

**EVALUACIÓN ECONOMICA E IMPACTO DE LAS EXTERNALIDADES
AMBIENTALES EN LA PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES OBTENIDOS
POR GASIFICACION DE RAQUIS DE PALMA AFRICANA**

RICHARD JAVIER DIAZ RUIZ

SAILY CAROLINA FUENTES ARAQUE

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS**

ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

BUCARAMANGA

2014

**EVALUACIÓN ECONOMICA E IMPACTO DE LAS EXTERNALIDADES
AMBIENTALES EN LA PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES OBTENIDOS
POR GASIFICACION DE RAQUIS DE PALMA AFRICANA**

RICHARD JAVIER DIAZ RUIZ

SAILY CAROLINA FUENTES ARAQUE

**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 FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2014

AGRADECIMIENTOS:

Agradezco primero a Dios, por las bendiciones recibidas durante toda mi vida, por ser mi compañía fiel.

A mi mamá, por ser esa mujer luchadora incansable que me ha enseñado que con dedicación todo se puede conseguir.

A mi nono Salomón, por su apoyo incondicional en cada instante.

A mis hermanas Patricia, Leidy y Liliana, por todo el cariño que me brindan y el apoyo que me han brindado.

A Diego, por toda la ayuda recibida en la realización de este trabajo.

A mis amigos, por ser apoyo emocional y brindarme su amistad sincera.

A la universidad, por abrirme sus puertas, permitirme vivir esta maravillosa experiencia y brindarme la oportunidad de crecer como persona integral.

Richard Javier Diaz Ruiz

“Todos los días Dios nos da un momento en que es posible cambiar todo lo que nos hace infelices. El instante mágico es el momento en que un sí o un no pueden cambiar toda nuestra existencia”

Paulo Coelho

AGRADECIMIENTOS:

A Dios, por todos los favores recibidos siendo un guía incondicional a lo largo de mi vida.

A mis padres Reinaldo y Marta, por su apoyo constante durante éste importante proceso de formación.

A mis hermanos, por el cariño y acompañamiento que me han brindado.

A mi querido amigo Sebastián, por su permanente apoyo durante esta etapa.

A nuestro codirector Diego, por ser nuestro guía en la elaboración de este proyecto.

Al profesor Iván, por su colaboración en el desarrollo del proyecto.

A todos los profesores integrados a la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad Industrial de Santander, por todas sus enseñanzas compartidas a lo largo de nuestro proceso educativo.

Saily Carolina Fuentes Araque

TABLA DE CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	15
1. METODOLOGÍA	18
1.1. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS	18
1.1.1. Hidrógeno.	19
1.1.2. Metanol.	21
1.1.3. Fischer-Tropsch.	23
1.2. METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS ECONÓMICO	25
1.2.1 Inversión de capital fijo.....	25
1.2.1.1 Costo de equipos	26
1.2.2 Costos de Operación por Manufactura (COM).....	29
1.2.2.1 Costos variables de operación.....	30
1.2.2.1.1 Materia prima.	30
1.2.2.1.2 Servicios.	30
1.2.2.1.3 Otros costos.....	31
1.2.2.2.1 Mantenimiento.....	31
1.2.2.2.2 Mano de obra.....	31

1.2.2.2.3 Otros costos fijos operacionales.	32
1.2.3 Ventas.....	33
1.2.4 Depreciación	33
1.2.5 Impuestos.	33
1.3 EXTERNALIDADES AMBIENTALES.....	35
1.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	37
2. RESULTADOS Y ANÁLISIS	38
2.1 ANÁLISIS ECONÓMICO	38
2.1.1 Capital Fijo de Inversión.....	38
2.1.2 Costos de Operación por Manufactura (COM).....	39
2.1.3 Ventas.....	40
2.1.4 Flujo de Caja.....	41
2.2. EXTERNALIDADES AMBIENTALES.....	42
2.3. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	44
2.4 COMPARACIÓN CON ESTUDIOS PREVIOS.....	45
CONCLUSIONES	47
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.....	48
BIBLIOGRAFÍA.....	53
ANEXOS	58

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Inversión de capital fijo.....	26
Tabla 2. Valores para el cálculo del factor de traslado	29
Tabla 3. Tarifas de servicios industriales.	30
Tabla 4. Costo de catalizadores, adsorbente y tratamiento de residuos.....	31
Tabla 5. Requerimientos típicos de mano de obra para equipos de proceso.	32
Tabla 6. Categorías de impacto ambiental.....	35
Tabla 7. Cantidades másicas de cada combustible equivalentes a 1 MJ	36
Tabla 8. Costo de las externalidades ambientales en Tailandia	36
Tabla 9. Inversión de capital fijo FCI para cada una de las plantas.	38
Tabla 10. Comparación de resultados con estudios anteriores.	45

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Diagrama de flujo de la planta de producción de hidrógeno	20
Figura 2. Diagrama de flujo de la planta de producción de metanol	22
Figura 3. Diagrama de flujo de la planta de producción Fischer-Tropsch	24
Figura 4. COM para cada una de las plantas.....	39
Figura 5. Proyección de precios e ingresos para cada una de las plantas.	40
Figura 6. Valor presente neto (VPN) para cada una de las plantas.	41
Figura 7. Costo de externalidades ambientales para cada planta.	423
Figura 8. Variación del VPN para cada planta.	43
Figura 9. Curvas de probabilidad acumulada para cada planta.	44

LISTA DE ANEXOS

	pág.
ANEXO A. Descripción de equipos.....	58
ANEXO B. Dimensionamiento del secador	61
ANEXO C. Localización de la planta.....	63
ANEXO D. Costo equipos.....	65
ANEXO E. Costos de operación por manufactura	68
ANEXO F. Flujo de caja.....	74
ANEXO G. Externalidades ambientales.....	78

LISTA DE ABREVIACIONES

FCI	<i>Fixed capital investment</i> - Inversion de capita fijo
COM	Costos de operación por manufactura
MM	Miles de millones
COP	Pesos colombianos
THB	Baht Tailandés
TIR	Tasa interna de retorno
VPN	Valor presente neto
FT	Factor de traslado
NA	No aplica
WTP	<i>Willingness to pay</i> - Disposición a pagar
DDB	<i>Double Declining Balance</i> – Doble disminución de saldo.
WGS	<i>Water gas shift</i>
PSA	Pressure swing adsorption
R	Ventas
t	Impuestos
dk	Depreciación

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN ECONOMICA E IMPACTO DE LAS EXTERNALIDADES AMBIENTALES EN LA PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES OBTENIDOS POR GASIFICACION DE RAQUIS DE PALMA AFRICANA. *

AUTORES: Richard Javier Diaz Ruiz, Saily Carolina Fuentes Araque. **

PALABRAS CLAVES: Raquis de palma africana, gasificación, biocombustibles, viabilidad económica, externalidades ambientales, metodología de transferencia de beneficios, análisis de sensibilidad, simulación Monte-Carlo.

DESCRIPCIÓN:

Los aceites de mayor uso a nivel mundial con fines alimenticios o industriales provienen de especies vegetales como la palma africana. Con un área en producción de 266.922 hectáreas, Colombia produce cerca de 940.838 toneladas de aceite de palma crudo y con ello 1.005.166 toneladas de residuos (raquis) anuales. Como una solución a los cambios en las condiciones climáticas del planeta se ha planteado la necesidad de desarrollar energías limpias y renovables, siendo una alternativa, el uso de diferentes residuos agrícolas para la producción de biocombustibles; en este sentido, la gasificación de biomasa se convierte en uno de los procesos termoquímicos más promisorios. Por tanto, en este trabajo se analizó la viabilidad económica de tres procesos de producción de biocombustibles, hidrógeno, metanol y combustibles Fischer-Tropsch, obtenidos a partir de gasificación de raquis de palma africana, incluyendo el impacto de las externalidades ambientales asociadas a éstos procesos. Para tal fin, se realizó un análisis de flujo de caja a cada uno de los sistemas en el que se tuvo en cuenta la inversión de capital fijo, la depreciación, las ventas y los impuestos, considerando un período de operación de 20 años; para el caso de la valoración monetaria de las externalidades ambientales se usó la metodología de transferencia de beneficios. Adicionalmente, se realizó un análisis de sensibilidad mediante simulación Monte-Carlo para cuantificar el riesgo de inversión en cada uno de los procesos. Finalmente, se obtuvo que el impacto del costo de las externalidades ambientales sobre el análisis económico se ve principalmente reflejado en el cambio de viabilidad de la planta de metanol, ya que al incluir las externalidades, el proyecto resulta inviable; mientras que para los otros dos casos se presenta una reducción del 26% en las utilidades, siendo la planta de producción de hidrógeno el proyecto con mayor potencial económico.

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Ph.D. Viatcheslav Kafarov. Codirector: Ing. Diego Martínez.

ABSTRACT

TITLE: ECONOMIC ANALYSIS AND ENVIRONMENTAL EXTERNALITIES IMPACT OF BIOFUELS PRODUCTION GOTTEN BY GASIFICATION OF AFRICAN PALM WASTE.*

AUTHOR: Richard Javier Diaz Ruiz, Saily Carolina Fuentes Araque. **

KEY WORDS: African palm waste, gasification, biofuels, economic viability, environmental externalities, transfer benefits methodology, sensibility analysis, Monte-Carlo simulation.

DESCRIPTION:

The most useful oil in the world, for food or industrial purposes, comes from vegetables species like African palm. With a production area of 266.922 hectares, Colombia annually produces about 940.838 tons of crude oil palm and 1.005.166 tons of palm waste. At the same time, by cause of changes in weather conditions, it has been purposed the necessity of developing clean and renewable energy, taking as an alternative, the use of agricultural wastes for biofuels production. In this sense, biomass gasification has become in a promissory thermochemical process. Therefore, in this thesis was evaluated the economic viability of three biofuels production process, hydrogen, methanol and Fischer –Tropsch fuels, gotten by gasification of palm waste, including the environmental externalities impact associated to those process. Consequently, a cash flow analysis was made for each process taking into account, fixed capital investment, depreciation, sales, taxes and operation costs for a 20-year-period. For the case of giving price to environmental externalities, benefit transfer methodology was used. In addition, to quantify the risk of invest in each of those process, a sensibility analysis was made using Monte-Carlo simulation. Finally, it was concluded that the environmental externalities costs influenced adversely the economic analysis, especially because the viability of methanol plant changed and the project became economically unviable; for the others, a utilities reduction of 26 percent was calculated, becoming, the hydrogen production plant, the project with the best economic potential.

* Bachelor Thesis

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Ph.D. Viatcheslav Kafarov. Codirector: Ing. Diego Martínez.

INTRODUCCIÓN

Los aceites de mayor uso a nivel mundial con fines alimenticios o industriales, son provenientes de especies vegetales como la palma africana, la soya, la colza y el girasol. La producción mundial de aceite vegetal derivado de la palma africana, uno de los más extendidos, es cercana a las 30,45 millones de toneladas al año siendo Malasia, Indonesia, Nigeria, Tailandia y Colombia los principales países productores [1]. Con un área en producción de 266.922 hectáreas, Colombia produce cerca de 4.568.937 toneladas de fruto de palma de aceite, 940.838 toneladas de aceite de palma crudo, y con ello 1.005.166 toneladas de residuos (raquis) anuales [2]. En la actualidad éstos residuos vegetales sólidos son utilizados en aplicaciones de compostaje, alimento de animales y cogeneración para la obtención de vapor de proceso y electricidad; aunque, en muchos casos el aprovechamiento mediante éstas aplicaciones no es el mejor, debido a restricciones asociadas a equipos y a la variabilidad en la calidad de la biomasa combustible [3].

Por otra parte, la gran dependencia que las diferentes industrias han mantenido sobre los combustibles fósiles, empleándolos como principal fuente de energía durante el siglo XX y aún en la actualidad, ha desembocado en problemas ambientales serios. Su uso excesivo es una de las principales causas del calentamiento global y la lluvia ácida [4], debido a que en su combustión se generan grandes emisiones de CO₂, CO, NO_x, SO_x, y otros compuestos contaminantes que han terminado por modificar el clima del planeta y sus ecosistemas [5].

Estos cambios en las condiciones climáticas del planeta han planteado la necesidad de desarrollar energías limpias y renovables [6], siendo una de las alternativas el uso de diferentes residuos agrícolas para la producción de biocombustibles. En este sentido, la gasificación de biomasa se convierte en uno de los procesos termoquímicos más promisorios ya que ofrece eficiencias más altas frente a procesos como la pirolisis [7]. Durante la gasificación, la biomasa se somete a altas

temperaturas en presencia de un agente gasificante (aire, vapor de agua, oxígeno, dióxido de carbono o una mezcla de éstos) hasta descomponerse en un gas de síntesis de bajo poder calorífico que contiene pequeñas cantidades de ceniza y alquitrán [8]. El gas formado 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) [3]. Este se puede someter a diferentes procesos catalíticos para la posterior producción de biocombustibles como hidrógeno, metanol, diésel y nafta, éstos dos últimos mediante el proceso Fischer-Tropsch [9].

Desde el punto de vista económico, Colombia tiene en la producción de biocombustibles de segunda generación una gran oportunidad productiva y comercial, la cual está ligada esencialmente a los mercados externos ya que el mercado interno se puede satisfacer fácilmente [10]. Según un estudio contratado por el Ministerio de Minas y realizado por el Laboratorio Federal Suizo (EMPA), la producción de biocombustibles en Colombia cumple con estrictos patrones en materia de sostenibilidad y evidencia además que el país tiene un gran potencial para convertirse en líder mundial en producción de biocombustibles cumpliendo con los más altos estándares ambientales y sociales [11]. No obstante, uno de los principales problemas relacionados con los biocombustibles es su elevado costo de producción; por consiguiente, es necesario realizar análisis costo/beneficio con el fin de evaluar económicamente la rentabilidad de obtener a nivel industrial este tipo de combustibles mediante la comparación de los costos de producción con los beneficios esperados por la realización del mismo [12].

Adicionalmente, como lo plantea la economía ambiental, la evaluación económica puede tener en cuenta el medio ambiente, de modo que las actuaciones ambientales tengan una estructura clásica de costo y beneficio. Sin embargo, uno de los grandes problemas que plantea el análisis del medio ambiente en la sociedad mercantil es la valoración y cuantificación monetaria del mismo, ya que antes de pretender la valoración económica del medio ambiente conviene plantearse el

medio ambiente como un bien económico [13]. De esta manera, uno de los procedimientos que permite visualizar los efectos ambientales dentro de un análisis económico, está basado en el uso de externalidades ambientales las cuales pueden incluirse integrando la identificación, medición y cuantificación monetaria de los impactos ambientales [14]. En este sentido, las externalidades ambientales se definen como los efectos generados por la ejecución de una acción que provoca beneficios o perjuicios sobre el medio ambiente; habitualmente son de carácter negativo y tan solo en contadas ocasiones se consideran positivas [15].

El objetivo de éste trabajo es analizar la viabilidad económica de tres procesos de producción de biocombustibles, hidrógeno, metanol y combustibles Fischer-Tropsch, obtenidos a partir de gasificación de raquis de palma africana, incluyendo el impacto de las externalidades ambientales asociadas a éstos procesos. Para tal fin, se realizó un análisis de flujo de caja a cada uno de los sistemas en el que se tuvo en cuenta la inversión de capital fijo, la depreciación, las ventas y los impuestos, considerando un período de operación de 20 años; para el caso de la valoración monetaria de las externalidades ambientales se usó la metodología de transferencia de beneficios, la cual utiliza información económica recolectada en un lugar y tiempo específicos para inferir valores económicos ambientales en un lugar y tiempo diferentes [16]. Adicionalmente, se realizó un análisis de sensibilidad mediante simulación Monte-Carlo para cuantificar el riesgo de inversión en cada uno de los procesos y definir cuál de ellos resulta más rentable.

1. METODOLOGÍA

1.1. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS

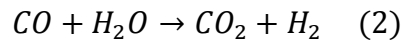
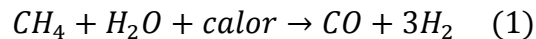
A continuación se describen tres plantas industriales para la producción de biocombustibles de segunda generación, basados en la gasificación de raquis de palma africana para la obtención de hidrógeno, metanol y combustibles Fischer-Tropsch. Cada uno de los procesos fue simulado en Aspen Hysys® 7.2 por Camacho *et al.* [17], quienes plantearon un desarrollo conceptual de éstos sistemas a partir de la etapa de gasificación y en pequeña escala de producción.

Con el fin de realizar el cambio de escala, la capacidad de las plantas fue calculada con información de la materia prima, teniendo en cuenta que los biocombustibles tienen una alta demanda efectiva. Para ello se realizó una proyección de los datos históricos de la región central reportados por FEDEPALMA, con la que se obtuvo un valor de 60.000 kg/h de raquis, equivalentes en cada proceso a una producción de 2,8 ton/h de hidrógeno, 19,7 ton/h de metanol, y 6,3 ton/h de combustibles Fischer-Tropsch (1,9 ton/h de nafta y 4,4 ton/h de diésel).

Para los tres procesos se propuso una etapa de pretratamiento con el fin de acondicionar la materia prima antes de ser gasificada. En principio, el raquis es transportado desde las extractoras ubicadas en la zona central hasta la ciudad de Barrancabermeja, sitio de ubicación de las plantas. Luego, el raquis es almacenado en patios descubiertos, donde se utilizan cargadores mecánicos para alimentar la tolva de una trituradora de dientes, la cual reduce el tamaño de la materia prima a 12 mm. El raquis triturado es enviado a un secador rotatorio que utiliza una relación másica vapor/biomasa de 9:1[18] y donde la biomasa, cuyo contenido de agua inicial supera el 60% [19], logra reducir su humedad al 12%. Posterior a la etapa de secado, el raquis es nuevamente molido para reducir su tamaño a 6 mm y es enviado al gasificador.

El proceso de gasificación es llevado a cabo en un reactor de lecho fluidizado, el cual tiene como ventajas generar niveles moderados de alquitrán, así como permitir un buen mezclado y una alta transferencia de calor, resultando en condiciones uniformes y eficiencia en la reacción [20]. El agente gasificante utilizado es vapor de agua; y el gasificador es operado a una temperatura de 950°C y 101,3 kPa de presión. La corriente de salida del gasificador es enviada a un ciclón para remover las impurezas sólidas presentes (cenizas) en la corriente gaseosa y las cuales representan aproximadamente el 1% en peso de la misma.

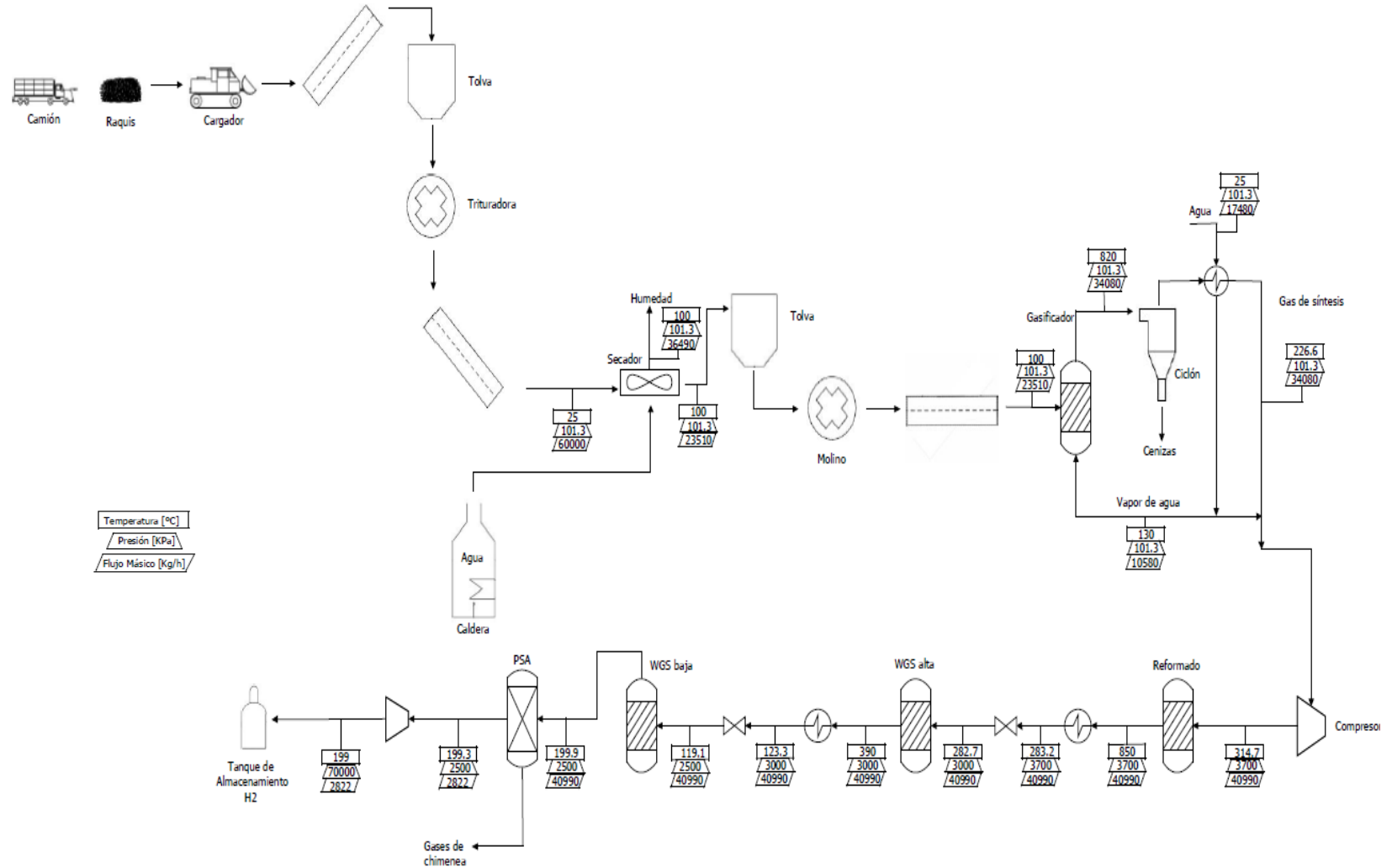
1.1.1. Hidrógeno. El gas limpio procedente del ciclón es mezclado con vapor de agua, y es comprimido desde 101,3 kPa a 3700 kPa. La corriente resultante es enviada al reactor de reformado que opera a 850°C y en donde se llevan a cabo las reacciones 1 (reformado con vapor) y 2 (water gas shift - WGS), con una conversión de 60% y 22% respectivamente [21].



Con el fin de alcanzar una relación H₂/CO superior a dos, la corriente proveniente del reformado es llevada a un proceso de reacción WGS de alta y de baja temperatura, catalizadas por óxido de hierro y cobre, respectivamente [22].

Antes de ingresar al reactor adiabático WGS de alta temperatura que opera a 390°C y 3000 kPa, el gas es enfriado y descomprimido hasta 283,2 °C y 3000 kPa, respectivamente. El producto de la reacción es enfriado a 123,3°C y mediante una válvula es descomprimido hasta 2500 kPa para su ingreso al reactor adiabático WGS de baja temperatura que opera a 200°C. El proceso de enfriamiento de las corrientes que alimentan los reactores es realizado para mantener las condiciones de operación de dichos equipos.

Figura 1. Diagrama de flujo de la planta de producción de hidrógeno



Fuente: Autores, modificado a partir de Camacho *et al* [17].

El gas de síntesis producto de los reactores *shift* es purificado mediante el proceso de adsorción por oscilación de presión, PSA, por sus siglas en inglés. El PSA es un proceso cíclico de separación de gases, que consiste en dos tanques que contienen un material adsorbente selectivo y un montaje con electroválvulas que direccionan el flujo del gas de acuerdo al ciclo del sistema [21]. En la etapa de adsorción, el material retiene selectivamente las moléculas de CO, CO₂, CH₄ y H₂O dejando libre aproximadamente el 77% del flujo molar de hidrógeno que ingresa al sistema. Cuando el material adsorbente se satura, éste comienza un ciclo de regeneración durante el cual se reduce la presión en el tanque, permitiendo que las impurezas se separen del material adsorbente y se eliminen del sistema [23]. Finalmente, el hidrógeno separado es llevado a un proceso de compresión hasta 700 bar para su posterior almacenamiento. El diagrama de flujo del proceso se presenta en la figura 1.

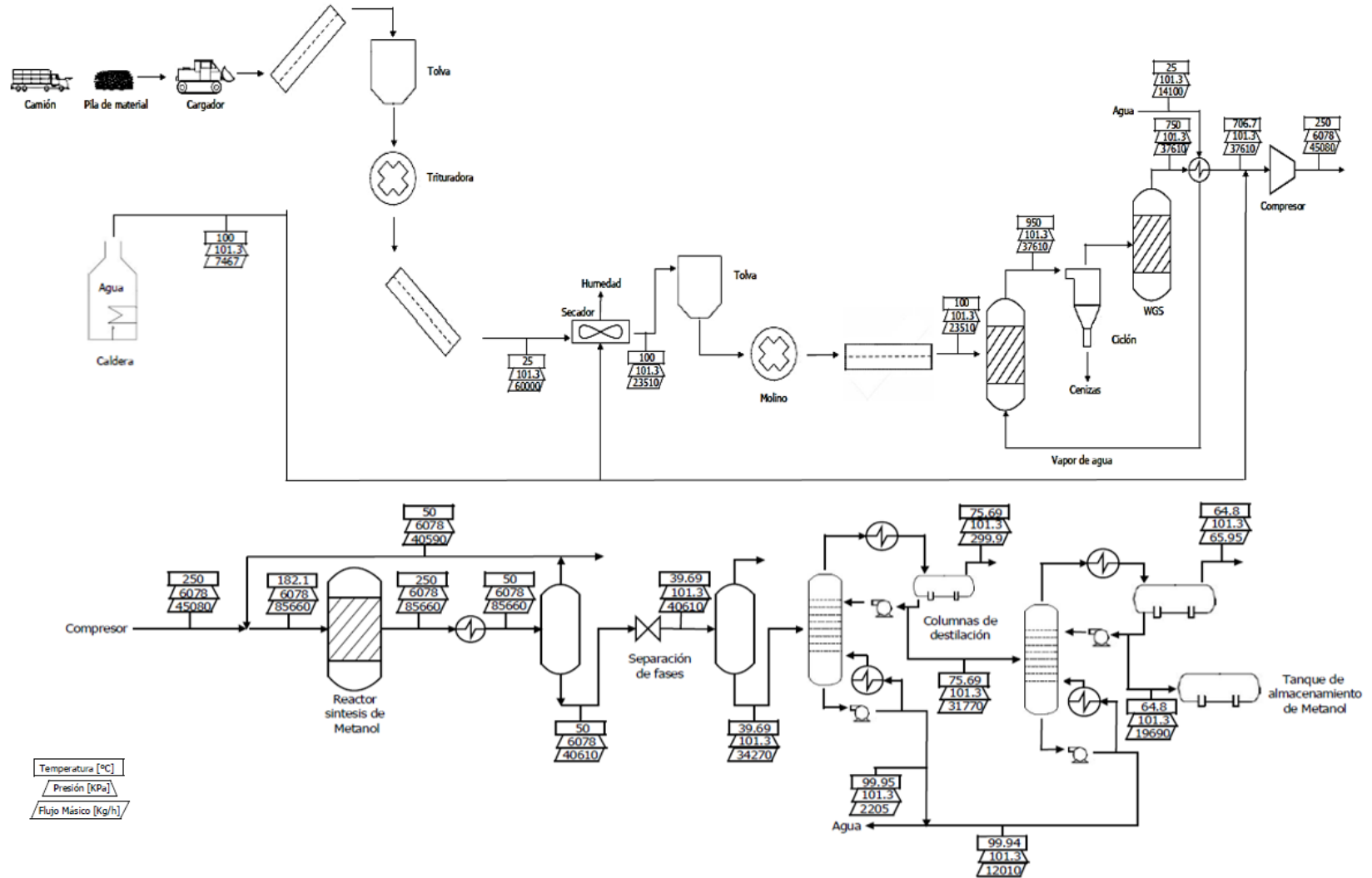
1.1.2. Metanol. La corriente de gas proveniente del ciclón es llevada a un reactor WGS operado a 750°C y 101,3 kPa, ya que el gas de síntesis debe cumplir con una relación H₂/CO superior a dos [24]. La corriente de producto es enfriada a 300°C y el calor generado por este enfriamiento es utilizado en el calentamiento del agente gasificante.

El gas de síntesis producto del reactor, es mezclado con una corriente de vapor de agua y sometido a un proceso de compresión desde 101,3 kPa hasta 6078 kPa.

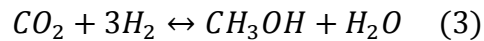
La fracción de vapor es utilizada para suplir la necesidad de agua en las posteriores reacciones de síntesis de metanol.

La mezcla comprimida de gas de síntesis y vapor a 250°C es llevada a un reactor de lecho fijo donde ocurre la reacción de síntesis de metanol, catalizada por Cu/ZnO/Al₂O₃, el cual corresponde a un catalizador selectivo para la producción de metanol a partir de CO₂. La ecuación 3 describe la reacción de síntesis de metanol que se lleva a cabo en el reactor.

Figura 2. Diagrama de flujo de la planta de producción de metanol



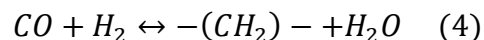
Fuente: Autores, modificado a partir de Camacho *et al* [17].



La corriente de salida del reactor es enfriada a 50°C y llevada a un separador de fases para lograr retirar el gas disuelto, principalmente CO₂, el cual es recirculado al reactor haciendo una purga previa del 10% de la corriente, basada en datos heurísticos [25]. La corriente líquida producto del separador de fases, es introducida en un sistema de separación que consta de dos columnas de destilación para producir metanol con una pureza del 99,96% en peso. El diagrama de flujo del proceso se presenta en la figura 2.

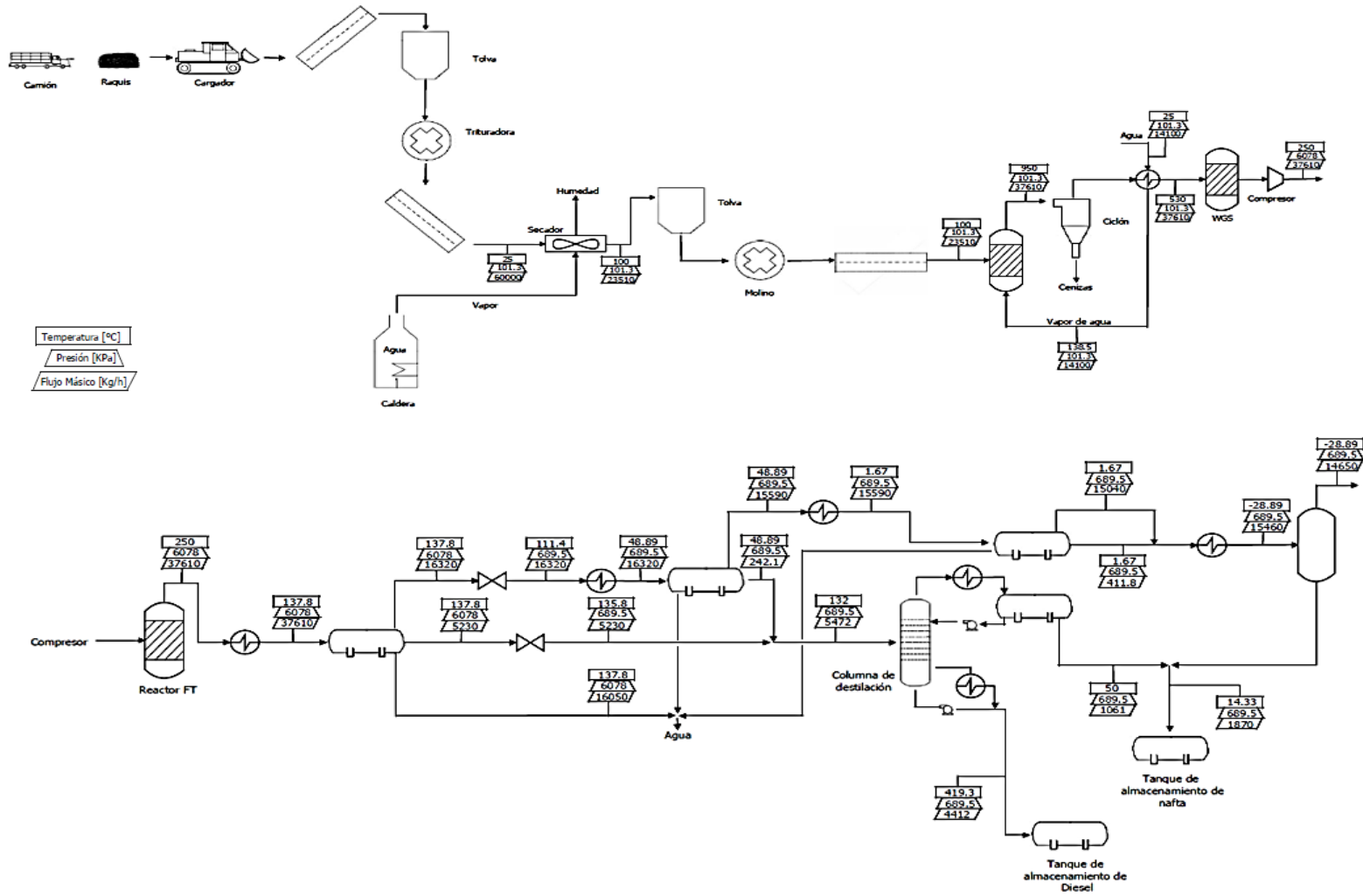
1.1.3. Fischer-Tropsch. En este caso, la corriente de gas limpio que proviene del ciclón es introducida en un intercambiador de calor con el fin de recuperar la energía disponible y aprovecharla para evaporar el agua que debe ingresar al gasificador. El gas es llevado hacia un reactor WGS para aumentar la relación molar H₂/CO. Seguido a esto, el gas es sometido a un proceso de compresión desde 101,3 kPa hasta 6078 kPa.

El gas comprimido es conducido a un reactor de lecho fijo que opera a 250°C y 6078 kPa y usa un catalizador basado en cobalto, donde es llevada a cabo la reacción Fischer-Tropsch (Ecuación 4). El catalizador de cobalto se eligió sobre el de hierro debido a que éste último es utilizado para producir gasolinas oleofínicas, contrario del cobalto que es usado para producir diésel y ceras parafínicas [26].



La corriente producto del reactor, compuesta por cadenas de hidrocarburos de diferentes longitudes (C₁-C₃₀) y agua, es introducida en un intercambiador que baja su temperatura a 138°C con el fin de condensar parte del agua y separarla de los combustibles, para ello es llevada a un separador trifásico en el que la corriente de vapor resultante contiene el resto del agua y la corriente líquida está formada mayormente de C₆ y alcanos superiores.

Figura 3. Diagrama de flujo de la planta de producción Fischer-Tropsch



Fuente: Autores, modificado a partir de Camacho *et al* [17].

El efluente en fase vapor de éste primer separador es comprimido a 690 kPa y enfriado a 49°C para condensar el contenido de agua y separarla. Ésta corriente es conducida a un segundo separador, en el que se separan los alcanos menos volátiles. La fase vapor de este segundo separador, la cual contiene un alto contenido de alcanos livianos y un remanente de agua, es enfriada a 2°C y alimentada a un último separador trifásico.

El vapor resultante del último separador es enfriado hasta -29°C y enviado a un tanque presurizado que separa las fases líquido y vapor. Las corrientes de hidrocarburos resultantes en cada uno de los separadores son mezcladas y enviadas a una torre de fraccionamiento que opera a una temperatura de 132°C y una presión de 689 kPa, en donde ocurre la separación de la Nafta (C₅-C₁₂) por la corriente de destilado y diésel por la corriente de fondos. Finalmente, la nafta y el diésel son enviados a tanques de almacenamiento para su posterior distribución. El diagrama de flujo del proceso se presenta en la figura 3.

1.2. METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS ECONÓMICO

El análisis económico fue llevado a cabo a través de la metodología propuesta por Turton [27], en la cual se definen cinco variables principales, relacionadas con la construcción y operación de la planta: Inversión de capital fijo (FCI), costos de operación por manufactura (COM), ventas (R), depreciación (dk) e impuestos (t). Estas variables fueron empleadas conjuntamente para calcular el valor presente neto y la tasa interna de retorno de cada uno de los procesos y de esta manera determinar su factibilidad económica.

1.2.1 Inversión de capital fijo. La inversión de capital fijo se calculó mediante la metodología expuesta por Peters & Timmerhaus [28], que corresponde a los ítems y porcentajes mostrados en la tabla 1.

Tabla 1. Inversión de capital fijo

INVERSION DE CAPITAL FIJO	% Capital Fijo
COSTOS DIRECTOS	
Equipo instalado en planta	32%
Instrumentación y control	3%
Cañerías y tuberías	7%
Instalaciones eléctricas	4%
Obras civiles	8%
Mejoras del terreno	2%
Instalaciones de servicios	13%
Terreno	1%
Total Costos Directos	70%
COSTOS INDIRECTOS	
Ingeniería y supervisión	9%
Gastos de construcción	10%
Honorarios del contratista	2%
Contingencias	9%
Total Costos Indirectos	30%
Inversión de Capital Fijo	100%
Capital de trabajo	15%

Fuente: Peters & Timmerhaus [28].

El costo de los equipos instalados en planta fue el valor base para definir la inversión de capital fijo y se calculó mediante cotizaciones o métodos que permitieron ajustar el costo de los equipos de acuerdo a la capacidad, el tiempo y el lugar, incluyendo el valor del traslado desde el lugar de adquisición hasta la planta y su posterior instalación. En el anexo A se muestran las tablas con la descripción de los equipos necesarios para cada una de las plantas de proceso.

1.2.1.1 Costo de equipos. Para obtener el costo de adquisición de los equipos se aplicó la ecuación 5, la cual corresponde a una relación logarítmica que estima el valor de un equipo partir de información de equipos similares pero con otra capacidad o tamaño [28]. En esta ecuación: $Costo_d$ hace referencia al costo del equipo que se desea conocer, $Costo_c$ al costo del equipo conocido, $Capacidad_d$ es

el valor de la capacidad o tamaño del equipo nuevo al que se desea conocer el precio, $Capacidad_c$ es el valor de la capacidad o tamaño del equipo al que se le conoce el precio, y n es el factor de escala, éste último toma valores que van desde 0,2 hasta 1,0 dependiendo de cada equipo. Cuando no se conoce información suficiente de los equipos, n toma un valor de 0,6 lo cual se conoce como la regla de los 6/10 [29].

$$Costo_d = Costo_c \left(\frac{Capacidad_d}{Capacidad_c} \right)^n \quad (5)$$

En el caso del secador, no se realizó un ajuste con la ecuación 5, sino que se dimensionó el equipo teniendo en cuenta las consideraciones dadas por Couper [30], en las que se establece que los secadores rotatorios tienen un diámetro de 6 pies y una retención de sólidos del 8%, con ello se calculó el área de secado del equipo y su costo de adquisición, los cálculos detallados se encuentran en el anexo B.

Luego de tener el costo adquirido, el siguiente paso consistió en conocer el costo instalado. Para esto, el costo adquirido de cada uno de los equipos se ajustó multiplicando por el factor de instalación correspondiente que depende de la tecnología de cada equipo, éstos fueron tomados de Garret [31], Peters & Timmerhaus [28] y Harris [32]. Para aquellos equipos que no tenían determinado el factor de instalación, se asumió un factor de instalación de 3,02, sugerido por Peters & Timmerhaus [28]. Para el caso de los gasificadores, los cuales operan en tren, se aplicó un factor de costos para equipos que operan en paralelo ya que estos equipos comparten la misma tubería, electricidad y otros costos de instalación [33]. Este factor se aplicó según la ecuación 6, donde u es el número de unidades en el tren y m es el factor de costo para trenes el cual toma un valor de 0,9 [24].

$$Costo_{tren} = Costo_{unit} * u^m \quad (6)$$

Una vez se determinó el costo instalado de los equipos, se trasladó cada uno de estos al año 2012 en el que se inició la evaluación de los proyectos; para hacer esto se utilizó el *Chemical Engineering Plant Cost Index* empleando la ecuación 7, donde $Costo_P$ se refiere al valor del equipo en el año 2012, y $Costo_o$ al valor del equipo en el año original.

$$Costo_P = Costo_o \frac{\text{Valor del índice en el presente}}{\text{Valor del índice en el tiempo original}} \quad (7)$$

Como la evaluación de los proyectos se hizo para construir las plantas en Colombia, se utilizó un factor de traslado que tuvo en cuenta el transporte de los equipos desde el lugar de adquisición hasta el sitio de instalación. Para el cálculo de éste factor, primero se determinó el valor FOB, por sus siglas en inglés (*Free on Board*), el cual considera el costo adquirido de los equipos, el transporte desde la fábrica hasta el muelle donde se va a embarcar la mercancía y los costos de manejo de la mercancía (carga, descarga y bodega). Seguidamente, se calculó el valor del CIF, por sus siglas en inglés (*Cost, Insurance and Freight*), que incluye todos los costos hasta que la mercancía llegue al puerto de destino, es decir, costo de adquisición del equipo, flete desde la fábrica al lugar de exportación, gastos de exportación (almacenamiento, carga y descarga) y aduaneros (permisos, requisitos, impuestos), aranceles de importación, transporte marítimo desde el puerto de origen al de destino y seguro a fin de cubrir los riesgos de pérdida o daño que puede sufrir la mercancía durante el transporte. Luego de esto se determinaron los costos de transporte de la mercancía del puerto de destino, en este caso el puerto de Cartagena, hasta el sitio donde se van a instalar los equipos, Barrancabermeja, así como los gastos de manejo de los equipos (carga y descarga). Finalmente, se calculó el costo equivalente de la maquinaria en Colombia que incluye estos últimos costos y el valor del CIF. Los valores correspondientes a cada ítem se muestran en la tabla 2.

Tabla 2. Valores para el cálculo del factor de traslado

Ítem	Valor	Unidad
Flete marítimo desde Jacksonville, USA a Cartagena	56,84	US \$/ton
Flete terrestre desde Cartagena	135,84	\$/ton.km
Flete terrestre en USA	0,17	US \$/ton.km
Tasa de Cambio	1.900,00	\$/US
Arancel de exportación	35,00	%
Arancel de importación	8,00	%
Impuesto al valor agregado (IVA)	16,00	%
Distancia Ames, Iowa a Jacksonville, Florida	2.061,57	km
Distancia Cartagena-Barrancabermeja	690,00	km
Seguro	0,40	% FOB
Muellaje en Jacksonville	3,10	US \$/ton
Carga-Descarga en Puerto Cartagena	4.850,09	\$/ton
Movilización de contenedor para vaciado	19.290,12	\$/ton
Bodegaje en Cartagena	0,22	US \$/ton

Fuente: Proexport Colombia.

Utilizando el costo equivalente de los equipos y el costo de adquisición, se aplicó la ecuación 8 para el cálculo del factor de traslado.

$$FT = \frac{\text{Costo Equivalente}}{\text{Costo de Adquisición}} \quad (8)$$

La ubicación de la planta se definió mediante un método cualitativo por puntos, teniendo en cuenta el sistema vial, la situación de orden público, cercanía a los centros de consumo, costo de vida y disponibilidad de servicios industriales de cada una de las ciudades opcionadas para la ubicación de la planta [34]. El anexo C muestra los valores asignados a cada una de las variables seleccionadas.

1.2.2 Costos de Operación por Manufactura (COM). Para el cálculo de éstos costos se tuvieron en cuenta todos los gastos relacionados directamente con la operación de la planta, los cuales se agruparon como costos variables de operación y costos fijos de operación.

1.2.2.1 Costos variables de operación. Se calcularon los costos por obtención de la materia prima, servicios industriales y otros costos para el primer año de operación de la planta. Para los años siguientes el costo anual se aumentó de acuerdo al promedio de la inflación de los últimos 10 años cuyo valor, según datos reportados por el Banco de la República, corresponde al 4,6%.

1.2.2.1.1 Materia prima. Por ser el raquis un residuo de las plantas extractoras, éste no tiene un valor en el mercado y por tanto, el costo de la materia prima para el primer año de operación, fue estimado como el valor correspondiente a su transporte desde las extractoras hasta la planta de producción. Éste valor se calculó a partir de un promedio de la distancia entre Barrancabermeja y las plantas extractoras de la región central definida por FEDEPALMA, resultando en un trayecto de 154 km; y un valor promedio del flete por tonelada según éstas zonas del país, correspondiente a 161,4 \$/ton*km.

1.2.2.1.2 Servicios. Los costos de los servicios industriales (agua, energía eléctrica y vapor) se calcularon de acuerdo a la tabla 3 en donde se muestra el valor de cada uno de estos por unidad en la ciudad donde se ubicará la planta. Los requerimientos de las plantas se obtuvieron de los balances de masa y energía generados por las simulaciones de los procesos.

Tabla 3. Tarifas de servicios industriales.

Servicio	Región	Empresa prestadora del servicio	Tarifa	Unidades
Agua	Barrancabermeja	AMB S.A. E.S.P.	\$1.705,83	(\$/m3)
Energía Eléctrica	Barrancabermeja	ESSA	\$157,00	(\$/kWh)
Gas Natural	Barrancabermeja	FENOSA	\$1.122,00	(\$/kg)

Fuente: AMB, ESSA, FENOSA.

Para el caso del vapor, el costo para su producción se calculó de acuerdo a consideraciones dadas por Turton [27], que establecen que el 80% del costo total equivale al consumo de combustible y el 20% adicional corresponde al suministro de agua primaria y alcantarillado, al tratamiento del agua de alimentación, a la

energía eléctrica de las bombas de alimentación de agua, a la energía eléctrica del ventilador de aire de combustión, al control de emisiones, a la mano de obra y a los materiales de mantenimiento [27].

1.2.2.1.3 Otros costos. En este ítem se incluyeron los costos anuales de operación correspondientes a catalizadores, tratamiento de ceniza, adsorbente para el PSA y tratamiento del agua residual. La tabla 4 muestra el costo de cada uno de éstos ítems por unidad.

Tabla 4. Costo de catalizadores, adsorbente y tratamiento de residuos.

Adsorbente PSA	11792,3	\$/kg
Catalizador WGS Alta Temperatura (Óxido de Hierro)	38516,2	\$/kg
Catalizador Metanol (Cu/ZnO/Al ₂ O ₃)	41224,8	\$/kg
Catalizador Fischer-Tropsch (Cobalto)	63825,1	\$/kg
Catalizador WGS (Cobre-Zinc)	34039,4	\$/kg
Tratamiento de ceniza	45393,6	\$/ton
Tratamiento de Agua	6369,0	\$/100 ft ³

Fuente: Swanson *et al.* [24]; Aden *et al.* [35]

1.2.2.2 Costos fijos de operación. Se incluyeron los costos que se mantienen constantes, sin tener cuenta si la planta está produciendo o no a su máxima capacidad, es decir, los gastos por mantenimiento de los equipos, mano de obra y otros costos fijos operacionales.

1.2.2.2.1 Mantenimiento. De acuerdo a Aden [35] *et al.* los gastos por mantenimiento de los equipos se estimaron para el primer año de operación como el 2% del costo total de los equipos instalados en la planta y para los demás años el costo se aumentó de acuerdo al promedio de la inflación de los últimos años.

1.2.2.2.2 Mano de obra. La nómina se estableció de forma similar a la expuesta por Phillips *et al.* [36] en la que se incluyen cargos como: gerente general, gerente de planta, ingeniero de planta, supervisor de mantenimiento, supervisor de turno, técnico de mantenimiento, empleados de campo, personal de oficina y operarios. Para éstos últimos se utilizó la metodología propuesta por Peters & Timmerhaus

mostrada en la tabla 5, en la cual se presentan los requerimientos mínimos de mano de obra (operarios) para los diferentes equipos de proceso.

Tabla 5. Requerimientos típicos de mano de obra para equipos de proceso.

Equipos de proceso	N° de Operarios
Evaporadores	0,3
Vaporizadores	0,05
Torres de enfriamiento	0,5
Secadores	0,5
Compresores	0,15
Intercambiadores	0,1
Torres	0,35
Reactores	0,5
Trituradores	0,5
Tanques	0
Bombas	0
Ciclón	0

Fuente: Peters & Timmerhaus [28].

Finalmente, a cada uno de los cargos se le asignó un salario mensual, y se calcularon los costos por mano de obra para el primer año de operación, teniendo en cuenta los gastos por prestaciones sociales y beneficios establecidos por la norma colombiana. El costo anual se incrementó de acuerdo al promedio del aumento del salario mínimo mensual en Colombia en los últimos 5 años, cuyo valor corresponde al 4,3% según cifras reportadas por el Ministerio de la Protección Social.

1.2.2.2.3 Otros costos fijos operacionales. Se calcularon como el 40% de los costos por mano de obra [24] y tienen en cuenta ingeniería en general, mantenimiento general de la planta, seguridad, beneficios adicionales para los empleados, servicios de limpieza y servicios como teléfono, electricidad, agua y comunicaciones para el personal [35].

1.2.3 Ventas. Los precios de venta de cada uno de los biocombustibles, hidrógeno, metanol, diésel y nafta, se calcularon mediante proyecciones del comportamiento del mercado teniendo en cuenta los datos presentados por el Departamento Administrativo Nacional de Estadísticas (DANE) para los últimos diez años.

1.2.4 Depreciación. Se calculó la inversión física como el 65% de la inversión total, la cual se obtuvo de la inversión de capital fijo (85%) y del capital de trabajo (15%) [28].

Para cada una de las plantas en evaluación se usó el método de depreciación por doble disminución de saldo, DDB, por sus siglas en inglés, para el cual se especificó: la inversión física del proyecto; el valor de salvamento, al cual se le asignó un valor de cero correspondiente al precio de los bienes al final de la depreciación; y el número de años durante los cuales se produce la depreciación de los bienes, definido con un valor de 7. Con el método se calculó la depreciación a una tasa acelerada, ésta es más alta durante el primer período y disminuye en períodos sucesivos [37].

1.2.5 Impuestos. Se tuvo en cuenta la normatividad vigente propuesta por el Ministerio de Comercio, Industria y Turismo de Colombia, el cual establece que como persona jurídica la sociedad debe pagar el 15% de impuestos sobre la renta que grava las utilidades derivadas de operaciones relacionadas con la producción de biocombustibles de origen vegetal; además del Impuesto sobre la Renta para la Equidad (CREE) del 8%, que consiste en un aporte en beneficio de los trabajadores, la generación de empleo y la inversión social.

1.2.6 Flujo de Caja. Calculados los flujos anuales de ingresos y egresos de los proyectos, se realizaron los flujos de caja para cada una de las plantas en evaluación para los cuales se aplicó la metodología expuesta por Turton [27].

En el año cero (2014) se contabilizó la adquisición del terreno para la construcción de la planta, éste valor corresponde al 1% del FCI como se muestra en la tabla 1.

En el primer año se registraron egresos del 60% del FCI equivalentes a mejoras y adecuaciones del terreno, obras civiles, compra de equipos, instalación de servicios y otros costos directos e indirectos relacionados con la primera fase de construcción. En el segundo año, se contabilizó el dinero adicional de la inversión de capital fijo para terminar la construcción y el montaje de la planta, y se tuvo en cuenta el capital de trabajo para adquirir los insumos necesarios para el arranque del proceso. A partir del tercer año inicia la operación continua de la planta con una proyección de 20 años de vida útil en el mercado, para los cuales se tuvo en cuenta la depreciación (dk), las ventas (R) y los costos de operación (COM). Todos los montos registrados como inversión fueron valores negativos para todas las operaciones del flujo de caja.

Para cada año se calcularon las ganancias después de impuestos de acuerdo a la ecuación 9.

$$\text{Ganancias después de impuestos} = (R - COM - dk) * (1 - t) + dk \quad (9)$$

A continuación se calculó desde el año cero el flujo de caja sin oportunidad del proyecto, es decir, sin tener en cuenta la tasa de interés de oportunidad del mercado, sumando la inversión con las ganancias después de impuestos para cada año y se registró el flujo de caja sin oportunidad acumulado del proyecto.

Seguidamente, se realizó el flujo de caja teniendo en cuenta el interés de oportunidad del mercado haciendo uso de la ecuación 10. El valor generado por ésta ecuación corresponde al valor presente neto (VPN) el cual permitió determinar la rentabilidad de cada uno de los proyectos.

$$VPN = \frac{\text{Flujo de caja sin oportunidad}}{(1 + ip)^n} \quad (10)$$

La variable ip , corresponde al valor de la tasa de interés de oportunidad, y n al número de años.

El interés de oportunidad se supuso aproximadamente como 1/3 del valor de la tasa de usura de consumo y ordinario, establecida por la superintendencia financiera de Colombia, la cual entre el 01 de Enero y 31 de Marzo de 2014 tendrá un valor de 29,48%.

El siguiente paso consistió en sumar los VPN obtenidos para cada año con el objetivo de establecer un flujo de caja acumulado, y determinar a partir de qué año el proyecto es factible, y el valor de las ganancias o pérdidas al terminar la ejecución del proyecto. Finalmente, se calculó la tasa interna de retorno (TIR) del proyecto, la cual corresponde al valor de la tasa de interés que iguala el VPN acumulado en el último año a cero, y se usó como parámetro para definir la viabilidad del proyecto.

1.3 EXTERNALIDADES AMBIENTALES

Las externalidades ambientales, generadas por el proceso de producción de los biocombustibles en cada una de las plantas, se cuantificaron a partir de los valores obtenidos del análisis de ciclo de vida realizado por Camacho *et al.* [17] con el software Simapro V7.1. En ésta evaluación se consideraron seis categorías de impacto ambiental, las cuales se presentan en la tabla 6 con sus respectivos resultados.

Tabla 6. Categorías de impacto ambiental.

Categoría de Impacto	Unidad	Hidrógeno	Metanol	Nafta	Diésel
Calentamiento Global	kg CO2 eq / MJ	3,9E-02	6,7E-02	3,4E-02	4,7E-02
Destrucción de la Capa de Ozono	kg CFC-11 eq / MJ	2,4E-11	4,9E-11	1,8E-11	2,5E-11
Oxidación Fotoquímica	kg C2H4 / MJ	6,9E-05	1,4E-04	5,5E-05	7,6E-05
Acidificación	kg SO2 eq / MJ	5,6E-04	1,1E-03	4,5E-04	6,3E-04
Eutrofización	kg PO4 ⁻⁻⁻ eq / MJ	1,6E-05	2,7E-05	1,4E-05	1,9E-05
Energía Fósil No Renovable	MJ eq / MJ	6,3E-01	1,1E+00	5,3E-01	7,3E-01

Fuente: Camacho *et al.* [17]

Las cantidades presentadas en la tabla 6 fueron escaladas para la capacidad de producción de cada una de las plantas teniendo en cuenta la tabla 7.

Tabla 7. 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

Fuente: Camacho *et al.* [17]

Con los valores escalados, se prosigió a incorporar las externalidades ambientales en el análisis económico mediante la metodología de transferencia de beneficios. Para ello se aplicó la ecuación 11 que permitió calcular la disposición a pagar WTP, por sus siglas en inglés, que tendría Colombia sobre las externalidades de acuerdo al estado de su economía.

$$WTP_{COL} = \frac{WTP_{Ref} * GDP(PPP)_{Per\ cápita\ COL}}{GDP(PPP)_{Ref}} \quad (11)$$

La variable GDP(PPP) representa el Producto Interno Bruto Per cápita en términos Paridad de Poder Adquisitivo de cada uno de los países, el país de referencia, Tailandia, y el país en el cual se desea realizar la valoración monetaria, Colombia.

Como valor base para el cálculo del precio de las externalidades ambientales se tomaron los datos presentados por Silalertruksa *et al.* [38], los cuales valoraron monetariamente las externalidades ambientales en Tailandia basados en estudios de Estrategias Ambientales Prioritarias (EPS) realizados por la Unión Europea, estos datos se presentan en la tabla 8 en unidades de Baht Tailandés (THB).

Tabla 8. Costo de las externalidades ambientales en Tailandia

Externalidad	THB	COP
kg CO2	\$1,28	\$2.470,40
kg NOx	\$24,81	\$47.883,30
kg SO2	\$38,09	\$73.513,70
kg CO	\$3,84	\$7.411,20
MJ (Energía fósil - carbón)	\$0,02	\$38,60

Fuente: Silalertruksa *et al.* [38]

Para los compuestos que no tienen valor económico, se usaron factores de caracterización obtenidos de Simapro v7.1 que permitieron calcular el equivalente de la sustancia en otra cuyo valor económico ya ha sido calculado.

1.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Para cuantificar el riesgo que se tiene al invertir en cada uno de los proyectos, se realizó una simulación Monte-Carlo al análisis económico en el que se incluye el impacto económico generado por el costo de las externalidades ambientales usando el software Microsoft Excel 2010. Para ello se generaron mil números aleatorios de cada una de las variables FCI, COM y R, a las cuales se les asignó una distribución normal en la que la media correspondió al valor del caso base y la desviación estándar al 25% de dicho monto; éste porcentaje tuvo en cuenta las suposiciones asumidas en el análisis económico e incluyó desde el mejor hasta el peor escenario de cada uno de los casos. La distribución normal se seleccionó debido a que es una función de probabilidad a la que se ajustan variables continuas de gran aplicación en ingeniería, física y economía.

Con los valores obtenidos de las variables FCI, COM y R, se crearon mil escenarios aleatorios para cada uno de los cuales se calculó el VPN y finalmente con los resultados obtenidos, se realizó una curva de probabilidad acumulada con la que se analizó el riesgo de invertir en cada uno de los proyectos.

2. RESULTADOS Y ANÁLISIS

2.1 ANÁLISIS ECONÓMICO

2.1.1 Capital Fijo de Inversión. El Capital Fijo de Inversión FCI mostrado en la tabla 9 se calculó a partir del costo total de los equipos instalados en cada una de las plantas. En el anexo D se reporta la tabla con las especificaciones del costo adquirido, instalado y trasladado a Colombia de cada una de las unidades. Para todos los equipos excepto los cargadores con ruedas, cuya cotización se realizó en Colombia, se calculó un factor de traslado promedio de 1,3.

El gasificador es el equipo que más influye en el valor del capital en los tres casos, lo cual es debido a la cantidad de raquis que debe procesar y la tecnología que requiere para su fabricación.

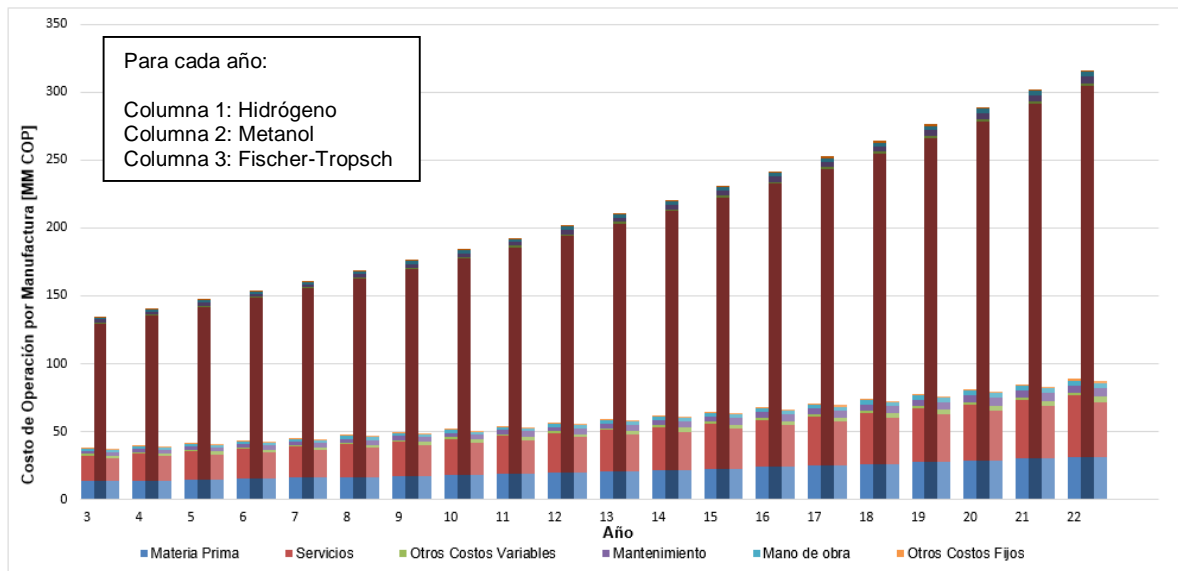
Tabla 9. Inversión de capital fijo FCI para cada una de las plantas.

INVERSION DE CAPITAL FIJO	% FCI	Hidrógeno [MM COP]	Metanol [MM COP]	Fisher Tropsch [MM COP]
COSTOS DIRECTOS				
Equipo instalado en planta	32%	\$111,61	\$101,38	\$137,34
Instrumentación y control	3%	\$10,46	\$9,50	\$12,88
Cañerías y tuberías	7%	\$24,41	\$22,18	\$30,04
Instalaciones eléctricas	4%	\$13,95	\$12,67	\$17,17
Obras civiles	8%	\$27,90	\$25,34	\$34,33
Mejoras del terreno	2%	\$6,98	\$6,34	\$8,58
Instalaciones de servicios	13%	\$45,34	\$41,19	\$55,79
Terreno	1%	\$3,49	\$3,17	\$4,29
Total Costos Directos	70%	\$244,14	\$221,77	\$300,43
COSTOS INDIRECTOS				
Ingeniería y supervisión	9%	\$31,39	\$28,51	\$38,63
Gastos de construcción	10%	\$34,88	\$31,68	\$42,92
Honorarios del contratista	2%	\$6,98	\$6,34	\$8,58
Contingencias	9%	\$31,39	\$28,51	\$38,63
Total Costos Indirectos	30%	\$104,63	\$95,04	\$128,75
INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO (FCI)	100%	\$348,77	\$316,81	\$429,18

El capital de inversión total requerido para cada una de las plantas se calculó a partir del capital fijo de inversión (FCI), obteniendo, \$ 410,3 MM COP para la planta de hidrógeno, \$372,7 MM COP para la planta de metanol y \$ 504,9 MM COP para la planta de combustibles Fischer-Tropsch, siendo esta última aquella que presenta mayores costos de inversión de capital; lo anterior como consecuencia de los altos costos del reactor Fisher-Tropsch y del sistema de separación de la planta.

2.1.2 Costos de Operación por Manufactura (COM). En la figura 4 se muestra el comportamiento del COM durante los años de operación de cada una de las plantas, en ella se puede distinguir el aporte de cada uno de los rubros que conforman este valor. Los cálculos detallados se muestran en el anexo E.

Figura 4. COM para cada una de las plantas.

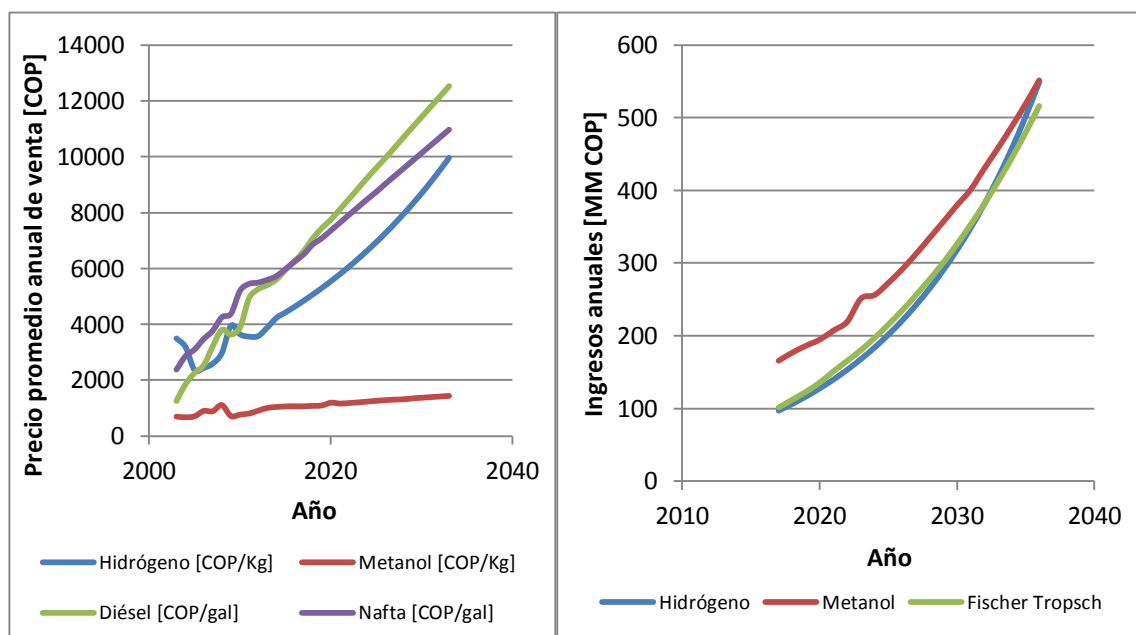


Se observa que el mayor valor en todos los años corresponde a la planta de metanol, siendo su costo aproximadamente 3,5 veces mayor al de las otras dos plantas. Estos resultados en concordancia con las conclusiones reportadas por Camacho *et al.* [17], reafirman que este es el proceso con mayor consumo de energía, reflejado en un mayor costo por concepto de servicios industriales equivalente al 85% de su valor total del COM.

Para el caso de las plantas de hidrógeno y combustibles Fischer-Tropsch el valor total de los costos de operación es similar, siendo los servicios industriales aproximadamente el 50% del valor total del COM, seguidos por los costos de materia prima con un aporte aproximado del 35%. Sin embargo, los menores costos los genera la planta de combustibles Fischer-Tropsch cuyo valor es 2% menor al de la planta de hidrógeno.

2.1.3 Ventas. El precio promedio anual de venta para cada uno de los productos, al igual que los ingresos obtenidos durante la operación de las plantas se presentan en la figura 5.

Figura 5. Proyección de precios e ingresos para cada una de las plantas.

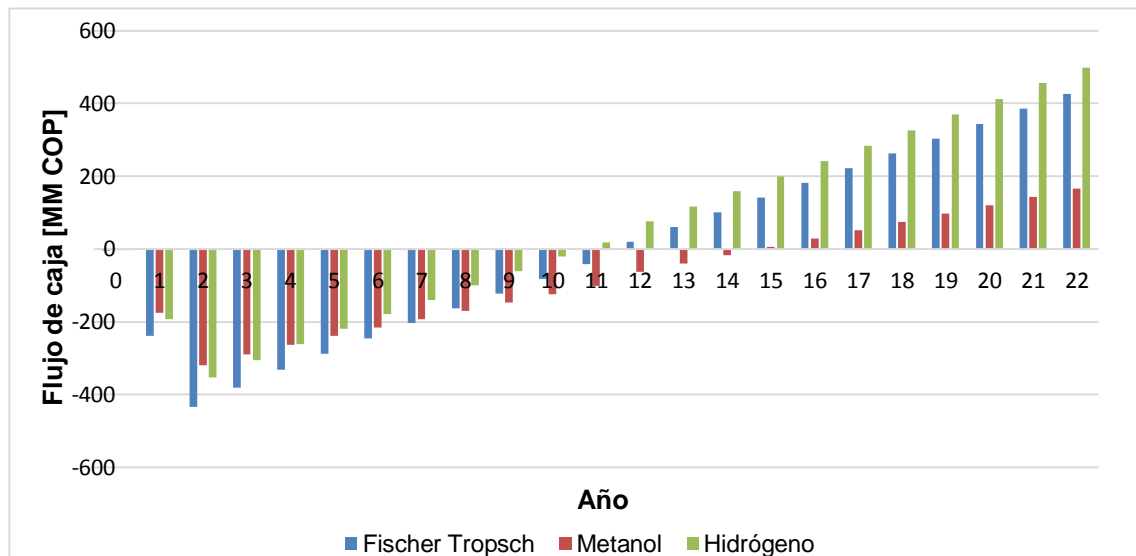


Como se puede observar el comportamiento del precio del metanol es estable en el tiempo a diferencia de las proyecciones realizadas para el precio de los demás biocombustibles, los cuales aumentan considerablemente de acuerdo al comportamiento del mercado.

La planta que más genera ingresos por concepto de ventas es la de metanol, siendo inicialmente 40% mayor a las retribuciones generadas por las plantas de hidrógeno y combustibles Fischer-Tropsch, las cuales presentan un comportamiento similar durante toda la vida útil del proyecto.

2.1.4 Flujo de Caja. En la figura 6 se presenta el flujo de caja calculado para cada una de las plantas; las tablas con los cálculos detallados se muestran en el anexo F.

Figura 6. Valor presente neto (VPN) para cada una de las plantas.



Al analizar el flujo de caja se encuentra que al finalizar la vida útil de los proyectos, cada uno de ellos tiene un VPN mayor a cero, es decir, cada uno de los casos resulta viable económicamente en el tiempo de estudio analizado. La planta de hidrógeno es el proyecto con mayor rentabilidad, presentando un VPN de \$ 499,33 MM COP y con la cual se empiezan a obtener ganancias a partir del año 11. La planta de combustibles Fischer-Tropsch, que genera utilidades a partir del año 12, es el segundo proyecto más rentable con un VPN de \$ 425,59 MM COP, siendo éste valor 15% menor al obtenido con el proceso de producción de hidrógeno. Finalmente, la planta de producción de metanol, con un VPN de \$ 165,34 MM COP,

es el proyecto menos atractivo para invertir generando beneficios 67% menores a los resultantes con el proceso más rentable.

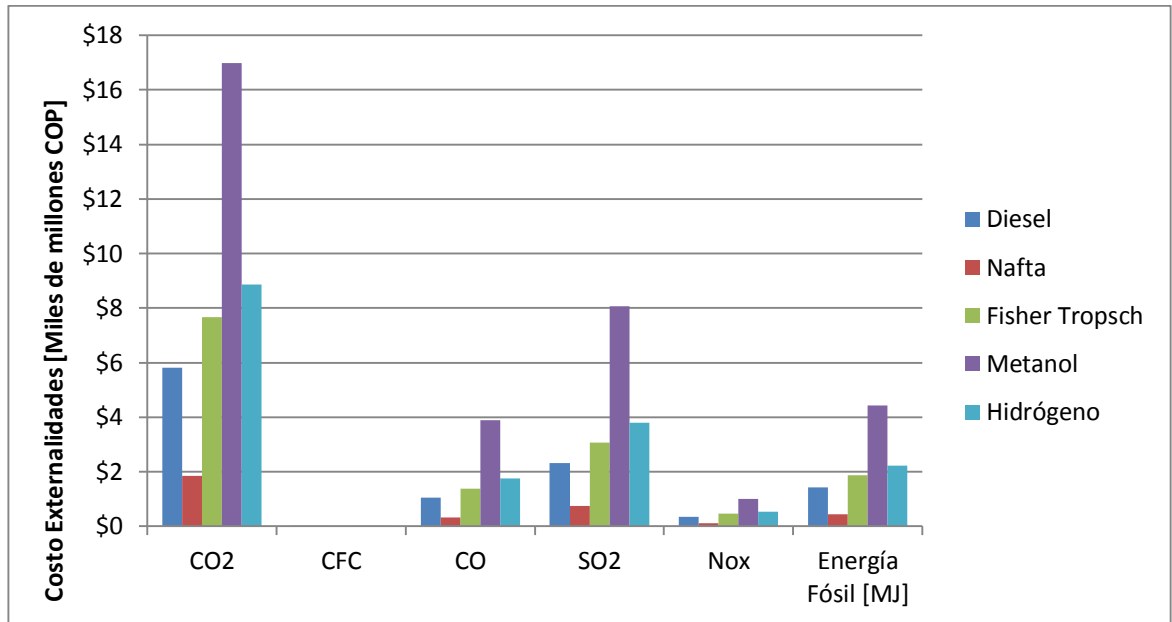
Además, se calculó la tasa interna de retorno (TIR) de cada uno de los proyectos obteniéndose un valor de 20,6% para la planta de hidrógeno, 18,1% para la planta combustibles Fischer-Tropsch y 15% para la planta de metanol. Estos valores comparados con la tasa de interés de oportunidad, correspondiente al 10%, reafirman que todas las plantas estarían en condiciones de generar ganancias y que el proyecto más atractivo para invertir es el proceso de producción de hidrógeno.

2.2. EXTERNALIDADES AMBIENTALES

Los costos obtenidos para cada una de las externalidades generadas por las plantas de producción se presentan en la figura 7. Para el caso de la planta de combustibles Fischer-Tropsch, en la cual se produce diésel y nafta, se presentan los costos generados por la producción de cada uno de los biocombustibles y, el total correspondiente a la planta. Las tablas con los cálculos detallados se muestran en el anexo G.

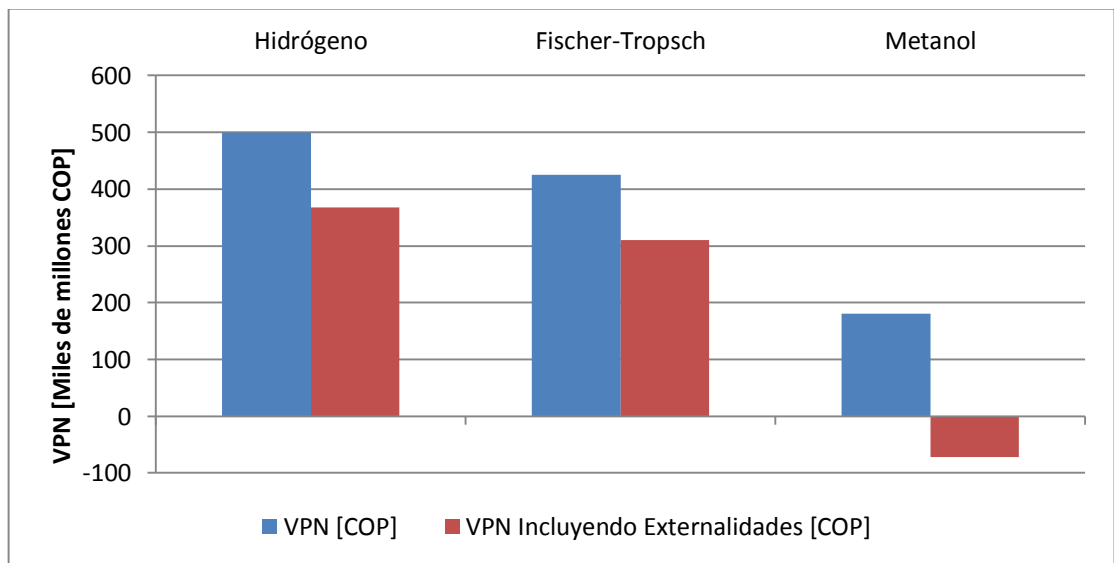
Como se aprecia en la figura 7, las externalidades que generan mayores costos son las correspondientes a las emisiones de CO₂, seguidas por SO₂, energía fósil, CO y NO_x; los costos generados por las emisiones de CFC, asociadas a la destrucción de la capa de ozono, son despreciables comparados con los demás. Asimismo, se puede observar que en todos los casos el proceso de producción de metanol es el que genera mayor costo por externalidades ambientales con un valor total de \$34,4 MM COP, seguido por el proceso de hidrógeno y la planta de combustibles Fischer-Tropsch, cuyos costos totales corresponden a \$17,1 MM COP y \$14,4 MM COP, respectivamente.

Figura 7. Costo de externalidades ambientales para cada planta.



La inclusión del costo de las externalidades ambientales en el análisis económico de cada una de las plantas generó una variación en los parámetros de viabilidad de los proyectos como se muestra en la figura 8.

Figura 8. Variación del VPN para cada planta.

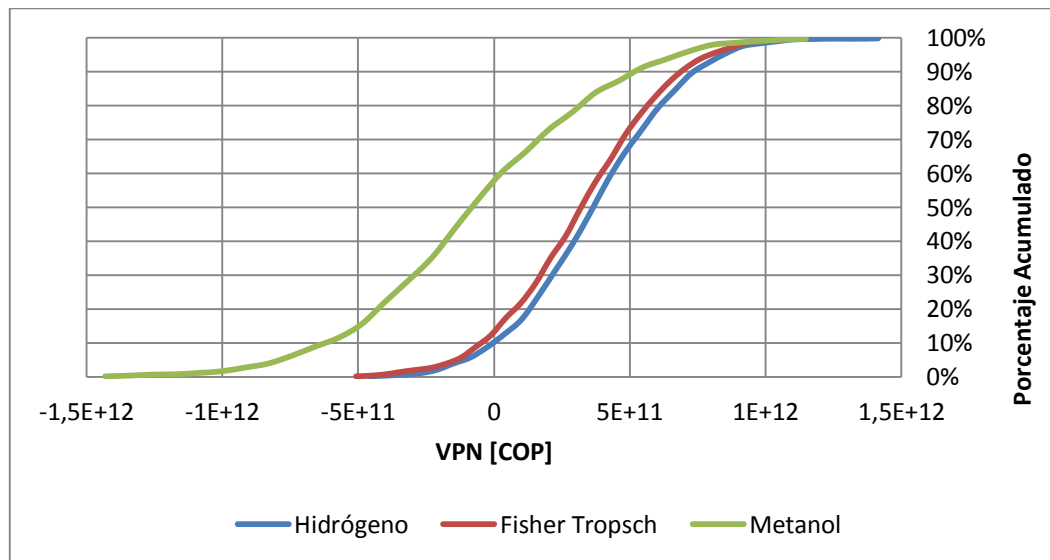


Para el caso particular del metanol el proyecto pasa a ser inviable teniendo una disminución del VPN de \$165,34 MM COP a un valor negativo de \$71,4 MM COP, es decir, una reducción aproximada del 140%. Los otros dos proyectos, hidrógeno y combustibles Fischer-Tropsch, siguen siendo viables aunque presentan una disminución del VPN del 26% y 27%, respectivamente. De acuerdo a lo anterior, la planta de producción de hidrógeno se mantiene como el proceso que genera mayores ganancias con un VPN de \$367,6 MM COP, el cual es 18% superior al VPN obtenido para la planta de combustibles Fischer-Tropsch cuyo valor corresponde a \$310,6 MM COP.

2.3. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

En la figura 9 se presentan las curvas de probabilidad acumulada obtenidas de la simulación Monte-Carlo para cada uno de los sistemas.

Figura 9. Curvas de probabilidad acumulada para cada planta.



La curva obtenida para la planta de metanol muestra que hay aproximadamente un 60% de probabilidad de obtener pérdidas si se decide invertir en el proyecto;

además, en el caso de ser viable las ganancias que se obtendrían serían menores a las que se alcanzarían con los otros dos proyectos.

Las curvas de Fischer-Tropsch y de hidrógeno presentan un comportamiento similar, teniendo aproximadamente un 10% de probabilidad de obtener beneficios económicos si se decide invertir en el proyecto y un 50% de posibilidad de mejorar las ganancias propuestas en el caso base. Sin embargo, la curva de la planta de producción de hidrógeno se encuentra más a la derecha, lo que se refleja en mayores utilidades por la ejecución del proyecto.

2.4 COMPARACIÓN CON ESTUDIOS PREVIOS

En la tabla 10 se muestran los resultados obtenidos por otros autores en estudios previos de plantas de producción de biocombustibles a partir de gasificación de biomasa.

Tabla 10. Comparación de resultados con estudios anteriores.

Parámetro	FISCHER-TROPSCH		HIDRÓGENO		METANOL	
	Swanson <i>et al.</i> [24]	Presente estudio	Zhang <i>et al.</i> [39]	Presente estudio	Phillips <i>et al.</i> [40]	Presente estudio
Capacidad de la planta	30,2 Mgal/año	17,9 Mgal/año	147 ton/d	67,2 ton/d	583 ton/d	472,8 ton/d
Inversión Total [Millones de dólares]	498	261,6	435	212,6	199,6	192,9
Tasa atractiva mínima [%]	10	10	8,4	10	10	10
Año	2007	2014	2012	2014	2011	2014

Al comparar los resultados de cada una de las plantas de acuerdo a la relación, $\left(\frac{(Inversión\ Total/Capacidad)_{Estudio\ previo}}{(Inversión\ Total/Capacidad)_{Presente\ estudio}} \right)$, se obtuvo un valor de 1,12 para el proceso Fischer-Tropsch, 0,94 para la producción de hidrógeno y 0,84 para la planta de metanol. Por ello, se puede inferir que los resultados del presente estudio

concuerdan con investigaciones realizadas anteriormente teniendo en cuenta que para cada uno de los casos la relación se aproxima a 1,0. En este sentido, vale la pena aclarar que la comparación da una idea de la magnitud de la inversión respecto a la capacidad de la planta sin tener en cuenta las diferencias existentes entre los procesos como, la tecnología utilizada, el año de ejecución y las condiciones de operación.

CONCLUSIONES

De las plantas de procesos químicos evaluadas, aquella que presenta mayores costos de inversión de capital es la planta de combustibles Fischer-Tropsch, siendo su valor 23% mayor al de la planta de hidrógeno, y 35% superior al de la planta de metanol; lo anterior como consecuencia de los altos costos del reactor Fischer-Tropsch y del sistema de separación de la planta.

Los costos de operación por manufactura calculados para cada uno de los casos, muestran que la planta de metanol tiene un gasto anual aproximado 3,5 veces mayor al requerido por las otras dos plantas de procesos, debido principalmente al elevado consumo de servicios industriales demandado por dicho sistema.

Los parámetros de factibilidad, obtenidos a partir del análisis económico, indican que todos los proyectos son viables, siendo el proceso de producción de Hidrógeno el que genera mayores utilidades al inversionista seguido por el proceso Fischer-Tropsch cuyas ganancias son 15% menores.

La cuantificación de las externalidades ambientales emitidas por los sistemas, permite establecer que es la planta de metanol la que incurre en mayores costos por concepto de daño ambiental, siendo el calentamiento global la categoría más impactada.

El impacto del costo de las externalidades ambientales sobre el análisis económico se ve principalmente reflejado en el cambio de viabilidad de la planta de metanol, ya que finalmente, al incluir las externalidades, el proyecto resulta inviable; mientras que para los otros dos casos se presenta una reducción de las utilidades de aproximadamente 26%, siendo definitivamente la planta de producción de hidrógeno el proyecto con mayor potencial económico.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- [1] SUMATHI, S.; CHAI, S.; MOHAMED, A. Utilization of oil palm as a source of renewable energy in Malaysia. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews. Vol. 12 (2008); p. 2404–2421.
- [2] FEDEPALMA. Estructura Productiva. Sección 2. 2012. p. 46-50.
- [3] CUJIA, G.; BULA, A. Potencial obtención de gas de síntesis para la producción de metanol a partir de la gasificación de residuos de palma africana. En: Redalyc. Interciencia Vol. 35 (2010), p. 106–102.
- [4] SHETH, P.; BABU, B. Production of hydrogen energy through biomass (waste wood) gasification. En: International Journal of Hydrogen Energy Vol. 35 (2010), p. 10803–10810.
- [5] VEZIROGLU, N.; SUMER, S. 21st Century's energy: Hydrogen energy system. En: Energy Conversion and Management Vol. 49 (2008), p. 1820–1831.
- [6] BABU, B. Biohydrogen - a clean and green energy: economic perspective & optimization strategies. In: Preceedings of Indo-French Workshop on “Biohydrogen: from Basic Concepts to Technology” under the aegis of Indo French Center for Promotion of Advanced Research. (2008).
- [7] BABU, B.; CHAURASIA, A. Parametric study of thermal and thermodynamic properties on pyrolysis of biomass in thermally thick regime. En: Energy Convers and Manage Vol. 45 (2004), p. 53–72.

- [8] RUIZ, J.; AL., E. Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews Vol. 18 (2013), p. 174–183.
- [9] CHEW, T.; BHATIA, S. Catalytic processes towards the production of biofuels in a palm oil and oil palm biomass-based biorefinery. En: Bioresource Technol Vol. 99 (2008), p. 7911–7922.
- [10] FEDEBIOCOMBUSTIBLES. Juan José Perfetti. 2012.
- [11] FEDEBIOCOMBUSTIBLES. Boletín N° 81. 2013.
- [12] FIELD, Barry; AZQUETA, Diego. Economía y medio ambiente. Editorial McGraw-Hill. Tomo 1. Cap 6.
- [13] HERNÁNDEZ, Luis. Economía y mercado del medio ambiente. Editorial Mundi-prensa. Título 1.
- [14] EPSTEIN, M. Measuring Corporate Environment Performance. p. 165–168 (2000).
- [15] JACOBS, Michael. La economía verde. Medio ambiente, desarrollo sostenible y la política del futuro. Editorial Icaria:Fuhem. Barcelona. Cap. 1.
- [16] WILSON, A.; HOEHN, J. Valuing environmental good and service using benefit transfer: the state of the art and science. En: Ecological Economics Vol. 60 (2006), p. 335 – 342.
- [17] CAMACHO, A.; VERA, A. Evaluación energética y ambiental de la gasificación de los residuos agroindustriales de la palma africana para la producción de biocombustibles. Bucaramanga, 2013, 78 p. Trabajo de Investigación para optar al título de Ingeniero Químico. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química.

- [18] AMOS, W. Biomass Drying Technology. Technical Report of National Renewable Energy Laboratory NREL, 1998.
- [19] GUTIÉRREZ, L.; SÁNCHEZ, O.; CARDONA, C. 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.
- [20] PÉREZ, Jeannie. ¿La producción de Hidrógeno a partir de biomasa via gasificación es una alternativa ambientalmente viable para reemplazar la energía de los combustibles fósiles?. Bucaramanga, 2010, 110 p. Trabajo de Investigación para optar al título de Especialista en Ingeniería Ambiental. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química.
- [21] KORONEOS, A., DOMPROS, G. & ROUMBAS, G. Hydrogen production via biomass gasification - A life cycle assessment approach. En: Chemical Engineering and Processing Vol. 47 (2008), p. 1261–1268.
- [22] SMITH, B.; SHEKHAR, S.; LOGANATHAN, M. Water gas shift reaction kinetics. En: International journal of chemical reactor engineering Vol. 8 (2010).
- [23] Generación de Oxígeno. (s.f.). Recuperado el 4 de Septiembre de 2013, de <http://www.igaingenieria.com/nitrogeno-oxigeno.php>
- [24] SWANSON, R.; SATRIO, J.; BROWN, R. Techno-Economic Analysis of Biofuels Production Based on Gasification. Technical Report of National Renewable Energy Laboratory NREL, 2010. 165 p.
- [25] TSAO, T.; RAO, P. Methanol Production: The development of liquid phase methanol process. En: Air Products and Chemicals. 147 p.

- [26] REVIEW OF Technologies for Gasification of Biomass and Wastes. E4tech, 2009. 130 p.
- [27] TURTON, Richard; BAILIE, Richard; WHITING, Wallace; & SHAEIWITZ, Joseph. Analysis Synthesis and Design of Chemical Processes. Tercera Edición. New York: Prentice Hall, 2009. Cap. 9.
- [28] PETERS, Max. & TIMMERHAUS, Klaus. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Segunda Edición. New York: McGraw-Hill, 1991. Cap. 4.
- [29] JIMENEZ, Arturo. Diseño de Procesos en Ingeniería Química. Editorial Reverté, 2003. Cap. 2.
- [30] COUPER, J. Process Engineering Economics. New York: Marcel Dekker, 2003.
- [31] GARRETT, D. Chemical Engineering Economics. New York: Van Nostrand Reinhold, 1989.
- [32] HARRIS Group Inc. Process Design and Cost Estimate of Critical Equipment in the Biomass to Ethanol Process. Seattle, 2001.
- [33] LARSON, E.; JIN, H.; CELIK, F. Large - Scale Gasification - Based Coproduction of Fuels and Electricity from Switchgrass. En: Biofuels, Bioproducts, and Biorefinery Vol. 3 (2009), p. 174 – 194.
- [34] MARTÍNEZ, Daniel.; ROMERO, Jhon. Estudio de alternativas estratégicas para mejorar la competitividad de Propilco S.A. a partir de sus materias primas (Propileno). Bogotá, 2012. Trabajo de investigación para optar al título de Especialista en Gerencia de Proyectos. Universidad EAN.
- [35] ADEN, A.; RUTH, M.; IBSEN, K.; JECHURA, J.; NEEVES, K.; SHEEHAN, J. Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing

Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover. Technical Report of National Renewable Energy Laboratory NREL, 2002. 154 p.

- [36] PHILLIPS, S.; ADEN, A.; JECHURA, J.; DAYTON, D.; EGGEMAN, T. Thermochemical Ethanol via Indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of Lignocellulosic Biomass. Technical Report of National Renewable Energy Laboratory NREL, 2007.
- [37] MICROSOFT EXCEL 2010. Ayuda al usuario.
- [38] SILALERTRUKSA, T., BONNET, S. & GHEEWALA, S. H. Life cycle costing and externalities of palm oil biodiesel in Thailand. En: Journal of Cleaner Production Vol. 28 (2012), p. 225–232.
- [39] ZHANG, Y.; BROWN, T.; HU, G.; BROWN, R. Comparative techno-economic analysis of biohydrogen production via bio-oil gasification and bio-oil reforming. *En: Biomass & Bioenergy*. Vol. 51 (2013); p. 99–108.
- [40] PHILLIPS, S.; TARUD, J.; BIDDY, M.; DUTTA, A. Gasoline from Wood via Integrated Gasification, Synthesis, and Methanol-to-Gasoline Technologies. Technical report of National Renewable Energy Laboratory NREL, 2011.115 p.

BIBLIOGRAFÍA

ADEN, A.; RUTH, M.; IBSEN, K.; JECHURA, J.; NEEVES, K.; SHEEHAN, J. Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover. Technical Report of National Renewable Energy Laboratory NREL, 2002. 154 p.

AMOS, W. Biomass Drying Technology. Technical Report of National Renewable Energy Laboratory NREL, 1998.

BABU, B. Biohydrogen - a clean and green energy: economic perspective & optimization strategies. In: Proceedings of Indo-French Workshop on "Biohydrogen: from Basic Concepts to Technology" under the aegis of Indo French Center for Promotion of Advanced Research. (2008).

BABU, B.; CHAURASIA, A. Parametric study of thermal and thermodynamic properties on pyrolysis of biomass in thermally thick regime. En: Energy Convers and Manage Vol. 45 (2004), p. 53–72.

CAMACHO, A.; VERA, A. Evaluación energética y ambiental de la gasificación de los residuos agroindustriales de la palma africana para la producción de biocombustibles. Bucaramanga, 2013, 78 p. Trabajo de Investigación para optar al título de Ingeniero Químico. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química.

CHEW, T.; BHATIA, S. Catalytic processes towards the production of biofuels in a palm oil and oil palm biomass-based biorefinery. En: Bioresource Technol Vol. 99 (2008), p. 7911–7922.

COUPER, J. Process Engineering Economics. New York: Marcel Dekker, 2003.

CUJIA, G.; BULA, A. Potencial obtención de gas de síntesis para la producción de metanol a partir de la gasificación de residuos de palma africana. En: Redalyc. Interciencia Vol. 35 (2010), p. 106–102.

EPSTEIN, M. Measuring Corporate Environment Performance. p. 165–168 (2000).

FEDEBIOCOMBUSTIBLES. Boletín N° 81. 2013.

FEDEBIOCOMBUSTIBLES. Juan José Perfetti. 2012.

FEDEPALMA. Estructura Productiva. Sección 2. 2012. p. 46-50.

FIELD, Barry; AZQUETA, Diego. Economía y medio ambiente. Editorial McGraw-Hill. Tomo 1. Cap 6.

GARRETT, D. Chemical Engineering Economics. New York: Van Nostrand Reinhold, 1989.

Generación de Oxígeno. (s.f.). Recuperado el 4 de Septiembre de 2013, de <http://www.igaingenieria.com/nitrogeno-oxigeno.php>

GUTIÉRREZ, L.; SÁNCHEZ, O.; CARDONA, C. 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.

HARRIS Group Inc. Process Design and Cost Estimate of Critical Equipment in the Biomass to Ethanol Process. Seattle, 2001.

HERNÁNDEZ, Luis. Economía y mercado del medio ambiente. Editorial Mundi-prensa. Título 1.

JACOBS, Michael. La economía verde. Medio ambiente, desarrollo sostenible y la política del futuro. Editorial Icaria:Fuhem. Barcelona. Cap. 1.

JIMENEZ, Arturo. Diseño de Procesos en Ingeniería Química. Editorial Reverté, 2003. Cap. 2.

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

LARSON, E.; JIN, H.; CELIK, F. Large - Scale Gasification - Based Coproduction of Fuels and Electricity from Switchgrass. En: Biofuels, Bioproducts, and Biorefinery Vol. 3 (2009), p. 174 – 194.

MARTÍNEZ, Daniel.; ROMERO, Jhon. Estudio de alternativas estratégicas para mejorar la competitividad de Propilco S.A. a partir de sus materias primas (Propileno).Bogotá, 2012. Trabajo de investigación para optar al título de Especialista en Gerencia de Proyectos. Universidad EAN.

MICROSOFT EXCEL 2010. Ayuda al usuario.

PÉREZ, Jeannie. ¿La producción de Hidrógeno a partir de biomasa via gasificación es una alternativa ambientalmente viable para reemplazar la energía de los combustibles fósiles?. Bucaramanga, 2010, 110 p. Trabajo de Investigación para optar al título de Especialista en Ingeniería Ambiental. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química.

PETERS, Max. & TIMMERHAUS, Klaus. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Segunda Edición. New York: McGraw-Hill, 1991. Cap. 4.

PHILLIPS, S.; ADEN, A.; JECHURA, J.; DAYTON, D.; EGGEMAN, T. Thermochemical Ethanol via Indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of

Lignocellulosic Biomass. Technical Report of National Renewable Energy Laboratory NREL, 2007.

PHILLIPS, S.; TARUD, J.; BIDDY, M.; DUTTA, A. Gasoline from Wood via Integrated Gasification, Synthesis, and Methanol-to-Gasoline Technologies. Technical report of National Renewable Energy Laboratory NREL, 2011. 115 p.

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

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

SHETH, P.; BABU, B. Production of hydrogen energy through biomass (waste wood) gasification. En: International Journal of Hydrogen Energy Vol. 35 (2010), p. 10803–10810.

SILALERTRUKSA, T., BONNET, S. & GHEEWALA, S. H. Life cycle costing and externalities of palm oil biodiesel in Thailand. En: Journal of Cleaner Production Vol. 28 (2012), p. 225–232.

SMITH, B.; SHEKHAR, S.; LOGANATHAN, M. Water gas shift reaction kinetics. En: International journal of chemical reactor engineering Vol. 8 (2010).

SUMATHI, S.; CHAI, S.; MOHAMED, A. Utilization of oil palm as a source of renewable energy in Malaysia. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews. Vol. 12 (2008); p. 2404–2421.

SWANSON, R.; SATRIO, J.; BROWN, R. Techno-Economic Analysis of Biofuels Production Based on Gasification. Technical Report of National Renewable Energy Laboratory NREL, 2010. 165 p.

TSAO, T.; RAO, P. Methanol Production: The development of liquid phase methanol process. En: Air Products and Chemicals. 147 p.

TURTON, Richard; BAILIE, Richard; WHITING, Wallace; & SHAEIWITZ, Joseph. Analysis Synthesis and Design of Chemical Processes. Tercera Edición. New York: Prentice Hall, 2009. Cap. 9.

VEZIROGLU, N.; SUMER, S. 21st Century's energy: Hydrogen energy system. En: Energy Conversion and Management Vol. 49 (2008), p. 1820–1831.

WILSON, A.; HOEHN, J. Valuing environmental good and service using benefit transfer: the state of the art and science. En: Ecological Economics Vol. 60 (2006), p. 335 – 342.

ZHANG, Y.; BROWN, T.; HU, G.; BROWN, R. Comparative techno-economic analysis of biohydrogen production via bio-oil gasification and bio-oil reforming. *En: Biomass & Bioenergy*. Vol. 51 (2013); p. 99–108.

ANEXOS

ANEXO A. DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS

EQUIPO	Tipo	Descripción	Material de Construcción
Cargador con Ruedas	Cargador	Motor: Cat® C2.2 T; Capacidad: 680 kg; Potencia: 61 hp	-
Trituradora	Reducción de tamaño	Reducción de partícula hasta 12 mm; Capacidad: 60 ton/h	Alloy Steel
Tolvas	-	Capacidad: 60 ton/h	Acero al carbón
Banda Transportadora	-	Longitud: 400 ft; Ancho: 60 cm; Inclinación: 30°	Poliester/Hule
Secador	Rotatorio	De contacto directo con flujo a contracorriente; Longitud=25 m; Volúmen= 77m ³	Acero inoxidable
Molino	Reducción de tamaño	Reducción de partícula hasta 6 mm; Capacidad: 23,5 ton/h	Alloy Steel
Gasificador	Lecho Fluidizado	Presión 101,3 Kpa, Temperatura 820°C, Capacidad 23,51 ton/h raquis seco	Acero al carbón
Intercambiador de Calor E-105	Carcasa y tubos	Área de transferencia: 2358 ft ² ; Calor: 4,6e7 KJ/h	Acero al carbón
Compresor	Centrífugo	Dos etapas; Potencia: 3.13 MW ; Presión de descarga: 37 bar; Caudal: 81 m ³ /h	Acero al carbón
Reformado con vapor	Vessel - Vertical	Presión 3700 Kpa, Temperatura 850°C, Volúmen 0.031 m ³ , Velocidad espacial 2600 h-1	Acero al carbón
Enfriador E-106	Carcasa y tubos	Área de transferencia: 761,75 ft ² ; Calor: 5,4e7 KJ/h	Acero al carbón
Water Gas Shift LT	Reactor	Presion 2500 Kpa, Volúmen 173,5 m ³ , Velocidad espacial 1000 h-1	Acero al carbón
Intercambiador de Calor E-104	Carcasa y tubos	Área de transferencia: 316,4 ft ² ; Calor: 2,5e7 KJ/h	Acero al carbón
Ciclón	Tambor rotatorio	Capacidad 34.08 ton/h	Acero al carbón
Water Gas Shift HT	Reactor	Presion 3000 Kpa, Volúmen 181,5 m ³ , Velocidad espacial 1000 h-1	Acero al carbón
PSA	Vessel - Vertical	4 Tamices moleculares; Pureza del H ₂ obtenido (> 90%); Flujo de entrada de gas 40.99 Ton/h; Presión Cabeza 2500 KPa; Presión Fondos 101,3 Kpa	Acero al carbón
Compresor H ₂	Centrífugo	20 Hp; 15 KW; Presión de descarga: 700 bar; Caudal: 20,4 m ³ /h	Acero al carbón
Tanque de almacenamiento H ₂	Vessel	Presión: 700 bar. Dos días de almacenamiento	Alloy Steel

Tabla A1. Descripción de los equipos requeridos en la planta de producción de Hidrógeno. Fuente: Autores.

EQUIPO	Tipo	Descripción	Material de Construcción
Cargador con Ruedas	Cargador	Motor: Cat® C2.2 T; Capacidad: 680 kg; Potencia: 61 hp	-
Trituradora	Reducción de tamaño	Reducción de partícula hasta 12 mm; Capacidad: 60 ton/h	Alloy Steel
Tolvas	-	Capacidad: 60 ton/h	Acero al carbón
Banda Transportadora	-	L: 400 ft; A: 60 cm; Inclinación: 30°	Poliéster/Hule
Secador	Rotatorio	De contacto directo con flujo a contracorriente; L: 25 m; V: 77m3	Acero inoxidable
Molino	Reducción de tamaño	Reducción de partícula hasta 6 mm; Capacidad: 23,5 ton/h	Alloy Steel
Gasificador	Lecho Fluidizado	Presion: 101,3 Kpa; Temperatura: 950°C; Capacidad: 23,51 Ton Raquis Seco	Acero al carbón
Ciclón	Tambor rotatorio	Capacidad Flujo de entrada: 37,61 Ton/h	Acero al carbón
Intercambiador de Calor E-105	Carcasa y tubos	Área de transferencia: 30,32 ft2; Intercambio de calor: 3,859E6 KJ/h	Acero al carbón
Compresor	Centrifugo	Presión de descarga: 6078 kPa; Potencia: 2,387MW	Acero al carbón
Reactor de síntesis de metanol	Lecho Fijo	Capacidad: 188900 lb/h	Acero al carbón
Intercambiador de Calor E-107	Carcasa y tubos	Área Transferencia: 5172,65 ft2; Calor intercambiado: 8,182e7 KJ/h	Acero al carbón
Tanque de Separación V-100	Tanque Vertical	Presión: 6078 kPa; Temperatura: 50 °C; Flujo: 85,66 Ton/h	A285C
Tanque de Separación V-101	Tanque Vertical	Presión: 101,3 kPa; Temperatura: 39,69 °C; Flujo: 40,61 Ton/h	A285C
Columna 1	Columna Vertical	Número de Platos: 50; Presión: 101,3 kPa	A285C
Condensador Columna 1	Carcasa y tubos	Condensador parcial; Temperatura: 75,69; Calor: 1,5 E8 KJ/h	A285C
Rehervidor Columna 1	Kettler	Temperatura: 99,95; Presión: 101,3 kPa; Calor: 1,56 E8 KJ/h	A285C
Bomba Condensador	Centrifuga	Presión de descarga: 200 KPa; Flujo: 70,9 m3/h	A285C
Bomba Rehervidor	Centrifuga	Presión de descarga: 200 KPa; Flujo: 74,51 m3/h	A285C
Tanque de condensados	Tanque Vertical	Presión: 101,3 kPa; Temperatura: 75,69 °C; Capacidad: 4500 gal	A285C
Columna 2	Columna Vertical	Número de Platos: 50; Presión: 101,3 kPa	A285C
Condensador Columna 2	Carcasa y tubos	Condensador parcial; Temperatura: 64,8; Calor: 5,81 E7 KJ/h	A285C
Rehervidor Columna 2	Kettler	Temperatura: 99,94; Presión: 101,3 kPa; Calor: 6,04 E7 KJ/h	A285C
Bomba Condensador	Centrifuga	Presión de descarga: 200 KPa; Flujo: 39,89 m3/h	A285C
Bomba Rehervidor	Centrifuga	Presión de descarga: 200 KPa; Flujo: 40,67 m3/h	A285C
Tanque de condensados	Tanque Vertical	Presión: 101,3 kPa; Temperatura: 64,8 °C; Capacidad: 2530 gal	A285C
Bomba Metanol	Centrifuga	Presión de descarga: 101,3 KPa; Cabeza: 15 m	A285C
Tanque almacenamiento Metanol	Tanque	Capacidad: 600000 gal; Presión: 101,3 KPa	A285C
Caldera	Carcasa y tubos	Caldera pirotubular de baja presión; 1555 BHP	Acero al carbón

Tabla A2. Descripción de los equipos requeridos en la planta de producción de Metanol. Fuente: Autores.

EQUIPO	Tipo	Descripción	Material de Construcción
Cargador con Ruedas	Cargador	Motor: Cat® C2.2 T; Capacidad: 680 kg; Potencia: 61 hp	
Trituradora	Reducción de tamaño	Reducción de partícula hasta 12 mm; Capacidad: 60 ton/h	Alloy Steel
Tolvas	-	Capacidad: 60 ton/h	Acero al carbón
Banda Transportadora	-	L: 400 ft; A: 60 cm; Inclinación: 30°	Poliéster/Hule
Secador	Rotatorio	De contacto directo con flujo a contracorriente; Longitud=25 m; Volúmen= 77m ³	Acero inoxidable
Molino	Reducción de tamaño	Reducción de partícula hasta 6 mm; Capacidad: 23,5 ton/h	Alloy Steel
Gasificador	Lecho Fluidizado	Presión 101,3 kPa, Temperatura 950°C, Capacidad 23,51 ton/h raquis seco	Acero al carbón
Ciclón	Tambor rotatorio	Capacidad 34.08 ton/h	Acero al carbón
Intercambiador de Calor E-100	Carcasa y tubos	Área de Transferencia: 31,63 ft ² ; Calor: 3,72E6 KJ/h	Acero al carbón
Compresor	Centrifugo	Presión de descarga: 6078 kPa; Potencia: 2000kW	Acero al carbón
Water Gas Shift	Vessel - Vertical	Presion 101,3 kPa, Volúmen 193,6 m ³ , Velocidad espacial 1000 h ⁻¹	Acero al carbón
Intercambiador de Calor E-101	Carcasa y tubos	Área de transferencia: 72,8 ft ² ; Calor: 4,12E6 KJ/h	Acero al carbón
Reactor Fischer-Tropsch	Lecho Fijo	Volúmen: 16 m ³ ; Longitud: 10,67 m	Acero al carbón
Intercambiador de Calor E-107	Carcasa y tubos	Área de transferencia: 148,4 ft ² ; Calor: 4,079E6 KJ/h	Acero al carbón
Tanque de Separación V-100	Tanque	Presión: 6078 kPa; Temperatura: 137,8 °C; Horizontal.	A285C
Intercambiador de Calor E-108	Carcasa y tubos	Área: 32,33 ft ² ; Calor: 2,524E5 kJ/h	Acero al carbón
Tanque de Separación V-101	Tanque	Presión: 689,5 kPa; Temperatura: 48 °C; Horizontal.	A285C
Sistema de Enfriamiento E-109	Carcasa y tubos	Tiro Inducido	Fibra de Vidrio
Tanque de Separación V-102	Tanque	Presión: 689,5 kPa; Temperatura: 2 °C; Horizontal.	A285C
Torre de Fraccionamiento	Columna	Número de Platos: 40; Presión: 689,5 kPa; Condensador de reflujo total	A285C
Sistema de Enfriamiento E-110	Carcasa y tubos	Tiro Inducido	Fibra de Vidrio
Separador de dos fases	Tanque Vertical	Presión: 689,5 kPa	A285C
Tanque de Almacenamiento Nafta	Tanque	Capacidad: 315 ton; Presión atmosférica; 7 días de almacenamiento	A285C
Tanque de Almacenamiento Diesel	Tanque	Capacidad: 750 ton; Presión atmosférica; 7 días de almacenamiento	A285C
Caldera	Carcasa y tubos	Caldera pirotubular de baja presión; 1555 BHP	Acero al carbón

Tabla A3. Descripción de los equipos requeridos en la planta de producción de Fischer-Tropsch. Fuente: Autores.

ANEXO B. DIMENSIONAMIENTO DEL SECADOR

Secador Rotatorio [30]

Para el dimensionamiento del secador rotatorio se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones y se realizaron los siguientes cálculos:

- Velocidad rotacional típica de los secadores rotatorios: $\text{rpm}_{\text{sec}} = 4$
- La multiplicación entre el diámetro del secador (en pies) y la velocidad rotacional tiene valores típicos entre 15-25. Se asume un valor de 25 para tener un extremo más largo:

$$\text{rpm}_{\text{sec}} * d_{\text{sec}} = 25 \text{ ft}$$

$$d_{\text{sec}} = 6.25 \text{ ft}$$

Diámetro del secador

- El tiempo de residencia típico en este tipo de secadores está entre 5-90 minutos y la retención de sólidos está entre 7-8%. Se asume un valor de 5 minutos y 8%, respectivamente.

$$t_{\text{res}} = 5 \text{ min}$$

$$\text{Retención} = 0.08$$

- El gas a la salida tiene una temperatura típica que está entre 10-20 °C por encima de la temperatura de entrada del sólido.
- El flujo de entrada de biomasa es de 60 toneladas por hora, ésta tiene una densidad de 123.58 kg/m³ y tiene una humedad a la entrada del 62%.

$$m_{\text{biom}} = 22,8 \text{ ton/h}$$

$$\rho_{\text{biom}} = 125.58 \text{ kg/m}^3$$

$$m_{\text{agua,in}} = 37,2 \text{ ton/h}$$

$$\rho_{\text{agua}} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

- Cálculo del volumen de sólidos en el secador:

$$V_{\text{sol}} = \left(\frac{m_{\text{biom}}}{\rho_{\text{biom}}} + \frac{m_{\text{agua,in}}}{\rho_{\text{agua}}} \right) * t_{\text{res}} \quad V_{\text{sol}} = 18,23 \text{ m}^3$$

- Volumen total del secador:

$$V_{\text{sec}} = \frac{V_{\text{sol}}}{\text{Retención}} \quad V_{\text{sec}} = 227,87 \text{ m}^3$$

- Longitud teórica del secador:

$$L_{\text{sec}} = \frac{4 * V_{\text{sec}}}{\pi * d_{\text{sec}}^2} \quad L_{\text{sec}} = 80 \text{ m}$$

- Área superficial teórica del secador:

$$A_{\text{sec}} = \pi * d_{\text{sec}} * L_{\text{sec}} \quad A_{\text{sec}} = 478,47 \text{ m}^2$$

El área superficial máxima reportada por Swanson *et al.* es de 185 m², por tanto se necesitan 3 unidades para realizar el secado.

ANEXO C. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

Los factores que deben tenerse en cuenta en el momento de seleccionar la localización de la planta son [28] (Ver tabla F1):

- Viabilidad de transporte y situación de orden público: se necesita de vías de buena calidad tanto para distribuir cada producto a las empresas que lo requieran como para suministrar en la planta la materia prima necesaria, si ésta debe ser traída de otros lugares. Igualmente se requiere de una situación de orden público sin disturbios que no impida el normal funcionamiento de todas las labores de la planta (producción, distribución, abastecimiento, etc.).
- Infraestructura industrial: La existencia de terrenos donde ubicarse a precios razonables, así como de moderados costos de construcción, son factores adicionales a considerar, pues ambos aspectos pueden variar mucho en función del lugar. También hay que considerar la disponibilidad de terreno extra en previsión de futuras ampliaciones.
- Cercanía a los centros de consumo: La localización de los clientes o usuarios es también un factor importante en muchos casos siendo diversas las razones que pueden justificar dicha importancia. Entre ellas se encuentra el costo en transporte del producto finalizado hasta el sitio donde se encuentran ubicados los clientes.
- Costo de vida: es un factor que influye en la capacidad de atraer y retener al personal, ya que un alto costo de vida traerá como consecuencia una disminución en las ganancias de los empleados.

- Disponibilidad de servicios: todas las plantas que realizan transformaciones de materias primas requieren de servicios como agua y energía, así como combustible para su funcionamiento, por eso es necesario un fácil acceso a éstos a un bajo costo.

Analizando cada uno de los diferentes criterios se vislumbran tres posibles opciones para realizar la elección, éstas son: Cartagena, Barrancabermeja y Barranquilla. Para tomar la decisión final se utilizó el método cualitativo por puntos, éste consiste en definir los principales factores determinantes de la localización, para asignarles valores ponderados de peso relativo, de acuerdo con la importancia que se les atribuye (Ver tabla F2) [34].

Factor	Número
Accesibilidad a la materia prima	1
Viabilidad de transporte-Situación de orden público	2
Infraestructura industrial	3
Cercanía a los centros de consumo	4
Costo de vida	5
Disponibilidad de servicios	6

Tabla C1. Factores para localización de la planta. Fuente: Autores.

Número	Peso	Barranquilla		Cartagena		Barrancabermeja	
		Calificación	Ponderación	Calificación	Ponderación	Calificación	Ponderación
1	0,3	5	1,5	6	1,8	9	2,7
2	0,2	6	1,2	7	1,4	7	1,4
3	0,15	6	0,9	7	1,05	7	1,05
4	0,15	8	1,2	8	1,2	7	1,05
5	0,1	6	0,6	6	0,6	5	0,5
6	0,1	7	0,7	7	0,7	6	0,6
Total	1		6,1		6,75		7,3

Tabla C2. Método cualitativo por puntos. Fuente: Autores.

ANEXO D. COSTO EQUIPOS

En las siguientes tablas se presenta el costo de cada uno de los equipos para las plantas de producción.

EQUIPO	Número de Equipos Requeridos	Equipo base		Año Base	Costo Total en Año Base	Exponente de escala	Equipo Escalado en 2012		Factor de Instalación	Costo Instalado 2012	Factor de Traslado	Costo Traslado 2012	Fuente del Costo Base
		Costo	Capacidad				Costo	Capacidad					
Cargador con Ruedas	4	\$ 25.100	680 kg	2012	\$ 100.400	NA	\$ 100.400	1440 ton	1,00	\$ 100.400	1,00	\$ 100.400	Caterpillar
Trituradora	1	\$ 105.100	3181 ton/d	2007	\$ 105.100	0,60	\$ 80.793	1440 ton/d	2,63	\$ 212.486	1,30	\$ 276.232	Swanson et al. 2010
Tolvas	2	\$ 61.400	3181 ton/d	2007	\$ 122.800	0,60	\$ 84.928	1440 ton/d	3,02	\$ 256.482	1,30	\$ 333.426	Swanson et al. 2010
Banda Transportadora	3	\$ 20.800	3181 ton/d	2000	\$ 62.400	0,60	\$ 43.155	1440 ton/d	1,38	\$ 59.555	1,30	\$ 77.421	Swanson et al. 2010
Secador	3	\$ 633.700	266,67 ton/d	2007	\$ 1.901.100	0,60	\$ 3.009.774	1440 ton/d	2,40	\$ 7.223.459	1,30	\$ 9.390.496	Swanson et al. 2010
Molino	1	\$ 167.100	2223 ton/d	2007	\$ 167.100	0,60	\$ 128.454	564,24 ton/d	2,63	\$ 337.835	1,30	\$ 439.185	Swanson et al. 2010
Gasificador	1	\$ 6.410.000	41,7 ton/h	2003	\$ 6.410.000	0,70	\$ 7.171.461	23,51 ton/h	2,35	\$ 16.852.933	1,30	\$ 21.908.813	Swanson et al. 2010
Intercambiador de Calor E-105	1	\$ 398	1 ft2	1987	\$ 398	0,52	\$ 170.005	2358 ft2	2,10	\$ 357.011	1,30	\$ 464.114	Hoffman 2003
Compresor	1	\$ 1.176.900	25 bar; 180 ton/d	2007	\$ 1.176.900	0,82	\$ 1.592.973	36 bar; 984 ton/d	1,20	\$ 1.911.568	1,30	\$ 2.485.038	Swanson et al. 2010
Reformado con vapor	1	\$ 1.650.800	9,8 m3	2007	\$ 1.650.800	0,70	\$ 32.553	0,031 m3	3,02	\$ 98.311	1,30	\$ 127.805	Swanson et al. 2010
Enfriador E-106	1	\$ 398	1 ft2	1987	\$ 398	0,52	\$ 81.562	761,75 ft2	2,10	\$ 171.280	1,30	\$ 222.664	Hoffman 2003
Water Gas Shift	2	\$ 136.600	927 ton/d	2007	\$ 273.200	0,60	\$ 315.064	948 ton/d	1,20	\$ 378.077	1,30	\$ 491.500	Swanson et al. 2010
Intercambiador de Calor E-104	1	\$ 398	1 ft2	1987	\$ 398	0,52	\$ 46.075	316,4 ft2	2,10	\$ 96.757	1,30	\$ 125.784	Hoffman 2003
Ciclón	1	\$ 24.900	2954 ton/d	2007	\$ 24.900	0,66	\$ 11.871	817,92 ton/d	1,20	\$ 14.245	1,30	\$ 18.519	Swanson et al. 2010
PSA	1	\$ 1.510.000	500 Kmol/h	2000	\$ 1.510.000	0,60	\$ 6.215.809	2740 Kmol/h	1,20	\$ 7.458.971	1,30	\$ 9.696.662	Hoffman 2003
Compresor de H2	1	\$ 1.176.900	25 bar; 180 ton/d	2007	\$ 1.176.900	0,82	\$ 1.963.604	675 bar; 67,73 ton/d	1,20	\$ 2.356.325	1,30	\$ 3.063.222	Swanson et al. 2010
Tanque de almacenamiento H2	1	\$ 4.330.000	147 ton	2010	\$ 4.330.000	0,60	\$ 2.886.844	67,7 ton/d	1,20	\$ 3.464.213	1,30	\$ 4.503.477	Zhang et al. 2013
Caldera	1	\$ 1.450.500	4000 ton/d	2007	\$ 1.450.500	0,60	\$ 2.427.877	7900 ton/d	1,30	\$ 3.156.240	1,30	\$ 4.103.112	Swanson et al. 2010
TOTAL												\$ 57.827.870	

Tabla D1. Costo Equipos planta de producción de Hidrógeno. Fuente: Autores.

EQUIPO	Número de Equipos Requeridos	Equipo base		Año Base	Costo Total en Año Base [US]	Exponente de escala	Equipo Escalado en 2012		Factor de Instalación	Costo Instalado 2012 [US]	Factor de Traslado	Costo Traslado 2012 [US]	Fuente del Costo Base
		Costo [US]	Capacidad				Costo [US]	Capacidad					
Cargador con Ruedas	4	\$ 25.100	680 kg	2012	\$ 100.400	NA	\$ 100.400	1440 ton	1,00	\$ 100.400	1,00	\$ 100.400	Caterpillar
Trituradora	1	\$ 105.100	3181 ton/d	2007	\$ 105.100	0,60	\$ 80.793	1440 ton/d	2,63	\$ 212.486	1,30	\$ 276.232	Swanson et al. 2010
Tolvas	2	\$ 61.400	3181 ton/d	2007	\$ 122.800	0,60	\$ 84.928	1440 ton/d	3,02	\$ 256.482	1,30	\$ 333.426	Swanson et al. 2010
Banda Transportadora	3	\$ 20.800	3181 ton/d	2000	\$ 62.400	0,60	\$ 43.155	1440 ton/d	1,38	\$ 59.555	1,30	\$ 77.421	Swanson et al. 2010
Secador	3	\$ 633.700	286,67 ton/d	2007	\$ 1.901.100	0,60	\$ 3.009.774	1440 ton/d	2,40	\$ 7.223.459	1,30	\$ 9.390.496	Swanson et al. 2010
Molino	1	\$ 167.100	2223 ton/d	2007	\$ 167.100	0,60	\$ 128.454	564,24 ton/d	2,63	\$ 337.835	1,30	\$ 439.185	Swanson et al. 2010
Gasificador	1	\$ 6.410.000	41,7 ton/h	2003	\$ 6.410.000	0,70	\$ 7.171.461	23,51 ton/h	2,35	\$ 16.852.933	1,30	\$ 21.908.813	Swanson et al. 2010
Ciclón	1	\$ 24.900	2954 ton/d	2007	\$ 24.900	0,66	\$ 12.669	902,64 ton/d	1,20	\$ 15.203	1,30	\$ 19.763	Swanson et al. 2010
Intercambiador de Calor E-105	1	\$ 10.600	74,47 ft2	2007	\$ 10.600	0,60	\$ 6.879	30,32 ft2	2,47	\$ 16.991	1,30	\$ 22.088	Phillips et al. 2011
WGS	1	\$ 136.600	927 ton/d	2007	\$ 136.600	0,70	\$ 149.185	902,64 ton/d	3,02	\$ 450.537	1,30	\$ 585.699	Swanson et al. 2010
Compresor	1	\$ 1.176.900	25 bar; 180 ton/d	2007	\$ 1.176.900	0,82	\$ 1.276.836	bar; 1082 ton	1,20	\$ 1.532.203	1,30	\$ 1.991.864	Swanson et al. 2010
Reactor	1	\$ 987.804	283816 lb/h	2007	\$ 987.804	0,57	\$ 871.487	188900 lb/h	2,47	\$ 2.152.572	1,30	\$ 2.798.344	Phillips et al. 2011
Intercambiador de Calor E-107	1	\$ 30.600	1446,53 ft2	2007	\$ 30.600	0,60	\$ 73.359	5172,65 ft2	2,47	\$ 181.197	1,30	\$ 235.556	Phillips et al. 2011
Intercambiador E-108	1	\$ 30.600	1446,53 ft2	2007	\$ 30.600	0,60	\$ 35.218	1530,35 ft2	2,47	\$ 86.989	1,30	\$ 113.086	Phillips et al. 2011
Tanque de Separación V-100	1	\$ 72.100	4274 ton/d	2007	\$ 72.100	0,52	\$ 54.831	2056 ton/d	3,02	\$ 165.589	1,30	\$ 215.266	Swanson et al. 2010
Tanque de Separación V-101	1	\$ 72.100	4274 ton/d	2007	\$ 72.100	0,52	\$ 37.193,67	975 ton/d	3,02	\$ 112.325	1,30	\$ 146.022	Swanson et al. 2010
Columna 1	1	\$ 633.530	78875 Kg/h	2000	\$ 633.530	0,68	\$ 580.617,56	34910 Kg/h	2,10	\$ 1.219.297	1,30	\$ 1.585.086	Aden et al. 2002
Condensador Columna 1	1	\$ 15.530	3,7E5 kCal/h	2000	\$ 15.530	0,68	\$ 527.469,80	3,7E7 kCal/h	2,10	\$ 1.107.687	1,30	\$ 1.439.993	Aden et al. 2002
Rehervidor Columna 1	1	\$ 33.845	4,21E6 kCal/h	2000	\$ 33.845	0,68	\$ 228.195,65	3,9E7 kCal/h	2,10	\$ 479.211	1,30	\$ 622.974	Aden et al. 2002
Bomba Condensador	1	\$ 12.565	437 gpm	2000	\$ 12.565	0,79	\$ 13.847,15	300 gpm	2,80	\$ 38.772	1,30	\$ 50.404	Aden et al. 2002
Bomba Rehervidor	1	\$ 12.565	437 gpm	2000	\$ 12.565	0,79	\$ 14.806,94	327 gpm	2,80	\$ 41.459	1,30	\$ 53.897	Aden et al. 2002
Tanque de condensados	1	\$ 4.820	346 gal	2000	\$ 4.820	0,72	\$ 45.339,59	4500 gal	2,10	\$ 95.213	1,30	\$ 123.777	Aden et al. 2002
Columna 2	1	\$ 633.530	78875 Kg/h	2000	\$ 633.530	0,68	\$ 550.965,99	32320 Kg/h	2,10	\$ 1.157.029	1,30	\$ 1.504.137	Aden et al. 2002
Condensador Columna 2	1	\$ 15.530	3,7E5 kCal/h	2000	\$ 15.530	0,68	\$ 277.546,67	1,44E7 kCal/h	2,10	\$ 582.848	1,30	\$ 757.702	Aden et al. 2002
Rehervidor Columna 2	1	\$ 33.845	4,21E6 kCal/h	2000	\$ 33.845	0,68	\$ 119.764,26	1,51E7 kCal/h	2,10	\$ 251.505	1,30	\$ 326.956	Aden et al. 2002
Bomba Condensador	1	\$ 12.565	437 gpm	2000	\$ 12.565	0,79	\$ 8.781,54	168,56 gpm	2,80	\$ 24.588	1,30	\$ 31.965	Aden et al. 2002
Bomba Rehervidor	1	\$ 12.565	437 gpm	2000	\$ 12.565	0,79	\$ 9.075,75	175,74 gpm	2,80	\$ 25.412	1,30	\$ 33.036	Aden et al. 2002
Tanque de condensados	1	\$ 4.820	346 gal	2000	\$ 4.820	0,72	\$ 29.937,37	2528,4 gal	2,10	\$ 62.868	1,30	\$ 81.729	Aden et al. 2002
Bomba Metanol	1	\$ 18.145,75	84353 lb/h	2007	\$ 18.146	0,79	\$ 12.210,39	44630 lb/h	2,47	\$ 30.160	1,30	\$ 39.208	Phillips et al. 2011
Tanque almacenamiento Metanol	2	\$ 391.181,43	604133 gal	2007	\$ 782.363	0,51	\$ 1.160.541,30	1200000 gal	1,40	\$ 1.624.758	1,30	\$ 2.112.185	Aden et al. 2002
Caldera	1	\$ 1.450.500	4000 ton/d	2007	\$ 1.450.500	0,60	\$ 2.457.453,93	8061,05 ton/d	1,30	\$ 3.194.690	1,30	\$ 5.111.504	Swanson et al. 2010
TOTAL												\$ 52.528.215	

Tabla D3. Costo Equipos planta de producción Metanol. Fuente: Autores.

EQUIPO	Número de Equipos Requeridos	Equipo base		Año Base	Costo Total en Año Base [US]	Exponente de escala	Equipo Escalado en 2012		Factor de Instalación	Costo Instalado 2012 [US]	Factor de Traslado	Costo Traslado 2012 [US]	Fuente del Costo Base
		Costo [US]	Capacidad				Costo [US]	Capacidad					
Cargador con Ruedas	4	\$ 25.100	680 kg	2012	\$ 100.400	NA	\$ 100.400	1440 ton	1,00	\$ 100.400	1,00	\$ 100.400	Caterpillar
Trituradora	1	\$ 105.100	3181 ton/d	2007	\$ 105.100	0,60	\$ 80.793	1440 ton/d	2,63	\$ 212.486	1,30	\$ 276.232	Swanson et al. 2010
Tolvas	2	\$ 61.400	3181 ton/d	2007	\$ 122.800	0,60	\$ 84.928	1440 ton/d	3,02	\$ 256.482	1,30	\$ 333.426	Swanson et al. 2010
Banda Transportadora	3	\$ 20.800	3181 ton/d	2000	\$ 62.400	0,60	\$ 43.155	1440 ton/d	1,38	\$ 59.555	1,30	\$ 77.421	Swanson et al. 2010
Secador	3	\$ 633.700	266,67 ton/d	2007	\$ 1.901.100	0,60	\$ 3.009.774	1440 ton/d	2,40	\$ 7.223.459	1,30	\$ 9.390.496	Swanson et al. 2010
Molino	1	\$ 167.100	2223 ton/d	2007	\$ 167.100	0,60	\$ 128.454	564,24 ton/d	2,63	\$ 337.835	1,30	\$ 439.185	Swanson et al. 2010
Gasificador	1	\$ 6.410.000	41,7 ton/h	2003	\$ 6.410.000	0,70	\$ 7.171.461	23,51 ton/h	2,35	\$ 16.852.933	1,30	\$ 21.908.813	Swanson et al. 2010
Ciclón	1	\$ 24.900	2954 ton/d	2007	\$ 24.900	0,66	\$ 12.669	902,64 ton/d	1,20	\$ 15.203	1,30	\$ 19.763	Swanson et al. 2010
Intercambiador de Calor E-100	1	\$ 21.800	675,29 ft2	2007	\$ 21.800	0,60	\$ 15.388	316,3 ft2	2,47	\$ 38.009	1,30	\$ 49.412	Phillips et al. 2011
WGS	1	\$ 136.600	927 ton/d	2007	\$ 136.600	0,70	\$ 149.582	902,64 ton/d	3,02	\$ 451.739	1,30	\$ 587.260	Swanson et al. 2010
Intercambiador de Calor E-101	1	\$ 21.800	675,29 ft2	2007	\$ 21.800	0,60	\$ 26.149	765,36 ft2	2,47	\$ 64.587	1,30	\$ 83.964	Phillips et al. 2011
Compresor	1	\$ 1.176.900	25 bar, 180 ton/d	2007	\$ 1.176.900	0,82	\$ 1.100.568	25 bar, 902,64 ton/d	1,20	\$ 1.320.682	1,30	\$ 1.716.887	Swanson et al. 2010
Reactor Fischer-Tropsch	1	\$ 7.303.889	4274 ton/d	2003	\$ 7.303.889	0,72	\$ 3.467.022	902,64 ton/d	3,60	\$ 12.481.278	1,30	\$ 16.225.661	Larson et al. 2005
Intercambiador de Calor E-107	1	\$ 30.600	1446,53 ft2	2007	\$ 30.600	0,60	\$ 34.544	1481,82 ft2	2,47	\$ 85.323	1,30	\$ 110.920	Phillips et al. 2011
Tanque de Separación	1	\$ 39.200	1463 ton/d	2007	\$ 39.200	0,52	\$ 33.931	902,64 ton/d	3,02	\$ 102.471	1,30	\$ 133.213	Swanson et al. 2010
Intercambiador de Calor E-108	1	\$ 21.800	675,29 ft2	2007	\$ 21.800	0,60	\$ 15.670	326 ft2	2,47	\$ 38.704	1,30	\$ 50.316	Phillips et al. 2011
Tanque de Separación	1	\$ 39.200	1463 ton/d	2007	NA	0,52	\$ 21.981	391,68 ton/d	3,02	\$ 66.383	1,30	\$ 86.298	Swanson et al. 2010
Sistema de Enfriamiento E-109	1	\$ 267.316	3,67E6 BTU/h	2002	\$ 267.316	0,78	\$ 173.811	1,281E6 BTU/h	2,47	\$ 429.312	1,30	\$ 558.106	Phillips et al. 2011
Tanque de Separación	1	\$ 39.200	1463 ton/d	2007	\$ 1.570	0,52	\$ 21.464	374,16 ton/d	3,02	\$ 64.822	1,30	\$ 84.269	Swanson et al. 2010
Torre de Fraccionamiento	1	\$ 7.927.152	334 ton/d	2007	\$ 7.927.152	0,78	\$ 4.258.803	131,33 ton/d	1,20	\$ 5.110.564	1,30	\$ 6.643.733	Robinson & Dolbear 2007
Sistema de Enfriamiento E-110	1	\$ 267.316	3,67E6 BTU/h	2002	\$ 267.316	0,78	\$ 134.460	6,693E5 BTU/h	2,47	\$ 332.115	1,30	\$ 431.750	Phillips et al. 2011
Separador de dos fases	1	\$ 72.100	4274 ton/d	2007	\$ 72.100	0,60	\$ 18.512	371,04 ton/d	3,02	\$ 55.907	1,30	\$ 72.679	Swanson et al. 2010
Tanque de Almacenamiento Nafta	1	\$ 646.300	2610 ton	2007	\$ 646.300	0,51	\$ 244.266,09	314,160 ton	2,47	\$ 603.337	1,30	\$ 784.338	Swanson et al. 2010
Tanque de Almacenamiento Diesel	1	\$ 1.200.700	6180 ton	2007	\$ 1.200.700	0,51	\$ 455.701	750 ton	2,47	\$ 1.125.582	1,30	\$ 1.463.257	Swanson et al. 2010
Caldera	1	\$ 1.450.500	4000 Ton/d	2007	\$ 1.450.500	0,60	\$ 2.427.877	7900 Ton/d	3,02	\$ 7.332.189	1,30	\$ 9.531.845	Swanson et al. 2010
TOTAL												\$ 71.159.646	

Tabla D2. Costo Equipos planta de producción Fischer-Tropsch. Fuente: Autores.

ANEXO E. COSTOS DE OPERACIÓN POR MANUFACTURA

COSTOS DE SERVICIOS INDUSTRIALES

La tabla E1 presenta el costo de los servicios industriales para la planta de Hidrógeno.

Servicios Industriales	Requerimientos		Valor [\$/h]	Valor anual [\$/año]
Agua	499540	kg/h	\$852.130,32	\$6.944.862.093,33
Vapor Caldera	328410,00	kg/h	\$208.467,34	\$1.699.008.814,76
Energía Eléctrica	7592,8	kWh/h	\$1.192.069,60	\$9.715.367.240,00
TOTAL				\$18.359.238.148,09

Tabla E1. Costo servicios industriales planta de Hidrógeno. Fuente: Autores

La tabla E2 presenta el costo de los servicios industriales para la planta de Metanol.

Servicios Industriales	Requerimientos		Valor [\$/h]	Valor anual [\$/año]
Agua	2458810	kg/h	\$4.194.311,86	\$34.183.641.677,75
Vapor Caldera	335877,00	kg/h	\$213.207,22	\$1.737.638.877,24
Energía Eléctrica	62858,62831	kWh/h	\$9.868.804,64	\$80.430.757.854,06
TOTAL				\$116.352.038.409,05

Tabla E2. Costo servicios industriales planta de Metanol. Fuente: Autores

La tabla E3 presenta el costo de los servicios industriales para la planta de combustibles Fischer-Tropsch.

Servicios Industriales	Requerimientos		Valor [\$/h]	Valor anual [\$/año]
Agua	426790,83	kg/h	\$728.032,60	\$5.933.465.702,54
Vapor Caldera	328410,00	kg/h	\$208.467,34	\$1.699.008.814,76
Energía Eléctrica	6864,22	kWh/h	\$1.077.682,54	\$8.783.112.701,00
TOTAL				\$16.415.587.218,30

Tabla E3. Costo servicios industriales planta de Fischer-Tropsch. Fuente: Autores

COSTOS DE MANO DE OBRA

La tabla E4 presenta el tipo y la cantidad de equipos requeridos en cada una de las plantas.

Lista de Equipos \ Planta	Hidrógeno	Metanol	Fischer Tropsch
	Cantidad	Cantidad	Cantidad
Compresores	2	1	1
Reactores	4	3	3
Calentadores/Enfriadores	0	4	2
Intercambiadores	3	2	7
PSA	1	0	0
Secador	1	1	1
Caldera	1	1	1
Triturador	2	2	2
Ciclón	1	1	1
Columnas	0	2	1
Tanques	0	2	6

Tabla E4. Equipos requeridos en cada una de las plantas. Fuente: Autores

La tabla E5 presenta la cantidad de operarios requeridos de acuerdo al tipo y la cantidad de equipos de cada una de las plantas.

PLANTA	Hidrógeno	Metanol	Fischer-Tropsch
Número de operarios requeridos por jornada	4,75	4,75	4,70
Número de operarios para la nómina	17,34	17,34	17,16

Tabla E5. Operarios requeridos en cada una de las plantas. Fuente: Autores

La tabla E6 presenta el valor actual del salario mínimo mensual legal vigente y las prestaciones sociales que se tienen en cuenta para el pago de nómina, de acuerdo a la normatividad vigente en Colombia.

Salario mínimo (SMLV)	\$ 589.500
Auxilio de transporte	\$ 70.500
Pensión	(12%) SB
Salud	(8,5%) SMLV
Riesgos profesionales	(1,044%) SB
CCF	(4%) SB
Cesantías	(SB+AT)
Intereses a las cesantías	(12%) Cesantías
Prima de servicios	SB+AT
Vacaciones	(50%) SB

Tabla E6. Salario mínimo mensual legal vigente y prestaciones sociales. Fuente: Ministerio del trabajo

La tabla E7 presenta el número total de empleados y el costo total por concepto de mano de obra para el primer año de operación de cada una de las plantas.

Costos por Mano de Obra										
		Hidrógeno				Metanol			Fischer Tropsch	
Cargo	Sueldo básico (SMLV)	N° personas	Total Costos por Salarios	Total costos por mano de obra	N° personas	Total Costos por Salarios	Total costos por mano de obra	N° personas	Total Costos por Salarios	Total costos por mano de obra
Gerente de planta	8	1	\$4.716.000	\$7.469.075	1	\$4.716.000,00	\$7.469.075,04	1	\$4.716.000,00	\$7.469.075,04
Ingeniero de planta	6	1	\$3.537.000	\$5.601.806	1	\$3.537.000,00	\$5.601.806,28	1	\$3.537.000,00	\$5.601.806,28
Supervisor de mantenimiento	4	1	\$2.358.000	\$3.734.538	1	\$2.358.000,00	\$3.734.537,52	1	\$2.358.000,00	\$3.734.537,52
Supervisor de turno	4	3	\$7.074.000	\$11.203.613	3	\$7.074.000,00	\$11.203.612,56	3	\$7.074.000,00	\$11.203.612,56
Técnico de mantenimiento	2	5	\$5.895.000	\$9.336.344	5	\$5.895.000,00	\$9.336.343,80	5	\$5.895.000,00	\$9.336.343,80
Operarios	2,5	18	\$26.527.500	\$43.282.547	18	\$26.527.500,00	\$43.282.547,10	17	\$25.053.750,00	\$40.877.961,15
Empleados de campo	1,5	20	\$17.685.000	\$29.419.031	20	\$17.685.000,00	\$29.419.031,40	20	\$17.685.000,00	\$29.419.031,40
Gerente general	10	1	\$5.895.000	\$9.336.344	1	\$5.895.000,00	\$9.336.343,80	1	\$5.895.000,00	\$9.336.343,80
Secretarías y Personal de oficina	1,5	4	\$3.537.000	\$5.601.806	4	\$3.537.000,00	\$5.601.806,28	4	\$3.537.000,00	\$5.601.806,28
			TOTAL	\$124.985.104		TOTAL	\$124.985.103,78		TOTAL	\$122.580.517,83
			Total Anual	\$1.499.821.245		Total Anual	\$1.499.821.245,36		Total Anual	\$1.470.966.213,96

Tabla E7. Costos de operación por mano de obra. Fuente: Autores

OTROS COSTOS VARIABLES DE OPERACIÓN Y TOTAL COM

En la tabla E8 se presentan los ítems relacionados con otros costos variables de operación y en la tabla E9 todos los valores para el cálculo del COM, ambas para la planta de hidrógeno.

	Unidad	Cantidad Anual	Costo Anual [COP]
Adsorbente PSA	Toneladas	56	\$ 660.368.800
Catalizador WGS Alta Temperatura (Óxido de Hierro)	Toneladas	1,8	\$ 73.313.063
Catalizador WGS (Cobre-Zinc)	Toneladas	1,7	\$ 58.851.226
Tratamiento de ceniza	Toneladas	3276,3	\$ 148.723.052

Tabla E8. Otros costos de operación por manufactura para la planta de producción de hidrógeno. Fuente: Autores

Año	Costos Variables de Operación [MM COP]				Costos Fijos de Operación [MM COP]				Total COM [MM COP]
	Costo Materia Prima	Costo Servicios	Otros Costos	Total Costos Variables	Costo Mantenimiento	Costo Mano de obra	Otros Costos	Total Costos Fijos	
3	\$ 13,31	\$ 19,20	\$ 0,97	\$ 33,48	\$ 2,23	\$ 1,57	\$ 0,63	\$ 4,42	\$ 37,91
4	\$ 13,92	\$ 20,09	\$ 1,01	\$ 35,02	\$ 2,33	\$ 1,63	\$ 0,65	\$ 4,62	\$ 39,65
5	\$ 14,56	\$ 21,01	\$ 1,06	\$ 36,63	\$ 2,44	\$ 1,70	\$ 0,68	\$ 4,83	\$ 41,46
6	\$ 15,23	\$ 21,98	\$ 1,11	\$ 38,32	\$ 2,55	\$ 1,78	\$ 0,71	\$ 5,04	\$ 43,36
7	\$ 15,93	\$ 22,99	\$ 1,16	\$ 40,08	\$ 2,67	\$ 1,86	\$ 0,74	\$ 5,27	\$ 45,35
8	\$ 16,67	\$ 24,05	\$ 1,21	\$ 41,93	\$ 2,80	\$ 1,94	\$ 0,77	\$ 5,51	\$ 47,43
9	\$ 17,43	\$ 25,15	\$ 1,27	\$ 43,86	\$ 2,92	\$ 2,02	\$ 0,81	\$ 5,75	\$ 49,61
10	\$ 18,24	\$ 26,31	\$ 1,33	\$ 45,87	\$ 3,06	\$ 2,11	\$ 0,84	\$ 6,01	\$ 51,88
11	\$ 19,08	\$ 27,52	\$ 1,39	\$ 47,98	\$ 3,20	\$ 2,20	\$ 0,88	\$ 6,28	\$ 54,26
12	\$ 19,95	\$ 28,79	\$ 1,45	\$ 50,19	\$ 3,35	\$ 2,30	\$ 0,92	\$ 6,56	\$ 56,75
13	\$ 20,87	\$ 30,11	\$ 1,52	\$ 52,50	\$ 3,50	\$ 2,40	\$ 0,96	\$ 6,86	\$ 59,35
14	\$ 21,83	\$ 31,49	\$ 1,59	\$ 54,91	\$ 3,66	\$ 2,50	\$ 1,00	\$ 7,16	\$ 62,08
15	\$ 22,83	\$ 32,94	\$ 1,66	\$ 57,44	\$ 3,83	\$ 2,61	\$ 1,04	\$ 7,48	\$ 64,92
16	\$ 23,88	\$ 34,46	\$ 1,74	\$ 60,08	\$ 4,01	\$ 2,72	\$ 1,09	\$ 7,82	\$ 67,90
17	\$ 24,98	\$ 36,04	\$ 1,82	\$ 62,85	\$ 4,19	\$ 2,84	\$ 1,14	\$ 8,17	\$ 71,01
18	\$ 26,13	\$ 37,70	\$ 1,90	\$ 65,74	\$ 4,38	\$ 2,97	\$ 1,19	\$ 8,54	\$ 74,27
19	\$ 27,33	\$ 39,44	\$ 1,99	\$ 68,76	\$ 4,58	\$ 3,10	\$ 1,24	\$ 8,92	\$ 77,68
20	\$ 28,59	\$ 41,25	\$ 2,08	\$ 71,92	\$ 4,79	\$ 3,23	\$ 1,29	\$ 9,32	\$ 81,24
21	\$ 29,91	\$ 43,15	\$ 2,18	\$ 75,23	\$ 5,02	\$ 3,37	\$ 1,35	\$ 9,74	\$ 84,97
22	\$ 31,28	\$ 45,13	\$ 2,28	\$ 78,69	\$ 5,25	\$ 3,52	\$ 1,41	\$ 10,17	\$ 88,86

Tabla E9. Costos de operación por manufactura para la planta de producción de hidrógeno. Fuente: Autores

La tabla E10 presenta lo correspondiente a otros costos variables de operación con el valor asociado, y la tabla E11 muestra todos los valores para el cálculo del total del costo de operación por manufactura, ambas para la planta de metanol.

	Unidad	Cantidad Anual	Costo Anual [COP]
Catalizador Metanol (Cu/ZnO/Al₂O₃)	Toneladas	16,1	\$ 166.146.006
Catalizador WGS (Cobre-Zinc)	Toneladas	1,9	\$ 65.774.900
Tratamiento de ceniza	Toneladas	3276,3	\$ 148.723.052
Tratamiento de Agua	Metros cúbicos	116789,5	\$ 262.681.907

Tabla E10. Otros costos de operación por manufactura para la planta de producción de metanol. Fuente: Autores

Año	Costos Variables de Operación [MM COP]				Costos Fijos de Operación [MM COP]				Total COM [MM COP]
	Costo Materia Prima	Costo Servicios	Otros Costos	Total Costos Variables	Costo Mantenimiento	Costo Mano de obra	Otros Costos	Total Costos Fijos	
3	\$ 13,31	\$ 116,35	\$ 0,76	\$ 130,42	\$ 2,03	\$ 1,57	\$ 0,63	\$ 4,22	\$ 134,64
4	\$ 13,92	\$ 121,70	\$ 0,79	\$ 136,42	\$ 2,12	\$ 1,63	\$ 0,65	\$ 4,41	\$ 140,83
5	\$ 14,56	\$ 127,30	\$ 0,83	\$ 142,70	\$ 2,22	\$ 1,70	\$ 0,68	\$ 4,60	\$ 147,30
6	\$ 15,23	\$ 133,16	\$ 0,87	\$ 149,26	\$ 2,32	\$ 1,78	\$ 0,71	\$ 4,81	\$ 154,07
7	\$ 15,93	\$ 139,28	\$ 0,91	\$ 156,13	\$ 2,43	\$ 1,86	\$ 0,74	\$ 5,03	\$ 161,15
8	\$ 16,67	\$ 145,69	\$ 0,95	\$ 163,31	\$ 2,54	\$ 1,94	\$ 0,77	\$ 5,25	\$ 168,56
9	\$ 17,43	\$ 152,39	\$ 0,99	\$ 170,82	\$ 2,66	\$ 2,02	\$ 0,81	\$ 5,49	\$ 176,31
10	\$ 18,24	\$ 159,40	\$ 1,04	\$ 178,68	\$ 2,78	\$ 2,11	\$ 0,84	\$ 5,73	\$ 184,41
11	\$ 19,08	\$ 166,74	\$ 1,09	\$ 186,90	\$ 2,91	\$ 2,20	\$ 0,88	\$ 5,99	\$ 192,88
12	\$ 19,95	\$ 174,41	\$ 1,14	\$ 195,49	\$ 3,04	\$ 2,30	\$ 0,92	\$ 6,26	\$ 201,75
13	\$ 20,87	\$ 182,43	\$ 1,19	\$ 204,49	\$ 3,18	\$ 2,40	\$ 0,96	\$ 6,53	\$ 211,02
14	\$ 21,83	\$ 190,82	\$ 1,24	\$ 213,89	\$ 3,33	\$ 2,50	\$ 1,00	\$ 6,83	\$ 220,72
15	\$ 22,83	\$ 199,60	\$ 1,30	\$ 223,73	\$ 3,48	\$ 2,61	\$ 1,04	\$ 7,13	\$ 230,87
16	\$ 23,88	\$ 208,78	\$ 1,36	\$ 234,02	\$ 3,64	\$ 2,72	\$ 1,09	\$ 7,45	\$ 241,48
17	\$ 24,98	\$ 218,38	\$ 1,42	\$ 244,79	\$ 3,81	\$ 2,84	\$ 1,14	\$ 7,79	\$ 252,58
18	\$ 26,13	\$ 228,43	\$ 1,49	\$ 256,05	\$ 3,98	\$ 2,97	\$ 1,19	\$ 8,13	\$ 264,18
19	\$ 27,33	\$ 238,94	\$ 1,56	\$ 267,83	\$ 4,16	\$ 3,10	\$ 1,24	\$ 8,50	\$ 276,33
20	\$ 28,59	\$ 249,93	\$ 1,63	\$ 280,15	\$ 4,36	\$ 3,23	\$ 1,29	\$ 8,88	\$ 289,03
21	\$ 29,91	\$ 261,42	\$ 1,70	\$ 293,04	\$ 4,56	\$ 3,37	\$ 1,35	\$ 9,28	\$ 302,31
22	\$ 31,28	\$ 273,45	\$ 1,78	\$ 306,52	\$ 4,77	\$ 3,52	\$ 1,41	\$ 9,69	\$ 316,21

Tabla E11. Costos de operación por manufactura para la planta de producción de metanol. Fuente: Autores

La tabla E12 muestra los valores relacionados con otros costos variables de operación, y la tabla E13 muestra todos los valores para el cálculo del total del costo de operación por manufactura, ambas para la planta Fischer-Tropsch.

	Unidad	Cantidad Anual	Costo Anual [COP]
Catalizador Fischer-Tropsch (Cobalto)	Toneladas	13,0	\$ 1.107.820.332
Catalizador WGS (Cobre-Zinc)	Toneladas	1,9	\$ 65.774.900
Tratamiento de ceniza	Toneladas	3276,3	\$ 148.723.052
Tratamiento de Agua	Metros Cúbicos	136512,0	\$ 307.042.703

Tabla E12. Otros costos de operación por manufactura para la planta de producción de combustibles Fischer-Tropsch. Fuente: Autores

Año	Costos Variables de Operación [MM COP]				Costos Fijos de Operación [MM COP]				Total COM [MM COP]
	Costo Materia Prima	Costo Servicios	Otros Costos	Total Costos Variables	Costo Mantenimiento	Costo Mano de obra	Otros Costos	Total Costos Fijos	
3	\$ 13,31	\$ 17,17	\$ 1,73	\$ 32,21	\$ 2,75	\$ 1,54	\$ 0,61	\$ 4,90	\$ 37,11
4	\$ 13,92	\$ 17,96	\$ 1,81	\$ 33,70	\$ 2,87	\$ 1,60	\$ 0,64	\$ 5,12	\$ 38,81
5	\$ 14,56	\$ 18,79	\$ 1,90	\$ 35,25	\$ 3,01	\$ 1,67	\$ 0,67	\$ 5,35	\$ 40,59
6	\$ 15,23	\$ 19,65	\$ 1,98	\$ 36,87	\$ 3,14	\$ 1,74	\$ 0,70	\$ 5,59	\$ 42,45
7	\$ 15,93	\$ 20,55	\$ 2,07	\$ 38,56	\$ 3,29	\$ 1,82	\$ 0,73	\$ 5,84	\$ 44,40
8	\$ 16,67	\$ 21,50	\$ 2,17	\$ 40,34	\$ 3,44	\$ 1,90	\$ 0,76	\$ 6,10	\$ 46,44
9	\$ 17,43	\$ 22,49	\$ 2,27	\$ 42,19	\$ 3,60	\$ 1,98	\$ 0,79	\$ 6,37	\$ 48,57
10	\$ 18,24	\$ 23,52	\$ 2,37	\$ 44,13	\$ 3,76	\$ 2,07	\$ 0,83	\$ 6,66	\$ 50,79
11	\$ 19,08	\$ 24,61	\$ 2,48	\$ 46,16	\$ 3,94	\$ 2,16	\$ 0,86	\$ 6,96	\$ 53,12
12	\$ 19,95	\$ 25,74	\$ 2,60	\$ 48,29	\$ 4,12	\$ 2,25	\$ 0,90	\$ 7,27	\$ 55,56
13	\$ 20,87	\$ 26,92	\$ 2,72	\$ 50,51	\$ 4,31	\$ 2,35	\$ 0,94	\$ 7,60	\$ 58,11
14	\$ 21,83	\$ 28,16	\$ 2,84	\$ 52,83	\$ 4,50	\$ 2,45	\$ 0,98	\$ 7,94	\$ 60,77
15	\$ 22,83	\$ 29,46	\$ 2,97	\$ 55,26	\$ 4,71	\$ 2,56	\$ 1,02	\$ 8,30	\$ 63,56
16	\$ 23,88	\$ 30,81	\$ 3,11	\$ 57,80	\$ 4,93	\$ 2,67	\$ 1,07	\$ 8,67	\$ 66,47
17	\$ 24,98	\$ 32,23	\$ 3,25	\$ 60,46	\$ 5,16	\$ 2,79	\$ 1,12	\$ 9,06	\$ 69,52
18	\$ 26,13	\$ 33,71	\$ 3,40	\$ 63,24	\$ 5,39	\$ 2,91	\$ 1,16	\$ 9,47	\$ 72,71
19	\$ 27,33	\$ 35,26	\$ 3,56	\$ 66,15	\$ 5,64	\$ 3,04	\$ 1,21	\$ 9,89	\$ 76,04
20	\$ 28,59	\$ 36,88	\$ 3,72	\$ 69,20	\$ 5,90	\$ 3,17	\$ 1,27	\$ 10,34	\$ 79,53
21	\$ 29,91	\$ 38,58	\$ 3,89	\$ 72,38	\$ 6,17	\$ 3,31	\$ 1,32	\$ 10,80	\$ 83,18
22	\$ 31,28	\$ 40,35	\$ 4,07	\$ 75,71	\$ 6,46	\$ 3,45	\$ 1,38	\$ 11,29	\$ 86,99

Tabla E13. Costos de operación por manufactura para la planta de producción de combustibles Fischer-Tropsch. Fuente: Autores

ANEXO F. FLUJO DE CAJA

En las tablas F1, F2 y F3 se presentan los flujos de caja realizados para calcular los parámetros de factibilidad, valor presente neto (VPN) y tasa interna de retorno (TIR) para las plantas de producción de hidrógeno, metanol y combustibles Fischer-Tropsch respectivamente.

Los valores dados en las tablas se presentan en miles de millones de pesos (MM COP), y los números en paréntesis hacen referencia a valores negativos.

Tabla. Flujo de caja del proyecto de producción de Hidrógeno [MM COP]						Método Sin Oportunidad		Método Con Oportunidad	
Año	Inversión	dk Depreciación	R Ventas	COM Costo Operación	Ganancias después de impuestos	Flujo de caja	Flujo de caja Acumulado	Flujo de caja	Flujo de caja Acumulado
0	\$ (3,49)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ (3,49)	\$ (3,49)	\$ (3,49)	\$ (3,49)
1	\$ (209,26)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ (209,26)	\$ (212,75)	\$ (190,24)	\$ (193,73)
2	\$ (191,83)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ (191,83)	\$ (404,58)	\$ (158,53)	\$ (352,26)
3	\$ -	\$ 74,49	\$ 97,46	\$ 37,91	\$ 62,99	\$ 62,99	\$ (341,59)	\$ 47,33	\$ (304,94)
4	\$ -	\$ 53,21	\$ 106,74	\$ 39,65	\$ 63,90	\$ 63,90	\$ (277,68)	\$ 43,65	\$ (261,29)
5	\$ -	\$ 38,00	\$ 116,90	\$ 41,46	\$ 66,83	\$ 66,83	\$ (210,85)	\$ 41,50	\$ (219,79)
6	\$ -	\$ 27,15	\$ 128,02	\$ 43,36	\$ 71,44	\$ 71,44	\$ (139,42)	\$ 40,32	\$ (179,47)
7	\$ -	\$ 19,39	\$ 140,20	\$ 45,35	\$ 77,51	\$ 77,51	\$ (61,91)	\$ 39,77	\$ (139,69)
8	\$ -	\$ 13,85	\$ 153,55	\$ 47,43	\$ 84,91	\$ 84,91	\$ 23,00	\$ 39,61	\$ (100,08)
9	\$ -	\$ 9,89	\$ 168,16	\$ 49,61	\$ 93,58	\$ 93,58	\$ 116,58	\$ 39,69	\$ (60,40)
10	\$ -	\$ -	\$ 184,16	\$ 51,88	\$ 101,88	\$ 101,88	\$ 218,46	\$ 39,28	\$ (21,12)
11	\$ -	\$ -	\$ 201,68	\$ 54,26	\$ 113,55	\$ 113,55	\$ 332,00	\$ 39,80	\$ 18,68
12	\$ -	\$ -	\$ 220,88	\$ 56,75	\$ 126,41	\$ 182,22	\$ 514,22	\$ 58,06	\$ 76,74
13	\$ -	\$ -	\$ 241,90	\$ 59,35	\$ 140,60	\$ 140,60	\$ 654,82	\$ 40,73	\$ 117,46
14	\$ -	\$ -	\$ 264,92	\$ 62,08	\$ 156,24	\$ 156,24	\$ 811,05	\$ 41,14	\$ 158,61
15	\$ -	\$ -	\$ 290,13	\$ 64,92	\$ 173,46	\$ 173,46	\$ 984,52	\$ 41,53	\$ 200,13
16	\$ -	\$ -	\$ 317,73	\$ 67,90	\$ 192,44	\$ 192,44	\$ 1.176,95	\$ 41,88	\$ 242,01
17	\$ -	\$ -	\$ 347,97	\$ 71,01	\$ 213,33	\$ 213,33	\$ 1.390,28	\$ 42,21	\$ 284,22
18	\$ -	\$ -	\$ 381,08	\$ 74,27	\$ 236,33	\$ 236,33	\$ 1.626,60	\$ 42,51	\$ 326,72
19	\$ -	\$ -	\$ 417,35	\$ 77,68	\$ 261,64	\$ 261,64	\$ 1.888,24	\$ 42,78	\$ 369,50
20	\$ -	\$ -	\$ 457,06	\$ 81,24	\$ 289,48	\$ 289,48	\$ 2.177,73	\$ 43,03	\$ 412,53
21	\$ -	\$ -	\$ 500,56	\$ 84,97	\$ 320,12	\$ 320,12	\$ 2.497,84	\$ 43,26	\$ 455,79
22	\$ 55,80	\$ -	\$ 548,19	\$ 88,86	\$ 353,81	\$ 353,81	\$ 2.851,65	\$ 43,46	\$ 499,25

Tabla F1. Flujo de caja del proyecto para la planta de producción de hidrógeno. Fuente: Autores

Tabla. Flujo de caja del proyecto de producción de metanol [MMCOP]						Método Sin Oportunidad		Método Con Oportunidad	
Año	Inversión	dk Depreciación	R Ventas	COM Costo operación	Ganancias después de impuestos	Flujo de caja	Flujo de caja Acumulado	Flujo de caja	Flujo de caja Acumulado
0	\$ (3,17)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ (3,17)	\$ (3,17)	\$ (3,17)	\$ (3,17)
1	\$ (190,09)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ (190,09)	\$ (193,25)	\$ (172,81)	\$ (175,97)
2	\$ (174,25)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ (174,25)	\$ (367,50)	\$ (144,00)	\$ (319,98)
3	\$ -	\$ 67,66	\$ 166,14	\$ 132,61	\$ 39,81	\$ 39,81	\$ (327,69)	\$ 29,91	\$ (290,07)
4	\$ -	\$ 48,33	\$ 176,99	\$ 140,83	\$ 38,98	\$ 38,98	\$ (288,70)	\$ 26,63	\$ (263,44)
5	\$ -	\$ 34,52	\$ 188,56	\$ 147,30	\$ 39,75	\$ 39,75	\$ (248,95)	\$ 24,68	\$ (238,76)
6	\$ -	\$ 24,66	\$ 200,88	\$ 154,07	\$ 41,78	\$ 41,78	\$ (207,17)	\$ 23,59	\$ (215,17)
7	\$ -	\$ 17,61	\$ 214,01	\$ 161,15	\$ 44,85	\$ 44,85	\$ (162,32)	\$ 23,01	\$ (192,16)
8	\$ -	\$ 12,58	\$ 228,00	\$ 168,56	\$ 48,78	\$ 48,78	\$ (113,54)	\$ 22,76	\$ (169,40)
9	\$ -	\$ 8,99	\$ 242,90	\$ 176,31	\$ 53,50	\$ 53,50	\$ (60,04)	\$ 22,69	\$ (146,71)
10	\$ -	\$ -	\$ 258,77	\$ 184,41	\$ 57,45	\$ 57,45	\$ (2,59)	\$ 22,15	\$ (124,56)
11	\$ -	\$ -	\$ 275,68	\$ 192,88	\$ 63,98	\$ 63,98	\$ 61,38	\$ 22,42	\$ (102,14)
12	\$ -	\$ -	\$ 293,70	\$ 201,75	\$ 71,06	\$ 121,75	\$ 183,14	\$ 38,79	\$ (63,35)
13	\$ -	\$ -	\$ 312,89	\$ 211,02	\$ 78,75	\$ 78,75	\$ 261,88	\$ 22,81	\$ (40,54)
14	\$ -	\$ -	\$ 333,34	\$ 220,72	\$ 87,07	\$ 87,07	\$ 348,95	\$ 22,93	\$ (17,61)
15	\$ -	\$ -	\$ 355,12	\$ 230,87	\$ 96,08	\$ 96,08	\$ 445,03	\$ 23,00	\$ 5,39
16	\$ -	\$ -	\$ 378,33	\$ 241,48	\$ 105,83	\$ 105,83	\$ 550,86	\$ 23,03	\$ 28,43
17	\$ -	\$ -	\$ 403,05	\$ 252,58	\$ 116,38	\$ 116,38	\$ 667,25	\$ 23,03	\$ 51,45
18	\$ -	\$ -	\$ 429,39	\$ 264,18	\$ 127,79	\$ 127,79	\$ 795,03	\$ 22,98	\$ 74,43
19	\$ -	\$ -	\$ 457,45	\$ 276,33	\$ 140,11	\$ 140,11	\$ 935,14	\$ 22,91	\$ 97,34
20	\$ -	\$ -	\$ 487,34	\$ 289,03	\$ 153,42	\$ 153,42	\$ 1.088,57	\$ 22,81	\$ 120,15
21	\$ -	\$ -	\$ 519,19	\$ 302,31	\$ 167,79	\$ 167,79	\$ 1.256,36	\$ 22,67	\$ 142,82
22	\$ 50,69	\$ -	\$ 553,12	\$ 316,21	\$ 183,30	\$ 183,30	\$ 1.439,67	\$ 22,52	\$ 165,34

Tabla F2. Flujo de caja del proyecto para la planta de producción de metanol. Fuente: Autores

Tabla. Flujo de caja del proyecto de producción de Fisher Tropsch [MM COP]						Método Sin Oportunidad		Método Con Oportunidad	
Año	Inversión	dk Depreciación	R Ventas	COM Costo operación	Ganancias después de impuestos	Flujo de caja	Flujo de caja Acumulado	Flujo de caja	Flujo de caja Acumulado
0	\$ (4,29)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ (4,29)	\$ (4,29)	\$ (4,29)	\$ (4,29)
1	\$ (257,51)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ (257,51)	\$ (261,80)	\$ (234,10)	\$ (238,39)
2	\$ (236,05)	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ (236,05)	\$ (497,85)	\$ (195,08)	\$ (433,47)
3	\$ -	\$ 91,66	\$ 101,26	\$37,11	\$ 70,48	\$ 70,48	\$ (427,37)	\$ 52,95	\$ (380,52)
4	\$ -	\$ 65,47	\$ 110,33	\$38,81	\$ 70,13	\$ 70,13	\$ (357,24)	\$ 47,90	\$ (332,62)
5	\$ -	\$ 46,77	\$ 120,20	\$40,59	\$ 72,06	\$ 72,06	\$ (285,18)	\$ 44,74	\$ (287,88)
6	\$ -	\$ 33,40	\$ 130,96	\$42,45	\$ 75,84	\$ 75,84	\$ (209,34)	\$ 42,81	\$ (245,07)
7	\$ -	\$ 23,86	\$ 142,68	\$44,40	\$ 81,17	\$ 81,17	\$ (128,17)	\$ 41,66	\$ (203,41)
8	\$ -	\$ 17,04	\$ 155,45	\$46,44	\$ 87,88	\$ 87,88	\$ (40,29)	\$ 40,99	\$ (162,42)
9	\$ -	\$ 12,17	\$ 169,36	\$48,57	\$ 95,83	\$ 95,83	\$ 55,54	\$ 40,64	\$ (121,78)
10	\$ -	\$ -	\$ 184,52	\$50,79	\$ 102,99	\$ 102,99	\$ 158,53	\$ 39,71	\$ (82,07)
11	\$ -	\$ -	\$ 201,03	\$53,12	\$ 113,92	\$ 113,92	\$ 272,45	\$ 39,93	\$ (42,14)
12	\$ -	\$ -	\$ 219,02	\$55,56	\$ 125,91	\$ 194,57	\$ 467,03	\$ 62,00	\$ 19,86
13	\$ -	\$ -	\$ 238,63	\$58,11	\$ 139,04	\$ 139,04	\$ 606,07	\$ 40,28	\$ 60,13
14	\$ -	\$ -	\$ 259,98	\$60,77	\$ 153,44	\$ 153,44	\$ 759,51	\$ 40,41	\$ 100,54
15	\$ -	\$ -	\$ 283,25	\$63,56	\$ 169,22	\$ 169,22	\$ 928,73	\$ 40,51	\$ 141,05
16	\$ -	\$ -	\$ 308,60	\$66,47	\$ 186,50	\$ 186,50	\$ 1.115,24	\$ 40,59	\$ 181,64
17	\$ -	\$ -	\$ 336,22	\$69,52	\$ 205,43	\$ 205,43	\$ 1.320,67	\$ 40,64	\$ 222,28
18	\$ -	\$ -	\$ 366,32	\$72,71	\$ 226,16	\$ 226,16	\$ 1.546,83	\$ 40,68	\$ 262,96
19	\$ -	\$ -	\$ 399,10	\$76,04	\$ 248,84	\$ 248,84	\$ 1.795,67	\$ 40,69	\$ 303,65
20	\$ -	\$ -	\$ 434,82	\$79,53	\$ 273,67	\$ 273,67	\$ 2.069,34	\$ 40,68	\$ 344,32
21	\$ -	\$ -	\$ 473,74	\$83,18	\$ 300,84	\$ 300,84	\$ 2.370,18	\$ 40,65	\$ 384,98
22	\$ 68,67	\$ -	\$ 516,14	\$86,99	\$ 330,56	\$ 330,56	\$ 2.700,74	\$ 40,61	\$ 425,59

Tabla F3. Flujo de caja del proyecto para la planta de combustibles Fischer-Tropsch. Fuente: Autores

ANEXO G. EXTERNALIDADES AMBIENTALES

En la tabla G1 se presenta el valor asociado a cada externalidad ambiental, correspondiente a la disposición a pagar en Colombia, WTP, para cada caso.

Externalidad Ambiental	WTP Colombia [COP]
kg CO2	\$ 82,01
kg NOx	\$ 1.589,50
kg SO2	\$ 2.440,31
kg CO	\$ 246,02
MJ Energía fósil	\$ 1,28

Tabla G1. Valor asociado a cada externalidad en Colombia. Fuente: Autores.

La tabla G2 reporta la cantidad de externalidades ambientales generadas por cada planta según la categoría de impacto.

Categoría de Impacto	Unidad	Diésel	Hidrógeno	Metanol	Nafta
Calentamiento Global	kg CO2 eq	70.853.555	107.955.898	207.162.322	22.526.529
Dstrucción de la Capa de Ozono	kg CO2 eq	177	305	698	56
Oxidación Fotoquímica	kg CO eq	4.259.417	7.137.749	15.803.428	1.354.216
Acidificación	kg SO2 eq	951.289	1.554.454	3.308.413	302.136
Eutrofización	kg NOx eq	219.411	335.570	632.666	69.929
Energía Fósil No Renovable	MJ eq	1.109.078.135	1.731.159.796	3.463.011.946	352.269.452

Tabla G2. Cantidad de externalidades generadas por cada planta. Fuente: Autores

El costo total de cada externalidad para cada planta se presenta en la tabla G3.

	Diésel	Nafta	Fisher Tropsch	Metanol	Hidrógeno
CO2 [COP]	\$5.810.388.219	\$1.847.301.457	\$7.657.689.675	\$16.988.470.221	\$8.852.988.043
CFC [COP]	\$14.537	\$4.614	\$19.152	\$57.269	\$24.997
CO [COP]	\$1.047.888.239	\$333.159.874	\$1.381.048.113	\$3.887.908.608	\$1.756.006.154
SO2 [COP]	\$2.321.436.528	\$737.305.222	\$3.058.741.750	\$8.073.544.646	\$3.793.346.529
NOx [COP]	\$348.754.292	\$111.152.753	\$459.907.045	\$1.005.621.499	\$533.388.502
Energía Fósil [COP]	\$1.421.103.382	\$451.376.051	\$1.872.479.433	\$4.437.286.998	\$2.218.199.929
TOTAL	\$10.949.585.198	\$3.480.299.970	\$14.429.885.168	\$34.392.889.241	\$17.153.954.154

Tabla G3. Costo total de cada externalidad para cada planta. Fuente: Autores