

**EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y AMBIENTAL DE LA GASIFICACIÓN DE LOS
RESIDUOS AGROINDUSTRIALES DE LA PALMA AFRICANA PARA LA
PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES.**

**YUDI ANDREA CAMACHO POVEDA
ALEXIS FABIAN VERA SUAREZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2013

**EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y AMBIENTAL DE LA GASIFICACIÓN DE LOS
RESIDUOS AGROINDUSTRIALES DE LA PALMA AFRICANA PARA LA
PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES.**

YUDI ANDREA CAMACHO POVEDA

ALEXIS FABIAN VERA SUAREZ

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de Ingeniero
Químico**

Director

VIATCHESLAV KAFAROV

Ingeniero Químico, Ph.D.

Co-Director

DIEGO ARMANDO MARTÍNEZ MERLANO

Ingeniero Químico

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2013

A mi familia quienes siempre han estado a mi lado y por ser lo que más quiero en mi vida.

Y a todas aquellas personas que me ayudaron a cumplir esta meta.

Andrea Pamacho

A mis padres, Reynaldo Vera Ojeda y Luz Marina Suarez Nova, por su gran apoyo, amor y confianza depositada en mí.

A mis familiares, amigos y demás personas que contribuyeron de alguna manera en mi formación personal.

Alejo Fabián Vera

AGRADECIMIENTOS

A la UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER por formarnos como profesionales.

Al Dr. Sc. Viatcheslav Kafarov.

Al ingeniero Diego Armando Martínez, por sus enseñanzas, orientación y ayuda durante el desarrollo de este proyecto.

Al Centro de Investigación para el desarrollo Sostenible en la Industria y Energía CIDES.

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN ENERGÉTICA Y AMBIENTAL DE LA GASIFICACIÓN DE LOS RESIDUOS AGROINDUSTRIALES DE LA PALMA AFRICANA PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES

AUTORES: Alexis Fabián Vera Suarez, Yudi Andrea Camacho Poveda**

PALABRAS CLAVES: Raquis de palma africana, simulación, análisis exergético, relación de energía neta y análisis de ciclo de vida.

DESCRIPCIÓN: En el presente trabajo se evaluó la eficiencia energética y los impactos medioambientales de la gasificación de raquis de palma africana para tres procesos de producción de biocombustibles: metanol, hidrogeno y combustibles Fischer-Tropsch.

La metodología se desarrolló de la siguiente manera: Se realizó la simulación de los procesos por medio del software Aspen Hysys 7.2, los cuales fueron diseñados para una entrada de raquis de palma de 6000 kg/h. Mediante un análisis exergético se estimaron las irreversibilidades de los equipos empleados en cada proceso, de esta manera se calcularon los sumideros de energía y las eficiencias exergéticas. Utilizando la relación neta de energía se determinó la eficiencia energética de cada proceso. Finalmente se empleó la herramienta informática Simapro 7.1, que contiene un gran número de bases de datos y metodologías que siguen la normatividad ISO 14040, para evaluar y comparar las cargas ambientales relativas de cada proceso en las categorías de impacto ambiental de calentamiento global, desgaste de la capa de ozono, formación de oxidantes fotoquímicos, acidificación, eutrofización y energía no renovable.

Las emisiones producidas por las plantas son mínimas, sí se cuantifican y se comparan con las emisiones resultantes de los procesos destinados a abastecer los requerimientos de energía de las mismas.

Por medio de la evaluación exergética y de la evaluación ambiental realizada a los tres procesos se concluye que la producción de hidrógeno es el proceso que tiene potencial para ser implementado, ya que tiene los menores impactos ambientales, presenta la menor pérdida de exergía y es el proceso más eficiente exergéticamente y energéticamente.

* Trabajo de grado

** Facultad de ingenierías Físicoquímicas. Escuela de ingeniería química. Director: Ph. D. Viatcheslav Kafarov Co-Director Diego Martínez.

ABSTRACT

TITLE: ENERGY AND ENVIRONMENTAL ASSESSMENT OF WASTE AGROINDUSTRIALES GASIFICATION OF AFRICAN PALM FOR BIOFUELS PRODUCTION^{*}

AUTHORS: Vera Fabian Alexis Suarez, Andrea Camacho Yudi Poveda^{**}

KEY WORDS: palm rachis, Simulation, exergy analysis, net energy ratio and life cycle analysis.

DESCRIPTION: In this study we evaluated the energy efficiency and environmental impacts of gasification of palm rachis three processes for biofuels production: methanol, hydrogen and Fischer-Tropsch fuels.

The methodology was developed as follows: We performed the simulation of the processes through Aspen Hysys 7.2 software, which were designed for a palm rachis entry of 6000 kg / h. Using exergy analysis estimated the irreversibilities of the equipment used in each process, so sinks were calculated energy and exergy efficiencies. Using the net energy ratio was determined the energy efficiency of each process. Finally the tool was used Simapro 7.1, which contains a large number of databases and methodologies that follow the ISO 14040 norms, to evaluate and compare the environmental burdens of each process on the environmental impact categories global warming, wear ozone, photochemical oxidant formation, acidification, eutrophication and non-renewable energy.

Emissions from the plant are minimal, yes are quantified and compared with emissions from the processes to supply the energy requirements of the same.

Through Exergy assessment and environmental assessment processes performed three concluded that hydrogen production is the process that has the potential to be implemented as it has the lowest environmental impact, has the lowest exergy loss and is the exergéticamente process more efficient and energy.

^{*} Degree work

^{**} Facultad de ingenierías Físicoquímicas. Escuela de ingeniería química. Director: Ph. D. Viatcheslav Kafarov Co-Director Diego Martínez.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	16
2. METODOLOGÍA	19
2.1 SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS INDUSTRIALES	19
2.1.1 Descomposición del raquis en sus componentes elementales	20
2.1.2 Secado del raquis	20
2.1.3. Planta de producción de metanol a partir de la gasificación de raquis	20
2.1.4 Planta de producción de hidrógeno a partir de la gasificación del raquis	26
2.1.5 Planta de producción de combustibles fischer-tropsch a partir de la gasificación del raquis	30
2.2 ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO	36
2.2.1 Relación Neta de Energía	36
2.2.2 Análisis exergético	36
2.3 ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA	39
2.3.1 Objetivos del estudio	39
2.3.2 Alcance del estudio.	39
2.3.3 Suposiciones y consideraciones	41
2.3.4 Análisis de inventarios	41
3. RESULTADOS Y ANÁLISIS	43
3.1 RENDIMIENTOS Y RELACIÓN NETA DE ENERGÍA (NER)	43
3.2 ANÁLISIS EXERGÉTICO	46
3.3 ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA.	49
4. CONCLUSIONES	54
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	56
BIBLIOGRAFÍA	60
ANEXOS	64

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama del proceso de producción de metanol	21
Figura 2. Diagrama de flujo del proceso de producción de metanol realizado en Aspen Hysys	25
Figura 3. Diagrama del proceso de producción de hidrógeno	26
Figura 4. Diagrama de flujo del proceso de producción de hidrógeno realizado en Aspen Hysys	29
Figura 5. Diagrama del proceso de producción de combustibles Fischer Tropsch	30
Figura 6. Serie de separadores de fase	33
Figura 7. Diagrama de flujo del proceso de producción de combustibles Fischer-Tropsch realizado en Aspen Hysys	35
Figura 8. Esquemas de los tres sistemas evaluados. a) producción de diésel y nafta. b) producción de hidrógeno. c) producción de metanol	42
Figura 9. Porcentaje de consumo energético en cada proceso	45
Figura 10. Destrucción de exergía, pérdida de exergía y eficiencia en cada proceso	46
Figura 11. Destrucción y pérdida de exergía por etapas en cada proceso	47
Figura 12. Destrucción y pérdida de exergía por energía obtenida	49
Figura 13. Perfil ambiental	50
Figura 14. Contribución de los procesos representativos a cada sistema evaluado	51
Figura 15. Emisiones representativas de cada categoría de impacto	53

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Ecuaciones y constantes cinéticas para la síntesis de metanol	23
Tabla 2. Especificaciones de las torres de destilación	24
Tabla 3. Coeficientes estequiométricos para la reacción Fischer-Tropsch	32
Tabla 4. Especificaciones de la torre de destilación	34
Tabla 5. Cantidades másicas de cada combustible equivalentes a 1 MJ	40
Tabla 6. Relación de energía neta de los procesos	44

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. Descripción de las principales corrientes de cada proceso	65
ANEXO B. Exergía de las sustancias involucradas y exergías de flujo de cada proceso	70
ANEXO C. Irreversibilidades, pérdidas de exergía y eficiencias exergéticas	83
ANEXO D. Red de procesos para el sistema de metanol en la categoría de uso de energía no renovable	88
ANEXO E. Cantidades equivalentes de cada proceso, para cada categoría de impacto ambiental	89
ANEXO F. Cantidades equivalentes de las emisiones para cada categoría de impacto ambiental	91

INTRODUCCIÓN

La biomasa se considera como una materia prima renovable y relativamente limpia para la producción de biocombustibles. Colombia cuenta con excelentes recursos de biomasa, generados principalmente por cultivos energéticos como la palma africana, donde el país ocupa el quinto lugar como productor mundial y el primero en el continente americano. El proceso de extracción del aceite de palma genera grandes cantidades de biomasa residual, especialmente dos, la fibra y el raquis. La fibra es el residuo resultante del prensado de los frutos de palma y actualmente es usada dentro del mismo proceso como combustible de las calderas en la producción de vapor. El otro residuo, el raquis, es producto del desfrutamiento de los racimos, y a diferencia de la fibra no tiene un uso específico dentro de la extractora, y algunas veces es utilizado en aplicaciones de compostaje, alimento de animales, generación de vapor o energía eléctrica [1].

Según datos de FEDEPALMA, las extractoras de aceite de palma de Colombia producen aproximadamente 2.2 toneladas de raquis, 1.9 toneladas de fibra y 2.1 toneladas de aceite crudo por cada 10 toneladas de racimos de fruto fresco que procesan. El raquis se ha convertido en un problema de tipo logístico debido a que su producción es abundante, y en muchos casos es devuelto a los campos de cultivo con la premisa de funcionar como fertilizante natural, función que difícilmente cumple debido a su lenta descomposición, además de acarrear gastos por el transporte del mismo.

Una de las tecnologías más prometedoras que utiliza los residuos de biomasa es la producción de gas de síntesis por medio de la gasificación, seguido de la síntesis de biocombustibles. La gasificación de biomasa es un proceso de oxidación parcial termoquímico en el que las sustancias carbonosas presentes en la biomasa se transforman en un gas combustible de bajo poder calorífico a través

de una serie de reacciones que ocurren a una temperatura determinada en presencia de un agente gasificante (aire, vapor de agua, oxígeno, dióxido de carbono o una mezcla de éstos) [2]. El gas formado, denominado gas de síntesis, está compuesto principalmente de hidrógeno (H_2), monóxido de carbono (CO), y en menor cantidad por dióxido de carbono (CO_2), agua, metano (CH_4), hidrocarburos pesados (C_{2+}) y nitrógeno (N_2) [1]. La gasificación se lleva a cabo a altas temperaturas, entre 500 y 1400°C y a presiones que van desde la presión atmosférica hasta 3300 kPa aproximadamente [2]. Los reactores más utilizados son los de lecho fijo, lecho arrastrado y lecho fluidizado, donde el calentamiento puede ser de forma directa (el calor proviene de la combustión parcial) o de forma indirecta (el calor proviene de una fuente externa) [1,3]. El principal inconveniente de los reactores de gasificación, aunque aplica en diferente medida de un tipo a otro, es la producción de alquitranes y vapores condensables que contaminan el gas de síntesis y disminuyen su calidad.

El interrogante ante una futura implementación de tecnologías de gasificación y posterior síntesis de biocombustibles, aparte de la rentabilidad económica, lo cual es un aspecto trascendental, se presenta al evaluar la verdadera eficiencia energética y los impactos ambientales asociados a estos procesos. Por consiguiente, es necesario aplicar metodologías que nos permitan conocer estos aspectos y asegurar la puesta en marcha de procesos sostenibles.

La eficiencia energética de este tipo de procesos puede ser evaluada mediante el concepto de exergía, que es una propiedad termodinámica que determina el potencial de trabajo útil de un sistema cuando interactúa de forma espontánea con el ambiente que le rodea hasta alcanzar el estado de equilibrio [4]. De esta manera, cuando se realiza un análisis exergético lo que se pretende es estudiar la eficiencia energética real de cualquier sistema mediante la aplicación de la termodinámica, y aunque no es una metodología nueva porque se ha aplicado a lo largo de varios años, es una herramienta efectiva para encontrar soluciones que

reducen el uso innecesario de recursos. En relación a los impactos ambientales, es posible aplicar el análisis de ciclo de vida, que es una metodología estandarizada por las normas ISO 14040-14044 y permite evaluar de la forma más objetiva posible, las cargas ambientales asociadas a un producto, proceso o actividad identificando y cuantificando el uso de materia, energía y las emisiones liberadas al medio ambiente. El estudio puede incluir todo el ciclo de vida del producto, proceso o actividad, desde la producción de las materias primas hasta la disposición como residuo y su reciclaje [5], pero también puede limitarse a una determinada etapa de la cadena productiva donde el ejecutante requiere establecer mejores condiciones ambientales para el proceso de producción.

El objetivo de este trabajo es evaluar la eficiencia energética y los impactos ambientales de la producción de metanol, hidrógeno y combustibles Fischer-Tropsch por medio de la gasificación de raquis de palma mediante análisis exergético y análisis de ciclo de vida. Para tal fin, los procesos fueron simulados en Aspen Hysys y los datos reportados por el simulador fueron utilizados como información primaria para el montaje del análisis exergético y el análisis de ciclo de vida. Como resultado, se calcularon las eficiencias y perfiles ambientales de los tres procesos bajo estudio.

2. METODOLOGÍA

La metodología para cumplir los objetivos propuestos se dividió en tres etapas que se describen a continuación.

2.1 SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS INDUSTRIALES

Las tres plantas fueron simuladas por medio del software de procesos Aspen Hysys® 7.2 y se diseñaron para una entrada de raquis de 6000 kg/h. El paquete de fluidos usado en los tres procesos fue la ecuación de estado de Peng-Robinson, y fue escogido por ser el más adecuado para sistemas que incluyen hidrocarburos y gases con rangos de temperaturas superiores a -271°C y presiones inferiores a 100 MPa. Además, estima propiedades de forma rigurosa para sistemas de una, dos y tres fases con un alto grado de confiabilidad y es el método ideal para cálculos de equilibrio líquido vapor de los compuestos orgánicos presentes en los procesos bajo estudio [6].

El proceso de gasificación fue simulado en un reactor Gibbs, el cual es apropiado para procesos termoquímicos. El reactor Gibbs calcula la composición de equilibrio de la corriente de salida minimizando la energía libre de Gibbs de todos los componentes especificados. Al minimizar la energía libre de Gibbs se lleva a cabo la reacción más probable, por lo cual no se requirió de un set de reacciones [7]. El reactor Gibbs no es operable cuando se utilizan componentes hipotéticos, por esta razón el raquis se descompuso en carbono, hidrógeno, oxígeno y agua. Además, cuando se utiliza el reactor Gibbs, todos los componentes ingresados a la lista principal del simulador son potenciales productos del reactor, es decir, si en la lista existe algún componente que no sea producto de la gasificación, el reactor Gibbs lo puede producir y aparecerá en la corriente de salida del reactor. Por esta razón, la planta de metanol se dividió en dos archivos, en el primero se simuló el

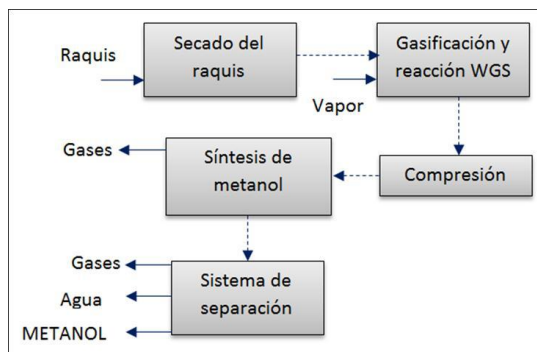
proceso de gasificación y en el segundo, la respectiva síntesis y separación del producto principal. Este mismo procedimiento fue realizado para el proceso Fischer-Tropsch.

2.1.1 Descomposición del raquis en sus componentes elementales. Con base en la literatura el raquis se caracterizó con una composición en peso de 15.47% de celulosa ($C_6H_{10}O_5$), 11.73% de hemicelulosa ($C_5H_8O_4$), 7.14% de lignina ($C_{7.3}H_{13.9}O_{1.3}$), 0.67% de cenizas y 65% de humedad [8]. Se despreció el porcentaje de cenizas por encontrarse en menor cantidad. Se descompuso la celulosa, hemicelulosa y lignina en carbono, hidrógeno y oxígeno, obteniendo raquis con una composición en peso de 17.46% de carbono, 14.63% de oxígeno, 2.51% de hidrógeno y 65.4% de humedad.

2.1.2 Secado del raquis. La materia prima a gasificar debe tener valores de humedad entre 10 y 15% en peso [2], por ello el raquis, cuyo contenido de humedad supera el 60%, fue sometido a una etapa de secado, simulada por un equipo ideal de separación de componentes y donde el flujo de calor fue corroborado con los valores de las tablas de vapor de agua.

2.1.3. Planta de producción de metanol a partir de la gasificación de raquis. El diseño de la planta en Aspen Hysys se llevó a cabo siguiendo las etapas que se muestran en la Figura 1.

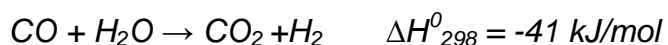
Figura 1. Diagrama del proceso de producción de metanol



El agente gasificante utilizado en la gasificación para la producción de metanol fue el vapor de agua, ya que es el más adecuado porque aumenta la composición de hidrógeno en el gas de síntesis [3]. El gas de síntesis debe tener una relación molar de H₂/CO igual o levemente superior a dos y una concentración de alquitranses menor a 10 ppb [9].

2.1.3.1 Gasificación. El vapor de agua y el raquis seco se alimentaron al gasificador de lecho fluidizado calentado de manera directa [1], a una razón másica de 0.6 vapor/biomasa [10]. Las condiciones de operación de la gasificación se mantuvieron en 950°C y 101.3 kPa. El gas producto del gasificador no contiene alquitranses debido a que la producción de los mismos es una restricción del software, por consiguiente, la etapa de limpieza del gas, usando una trampa de enfriamiento para condensar los alquitranses, fue omitida de la simulación.

2.1.3.2 Reacción water gas shift (WGS). La gasificación no produjo en el gas de síntesis una relación molar de H₂/CO superior a dos, por esta razón el gas producto del gasificador se alimentó a un reactor donde se llevó a cabo la reacción water gas shift, descrita a continuación, para aumentar la cantidad de hidrógeno.



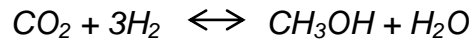
La reacción puede ser catalizada dependiendo de la temperatura de operación con catalizadores basados en óxido de hierro (alta temperatura) y en cobre (baja temperatura) [11]. En este caso, para simular la reacción, se utilizó un reactor de equilibrio, ya que ésta se rige principalmente por el equilibrio termodinámico. La reacción water gas shift es una de las reacciones que se encuentran en la librería del reactor de equilibrio, lo cual es una ventaja porque el simulador representa de una forma rigurosa y acertada el comportamiento de la misma, en función de las variables operacionales de temperatura y presión. Por esta razón, el reactor de equilibrio fue elegido sobre el reactor PFR heterogéneo, aun cuando la cinética de la reacción es reportada por diferentes autores.

Las condiciones de operación del reactor water gas shift fueron 750°C y 101.3 kPa. La corriente de gas producto del reactor fue enfriada a 300°C y el calor generado por este enfriamiento fue utilizado en el calentamiento del agente gasificante.

2.1.3.3 Compresión. El gas de síntesis fue mezclado con una corriente de vapor y posteriormente comprimido a 6078 kPa usando cuatro compresores que operan con una relación de compresión de 2.78. Las corrientes de salida de cada compresor se enfriaron a 160°C para evitar daños en los compresores posteriores [12]. La fracción de vapor a la entrada de los compresores se utilizó para suplir la necesidad de agua en las reacciones de la síntesis de metanol.

2.1.3.4 Síntesis de metanol. La producción de metanol es un proceso catalítico llevado a cabo en un rango de temperaturas de 220-275°C y un rango de presiones de 5000-10000 kPa [9]. La mezcla de gas de síntesis y vapor a 250°C y 6078 kPa fue alimentada a dos reactores PFR isotérmicos en serie donde se llevó a cabo la síntesis de metanol catalizada con Cu/ZnO/Al₂O₃, el cual es un catalizador selectivo para la producción de metanol a partir de CO₂ [13]. En la industria, la síntesis de metanol se realiza en un reactor donde en forma paralela

se lleva a cabo la reacción WGS. En la simulación no fue posible establecer las selectividades de las reacciones y por consiguiente fue necesario simular este proceso con dos reactores PFR, operando de forma idéntica y con las mismas características en cuanto a dimensiones y otras especificaciones. En el primer reactor ocurrió la reacción WGS, mientras que en el segundo se llevó a cabo la reacción de síntesis de metanol descrita por la siguiente reacción.



Además, se decidió utilizar un reactor PFR en lugar de un reactor de equilibrio, en contraste con lo antes planteado, para soportar la tesis de similitud física y operacional de ambos reactores.

En la Tabla 1 se encuentran las ecuaciones que describen la cinética de la síntesis de metanol, la cual fue reportada por Sinadinovic [13], donde las unidades de la velocidad de reacción están expresadas en kmol/kg_{cat}s. Todas las constantes fueron ajustadas al formato requerido por el software, kmol/m³_{cat}s, usando la densidad del catalizador [14]. La Tabla 1 también muestra las constantes cinéticas ajustadas al formato de base exponencial utilizado en la simulación.

Tabla 1. Ecuaciones y constantes cinéticas para la síntesis de metanol

Cinética para la síntesis de metanol	Cinética para la reacción WGS
$r = \frac{k_4 p_{CO_2} p_{H_2} \left(1 - \frac{1}{K_{e,1}} \frac{p_{H_2O} p_{CH_3OH}}{p_{H_2}^3 p_{CO_2}} \right)}{1 + k_3 \frac{p_{H_2O}}{p_{H_2}} + k_1 \frac{1}{p_{H_2}} + k_2 p_{H_2O}}$	$r = \frac{k_5 p_{CO_2} \left(1 - \frac{1}{K_{e,2}} \frac{p_{H_2O} p_{CO}}{p_{H_2}^3 p_{CO_2}} \right)}{1 + k_3 \frac{p_{H_2O}}{p_{H_2}} + k_1 \frac{1}{p_{H_2}} + k_2 p_{H_2O}}$
Constantes cinéticas	Constantes cinéticas ajustadas
$k_1 = 0.499 e^{\frac{17197}{RT}}$	$k_1 = 885.725 e^{\frac{17197}{RT}}$
$k_2 = 6.62 * 10^{-11} e^{124119/RT}$	$k_2 = 1.175 * 10^{-7} e^{124119/RT}$
$k_3 = 3453.38$	$k_3 = 6.129 * 10^6$
$k_4 = 1.07 e^{36696/RT}$	$k_4 = 1899.25 e^{36696/RT}$

$k_5 = 1.22 * 10^{10} e^{94765/RT}$	$k_5 = 2.165 * 10^{13} e^{94765/RT}$
$K_{e,1} = 10^{\frac{3066}{T}-10.592} = e^{\frac{7059.7259}{T}-24.3889}$	$K_{e,1} = 1775 e^{\frac{7059.7259}{T}-24.3889}$
$K_{e,2} = 10^{\frac{-2073}{T}+2.019} = e^{\frac{4773.259}{T}+4.672}$	$K_{e,2} = 1775 e^{\frac{4773.259}{T}+4.672}$
$\frac{K_4}{K_{e,1}} = 4.1816 * 10^{10} e^{-22001.38/RT}$	$\frac{K_4}{K_{e,1}} = 7.422 * 10^{13} e^{-22001.38/RT}$
$\frac{K_5}{K_{e,2}} = 1.1411 * 10^8 e^{55078.215/RT}$	$\frac{K_5}{K_{e,2}} = 2.025 * 10^{11} e^{55078.215/RT}$
Densidad del catalizador: 1775 kg/m ³	

La salida del segundo reactor se enfrió a 50°C para lograr separar el gas disuelto, principalmente CO₂, el cual fue recirculado al primer reactor haciendo una purga previa del 10% de la corriente, basados en datos heurísticos [15].

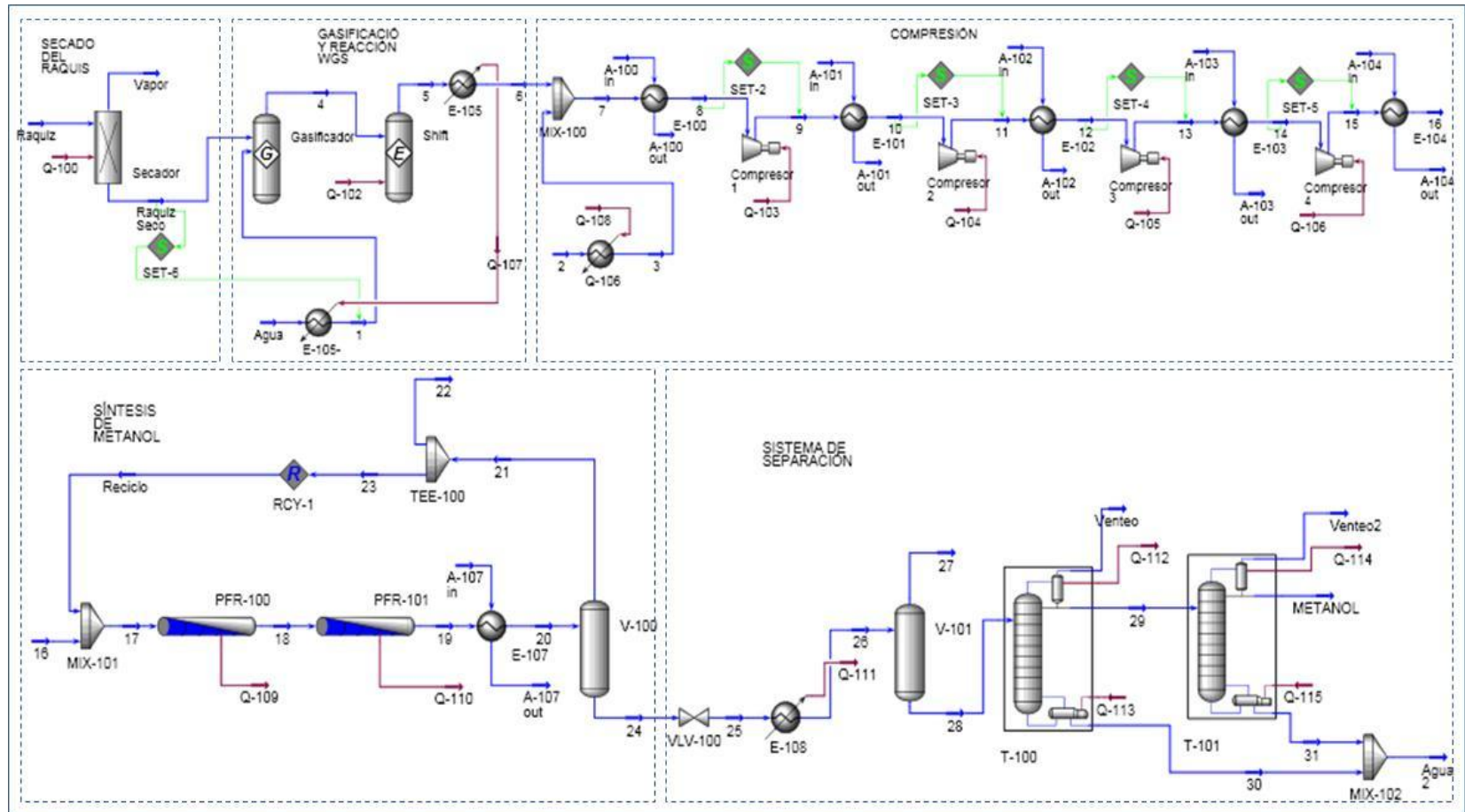
2.1.3.5 Sistema de separación. Para separar los gases aún disueltos en la mezcla metanol-agua se disminuyó la presión a 101.3 kPa, mientras que la temperatura se redujo a 10°C. Para lograr obtener metanol al 99.9% de pureza se utilizaron dos torres de destilación [16], cada uno con 50 platos [17]. Las especificaciones de las torres se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2. Especificaciones de las torres de destilación

Especificaciones	Torre 1	Torre 2
Numero de platos	50	50
Tipo de condensador	Parcial	Parcial
Flujo de calor en el rehervidor	16345441.9 kJ/h	6327672.9 kJ/h
Relación de reflujo	1.8	1.5
Flujo másico en el venteo	30 kg/h	6.8 kg/h

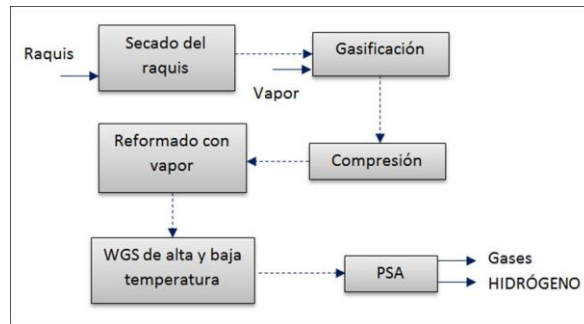
La Figura 2 muestra el proceso de producción de metanol realizado en Aspen Hysys.

Figura 2. Diagrama de flujo del proceso de producción de metanol realizado en Aspen Hysys



2.1.4 Planta de producción de hidrógeno a partir de la gasificación del raquis. El diseño de la planta en Aspen Hysys se llevó a cabo siguiendo las etapas que se muestra en la Figura 3.

Figura 3. Diagrama del proceso de producción de hidrógeno



El agente gasificante utilizado en la gasificación para la producción de hidrógeno fue el vapor de agua, ya que es el más adecuado porque aumenta la composición de hidrógeno en el gas de síntesis [3].

2.1.4.1 Gasificación. El vapor de agua y el raquis seco se alimentaron al gasificador de lecho fluidizado calentado de manera directa a una razón másica de 0.45 vapor/biomasa [18]. Las condiciones de operación de la gasificación fueron 820°C y presión atmosférica.

La corriente de gas fue enfriada a 226.6°C y el calor generado por este enfriamiento se utilizó en el calentamiento del agente gasificante y una corriente de vapor que fue alimentado al tren de compresores.

2.1.4.2 Compresión. El gas de síntesis fue mezclado con una corriente de vapor y posteriormente comprimido a 3700 kPa [18] usando cuatro compresores que operan con una relación de compresión de 2.46. Las corrientes de salida de cada compresor se enfriaron a 160°C para evitar daños en los compresores posteriores

[12]. La fracción de vapor a la entrada de los compresores se utilizó para suplir la necesidad de agua en las reacciones en el reformado con vapor.

2.1.4.3 Reformado con vapor. La mezcla de gas de síntesis y vapor se alimentó al reactor de reformado, el cual se simuló en un reactor de conversión operando a 850°C y 3700 kPa [18]. Las reacciones que rigen el proceso de reformado fueron las siguientes.

Reacción 1: $C_nH_m + nH_2O + calor \rightarrow nCO + (m/2 + n)H_2$

Reacción 2: reacción wáter-gas shift: $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$

La reacción 1 convierte el metano y los hidrocarburos superiores presentes en el gas de síntesis en hidrógeno. Debido a que en el gas de síntesis, producto de la gasificación, no presenta hidrocarburos superiores la reacción 1 se reduce a la reacción 3.

Reacción 3: $CH_4 + H_2O + calor \rightarrow CO + 3H_2$

La conversión de la reacción 2 y 3 fue de 22% y 60% respectivamente [18].

2.1.4.4 Reactores WGS de alta y baja temperatura. Los reactores shift de alta y baja temperatura se simularon con reactores de equilibrio y en cada uno se llevó a cabo la reacción water gas shift. Las condiciones de operación del reactor shift de alta temperatura fueron 390°C y 3000 kPa, mientras el shift de baja se operó a 200°C y 2500 kPa [18]. Los dos reactores se operaron adiabáticamente, y para mantener las condiciones de operación en los valores establecidos, la alimentación al primer reactor shift se enfrió a 283.2°C y la presión se redujo por medio de una válvula a 3000 kPa. La alimentación al segundo reactor shift se enfrió a 123.3°C y la presión se redujo por medio de una válvula a 2500 kPa.

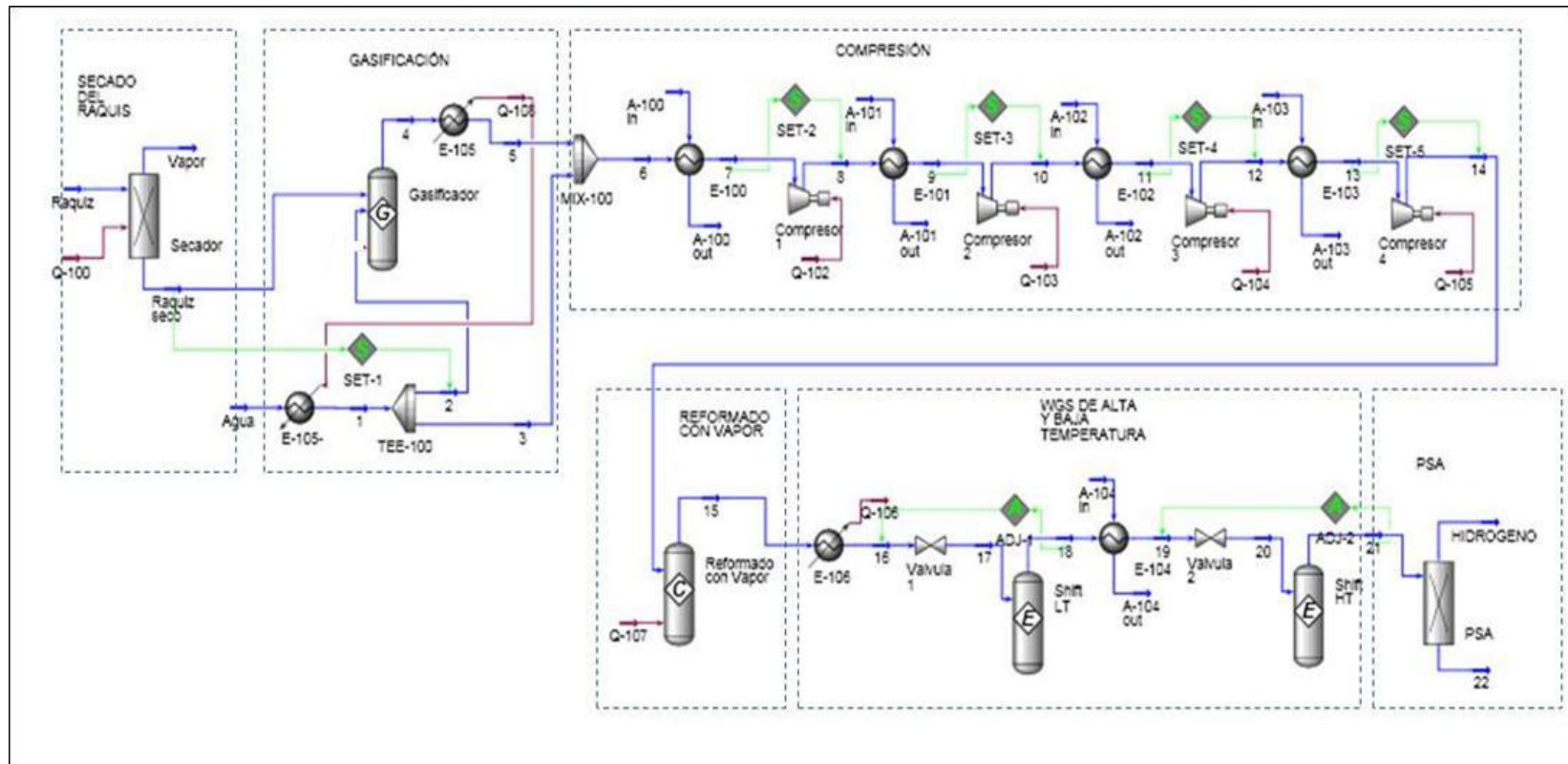
2.1.4.5 PSA. El gas de síntesis producto de los reactores shift se purificó en el proceso de adsorción por oscilación de presión (PSA). El PSA es un proceso cíclico a presión que consiste de varios tanques que contiene un material

adsorbente selectivo y un montaje con electroválvulas que direccionan el flujo del gas de acuerdo al ciclo del sistema. El gas entra al tanque que contiene el tamiz molecular que separa el hidrógeno de la mezcla de gases por un proceso de adsorción que ocurre a alta presión. El adsorbente selectivamente adsorbe las moléculas de CO, CO₂, CH₄ y H₂O dejando libre el hidrógeno de alta pureza. Cuando el tamiz molecular se llena comienza el ciclo de regeneración del adsorbente. Durante este ciclo se reduce la presión en el tanque, al bajar la presión las impurezas se separan del material adsorbente y se eliminan del sistema [19]. Este proceso fue simulado en un *splitter* debido a que el simulador no cuenta con un equipo que lleve a cabo tal proceso. Además, la simulación fue construida en estado estacionario, mientras el PSA es un sistema altamente dinámico, lo cual reforzó la necesidad de usar el splitter.

Por especificaciones del proceso, en el PSA fue posible separar el 77% del flujo molar de hidrógeno de la corriente de entrada [18].

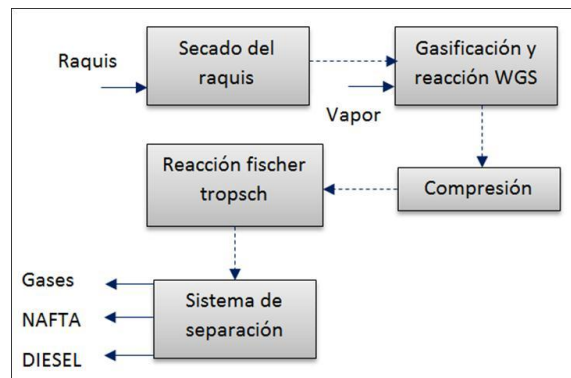
La Figura 4 muestra el proceso de producción de hidrógeno realizado en Aspen Hysys.

Figura 4. Diagrama de flujo del proceso de producción de hidrógeno realizado en Aspen Hysys



2.1.5 Planta de producción de combustibles fischer-tropsch a partir de la gasificación del raquis. El diseño de la planta en Aspen Hysys se llevó a cabo siguiendo las etapas que se muestran en la Figura 5.

Figura 5. Diagrama del proceso de producción de combustibles Fischer Tropsch



En la síntesis de Fischer-Tropsch, el hidrógeno y monóxido de carbono en el gas de síntesis reaccionaron sobre un catalizador basado en cobalto para formar una amplia gama de cadenas de hidrocarburos de diversas longitudes. La reacción es llevada a cabo en un rango de presiones de 2000–4000 kPa y un rango de temperaturas de 200-250 °C [9]. El agente gasificante utilizado es vapor de agua, el gas de síntesis debe cumplir una relación molar de H_2/CO superior a dos con catalizadores de cobalto, y concentración de alquitranes menor de 10 ppb. Cuando se utilizan catalizadores a base de hierro el rango de temperaturas es de 300-350°C y la relación molar de H_2/CO en el gas de síntesis debe estar entre 0.6 y 1.7. Los catalizadores de hierro se utilizan para producir gasolinas oleofínicas mientras que los catalizadores de cobalto se utilizan para producir diésel y ceras parafínicas [9]. Las ceras pueden ser hidrocraqueadas para producir diésel, por esta razón existe más interés en la tecnología Fischer-Tropsch con catalizadores de cobalto [20].

2.1.5.1 Gasificación. El vapor de agua y el raquis seco se alimentaron al gasificador de lecho fluidizado calentado de manera directa a una razón másica de 0.6 vapor/biomasa. Las condiciones de operación de la gasificación fueron 950°C y 101.3 kPa. La gasificación no produjo en el gas de síntesis una relación molar de H₂/CO superior a dos y fue necesario incorporar un reactor water gas shift para ajustar la cantidad de hidrógeno.

El gas se enfrió a 530°C y el calor generado por este enfriamiento se utilizó en el calentamiento del agente gasificante.

2.1.5.2 Reacción WGS. El gas de síntesis producto de la gasificación se alimentó a un reactor de equilibrio, para aumentar la relación molar H₂/CO. Las condiciones de operación del reactor fueron 650°C y 101.3 kPa y en él se llevó a cabo la reacción water gas shift.

La reacción WGS aumentó indeseablemente la concentración de dióxido de carbono en el gas de síntesis. La extracción de dióxido de carbono aumenta la presión parcial de monóxido de carbono en el gas de síntesis mejorando la selectividad para hidrocarburos líquidos, pero, la eliminación de dióxido de carbono requiere una gran cantidad de energía y el aumento en el consumo de energía supera los beneficios que se consiguen con el aumento de la selectividad [20]. Por lo tanto, la etapa de eliminación de dióxido de carbono mediante un absorbedor no fue incluida en la simulación.

2.1.5.3 Compresión. El gas de síntesis fue comprimido a 6078 kPa usando cuatro compresores que operaron con una relación de compresión de 2.78. Las corrientes de salida de cada compresor se enfriaron a 160°C para evitar daños en los compresores posteriores [12].

2.1.5.4 Reacción Fischer Tropsch. En la reacción Fischer-Tropsch los reactivos fueron el H₂ y CO, mientras que la corriente de producto estuvo compuesta por cadenas de hidrocarburos de diferentes longitudes (C1- C30) y agua. En la Tabla 3 se dan los coeficientes estequiométricos para cada componente, negativos para reactivos y positivo para productos. Los coeficientes estequiométricos son datos tomados de experimentos en una planta piloto con microreactores para la síntesis Fischer-Tropsch [21].

Tabla 3. Coeficientes estequiométricos para la reacción Fischer-Tropsch

Componente	Coef. estequiométrico	Componente	Coef. estequiométrico
CO	-3,647	C ₁₅	5,00E-03
H ₂	-8,267	C ₁₆	5,00E-03
H ₂ O	3,647	C ₁₇	4,00E-03
CH ₄	0,598	C ₁₈	4,00E-03
Etano	0,109	C ₁₉	4,00E-03
Propano	4,90E-02	C ₂₀	5,00E-03
Butano	3,00E-02	C ₂₁	5,00E-03
Pentano	2,30E-02	C ₂₂	5,00E-03
Hexano	1,70E-02	C ₂₃	5,00E-03
Heptano	1,50E-02	C ₂₄	5,00E-03
Octano	1,20E-02	C ₂₅	5,00E-03
Nonano	1,00E-02	C ₂₆	5,00E-03
Decano	8,00E-03	C ₂₇	5,00E-03
C ₁₁	7,00E-03	C ₂₈	4,00E-03
C ₁₂	7,00E-03	C ₂₉	4,00E-03
C ₁₃	7,00E-03	C ₃₀	2,92E-03
C ₁₄	7,00E-03		

Para la simulación del reactor fue necesario ingresar al simulador la cinética de la reacción. La cinética de la reacción Fischer-Tropsch es difícil de modelar por la gran variedad de compuestos que se pueden producir, pero con base en datos

experimentales la ecuación cinética para el catalizador basado en cobalto (Co) [22] fue:

$$-r_{CO} = \frac{kT_1 P_{H_2} P_{CO}}{(1 + k_2 T_2 P_{CO})^2}$$

$$T_1 = e^{-4492 * \frac{1}{T} - \frac{1}{473}}$$

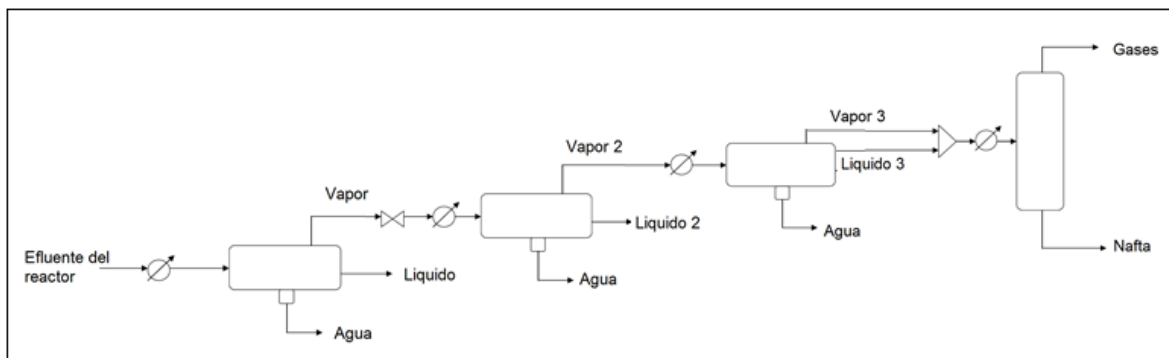
$$T_2 = e^{8237 * \frac{1}{T} - \frac{1}{473}}$$

$$k = 0,0173 \text{ gmol CO}/(\text{hr, cc, cat, atm}^2)$$

$$k_2 = 4,512 \text{ atm}^{-1}$$

2.1.5.5 Sistema de separación. El agua contenida en la mezcla de hidrocarburos fue eliminada por medio de separadores de fase como lo muestra la Figura 6 [22].

Figura 6. Serie de separadores de fase



El efluente del reactor fue enfriado a 137.8 °C y alimentado a un separador trifásico, la corriente de vapor de este separador contiene el resto del agua y la corriente líquida consiste sobretodo en C₆ y alcanos superiores. La presión de la corriente de vapor de este primer separador fue reducida a 689.5 kPa y enfriada a 48.89°C con el objetivo de condensar y separar su contenido de agua. En la fase líquida del segundo separador fue posible obtener los alcanos menos volátiles. La fase de vapor, con una alta composición de alcanos livianos y un remanente de agua fue enfriada a 1.66°C y alimentada a un último separador trifásico, cuyos

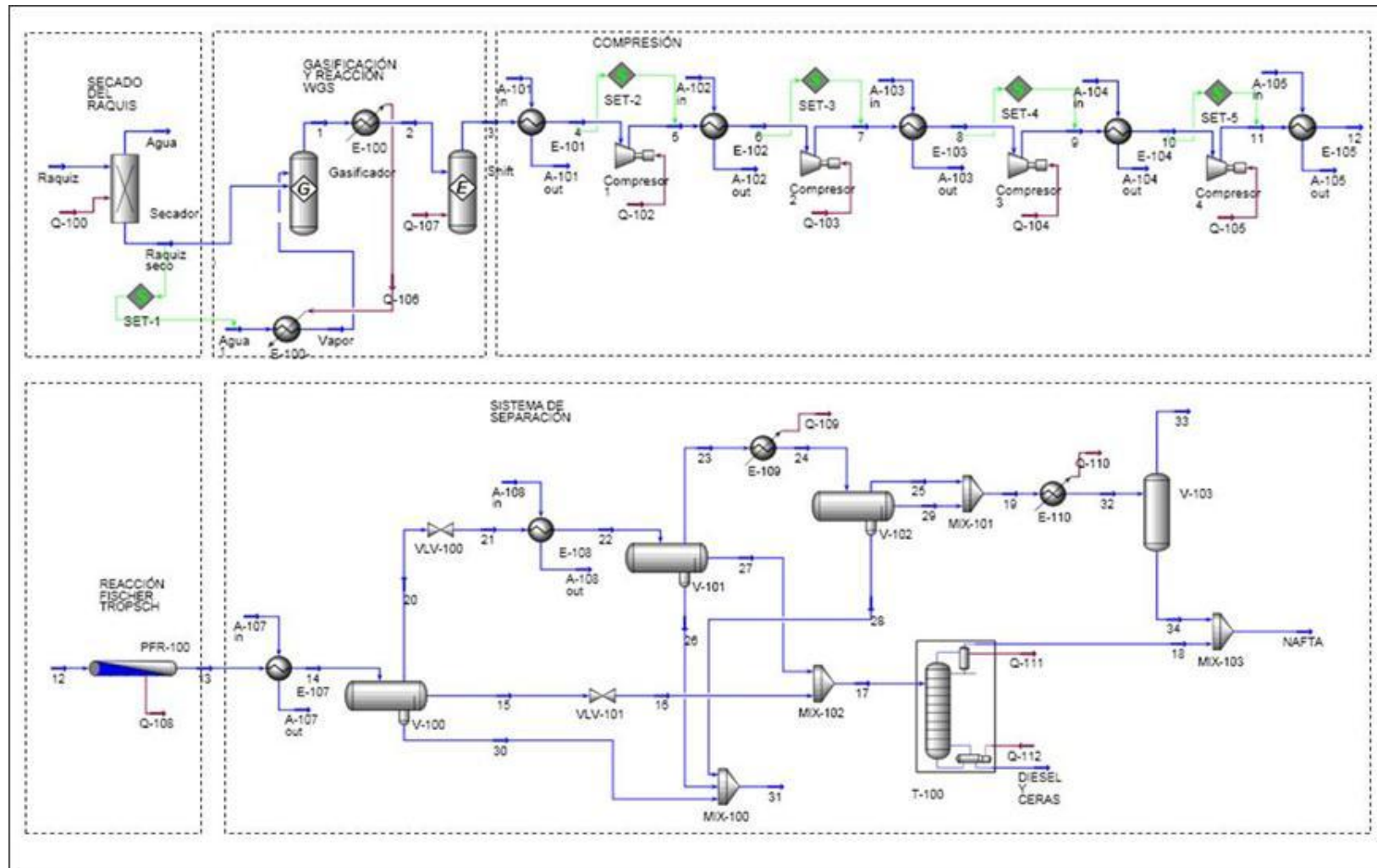
posteriores vapores se enfriaron a $-28.89\text{ }^{\circ}\text{C}$ y se enviaron a un tanque flash. Las corrientes de hidrocarburos fueron mezcladas y enviadas a una torre de fraccionamiento, similar al tratamiento del crudo, a una temperatura y presión de $131.9\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 689.5 kPa respectivamente. El destilado de la torre fue Nafta ($\text{C}_5\text{-C}_{12}$) y el producto de colas fue Diésel y ceras de parafina ($\text{C}_{10}\text{-C}_{30}$). Las especificaciones de la torres están en la Tabla 4.

Tabla 4. Especificaciones de la torre de destilación

Numero de platos	40
Tipo de condensador	Total
Relación de reflujo	1.070
Flujo másico en el venteo	104.6 kg/h

La Figura 7 muestra el proceso de producción de combustibles Fischer-Tropsch realizado en Aspen Hysys.

Figura 7. Diagrama de flujo del proceso de producción de combustibles Fischer-Tropsch realizado en Aspen Hysys



2.2 ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO

2.2.1 Relación Neta de Energía. Para el cálculo de la eficiencia energética de los procesos se utilizó el concepto de relación neta de energía, el cual hace referencia a la energía contenida en el producto que se está analizando sobre la energía necesaria para su proceso de producción, es un indicador importante para el análisis de la eficiencia energética de la producción de biocombustibles [23]. Para el cálculo de este índice de sostenibilidad energética, el numerador corresponde al poder calorífico del biocombustible producido en cada proceso (hidrógeno, metanol, diésel y nafta), mientras que en el denominador precisa la suma de la energía requerida por compresores, secadores, reactores, rehervidores de las torres de destilación, entre otros.

2.2.2 Análisis exergético. Para desarrollar el análisis exergético de cada una de las plantas se siguió la metodología propuesta por Rodoreda [24]:

2.2.2.1 Especificaciones de los volúmenes de control. Los volúmenes de control fueron los equipos de los procesos de producción y la frontera de cada volumen de control corresponde a la frontera física de cada equipo.

2.2.2.2 Ambiente de referencia del sistema. El ambiente de referencia viene dado por la temperatura ambiente y la presión atmosférica. Estos valores fueron definidos tomando como referencia los valores estándar de presión y temperatura, $P_0=101.3$ kPa y $T_0=25$ °C.

2.2.2.3 Simplificaciones. El estudio se restringe al estado estacionario del sistema, por lo tanto quedan fuera los problemas de carácter dinámico. Los efectos de la energía cinética y potencial de los flujos másicos de las corrientes que entran o salen del volumen de control se despreciaron, debido a que, en la mayoría de los procesos de conversión de energía, los cambios en estas formas

de energía resultan despreciables comparados con los cambios en la entalpía de los flujos másicos de las mismas corrientes.

2.2.2.4 Flujos de masa y energía. Por medio del software de procesos Aspen Hysys® 7.2 se obtuvieron los flujos de masa y energía de los tres procesos.

2.2.2.5 Balances de exergía y destrucción de exergía. Por medio del balance de exergía en estado estacionario, ecuación 1 [25], se calculó la magnitud de la destrucción de exergía en cada equipo de los procesos.

$$Ed = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j} \right) Q_j - W + \sum m_e e_e - \sum m_s e_s \quad (1)$$

Dónde: Ed es la exergía destruida. El término $\left(1 - \frac{T_0}{T} \right) Q$ es el flujo de exergía por calor; donde T_0 es la temperatura de referencia, T es la temperatura del sistema y Q es el calor cedido o recibido por el sistema. El término W representa el trabajo realizado sobre o por el sistema. Los términos $m_e e_e$ y $m_s e_s$ son la exergía de flujo que entra y sale del sistema, respectivamente.

La exergía de flujo se calculó como la suma de la exergía física y la exergía química [4], se representa por medio de la ecuación 2.

$$e = e_f + e_q \quad (2)$$

La exergía física, que está asociada a diferencias de presión y temperatura con el estado de referencia [25], fue calculada mediante la ecuación 3.

$$e_f = H - H_0 - T_0 (S - S_0) \quad (3)$$

Dónde: H y S son la entalpía y entropía respectivamente. El subíndice indica las propiedades evaluadas en el estado de referencia del sistema.

La exergía química que está asociada a diferencias en la composición, es el potencial de generar trabajo al pasar del estado ambiental a un estado no sólo de equilibrio termo-mecánico sino también químico, se calculó por medio de la ecuación 4 [4] para compuestos puros.

$$eq_i = \Delta G_{F0} + \sum_i N_i e_i \quad (4)$$

Dónde: ΔG_{F0} es el incremento de la energía libre de Gibbs de formación del compuesto y $\sum_i N_i e_i$ es la sumatoria de las exergías de los elementos que conforman el compuesto multiplicado por su respectivo número de átomos. Para mezclas, la exergía química es la suma de las exergías químicas de las sustancias que las componen, más la contribución exergética debido a las mezclas de las sustancias en condiciones ideales [4] y se calculó mediante la ecuación 5.

$$e_{q\text{ mezcla}} = \sum_i [y_i eq_i + RT_0 y_i \ln(y_i)] \quad (5)$$

Dónde: y_i es la fracción molar del componente i , R es la constante de las gases y T_0 la temperatura en el estado de referencia del sistema.

2.2.2.6 Eficiencias exergéticas. Las eficiencias exergéticas fueron calculadas dependiendo del tipo de equipo y las ecuaciones utilizadas se resumen en la figura D1 que se encuentra en el anexo D. Para los equipos que no se encuentran en la figura la eficiencia exergética fue calculada como la proporción entre exergía del producto y la exergía del recurso, donde la exergía del producto se refiere al resultado deseado por el sistema y la exergía del recurso se refiere a la exergía utilizada para generar el producto [24]. Las eficiencias exergética globales de cada

uno de los procesos en estudio fue calculada como el promedio de las eficiencias de las etapas que lo integran.

2.3 ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA

El análisis de ciclo de vida (ACV) se realizó mediante la aplicación de las normas ISO 14040-14044 [26].

2.3.1 Objetivos del estudio. Desarrollar y comparar los perfiles ambientales de tres procesos de producción de biocombustibles basados en la gasificación de raquis de palma africana.

2.3.2 Alcance del estudio.

2.3.2.1 Sistemas estudiados. Los sistemas bajo estudio en este proyecto fueron:

- ✓ Producción de diésel y nafta por gasificación y síntesis de Fischer-Tropsch. En este sistema se obtienen dos productos de diferente valor energético y comercial, por lo cual se analizarán de forma independiente.
- ✓ Producción de hidrógeno por gasificación y reformado con vapor.
- ✓ Producción de metanol por gasificación.

2.3.2.2 Unidad funcional. La unidad funcional se estableció en 1 MJ de cada biocombustible. Se utilizaron los poderes caloríficos de los biocombustibles y se obtuvieron las cantidades másicas correspondientes a 1 MJ de energía, y de esta manera poder efectuar una comparación entre los sistemas. La Tabla 5 muestra los valores másicos utilizados para la comparación.

Tabla 5. Cantidades másicas de cada combustible equivalentes a 1 MJ

Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
0.00833 kg	0.0519 kg	0.0237 kg	0.0228 kg

2.3.2.3 Límites para el proceso. Para los sistemas, las etapas del ciclo de vida que fueron analizadas comprenden el transporte de la materia prima y la producción de los biocombustibles.

2.3.2.4 Etapas excluidas del análisis. En este estudio no se tuvo en cuenta las cargas ambientales relativas a los bienes de capital (maquinaria e infraestructura) porque su vida útil es muy extensa. Esta suposición se fundamenta en la unidad funcional establecida, 1 MJ, y hace referencia a que las plantas podrían producir múltiplos muy grandes de la misma en un determinado tiempo y que los bienes de capital puedan ser utilizados por muchos años; por consiguiente, las emisiones generadas en la elaboración de los bienes de capital por cada MJ de biocombustible producido son muy pequeñas, y despreciables cuando se comparan con las emisiones generadas por la operación de la planta.

2.3.2.5 Procedimiento de asignación. El método de asignación másica se aplicó al sistema de producción de combustibles Fischer-Tropsch, al ser el único proceso donde se obtienen dos productos de alto valor comercial, el diésel y la nafta. Por lo tanto, fue necesario cuantificar las cargas ambientales asociadas a cada producto cuando abandonan el sistema. Los porcentajes de asignación fueron de 76.2% para el diésel y 23.8% para la nafta.

2.3.2.6 Herramienta informática utilizada. El presente estudio de ACV se realizó utilizando el software Simapro v7.1, desarrollado por la compañía PRéConsultants. Este recurso informático contiene un gran número de bases de datos y metodologías, las cuales son de gran ayuda para analizar y comparar los aspectos

medio ambientales de un producto de forma sistemática y consistente, siguiendo la normatividad ISO 14040.

La evaluación de impacto se realizó utilizando el método EPD 2007, el cual se fundamenta en el procedimiento de caracterización para calcular la contribución relativa de una sustancia a una categoría de impacto ambiental determinada. A través de este método fue posible evaluar seis categorías de impacto ambiental: calentamiento global, acidificación, eutrofización, energía no renovable, formación de oxidantes fotoquímicos y agotamiento del ozono.

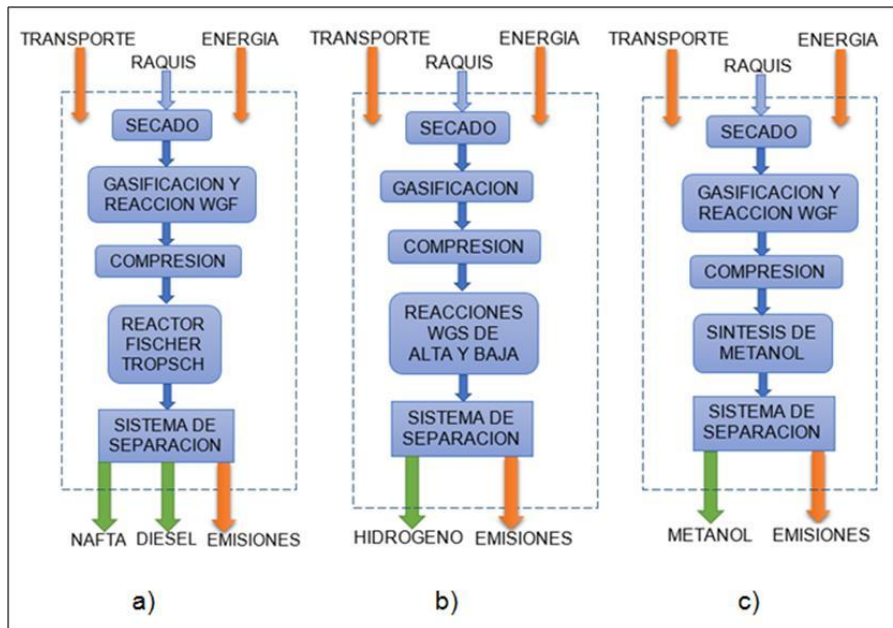
2.3.3 Suposiciones y consideraciones. Se supuso la existencia de tres plantas: planta productora de diésel y nafta, planta productora de hidrógeno y planta productora de metanol, de igual manera para el transporte del raquis se hizo la suposición de una distancia por carretera de 20 km entre las plantas y la extractora proveedora del raquis.

2.3.4 Análisis de inventarios. La información reportada por las simulaciones se utilizó como datos primarios para el montaje de los inventarios. En el inventario se cuantificaron las emisiones por transporte, consumo de vapor, energía eléctrica y los impactos generados por las emisiones directas de las tres plantas. La Figura 8 representa el diagrama conceptual del ACV comparativo de los procesos.

Los requerimientos energéticos de las plantas fueron principalmente el calentamiento con gas natural y la energía eléctrica. El proceso que se utilizó para la generación de calor con el gas natural fue una modificación que se le hizo al proceso “Heat from natural Gas FAL” de la base de datos de Franklin USA 98, el cual comprende los datos de “la cuna a la puerta” de los recursos necesarios y las emisiones de la combustión de gas natural en calderas industriales. El gas natural que se utiliza en este proceso proviene de yacimientos naturales y a partir de petróleo, carbón y madera en menor proporción. La energía eléctrica que se

empleó fue una modificación del proceso “Energy South América” de la base de datos IDEMAT 2001, la cual recopila los requerimientos de combustible y las emisiones presentes en la generación de 1 MJ de energía en América del Sur. En este proceso la energía eléctrica es producida a partir de petróleo, gas natural, carbón y principalmente, hidroeléctrica. Estas dos modificaciones se emplearon en el montaje del inventario de los tres sistemas bajo estudio, de tal manera que para efectos de comparación no se generen errores significativos en los resultados. La interacción de estos procesos en cada uno de los sistemas y categorías de impacto ambiental estudiadas, se pueden observar mediante un árbol o red generada por el software Simapro V7.1. En el anexo E se muestra la red obtenida para el proceso de metanol en la categoría de energía no renovable.

Figura 8. Esquemas de los tres sistemas evaluados. a) producción de diésel y nafta. b) producción de hidrógeno. c) producción de metanol



3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

3.1 RENDIMIENTOS Y RELACIÓN NETA DE ENERGÍA (NER)

Todos los procesos analizados manejan la misma cantidad de materia prima, pero los rendimientos máxicos varían notablemente de un proceso a otro. Los resultados obtenidos muestran que la producción de metanol es el proceso con mayor rendimiento máxico, alcanzado 0.86 kg de metanol por kg de raquis seco alimentado. Por su parte, la producción de hidrógeno es el proceso con menor rendimiento máxico, 0.119 kg de hidrógeno por kg de raquis, superado por los combustibles Fischer-Tropsch que alcanzan a producir 0.27 kg de producto por kg de raquis. Estos resultados se deben a las diferencias que existen en las condiciones de operación de la gasificación, reacciones y conversiones en la síntesis de cada biocombustible y en las pérdidas que se generan por los equipos utilizados en los diferentes sistemas de separación. El anexo A muestra los principales flujos máxicos de cada una de las simulaciones realizadas.

En relación a la eficiencia energética de los procesos, los resultados precisan que el NER es superior a 1 para la producción de hidrógeno y combustibles Fischer-Tropsch, mientras que la síntesis de metanol alcanza un valor inferior a la unidad. La Tabla 6 muestra que el proceso con mejor eficiencia energética es la producción de hidrógeno con un NER calculado en 1.685, seguido de los combustibles Fischer-Tropsch y la síntesis de metanol con 1.572 y 0.939, respectivamente. Los resultados obtenidos implican que la producción de metanol no tiene ganancia neta de energía mientras que la producción de hidrógeno y combustibles Fischer-Tropsch son procesos sostenibles energéticamente, donde la energía suministrada es reorganizada en compuestos de mayor valor energético.

Tabla 6. Relación de energía neta de los procesos

Proceso	Consumos energéticos(kJ/h)	Energía contenida en los biocombustibles (kJ/h)	NER
Producción de combustible FT	17137381.4	26956071.37	1.572
Producción de Hidrógeno	20091268.1	33858076.73	1.685
Producción de Metanol	41483646.1	38970529.12	0.939

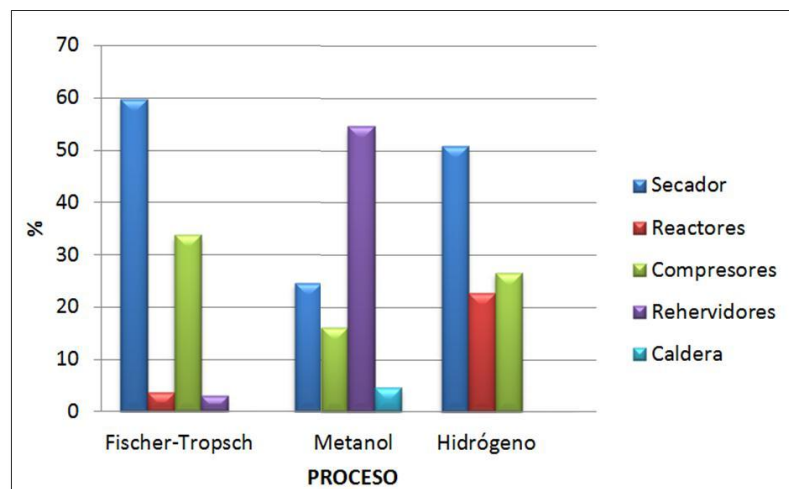
La Tabla 6 también muestra que los consumos energéticos totales se encuentran en un mismo orden de magnitud, pero la energía necesaria en la síntesis de metanol duplica la energía requerida de cada uno de los otros dos procesos, mientras que los valores de energía contenida en los productos se encuentra más cercanos entre sí. La síntesis de metanol produce la mayor cantidad de energía pero también es el proceso que más energía requiere. El hidrógeno, que es el compuesto que en menor cantidad se produce, energéticamente es el mejor debido a su alto poder calorífico (120011 kJ/kg), el cual supera 6 veces al metanol y más de dos veces la nafta y el diésel [27].

La Figura 9 muestra los porcentajes de consumo energético por equipos dentro de los respectivos procesos. Es evidente que los equipos de secado presentan los mayores porcentajes de consumo, pero las condiciones de operación de esta etapa fueron idénticas para las tres simulaciones, lo que conllevó a que tengan el mismo requerimiento de energía, 10212221.53 kJ/h. Por consiguiente, esta etapa no tiene una incidencia real para fines comparativos de los tres procesos. Los compresores alcanzan valores relativamente similares en la producción de combustibles Fischer-Tropsch e hidrógeno, 5782040.89 kJ/h y 5332142.07 kJ/h, respectivamente. En la producción de metanol, la energía gastada en los compresores excede de manera significativa los anteriores procesos, con un valor de 6680080.18 kJ/h, la razón se fundamenta en que el volumen de gas de síntesis a comprimir en la producción de metanol es mayor, además la presión requerida

para la síntesis de hidrógeno es menor a la presión requerida para la síntesis de metanol.

Sin lugar a dudas, los equipos que determinan la eficiencia energética de los procesos son los rehervidores de las torres de destilación. En la producción de metanol fueron necesarias dos torres de destilación, cuyo sistemas de calentamiento requirieron de 22673114.92 kJ/h de energía para separar la solución metanol-agua, y obtener un producto con alta pureza, mientras en la producción de combustibles Fischer-Tropsch se produjo una segregación de componentes livianos y pesados con menor consumo de energía, 513909.96 kJ/h. La producción de hidrógeno es un proceso que sale beneficiado al no usar torres de destilación en su sistema de separación. En la producción de metanol los reactores utilizados eran exotérmicos, en cambio, en la producción de hidrógeno y combustibles Fischer-Tropsch los flujos de energía requeridos por los reactores fueron 4546904.49 kJ/h y 629209.02 kJ/h, respectivamente. Fue necesario utilizar un flujo de vapor adicional en la síntesis de metanol, dicho flujo fue suministrado por una caldera simulada por un calentador y el flujo de calor requerido por el calentador fue 1918229.52 kJ/h.

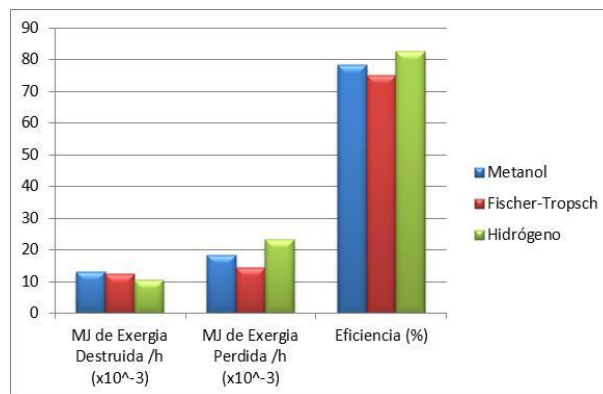
Figura 9. Porcentaje de consumo energético en cada proceso



3.2 ANÁLISIS EXERGÉTICO

Los resultados del análisis exergético muestran que para los flujos y condiciones especificados en las simulaciones, la producción de metanol es el proceso con mayor destrucción de exergía, 12957.4 MJ/h, seguido de la producción de combustibles Fischer-Tropsch e hidrógeno con 12280.9 MJ/h y 10486.7 MJ/h, respectivamente. En la Figura 10 se puede observar que la producción de hidrógeno es el proceso con la eficiencia exergética más alta, superior al 80%. Mientras los combustibles Fischer-Tropsch, con 75%, muestra la menor eficiencia de los tres casos. En relación a la exergía perdida, la cual hace referencia a la energía útil que sale del sistema sin ser aprovechada, la producción de combustibles Fischer-Tropsch es el proceso que menos desaprovecha la energía útil de las corrientes de salida, 14384.5 MJ/h, aproximadamente 8699 MJ/h menos que la producción de hidrógeno, el proceso con mayor exergía perdida.

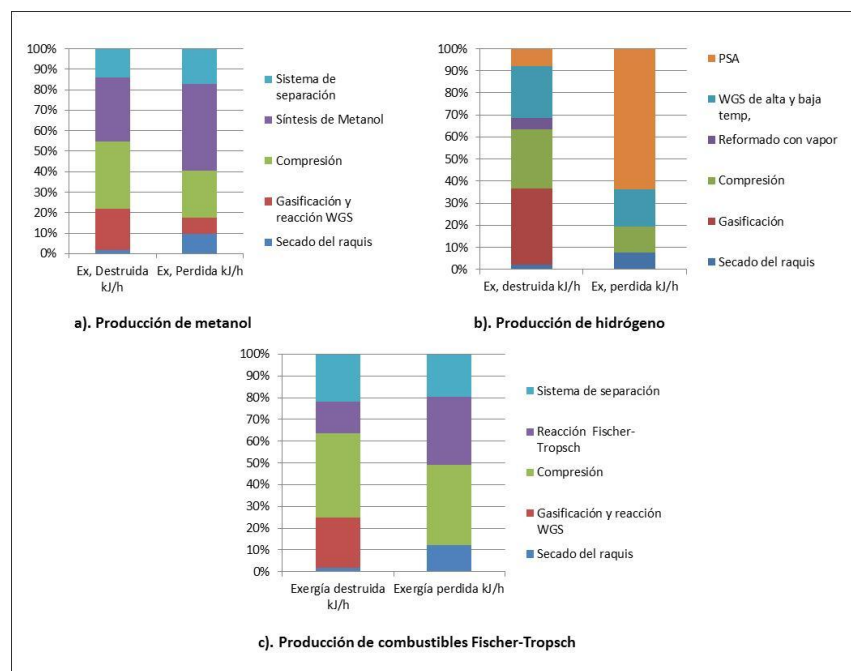
Figura 10. Destrucción de exergía, pérdida de exergía y eficiencia en cada proceso



La Figura 11 muestra que la mayor destrucción de exergía por etapa en la producción de metanol y combustibles Fischer-Tropsch se presenta en la compresión del gas de síntesis (4279184.72 kJ/h y 4736133.99 kJ/h, respectivamente), lo cual no ocurre en el proceso de obtención de hidrógeno donde la etapa de gasificación es la que alcanza los mayores valores, 3629739.14 kJ/h.

La exergía destruida en la compresión se debe principalmente a las irreversibilidades por transferencia de calor entre el agua de enfriamiento y el gas de síntesis en los intercambiadores de calor utilizados en el tren de compresores. La destrucción de exergía también es causada, en menor proporción, por las irreversibilidades existentes en los compresores debidas a la generación de entropía. La compresión genera diferentes resultados en los tres procesos porque la presión de salida del cuarto compresor y la cantidad de gases y vapor que entran a los compresores son diferentes en cada caso. Las eficiencias exergéticas de la compresión son relativamente bajas cuando se comparan con otras etapas en un mismo proceso; en la síntesis de metanol solo alcanza el 53.94%, 54.52% para la producción de hidrógeno y 44.36% para los combustibles Fischer-Tropsch.

Figura 11. Destrucción y pérdida de exergía por etapas en cada proceso



En la producción de hidrógeno el calor generado por el enfriamiento del gas de síntesis se utiliza para calentar el agente gasificante y el vapor de agua que entra al tren de compresores. La vaporización de este flujo de agua, necesario para el reformado, aumenta las irreversibilidades por transferencia de calor y determina

que la gasificación sea la etapa con mayor destrucción de exergía en este proceso. En todas las etapas de gasificación de los diferentes procesos, las reacciones que se llevan a cabo aumentan la entropía de los sistemas en estudio, ya que se parte de una materia prima con una estructura compleja y organizada (la biomasa) para transformarla en compuestos más simples.

Como se puede observar en la Figura 11, la etapa con los menores flujos de exergía es indiscutiblemente el secado. Todas las etapas de secado presentan porcentajes inferiores al 5%, pero como ya se mencionó anteriormente, opera bajo las mismas condiciones en las tres simulaciones.

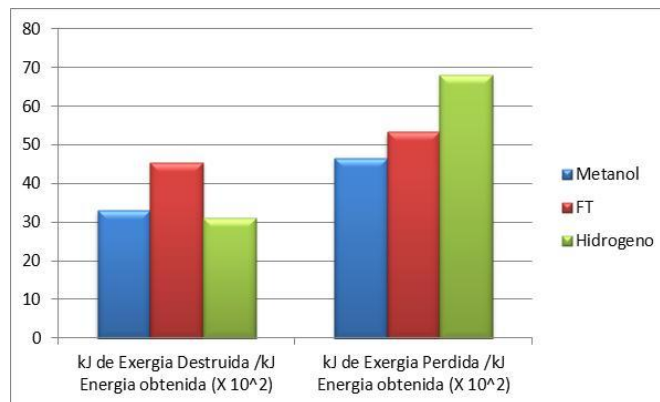
En la síntesis de biocombustibles, la síntesis de metanol presenta una pérdida de exergía de 4048446.95 kJ/h seguido por la síntesis de hidrógeno y reactor Fischer-Tropsch con 2994578.84 kJ/h y 1810719.20 kJ/h respectivamente. Al comparar las irreversibilidades de los reactores utilizados en la síntesis de biocombustibles, los resultados muestran que el reactor Fischer-Tropsch presenta el mayor flujo de exergía destruida, duplicando el flujo del reactor de la síntesis de metanol, que alcanza 754456.33 kJ/h. Por último, el reactor de reformado con vapor, que alcanza a destruir 545266.42 kJ/h de exergía, pero se debe tener en cuenta que en la producción de hidrógeno se utilizan dos reactores WGS, que juntos destruyen 338695.26 kJ/h de exergía. Por lo tanto, el sistema de reacción para producir hidrógeno destruye 883961.68 kJ/h de exergía, alcanzando el segundo lugar después del reactor Fischer-Tropsch.

En cuanto a las etapas de separación y purificación, el sistema para separar la nafta y el diésel destruye más exergía que el sistema usado para purificar el metanol; pero el sistema PSA es el más eficiente de todos. Si se observa la Figura 11, todas las etapas presentan pérdidas de exergía pero es particular la incidencia que presenta el sistema PSA en los resultados, este equipo pierde 14704616.47 kJ/h de exergía debido al flujo de calor que se libera a la atmósfera por medio de

la corriente de gases separados del hidrógeno, la cual sale del PSA a una temperatura de 199.3 °C.

Otra forma de evaluar los resultados del análisis exergético es utilizando la energía contenida en cada biocombustible producido. Los datos obtenidos por esta forma de análisis se encuentran en la Figura 12, donde se muestra que la mayor destrucción de exergía por energía producida se da en la producción de combustibles Fischer-Tropsch, 45.56, seguido de la producción de metanol e hidrógeno con 33.24 y 30.97 respectivamente.

Figura 12. Destrucción y pérdida de exergía por energía obtenida



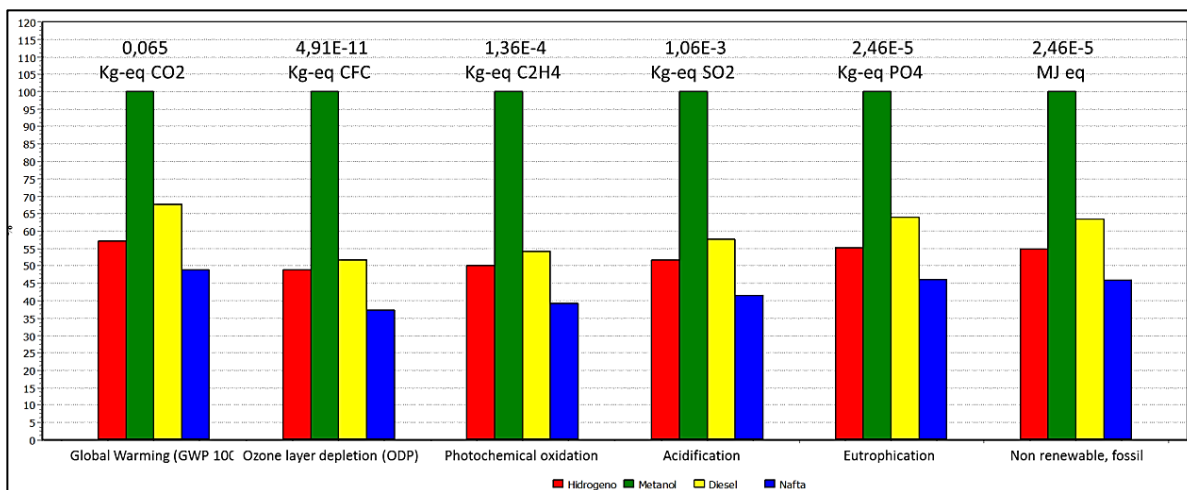
Además se observa que la pérdida de exergía por energía producida es mayor para la producción de hidrógeno, 68.18, y menor para la producción de metanol, 46.71, alcanzando el segundo lugar la producción de combustibles Fischer-Tropsch con 53.36.

3.3 ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA.

La producción de metanol es el sistema que presenta la mayor carga ambiental en todas las categorías evaluadas. Esta tendencia se debe a que el proceso consume 34804.08 MJ/h de energía de calentamiento con gas natural y 6680.52 MJ/h de energía eléctrica, valores de consumo energético que son superiores a los

requerimientos de los demás procesos, lo cual conlleva a generar mayores flujos de emisiones al medio ambiente. La Figura 13 muestra la contribución de las cargas ambientales de cada sistema en las seis categorías de impacto ambiental evaluadas. En este reporte, al mayor valor de equivalentes en cada categoría se le establece 100%, mientras los valores menores son fracciones del valor mayor. En la Figura 13 también se muestran los valores equivalentes para el proceso de metanol.

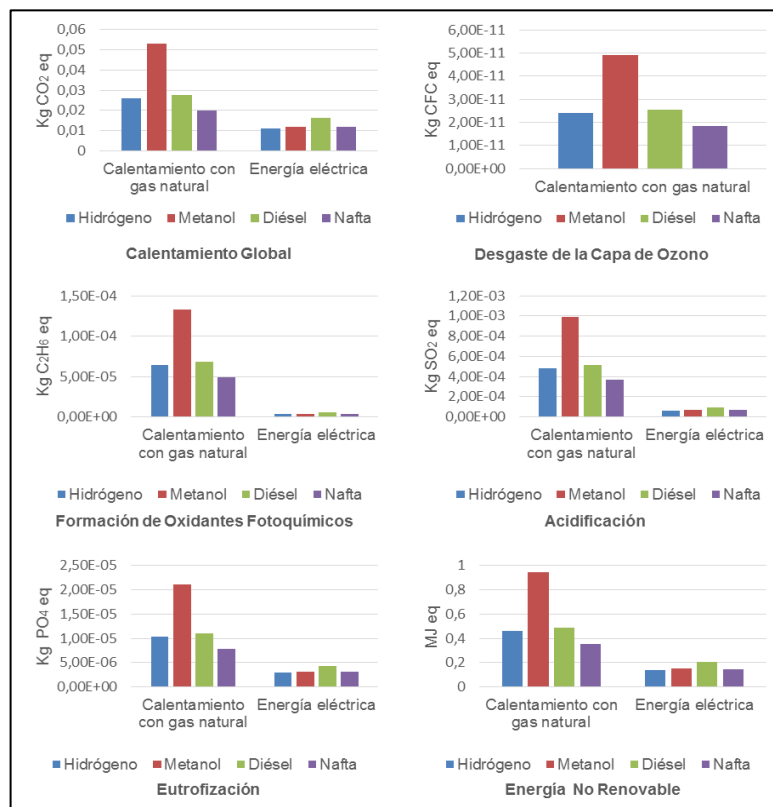
Figura 13. Perfil ambiental



El mayor impacto en todas las categorías evaluadas corresponde a los requerimientos energéticos de los equipos (energía eléctrica y calentamiento con gas natural) y en una despreciable proporción a las emisiones directas de los procesos. La energía eléctrica suministrada es utilizada para ajustar la potencia requerida por el tren de compresores empleado en cada sistema estudiado, y elevar la presión del gas de síntesis de 1 atm a la respectiva presión de operación. La energía de calentamiento con gas natural hace referencia a la energía utilizada en el secado del raquis, los requerimientos de calor en los reactores (reactor shift en el proceso Fischer-Tropsch y el reactor que simula el reformado con vapor en el proceso de hidrógeno) y los requerimientos de calor en los rehervidores de las torres de destilación (dos torres utilizadas en la purificación del metanol, y una

torre utilizada en el fraccionamiento de los hidrocarburos producidos en el proceso Fischer-Tropsch). En la Figura 14 se puede observar que el proceso de calentamiento con gas natural presenta la mayor carga ambiental correspondiente a las seis categorías evaluadas. El proceso de transporte del raquis presenta emisiones mínimas comparadas con el proceso de calentamiento con gas natural y energía eléctrica, por lo cual fue omitido de la Figura 14. Las cantidades equivalentes contribuidas de todos los procesos se encuentran en el anexo F.

Figura 14. Contribución de los procesos representativos a cada sistema evaluado



La Figura 15 muestra las emisiones por categoría. En la categoría de calentamiento global las emisiones representativas son el metano y dióxido de carbono, producidos primordialmente durante la extracción y combustión del gas natural, respectivamente.

En la formación de oxidantes fotoquímicos, la mayoría de los equivalentes se deben a los NMVOCs (compuestos orgánicos volátiles excepto el metano). Las emisiones de NMVOCs se presentan en la extracción del gas natural, el cual está compuesto, además del metano, por hidrocarburos de bajo peso molecular como propano y butano, que al ser liberados a la atmósfera reaccionan para formar radicales libres y ozono.

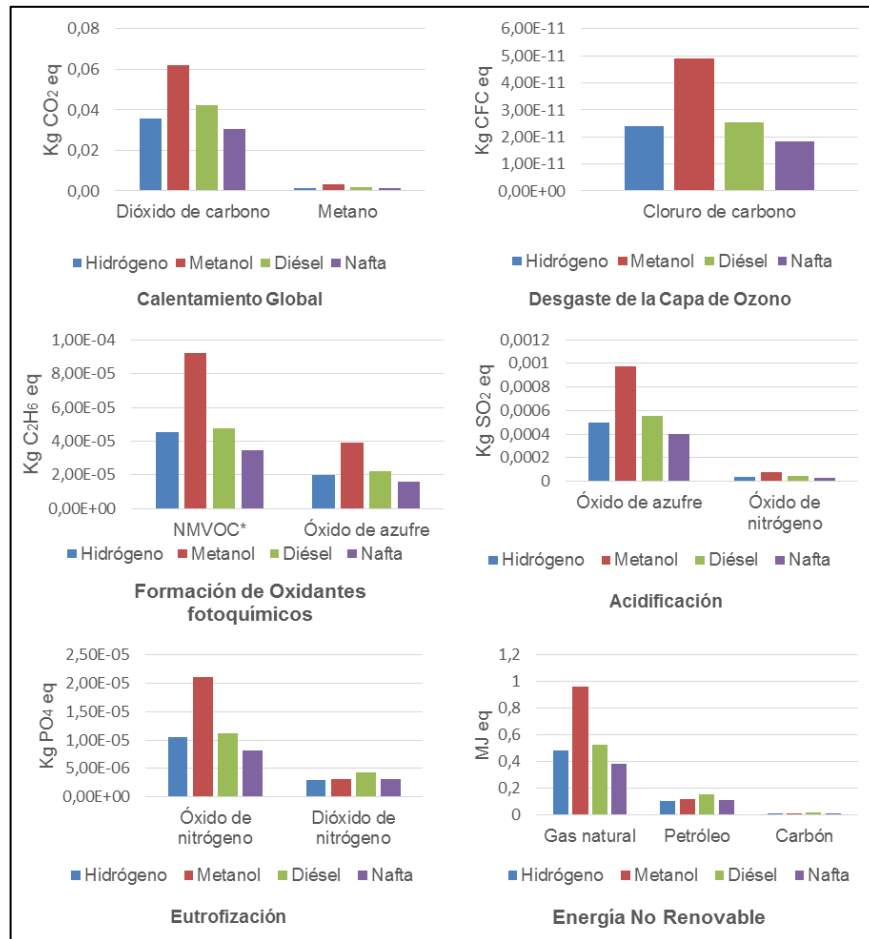
Los óxidos de nitrógeno y azufre generan los equivalentes que se reportan en las categorías de acidificación y eutrofización, y aunque tiene un efecto diferente en cada categoría debido a los factores de caracterización, la causa de su emisión es la misma, se encuentran presentes en los combustibles fósiles utilizados en el inventario y se emiten en la combustión de los mismos.

En la categoría de combustibles no renovables, la suma de la energía equivalente del gas natural, petróleo y carbón es superior a uno para el proceso de síntesis de metanol y menor para los otros sistemas, lo que corrobora los resultados encontrados en el análisis energético.

En relación al desgaste de la capa de ozono, los compuestos clorofluorocarbonados son los que presentan el mayor impacto, aunque los valores en equivalentes de CFC están en el orden de 10^{-11} , lo cual indica que las emisiones de este tipo de compuestos son mínimas. Las razones de estas pequeñas emisiones son atribuidas al transporte y almacenamiento del gas natural mediante el uso de refrigerantes.

Las cantidades equivalentes de todas las emisiones se encuentran en el anexo G.

Figura 15. Emisiones representativas de cada categoría de impacto



4. CONCLUSIONES

La producción de metanol es el proceso donde se obtiene mayor rendimiento másico, 2024.44 kg de metanol al 99.9% de pureza a partir de 2350.56 kg de raquis seco. Sin embargo, es el proceso con la menor relación de energía neta, 0.939, lo cual lo convierte en un proceso energéticamente inviable de implementar.

A partir del análisis exergético se identificó que la producción de metanol es el proceso con mayor destrucción de exergía (12957467.69 kJ/h), siendo la compresión y la síntesis de metanol las etapas más influyentes (4279184.72 kJ/h y 4048446.950 kJ/h respectivamente)

La producción de hidrógeno es el proceso con mayor eficiencia exergética, alcanza un porcentaje superior al 80% y su relación de energía neta es superior es la mayor de los tres procesos evaluados, 1.685.

A partir del análisis del perfil ambiental se pudo establecer que el sistema que contribuye con mayor carga ambiental a cada una de las seis categorías de impacto evaluadas corresponde a la producción de metanol, en comparación con los sistemas de producción de hidrógeno y producción de diésel y nafta.

Se observó que las emisiones producidas por las plantas son mínimas, sí se cuantifican y se comparan con las emisiones resultantes de los procesos destinados a abastecer los requerimientos de energía de las mismas.

Por medio de la evaluación exergética y de la evaluación ambiental realizada a los tres procesos se concluye que la producción de hidrógeno es el proceso que tiene potencial para ser implementado, ya que tiene los menores impactos ambientales,

presenta la menor pérdida de exergía y es el proceso más eficiente exergéticamente y energéticamente.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] CUJIA, Gabriel y Bula, Antonio. Potencial de obtención de gas de síntesis para la producción de metanol a partir de la gasificación de residuos de palma africana. En: Interciencia. Vol. 35, No. 2 (Feb, 2010); p 106-112.
- [2] RUIZ, J.A., et al. Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews. Vol. 18 (2013); p. 174-183.
- [3] INSTITUTO PARA LA DIVERSIFICACIÓN Y EL AHORRO DE LA ENERGIA. Biomasa: Gasificación. Madrid: Besel, 2007. 32 p.
- [4] GÓMEZ, Luis; MONLEÓN, Manuel y RIBES, Amparo. Termodinámica. Análisis exergético. Santiago de Chile: Reverté, 1990. 166p.
- [5] SETAC. Life-Cycle Assessment, Society of Environmental Toxicology and Chemistry, Bruselas, 1992.
- [6] HYSYS 3.2: Bases de la simulación. Aspen Tech.
- [7] GODOY, Sandra y RODRÍGUEZ, Néstor. Trabajo práctico simulación de equipos con reacciones químicas en HYSYS. Universidad Tecnológica Nacional. Rosario, 2012.
- [8] GUTIÉRREZ, Luis; SÁNCHEZ, Óscar y CARDONA, Carlos. Process integration possibilities for biodiesel production from palm oil using ethanol obtained from lignocellulosic residues of oil palm industry. En: Bioresource Technology. Vol. 100 (2009); p. 1227–1237.

- [9] REVIEW OF Technologies for Gasification of Biomass and Wastes. E4tech, 2009. 130 p.
- [10] Muñoz, Jorge y POSADA, Alberto. Simulación de la producción de hidrógeno y metanol a partir de la gasificación de la cascarilla de arroz con vapor. En: Revista Dyna. No. 165 (Feb, 2011); p 122-131.
- [11] SMITH, Byron; SHEKHAR, Shantha y LOGANATHAN, Muruganandam. A review of the water gas shift reaction kinetics. En: International Journal of Chemical reactor engineering. Vol. 8 (2010).
- [12] Valencia, Hugo. Dinámica de los fluidos aplicada a la Ingeniería Química. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander.
- [13] SINADINOVIC-FISER, S.V; JANKOVIC, M.R y RADICEVIC, R.Z. Simulation of the fixed-bed reactor for methanol synthesis. En: Petroleum and Coal. Vol.43, No.1 (2001); p. 31-34.
- [14] VANDEN, K.M y FROMENT, G.F. A steady-state kinetic model for methanol synthesis and the water gas shift reaction on a commercial Cu/ZnO/Al₂O₃ catalyst. En: Journal of Catalysis. Vol. 161 (1996); p. 1-10.
- [15] TSAO, T.R y RAO, P. Methanol production: The development of liquid phase methanol process. Air Products and Chemicals. 147 p.
- [16] ZHANG, Juntao; LIANG, Shengrong y FENG, Xiao. A novel multi-effect methanol distillation process. En: Chemical Engineering and Processing. Vol. 49 (2010); p. 1031-1037.

- [17] SUN, Jinsheng., et al. Energy and exergy analysis of a five-column methanol distillation scheme. En: Energy. Vol. 45 (2012); p. 696-703.
- [18] KORONEOS, A; DOMPROS, G y ROUMBAS, G. Hydrogen production via biomass gasification- A life cycle assessment approach. En: Chemical Engineering and Processing. Vol. 47 (2008); p. 1261-1268.
- [19] Generación de oxígeno. (s.f.). Recuperado el 4 de marzo de 2013, de <http://www.igaingenieria.com/nitrogeno-oxigeno.php>
- [20] PTASINSKI, Krzysztof. Thermodynamic efficiency of biomass gasification and biofuels conversion. En: Biofuels Bioproducts and Biorefining. Vol. 2 (2008); p. 239-253.
- [21] PARERA, Núria. Modelling and simulation of Fischer-Tropsch reaction in microreactors. Irlanda, 2010, 88 p. Tesis. University of Liemrick.
- [22] HIX, Andrew., et al. Gas to liquids (GTL). EEUU, 2012, 36 p. Tesis. University of Tennessee. Tablas tema 3: Combustibles. (s.f.). Recuperado el 1 de mayo de 2013, de <http://onsager.unex.es/Apuntes/Termo/Tablas-Tema-3.pdf>
- [23] SAGA, Kiyotaka., et al. Net energy analysis of bioethanol production system from high-yield rice plant in Japan. En: Applied Energy. Vol. 87 (2010); p. 2164-2168.
- [24] RODOREDA, M. Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor. Universidad de las Américas Puebla, Departamento de Física y Matemáticas. México, 2005.

[25] CENGEL, Yunus y BOLES, Michael. Termodinámica. 6 ed. México, D.F. : Mc Graw Hill, 2008. 993 p.

[26] ISO 14040. Environmental Management-Life Cycle Assessment-Principles and Framework, 2006.

[27] Tablas tema 3: Combustibles. (s.f.). Recuperado el 1 de mayo de 2013, de <http://onsager.unex.es/Apuntes/Termo/Tablas-Tema-3.pdf>

BIBLIOGRAFÍA

CENGEL, Yunus y BOLES, Michael. Termodinámica. 6 ed. México, D.F. : Mc Graw Hill, 2008. 993 p.

CUJIA, Gabriel y Bula, Antonio. Potencial de obtención de gas de síntesis para la producción de metanol a partir de la gasificación de residuos de palma africana. En: Interciencia. Vol. 35, No. 2 (Feb, 2010); p 106-112.

GODOY, Sandra y RODRÍGUEZ, Néstor. Trabajo práctico simulación de equipos con reacciones químicas en HYSYS. Universidad Tecnológica Nacional. Rosario, 2012.

GÓMEZ, Luis; MONLEÓN, Manuel y RIBES, Amparo. Termodinámica. Análisis exergético. Santiago de Chile: Reverté, 1990. 166p.

GUTIÉRREZ, Luis; SÁNCHEZ, Óscar y CARDONA, Carlos. Process integration possibilities for biodiesel production from palm oil using ethanol obtained from lignocellulosic residues of oil palm industry. En: Bioresource Technology. Vol. 100 (2009); p. 1227–1237.

HIX, Andrew., et al. Gas to liquids (GTL). EEUU, 2012, 36 p. Tesis. University of Tennessee. Tablas tema 3: Combustibles. (s.f.). Recuperado el 1 de mayo de 2013, de <http://onsager.unex.es/Apuntes/Termo/Tablas-Tema-3.pdf> - <http://www.igaingenieria.com/nitrogeno-oxigeno.php>

HYSYS 3.2: Bases de la simulación. Aspen Tech.

INSTITUTO PARA LA DIVERSIFICACIÓN Y EL AHORRO DE LA ENERGIA. Biomasa: Gasificación. Madrid: Besel, 2007. 32 p.

ISO 14040. Environmental Management-Life Cycle Assessment-Principles and Framework, 2006.

KORONEOS, A; DOMPROS, G y ROUMBAS, G. Hydrogen production via biomass gasification- A life cycle assessment approach. En: Chemical Engineering and Processing. Vol. 47 (2008); p. 1261-1268.

Muñoz, Jorge y POSADA, Alberto. Simulación de la producción de hidrógeno y metanol a partir de la gasificación de la cascarilla de arroz con vapor. En: Revista Dyna. No. 165 (Feb, 2011); p 122-131.

PARERA, Núria. Modelling and simulation of Fischer-Tropsch reaction in microreactors. Irlanda, 2010, 88 p. Tesis. University of Liemrick.

PTASINSKI, Krzysztof. Thermodynamic efficiency of biomass gasification and biofuels conversion. En: Biofuels Bioproducts and Biorefining. Vol. 2 (2008); p. 239-253.

REVIEW OF Technologies for Gasification of Biomass and Wastes. E4tech, 2009. 130 p.

RODOREDA, M. Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor. Universidad de las Américas Puebla, Departamento de Física y Matemáticas. México, 2005.

RUIZ, J.A., et al. Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews. Vol. 18 (2013); p. 174-183.

SAGA, Kiyotaka., et al. Net energy analysis of bioethanol production system from high-yield rice plant in Japan. En: Applied Energy. Vol. 87 (2010); p. 2164-2168.

SETAC. Life-Cycle Assessment, Society of Environmental Toxicology and Chemistry, Bruselas, 1992.

SINADINOVIC-FISER, S.V; JANKOVIC, M.R y RADICEVIC, R.Z. Simulation of the fixed-bed reactor for methanol synthesis. En: Petroleum and Coal. Vol.43, No.1 (2001); p. 31-34.

SMITH, Byron; SHEKHAR, Shantha y LOGANATHAN, Muruganandam. A review of the water gas shift reaction kinetics. En: International Journal of Chemical reactor engineering. Vol. 8 (2010).

SUN, Jinsheng., et al. Energy and exergy analysis of a five-column methanol distillation scheme. En: Energy. Vol. 45 (2012); p. 696-703.

Tablas tema 3: Combustibles. (s.f.). Recuperado el 1 de mayo de 2013, de <http://onsager.unex.es/Apuntes/Termo/Tablas-Tema-3.pdf>

TSAO, T.R y RAO, P. Methanol production: The development of liquid phase methanol process. Air Products and Chemicals. 147 p.

Valencia, Hugo. Dinámica de los fluidos aplicada a la Ingeniería Química. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander.

VANDEN, K.M y FROMENT, G.F. A steady-state kinetic model for methanol synthesis and the water gas shift reaction on a commercial Cu/ZnO/Al₂O₃ catalyst. En: Journal of Catalysis. Vol. 161 (1996); p. 1-10.

ZHANG, Juntao; LIANG, Shengrong y FENG, Xiao. A novel multi-effect methanol distillation process. En: Chemical Engineering and Processing. Vol. 49 (2010); p. 1031-1037.

ANEXOS

ANEXO A. Descripción de las principales corrientes de cada proceso

Tabla A1. Descripción de las principales corrientes en la producción de metanol a partir de gas de síntesis

Corriente	Raquis	Raquis seco	Agua	4	5	7	16	17	19	24	28	29	METANOL
Temperatura (°C)	25,00	100	25,00	950,0	750,00	269,6	250,00	182,4	250,00	50,0	10,00	67,64	62,29
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	6078,00	6078,0	6078,0	6078,0	101,30	101,30	101,30
Flujo másico(kg/h)	6000	2350,5	1410,3	3760,9	3760,93	4508,08	4508,08	8536,6	8536,56	4059,7	3491,30	3231,95	2024,44
Flujo molar(kmol/h)	407,27	204,70	78,28	255,53	255,53	297,00	297,00	407,09	279,01	156,6	143,57	129,99	63,16
C (kmol/h)	87,20	87,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2 (kmol/h)	27,43	27,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2 (kmol/h)	74,83	74,83	0,00	124,06	130,37	130,37	130,37	149,36	21,18	0,073	0,00	0,00	0,00
CO2 (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	16,93	23,24	23,24	23,24	113,21	113,12	13,13	0,45	0,09	0,06
CO (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	70,25	63,94	63,94	63,94	63,94	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH4 (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,02	0,147	0,15	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O (kmol/h)	217,82	15,25	78,28	44,28	37,96	79,44	79,44	79,66	79,77	79,5	79,44	66,61	0,0006
CH3OH (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,754	64,79	63,95	63,67	63,29	63,10

Fuente: Los autores.

Tabla A2. Descripción de las principales corrientes en la producción de hidrógeno a partir de gas de síntesis

Corrientes	Raquis	Raquis seco	2	4	6	14	15	18	21	H2
Temperatura (°C)	25,00	100,00	130,00	820,00	211,5	314,70	850,00	390,00	200,00	199,30
Presión (kPa)	101,30	101,30	101,30	101,30	101,30	3700,00	3700,00	3000,00	2500,00	2500,00
Flujo másico(kg/h)	6000	2350,56	1057,75	3408,34	4098,041	4098,041	4098,03	4098,03	4098,02	282,12
Flujo molar (kmol/h)	407,27	204,70	58,71	235,21	273,49	273,50	273,96	273,96	273,96	139,94
C (kmol/h)	87,20	87,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2 (kmol/h)	27,43	27,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2 (kmol/h)	74,83	74,83	0,00	121,60	121,60	121,60	138,02	163,34	181,74	139,94
CO2 (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	15,59	15,59	15,59	31,31	56,63	75,04	0,00
CO (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	71,22	71,22	71,22	55,73	30,41	12,01	0,00
CH4 (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,39	0,39	0,39	0,16	0,16	0,16	0,00
H2O (kmol/h)	217,82	15,25	58,71	26,41	64,7	64,70	48,75	23,42	5,02	0,00

Fuente: Los autores.

Tabla A3. Descripción de las principales corrientes en la producción de combustibles Fischer-Tropsch a partir de gas de síntesis

Corrientes	Raquis	Raquis seco	Vapor	1	3	12	13	17	18	34	NAFTA	DIESEL
Temperatura (°C)	25	100	138,5	950	650	250	250	131,9	182,5	28,89	101,2	417,1
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	6078	6078	689,5	689,5	689,5	689,5	689,5
Flujo másico(kg/h)	6000	2350,56	1410,3	3760,9	3760,9	3760,9	3760,9	549,2	104,6	81,08	185,6	444,6
Flujo molar (kmol/h)	407,3	204,7	78,29	255,53	255,53	255,53	137,95	3,09	1,50	1,12	2,62	1,59
C (kmol/h)	87,2	87,2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O2 (kmol/h)	27,4	27,4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2 (kmol/h)	74,8	74,8	0	124,06	135,29	135,29	2,04	1,1E-02	1,1E-02	2,3E-04	1,1E-02	1,6E-30
CO2 (kmol/h)	0	0	0	16,93	28,16	28,16	28,16	0,54	0,54	0,17	0,71	1,4E-28
CO (kmol/h)	0	0	0	70,25	59,02	59,02	0,24	1,9E-03	1,9E-03	1,0E-04	2,0E-03	1,6E-30
CH4 (kmol/h)	0	0	0	1,5E-02	1,5E-02	1,5E-02	9,65	0,12	0,12	1,4E-02	0,14	1,6E-30
H2O (kmol/h)	217,82	15,25	78,29	44,28	33,05	33,05	91,83	6,8E-02	6,8E-02	4,2E-02	0,11	1,5E-28
ETANO (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	1,76	4,8E-02	4,8E-02	2,6E-02	7,4E-02	2,7E-27
PROPANO (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,79	3,9E-02	3,9E-02	5,9E-02	9,8E-02	2,1E-24

Corrientes	Raquis	Raquis seco	Vapor	1	3	12	13	17	18	34	NAFTA	DIESEL
BUTANO (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,48	4,4E-02	4,4E-02	0,14	0,18	2,4E-21
PENTANO (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,37	5,8E-02	5,8E-02	0,22	0,28	2,1E-18
HEXANO (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,27	7,2E-02	7,2E-02	0,19	0,26	1,5E-15
HEPTANO (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,24	9,9E-02	9,9E-02	0,14	0,24	9,8E-13
OCTANO (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,19	0,12	0,12	7,6E-02	0,19	4,7E-10
NONANO (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,16	0,13	0,13	3,4E-02	0,16	2,2E-07
DECANO (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,13	0,12	0,12	1,1E-02	0,13	1,0E-04
C11 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,11	0,11	3,1E-02	3,0E-03	3,4E-02	7,9E-02
C12 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,11	0,11	2,6E-06	9,2E-04	9,2E-04	0,11
C13 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,11	0,11	9,0E-10	2,0E-04	2,0E-04	0,11
C14 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	0,11	0,11	2,1E-13	3,9E-05	3,9E-05	0,11
C15 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	8,1E-02	8,1E-02	3,0E-16	9,2E-06	9,2E-06	8,1E-02
C16 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	8,1E-02	8,1E-02	4,6E-19	2,4E-06	2,4E-06	8,1E-02
C17 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	6,4E-02	6,4E-02	3,2E-22	6,4E-07	6,4E-07	6,4E-02

Corrientes	Raquis	Raquis seco	Vapor	1	3	12	13	17	18	34	NAFTA	DIESEL
C18 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	6,4E-02	6,4E-02	4,4E-25	2,1E-07	2,1E-07	6,4E-02
C19 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	6,4E-02	6,4E-02	1,0E-27	7,9E-08	7,9E-08	6,4E-02
C20 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	8,1E-02	8,1E-02	1,5E-30	1,1E-08	1,1E-08	8,1E-02
C21 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	8,1E-02	8,1E-02	1,5E-30	3,2E-09	3,2E-09	8,1E-02
C22 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	8,1E-02	8,1E-02	1,5E-30	1,1E-09	1,1E-09	8,1E-02
C23 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	8,1E-02	8,1E-02	1,5E-30	2,2E-10	2,2E-10	8,1E-02
C24 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	8,1E-02	8,1E-02	1,5E-30	5,7E-11	5,7E-11	8,1E-02
C25 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	8,1E-02	8,1E-02	1,5E-30	1,7E-11	1,7E-11	8,1E-02
C26 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	8,1E-02	8,1E-02	1,5E-30	4,1E-12	4,1E-12	8,1E-02
C27 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	8,1E-02	8,1E-02	1,5E-30	7,5E-13	7,5E-13	8,1E-02
C28 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	6,4E-02	6,4E-02	1,5E-30	2,5E-13	2,5E-13	6,4E-02
C29 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	6,4E-02	6,4E-02	1,5E-30	9,2E-14	9,2E-14	6,4E-02
C30 (kmol/h)	0	0	0	0	0	0	4,7E-02	4,7E-02	1,5E-30	2,3E-15	2,3E-15	4,7E-02

Fuente: Los autores.

ANEXO B. Exergía de las sustancias involucradas y exergías de flujo de cada proceso

Las exergías químicas específica de los compuestos se calcularon por medio de la ecuación 4.

Tabla B1. Exergía química de cada sustancia

COMPUESTO	EXERGÍA kJ/kgmol)	COMPUESTO	EXERGÍA (kJ/kgmol)
C	410260	C12	8041464,04
O2	3970	C13	8696180,15
H2	236090	C14	9350804,42
CO2	20200	C15	10005516,7
CO	275100	C16	10660307,5
CH4	832168	C17	11314934,3
H2O(g)	9700	C18	11969598,4
CH3OH	702990	C20	13279019,3
H2O(l)	1100	C21	13932340,1
ETANO	1495652,18	C22	14586515,4
PROPANO	2151464,23	C23	15241136,9
BUTANO	2803994,84	C24	15895673,8
PENTANO	3459046,04	C25	16550138
HEXANO	4113437,1	C26	17204698,3
HEPTANO	4767990,04	C27	17859138,2
OCTANO	5422681,86	C28	18513781,5
NONANO	6077364,03	C29	19168181,7
DECANO	6732051,97	C30	19813414,3
C11	7386735,61		

Fuente: Los autores.

EXERGÍAS DE FLUJO EN LA PRODUCCIÓN DE METANOL.

Los datos de entalpías y entropías son los reportados por el simulador.

Tabla B2. Entalpías y entropías de cada corriente del proceso.

Corrientes	T (°C)	P (kPa)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg-°C)	h0(kJ/kg)	s0(kJ/kg-°C)	Flujo (kg/h)
Raquis	25	101,3	-10343,46	4,454	-10343,46	4,45	6000,00
Raquis seco	100	101,3	-1430,57	7,706	-1789,20	6,59	2350,56
Vapor	100	101,3	-13285,94	10,056	-15853,33	3,07	3649,32
Agua	25	101,3	-15853,33	3,077	-15853,33	3,07	1410,33
1	187,8	101,3	-13116,90	10,462	-15853,33	3,07	1410,33
2	25	101,3	-15853,33	3,077	-15853,33	3,07	747,15
3	100	101,3	-13285,94	10,056	-15853,33	3,07	747,15
4	950	101,3	-4608,44	13,628	-7119,28	9,16	3760,93
5	750	101,3	-5148,20	13,154	-7112,82	9,32	3760,93
6	300	101,3	-6174,36	11,838	-7112,82	9,32	3760,93
7	269,6	101,3	-7353,00	11,685	-8561,44	8,29	4508,08
8	160	101,3	-7583,85	11,211	-8561,44	8,29	4508,08
9	335,1	281,9	-7212,74	11,369	-8561,4	8,29	4508,08
10	160	281,9	-7584,64	10,648	-8561,44	8,29	4508,08
11	335,2	784,7	-7213,72	10,806	-8561,44	8,29	4508,08
12	160	784,7	-7586,85	10,084	-8561,44	8,29	4508,08
13	335,5	2184	-7216,41	10,242	-8561,44	8,29	4508,08
14	160	2184	-7592,91	9,512	-8561,44	8,29	4508,08
15	336,1	6078	-7223,58	9,669	-8561,44	8,29	4508,08
16	250	6078	-7422,18	9,320	-8574,37	8,25	4508,08
17	182,4	6078	-8106,88	6,798	-8691,56	6,66	8536,63
18	250	6078	-8277,02	6,600	-8657,38	7,25	8536,61
19	250	6078	-8769,50	5,139	-9710,26	3,48	8536,56
20	50	6078	-9727,09	2,904	-9710,26	3,48	8536,56
21	50	6078	-8873,07	3,634	-8849,98	4,59	4476,79
22	50	6078	-8873,07	3,634	-8849,98	4,59	447,67
23	50	6078	-8873,07	3,634	-8849,98	4,59	4029,11
24	50	6078	-10668,83	2,099	-10734,46	1,99	4059,77
25	39,7	101,3	-10668,83	2,205	-10734,46	1,99	4059,77
26	10	101,3	-10793,41	1,787	-10734,46	1,99	4059,77
27	10	101,3	-8926,69	3,936	-8913,447	3,98	568,46

Corrientes	T (°C)	P (kPa)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg-°C)	h0(kJ/kg)	s0(kJ/kg-°C)	Flujo (kg/h)
28	10	101,3	-11097,36	1,437	-11037,81	1,64	3491,30
29	67,6	101,3	-10537,04	2,067	-10706,53	1,53	3231,95
30	99,9	101,3	-15562,51	3,954	-15887,81	2,98	229,34
31	99,9	101,3	-15557,75	3,953	-15883,02	2,98	1200,70
Venteo	67,6	101,3	-8070,88	4,785	-8744,27	2,71	30,00
Venteo 2	62,3	101,3	-6812,15	4,435	-7820,94	1,35	6,80
Agua 2	99,9	101,3	-15558,52	3,954	15883,79	2,98	1430,05
METANOL	62,3	101,3	-7417,71	0,938	-7551,101	0,517	2024,44
A-100 in	25	101,3	-15853,33	3,077	15853,33	3,077	9007,55
A-100 out	53,6	101,3	-15737,80	3,447	15853,33	3,077	9007,55
A-101 in	25	101,3	-15853,33	3,077	-15853,33	3,077	16213,59
A-101 out	50,6	101,3	-15749,93	3,410	-15853,33	3,077	16213,59
A-102 in	25	101,3	-15853,33	3,077	-15853,33	3,077	14412,08
A-102 out	53,9	101,3	-15736,62	3,451	-15853,33	3,077	14412,08
A-103 in	25	101,3	-15853,33	3,077	-15853,33	3,077	15312,83
A-103 out	52,4	101,3	-15742,49	3,433	-15853,33	3,077	15312,83
A-104 in	25	101,3	-15853,33	3,077	-15853,33	3,077	7566,34
A-104 out	52,9	101,3	-15740,62	3,439	-15853,33	3,077	7566,34
A-107 in	25	101,3	-15887,82	2,981	-15887,82	2,98	66655,87
A-107 out	53,4	101,3	-15765,18	3,374	-15887,82	2,98	66655,87

Fuente: Los autores.

Tabla B3. Exergía física, química y de flujo de cada corriente del proceso

Corrientes	Exergía física (kJ/h)	Exergía química (kJ/h)	Exergía de flujo (kJ/h)
Raquis	0,000	52620441,368	52620441,368
Raquis seco	61125,221	53091585,916	53152711,138
Vapor	1776203,502	1964929,590	3741133,092
Agua	0,000	86115,032	86115,032
1	753839,451	759378,005	1513217,456
2	0,000	45620,968	45620,968
3	363654,762	402293,995	765948,757
4	4433833,840	48645823,091	53079656,931
5	3100216,186	48464576,032	51564792,218
6	716165,141	48464576,032	49180741,173
7	888163,538	48705491,111	49593654,649
8	485746,086	48705491,111	49191237,197
9	1946114,477	48705491,111	50651605,588
10	1237648,117	48705491,111	49943139,228
11	2697349,431	48705491,111	51402840,542
12	1986522,639	48705491,111	50692013,750
13	3444477,048	48705491,111	52149968,160
14	2727179,400	48705491,111	51432670,511
15	4181106,773	48705491,111	52886597,884
16	3763631,896	48705491,111	52469123,008
17	4653222,744	55205148,621	59858371,365
18	4912824,890	53894188,921	58807013,812
19	3812489,093	52858868,066	56671357,159
20	1325944,964	52172870,635	53498815,599
21	1174529,287	7558895,117	8733424,404
22	117452,929	755889,512	873342,440
23	1057076,358	6803005,606	7860081,964
24	134255,173	44973047,513	45107302,686
25	6597,280	44973047,513	44979644,793
26	6049,365	44973047,513	44979096,879
27	195,577	466968,391	467163,968
28	5317,011	44607647,185	44612964,196

Corrientes	Exergía física (kJ/h)	Exergía química (kJ/h)	Exergía de flujo (kJ/h)
29	36001,776	44340543,999	44376545,774
30	8076,758	14004,029	22080,787
31	42277,098	88481,250	130758,348
Venteo	1651,197	278247,442	279898,639
Venteo 2	613,242	117612,825	118226,067
Agua 2	50353,859	102476,588	152830,447
METANOL	15715,612	44357546,255	44373261,868
A-100 in	0,000	550000,000	550000,000
A-100 out	46925,654	550000,000	596925,654
A-101 in	0,000	990000,000	990000,000
A-101 out	68087,879	990000,000	1058087,879
A-102 in	0,000	880000,000	880000,000
A-102 out	76579,995	880000,000	956579,995
A-103 in	0,000	935000,000	935000,000
A-103 out	73605,125	935000,000	1008605,125
A-104 in	0,000	462000,000	462000,000
A-104 out	37574,364	462000,000	499574,364
A-107 in	0,000	4070000,000	4070000,000
A-107 out	366545,060	4070000,000	4436545,060

Fuente: Los autores.

Tabla B4. Flujos de exergía debidos a corrientes de potencia (trabajo)

Corrientes	Energía (kJ/h)	Exergía (kJ/h)
Q-103	1672975,887	1672975,887
Q-104	1672150,06	1672150,06
Q-105	1669984,881	1669984,881
Q-106	1664969,357	1664969,357

Fuente: Los autores.

Tabla B5. Flujos de exergía debido a corrientes de calor

Corriente	Flujo de Calor(kJ/h)	Temperatura (K)	Exergía(kJ/h)
Q-100	10212221,53	373,15	2052570,319
Q-102	2029994,605	1023,15	1438446,062
Q-108	1918229,517	373,15	385547,9399
Q-109	1452190,263	523,15	624568,1147
Q-110	4203777,063	523,15	1807989,753
Q-111	505781,6329	283,15	-26794,01199
Q-112	15467789,4	340,7870623	1935229,279
Q-113	16345441,97	373,1019342	3283613,347
Q-114	6015825,166	335,4409242	668778,5069
Q-115	6327672,947	373,0951937	1271066,159

Fuente: Los autores.

EXERGÍAS DE FLUJO EN LA PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO.

Los datos de entalpías y entropías son los reportados por el simulador.

Tabla B6. Entalpías y entropías de cada corriente del proceso

Corrientes	T (°C)	P (kPa)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg-°C)	h0(kJ/kg)	s0 (kJ/kg-°C)	Flujo (kg/h)
Raquis	25	101,3	-10343,46	4,45	-10343,46	4,45	5999,88
Vapor	100	101,3	-13285,95	10,06	-15853,34	3,08	3649,32
Raquis seco	100	101,3	-1430,57	7,71	-1789,21	6,59	2350,56
Agua	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	1747,45
1	130	101,3	-13228,57	10,20	-15853,34	3,08	1747,45
2	130	101,3	-13228,57	10,20	-15853,34	3,08	1057,75
3	130	101,3	-13228,57	10,20	-15853,34	3,08	689,69
4	820	101,3	-4226,63	13,37	-6245,15	9,72	3408,35
5	226,6	101,3	-5572,34	11,60	-6245,15	9,72	3408,35
6	211,5	101,3	-6860,87	11,51	-7862,19	8,60	4098,04
7	160	101,3	-6968,48	11,28	-7862,19	8,60	4098,04
8	314,2	249	-6643,00	11,42	-7862,19	8,60	4098,04
9	160	249	-6969,02	10,78	-7862,19	8,60	4098,04
10	314,2	612,2	-6643,61	10,92	-7862,19	8,60	4098,04

Corrientes	T (°C)	P (kPa)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg-°C)	h0(kJ/kg)	s0 (kJ/kg-°C)	Flujo (kg/h)
11	160	612,2	-6970,34	10,27	-7862,19	8,60	4098,04
12	314,4	1505	-6645,07	10,42	-7862,19	8,60	4098,04
13	160	1505	-6973,55	9,77	-7862,19	8,60	4098,04
14	314,7	3700	-6648,56	9,91	-7862,19	8,60	4098,04
15	850	3700	-5539,04	11,30	-7832,98	9,00	4098,04
16	283,2	3700	-6853,91	9,68	-7832,98	9,00	4098,04
17	282,7	3000	-6853,91	9,80	-7832,98	9,00	4098,04
18	390	3000	-6853,96	9,92	-7809,22	9,55	4098,03
19	123,3	3000	-7457,81	8,75	-7809,22	9,55	4098,03
20	119,1	2500	-7457,81	8,85	-7809,22	9,55	4098,03
21	200	2500	-7457,82	8,97	-7833,93	9,77	4098,03
22	199,3	101,3	-8194,02	6,35	-8421,58	5,75	3815,90
H2	199,3	2500	2499,70	54,34	0,82	61,02	282,12
A-100 in	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	3963,32
A-100 out	52,54	101,3	-15742,07	3,43	-15853,34	3,08	3963,32
A-101 in	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	13227,46
A-101 out	50	101,3	-15752,33	3,40	-15853,34	3,08	13227,46
A-102 in	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	11709,82
A-102 out	53,3	101,3	-15738,99	3,44	-15853,34	3,08	11709,82
A-103 in	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	11709,82
A-103 out	53,45	101,3	-15738,38	3,45	-15853,34	3,08	11709,82
A-104 in	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	21618,12
A-104 out	53,33	101,3	-15738,87	3,44	-15853,34	3,08	21618,12

Fuente: Los autores.

Tabla B7. Exergía física, química y de flujo de cada corriente del proceso

Corrientes	Exergía física (kJ/h)	Exergía química (kJ/h)	Exergía por flujo (kJ/h)
Raquis	0	52620441,37	52620441,37
Vapor	1776203,502	1964929,59	3741133,092
Raquis seco	61125,22137	53091585,92	53152711,14
Agua	0	106698,9	106698,9
1	873792,1495	940890,3	1814682,449
2	528918,0945	569533,5039	1098451,598
3	344874,055	371356,7961	716230,8511
4	3175202,936	48534446,56	51709649,5
5	378993,4871	48534446,56	48913440,05
6	550607,5951	48739722,55	49290330,15
7	396397,5206	48739722,55	49136120,07
8	1555206,396	48739722,55	50294928,95
9	1005250,572	48739722,55	49744973,12
10	2163864,742	48739722,55	50903587,29
11	1612679,47	48739722,55	50352402,02
12	2770854,306	48739722,55	51510576,86
13	2216685,737	48739722,55	50956408,29
14	3374019,189	48739722,55	52113741,74
15	6588221,143	4,83E+07	54908364,2
16	3178486,234	48320143,06	51498629,29
17	3035739,097	4,83E+07	51355882,16
18	3468318,025	4,77E+07	51158476,89
19	2422523,12	47690158,86	50112681,98
20	2298828,056	47690158,86	49988986,92
21	2511919,97	47335776,96	49847696,93
22	180320,3275	14524296,14	14704616,47
H2	1266649,035	33039106,73	34305755,76
A-100 in	0	242000	242000
A-100 out	19192,55979	242000	261192,5598
A-101 in	0	807667,4479	807667,4479
A-101 out	53063,1175	807667,4479	860730,5654
A-102 in	0	715000	715000

Corrientes	Exergía física (kJ/h)	Exergía química (kJ/h)	Exergía por flujo (kJ/h)
A-102 out	59793,33458	715000	774793,3346
A-103 in	0	715000	715000
A-103 out	60416,21318	715000	775416,2132
A-104 in	0	1320000	1320000
A-104 out	110616,3288	1320000	1430616,329

Fuente: Los autores.

Tabla B8. Flujos de exergía debidos a corrientes de potencia (trabajo)

Corrientes	Energía (kJ/h)	Exergía (kJ/h)
Q-102	1333801,01	1333801,01
Q-103	1333546,13	1333546,13
Q-104	1332967,21	1332967,21
Q-105	1331827,719	1331827,719

Fuente: Los autores.

Tabla B9. Flujos de exergía debido a corrientes de calor

Corriente	Flujo de calor(kJ/h)	Temperatura (K)	Exergía(kJ/h)
Q-100	10212221,53	373,15	2052570,319
Q-106	5388403,871	556,35	2500738,527
Q-107	4546904,488	1123,15	3339888,886

Fuente: Los autores.

EXERGÍAS DE FLUJO EN LA PRODUCCIÓN DE COMBUSTIBLES FISCHER-TROPSCH.

Los datos de entalpías y entropías son los reportados por el simulador.

TABLA B10. Entalpías y entropías de cada corriente del proceso

Corrientes	T (°C)	P (kPa)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg-°C)	h0(kJ/kg)	s0 (kJ/kg-°C)	Flujo (kg/h)
Raquis	25	101,3	-10343,46	4,45	-10343,46	4,45	5999,88
Raquis seco	100	101,3	-1430,57	7,71	-1789,21	6,59	2350,56
Agua	100	101,3	-13285,95	10,06	-15853,34	3,08	3649,32
Agua 1	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	1410,34

Corrientes	T (°C)	P (kPa)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg-°C)	h0(kJ/kg)	s0 (kJ/kg-°C)	Flujo (kg/h)
Vapor	138,5	101,3	-13212,25	10,24	-15853,34	3,08	1410,34
1	950	101,3	-4608,45	13,63	-7119,28	9,16	3760,93
2	530	101,3	-5598,84	12,64	-7119,28	9,16	3760,93
3	650	101,3	-5431,55	12,87	-7107,80	9,46	3760,93
4	160	101,3	-6527,29	11,19	-7107,80	9,46	3760,93
5	337,5	281,9	-6143,74	11,35	-7107,80	9,46	3760,93
6	160	281,9	-6527,57	10,61	-7107,80	9,46	3760,93
7	337,6	784,7	-6143,83	10,77	-7107,80	9,46	3760,93
8	160	784,7	-6528,31	10,03	-7107,80	9,46	3760,93
9	337,8	2184	-6144,05	10,19	-7107,80	9,46	3760,93
10	160	2184	-6530,30	9,45	-7107,80	9,46	3760,93
11	338,3	6078	-6144,46	9,61	-7107,80	9,46	3760,93
12	250	6078	-6339,46	9,26	-7107,80	9,46	3760,93
13	250	6078	-9102,28	6,61	-10506,13	3,87	3760,93
14	137,8	6078	-10186,79	4,37	-10506,13	3,87	3760,93
15	137,8	6078	-2076,08	3,58	-2338,44	2,90	524,89
16	135,7	689,5	-2076,08	3,62	-2338,44	2,90	524,89
17	131,9	689,5	-2080,91	3,54	-2333,43	2,84	549,20
18	182,5	689,5	-3405,75	3,57	-3919,13	2,37	104,58
19	1,66	689,5	-7748,58	4,47	-7706,19	5,05	1541,12
20	137,8	6078	-7734,72	4,61	-7897,47	5,05	1627,47
21	111,1	689,5	-7734,72	5,10	-7897,47	5,05	1627,47
22	48,89	689,5	-7889,79	4,66	-7897,47	5,05	1627,47
23	48,89	689,5	-7732,47	4,74	-7755,00	5,11	1554,49
24	1,66	689,5	-7818,85	4,46	-7755,00	5,11	1554,49
25	1,66	689,5	-7890,19	4,57	-7857,61	5,12	1499,93
26	48,89	689,5	-15763,22	3,31	-15866,52	2,98	48,67
27	48,89	689,5	-2185,27	1,64	-2232,56	1,50	24,31
28	1,66	689,5	-15921,81	2,63	-15820,64	2,99	13,36
29	1,66	689,5	-2592,51	1,02	-2520,84	1,29	41,20
30	137,8	6078	-15314,24	4,37	-15809,55	2,99	1608,57
31	133,8	689,5	-15332,18	4,35	-15811,29	2,99	1670,61
32	-28,8	689,5	-7794,18	4,30	-7706,19	5,05	1541,12

Corrientes	T (°C)	P (kPa)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg-°C)	h0(kJ/kg)	s0 (kJ/kg-°C)	Flujo (kg/h)
33	-28,8	689,5	-8049,52	4,48	-7983,11	5,17	1460,04
34	-28,8	689,5	-3196,28	0,98	-2984,18	1,79	81,08
NAFTA	101,2	689,5	-3314,27	2,60	-3503,44	2,16	185,66
DIESEL	417,1	689,5	-804,63	5,31	-1958,09	2,94	444,62
A-101 in	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	36030,20
A-101 out	53,31	101,3	-15736,64	3,45	-15853,34	3,08	36030,20
A-102 in	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	12610,57
A-102 out	53,33	101,3	-15738,87	3,44	-15853,34	3,08	12610,57
A-103 in	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	12610,57
A-103 out	53,38	101,3	-15738,67	3,44	-15853,34	3,08	12610,57
A-104 in	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	12610,57
A-104 out	53,51	101,3	-15738,14	3,45	-15853,34	3,08	12610,57
A-105 in	25	101,3	-15853,34	3,08	-15853,34	3,08	6305,29
A-105 out	53,79	101,3	-15737,02	3,45	-15853,34	3,08	6305,29
A-107 in	25	101,3	-15887,82	2,98	-15887,82	2,98	33327,94
A-107 out	53,35	101,3	-15780,01	3,33	-15887,82	2,98	33327,94
A-108 in	25	101,3	-15887,82	2,98	-15887,82	2,98	3603,02
A-108 out	41,24	101,3	-15817,77	3,21	-15887,82	2,98	3603,02

Fuente: Los autores.

Tabla B11. Exergía física, química y de flujo de cada corriente del proceso

Corrientes	Exergía física(kJ/h)	Exergía química(kJ/h)	Exergía de flujo (kJ/h)
Raquis	0	52620513,06	52620513,1
Raquis seco	61125,22137	53091623,09	53152748,3
Agua	1776203,502	1964929,59	3741133,09
Agua 1	0	86115,03152	86115,0315
Vapor	711346,434	759378,0052	1470724,44
1	4433833,84	48645869,33	53079703,2
2	1818433,002	48645869,33	50464302,3
3	2478113,568	48329903,16	50808016,7
4	242071,3234	48329903,16	48571974,5
5	1501929,804	48329903,16	49831833
6	890185,5024	48329903,16	49220088,7

Corrientes	Exergía física(kJ/h)	Exergía química(kJ/h)	Exergía de flujo (kJ/h)
7	2150660,039	48329903,16	50480563,2
8	1537842,756	48329903,16	49867745,9
9	2800093,079	48329903,16	51129996,2
10	2184371,59	48329903,16	50514274,8
11	3452020,781	48329903,16	51781923,9
12	3104758,502	48329903,16	51434661,7
13	2209525,153	42958308,03	45167833,2
14	646401,3255	42168577,7	42814979
15	31446,30272	23536067,66	23567514
16	25271,0962	23536651	23561922,1
17	24885,97324	24668380,66	24693266,6
18	16419,49237	3789276,846	3805696,34
19	202146,2407	17622886,75	17825033
20	479441,0718	18756669,93	19236111
21	241473,4014	18756669,93	18998143,3
22	206030,4238	18726793,44	18932823,9
23	205281,0642	17621263,19	17826544,2
24	204703,6857	17614553,31	17819257
25	199851,8959	15745888,73	15945740,6
26	230,6255286	25890,25826	26120,8838
27	92,72566693	213015,798	213108,524
28	70,60545411	194,43095	265,036404
29	318,5082798	1881040,227	1881358,74
30	134711,8193	100491,4608	235203,28
31	122663,2743	104267,0777	226930,352
32	212686,2056	17622495,28	17835181,5
33	204299,5246	14144775,7	14349075,2
34	2503,94787	3485596,366	3488100,31
NAFTA	10806,77293	7274367,154	7285173,93
DIESEL	197721,3485	20884247,82	21081969,2
A-101 in	0	2200000	2200000
A-101 out	191384,5191	2200000	2391384,52
A-102 in	0	770000	770000
A-102 out	64530,62836	770000	834530,628

Corrientes	Exergía física(kJ/h)	Exergía química(kJ/h)	Exergía de flujo (kJ/h)
A-103 in	0	770000	770000
A-103 out	64743,85293	770000	834743,853
A-104 in	0	770000	770000
A-104 out	65322,56258	770000	835322,563
A-105 in	0	385000	385000
A-105 out	33280,40973	385000	418280,41
A-107 in	0	2035000	2035000
A-107 out	142672,1975	2035000	2177672,2
A-108 in	0	220000	220000
A-108 out	6633,289754	220000	226633,29

Fuente: Los autores.

Tabla B12. Flujos de exergía debidos a corrientes de potencia (trabajo)

Corrientes	Energía (kJ/h)	Exergía (kJ/h)
Q-102	1442534,973	1442534,973
Q-103	1443209,576	1443209,576
Q-104	1445160,403	1445160,403
Q-105	1451135,943	1451135,943

Fuente: Los autores.

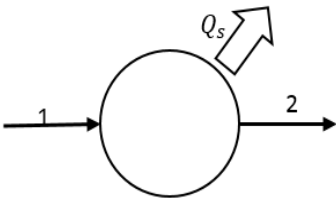
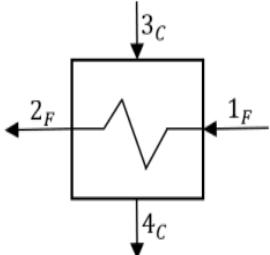
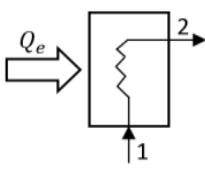
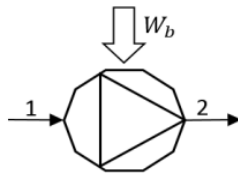
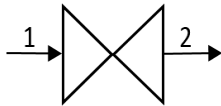
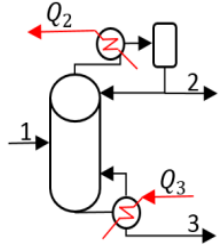
Tabla B13. Flujos de exergía debido a corrientes de calor

Corrientes	Flujo de Calor(kJ/h)	Temperatura (k)	Exergía (kJ/h)
Q-100	10212221,53	373,15	2052570,319
Q-107	629209,0205	923,15	425993,2165
Q-108	10360949,2	5,23E+02	4456109,281
Q-109	134265,6703	2,75E+02	-11399,6619
Q-110	70280,41372	244,26	-15505,65584
Q-111	84971,52305	455,65	29371,26057
Q-112	513909,9665	6,90E+02	291929,153

Fuente: Los autores.

ANEXO C. Irreversibilidades, pérdidas de exergía y eficiencias exergéticas

Figura C1. Eficiencias de los equipos

Componente	Diagrama	Eficiencia exergética
Enfriador		$\varepsilon = 0$
Intercambiador de calor		$\varepsilon = \frac{E_{2F} - E_{1F}}{E_{3C} - E_{4C}}$
I.C. Caldera		$\varepsilon = \frac{E_2 - E_1}{E_Q}$
Compresor		$\varepsilon = \frac{E_2 - E_1}{W}$
Válvulas		$\varepsilon = \frac{E_2}{E_1}$
Columna de destilación		$\varepsilon = \frac{(E_2 + E_3 + E_{Q_2})}{(E_1 + E_{Q_3})}$ $\varepsilon = \frac{E_{\text{producto deseado}}}{(E_1 + E_{Q_3})}$

Fuente: Los autores.

Tabla C1. Irreversibilidades, pérdidas y eficiencias de cada equipo en la producción de metanol

EQUIPO	Exergía destruida (kJ/h)	Exergía perdida (kJ/h)	Eficiencia %
Secador	215241,595	1776203,502	89,514
Gasificador	1586271,663	0,000	97,098
Shift	76418,651	1438446,062	97,146
MIX-100	755452,732	0,000	98,487
Compresor 1	212607,496	0,000	87,292
Compresor 2	212448,746	0,000	87,295
Compresor 3	212030,471	0,000	87,303
Compresor 4	211041,984	0,000	87,325
MIX-101	470833,606	0,000	99,220
PFR-100	426789,439	624568,115	98,244
PFR-101	327666,900	1807989,753	96,368
V-100	17160,505	0,000	98,706
TEE-100	0,000	873342,440	100,000
V-101	536,777	195,577	91,127
VLV-100	127657,893	0,000	99,717
T-100	1282638,697	2215244,571	93,281
T-101	356667,016	786989,841	97,754
MIX-102	8,688	152830,447	99,994
E-100	355491,798	596925,654	11,661
E-101	640378,481	1058087,879	9,611
E-102	634246,797	956579,995	10,773
E-103	643692,524	1008605,125	10,261
E-104	379900,513	499574,364	9,000
E-105	956948,620	0,000	59,860
E-106	21893,178	0,000	94,32
E-107	2805996,500	4436545,060	11,554
E-108	27341,927	-26794,012	0,000

Fuente: Los autores.

Tabla C2. Irreversibilidades, pérdidas y eficiencias de cada equipo en la producción de hidrógeno

EQUIPO	Exergía destruida (kJ/h)	Exergía perdida (kJ/h)	Eficiencia %
Secador	215241,595	1776203,50	89,514
TEE-100	0,000	0,000	100,000
Gasificador	2541513,238	0,000	95,315
MIX-100	493550,829	0,000	99,316
Compresor 1	174992,134	0,000	86,880
Compresor 2	174931,959	0,000	86,882
Compresor 3	174792,374	0,000	86,887
Compresor 4	174494,267	0,000	86,898
Reformado	545266,424	0,000	99,017
Válvula 1	142747,137	0,000	99,723
Válvula 2	123695,064	0,000	99,753
Shift LT	197405,268	0,000	99,616
Shift HT	141289,991	0,000	99,717
PSA	837324,696	14704616,470	98,320
E-101	496892,707	860730,565	9,649
E-102	491391,938	774793,335	10,848
E-103	493752,356	775416,213	10,902
E-104	935178,576	1430616,329	10,577
E-100	135017,515	261192,560	12,446
E-105	1088225,899	0,000	61,082
E-106	908996,382	2500738,527	0,000

Fuente: Los autores.

Tabla C3. Irreversibilidades, pérdidas y eficiencias de cada equipo en la producción de combustibles Fischer-Tropsch

EQUIPO	Exergía destruida (kJ/h)	Exergía perdida (kJ/h)	Eficiencia %
Secador	215241,60	1776203,50	89,51
Gasificador	1543769,58	0,00	91,28
Shift	82278,82	0,00	99,84
Compresor 1	182676,49	0,00	87,34
Compresor 2	182735,04	0,00	87,34
Compresor 3	182910,08	0,00	87,34
Compresor 4	183486,75	0,00	87,36
PFR-100	1810719,20	4456109,28	87,82
V-100	802,13	0,00	99,88
V-101	426,01	0,00	99,79
V-102	4462,68	0,00	97,82
V-103	5882,73	204299,52	97,23
MIX-100	34658,85	226930,35	86,75
MIX-101	2066,37	0,00	99,99
MIX-102	477,85	0,00	98,12
MIX-103	8622,73	0,00	99,88
VLV-100	237967,67	0,00	98,76
VLV-101	5591,86	0,00	99,98
T-100	68159,02	29371,26	99,61
E-101	2044657,73	2391384,52	8,56
E-102	547213,67	834530,63	10,55
E-103	548073,43	834743,85	10,56
E-104	550398,93	835322,56	10,61
E-105	313981,87	418280,41	9,58
E-107	2210181,96	2177672,20	6,06
E-108	58686,18	226633,29	10,16
E-109	18686,91	-11399,66	0,00
E-110	5357,16	-15505,66	0,00
E-100	1230791,43	0,00	52,94

Fuente: Los autores.

Tabla C4. Destrucción de exergía, pérdida de exergía y eficiencia en cada etapa

Producción de metanol			
Etapa	Exergía destruida kJ/h	Exergía perdida kJ/h	Eficiencia %
Secado del raquis	215241.60	1776203.50	89.51
Gasificación y reacción WGS	2619638.93	1438446.06	84.70
Compresión	4279184.72	4119773.02	53.94
Síntesis de Metanol	4048446.95	7742445.37	84.02
Sistema de separación	1794955.49	3128466.42	80.31
Producción de hidrógeno			
Etapa	Exergía destruida kJ/h	Exergía perdida kJ/h	Eficiencia %
Secado del raquis	215241,60	1776203.50	89.51
Gasificación	3629739,14	0.00	85.47
Compresión	2809816,08	2672132.67	54.52
Reformado con vapor	545266,42	0.00	99.02
WGS de alta y baja temp.	2449312,42	3931354.86	68.23
PSA	837324.70	14704616.47	98.32
Producción de combustibles Fischer-Tropsch			
Etapa	Exergía destruida kJ/h	Exergía perdida kJ/h	Eficiencia %
Secado del raquis	215241,60	1776203,50	89,51
Gasificación y reacción WGS	2856839,83	0,00	81,35
Compresión	4736133,99	5314261,97	44,36
Reacción FT	1810719,20	4456109,28	87,82
Sistema de separación	2662030,10	2838001,31	72,94

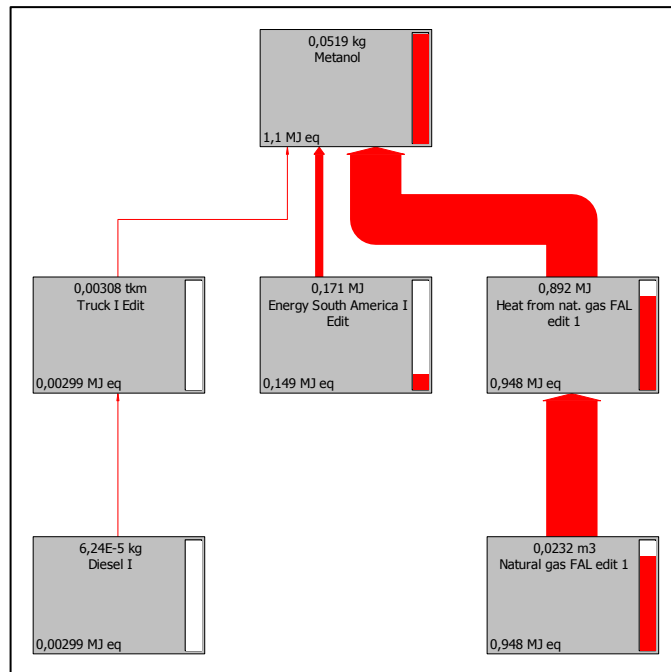
Fuente: Los autores.

ANEXO D. Red de procesos para el sistema de metanol en la categoría de uso de energía no renovable

Mediante el uso del software Simapro V7.1 se pueden obtener las redes de los procesos involucrados en los sistemas bajo estudio para cada categoría de impacto ambiental.

Sí se genera una red para cada sistema y categoría de impacto se obtendrían un total de 24 redes debido a que se están evaluando 4 productos en 6 categorías. .A modo de ejemplo se observa en la figura A.1 la red creada para el proceso de producción de metanol en la categoría de uso de energía no renovable, en ésta se puede observar las cantidades y sus equivalentes de los procesos utilizados.

Figura D.1 Interacción de los procesos de calentamiento con gas natural, energía eléctrica y transporte del raquis en el sistema de producción de metanol para la categoría de uso de energía no renovable



Fuente: Los autores.

ANEXO E. Cantidades equivalentes de cada proceso, para cada categoría de impacto ambiental

Tabla E1. Calentamiento con gas natural (Kg CO₂ equivalente)

Proceso	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Calentamiento con gas natural	0,025996	0,05322	0,0275	0,01983
Energía eléctrica	0,011117	0,01202	0,01647	0,01188
Transporte	2,61E-04	2,27E-04	3,59E-04	2,59E-04

Fuente: Los autores.

Tabla E2. Desgaste de la capa de ozono (Kg CFC equivalente)

Proceso	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Calentamiento con gas natural	2,40E-11	4,91E-11	2,54E-11	1,83E-11
Energía eléctrica	--	--	--	--
Transporte	--	--	--	--

Fuente: Los autores.

Tabla E3. Formación de oxidantes fotoquímicos (Kg C₂H₆ equivalente)

Proceso	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Calentamiento con gas natural	6,48E-05	1,33E-04	6,86E-05	4,94E-05
Energía eléctrica	3,53E-06	3,82E-06	5,23E-06	3,77E-06
Transporte	1,88E-07	1,64E-07	2,59E-07	1,87E-07

Fuente: Los autores.

Tabla E4. Acidificación (Kg SO₂ equivalente)

Proceso	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Calentamiento con gas natural	4,85E-04	9,93E-04	5,13E-04	3,70E-04
Energía eléctrica	6,58E-05	7,11E-05	9,75E-05	7,03E-05
Transporte	1,53E-06	1,33E-06	2,10E-06	1,52E-06

Fuente: Los autores.

Tabla E5. Eutrofización (Kg PO4 equivalente)

Proceso	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Calentamiento con gas natural	1,03E-05	2,12E-05	1,09E-05	7,89E-06
Energía eléctrica	2,92E-06	3,16E-06	4,33E-06	3,12E-06
Transporte	3,36E-07	2,92E-07	4,62E-07	3,33E-07

Fuente: Los autores.

Tabla E6. Energía no renovable (MJ equivalente)

Proceso	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Calentamiento con gas natural	0,4629627	0,947868	0,489756	0,35323
Energía eléctrica	0,13784511	0,149113	0,204335	0,147374
Transporte	3,45E-03	2,99E-03	4,74E-03	3,42E-03

Fuente: Los autores.

ANEXO F. Cantidades equivalentes de las emisiones para cada categoría de impacto ambiental

Tabla F1. Calentamiento con gas natural (Kg CO₂ equivalente)

Sustancia	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Dióxido de carbono	0,03567	0,06201	0,04253	0,03067
Metano	0,00160	0,00328	0,00170	0,00122
Monóxido de carbono	0,00008	0,00017	0,00009	0,00006
Monóxido de dinitrógeno	0,00002	0,00001	0,00002	0,00002

Fuente: Los autores.

Tabla F2. Desgaste de la capa de ozono (Kg CFC equivalente)

Sustancia	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Cloruro de carbono	2,40E-11	4,91E-11	2,54E-11	1,83E-11

Fuente: Los autores.

Tabla F3. Formación de oxidantes fotoquímicos (Kg C₂H₆ equivalente)

Sustancia	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
NM VOC	4,52E-05	9,25E-05	4,79E-05	3,45E-05
Óxido de azufre	2,00E-05	3,89E-05	2,21E-05	1,60E-05
Monóxido de carbono	1,48E-06	2,97E-06	1,58E-06	1,14E-06
Metano	4,18E-07	8,56E-07	4,43E-07	3,19E-07
Hidrocarburos	7,48E-07	7,94E-07	1,10E-06	7,94E-07
Dióxido de nitrógeno	6,29E-07	6,81E-07	9,33E-07	6,73E-07
Dióxido de azufre	3,33E-09	2,89E-09	4,57E-09	3,30E-09
Formaldehído	8,30E-12	1,70E-11	8,78E-12	6,33E-12
Benceno	2,69E-12	5,52E-12	2,85E-12	2,06E-12
Etano	1,17E-12	2,39E-12	1,24E-12	8,92E-13

Fuente: Los autores.

Tabla F4. Acidificación (Kg SO₂ equivalente)

Sustancia	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Óxido de azufre	0,000501	0,000973	0,000553	0,000399
Óxido de nitrógeno	4,04E-05	8,11E-05	4,31E-05	3,11E-05
Dióxido de nitrógeno	1,12E-05	1,22E-05	1,67E-05	1,20E-05
Dióxido de azufre	8,32E-08	7,22E-08	1,14E-07	8,25E-08
Amoníaco	2,76E-09	5,66E-09	2,92E-09	2,11E-09

Fuente: Los autores.

Tabla F5. Eutrofización (Kg PO₄ equivalente)

Sustancia	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Óxido de nitrógeno	1,05E-05	2,11E-05	1,12E-05	8,09E-06
Dióxido de nitrógeno	2,92E-06	3,16E-06	4,33E-06	3,12E-06
COD*	1,72E-07	3,52E-07	1,82E-07	1,31E-07
Amoníaco	4,35E-09	8,91E-09	4,60E-09	3,32E-09
Fosfato	2,00E-09	4,09E-09	2,12E-09	1,53E-09
Nitrógeno	3,02E-11	2,62E-11	4,15E-11	2,99E-11
Nitrato	3,27E-12	6,70E-12	3,46E-12	2,50E-12

* Fuente: Los autores.

Tabla F6. Energía no renovable (MJ equivalente)

Sustancia	Hidrógeno	Metanol	Diésel	Nafta
Gas natural	0,48603	0,964559	0,527543	0,380484
Petróleo	0,107193	0,120641	0,156186	0,112647
Carbón	0,011031	0,014774	0,0151	0,010891

Fuente: Los autores.