EVALUACIÓN TECNO – ECONÓMICA DE LA PRODUCCIÓN DE BIO-AMONÍACO A PARTIR DEL RAQUIS DE PALMA AFRICANA

LUNA BARRIOS EMELIN JOHANY
PEREZ ZUÑIGA DIANA LUCIA

UNIVERSIDAD DE SAN BUENAVENTURA SECCIONAL CARTAGENA
FACULTAD DE INGENIERIA ARQUITECTURA ARTES Y DISEÑO
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
CARTAGENA DE INDIAS D. T Y C
2016

EVALUACIÓN TECNO – ECONÓMICA DE LA PRODUCCIÓN DE BIO-AMONIACO A PARTIR DEL RAQUIS DE PALMA AFRICANA

LUNA BARRIOS EMELIN JOHANY
PEREZ ZUÑIGA DIANA LUCIA

Trabajo de Grado presentado como requisito para optar al título de
Ingeniero Químico

DIRECTORES
José Daniel Marín Batista
Ingeniero Químico

Elissa Belén Benedetti Márquez
Ingeniera Química

UNIVERSIDAD DE SAN BUENAVENTURA SECCIONAL CARTAGENA
FACULTAD DE INGENIERIA ARQUITECTURA ARTES Y DISEÑO
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
CARTAGENA DE INDIAS D. T Y C
2016

NOTA DE ACEPTACIÓN

_____

_____

_____

_____

_____

_____

Firma del presidente del jurado

_____

Firma del jurado

_____

Firma del jurado

DEDICATORIA

A mi madre, Belinda Barrios, por apoyarme en cada una de las locuras que se me ocurren día a día y por siempre tener fe y confianza en mí; a mi padre, Julio Luna, también por su apoyo durante estos años; y a mi perrita, la difunta Pak Ha, porque siempre se quedó despierta junto a mi silla, acompañándome todas esas noches de desvelo a lo largo de la carrera. Por último, a Dios, por ayudarme a través de mis padres a alcanzar las metas proyectadas.

EMELIN JOHANY LUNA BARRIOS

A Dios por su ayuda incondicional, amor y fortaleza, a mis padres Brunilda Zúñiga Cassiani y Manuel Antonio Pérez Ledesma por su amor, cooperación y paciencia, a mis hermanos Jhon Jairo Pérez Zúñiga, Elkin Manuel Pérez Castellar y Karina Isabel Pérez Zúñiga por haber estado en el transcurso de mi vida universitaria, a mi abuela Alba Rosa Cassiani Sosa por todo su apoyo tanto académico como espiritual.

DIANA LUCIA PEREZ ZUÑIGA

AGRADECIMIENTOS

A Dios y a mis padres, por permitir que todo esto fuera posible.

Me gustaría agradecer mucho a los profesores que me hicieron aterrizar al inicio de mis estudios en la USB (estaba un poco descentralizada cabe decir), y estos son: Lácidez Guzmán y Julio Castro Garcés. Sin su influencia, la carrera me habría consumido.

A Luis Miguel Rangel, por apoyarnos en todos los procesos referentes a traducción de los productos generados de esta investigación y de referencias; y por brindarme su amor, apoyo y compañía.

A todos los profesores que de alguna u otra manera han intervenido en la construcción de este proyecto, principalmente a José Marín, Elissa Benedetti, Ángel González Delgado, Yeimmy Peralta, Eduardo Sánchez y demás.

A la Universidad de San Buenaventura, por llevar mí proceso de formación y por todos los buenos recuerdos que me llevo de ella.

EMELIN JOHANY LUNA BARRIOS

A Dios muchas gracias por ser mi guía, mi fortaleza, mi motor, por darme todas las capacidades que me ayudaron en mi carrera profesional, por ser el mejor amigo y padre.

A mis padres por su apoyo y ayuda constante, por su amor y compañía.

A mis hermanos y demás familiares por su presencia y palabras de ánimo.

A los profesores Elissa Belén Benedetti Márquez, José Daniel Marín Batista, Ángel Darío González Delgado, Yeimmy Peralta Ruiz, Adalberto Matute Towinson y Vicente Vargas Cera, por los conocimientos aportados, consejos y dedicación constante para que este trabajo se realizara.

A la Universidad de San Buenaventura seccional Cartagena, por haber sido mi segunda casa durante mi vida universitaria.

DIANA LUCIA PEREZ ZUÑIGA

CONTENIDO

Pág.

1. PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN 1
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA 1
1.2 FORMULACIÓN DEL PROBLEMA 3
1.3 JUSTIFICACIÓN 3
1.4 OBJETIVOS 4
1.4.1 Objetivo general 4
1.4.2 Objetivos específicos 4
2. MARCO DE REFERENCIA 6
2.1 ANTECEDENTES INVESTIGATIVOS 6
2.2 MARCO TEÓRICO 10
2.2.1 El Amoniaco 10
2.2.2 Producción de Amoniaco 11
2.2.3 El uso de biomasa lignocelulosa como sustituta de los combustibles fósiles 12
2.2.4 Rendimiento del proceso de síntesis de amoniaco por la gasificación de diferentes tipos de combustibles fósiles y biomasa. 12
2.2.5 La Palma Africana 13
2.2.6 Gas de síntesis (*syngas*) 16
2.2.7 Análisis Económico 16
2.3 MARCO CONCEPTUAL 18
2.4 MARCO LEGAL 20
2.4.1 Normativas de la industria palmera y entes reguladores 20
2.4.2 Normativas de la industria de los fertilizantes colombiana y sus entes reguladore... 21
2.4.3 Normativas del sector agropecuario y sus entes reguladores 21
3. DISEÑO METODOLÓGICO 22
3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN. 22
3.2 DISEÑO ADOPTADO 22
3.3 ENFOQUE ADOPTADO 23

3.4 TÉCNICAS DE RECOLECCIÓN DE LA INFORMACIÓN. 23
3.4.1 Fuentes primarias 23
3.4.2 Fuentes secundarias 24
3.5 HIPÓTESIS. 24
3.6 VARIABLES. 24
3.7 OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES. 24
3.8 PROCESAMIENTO DE LA INFORMACIÓN 25
3.8.1 SIMULACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BIO-AMONIACO A PARTIR DEL RAQUIS DE PALMA AFRICANA. 25
3.8.2 METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIO-AMONIACO A PARTIR DE RAQUIS DE PALMA AFRICANA.. 43
4. PRESENTACIÓN Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS 49
4.1 ANÁLISIS TÉCNICO DE LA PRODUCCIÓN DE BIO-AMONIACO A PARTIR DEL RAQUIS DE PALMA AFRICANA. 49
4.2 ANÁLISIS ECONOMICO DE LA PRODUCCIÓN DE BIO-AMONIACO A PARTIR DEL RAQUIS DE PALMA AFRICANA. 54
4.2.2 Análisis de rentabilidad de la planta de producción de bio-amoniaco 56
4.2.3 Análisis del punto de equilibrio 58
CONCLUSIONES 61
RECOMENDACIONES 63
REFERENCIAS 64
ANEXOS 72

LISTA DE FIGURAS

Pág.

Figura 1. Localización geográfica de cultivos y plantas de beneficio de la Palma Africana en Colombia. 15
Figura 2. Análisis de punto de equilibrio. 18
Figura 3. Diagrama de bloques de la producción de bio-amoniaco a partir de biomasa. 27
Figura 4. Pre-tratamiento del Raquis de Palma Africana. 29
Figura 5. Balance de materia del gasificador. 30
Figura 6. Sistema de compresión primario y Quencher. 33
Figura 7. Sistema Booster. 34
Figura 8. Sistema de torres de destilación. 36
Figura 9. Equipos del sistema de Shift. 38
Figura 10. Simulación del proceso de limpieza y acondicionamiento. 40
Figura 11. Diagrama de flujo de la síntesis de bio-amoniaco. 42
Figura 12. Síntesis de bio-amoniaco. 42
Figura 13. Composición de las corrientes de salida del reactor de shift con diferentes radios $[H_2O]/[CO]$. 50
Figura 14. Variación de la corriente de hidrógeno. 51
Figura 15. Costos directos, fijos y generales de manufactura. 55
Figura 16. Valor presente neto (VPN). 57
Figura 17. Diagrama de flujo de efectivo del proyecto. 58

LISTA DE TABLAS

Pág.

Tabla 1. Distribución de las corrientes de producto en los molinos de aceite de palma. 14
Tabla 2. Composición Orgánica e Inorgánica del Raquis de Palma Africana. 28
Tabla 3. Composición del gas de síntesis a la salida del gasificador. 31
Tabla 4. Balance de materia del sistema de gasificación de la biomasa expresado en Kg/Kg NH_3 31
Tabla 5. Solubilidad del CO_2 en agua a diferentes temperaturas y presiones. 37
Tabla 6. Condiciones de la reacción Shift a altas temperaturas. 38
Tabla 7. Costos de la materia prima. 44
Tabla 8. Costos de los servicios industriales. 44
Tabla 9. Composición del gas de síntesis a la salida del gasificador (mol/h) 49
Tabla 10. Composición del gas de síntesis a la entrada y salida de la unidad de scrubbing en Kmol/h 49
Tabla 11. Composición del gas de síntesis de las etapas de HTS, LTS y del tambor de flash en Kmol/h 52
Tabla 12. Composición de la corriente de salida en la etapa de extracción de gases ácidos (mol/mol). 53
Tabla 13. Rendimiento de la síntesis de amoniaco 53
Tabla 14. Costos de manufactura: Directos, fijos y generales. 54
Tabla 15. Costos que integran el costo total de manufactura. 56
Tabla 16. Parámetros especificados para el análisis de rentabilidad de la planta de bio-amoniaco. 56
Tabla 17. Costos asociados al análisis del punto de equilibrio. 59

LISTA DE ANEXOS

Pág.

ANEXO A. Descripción de las corrientes de la etapa de pre-tratamiento. 72
ANEXO B. Condiciones de diseño de las torres de destilación. 73
ANEXO C. Sistema de destilación de alta presión y condiciones de la corriente de entrada y de salida. 74
ANEXO D. Diagrama de bloques de la planta de separación de aire para el suministro del gasificador y para la síntesis de amoniaco. 75
ANEXO E. Propiedades físicas del DEPG (Selexol™). 76
ANEXO F. Especificaciones de equipos del proceso de absorción. 77
ANEXO G. Descripción de las corrientes de la etapa de la Síntesis de bio-amoniaco. 72
ANEXO H. Condiciones operacionales del sistema de compresión primario y Quencher 75
ANEXO I. Condiciones operacionales del sistema Booster. 76
ANEXO J. Factores que intervienen en la evaluación del costo de capital. 77
ANEXO K. Equipos utilizados en las etapas del proceso de obtención de bio-amoniaco. 78
ANEXO L. Factores que intervienen en la evaluación del costo de manufactura. 79
ANEXO M. Gasificador de lecho entrante y condiciones de operación. 80

EVALUACIÓN TECNO – ECONÓMICA DE LA PRODUCCIÓN DE BIO- AMONÍACO A PARTIR DEL RAQUIS DE PALMA AFRICANA

1. PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El incremento de la población mundial en los últimos años promueve un reto constante a la agricultura al exigir una mayor velocidad de producción de alimentos manteniendo la misma área de cultivo. Los fertilizantes, son utilizados para incrementar los rendimientos de producción al proveer a los suelos nutrientes adicionales que facilitan el crecimiento del cultivo [1]. El amoniaco (NH_3), es una de las sustancias químicas inorgánicas con mayor demanda a nivel mundial, empleada en la fabricación de fertilizantes nitrogenados. Para el año 2012, la producción global de amoniaco alcanzó las 138 Mt. y se espera potencialmente incrementarse a 239 Mt. hacia el año 2020, junto con la demanda de fertilizantes para la agroindustria [2].

Se estima que más del 95% del amoniaco producido en el mundo se obtiene del gas natural mediante el proceso Haber-Bosch [3]. Este proceso es precedido por una serie de etapas, en las que el metano disponible en el gas natural es reformado hasta *syngas* (mezcla gaseosa conformada por H_2, CO_2, CO, CH_4 y H_2S). Posteriormente, el *syngas* es enriquecido y purificado hasta obtener hidrógeno con una pureza del 99% [3]. La etapa de producción del *syngas* representa un cuello de botella desde el punto de vista económico, debido a su dependencia por los costos y disponibilidad del gas natural en el mercado [4]. Adicionalmente, este fenómeno implica un costo elevado en el precio comercial del fertilizante que por ende encarece los costos por hectárea de cultivo [3].

La gasificación es considerada una tecnología eficiente para la obtención de *syngas* a partir de la biomasa. Este proceso permite aprovechar el potencial energético de los residuos agroindustriales al convertirlos en combustibles gaseosos (*syngas*) a través de su calentamiento en presencia de un agente gasificante (aire, oxígeno y/o vapor) [5].

Diferentes Procesos para producir amoniaco a través de la gasificación de biomasas como la madera de pino y la tuza de maíz han sido propuestos [6, 7, 2]. Gilbert e investigadores (2013) lograron un rendimiento de 0,28 kg de NH_3/kg de biomasa a través de la gasificación de madera del pino. Los investigadores demostraron que al remplazar el gas natural por la biomasa se logró una

reducción en la emisión del CO_2 hasta en un 65% en comparación al proceso tradicional. Además, se concluyó que el invertir para llevar este proceso a escala industrial era una apuesta arriesgada, debido a la intensa sensibilidad de la tasa interna de retorno (TIR) a la fluctuación del precio del NH_3 en el mercado y al de la biomasa durante los años en los que se llevó a cabo el análisis económico, por lo que se recomendó conseguir acuerdos de costos permanentes en periodos extensos de tiempo con los proveedores de la biomasa. También, Andersson y Lundgren [2] evaluaron la síntesis de amoniaco usando para la gasificación pulpa a través de un proceso integrado energética y másicamente, en el que se disminuyó un 10% el consumo de energía con relación al proceso tradicional. Sin embargo, concluyeron que para obtener utilidades significativas del proceso, era necesario vender a un precio en el mercado para el NH_3 más alto que el presente al momento de realizar el análisis.

Colombia es el cuarto productor mundial de palma africana al alcanzar velocidades de producción de 1.15 Mt/año [6]. Los cultivos de palma en Colombia son destinados para la obtención de aceite rojo en el cual se obtiene raquis como principal residuo de la operación de desfrutado [7]. De acuerdo con la bibliografía, al procesar la palma se genera una cantidad de raquis aproximada de 0.23 Mt/año, equivalente al 20% en masa de cultivo [8]. La inadecuada disposición del raquis genera un impacto ambiental negativo, el cual es mitigado bajo el uso de tecnologías como gasificación, compostaje y aplicaciones como pavimentos artesanales en las zonas aledañas a los cultivos [9].

La gasificación del raquis presenta ventajas significativas frente a las demás tecnologías aplicadas para su tratamiento. Entre estas, se puede resaltar la facilidad con la que se transforman grandes volúmenes de biomasa con bajo tiempo de retención; proceso que a su vez genera *syngas;* sustancia que se utiliza para la síntesis de químicos de alto valor o para producir energía. Debido a que el proceso de síntesis de amoniaco es completamente independiente de la ruta que se siga para la producción del *syngas* (reformado, separación por membranas, gasificación, etc.) [10], es posible reemplazar la materia prima con que se obtiene este gas de síntesis (el gas natural o el carbón) y las tecnologías encargadas de transformarla en el proceso tradicional; por otros *commodities* y métodos menos contaminantes, como ejemplo el raquis de palma africana y la gasificación.

La factibilidad de sustituir el gas natural por el raquis de palma africana puede medirse a partir de herramientas como el análisis técnico y económico. El análisis técnico permite medir la complejidad del nuevo proceso en términos de equipos,

además de la sensibilidad y la eficiencia de las operaciones propuestas ante perturbaciones externas, como la disponibilidad de la materia prima y servicios industriales, mientras que el análisis económico permite conocer cuan rentable es adaptar el proceso a la nueva biomasa [11].

Teniendo en cuenta lo anterior, en el presente proyecto se pretende evaluar los efectos técnicos y económicos de reemplazar el gas natural por el raquis de la palma africana como materia prima en la producción de bio- amoniaco a través de la herramienta de simulación, para determinar la factibilidad de su escalamiento a nivel industrial.

1.2 FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

¿Cuál es la viabilidad tecno-económica de la producción de Bio-amoniaco utilizando Raquis de Palma Africana como recurso sustituto del gas natural?

1.3 JUSTIFICACIÓN

Actualmente**,** el uso del amoniaco es tan amplio que representa para los productores un reto grande ante la apertura de mercados y la agudización de la competencia, resultando para ellos una necesidad la mejora sustancial y sostenida en sus procesos para lograr un nivel de competitividad global y de excelencia operativa, lo que les permitirá resistir y crecer en un mercado ampliado o global. Con el objetivo de disminuir el impacto negativo a nivel industrial, se ha optado por hacer uso de biomasa con alto nivel lignocelulosico como materia prima para la producción del *syngas,* sustancia fuente del H_2 para el proceso de obtención de amoniaco.

El aprovechamiento de los subproductos de la palma africana puede traer beneficios económicos a largo plazo, obtener hidrógeno a partir del raquis de la palma para la producción de bio-amoniaco representa una alternativa muy llamativa para aportar a la disminución de agentes contaminantes al medio, reducir costos debido a la obtención del gas natural u otra materia prima y darle uso a un residuo que actualmente es considerado un contaminante y no se le atribuyen muchas utilidades.

El desarrollo de este proyecto beneficia a la sociedad, porque el amoniaco es principalmente utilizado para la producción de fertilizantes, los cuales brindan una mayor calidad y cantidad de cultivos para abastecer las necesidades alimenticias de la comunidad; a las industrias, debido a que la principal ventaja que tiene la utilización de fertilizantes está relacionada con la producción agrícola, el 90% del

consumo de alimentos proviene de campos ya cultivados, en los cuales los fertilizantes juegan un papel importante, incrementando así los ingresos económicos, así mismo a los productores de palma , convirtiendo el raquis en una fuente apta para la producción de amoniaco y así por medio de la reducción de emisiones disminuir la huella de carbono, en última instancia a los autores ya que éste se constituye en una herramienta que refuerza sus conocimientos en el modelado y simulación de procesos industriales que les permita mejores desempeños y eficiencia en la toma de decisiones.

El proyecto es pertinente institucionalmente, porque la Universidad de San Buenaventura busca que sus estudiantes desarrollen competencias investigativas para plantear nuevas ideas, innovar y resolver problemas que se presentan día a día en nuestra sociedad [12]. Así mismo, esta será un aporte importante a la línea de investigación de la facultad de Ingenierías, Arquitectura, Artes y Diseño, porque la Ingeniería de proceso tiene como objetivo el analizar y modificar los procesos industriales para lograr una mayor eficiencia, rentabilidad y el desarrollo de nuevos productos que generen menos impactos negativos al medio ambiente.

El creciente incremento del uso de los sistemas computacionales para la solución de problemas en la Ingeniería Química, ha generado la necesidad de obtener modelos matemáticos de los procesos, que pretender reproducir el comportamiento de los procesos reales, y que al ser resueltos permiten saber o visualizar el comportamiento del sistema bajo circunstancias diversas [13].

Este proyecto es viable porque la herramienta básica para la realización del proyecto es un ambiente de simulación, Aspen Tech®, la licencia de este software la posee la Universidad, también los equipos de cómputo son herramientas que juegan un papel importante para este proyecto y su disponibilidad debe ser permanente.

1.4 OBJETIVOS

1.4.1 Objetivo general

Evaluar técnica y económicamente la producción de Bio- amoniaco a partir del Raquis de la Palma Africana a nivel industrial utilizando simulación de procesos.

1.4.2 Objetivos específicos

Definir las etapas del proceso de producción de Bio-amoniaco, aprovechando el Raquis de Palma Africana como materia prima a evaluar.

Simular el proceso de obtención de Bio-amoniaco propuesto utilizando el software especializado Aspen Tech® con el fin de evaluar su viabilidad técnica.

Evaluar la viabilidad económica de la ruta de producción de Bio - amoniaco a partir del Raquis de la Palma Africana.

2. MARCO DE REFERENCIA

2.1 ANTECEDENTES INVESTIGATIVOS

Una de las industrias químicas más grandes es la especializada en la producción de fertilizantes a base de compuestos nitrogenados; sustancias que pueden ser fácilmente absorbidas por las plantas, aportando de manera constante los nutrientes necesarios para una buena cosecha. Actualmente, la materia prima principal para la síntesis de este tipo de productos para el agro es el amoniaco, compuesto químico cuya producción a nivel industrial representó la que se puede considerar una de las mayores proezas ingenieriles del siglo XX, además de ser uno de los procesos pioneros en la formación de la ciencia de la ingeniería química.

Las materias primas para la síntesis del amoniaco (NH_3) son el aire rico en nitrógeno (N_2) y el hidrógeno (H_2). Este último se obtiene por procesos de reformado de combustibles fósiles como el *Fuel-oil* y el gas natural. La transformación de los combustibles fósiles a H_2, y las enormes dimensiones que suelen tener las plantas de síntesis de NH_3, son factores que han convertido a esta industria en una de las que mayor contaminación genera en el mundo [14].

La gasificación de biomasa ha sido una actividad que ha construido sus raíces técnicas sobre los procesos de gasificación de carbón que fueron llevados a cabo durante la Segunda Guerra Mundial en países con muchos recursos carboníferos pero con pocos petrolíferos, como era el caso de Alemania, que a partir del proceso Fischer-Tropsch obtenían el combustible necesario para el transporte. A pesar de lo anterior, el proceso de gasificación de biomasa es un fenómeno que desde los inicios, el hombre ha practicado cuando éste conoció la consecuencia física de la combustión [15].

Por otro lado, los residuos provenientes de la industria agrícola que contienen un alto porcentaje en su composición química de celulosa, hemicelulosa y lignina son uno de los pilares en el desarrollo de los combustibles de segunda generación, además de ser una fuente de carbono muy prometedora al no representar su transformación una pérdida de recursos que podrían ser dirigidos al sostenimiento alimentario de la población humana. Por las causas anteriormente mencionadas, se ha venido formado en los últimos catorce años un enfoque investigativo, dirigido al uso de estos materiales en la síntesis de combustibles gaseosos, para uso en las industrias del amoniaco, metanol, monóxido de carbono, hidrógeno,

alcoholes, síntesis de combustibles líquidos por proceso Fischer-Tropsch, turbinas de gas y gas domiciliar.

La aplicación de la gasificación como una alternativa en la obtención de gas de síntesis para la producción de amoniaco es un proceso relativamente reciente. A nivel industrial, son alrededor de cuarenta plantas de síntesis de NH_3 a partir de gasificación de biomasa de pequeña y mediana escala las que se han emplazado en todo el mundo. Entre estas, la planta de la empresa Syngest, situada cerca de Menlo, en el estado de Iowa [16], al cual se le considera como el corazón del área con mayor producción de maíz en Estados Unidos. La planta de Bio-amoniaco se construyó en este lugar por la alta disponibilidad de desechos obtenidos del procesamiento de la mazorca; cuyo método de eliminación consistía principalmente en la quema. Este ejercicio representaba una gran problemática ambiental, que desencadenaba en sanciones por la violación de las políticas para la protección del medio y del ecosistema [17].

Como consecuencia de este fenómeno, se ha observado que la tendencia de las investigaciones recientes apunta a propuestas relacionadas con la disminución de las emisiones en las plantas de producción de amoniaco [18, 19, 17]. Una de las propuestas que ha despertado gran interés es la gasificación de biomasa lignocelulósica, procedimiento que ofrece solución a los problemas relacionados con la disponibilidad en el tiempo y el impacto ambiental que empañan a los combustibles fósiles como materia prima en la industria de fertilizantes [20].

La tecnología de la gasificación no se limita al residuo del maíz y la madera; también los residuos del arroz, caña, cacao y cualquier otro que tenga altos contenidos de hemicelulosa, celulosa y lignina entran en la lista de materiales aún no explorados que se pueden convertir en *syngas* para una producción de amoniaco limpia y sostenible [21, 22, 23], y ello se puede apreciar en las descripciones de las investigaciones realizadas con anterioridad sobre este tema. Algunos de estos trabajos científicos se describen a continuación.

En el año 2013, Paul Gilbert; Sarah Alexander; Patricia Thornley y John Brammer en el documento "*Assessing economically viable carbon reductions for the production of ammonia from biomass gasification"* [24], desarrollaron una investigación enfocada en la viabilidad ambiental y económica de utilizar biomasa como precursora del syngas para la síntesis de amoniaco. En este estudio se considera el uso potencial de la biomasa para reducir las emisiones de gases contaminantes del proceso de producción de amoniaco al reemplazar el proceso

de reformado de gas natural (hidrocarburo más utilizado para la síntesis del *syngas*) haciendo uso de vapor de agua, por biomasa gasificada.

La biomasa elegida para realizar el estudio fue obtenida de los bosques estatales de Polonia, caracterizada por ser altamente lignocelulósica y por la conveniencia en cuanto a la ruta de transporte desde el punto de recolección de la materia hasta la planta de producción. La tecnología de gasificación elegida está basada en el Proceso de Gasificación de Carbón (SCGP), que consiste en un proceso de secado presurizado que opera entre 1200-1600°C y 30-40 bar. Al gasificador se le suministra aire enriquecido con oxígeno molecular ($\sim 55\, wt\%\, O_2$) como agente gasificante. Para los propósitos de este estudio, el nivel de enriquecimiento de oxígeno molecular es seleccionado para mantener la temperatura de gasificación de 1200°C mientras que al mismo tiempo se provee la cantidad correcta de nitrógeno molecular para la síntesis del amoniaco.

Para el análisis de los resultados relacionados con las emisiones de carbono del proceso, el *Global Warming Potential* (GWP) fue la variable estudiada para comparar las emisiones de gases invernadero del proceso de producción de amoniaco a partir del reformado del gas natural y la gasificación de biomasa lignocelulósica. El GWP para el sistema de reformado de gas natural con vapor fue de 1.93 Kg CO_{2eq} /kg NH_3, mientras que para el proceso de gasificación de biomasa fue estimado por 0.67 CO_{2eq} /kg NH_3. Por lo tanto, la cantidad de dióxido de carbono que no se emitió al medio ambiente fue de 1.26 Kg CO_{2eq} /kg NH_3, un 65% aproximadamente.

Por su parte, Jim Andersson y Joakin Lundgren [2] en 2014 llevaron a cabo el análisis sobre la producción de amoniaco a partir de la gasificación de pulpa y papel de una planta existente a través del uso de un modelo de integración de procesos. Se consideró como la restricción más importante del modelo el mantener la producción de la pulpa y el consecuente balance de las corrientes de proceso. El modelo de integración de procesos se basó en la programación matemática basada en la *Mixed Integer Linear Programming* (MILP).

El modelo del gasificador se basó en la tecnología PEBG (*Pressurized Entrained Flow Gasifier*) y creado en Aspen Plus. Los flujos de entrada al gasificador se tomaron en el rango usual de operación de 1200-1800°C y un rango de presiones de 20-70 bar.

La eficiencia energética del sistema integrado fue calculada haciendo uso de equivalentes de electricidad. Para el sistema no integrado, esta fue del 44% (calculado como equivalentes energéticos). Este resultado incluye la entrega de cerca de 188 GW h de calor por año al sistema de calefacción de la planta de amoniaco en cuestión.

Como la razón de ser del presente trabajo investigativo es la evaluación técnica y económica de la síntesis de amoniaco a partir de la gasificación de Raquis de Palma Africana, se hace necesario realizar revisiones sobre las condiciones bajo las cuales la gasificación de esta materia prima se lleva a cabo, considerando esta etapa como el punto crítico del proceso; ya que en las investigaciones anteriormente citadas, la materia prima aplicada alrededor de la cual se llevaron a cabo los estudios no posee características idénticas del Raquis de Palma Africana.

En 2009, Ogi, Nakanishi, Fokuda y Matsumoto en su proyecto titulado *"Gasification of oil palm residues (EmptyFruitBunch) in anentrained-flowGasifier"* [25] evaluaron la composición del gas de síntesis formado de la gasificación bajo diferentes condiciones de radio atómico $[H_2O]/[C]$ y $[O_2]/[C]$ para conocer bajo que valores de estos parámetros se obtiene el radio atómico $[H_2]/[CO]$ más alto entre el rango de 1.8 – 3.9 que se registra para este valor. El gasificador (tipo lecho entrante) tuvo una longitud de 100 cm y un diámetro de 10 cm; y se hizo uso de oxígeno y agua en diferentes proporciones como agente gasificante. El reactor fue calentado a hasta los 900°C en una atmósfera de nitrógeno.

En los resultados se observó que con un radio atómico para $[H_2O]/[C]$ de dos y uno y para $[O_2]/[O]$ de 0,35 se logra un radio de $[H_2]/[CO]$ de 2,7, el cual es aceptable para la síntesis de combustibles líquidos. Además, bajo estas condiciones se logró una conversión del 99,5% del carbono atómico presente en la muestra gasificada; mientras que un porcentaje de 2,8% en sólidos (compuesto por *char* que no reaccionó y las cenizas) y un porcentaje aproximado de 0,1% en *tar* se obtuvieron como subproductos; valores que son aceptables para los procesos de síntesis aguas abajo a la etapa de gasificación.

En 2009, Mohammed y colaboradores en su estudio titulado *"Air Gasification of empty fruit bunch for hydrogen-rich gas production in a fluidized-bed reactor"* [26] llevaron a cabo el estudio de la composición del gas de síntesis obtenido de la gasificación del Raquis de la Palma Africana haciendo uso como agente gasificante una mezcla de vapor de agua y aire. En este caso, la muestra de raquis fue recolectada del molino de Seri Ulu Langat, Dengkil, Selangor.

A la muestra se le realizó un secado hasta llevarla a un porcentaje de humedad del 10%. Se requirió una disminución del tamaño de partícula entre un rango de 0,3 a 1,0 mm para alimentar al reactor de 600 g/h. Como gasificador se usó un equipo de lecho fluidizado a presión atmosférica. El reactor fue construido de forma cilíndrica con una longitud de 600 mm y un diámetro de 40 mm. El medio de calentamiento fue arena inerte de tamaños entre los 0,3 a los 0,5 mm. El gas fluidizante fue aire, el cual se inyectó por el fondo del reactor.

La temperatura fue un factor elemental durante este proceso. Como este valor se incrementó desde los 700 a los 1000°C el rendimiento del gas se incrementó significativamente mientras que las masas de sólidos, líquidos y *tar* disminuyeron. La capacidad calorífica se incrementó con la temperatura, alcanzando el valor de 15,55 MJ/m3 a los 1000°C. El tamaño de la partícula también influyó en el rendimiento y la composición del gas: las partículas más pequeñas producen más CH_4, CO y menos CO_2. Un radio atómico óptimo de 0,25 fue encontrado, obteniéndose un rendimiento máximo en hidrógeno de 27,31 vol. % a 850°C en este documento.

Las investigaciones anteriormente mencionadas se utilizaron como referencia teórica para el desarrollo de los procedimientos metodológicos, formulación de hipótesis y análisis de datos que se llevaron a cabo en este proyecto.

2.2 MARCO TEÓRICO

2.2.1 El Amoniaco. El amoniaco es un gas de olor acre e incoloro compuesto por nitrógeno e hidrógeno. Es el compuesto estable más simple constituido por estos dos elementos, y se le puede dar uso como materia prima para la producción de muchos compuestos nitrogenados de gran importancia comercial. En su forma pura fue preparado primeramente por el físico inglés Joseph Priestley en 1774, y su composición exacta fue determinada por el químico francés Claude-Louis Berthollet en 1785 [27].

Durante la primera década del siglo XX, la síntesis artificial de nitratos era investigada por el temor a que el suministro mundial de nitrógeno fijado se agotara a medida que la demanda de estos productos incrementaba. En el cambio de siglo, el químico británico Sir William Crookes ofreció una conferencia a la Asociación Británica para el Avance de la Ciencia en Bristol titulada *“The Wheat Problem.”* Su audiencia escuchó el planteamiento del problema, que consistía

principalmente en que las cosechas de trigo dependían del salitre de disponible en Chile.

Esta mezcla nitrogenada era utilizada como fertilizante para incrementar el rendimiento de la agricultura y producir más alimento para la población creciente. El nitrógeno era por lo tanto necesitado de manera urgente para servirlo como nutriente a las plantas. Ante la situación una de las soluciones propuestas fue la del químico alemán Fritz Haber y el ingeniero y también químico alemán Carl Bosch, que desarrollaron un proceso para mezclar nitrógeno atmosférico e hidrógeno para producir amoniaco sintético.

2.2.2 Producción de Amoniaco. El proceso de Haber-Bosch, los métodos de síntesis electroquímica indirecta y el uso de reactores de membrana son los procesos disponibles comercialmente para la producción de amoniaco. La ruta más seguida para la síntesis de este gas a nivel industrial es el proceso de Haber-Bosch, en el cual el hidrógeno y el nitrógeno reaccionan catalíticamente en fase gaseosa bajo condiciones de alta temperatura y presión. Para este proceso, el nitrógeno se suele obtener del aire, mientras que el hidrógeno es obtenido en su mayoría por el reformado catalítico del gas natural.

La ecuación termodinámica (1) muestra las moles de nitrógeno e hidrógeno necesarias para la formación de un mol de amoniaco:

$$\frac{1}{2}N_{2(g)} + \frac{3}{2}H_{2(g)} \rightarrow NH_{3(g)} \qquad \Delta H^0 = -11{,}040\ cal\ mol^{-1} \qquad (1)$$

El principio de Le Chatelier establece que cuando un cambio toma lugar en un sistema en equilibrio este se desplazará de manera que se reduzca el efecto del cambio. La reacción de síntesis de amoniaco es más rápida a altas temperaturas al establecerse las condiciones de equilibrio más rápidamente. Al mismo tiempo la reacción es altamente exotérmica, de modo que a medida que la temperatura de síntesis se eleva el equilibrio de amoniaco se desplaza a la izquierda, de nuevo de acuerdo con el principio de Le Chatelier. Así, mientras incrementa la temperatura de síntesis no se incrementa la velocidad de reacción, lo que permite un mayor volumen de producción sea obtenido en el mismo tamaño de reactor; que también desplaza el equilibrio de la síntesis a la izquierda, disminuyendo el potencial de conversión del nitrógeno a amoníaco. Afortunadamente, un sustancial incremento en la presión del sistema mejora la conversión hasta amoniaco en el equilibrio. Por estas razones las condiciones utilizadas para el proceso de síntesis de amoniaco

tienden a ajustarse a las 100 hasta 300 atm en un intento de maximizar la conversión y las tasas de conversión mientras se mantienen costos moderados [28].

2.2.3 El uso de biomasa lignocelulosa como sustituta de los combustibles fósiles. Hoy en día es de interés mundial el uso de biomasa como una fuente renovable de energía amigable con el medio ambiente. Muchas de las preocupaciones apuntan a la necesidad de utilizar materia prima renovable para componer la matriz energética y sustituir tanto como sea posible los combustibles fósiles; entre estas preocupaciones se pueden mencionar el agotamiento de las reservas de combustibles fósiles, la inestabilidad de los precios en el mercado de estas sustancias, la inseguridad en cuanto a la permanencia del suministro, y la polución ambiental.

El efecto invernadero y sus consecuencias sobre el cambio climático es uno de los inconvenientes resultantes del uso intensivo de este tipo de combustibles. Estos problemas requieren del desarrollo de nuevas alternativas, y estas pueden ser los biocombustibles. La biomasa es una fuente potencial de energía y existen varias vías para generar energía a partir de la biomasa (conversión física, térmica, química y biológica). Usando los métodos anteriores, la biomasa puede convertirse en calor, electricidad, combustibles sólidos, combustibles líquidos, (bio-oil, metanol y etanol) y en combustibles gaseosos (hidrógeno y *syngas*), respectivamente [29].

A corto plazo, la biomasa es el sustituto orgánico renovable más probable del petróleo. Esta materia orgánica renovable contiene cantidades apreciables de hidrógeno, oxígeno y carbono. Esta está disponible en una gran cantidad de fuentes como son los residuos animales, desperdicios sólidos municipales, residuos de cosecha, plantas acuáticas, maíz, y muchos más.

2.2.4 Rendimiento del proceso de síntesis de amoniaco por la gasificación de diferentes tipos de combustibles fósiles y biomasa. El rendimiento de los compuestos nitrogenados durante la gasificación es dependiente de las formas del nitrógeno el combustible. Leppälathi y Koljonen publicaron una revisión sobre las formas de nitrógeno en el carbón, la turba y la madera. Generalmente se asume que la mayoría del nitrógeno en el carbón está en las formas pirólica y piridínica, y por otra parte, el nitrógeno en organismos con tejido viviente está principalmente en forma de proteínas, aminoácido y alcaloides.

Consecuentemente, en la gasificación de la turba y de la madera, es en la etapa de la pirolisis en la que se libera una mayor cantidad de nitrógeno combustible, y en la gasificación del carbón a bajas temperaturas (<1200 K), más del nitrógeno es retenido después de la etapa de la pirolisis y aumenta durante la etapa de la gasificación. Leppälathi y Koljonen también reportaron la tasa de nitrógeno combustible para la conversión de amoniaco para diferentes combustibles durante la gasificación en un reactor de lecho fluidizado de la lignita, carbón bituminoso, sub-bituminoso y madera por oxígeno y vapor. Durante la gasificación de la lignita y del carbón sub-bituminoso a altas presiones (0.8 y 1.5 MPa), aproximadamente el 60% del fuel-N fue convertido en amoniaco. Incluso, una conversión del 93% se observó con carbón altamente volátil. Con carbón bituminoso, la conversión de amoniaco fue significativamente baja (0.6%-19%). En la gasificación de la madera, la conversión de amoniaco fue de 72%-97% (a presiones de 0.4-1.0 MPa). Sin embargo, bajas presiones de gasificación pueden conducir a rendimientos significativamente bajos en cuanto a la conversión de amoniaco [30].

2.2.5 La Palma Africana. La palma africana (*Elaeisguineensis*) es una planta procedente de la zona tropical africana. Este cultivo es uno de los que cuenta con mayor desarrollo en Colombia, perfilándose como uno con los de mayor proyección en el futuro. A nivel mundial en la producción de aceite, el país ocupa un cuarto lugar y es el primero en la región de América latina con una producción anual en 2014 de 1109586 t en aceite de palma extraído.

Las plantaciones de palma en el país están distribuidas en cuatro zonas geográficas que son: La zona norte (conformada por todos los municipios de los departamentos de La Guajira, Magdalena, Atlántico, Sucre, Córdoba, algunos municipios del departamento de Antioquia, algunos del Cesar, y regiones del departamento de Bolívar cercanos a Cartagena); La zona Oriental (Conformada por todos los municipios del departamento del Casanare, Meta, Caquetá y algunos municipios del departamento de Cundinamarca); La zona occidental (Conformada por todos los municipios de Nariño y Cauca) y La zona central (Conformada por todos los municipios de los departamentos de Santander, y Norte de Santander; municipios del departamento de Antioquia, y municipios del Sur de Bolívar).

Su germinación toma alrededor de tres meses; posterior a la germinación se realiza la plantación de los vástagos en bolsas plásticas donde son dejados en un vivero por varios meses. Luego son trasplantados en bolsas plásticas más grandes, siendo dejadas nuevamente en el vivero por un tiempo más extendido

que el anterior; esto hasta que la planta tenga un metro de longitud antes de ser trasplantadas en el campo para que allí culmine su proceso de crecimiento.

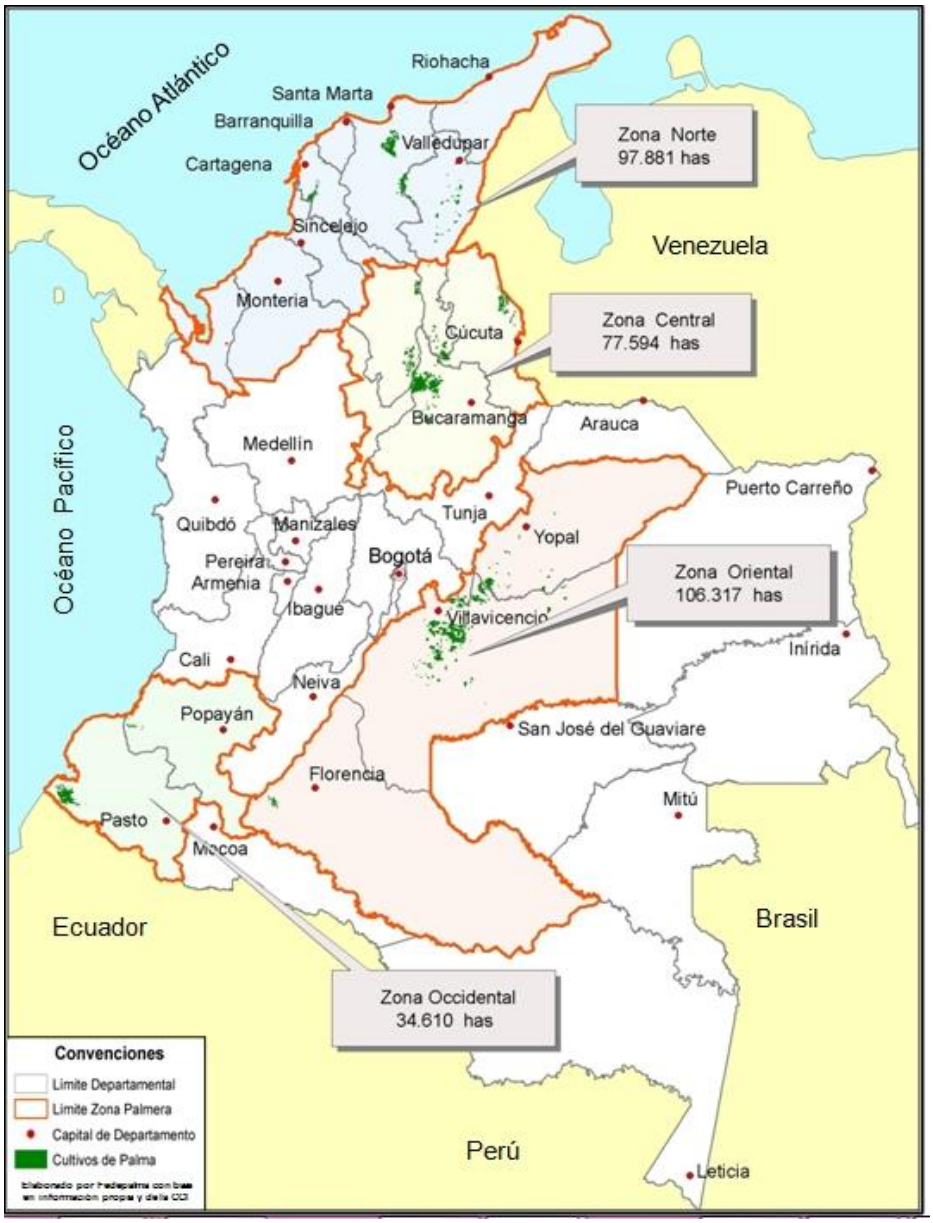
A pesar de los beneficios otorgados por los cultivos y la obtención del aceite de palma en el país, estas actividades contribuyen a la degradación del medio ambiente por la acción de las actividades realizadas tanto en las corrientes de entrada como de salida del proceso. En la entrada, los molinos para extraer el aceite de palma crudo usan grandes cantidades de agua y energía; y por el lado de la salida, el proceso de manufactura general grandes cantidades de residuos sólidos, agua de desecho y polución. Los desechos sólidos consisten principalmente en Raquis de Palma Africana (por sus siglas en inglés EFB), el MesocarpFruitFiber (MF) y las Palm Kernel Shells (PKS). El residuo líquido es generado de la extracción del aceite de palma en un proceso húmedo en un decantador. Este desecho líquido combinado con los desechos de agua refrigerada y esterilizada es denominado Palm OilMillEffluent (POME). El despacho del EFB en las plantaciones productoras de aceite de palma se realiza a través de la incineración del mismo, lo cual significa el desperdicio de una fuente de energía renovable y calor que podría ser proveído a las calderas en los molinos de aceite de palma.

Tabla 1. Distribución de las corrientes de producto en los molinos de aceite de palma.

Composición porcentual del EFB procesado en Base húmeda (%)	
EFB	100
Aceite de palma	22.00
Palm kernel	6.0
EFB	22.0
POME	67.0
Shell	5.5
Fibra	13.5
Total	**136.0**

Fuente: Modificado de Sulaiman y Abdullanh, 2013.

Figura 1. Localización geográfica de cultivos y plantas de beneficio de la Palma Africana en Colombia.



Fuente: FEDEPALMA. Localización geográfica de cultivos y plantas de beneficio. 2015. Disponible en: http://sispa.fedepalma.org/SitePages/Home.aspx

Raquis de Palma Africana (EFB). El Raquis de Palma Africana es un material lignocelulósico obtenido como subproducto del proceso industrial de obtención del aceite de palma luego de haber sido removida la nuez.

2.2.6 Gas de síntesis (*syngas*). El gas de síntesis es un combustible en estado gaseoso que se obtiene a partir de la conversión de materias primas ricas en carbono disponibles en estado sólido, líquido y gaseoso (Carbón, Hulla, gas natural, Fuel Oil, Biomasa, etc.) [31].

2.2.7 Análisis Económico. El objetivo de una compañía o empresa, además de brindar sus servicios, es generar ingresos. Esto se logra produciendo artículos con un alto valor en el mercado a partir de materias primas con un valor bajo en el mercado; es decir, las industrias químicas elaboran productos de alto valor agregados a partir de materias primas económicas.

Para poder alcanzar el objetivo en cuanto a utilidades se aplica la herramienta del análisis económico. Este análisis es un enfoque sistemático para determinar la mejor alternativa para distribuir los recursos escasos, envolviendo la comparación de dos o más alternativas para alcanzar un objetivo específico bajo las asunciones y restricciones. El análisis económico toma en cuenta los costos de oportunidad de los recursos empleados medidos en términos monetarios y costos sociales y beneficios de un proyecto a la comunidad o a la economía [32].

Tipos de costos y estimación. Dos costos primarios deben ser calculados en un análisis económico. La inversión del capital total (sus siglas en inglés TCI) o costo de capital es el dinero necesitado para adquirir e instalar la planta y todos los requerimientos para ponerla en marcha. Cuando la planta ya se encuentra en marcha, los gastos necesitados para mantener la planta corriendo se refieren a los costos de operación.

Estimaciones de los costos de capital. Los TCI de un proceso es clasificado en dos tipos que son: los costos de capital fijo invertido (FCI) y el capital de trabajo invertido (WCI):

$$TCI = FCI + WCI \tag{2}$$

El capital fijo invertido (FCI) es el dinero requerido para pagar los equipos de los procesos y las unidades auxiliares, adecuar y preparar el terreno para emplazar l planta, las estructuras civiles y los sistemas de control. Los FCI también se pueden clasificar en dos componentes que son: los costos de manufactura envueltos en los costos fijos directamente asociados a la producción de la fábrica y los costos fijos que no están directamente relacionados con la producción de la fábrica como son el terreno, los laboratorios analíticos, áreas de almacenamiento, tratamiento de residuos, gastos fiscales, oficinas, etc.

Por otro lado, la inversión en el capital de trabajo es el dinero necesitado para pagar los gastos de operación durante el tiempo en el que el producto se fabrica. Una característica importante del WCI es que es recuperable al final del proyecto.

Como la palabra estimación indica, existe un nivel de incertidumbre en muchos de los costos estimados. Dependiendo del objetivo de la destilación de costos, existen diferentes grados de exactitud. La *Association for the Advancement of Cost Engineering (AACE).*

Análisis del punto de equilibrio. Los costos de producción incluyen los dos gastos mencionados anteriormente:

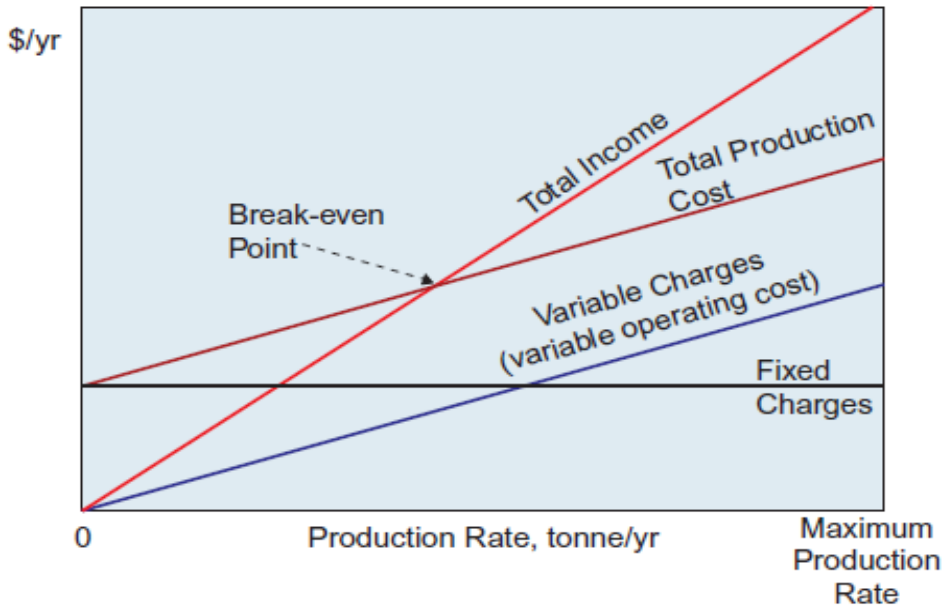
Cargos fijos. Estos son los gastos que son independientes a la capacidad de producción de la planta o a la actividad de la planta misma. Ejemplos de estos costos incluye la depreciación (o los Costos fijos anualizados "AFC") y los costos fijos de operación (salarios, impuestos, etc.) que son independientes a los costos de producción. Por lo tanto:

$$Cargos\ fijos\ anuales = AFC\ (o\ los\ cargos\ anuales\ por\ depreciaci\grave{o}n) + costos\ fijos\ anuales\ de\ operaci\grave{o}n\ (salarios, impuestos, etc) \quad (3)$$

Cargos variables. Estos costos son dependientes de la extensión de la producción como los costos de la materia prima, los gastos por servicios industriales y demás. Estos costos pueden ser convenientemente representados por la variable del costo Anual de operación. Normalmente la variable AOC es linealmente proporcional a la capacidad de producción.

Por otro lado, el proyecto resultará en ingresos para la planta. En un proceso de producción, los ingresos corresponden a las ventas producidas y los subproductos. Las utilidades producidas por el proyecto son calculadas a partir de los ingresos producidos por ventas de productos y servicios, y los egresos por producción y demás actividades de la planta [33].

Figura 2. Análisis de punto de equilibrio.



Fuente: Adaptado de El-Halwagi M, 2011.

2.3 MARCO CONCEPTUAL

AMONIACO. Conocido también como amoniaco Anhídrido o líquido amónico; el amoniaco es un gas incoloro, de fórmula química NH_3. Se le usa principalmente como fertilizante, para fabricar plásticos, fibras y otros químicos, como refrigerantes, y en muchas otras aplicaciones. Ante la inhalación, el amoniaco es una sustancia altamente tóxica, que puede causar la muerte. Puede causar también severas irritaciones en la nariz y la boca. Ante el contacto con la piel y con los ojos, este es corrosivo [34].

GAS DE SÍNTESIS. Combustible gaseoso obtenido a partir de materias con alto contenido de carbono.

BIOMASA. La biomasa es la utilización de la materia orgánica como fuente energética. Por su amplia definición, la biomasa abarca un amplio conjunto de materias orgánicas que se caracteriza por su heterogeneidad, tanto por su origen como por su naturaleza.

En el contexto energético, la biomasa puede considerarse como la materia orgánica originada en un proceso biológico, espontáneo o provocado, utilizable

como fuente de energía. Estos recursos biomásicos pueden agruparse de forma general en agrícolas y forestales. La valoración de la biomasa puede hacerse a través de cuatro procesos básicos mediante los que puede transformarse en calor y electricidad: combustión, digestión anaerobia, gasificación y pirolisis [35].

CATALIZADORES. Son sustancias que afectan la velocidad de reacción, pero que al final se recuperan si haber sufrido cambios en su estructura química. Estos catalizadores generalmente modifican una velocidad de reacción promoviendo una ruta molecular distinta (“mecanismo”) para la reacción [36].

EQUILIBRIO QUÍMICO. Es un estado de un sistema reaccionante en el que no se observan cambios a medida que transcurre el tiempo, a pesar de que se siguen reaccionando entre sí las sustancias presentes.

DEPRECIACIÓN. Mecanismo mediante el cual se reconoce el desgaste que sufre un bien por el uso que se hace de él [37].

FLUJO DE FONDOS DESCONTADOS. Se utiliza para valorar un proyecto. Determina el valor actual de los flujos de caja futuros descontándolos a una tasa que refleja el costo de capital aportado [38].

INVERSIÓN. Acto mediante el cual se usan ciertos bienes con el objetivo de obtener unos ingresos o rentas a lo largo del tiempo [39].

IMPUESTO. Cantidad de dinero que hay que pagar a la administración para contribuir a la hacienda pública [40].

TASA DE DESCUENTO. Rendimiento mínimo que ofrece una inversión para que merezca la pena realizarla [41].

VALOR PRESENTE NETO. El valor presente neto se utiliza para evaluar un proyecto de inversión a lo largo del tiempo; este permite determinar si una inversión cumple con el objetivo de maximizar la inversión. Si el VPN es mayor a cero, significa que la inversión inicial producirá ganancias para la planta, y por tanto el proyecto debe aceptarse [42].

TASA INTERNA DE RETORNO. La tasa interna de retorno (TIR) es una tasa de rendimiento utilizada en el presupuesto de capital para medir y comparar la rentabilidad de las inversiones [43].

COSTOS FIJOS. Los costos fijos son aquellos costos que la empresa debe pagar independientemente de su nivel de operación, es decir, produzca o no produzca debe pagarlos [44].

COSTOS VARIABLES. El costo variable hace referencia a los costos de producción que varían dependiendo del nivel de producción [45].

PUNTO DE EQUILIBRIO. Punto de referencia a partir del cual un incremento en los volúmenes de venta generará utilidades, pero también un decremento ocasionará pérdidas, por tal razón se deberán analizar algunos aspectos importantes como son los costos fijos, costos variables y las ventas generadas [46].

2.4 MARCO LEGAL

El problema tratado en este documento consiste básicamente en la inadecuada disposición de los residuos agrícolas generados por la industria palmera colombiana; proponiendo como solución a este la transformación de los residuos mencionados en amoniaco; una sustancia básica para la síntesis de los fertilizantes. Por ello, las normativas que se mencionan aquí son aquellas que cobijan a la industria palmera y sus entes reguladores; a la industria de los fertilizantes colombiana y al sector agropecuario en general.

2.4.1 Normativas de la industria palmera y entes reguladores. El ente regulador de las normativas para la industria palmera es Fedepalma, organismo que con el apoyo del Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial redactaron el documento titulado “Guía Ambiental de la Agroindustria de la Palma de Aceite en Colombia” [7] en el cual se e los protocolos para el manejo ambiental de esta industria basándose en los artículos de la ley 99 de 1993 decretada como “La ley del medio ambiente” de la Constitución Política de Colombia de 1991, relacionados con la protección del medio ambiente y el uso de suelos. El fomento de la agroindustria palmera se encuentra en el marco de la Ley 138 de 1994, la cual decreta el reconocimiento de la industria palmera en el país y de sus actividades entre las que se encuentra la recolección del fruto de la palma y la obtención de productos a partir de la misma.

2.4.2 Normativas de la industria de los fertilizantes colombiana y sus entes reguladores. En ente encargado de regular los fertilizantes en el país es el Instituto Colombiano Agropecuario; que ejerce control técnico y científico del registro, producción, importación, comercialización y el uso de los fertilizantes, acondicionadores del suelo y bioinsumos agrícolas; como agentes microbiales, inoculantes biológicos y extractos vegetales, etc. Entre las normativas que se tienes para el manejo de fertilizantes son la Resolución 698 de febrero del 2011; la resolución del 00150 de enero de 2003; la resolución de Minagricultura 0187 de 2006 y la resolución de 1023 de 1997.

2.4.3 Normativas del sector agropecuario y sus entes reguladores. Para este sector, el ente regulatorio es el Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural. Una de las leyes que se encuentran entre la normativa que sigue este ente es la ley 70 de 1993; la cual desarrolla los artículos 64, 65 y 66 de la constitución nacional. En esta ley se muestran los propósitos planteados para la protección del desarrollo agrícola y pesquero, promover el mejoramiento del ingreso y la calidad de vida de los productores rurales.

3. DISEÑO METODOLÓGICO

3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN.

El presente proyecto está enmarcado en dos tipos de investigación proyectiva e interactiva. Se adopta una investigación proyectiva porque se reemplaza el gas natural por el Raquis de Palma Africana como fuente optima de hidrógeno, el cual es necesario para la obtención de Bio – Amoniaco, así mismo se implementó en el proceso un gasificador de lecho fluidizado para la conversión de la materia prima, esto con el fin de generar beneficios económicos a largo plazo, disminuir emisión de los agentes contaminantes al medio, reducir costos por la adquisición de gas natural u otra materia prima y darle uso a un residuo que actualmente es considerado como un contaminante.

La investigación proyectiva según Hurtado "consiste en la elaboración de una propuesta o de un modelo, como solución a un problema o necesidad de tipo práctico, ya sea de un grupo social, o de una institución, en un área particular del conocimiento, a partir de un diagnóstico preciso de las necesidades del momento, los procesos explicativos o generadores involucrados y las tendencias futuras" [47]; Mediante la investigación proyectiva se busca proponer soluciones a una situación determinada, mediante la exploración, descripción, explicación y alternativas de cambio [48].

Por otro lado, se adopta una investigación interactiva, porque se observó cómo responde el proceso ante cambios en la materia prima utilizada para la obtención de amoniaco y su comportamiento al implementar un gasificador de lecho fluidizado para la conversión de la materia prima desde un punto de vista técnico y económico. La investigación interactiva según Hurtado "consiste en modificar el evento estudiado, generando y aplicando sobre él una intervención especialmente diseñada. En ella el investigador pretende sustituir un estado de cosas actuales, por otro estado de cosas deseado y aplica la propuesta que diseñó; en una investigación interactiva se ejecuta el plan de acción o se pone en práctica el diseño, el invento o la propuesta y se hace un seguimiento de lo que ocurre durante tal aplicación".

3.2 DISEÑO ADOPTADO.

El proyecto se adopta a un diseño experimental. La investigación experimental según Everitt "es un estudio en donde el investigador puede deliberadamente influenciar en los eventos, e investigar los efectos de la intervención" [49]. El diseño experimental es una técnica estadística que permite identificar y cuantificar

las causas de un efecto dentro de un estudio experimental. En un diseño experimental se manipulan deliberadamente una o más variables, vinculadas a las causas, para medir el efecto que tienen en otra variable de interés.

3.3 ENFOQUE ADOPTADO.

El proyecto adopta un enfoque cuantitativo, porque se realizó un análisis de sensibilidad modificando los valores de las variables en el modelo y se examinaron los resultados debido a los cambios en esos valores, se realizaron simulaciones cambiando las variables para lograr una serie de valores de salida. El enfoque cuantitativo, según Hernández, "utiliza la recolección y el análisis de datos para contestar preguntas de investigación y probar hipótesis establecidas previamente y confía en la medición numérica, el conteo y frecuentemente en el uso de la estadística para establecer con exactitud patrones de comportamiento de una población" [50]. Por medio del enfoque cuantitativo se realiza la recolección de datos para probar hipótesis, con base en la medición numérica y estadística, para establecer patrones de comportamiento y probar teorías.

3.4 TÉCNICAS DE RECOLECCIÓN DE LA INFORMACIÓN.

3.4.1 Fuentes primarias. La información preliminar, necesaria para el análisis tecno – económico del proceso de producción de amoniaco, fue suministrada por la simulación del mismo, realizada en un ambiente de simulación Aspen Tech®, el cual contiene una base de datos que incorpora la información necesaria referente a equipos, costos de instalación, entre otros datos necesarios para la evaluación tecno- económica.

Para obtener información necesaria para el análisis técnico y económico se realizó una óptima simulación, esta cuenta con sub rutinas, las cuales son programas de computador que se alimentan inicialmente con vectores que contienen la información correspondiente a las corrientes de alimento del proceso y algunos parámetros del mismo. La sub rutina toma los vectores, interpreta la información y proporciona resultados de acuerdo a la información sugerida por el usuario. Los resultados son fundamentalmente las corrientes de producto del proceso. Por medio de la simulación, se evaluó el funcionamiento del proceso para cumplir con las condiciones de proceso especificadas.

3.4.2 Fuentes secundarias. Para la recopilación de información se hizo uso de las bases de datos de Dialnet® y Science Direct® de la Universidad de San Buenaventura, donde se encontraron diversos artículos, también se hizo uso de varias revistas de ingeniería química. Para ampliar el campo investigativo se utilizaron fuentes externas, libros, tesis e información obtenida en internet.

3.5 HIPÓTESIS.

Ha. Utilizando el análisis tecno – económico se puede estimar el aprovechamiento de 1630000 toneladas de Raquis procesado de la palma africana anualmente como biomasa lignocelulósica útil para la producción de bio-amoniaco, disminución del consumo de materias primas fósiles y los costos por su adquisición.

Ho. Utilizando el análisis tecno – económico no se puede estimar el aprovechamiento de 1630000 toneladas de Raquis procesado de la palma africana anualmente como biomasa lignocelulósica útil para la producción de bio-amoniaco, disminución del consumo de materias primas fósiles y los costos por su adquisición.

3.6 VARIABLES.

- TIR (Tasa interna de retorno)
- VPN (Valor presente neto)
- Tiempo de retorno de la inversión
- Precio de materia prima

3.7 OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES.

Variable	Definición	Dimensiones	Indicadores
TIR (Tasa interna de retorno)	La tasa interna de retorno (TIR) es una tasa de rendimiento utilizada en el presupuesto de capital para medir y comparar la rentabilidad de las inversiones.	Económica	%
VPN (Valor presente neto)	El Valor Presente Neto permite determinar si una inversión cumple con el objetivo básico financiero: maximizar la inversión.	Económica	USD

Tiempo de retorno de la inversión	El tiempo de retorno de la inversión es el tiempo que se necesita para poder recuperar el dinero que se invirtió inicialmente en un negocio o proyecto.	Económica	Años
Precio de materia prima	Valor monetario que se le asigna a una materia prima.	Económica	USD

3.8 PROCESAMIENTO DE LA INFORMACIÓN

Para el procesamiento de la información, se utilizaron datos cuantitativos que expresaron el escenario que se presentó dentro del proceso de producción de bio-amoniaco, para poder obtener dichos datos se realizó dentro de esta investigación una simulación del proceso, utilizando en principio el simulador Aspen Tech®, para que a partir de este se obtuvieran, principalmente, corrientes del producto y herramientas que nos permitieran realizar el análisis técnico y económico.

En el proyecto, se utilizaron recursos mediante los cuales se ordenaron y almacenaron los resultados obtenidos a partir de la simulación del proceso de producción de amoniaco. Para el procesamiento de la información se hizo uso de tablas, diagramas y gráficas.

Para poder realizar un óptimo análisis técnico y económico, ordenar la información es una manera clara de ver el aprovechamiento del Raquis de la Palma Africana dentro de un proceso que haga parte de una industria, desde el punto de vista económico y sostenible; así mismo se presentan datos cuantitativos plasmados en tablas, para conocer de forma numérica los resultados que se obtuvieron después de la simulación.

3.8.1 SIMULACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BIO-AMONIACO A PARTIR DEL RAQUIS DE PALMA AFRICANA.

En la figura 3 se presenta el diagrama general del proceso de obtención de bio-amoniaco utilizando el Raquis de Palma Africana. En la etapa de pre-tratamiento, la biomasa se tritura para obtener un determinado tamaño de partícula. un tamaño de partícula óptimo permite aumentar la calidad del syngas, reduce el tamaño del reactor o puede aumentar el tiempo de permanencia para el craqueo de las

fracciones más pesadas y condensables, en caso contrario, un tamaño pequeño puede hacer que la biomasa sea arrastrada junto con las cenizas al exterior del reactor, por tanto, en la mayoría de los casos el diámetro de partícula no debe ser menor de 0,3-1 mm para el Raquis de Palma Africana, este a su vez está constituido por un 55% en peso por agua, por lo cual, se retira por medio de secado para que no se afecten las etapas aguas abajo del proceso.

En la etapa de gasificación, el EFB solido se convierte en *syngas* por acción del agente gasificante y las condiciones de operación. La temperatura del *syngas* en bruto que sale del reactor antes de entrar a enfriamiento normalmente se encuentra entre los 800-1200°C. Durante el enfriamiento, el gas se lleva a temperaturas de 380-290°C después de pasar por chorros de agua a través de un depósito. El *syngas* obtenido consiste principalmente en CO y H_2, pero también contiene compuestos indeseables como partículas, alquitranes condensables, álcalis, CO_2, H_2S, HCl, NH_3, HCN y COS. El calor residual de la refrigeración se recupera para la generación de vapor.

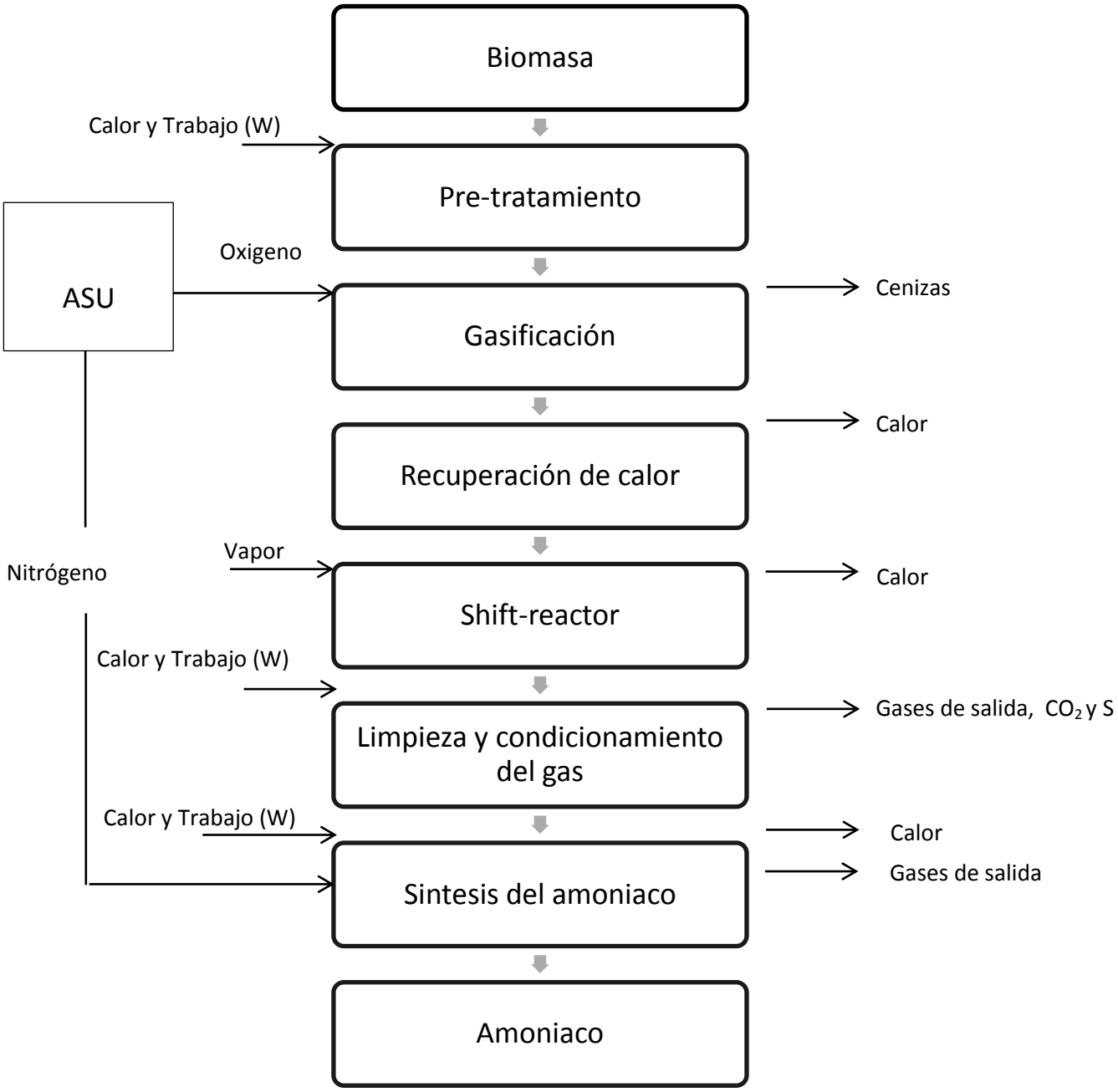
Para incrementar la concentración de hidrógeno en el *syngas*, se hace uso de un reactor tipo *Water Gas Shift (*WGS). Para evitar el envenenamiento de los catalizadores por contaminación con gases ácidos o dióxido de carbono en los bucles para la síntesis del amoniaco se emplea una unidad removedora de gases ácidos (AGR) después del *Shift reactor*. En la etapa de limpieza y acondicionamiento del proceso tradicional hace uso de metanol enfriado como solvente físico para remover las impurezas indeseadas. En la etapa de síntesis de bio-amoniaco, el *syngas* reacciona con nitrógeno bajo condiciones de presión y temperatura establecidas para la producción del bio-amoniaco.

ETAPAS DE LA PRODUCCIÓN DE BIO-AMONIACO.

- **Biomasa.** El Raquis de Palma Africana obtenido de las plantaciones de la palma aceitera en Colombia [51] se utilizó como materia prima para la obtención de bio-amoniaco. Colombia, actualmente posee 500.000 hectáreas que se dividen en cuatro zonas (Centro, norte, oriental, sur-occidental) disponibles para el cultivo de la palma africana. El aceite de palma representa el 20% de la composición del fruto, de igual manera el raquis, por tanto, la cantidad de raquis es equivalente a la producción de aceite extraído; según la Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite, el país produce aproximadamente 1.685.000 ton/año de aceite de palma, por tanto, la cantidad de raquis necesaria para la producción de bio-amoniaco se encuentra disponible dentro del país [52].

En la simulación del proceso de obtención de bio-amoniaco se utilizaron 1.630.000 ton/año de Raquis de Palma Africana. La composición de la biomasa que se utilizó para simular el raquis se puede observar en la tabla 2, basada en los resultados obtenidos por Mohammed M.A.A et al en su investigación [53].

Figura 3. Diagrama de bloques de la producción de bio-amoniaco a partir de biomasa.



Fuente: Adaptado de Andersson y Lundgren. 2013

Tabla 2. Composición Orgánica e Inorgánica del Raquis de Palma Africana.

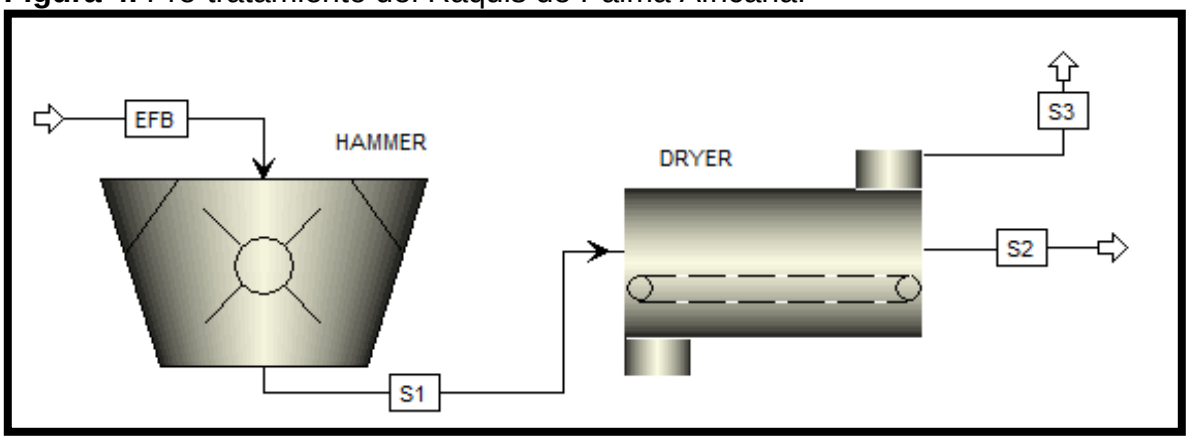
Componente	Unidad funcional	Flujo másico (Ton/h)	Composición masa (%)	Tipo	Fuente
Dióxido de Silicio	SiO2	2,391	1,285	Sólido	Base de datos ASPEN
Óxido de Potasio	K2O	11,865	6,377	Sólido	Base de datos ASPEN
Óxido de Calcio	CaO	2,760	1,484	Sólido	Base de datos ASPEN
Óxido de Magnesio	MgO	1,932	1,038	Sólido	Base de datos ASPEN
Cloro	Cl2	1,170	0,629	Sólido	Base de datos ASPEN
Óxido de Hierro	Fe2O3	0,795	0,427	Sólido	Base de datos ASPEN
Alúmina	Al2O3	0,269	0,145	Sólido	Base de datos ASPEN
Óxido de Sodio	Na2O	0,340	0,183	Sólido	Base de datos ASPEN
Óxido de Fosforo	P2O5	0,406	0,218	Sólido	Base de datos ASPEN
Celulosa	Celulosa	18,373	9,875	Sólido	Base de datos ASPEN
Hemicelulosa	Hemicelulosa	17,002	9,138	Sólido	Base de datos ASPEN
Lignina	Lignina	25,156	13,520	Sólido	Base de datos ASPEN
Agua	H2O	103,456	55,6	Liquido	Base de datos ASPEN

Fuente: Mohammed M.A.A et al, 2012.

- **Pre-tratamiento.** En la figura 4 se puede observar el pretratamiento del raquis de palma africana. En la simulación se utilizó un secador rotatorio y un molino de

martillo; el raquis se secó hasta un 5% de humedad a 100°C; se hizo necesario someter a una etapa de secado previo para garantizar el rendimiento de la conversión de sólidos a gases, y se molió hasta 0,3 mm para aumentar el área de transferencia de calor y la eficiencia de la producción del gas de síntesis.

Figura 4. Pre-tratamiento del Raquis de Palma Africana.



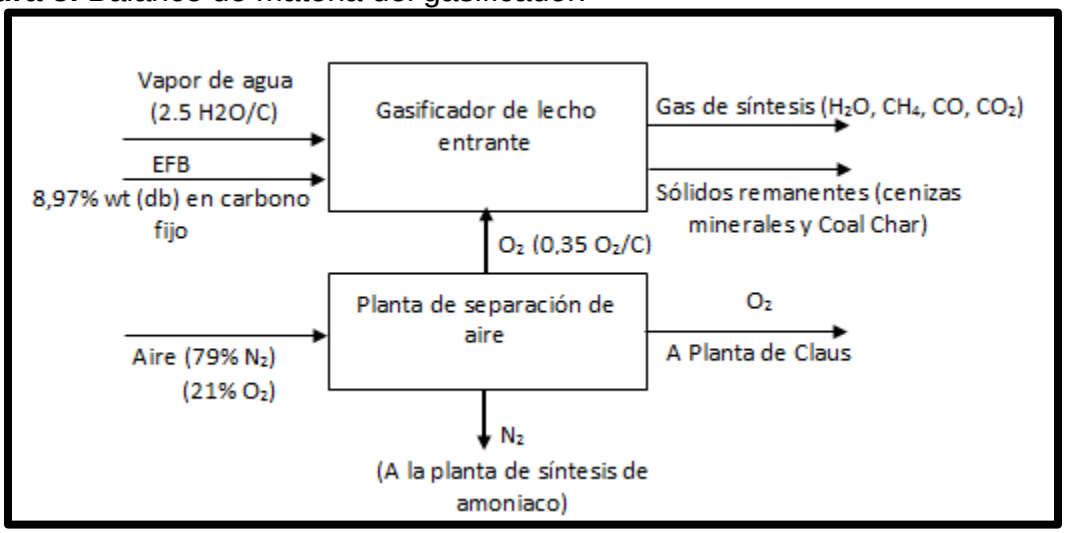
Fuente: Las Autoras.

La composición de las corrientes que hacen parte de la etapa de pretratamiento se pueden observar en el anexo A.

- **Gasificación.** Dentro de la investigación, el gasificador se simuló como un modelo empírico, teniendo en cuenta las cantidades que entran en el sistema y las que salen, sin considerar lo que ocurre dentro del sistema [54]. Al gasificador, ingresaron las corrientes de salidas de la etapa de secado y el sistema de separación de aire. El proceso de gasificación está conformado por las etapas de secado, devolatilización, pirolisis y reducción; las cuales ocurren en diferentes secciones del reactor a un valor de temperatura determinado. En la reacción de reducción se alcanza la temperatura máxima, que para este caso se estableció en 900°C, siendo la energía de esta etapa suministrada por las anteriores en un proceso autotérmico. Por otro lado, esta etapa se le considera isotérmica, por lo que la temperatura de salida del equipo fue de 900°C. las condiciones operacionales antes mencionadas se tuvieron en cuenta para la composición del producto de salida del gasificador.

En esta investigación, se optó por utilizar un gasificador del tipo de lecho entrante para el balance de materia, con las especificaciones registradas en el trabajo de Ogi et al [25]. El balance realizado puede observarse en la figura 5.

Figura 5. Balance de materia del gasificador.



Fuente: Las Autoras.

En cuanto al balance de materia, las cantidades de cada gas que salen del reactor se determinaron con base a la concentración de carbono fijo presente en la biomasa. Este valor de carbono fijo difiere de aquel obtenido a través del análisis elemental, mientras que la cantidad calculada como carbono elemental incluye la cantidad de este elemento existente en estructuras como los volátiles (que escapan de la biomasa durante la etapa de devolatilización). El carbono fijo es aquel carbón sólido que queda y que en realidad se gasifica durante las reacciones de pirolisis y reducción:

$$\dot{m}_{carbono\ fijo} = \dot{m}_{lote\ de\ EFB\ seco} \times \left(\frac{8{,}97\%}{100\%}\right) \quad (4)$$

La cantidad de los agentes gasificantes que se utilizaron para el balance del gasificador se calcularon con base al radio atómico óptimo para el vapor de agua y el oxígeno. Durante sus experimentos, Ogi et al. [25] probaron con varios radios atómicos de estas sustancias con relación a la cantidad de carbono fijo suministrado al gasificador. En sus resultados, se concluyó que los radios H_2O/C y O_2/C con valores de 2,5 y 0,35 respectivamente, eran los óptimos en términos de conversión de los sólidos a gases, principalmente de hidrógeno y de monóxido de carbono; otros radios dieron como resultado un gas con mayor cantidad de H_2. Para el balance de productos que salen del gasificador, se utilizó la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{carbono\ fijo} = \dot{m}_{CO} + \dot{m}_{CO2} + \dot{m}_{H2} + \dot{m}_{CH4} + \dot{m}_{cenizas\ y\ solidos} \quad (5)$$

La masa de cada componente a la salida del gasificador se halló con relación a los radios de conversión registrados por Ogi et al., obtenidos bajo las condiciones de operación de temperatura, tiempo de residencia, tasa de calentamiento del gasificador y la masa de los agentes gasificantes a la entrada del reactor como se puede observar en la tabla 3.

Tabla 3. Composición del gas de síntesis a la salida del gasificador.

SUSTANCIA y RADIOS ATÒMICOS	RADIOS ATÒMICOS SC/C
Hidrógeno/carbono	0,54
Metano/carbono	0,12
Monóxido de carbono/carbono	0,2
Dióxido de carbono/carbono	0,7
COAL CHAR/carbono	0,012
SUSTANCIA SÓLIDAS Y LÍQUIDAS	**FRACCIÒN (wt)**
Sólidos (cenizas y algo de FC)	0,028
COAL TAR	0,001

Fuente: Ogi et al, 2013.

La masa de hidrógeno registrada a la salida del sistema de gasificación fue de 761,4 Kg/h con base a una entrada de EFB al gasificador de 94318 kg/h. En la tabla 4 se observa el balance de materia del sistema de gasificación del raquis; se puede ver que anualmente se necesitan unos 23,11 kg de la biomasa para producir 1 kg de NH3.

Tabla 4. Balance de materia del sistema de gasificación de la biomasa expresado en Kg/Kg NH_3

Gasificación	Valor
Entradas	
Biomasa (5% wet)	23,11
Vapor de agua (H_2O/C)	7,77
Oxigeno (O_2/C)	1,93
Salidas	
Gas de síntesis	6,81
Sólidos remanentes	0,67

Fuente: Las Autoras.

- **Separación de aire (ASU).** En la investigación, el sistema se simuló para obtener el oxígeno requerido en las reacciones de gasificación con el raquis, también para producir el nitrógeno que se mezcla con el hidrógeno utilizado en la etapa de síntesis de bio-amoniaco. De acuerdo a la cantidad de carbono fijo a gasificar, el oxígeno requerido para el proceso fue de 7896,3 kg/h. Para alcanzar

el flujo de oxígeno demandado, se hizo necesario destilar un flujo de 48129,89 Kg/h de aire.

Para la simulación del sistema de licuefacción de aire, el aire utilizado como corriente de proceso se simuló como aire atmosférico bajo sus condiciones normales de temperatura, presión, humedad y sólidos suspendidos. En el proceso tradicional propuesto por Linde [55], el aire pasa a través de un sistema de tamices moleculares para remover el polvo suspendido y el agua en forma de humedad presente en el ambiente. Las condiciones del aire se tomaron teniendo como referencia la ciudad de Cartagena de Indias, en la que este gas está a una temperatura media de 30 °C y humedad relativa del 68%. La remoción de humedad de la corriente fue fundamental, ya que al inyectarse la corriente en las torres, los valores de temperatura en las mismas son muy bajas al punto que solidifican la humedad en granos de hielo, los cuales al someterse a la presión contenida en el interior de las torres pueden causar incidentes por perforaciones en las paredes de las mismas.

El sistema de compresión se simuló como un banco de compresores de cuatro etapas con tres intercambiadores entre etapas, que se utilizaron para mantener la temperatura cercana a la temperatura de captación de aire. Se utilizó un radio de compresión P_{in}/P_{out} de 1.6 para los compresores del sistema, que llevaron el aire de proceso desde el bar atmosférico a 6,7 bares. Durante la compresión, la temperatura final de aire incremento en función de la presión de salida del último compresor. En esta parte del proceso, la corriente de aire presurizado pasó por un quencher para lograr enfriar el aire hasta una temperatura de 20°C antes de ingresarlo en la etapa de criogenia. Para determinar el radio de compresión se utilizó la siguiente ecuación [56]:

$$\frac{P_{in}}{P_{out}} = (P_{in}P_{out\ total\ del\ sistema})^{\left(1/n\ de\ compresores\right)} \quad (6)$$

Para determinar la masa de agua para el quencher, se calculó la cantidad de calor que fue necesario extraer de la masa de aire suministrado por los compresores, utilizando la siguiente ecuación [56]:

$$\dot{Q} = \dot{m}Cp\Delta T \quad (7)$$

Por efectos de cálculo, las propiedades del agua de enfriamiento se tomaron considerando agua de torre a la temperatura de entrada del sistema de 25 °C y de

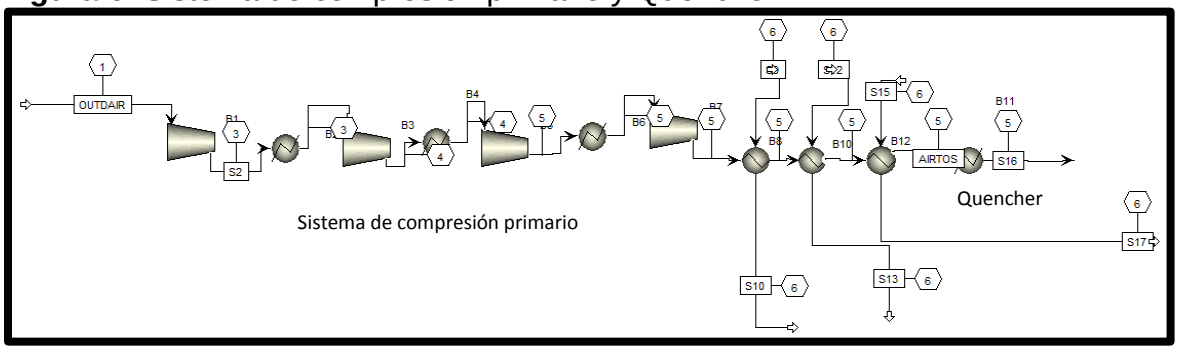
salida inferior a 50 °C. La corriente principal de aire comprimida, no solo se destina a las aplicaciones de destilación, también es utilizada para satisfacer servicios de enfriamiento criogénico de la corriente principal a través de la disposición de las corrientes gaseosas a liquidas a través de caídas de presión por acción de sistemas de estrangulamiento.

Para llevar a cabo el cálculo de la cantidad real de aire que se necesitó para satisfacer el balance de materia en el proceso de gasificación por balance de oxígeno y aquella cantidad de aire requerida para satisfacer los servicios de la planta en general, se utilizó la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{aire} = \dot{m}_{O_2}\left(\frac{100}{21}\right) + \dot{m}_{O_2}\left(\frac{100}{21}\right) \times 0.28 \qquad (8)$$

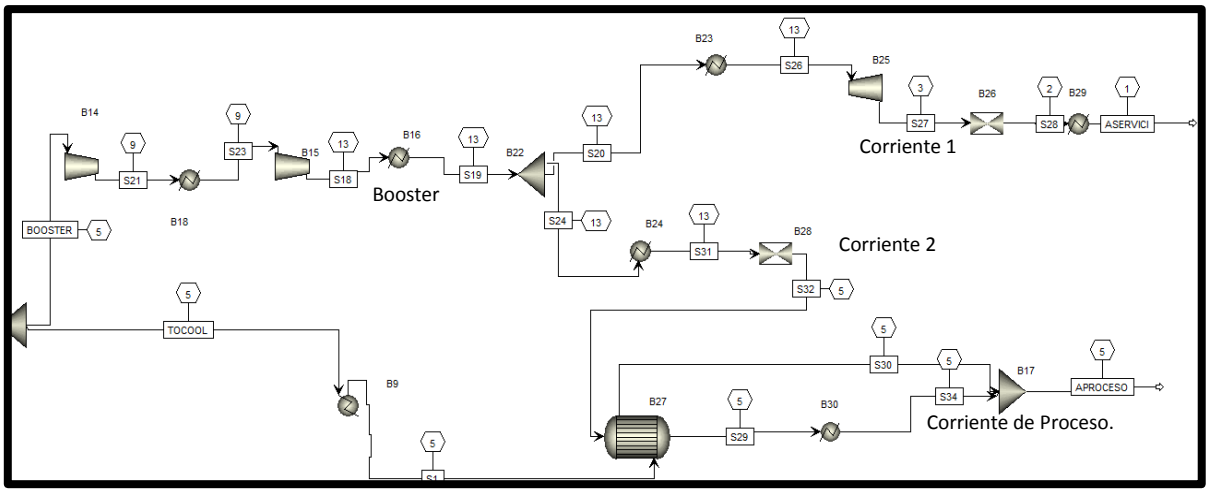
Parte del aire que se comprimió en el sistema Booster fue recomprimido para ser usado como fuente de trabajo en turbinas. En la ultima parte del sistema se utilizaron válvulas de efecto Joule-Thomson, que convirtieron la segunda corriente recomprimida por el booster a su fase liquida con el fin de utilizar la misma en el proceso de enfriamiento de la corriente principal que se direccionó al sistema de torres. En las figuras 6 y 7 se puede observar la simulación del sistema de licuefacción de aire, constituida por la compresión del aire, incluyendo el banco primario de compresores y el sistema booster. Las condiciones operacionales de los sistemas descritos de pueden visualizar con más detalle en los anexos H, I.

Figura 6. Sistema de compresión primario y Quencher.



Fuente: Las Autoras.

Figura 7. Sistema Booster.



Fuente: Las Autoras.

El sistema de destilación criogénica se diseñó y simuló en base a un flujo continuo de materia de 184 kmol/h de aire, dando como resultado un sistema de dos torres el cual se muestra en la figura 8; una de alta presión que funciona a 5,4 bar y posee 44 etapas teóricas, capaz de alcanzar una corriente de mezcla de fondos con una composición en 42,15% en Oxigeno y 57,84% en Nitrógeno. Por otro lado, la torre de baja presión, trabajó a una presión de 1,5 bares y por diseño se calcularon 93 etapas teóricas. Para llevar a cabo la simulación de la destilación, se utilizó el paquete termodinámico Peng-Robinson, y para el diseño de las torres de destilación, se utilizó el método de McCabe-Thiele [57]. Datos más detallados del diseño del sistema de torres de destilación pueden encontrarse en el anexo B.

Para la simulacion del sistema, el aire a temperatura criogenica, se dirijió hasta la unidad de destilación, que esta compuesta por dos torres conectadas de tal manera que las corrientes másicas y los poderes calorificos de las mismas sean aprovechadas en los procesos conjuntos de transferencia de calor y masa entre los fondos y los destilados. El sistema propuesto por Linde [55] combina un sistema de tres torres, donde en la primera se realiza la separación parcial del nitrogeno y el oxigeno mezclado con argón; en la segunda, las corrientes se vuelven a rectificar para ser alimentadas posteriormente a la torre de baja presión y última del sistema, siento retirado el argón por las etapas intermedias de la segunda torre. Para efectos de calculo, en esta investigación se asumió que el aire era captado de la atmosfera sin la presencia del argón en la mezcla, lo cual permitió realizar la simulación omitiendo la torre secundaria.

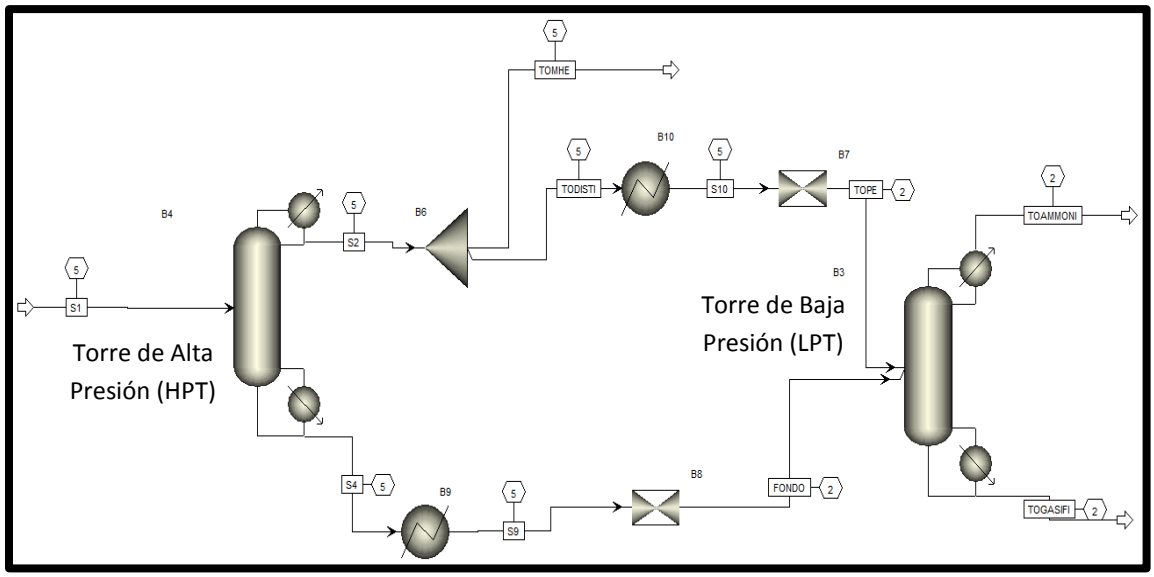
Dentro de la investigacion, la torre de destilación funciona como un sistema combinado de dos torres; una de baja presión que se encuentra en la cima de la torre unitaria, y la otra de alta presión que se encuentra en el fondo de la torre unitaria. La columna inferior trabajó en intervalos de presión que comprenden los 5.5 a los 6.5 bares y dió como resultado dos corrientes por destilación preliminar. La corriente de fondo tuvo una composición de nitrógeno de 60-65% y de oxígeno de 35-40%.

La columna superior trabajó a una presión de 1,3 a 1,4 bar. El sistema de alimentación de la torre superior cuenta con un sistema de valvulas de estrangulamiento que tumban la presión de la mezcla parcial de nitrogeno, aire y oxigeno resultante de la torre inferior a la torre superior.

Entre el medio de la columna de alta y de baja presión, se encuentra el sistema conjunto de condensador-reervidor, que condensa el nitrogeno de la columna del fondo y al tiempo vaporiza el oxigeno de la columna superior. La temperatura de condensación del nitrogeno en la columna del fondo fue de 96 a 97 K y la temperatura de vaporización del oxigeno en la columna superior fue de 92 a 93 K.

El oxigeno posee un punto de destilación más alto que el resto de los gases de la mezcla (aire), este gas recuperado cuenta con una concentración alrededor del 98% de la cima de la columna del tope. Por otro lado, el nitrogeno es tomado por el tope de la columna de baja presión; luego de haber sido separadas las corrientes en la columna de baja, estas fueron calentadas hasta la temperatura ambiente, y durante esta operación, la capacidad de enfriamiento de estas corrientes fue utilizada para enfriar las corrientes de aire que entraron al proceso luego del proceso de compresión. Como la corriente de oxigeno se suministró al gasificador en estado gaseoso y se realizó el lavado del gas de sintesis con Selexol, las corrientes de producto se llevaron hasta el estado gaseoso. En el anexo C, se encuentran las propiedades generales de diseño de las torres de destilación y de las corrientes de alimentación, y en el anexo D un resumen general del sistema de separación de aire.

Figura 8. Sistema de torres de destilación.



Fuente: Las Autoras.

High Temperature Shift (HTS) y Low Temperature Shift (LTS). En la etapa de Shift, el CO se transforma en CO_2 e hidrógeno. En la High Temperature Shift, se incrementa el rendimiento en hidrógeno del proceso a través de una reacción shift agua-gas, mientras que en la Low Temperature Shift, el CO es rebajado desde un rango de 5 - 3% hasta un 0.3%.

En esta etapa se realizó un scrubbing (acondicionamiento) del gas de síntesis previo para remover el CO_2. El acondicionamiento se simuló en un stripper (torre de absorción) a una presión de 60 bares y temperaturas entre 10 y 12 °C. En la etapa de scrubbing, La solubilidad del CO_2 en el agua se modeló de acuerdo a la siguiente ecuación de equilibrio [57]:

$$CO_{2(vap,liq)} = CO_{2(aq)} \tag{9}$$

Donde $CO_{2(vap,liq)}$ es la cantidad de dioxido de carbono en la fase de vapor o en la fase liquida, y el termino $CO_{2(aq)}$ denota todas las especies acuosas de CO_2 agrupadas. Por otro lado, la solubilidad del CO_2 en el agua ha sido calculada por varios autores en terminos de la constante de la ley de Henry [57]:

$$x_{CO2(aq)} = \frac{f^0_{CO_{2(p,t)}} y \gamma_y}{k_{H(P,T)} \gamma CO_{2(aq)}} \tag{10}$$

Donde $x_{CO2(aq)}$ y y son las fracciones molares del CO_2 en las fases acuosas y no acuosas, respectivamente, $k_{H(P,T)}$ (en MPa) es la constante de Henry del CO_2 en agua pura a una fracción molar a unas condiciones especificadas de P-T, $f^0_{CO_{2(p,t)}}$es la fugacidad (en MPa) del CO_2 puro a unas condiciones específicas de P-T.

En esta investigación, Para el proceso de acondicionamiento del gas, se conservó la presión de 60 bares, ya que la corriente viene con esta presurización desde el gasificador y es deseable mantener este valor hasta determinadas etapas del proceso en donde se pueden aprovechar caídas de presión como medio de separación. El scrubber se diseñó como sistema de transferencia de masa en forma de torre empacada. Para realizar el diseño de la torre de absorción, se hizo necesario conocer la solubilidad del CO_2 en agua para determinar la cantidad de agua necesaria para suministrar en la torre. Para ello, se utilizaron los datos de solubilidad de la tabla 5.

Tabla 5. Solubilidad del CO_2 en agua a diferentes temperaturas y presiones.

PRESIÓN (bar)	**SOLUBILIDAD, EN kg de CO_2 por kg DE AGUA A DIFERENTES TEMPERATURAS**			
	273,15 K	283,15 K	293,15 K	303,15 K
1	0,4	0,25	0,15	0,1
20	3,15	2,15	1,3	0,9
50	7,7	6,95	6	4,8

Fuente: Wiebe y Gaddy. Disponible en: http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ja01861a033

El gas de sintesis pasa la etapa del shift, con el fin de transformar el CO que se formo en el gasificador a causa de las reacciones de oxidación parcial para obtener una mayor cantidad de hidrógeno e incrementar la calidad del gas de síntesis final. La reacción de shift de alta temperatura (HTS) se simuló en reactores de equilibrio a 370°C y 58 bares considerando catalizadores de hematita, mientras que en los reactores de LTS, se utilizaron catalizadores de cobre y condiciones operacionales de 270°C y 55 bares. Para que la reacción química en el interior de estos reactores fuera eficiente, La corriente de entrada se estableció a las condiciones estipuladas en la tabla 6 con el fin de evitar contaminaciones o envenenamientos en el catalizador.

Tabla 6. Condiciones de la reacción Shift a altas temperaturas.

Condiciones de operación de la High Temperature Shift	
Entrada de monóxido de carbono (dry)	Entre 8 – 15%
Salida de monóxido de carbono (dry)	Entre 2 - 4%
Temperatura de entrada (°C)	335 – 360

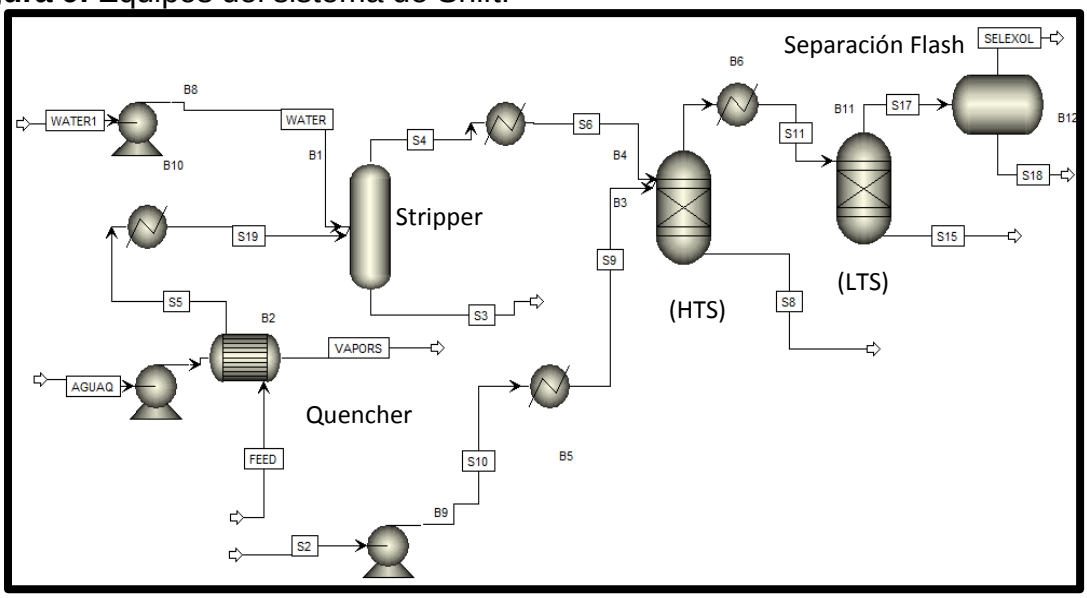
Fuente: Adaptado de Gerard B. Disponible: http://es.slideshare.net/GerardBHawkins/hts-high-temperature-shift-catalyst-comprehensiev-overview?related=1

La simulación de los reactores de shift, como se mencionó anteriormente, se realizó utilizando reactores de equilibrio, aprovechando el comportamiento de la reacción química:

$$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 \qquad \Delta H^O = -9{,}81\ KJ\ mol^{-1} \qquad (11)$$

En estos módulos, la reacción transcurre hasta que a ciertas condiciones establecidas de presión y temperatura se alcanza el equilibrio. En cuanto la variable relacionada con la cantidad de agua que se suministró al reactor (radio $[H_2O]/[CO]$), se realizó un análisis de sensibilidad para establecer bajo qué condición de este parámetro se logra una mayor conversión del CO a H_2. Por otro lado, se desarrolló el análisis de sensibilidad con respecto a los cambios de la corriente de hidrógeno con relación a la temperatura del reactor de LTS. La reacción de HTS no sufrió cambios sensibles ante grandes variaciones de presión, por lo que no se realizó un análisis de sensibilidad alrededor de esta variable. La simulación de la etapa Shift se puede observar en la figura 9.

Figura 9. Equipos del sistema de Shift.



Fuente: Las Autoras.

- **Limpieza y acondicionamiento del gas de síntesis.** En esta etapa, se removieron los gases ácidos que dañan el catalizador de la sintesis de bio-amoniaco. La separación de casi toda la fracción del CO_2 del gas de síntesis se llevó a cabo a través de absorción física, haciendo uso de solventes polares. La columna de absorción del CO_2 se simuló como un equipo de nueve etapas teóricas, con un consumo de agua de 390613,24 kg/h a una temperatura de 283,15 K y a una presión de 60 bares. En el proceso, la corriente de gas de síntesis proveniente del shift fue enfriada hasta los 288,15 K para incrementar la captura del CO_2 en la torre de absorción antes de ingresarla. En el absorbedor, mucho del contenido del CO_2 fue disuelto en el solvente junto a pequeñas cantidades de otros gases. El solvente rico se envió a turbinas hidráulicas que generaron energía para la recuperación de este recurso.

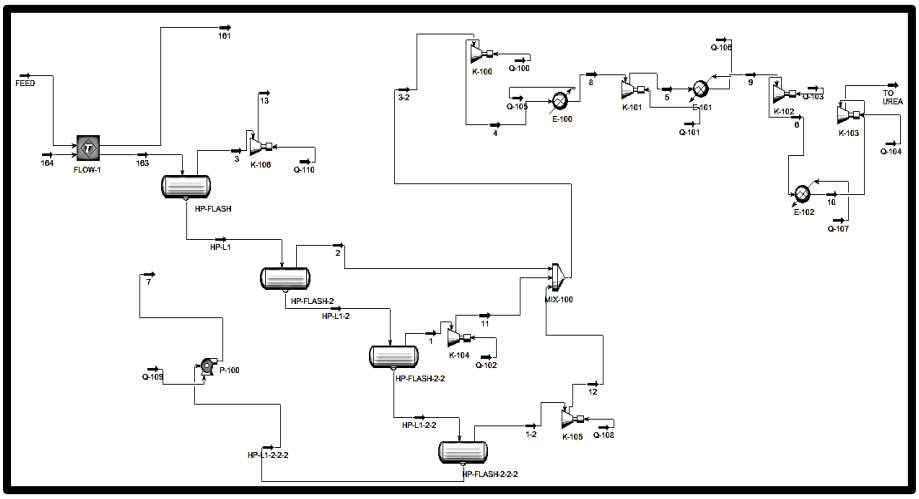
El Rectisol® es el solvente por el que se inclinan muchos industriales en los procesos de remoción de gases ácidos. Sin embargo, dada la complejidad de los sistemas que se requieren para recuperar este solvente al final de las operaciones de limpieza, los costosos materiales con los cuales están fabricados los equipos utilizados para esta operación y las temperaturas relativamente bajas que son necesarias para lograr la recuperación (alrededor de los 263.15 K), se utilizó como solvente el DEPG (Selexol™), solvente polar para remover gases ácidos que no requiere regeneración y agua para su lavado. En términos generales, el DEPG es una mezcla de dimetileteres de polietilenglicol, que absorbe el CO_2 (el gas ácido) sin reaccionar con los demás componentes en mezcla con este [58]. Las propiedades físicas del selexol se pueden observar en el anexo E.

Para simular el proceso del Selexol™, se siguió la propuesta de Im et al. [59] con el objetivo de recuperar el H_2 arrastrado por el DEPG en la columna, el solvente rico en hidrógeno fue recirculado a la columna a través del equipo HP-FLASH. Para la regeneración, el solvente rico en CO_2 fue enviado a un sistema de tres etapas de tambores FLASH, cuyas condiciones de diseño se muestran en el anexo F.

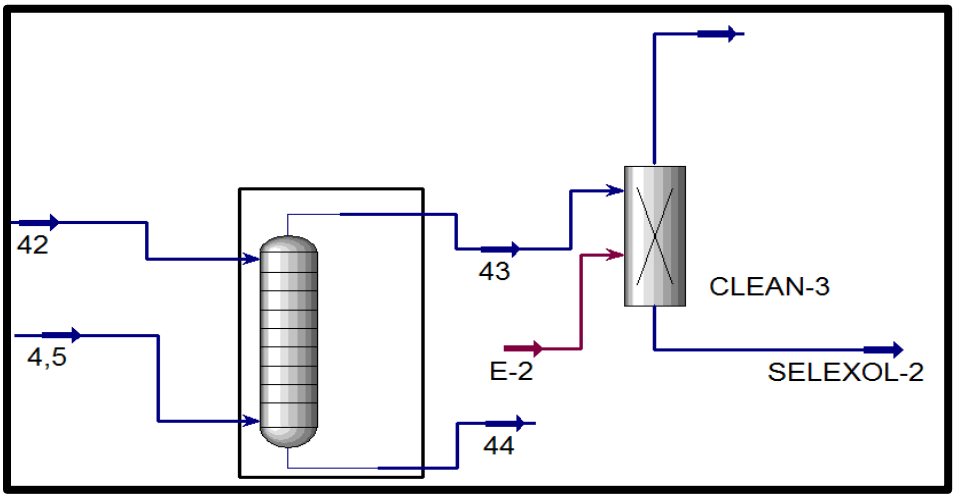
La corriente necesaria de DEPG se calculó con base al dato de solubilidad especificado en el anexo E, obteniéndose un valor de 974850 kg/h bajo unas condiciones de operación de 283,15 K de temperatura y 36,2 bares de presión. La cantidad de CO2 recuperada en este proceso fue de 9156,8 kg/h, el cual puede ser enviado como materia prima en una planta de producción de úrea.

La selección de un modelo de propiedades físicas adecuadas fue importante para tener resultados confiables en la simulación. Para lograr este resultado, se utilizó el modelo COMThermoPkg DBR Amine (v2012.1) de Aspen Hysys como paquete termodinámico. Este paquete es reconocido por ser un buen modelo termodinámico para la simulación de procesos químicos que impliquen operaciones con componentes poliméricos; entregando resultados confiables de las condiciones del sistema bajo un amplio rango de condiciones de temperatura y presión [60]. En la figura 10 se muestra la simulación del proceso de limpieza y acondicionamiento del gas de síntesis.

Figura 10. Simulación del proceso de limpieza y acondicionamiento.
a)



b)



a) en el sistema de tambores flash se logra recuperar el CO2 a expensas de caídas de presión, con ello aprovechando las diferencias entre las presiones de vapor de los dos componentes de la

mezcla. Al separarse el DEPG líquido del CO2 en gas, el último se recomprime para ser enviado a almacenamiento.
* b) En este caso, la corriente del gas de síntesis es inyectada a la torre de absorción por su parte inferior, mientras que el DEPG entra por la cima. El sistema conectado al tope de la torre sirve como medio de recuperación del solvente que es arrastrado por el gas a la salida de la torre.
Fuente: Las Autoras.

- **Síntesis de bio-amoniaco.** En la figura 12 se puede visualizar la síntesis de bio-amoniaco. La corriente de syngas (gas de síntesis) limpiada y acondicionada obtenida del proceso AGR, antes de ser utilizada para la obtención del bio-amoniaco se comprimió a 360 °C y 300 bares de presión; una vez obtenido el gas de síntesis a las condiciones operativas establecidas, se llevó a cabo la síntesis del bio-amoniaco en reactores PFR; para la síntesis, se utilizaron 1014,274 kg/h de gas de síntesis y 4800 kg/h de nitrógeno gaseosos los cuales reaccionaron para producir bio-amoniaco siguiendo el proceso Haber-Bosch, el nitrógeno empleado se obtuvo del proceso ASU simulado. En la reacción del amoniaco, solo el 20% de los componentes reaccionaron por las desfavorables condiciones de equilibrio; debido a lo anterior fue necesario utilizar un banco de reactores PFR para obtener una eficiencia global del proceso de 70%. Del proceso de síntesis, se obtuvieron 4139 kg/h de bio-amoniaco a una temperatura y presión de -39,68 °C y 300 bares respectivamente. Por ser el amoniaco un gas que a nivel industrial puede almacenarse en estado líquido o gaseoso; se almaceno en estado gaseoso a una temperatura de -33°C y presión ambiental utilizando un sistema de expansión para alcanzar tales condiciones.

La simulación de los reactores PFR, se realizó aprovechando el comportamiento de la reacción química y utilizando las reacciones cinéticas propuestas por el simulador Aspen Hysys V8.4:

$$N_{2(g)} + 3H_{2(g)} \leftrightarrow 2NH_{3(g)} \tag{12}$$

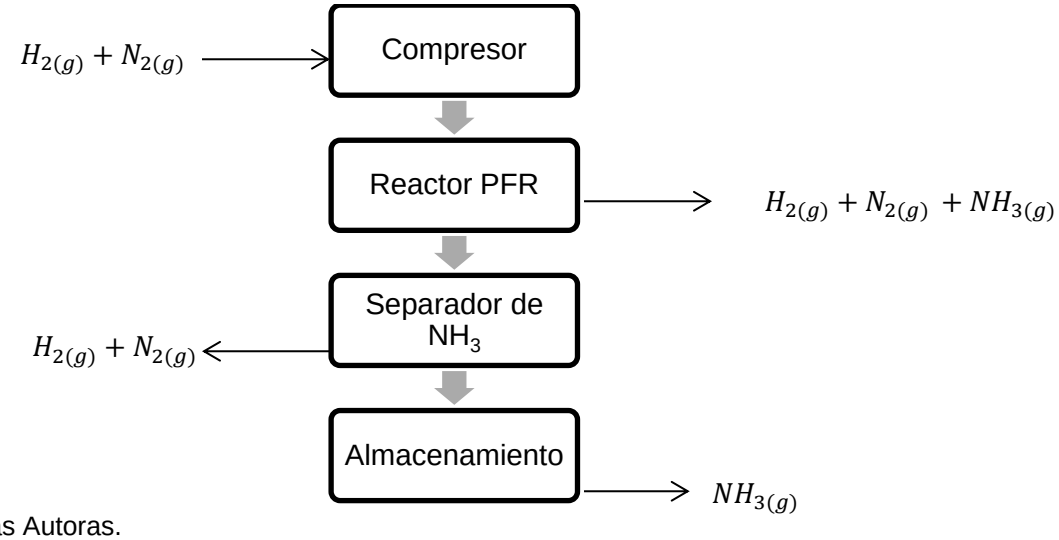
$$r = k[P_{N2}]^{0.5}[P_{H2}]^{1.5} - k'[P_{NH3}] \qquad \left(kmol/_{m^3 s}\right) \tag{13}$$

$$k = 10000e^{(-91000/RT)T}$$
$$k' = 1{,}3e10\ e^{(-1{,}41e05/RT)T}$$

Donde *P* es la presión parcial de la sustancia, *k* y *k'* son la constante de equilibro para los reactivos y productos respectivamente, *R* la constante universal, y *T* la temperatura.

Como se mencionó anteriormente, dentro del proceso se utilizaron reactores PFR. Una ventaja de utilizar dentro del proceso reactores PFR es que si se colocan dos o varios reactores en serie o se tiene uno solo continuo, el volumen global del reactor necesario para alcanzar la misma conversión es idéntico. En la presente investigación se utilizaron siete reactores PFR con una eficiencia del 20% por reactor, teniendo en cuenta las condiciones de presión y temperatura; logrando así la máxima conversión del hidrógeno y nitrógeno para obtener amoniaco dentro del proceso. En la simulación de la síntesis de bio-amoniaco, se utilizaron separadores para poder retirar el bio-amoniaco producido y aprovechar el hidrógeno y el nitrógeno dentro del proceso. Para la simulación de la síntesis de bio-amoniaco se realizaron las etapas descritas en el diagrama de bloques especificado en la figura 11.

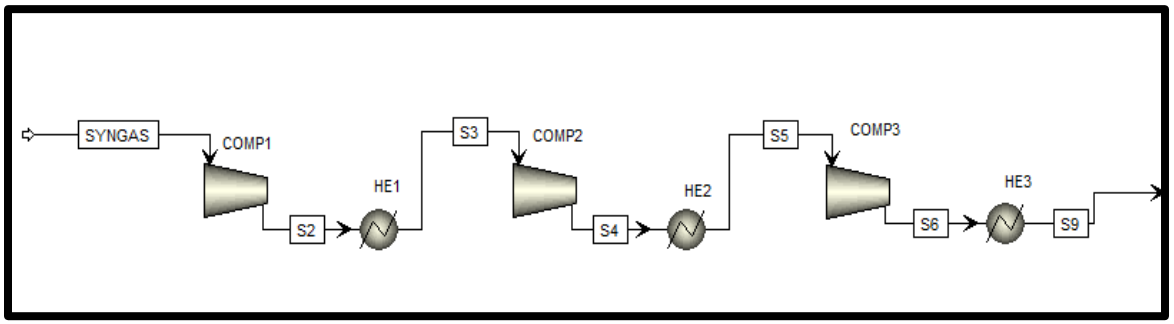
Figura 11. Diagrama de flujo de la síntesis de bio-amoniaco.



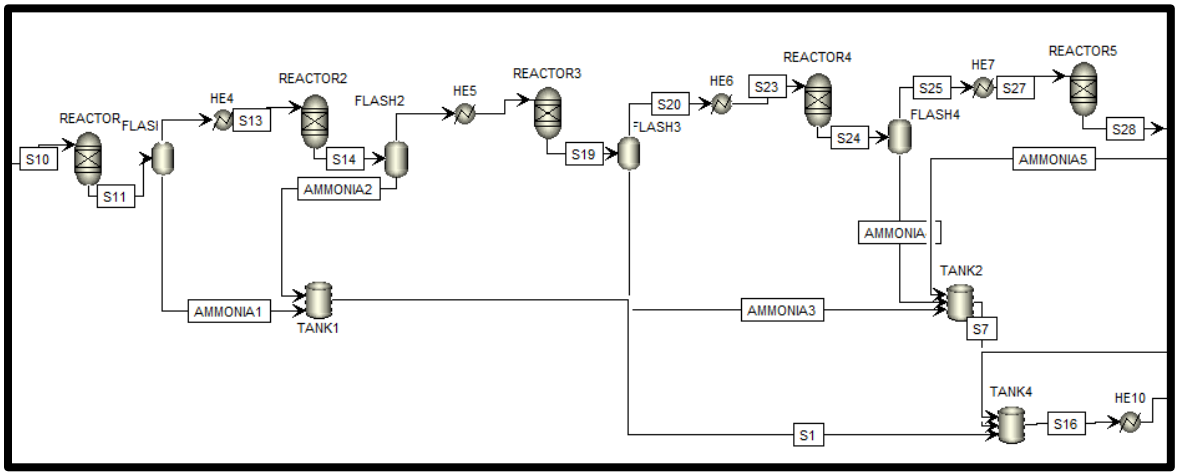
Fuente: Las Autoras.

Figura 12. Síntesis de bio-amoniaco.

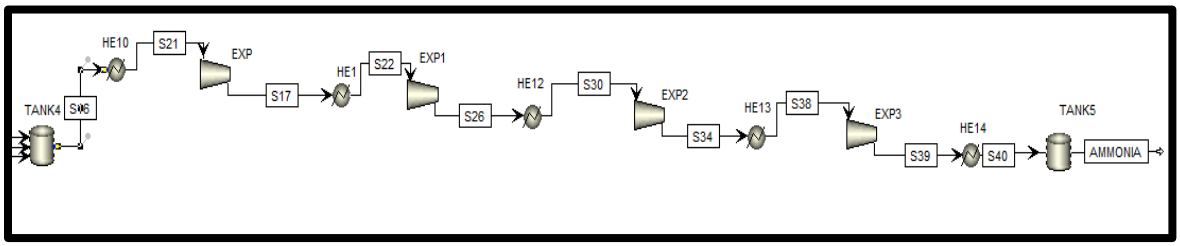
a)



b)



c)



*a) Tren de compresión de gas de síntesis.
*b) Banco de reactores para la síntesis de bio-amoniaco.
*c) Tren de expansión de gas de síntesis.
Fuente: Las Autoras.

La composición de las corrientes principales del proceso que se obtuvieron a partir de la simulación se describe en el anexo G.

3.8.2 METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIO-AMONIACO A PARTIR DE RAQUIS DE PALMA AFRICANA.

Requerimiento de la materia prima. Para la obtención de bio-amoniaco, en las diferentes etapas de la simulación se utilizaron materias primas y químicos necesarios para el desarrollo del proceso, en la tabla 7 se especifican las materias primas utilizadas y los costos individuales asociados a cada una de ellas.

Tabla 7. Costos de la materia prima.

Materia Prima	Precio
Raquis de Palma Africana* **(USD/ton)**	5
Catalizador Óxido de Hierro **(USD/kg)**	0,5
Selexol **(USD/kg)**	5

*Costo asumido por las autoras.
Fuente: ALIBABA GROUP.

El costo del EFB se asumió teniendo en cuenta que la planta estará ubicada en un centro de acopio, el cual capta la producción de las plantaciones que se necesitan para obtener la cantidad requerida de raquis; el costo estimado del raquis representa el costo por manejo de sólidos en el centro de acopio y de transporte en conveyors y elevadores de cangilones.

Requerimiento de servicios industriales. Para la puesta en marcha de los equipos asociados al proceso se utilizaron diferentes corrientes de servicios, en la tabla 8 se encuentran los costos asociados a los servicios utilizados dentro de la simulación.

Tabla 8. Costos de los servicios industriales.

Servicio Industrial	Precio
Agua de Torre*[a] **(USD/kg)**	2,5
Electricidad*[b] **(USD/kWh)**	0,05

Fuente: *[a] Air Technology Group Hitachi America, Ltd.
*[b] Electricaribe S.A

Para el análisis de rentabilidad se calculó el valor presente neto (VPN), el periodo de retorno de la inversión, la tasa interna de retorno (TIR), y se realizó un análisis del punto de equilibrio; para esto se tuvieron en cuenta el costo de la materia prima, servicios industriales, mano de obra, costo de capital, el capital fijo invertido, capital de trabajo, los ingresos por ventas obtenidos y los costos de manufactura.

Costo de capital. El costo de capital representa todos los costos asociados con la construcción de la planta. Para obtener una estimación del costo de capital, se debieron conocer los costos asociados a los equipos que hacen parte de la planta y los factores que afectan su evaluación, estos factores se pueden observar en el anexo J.

Para la estimación de los costos de los equipos utilizados en la simulación del proceso se utilizaron los propuestos por Turton et al. [32] y también se consultaron con el proveedor ALIBABA GROUP [61]. En el anexo K se presentan los equipos utilizados en las etapas del proceso.

Costos por mano de obra. En la estimación de los requerimientos de mano de obra se utilizó la ecuación sugerida por Turton et al. [32]:

$$N_{OL} = \left(6.29 + 31.7P^2 + 0.23N_{np}\right)^{0,5} \quad (14)$$

Dónde:
$N_{OL} = número\ de\ operadores\ por\ turnos.$
$P = n.de\ pasos\ de\ procesamiento\ que\ impliquen\ manipulación\ de\ sólidos.$
$N_{np} = número\ de\ equipos\ de\ procesamiento\ no\ particulados.$

Para evaluar el número de operadores por turnos se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones:

La planta trabaja 24 horas, los 365 días del año y labora en turnos de 8 horas.
Cada operador por cada 3 días trabajados descansa 1 día.
En total, la planta propuesta cuenta con 74 equipos como se puede observar en el anexo K.

Costos de manufactura. El costo de manufactura integra todos los costos asociados con la operación del día a día de la planta y la producción de un producto, entre ellos intervienen los factores especificados en el anexo L. Los costos de manufactura integran los costos directos, costos fijos y los costos generales [32]:

- Los costos directos representan los gastos de operación que varían con la producción; incluyen los costos por materias primas, servicios industriales, mano de obra, supervisión y trabajo administrativo, mantenimiento y reparación, suministros operativos, cargos de laboratorio, patentes y regalías.

- Los costos fijos son independientes de los cambios en la tasa de producción. Incluyen impuestos sobre la propiedad, seguros y depreciación, que se cargan a tiempos constantes, incluso cuando la planta no está en funcionamiento, también las facilidades auxiliares, las cuales integran todos los costos asociados con las operaciones de las instalaciones auxiliares que apoyan el proceso de fabricación.

Costos que implican servicios de protección contra incendios y de seguridad, servicios médicos, cafetería y las instalaciones recreativas, gastos generales, beneficios a los empleados, etc.

- Los costos generales incluyen la gestión, ventas, financiamiento, y las funciones de investigación.

Para la estimación del costo de manufactura total se utilizó la ecuación sugerida por Turton et al. [32] y los valores presentados en la tabla 14:

$$COM_d = 0.180FCI + 2.73C_{OL} + 1.23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (15)$$

Dónde:

$COM_d = Costo\ tatal\ de\ manufactura$ sin $depreciación$

$FCI = Costo\ de\ capital.$

$C_{OL} = Costo\ por\ mano\ de\ obra.$

$C_{UT} = Costo\ por\ servicios\ industriales.$

$C_{WT} = Costo\ por\ tratamiento\ de\ residuos.$

$C_{RM} = Costo\ por\ materia\ prima.$

Capital fijo invertido. El capital fijo invertido representa la inversión fija para construir la planta; para su determinación se utilizó la ecuación propuesta por Turton et al. [32] la cual se puede ver a continuación:

$$Capital\ fijo\ total\ invertido = Capital\ fijo + Capital\ de\ trabajo \quad (16)$$

Capital de trabajo. El capital de trabajo es la cantidad de capital necesario para poner en marcha la planta y la financiación de los primeros meses de operación antes de los ingresos desde el inicio del proceso. Normalmente, este dinero se utiliza para cubrir los sueldos, los inventarios de materias primas, y las contingencias. El capital de trabajo se recupera al final del proyecto. Los valores típicos para el capital de trabajo son entre el 15% y el 20% de la inversión en capital fijo, por tanto, la ecuación utilizada para su determinación se presenta a continuación:

$$Capital\ de\ trabajo = 0.18(Capital\ fijo\ total\ invertido) \quad (17)$$

Ingresos por ventas. Actualmente, el amoniaco tiene un valor de mercado de 570 USD por toneladas [62]. El precio de venta del amoniaco depende de la disponibilidad de las materias primas utilizadas para su obtención, del precio del petróleo y por tanto del gas natural (materia prima para obtener el gas de síntesis)

y de los costos de logística (gastos que se generan por el almacenamiento y transporte del producto terminado). A diferencia de otros mercados, en el colombiano, el precio del gas no varía de manera significativa con la disminución de los precios del petróleo. El organismo que se encarga de regular los precios del amoníaco y demás materias primas para la producción de fertilizantes es la Fertecon.

Del proceso de obtención de bio-amoniaco también se obtuvieron sub-productos que son de gran valor en el mercado como es el caso del dióxido de carbono líquido, actualmente este producto tiene mucha importancia porque es utilizado en la industria de los fertilizantes, principalmente para la producción de urea, el cual es un fertilizante que se utiliza para el cultivo agrícola, por lo anterior, se consideró su venta para aumentar los ingresos del proceso y con esto la rentabilidad del mismo. La cantidad de dióxido de carbono líquido obtenido fue de 80000 ton/año y se consideró un precio de 30 USD por tonelada de producto [63]. El precio de venta del CO_2 depende en gran manera del almacenamiento y transporte, es decir, si se almacena en forma gaseosa, sólido comprimido o en cilindros (presurizados); así mismo de la disponibilidad de las fuentes de obtención, debido, a que el CO_2 se puede obtener a partir de fuentes naturales de CO_2, hornos de piedra caliza, los procesos de fermentación y corrientes de gas de plantas químicas y petroquímicas. También puede ser capturado de las corrientes de gas emitidos por las plantas de energía.

Determinación del valor presente neto. Algunos indicadores económicos adicionales tienen en cuenta el cambio del valor del dinero en el tiempo, tales como el Valor Presente Neto (VPN), el cual es la suma de todas las utilidades acumuladas en los periodos de operación de la planta, traídas a valor presente. El VPN se puede calcular utilizando la ecuación sugerida por El-Halwagi [64]:

$$VPN = \sum_n \frac{ACF_n}{(1+i)^n} - I_0 \quad (18)$$

Dónde:
$ACF_n = flujos\ de\ caja\ en\ cada\ periodo\ n$
$i = tipo\ de\ interés$
$n = número\ de\ periodos\ considerados$
$I_0 = Inversión\ inicial$

Determinación de la tasa interna de retorno (TIR). La tasa interna de retorno de una inversión o proyecto es la tasa efectiva anual compuesto de retorno o tasa de

descuento que hace que el valor actual neto de todos los flujos de efectivo (tanto positivos como negativos) de una determinada inversión sea igual a cero [43].

Determinación del punto de equilibrio. Para calcular el punto de equilibrio, fue necesario determinar todos los costos fijos y variables involucrados en la operación, también se debió tener en cuenta la inversión en capital fijo. Los costos fijos incluyen los salarios, gastos generales de la planta, gastos por mantenimiento, seguros e impuestos; mientras que los costos variables incluyen el gasto por adquisición de materias primas y servicios industriales. El punto de equilibrio se puede calcular utilizando la ecuación sugerencia por El-Halwagi [64]:

$$C^{bio-amoniaco\ min} = \frac{TAC}{Produccion\ anual} \quad (19)$$

Dónde:

$C^{bio-amoniaco\ min} = Precio\ minimo\ de\ venta\ del\ producto\ \left({}^{USD}/_{ton}\right)$

$TAC = Costo\ de\ producción\ total\ anual\ (USD)$

$Producción\ anual = Cantidad\ de\ producto\ obtenido\ anual\ (ton)$

Para calcular el costo de producción total anual se utilizaron las siguientes ecuaciones:

$$TAC = AFC + AOC \quad (20)$$

$$AFC = \frac{FCI}{Vida\ depreciable} \quad (21)$$

$$AOC = costos\ fijos\ operativos\ anuales + costos\ variables\ operativos\ anuales \quad (22)$$

Dónde:

$AFC = Gastos\ anuales\ de\ depreciación.$

$FCI = Capital\ en\ inversión\ fijo.$

$Vida\ depreciable: tiempo\ en\ el\ cual\ se\ desgasta\ un\ bien.$

$AOC = Costo\ de\ operación\ anual.$

4. PRESENTACIÓN Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1 ANÁLISIS TÉCNICO DE LA PRODUCCIÓN DE BIO-AMONIACO A PARTIR DEL RAQUIS DE PALMA AFRICANA.

Se llevó a cabo la evaluación técnica del proceso de producción de bio-amoniaco a partir de la gasificación del raquis de la palma africana (EFB); utilizando para ello la herramienta de simulación de procesos ofrecida por la suite Aspen Tech®. En la tabla 9 se presenta la composición del gas de síntesis a la salida del gasificador. La cantidad de CO_2 en la corriente de salida es elevada por la relación agua/oxigeno que se aplicó para el agente gasificante. Para modificar estos rendimientos, la opción sería incrementar la cantidad de agua introducida en el reactor a costa de una disminución de la cantidad de oxígeno; sin embargo, esto causa el incremento de alquitranes y sólidos debido a la disminución de la transición del carbono fijo de sólido a gas.

Tabla 9. Composición del gas de síntesis a la salida del gasificador (mol/h)

Gasificación	Valor
Gas de salida	
H_2	380715,00
CH_4	84603,33
CO	141005,56
CO_2	493519,44
Coal Char	8460,33
Cenizas	2640,91
Coal Tar	94,32

Fuente: Las Autoras.

En la tabla 10 se puede observar la composición del gas de síntesis a la entrada y salida del scrubbing, en donde se puede apreciar la disminución del CO_2 en la corriente de salida así como una ligera disminución de la cantidad de hidrógeno.

Tabla 10. Composición del gas de síntesis a la entrada y salida de la unidad de scrubbing en Kmol/h

Scrubbing	Valores	
Componente	**Entrada**	**Salida**
H_2	377,71	370,01
CH_4	84,38	81,15
CO	140,95	137,00
CO_2	493,41	159,07
H2O	0	0,39

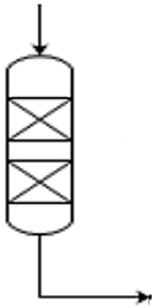
Fuente: Las Autoras.

En la figura 13 se observa la composición de las corrientes de salida del reactor de shift. Para establecer las condiciones óptimas en las operaciones de shift se realizó un análisis de sensibilidad para encontrar las condiciones óptimas de temperatura y presión. Para el HTS, se modificó la corriente de entrada de agua en radios de 4, 6 y 8.

En la figura 14 se observa el cambio de la corriente de hidrógeno con relación al flujo de agua que ingresa al reactor en el HTS y los cambios de temperatura en el LTS. De acuerdo con la figura 14-a, con un radio [H_2O]/[CO] de 8 se alcanza el máximo rendimiento de la reacción, es decir, que al incrementar la corriente de agua que entra al interior del reactor de HTS, mayor será la cantidad de hidrógeno en la corriente de salida; Sin embargo, es evidente que la diferencia entre el flujo de hidrógeno alcanzado en la salida del reactor con un radio [H_2O]/[CO] igual a 8 y con uno igual a 6 es relativamente pequeña, lo que significa que se puede alcanzar un rendimiento cercano al máximo haciendo uso de una cantidad de agua inferior a la requerida para alcanzarlo. Por otro lado, para el caso del LTS, a la temperatura más baja del intervalo indicado para el proceso, se alcanza el rendimiento máximo, lo que significa que a temperaturas más bajas, el rendimiento puede ser aún más alto como se puede observar en la figura 14-b.

Figura 13. Composición de las corrientes de salida del reactor de shift con diferentes radios [H_2O]/[CO].

ENTRADA DE AGUA	
RATIOS	4
VAPOR (kg/h)	3910,74
RATIOS	6
VAPOR (kg/h)	5866,11
RATIOS	8
VAPOR (kg/h)	7821,48

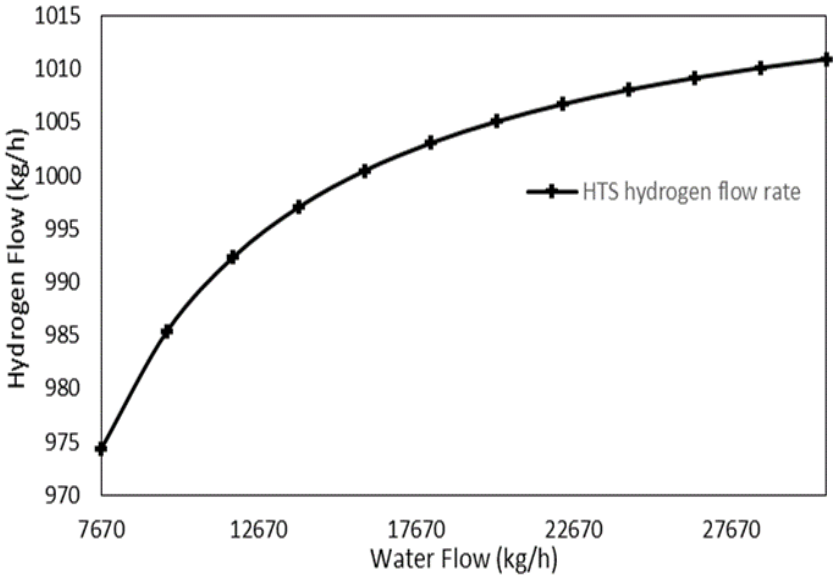


COMPOSICIÓN DE LA SALIDA CON RATIO = 4			
CORRIENTE	FLUJO (Kmol/h)	FLUJO (Kg/h)	CONVERSION
H_2	495,91	991,81	0,00
CH_4	84,38	1350,04	0,00
CO	22,76	637,29	0,35
CO_2	611,60	26910,44	0,00
AGUA	758,43	13651,72	0,00
COMPOSICIÓN DE LA SALIDA CON RATIO = 6			
CORRIENTE	FLUJO (Kmol/h)	FLUJO (Kg/h)	CONVERSION
H_2	503,51	1007,01	0,00
CH_4	84,38	1350,04	0,00
CO	15,16	424,54	0,57
CO_2	619,20	27244,76	0,00
AGUA	1189,14	21404,52	0,00
COMPOSICIÓN DE LA SALIDA CON RATIO = 8			
CORRIENTE	FLUJO (Kmol/h)	FLUJO (Kg/h)	CONVERSION
H_2	507,27	1014,54	0,00
CH_4	84,38	1350,04	0,00
CO	11,40	319,13	0,67
CO_2	622,96	27410,42	0,00
AGUA	1623,69	29226,42	0,00

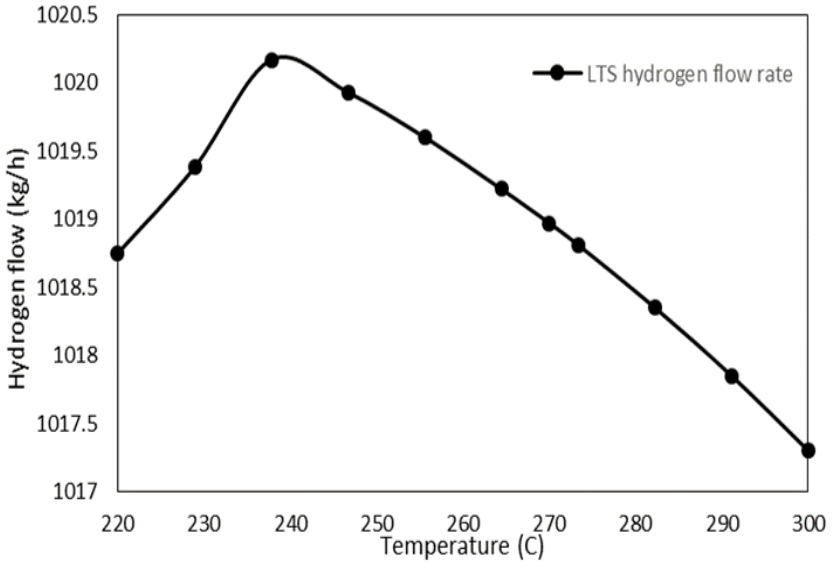
Fuente: Las Autoras.

Figura 14. Variación de la corriente de hidrógeno.

a)



b)



*a) en esta figura, se puede ver como a medida que se incrementa el radio [H_2O]/[CO] en el HTS, se incrementa la cantidad de Hidrógeno que se produce a partir del CO.
*b) se observa como varía con la temperatura la velocidad de salida del Hidrógeno del LTS.
Fuente: Las Autoras.

Sin embargo, si se sigue disminuyendo la temperatura se puede alcanzar el Dewpoint del agua de proceso, lo que puede hacer que la conversión disminuya,

tal y como se observa en la figura 14-b. Por otro lado, el catalizador comercial para este sistema se activa a temperaturas relativamente altas, lo que sujeta las condiciones de operación en el interior del LTS a estas condiciones. Como solución a esta observación se podrian considerar otros catalizadores que contemplen diferentes rangos de operación. Otro punto influyente con respecto a la temperatura del LTS, es que este parámetro depende mucho de la temperatura del punto de rocío del agua de servicio a la presión en el interior del reactor. En la tabla 11 se especifica la composición final del gas de síntesis de las etapas de HTS, LTS y del tambor flash. Se puede observar como la concentración del H_2 aumenta con respecto al consumo del CO en las etapas de shift; mientras que en la etapa flash se remueve gran parte del agua cargada en el HTS.

Con respecto a la etapa de limpieza y acondicionamiento del gas de síntesis; en la tabla 12 se presenta la composición del gas de síntesis de salida del proceso. Se puede apreciar que se obtuvo un producto con un grado de pureza del 92% que en su composición lo constituyo únicamente el hidrógeno. Por las propiedades especificadas en el anexo E para el DEPG, solo se requiere reducir la presión hasta los 2 kPa para recuperar la totalidad del solvente utilizado en la etapa de limpieza de gases ácidos. En las torres de absorción cuanto más se incrementaba el tiempo de contacto entre la corriente gaseosa y la corriente liquida, mayor era la extracción de los gases ácidos de la corriente de proceso.

Tabla 11. Composición del gas de síntesis de las etapas de HTS, LTS y del tambor de flash en Kmol/h.

HTS, LTH y Separación por flash			
	Corrientes de Salida		
Componente	**HTS**	**LTS**	**Flash**
H_2	501,49	505,47	505,02
CH_4	81,15	81,15	81,05
CO	5,52	1,54	1,54
CO_2	290,55	294,53	287,51
H_2O	1572,40	1568,42	1,92

Fuente: Las Autoras.

Tabla 12. Composición de la corriente de salida en la etapa de extracción de gases ácidos (mol/mol).

Etapa de Remoción de Gases ácidos	
Componente	**Salida**
DEPG	0,0000
CH_4	0,0838
CO_2	0,0002
CO	0,0025
H_2	0,9136
H_2O	0,0000

Fuente: Las Autoras.

Por otra parte, el rendimiento obtenido a partir de la síntesis de bio-amoniaco puede observarse en la tabla 13. Se puede ver que al aumentar la temperatura a 467 °C, la cantidad de bio-amoniaco producido disminuyo en un 7%, lo que indica que la reacción se favorece a temperaturas bajas y a una presión de 300 bares, de igual forma cuando la presión disminuyo a 100 bares, el bio-amoniaco obtenido fue inferior al alcanzado con presiones mayores. De lo anterior se dedujo que la síntesis de bio-amoniaco se favorece a una temperatura de 360°C y 300 bares obteniéndose un rendimiento del 20% por reactor. La cantidad de bio-amoniaco producido fue de 4139 kg/h.

Tabla 13. Rendimiento de la síntesis de amoniaco.

	PRESIÓN (BAR)					
TEMPERATURA (°C)	**10**		**100**		**300**	
	NH_3 (kg/h)	**Rendimiento (%)**	**NH_3 (kg/h)**	**Rendimiento (%)**	**NH_3 (kg/h)**	**Rendimiento (%)**
360	232,1073	4	730.7422	13	1092,1800	20
467	87,5376	1,5	433,7695	7,55	756,4499	13

Fuente: Las Autoras.

4.2 ANÁLISIS ECONOMICO DE LA PRODUCCIÓN DE BIO-AMONIACO A PARTIR DEL RAQUIS DE PALMA AFRICANA.

4.2.1 Estimación de los costos de manufactura.

En la tabla 14 se observan los costos de manufactura asociados a la planta. Los costos de manufactura integran los costos directos que incluyen todos los gastos operativos de la planta, los costos fijos y costos generales. El gasto por adquisición de las materias primas, como se puede ver, representa gran parte de los costos de manufactura; la materia prima es un elemento importante a tener en cuenta para el manejo del costo final de un producto, de estas dependen en gran manera la calidad del mismo pero también dentro del costo del producto se incorpora en buena parte el valor de las materias primas utilizadas dentro del proceso.

Tabla 14. Costos de manufactura: Directos, fijos y generales.

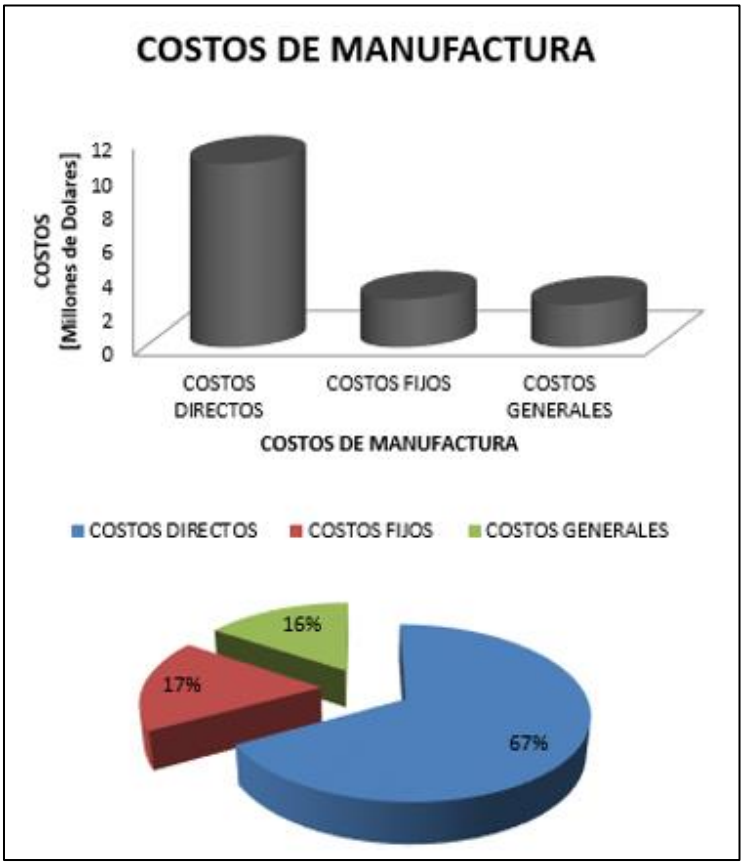
COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA	VALOR (USD/AÑO)
Materias primas	8.150.000
Servicios industriales	703.071
Mano de obra	240.000
Supervisión y trabajo administrativo	43.200
Mantenimiento y reparación	937.945
Suministros operativos	140.692
Cargos de laboratorio	36.000
Patentes y regalías	430.749
COSTOS DIRECTOS TOTALES DE MANUFACTURA	10.681.657
COSTOS FIJOS DE MANUFACTURA	
Depreciación	1.563.242
Impuestos locales y seguros	500.237
Facilidades auxiliares	732.687
COSTOS FIJOS TOTALES DE MANUFACTURA	2.796.166
COSTOS GENERALES DE MANUFACTURA	
Costos administrativos	183.172
Costos de distribución y ventas	1.579.414
Investigación y desarrollo	717.916
COSTOS GENERALES TOTALES DE MANUFACTURA	2.480.502

Fuentes: Las Autoras.

Por otra parte, la investigación y el desarrollo son importantes para la innovación, la cual permite competir globalmente con productos y servicios de alto valor agregado; Por heurística, se asume que el valor de investigación y desarrollo corresponde al 5% del costo de manufactura [32]. Para la planta propuesta el valor fue alto teniendo en cuenta que en Colombia se invierten 7.000 millones de dólares anuales aproximadamente, por tanto, este valor se debe constatar al momento de determinar la viabilidad en el análisis económico de una planta química.

En la figura 15 se presentan los costos directos, fijos y generales de manufactura. Los costos directos representan el 67% de los costos, de estos, el costo de la materia prima, los costos por mantenimiento y reparación y los costos por servicios industriales representan más de 9 millones de dólares. Es importante tener presente como afectan estos costos a la rentabilidad de la planta debido a que ellos cubren las necesidades de planeación, control y toma de decisiones por ser costos relativamente altos.

Figura 15. Costos directos, fijos y generales de manufactura.



Fuente: Las Autoras.

En la tabla 15 se resumen los costos que integran el costo total de manufactura. Se presenta el capital fijo invertido que incluye el costo de equipos, instalación, construcción de bases y soportes, instrumentación, instalación de tuberías, aislamiento y pintura, también el costo por mano de obra teniendo en cuenta que se requieren 20 operadores por turno para el trabajo en planta, los costos de servicios públicos que integran los servicios eléctricos y servicios de corrientes, y los costos de materia prima. En general, El costo de manufactura total requerido para la puesta en marcha de la planta fue de 14.358.312 USD anuales.

Tabla 15. Costos que integran el costo total de manufactura.

COSTOS	**(USD/AÑO)**
Costo de capital	15.632.418
Costo de la mano de obra de operación	240.000
Costo de los servicios públicos	703.071
Costo de materia prima	8.150.000

Fuente: Las Autoras.

4.2.2 Análisis de rentabilidad de la planta de producción de bio-amoniaco. Para la evaluación económica de la producción de bio-amoniaco, se utilizaron los parámetros especificados en la tabla 16 con base al año 2015.

Tabla 16. Parámetros especificados para el análisis de rentabilidad de la planta de bio-amoniaco.

Inversión del capital fijo (USD)	36.574.062
Capital de trabajo (USD)	6.583.331
Puesta en marcha de la planta	Al comienzo del año 2
Ingresos por venta (USD)	22.780.350
Costos de manufactura (USD)	14.358.312
Tasa de impuesto (%)	39
Método de depreciación*	MACRS-5 años
Periodo de evaluación (años)	30
Tasa de descuento (%)*	12

* Sistema Modificado de Recuperación Acelerada de Costo.

* En la evaluación económica no se consideró el efecto inflacionario; se tomó una tasa de descuento real promedio durante los 30 años que dura el proyecto.

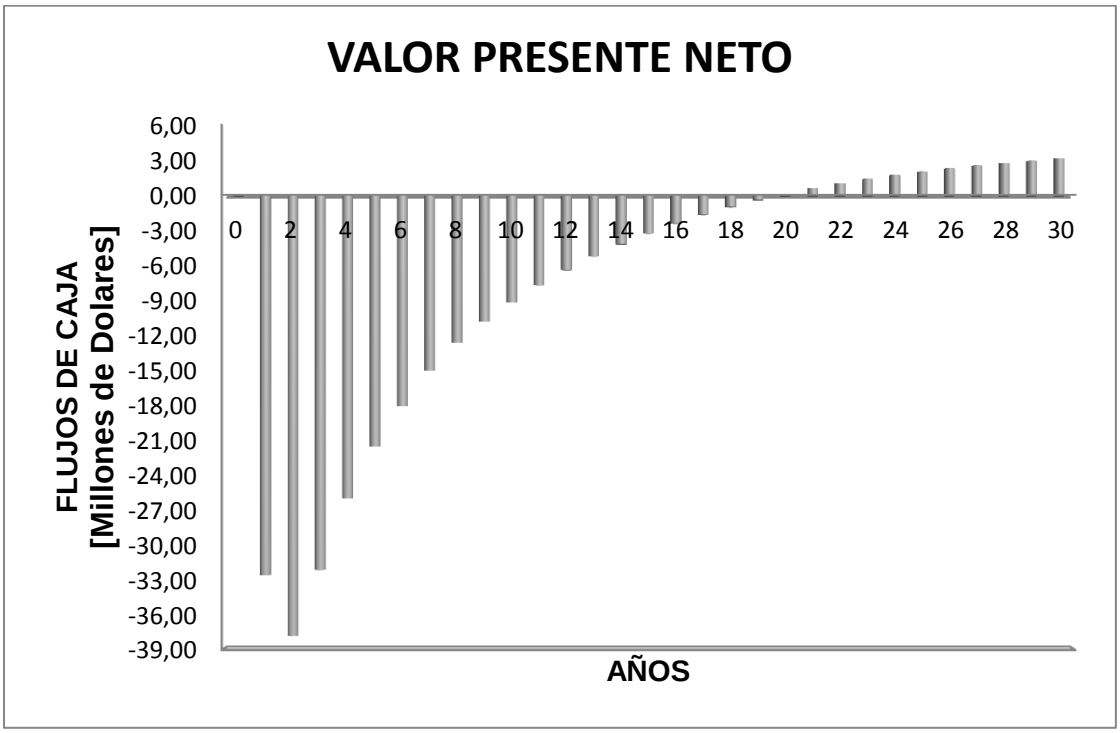
Fuente: Las Autoras.

En la figura 16 se presenta el valor presente neto. Para determinar el VPN se tuvieron en cuenta la inversión inicial, las inversiones durante la operación, los flujos de caja de efectivo, la tasa de descuento, la tasa de impuestos y el número

de periodos que se estima durara el proyecto. El VPN obteniendo en la investigación fue de 180.651 USD para el año 20, y a medida que el proyecto se va desarrollando los ingresos van aumentando gradualmente, también se puede observar que en el año 19.7, el flujo de caja es cero, es decir, no existen ganancias ni deudas y a partir de esta fecha la planta empezara a obtener beneficios económicos. Teniendo en cuenta el VPN, la inversión realizada producirá ganancias por encima de la rentabilidad exigida, lo cual indica que el proyecto es viable. En este caso, las utilidades se verán reflejadas a partir del año 20.

En la figura 17 se muestra el diagrama de flujo de efectivo del proyecto. En los dos primeros años, los egresos generados fueron la inversión del capital fijo y el capital de trabajo, a partir del tercer año se destinaron recursos para cubrir los costos operativos y de manufactura hasta el año treinta; de igual forma se obtuvieron ingresos por concepto de ventas del bio-amoniaco y el dióxido de carbono.

Figura 16. Valor presente neto (VPN).

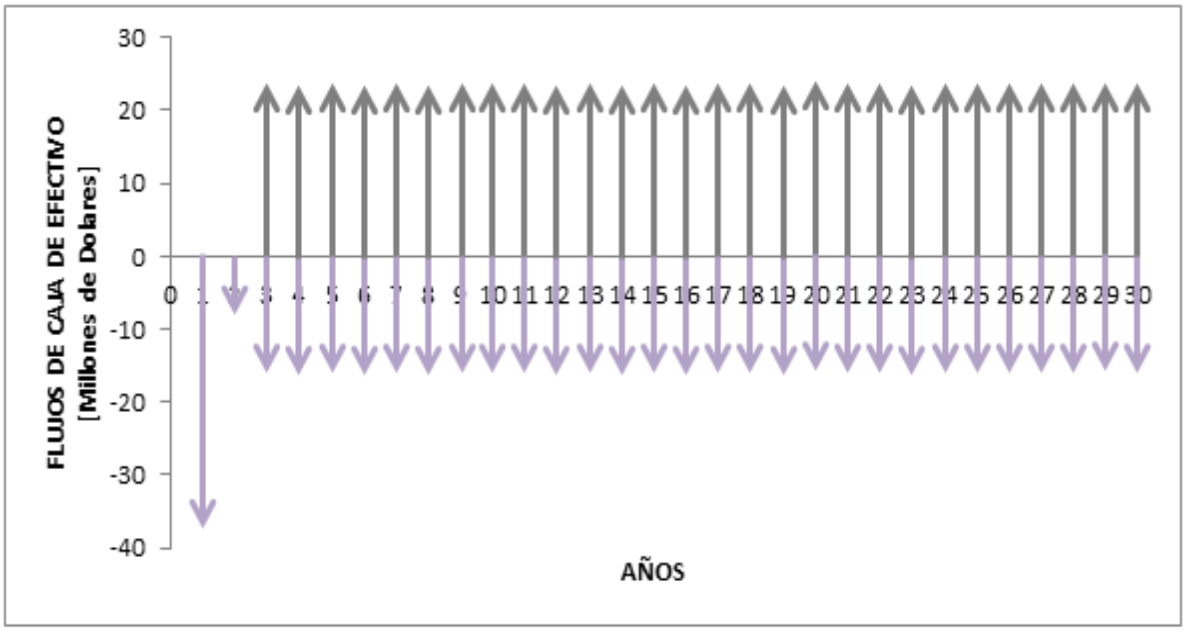


Fuente: Las Autoras.

El tiempo necesario, después de la puesta en marcha de la planta, para recuperar la inversión de capital fijo utilizado en el proyecto fue de 10 años. Como se puede observar en la figura 16, a pesar de que en el año 10 se recupera la inversión de

capital siguen presentándose egresos, esto se debe a que el VPN no solo tiene en cuenta la inversión de capital fijo, también tiene en cuenta la rentabilidad neta del proyecto, es decir, la rentabilidad después de impuestos y el pago de costos operativos o de manufactura. La tasa interna de retorno (TIR) calculada fue de 13,2%. Esto quiere decir que el proyecto es viable debido a que la tasa interna de retorno es mayor a la tasa de descuento, la cual fue de 12%; lo cual estima un rendimiento mayor al mínimo requerido.

Figura 17. Diagrama de flujo de efectivo del proyecto.



Fuente: Las Autoras.

4.2.3 Análisis del punto de equilibrio.

En la tabla 17 se pueden observar los costos asociados al análisis del punto de equilibrio. Estos costos se utilizaron para determinar el punto de equilibrio en el cual los ingresos totales son equivalentes a los costos totales asociados con la venta del bio-amoniaco. El punto de equilibrio obtenido fue de 508 USD/ton, lo cual quiere decir que el bio-amoniaco puede ser vendido a un precio mayor al estimado para que la planta reciba beneficios, por el contrario, si el bio-amoniaco se vende a un precio inferior, la planta solo producirá perdidas y el proyecto no será rentable.

Tabla 17. Costos asociados al análisis del punto de equilibrio.

COSTOS	CANTIDAD (USD/AÑO)
Costos Fijos	2.410.870
Costos Variables	8.853.071

Fuente: Las Autoras.

Con base a los resultados obtenidos por Gilbert y sus colaboradores, en esta investigación, el rendimiento obtenido de la transformación del raquis de palma africana fue bajo al compararlo con el obtenido en la gasificación del pino, con valores de 23,11 kg de biomasa/ kg de NH_3 y 2 kg de biomasa/kg de NH_3 respectivamente. Estos valores demuestran que al seleccionar la biomasa para gasificarla a través de un método tradicional como el de lecho entrante, aquella que posea un porcentaje de carbono elemental y carbono fijo superior, además de un bajo porcentaje de humedad, será la ideal en términos de concentración de H_2 en el *syngas* producido. Desde el punto de vista económico, la tasa interna de retorno de la planta propuesta por Gilbert y colaboradores fue del 20%, obtenido a través de la evaluación del comportamiento de este parámetro económico ante los precios volubles en el mercado del amoniaco. Si comparamos el valor mencionado con el de 13,2% para la tasa obtenida en este proyecto, conservando para ambos una tasa de descuento con un valor del 12%, la planta de Gilbert no solo sería más eficiente en términos técnicos, sino también económicos.

Estos resultados económicos pueden explicarse con los principios de la economía de escala si se tiene como punto de referencia la diferencia existente entre las dimensiones de las plantas. Por un lado, está la propuesta por Gilbert, que fue modelada a la altura de los grandes complejos de producción de NH_3 a partir de gas natural, con una producción de 1200 toneladas por día; mientras que la propuesta en este proyecto se estructuró como una planta con una producción de 4527 toneladas por día. Otro factor económico que explica por qué la planta de Gilbert es más rentable que la propuesta, es la tasa de impuesto establecida para los países en los que se llevaron a cabo los análisis. La tasa de impuesto polaca (país en donde Gilbert construyó su planta hipotética), se registra en 19% en un periodo comprendido desde el 2006 hasta el cotizado en el presente año, mientras que en el caso colombiano, la tasa de impuesto se reporta en un 39%. El valor de las tasas de impuesto afecta profundamente los flujos de caja de cualquier proyecto; haciéndolos aún más rentables a medida que las tasas son más bajas.

Con respecto al proyecto propuesto por Andersson y Lundgren; encontramos similitudes con el problema que implica la sensibilidad de los factores de rentabilidad con respecto a los costos de materia prima y al precio de mercado del amoniaco. A través del análisis de sensibilidad que involucraba la variación del costo de la materia prima con las utilidades del proceso, se concluyó que no se podía comprar la biomasa a un precio superior a los 5 USD/ton; valor que es poco probable de conseguir a menos que se construya la planta junto a un centro de acopio que produzca el aceite rojo y el de palmiste, y que inmediatamente se traslade el residuo a través de bandas a los molinos de raquis.

Sin embargo, en Colombia no existen centros de acopio que generen por sí mismos todo el raquis que se necesita para generar el hidrógeno requerido por el proceso, lo que en un escenario real llevaría a buscar la biomasa en un área de recolección más amplia, lo que aumentaría los costos de compra de la biomasa por influencia de los asumidos por el pago de fletes, logística, combustible, carga y tiempo; siendo el factor tiempo de transporte determinante si se tiene en cuenta las desfavorables condiciones de las vías que llevan de un centro de acopio a otro. Todo ello cotizaría el valor del raquis en un mínimo aproximado de entre 30 a 50 USD/ton, lo que en términos de rentabilidad llevaría a la necesidad de disponer de un precio de mercado superior para el amoniaco el cual hoy día se encuentra establecido; conclusión a la cual también llegaron los autores Andersson y Lundgren en su investigación.

CONCLUSIONES

En esta investigación se realizó una evaluación técnica y económica de la producción de bio-amoniaco a partir del Raquis de Palma Africana por medio de simulación de procesos. Se comprobó que pueden aprovecharse 1630000 toneladas de raquis como materia prima útil para la producción de bio-amoniaco, disminución del consumo de materias primas fósiles y costos por su adquisición. También se definieron cada una de las etapas del proceso de producción de bio-amoniaco para realizar la simulación en el software Aspen Tech®.

Para la producción del gas de síntesis se utilizó la gasificación por flujo entrante de raquis de palma africana. Este proceso posee una baja eficiencia en términos másicos debido a las grandes cantidades de materia prima requerida para producir un kilogramo del gas de síntesis en comparación a los rendimientos obtenidos por otros autores que aplicaron biomasas con mayor contenido de carbono elemental y menor porcentaje de humedad. Por otro lado, los equipos que más demandaron de utilidades en términos de potencia y enfriamiento, fueron los equipos de compresión necesitados en casi todas las etapas del proceso.

A partir del análisis técnico de la síntesis de bio-amoniaco se observó que su obtención se favorece a altas presiones y bajas temperaturas con ayuda de un catalizador de hierro, también por la composición del syngas obtenido aguas arriba del proceso. El syngas estaba compuesto de hidrogeno en un 92%, lo cual fue favorable para la reacción de NH_3. En total se obtuvieron 35755 toneladas de bio-amoniaco anuales.

Se realizó la evaluación económica de la planta de producción de bio-amoniaco a partir del raquis de palma africana con una capacidad a instalar de 1630000 ton/año; la inversión en capital fijo fue de 36.574.062 USD, el costo por materias primas de 8.150.000 USD y el tiempo de retorno de la inversión de 10 años. Se pudo observar que la variable más importante fue el costo por materias primas lo cual se reflejó en el valor presente neto; a partir del VPN y la TIR obtenida se pudo ver que la inversión realizada producirá ganancias por encima de la rentabilidad exigida lo cual indica la viabilidad del proyecto. También se pudo establecer que las condiciones de rentabilidad que se deben tener en cuenta para implementar el syngas obtenido a partir del raquis en vez del obtenido utilizando gas natural principalmente son el precio de la materia prima y el capital fijo necesario para la adquisición de equipos e instalación.

La síntesis del amoniaco a partir del raquis de palma africana es un proceso que no puede competir contra el tradicional en el cual se utiliza gas natural, debido al bajo precio de mercado del gas natural y al rendimiento en la conversión de la biomasa en la gasificación, la cual está directamente influenciada por la cantidad de carbono fijo presente en la misma.

Con base al rendimiento obtenido con relación a los kg de NH_3/kg de EFB, se puede concluir que el proceso de fabricación de fertilizantes puede ser incluido en la cadena productiva del aceite rojo y de palmiste, siempre y cuando se disponga de un gasificador con cualidades que permitan aprovechar el alto contenido de humedad que posee la biomasa y que a su vez que produzca un *syngas* con mayor concentración de H_2. En cuanto a la parte económica, si no se dispone de la biomasa suficiente para satisfacer las necesidades de la planta a los alrededores ya sea como consecuencia de fluctuaciones en las condiciones climáticas o por la demanda por el EFB de otros actores del sector; se haría necesario buscar el EFB en puntos más alejados del área delimitada por el estudio, lo cual encarecería los costes de logística y transporte del raquis, fenómeno que finalmente llegaría a impactar profundamente las finanzas del proceso de manera negativa.

En cuanto a los escenarios que podrían afectar la ruta del *syngas* seleccionada, el más crítico sería aquel en el que la composición de la materia prima variara de manera significativa con referencia a la utilizada para llevar a cabo el diseño de los equipos utilizados para transformarla en gas de síntesis. La dificultad de este escenario está ligada a la calidad del gas producido al final del proceso y a los servicios requeridos para su tratamiento. Otro escenario delicado que afectaría al proceso sería una eventual escases de la biomasa, con lo que se podrían presentar problemas de sobredimensionamiento y económicos delicados. Desde el punto de vista económico, un daño profundo también sería el comportamiento fluctuante de los precios del amoniaco en el mercado, que varía con el del gas natural que para hoy, es muy bajo. Al verse amenazadas las utilidades del proceso por este comportamiento en los precios de mercado, el proceso mismo puede sufrir por lo costoso que sería mantenerlo en esas condiciones adversas.

RECOMENDACIONES

Evaluar técnica y económicamente el proceso de producción de amoniaco a partir de la gasificación del Raquis de Palma Africana usando como agente gasificante el agua residual de los molinos de los centros de acopio de la palma africana (POME) en condiciones supercríticas. Así mismo, evaluar la eficiencia de la conversión de los gases de proceso en amoniaco sobre un catalizador de Rutenio, que de acuerdo a varias investigaciones, logra un mayor rendimiento bajo condiciones de temperatura y presión menos severas que las aplicadas actualmente.

Llevar a cabo un análisis de factibilidad para establecer cuáles son los centros de acopio en las tres regiones palmíferas definidas en este estudio (Zona Norte, Zona Central y Zona Oriental) que se encuentran en la ruta más factible, con el fin de conseguir el raquis al menor precio posible; variable que se encuentra fuertemente influenciada por los costos de manejo y transporte. También se recomienda llevar a cabo el análisis técnico y económico de la producción de amoniaco a partir de otras biomasas que abundan en la agroindustria colombiana como son las producidas por el manejo del cacao, el café, el arroz, entre otros.

Efectuar un análisis económico aplicando al proceso propuesto una integración energética y másica entre las corrientes que salen del gasificador, que son extremadamente calientes y pueden ser suministradas a equipos que hacen parte del sistema como los compresores. Las corrientes que salen de otros sistemas (ASU, shift, AGR, Haber-Bosch) también poseen un alto valor energético que puede aprovecharse en otras etapas del proceso.

Realizar un análisis del ciclo de vida con el fin de identificar y cuantificar el uso de materia, energía y las emisiones al entorno, para determinar su impacto y evaluar y aplicar estrategias de mejora ambiental.

Realizar un análisis exergético, para identificar corrientes de masa desperdiciadas y perdidas de energía; también diseñar soluciones alternativas que busquen reducir la utilización innecesaria de recursos y los impactos potenciales generados por la misma, con miras en la búsqueda del desarrollo sostenible.

Se recomienda realizar un análisis técnico y económico de la producción de hidrogeno con el fin de evaluar cuál de los procesos que sintetizan productos a partir de esté como el metanol, combustible para ciclos integrados de energía, celdas, etc. resulta más prometedor desde los enfoques evaluados.

REFERENCIAS

[1] ANFFE, La importancia de los fertilizantes en una agricultura actual productiva y sostenible, Consultado el dia: 26/07/2016, Disponible en: http://www.anffe.org/noticias/2008/2008-06-02%20La%20importancia%20de%20los%20fertilizantes%20en%20una%20agricultura%20actual%20productiva%20y%20sostenible/LA%20IMPORTANCIA%20DE%20LOS%20FERTILIZANTES.pdf.

[2] ANDERSSON J. y LUNDGREN J., «Techno-economic analysis of ammonia production via integrated biomass gasification.,» *Applied Energy,* vol. 130, pp. 484-490, 2014.

[3] ROPER D. , World Ammonia Production, Consultado el dia: 04/20/2014, Disponible en: http://www.roperld.com/science/minerals/ammonia.htm .

[4] ANANTHARAMAN B., HAZARIKA S., AHMAD T., NAGVEKAR M., ARIYAPADI S. y GUALY R., «Coal gasification technology for ammonia plants,» de *Proc of the Asia nitrogen & syngas 2012 conference*, Kuala Lumpur, Malaysia , 2012.

[5] IRIBARREN D. , SUSMOZAS A., PETRAKOPOULOU F. y DUFOUR J. , «Environmental and exergetic evaluation of hydrogen production via lignocellulosic biomass gasification,» *Cleaner Production,* vol. 69, pp. 165-75, 2014.

[6] CARPENTER C., Colombia's palm oil output seen by oil world climbing to record, Consultado el dia: 04/20/2014, Disponible en: Available on: http://www.bloomberg.com/news/2014-08-05/colombia-s-palm-oil-output-seen-by-oil-world-climbing-to-record.html.

[7] FEDEPALMA, Guia ambiental de la agroindustria de la Palma de Aceite en Colombia, Bogotá D.C, 2011.

[8] CERÓN C., Posibles beneficios económicos del manejo ambientalmente responsable de los subproductos sólidos que se originan en el proceso de extacción de aceite rojo de palma africana (Elaeis Guineensis), Quito: Universidad Internacional del Ecuador , 2011.

[9] BAYONA O. y SÁNCHEZ M., Activación fisica dl raquis de la palma africana (Elaeis Guineensis) para la obtención de carbón activado, Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander , 2006.

[10] EUROPEAN FERTILIZER MANUFACTURER'S ASSOCIATION, «Best available techniques for pollution prevention and control in the European Fertilizer Industry,» Bélgica, 200.

[11] TREDINNICK S., «Benefits of Economic Analyses (part 1):$#*! my dad taught me.,» *International District Energy Association,* nº 2, pp. 68-69, 2011.

[12] UNIVERSIDAD DE SAN BUENAVENTURA, Proyecto educativo bonaventuriano, Bogotá: Universidad de San Buenaventura, 2010.

[13] FUNDACION UNIVERSITARIA DE AMERICA, Modelado y simulación de procesos químicos industriales, Consultado el dia: 02/09/2014, Disponible en: http://www.uamerica.edu.co/.

[14] STRINGER R y BRIGDEN K, «Ammonia and Urea production: Incidentes of ammonia release from the profetil urea and ammonia facility, Bahia Blanca, Argentina 2000,» de *Greenpeace*, Exeter, 200.

[15] MARCUS B, «Syngas Production from coal,» de *ETSAP (Energy Technology Systems Analysis Programme*, Unknown, 2010.

[16] SYNGEST, «Chemical Technology.com,» 24 April 2014. [En línea]. Available: https://nh3fuelassociation.org/2013/04/24/ammonia-from-biomass/. [Último acceso: 05 August 2016].

[17] BROWN T, GAMBHIR A, FLORIN N y FENNELL P, «Reducing CO2 emiccions from heavy industry: a review of technologies and considerations for policy makers,» Imperial College Of London, London, 2012.

[18] ZBIGNIEW K, JODZIS S y SENTEK JAN, «Studies on kinetics of ammonia synthesis over ruthenium catalyst supported on active carbon,» *Applied Catalysis,* nº 138, pp. 83-91, 1996.

[19] DAGHASH S y BENYAHIA F, «Reduction Of The Carbon Footprint In Ammonia Production Through Petrochemical Plant Integration In Qatar,» de *International Petroleum Technology Conference*, Doha, 2014.

[20] ZHANG S, «We need a new, sustainable way to make fertilizer,» Newsweek, New York, 2016.

[21] MAHIN D, «Economic Analysis of a husk fueled gasifier power plant at a rice mill in Africa,» *Biomass,* vol. 19, nº 2, pp. 57-60, 1989.

[22] FILHO R, JAIME J, ARDILLA Y y WOLF M, «Fluidized Bed Reactor for Gasification of sugarcane Bagase: Distribuiton of Syngas, bio-tar and Char,» *AIDIC,* vol. 37, pp. 229-234, 2014.

[23] KONTOR S, Potential of biomass gasification and combustion technology for small and medium scale applications in Ghana, Ghana: Vaasan Ammanttokorkeakoulo, 2013.

[24] GILBERT P., ALEXANDER S., THORNEY P. y BRAMMER J., «Assessing economically viable carbon reductions for the production of ammonia from biomass gasification.,» *Journal of Cleaner Production,* vol. 64, pp. 581-589, 2014.

[25] OGI T., NAKANISHI M., FUKUDA Y. y MATSUMOTO K., «Gasification of oil palm residues (empty fruit bunch) in an entrained-flow gasifier.,» *Fuel,* vol. 104, pp. 28-35, 2013.

[26] MOHAMMED MAA., SALMIATON A., WAN A., MOHAMMAD A. y FAKHRU'L-RAZI A. , «Air gasification of empty fruit bunch for hydrogen-rinch gas production in a fluidized-bed reactor.,» *Energy Conv. and Mang,* vol. 52, pp. 1555-1651, 2011.

[27] ZUMDAHL S., «Ammonia,» *Chemical Compound,* pp. 4-22, 2013.

[28] SMITH J.M., VAN NESS H.C y ABBOTT M.M., Introducción a la termodinámica en la Ingeniería Química., México D.F: McGraw-Hill , 2007.

[29] PERES A. , LUNELLI B. y FILHO R., «Application of biomass to hydrogen and syngas production.,» *Chemical Engineering Transactions,* vol. 32, pp. 589-590, 2013.

[30] JEREMIAS M., POHORELY M., BODE P., SKOBLIA S., BENO Z. y SVODOBA K., «Ammonia yield from gasification of biomass and coal in fluidized bed reactor.,» *Fuel,* vol. 117, pp. 917-925, 2014.

[31] ANÓNIMO, Planta de producción de síntesis, Consultado el dia: 25/07/2015, Disponible en: http://www.galeon.com/mcoronado/PRACTICAS_I/20Practica20.pdf.

[32] TURTON R., BAILLIE R.C., WHITING W. y SHAEIWITZ J., Analisys , Synthesis, and Desing of Chemical Processes, USA: Pearson Prentice Hall, 2009.

[33] E-HALWAGI M., Process Integration for Sustainable Desing: Systematic Tools and Industrial Applications, USA: Texas A&B University, 2011.

[34] CANADIAN CENTRE FOR OCCUPATIONAL HEALTH AND SAFETY, ¿What are other names or identifying information for ammonia?, Consultado el día: 06/25/2015, Disponible en: http://www.ccohs.ca/oshanswers/chemicals/chem_profiles/ammonia.html.

[35] ASOCIACIÓN DE PRODUCTORES DE ENERGÍAS RENOVABLES, ¿Qué es la biomasa?, Consultado el dia: 20/08/2015, Disponible en: http://www.appa.es/04biomasa/04que_es.php.

[36] FOGLER S., Elementos de ingeniería de las reacciones químicas, USA: Pearson Prentice Hall, 2008.

[37] GERENCIE, Depreciación, Consultado el día: 23/07/2016, Disponible en: http://www.gerencie.com/depreciacion.html.

[38] ENCICLOPEDIA FINANCIERA, Descuento de flujo de caja, Consultado el día: 23/07/2016, Disponible en: http://www.enciclopediafinanciera.com/analisisfundamental/valoraciondeactivos/descuentodeflujos.htm.

[39] ANONIMO, Análisis y Evaluación de Proyectos, Consultado el dia: 23/07/2016, Disponible en: http://web.uqroo.mx/archivos/jlesparza/acpsc137/Unidad%201%20PysInv.pdf.

[40] A. TRIBUTARIA, ¿Quién paga impuestos?, Consultado el día: 23/07/2016, Disponible en: http://www.agenciatributaria.es/AEAT.educacion/Profesores_VT2_es_ES.html.

[41] LÓPEZ F., El coste de capital como coste de oportunidad, Consultado el día: 23/07/2016, Disponible en: http://cuadernos.uma.es/pdfs/pdf519.pdf.

[42] PYMES FUTURO, Valor presente neto, Consultado el día: 23/07/2016, Disponible en: http://pymesfuturo.com/vpneto.htm.

[43] ENCICLOPEDIA FINANCIERA , Tasa interna de retorno, Consultado el día: 23/07/2016, Disponible en: http://www.enciclopediafinanciera.com/finanzas-corporativas/tasa-interna-de-retorno.htm.

[44] GERENCIE , Costos Fijos, Consultado el día: 01/08/2016, Disponible en: http://www.gerencie.com/costos-fijos.html.

[45] GERENCIE, Costos Variables, Consultado el día: 01/08/2016, Disponible en: http://www.gerencie.com/costo-variable.html.

[46] GERENCIE, Punto de Equilibrio, Consultado el día: 01/08/2016, Disponible en: http://www.gerencie.com/punto-de-equilibrio.html.

[47] ANÓNIMO, Tipo de investigación, Consutado el día: 30/05/2014, Disponible en: http://pcc.faces.ula.ve/Tesis/Maestria/Vicmary%20Linares/Capitulo%20III.%20Metodologia.pdf.

[48] ANÓNIMO, Marco Metodológico, Disponible en: ANÓNIMO. Marco Metodológico. Consultado el día 30/05/2014. Disponible en: http://www.une.edu.ve/~iramirez/disenotesis/scan/Capitulo%20III.PDF, Consultado el día: 30/05/2014.

[49] MONTOYA J., SÁNCHEZ L. y TORRES P., «Diseños Experimentales. ¿qué son y cómo se utilizan en las ciencias acuáticas?,» Disponible en: http://www.umar.mx/revistas/43/0430202.pdf, p. Consultado el día: 09/09/2016.

[50] HERNÁNDEZ S., «Similitudes y diferencias entre los enfoques cuantitativo y cualitativo,» México, McGraw-Hill, 2006, pp. 3-30.

[51] GONZÁLEZ T., Panorama de la agroindustria de la palma de aceite en Colombia y en la zona norte del pais, Consultado el día: 10/11/2015, Disponible en: http://web.fedepalma.org/bigdata/zonaprivada/panoramadelaagroindu.

[52] FEDEPALMA, Evolución histórica de los rendimientos de fruto, aceite de palma y palmiste., Consultado el día: 28/07/2016, Disponible en: http://sispaweb.fedepalma.org/SitePages/Home.aspx.

[53] MOHAMMED M.A.A., SALMIATON A., WAN AZLINA W.A.K.G. y MOHAMAD AMRAN M.S., «Gasification of oil palm empty fruit bunches: A characterization and kinetic study,» *Bioresource Technology,* vol. 110, pp. 628-636, 2012.

[54] CAMPOS D., Procesos del ciclo hidrológico, México: Universitaria Potosina, 1998.

[55] LINDE ENGINEERING, Cryogenic air separation, Consultado el día: 10/07/2016, Disponible en: http://www.linde-engineering.com/internet.global.lindeengineering.global/en/images/AS.B1EN%201113%20-%20%26AA_History_.layout19_4353.pdf.

[56] CENGEL Y. y BOLES M., Termodinámica, España: McGraw-Hill , 2011.

[57] TREYBAL R.E., Destilación en operaciones de transferencia de masa, Mexico D.F: McGraw-Hill, 1988.

[58] MOHAMMED Y., SAMAH M., MOHAMED A. y SABINA G., «Comparison of Selexol TM and Rectisol Technologies in an integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Plant for Clean Energy Production,» *International Journal of Engineering Research,* vol. 5013, pp. 742-744, 2014.

[59] IM D., ROH K., KIM J., EOM Y. y LEE H.J., «Economic assessment and optimization of the Selexol process with novel additives,» *International Journal of Greenhouse Gas Control,* vol. 42, pp. 109-116, 2015.

[60] ASPEN TECHNOLOGY, «Acid Gas Cleaning using Amine Solvents: Validation With Experimental

and Plant Data,» *Aspen Technology,* 2015.

[61] ALIBABA GROUP, Precio de venta de equipos, Consultado el dia: 11/07/2016, Disponible en: https://spanish.alibaba.com/f/precios-de-equipos-industriales.html.

[62] YARA COLOMBIA, Información actual, Consultado el día: 20/07/2016, Disponible en: http://www.yara.com.co/.

[63] ARRUTI A., Dioxido de Carbono, Consultado el día: 23/07/2016, Disponible en: http://www.americaeconomica.com/numeros4/328/reportajes/arruti328.htm.

[64] EL-HALWAGI, Sustainable Design Through Process Integration, USA: ELSEVIER, 2012.

[65] SAMIRAN N.A., JAAFAR M., Ng J., LAM S. y CHONG C., «Progress in biomass gasification technique - with focus on Malaysian palm biomass for syngas production,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 62, pp. 1047-1062, 2016.

[66] OGI T., NAKASHINI N. y INOUNE S., «Gasification of woody and herbaceous biomass in a small-scale entrained gasifier.,» *Sci Ther Biomass Chem Biomass Convers,* vol. 1, pp. 620-630, 2013.

[67] CIFERNO J. y MARANO J., Benchmarking Biomass Gasification Technologies for Fuels, Chemicals and Hydrogen Production., North Aurora: US DOE National Energy Technology Laboratory, 2002.

[68] LI X., GRACE J., LIM C., WATKINSON C. y KIM J., «Biomass gasification in a circulating fluidized bed,» *Biomass Bioenergy,* vol. 26, pp. 171-193, 2004.

[69] TRANIER J., DUBETTIER R., DARDE A. y PERRIN N., «Air separation, fuel gas compression and purifiction units for oxy-coal combustion systems,» *Energy Procedia ,* vol. 4, pp. 966-971, 2011.

[70] VINSONc D., «Air separation control technology,» *Computer and Chemical Engineering,* vol. 30, pp. 1436-1446, 2006.

[71] VAN DER HAM I., «Improving the exergy efficiency of a cryogenic air separation unit as part of an integrated gasification combined cycle,» *Energy Conversion and Management,* vol. 61, pp. 31-42, 2012.

[72] HARDING A., Ammonia manufacture and use, London: Oxford University Press, 1959.

[73] ANDREW W. , «Hydrogen and integrated gasification combined cycle,» de *Coal gasification and its applications*, Encyclopedia of Physical Science and Technology, 2011, pp. 137-156.

[74] SPEIGHT J., «Applications,» de *Gasification of unconventional feedstocks*, USA, Elservier, 2014, pp. 91-117.

[75] HUBER G., IBORRA S. y CORMA A., «Synthesis of transportation fuel of biomass: chemistry, catalyst and engineering,» *Chemical Reviews,* vol. 106, pp. 4044-4098, 2006.

[76] FRANCO Y., Diseos no experimentales, Consultado el día: 16/05/2015, Disponible en: http://tesisdeinvestig.blogspot.com/2012/12/disenos-no-experimentales-segun.html.

[77] KORONEOS C., DOMPROS A. y ROUMBAS G., «Hydrogen production via biomass gasification . a life cycle assessment approach,» *Chemical Engineer Process,* vol. 47, pp. 1261-1268, 2008.

[78] ARJAN F., «Punctuated continuity: The technological trajectory of advanced biomass gasifiers,» *Energy Policy,* vol. 68, pp. 170-182, 2014.

[79] LIEUWEN V., «Gasification technology to produce synthesis gas,» *Synthesis Gas combustion: fundamentals and applications,* 2010.

[80] WALTHAM N., EDWARDS D., LIMITED S., KLOPSTEG C. y WILSON E., Cryogenic distillation process for the production of oxygen and nitrogen, USA, 1994.

[81] ISLAMIYAH M., SOEHARTANTO T., HANTORO R. y ABDURRAHMAN A., «Water Scrubbing for Removal of Hydrgen Sulfide and Carbon Dioxide in Biogas from Manure,» *KnE Energy,* vol. 2, pp. 2-4, 2015.

[82] SIVASANGAR S., ZAINAL Z., SALMIATON A. y TAUFIQ-YAP H., «Supercritical water gasification of empty fruit bunches from oil palm for hydrogen production,» *Fuel,* vol. 143, pp. 563-569, 2015.

[83] IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Capture of CO2 using water scrubbing, New Zealand: Woodward-clyde, 200.

[84] ANÓNIMO, Fabricación de combustibles sintéticos en Alemania durante la segunda guerra mundial, Consultado el día: 21/07/2014, Disponible en: http://triplenlace.com/2014/07/21/fabricacion-de-combustibles-sinteticos-en-alemania-durante-la-segunda-guerra-mundial/.

[85] S. Tredinnick, «Benefits of Economic Analyses (part 1): $#*! my dad taught me,» *International*

District Energy Association, nº 2, pp. 68-69, 2011.

[86] BROWN T, «NH3 FUEL ASSOCIATION,» OHIO UNIVERSITY, 26 April 2014. [En línea]. Available: http://www.chemicals-technology.com/projects/syngest-bioammonia/. [Último acceso: 5 August 2016].

[87] ENCICLOPEDIA FINACIERA, «Tasa Interna de Retorno,» Disponible en: http://www.enciclopediafinanciera.com/finanzas-corporativas/tasa-interna-de-retorno.htm, Consultado el día: 06/09/2016.

[88] OTAIZA L, PABÓN F, PALENCIA L y ZAMBRANO S, «Diseños Pre-experimentales,» Disponible en: http://es.slideshare.net/solanghyz/diseo-preexperimental-4298863, Consultado el día: 06/09/2016.

ANEXOS

ANEXO A. Descripción de las corrientes de la etapa de pre-tratamiento.

	CORRIENTES DEL PROCESO			
CONDICIONES	**EFB**	**S1**	**S2**	**S3**
Temperatura (°C)	25	25	100	100
Presión (atm)	1,013	1,013	1,013	1,013
Componente liquido Flujo molar (kmol/h)				
H2O	5742,72	5742,72	0	5742,72
Componente sólido Flujo molar (kmol/h)				
SiO2	39,8041	39,8041	39,8041	0
K2O	125,964	125,964	125,964	0
CaO	49,2248	49,2248	49,2248	0
MgO	47,9402	47,9402	47,9402	0
Cl2	16,5065	16,5065	16,5065	0
Fe2O3	4,97833	4,97833	4,97833	0
Al2O3	2,64218	2,64218	2,64218	0
Na2O	5,48573	5,48573	5,48573	0
P2O5	2,818	2,818	2,818	0
Celulosa	113,318	113,318	113,318	0
Hemicelulosa	128,674	128,674	128,674	0
Lignina	162,616	162,616	162,616	0

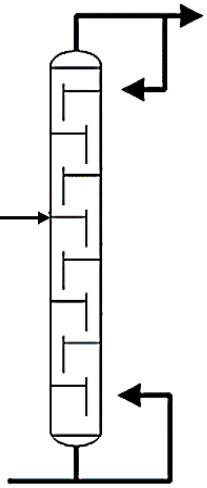
Fuente: Las Autoras

ANEXO B. Condiciones de diseño de las torres de destilación.

CONDICIONES DE DISEÑO DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN			
TORRE DE ALTA PRESIÓN (HPT)		**TORRE DE ALTA PRESIÓN (LPT)**	
FONDOS		**FONDOS**	
FLUJO DE OXÍGENO (kmol/h)	63,65	**FLUJO DE OXÍGENO (kmol/h)**	62,92
FLUJO DE NITRÓGENO (kmol/h)	87,19	**FLUJO DE NITRÓGENO (kmol/h)**	1,28
TEMPERATURA (K)	99,20	**TEMPERATURA (K)**	99,20
PRESIÓN (bar)	5,40	**PRESIÓN (bar)**	5,40
FRACCIÓN DE OXYGENO (mol)	0,42	**FRACCIÓN DE OXYGENO (mol)**	0,98
FRACCIÓN DE NITRÓGENO (mol)	0,58	**FRACCIÓN DE NITRÓGENO (mol)**	0,02
FLUJO EN LOS FONDOS (kmol/h)	150,84	**FLUJO EN LOS FONDOS (kmol/h)**	64,20
CIMA		**CIMA**	
FLUJO DE NITRÓGENO (kmol/h)	159,57	**FLUJO DE NITRÓGENO (kmol/h)**	149,73
FLUJO DE OXÍGENO (kmol/h)	1,94	**FLUJO DE OXÍGENO (kmol/h)**	1,51
TEMPERATURA (K)	95,00	**TEMPERATURA (K)**	95,00
PRESIÓN (bar)	5,40	**PRESIÓN (bar)**	5,40
FRACCIÓN DE OXYGENO	0,01	**FRACCIÓN DE OXYGENO**	0,01
FRACCIÓN DE NITRÓGENO	0,99	**FRACCIÓN DE NITRÓGENO**	0,99
FLUJO EN EL TOPE (kmol/h)	161,51	**FLUJO EN EL TOPE (kmol/h)**	151,24
REFLUJO a la torre (L) (kmol/h)	242,26	**REFLUJO a la torre (L) (mol/h)**	---------
PROPIEDADES DE LA TORRE		**PROPIEDADES DE LA TORRE**	
NÚMERO DE PLATOS	60	**NÚMERO DE PLATOS**	85
PLATO DE ALIMENTACIÓN	60	**PLATO DE ALIMENTACIÓN 1**	1
RAZÓN DE REFLUJO	1,5	**PLATO DE ALIMENTACIÓN 2**	2

Fuente: Las Autoras.

ANEXO C. Sistema de destilación de alta presión y condiciones de la corriente de entrada y de salida.



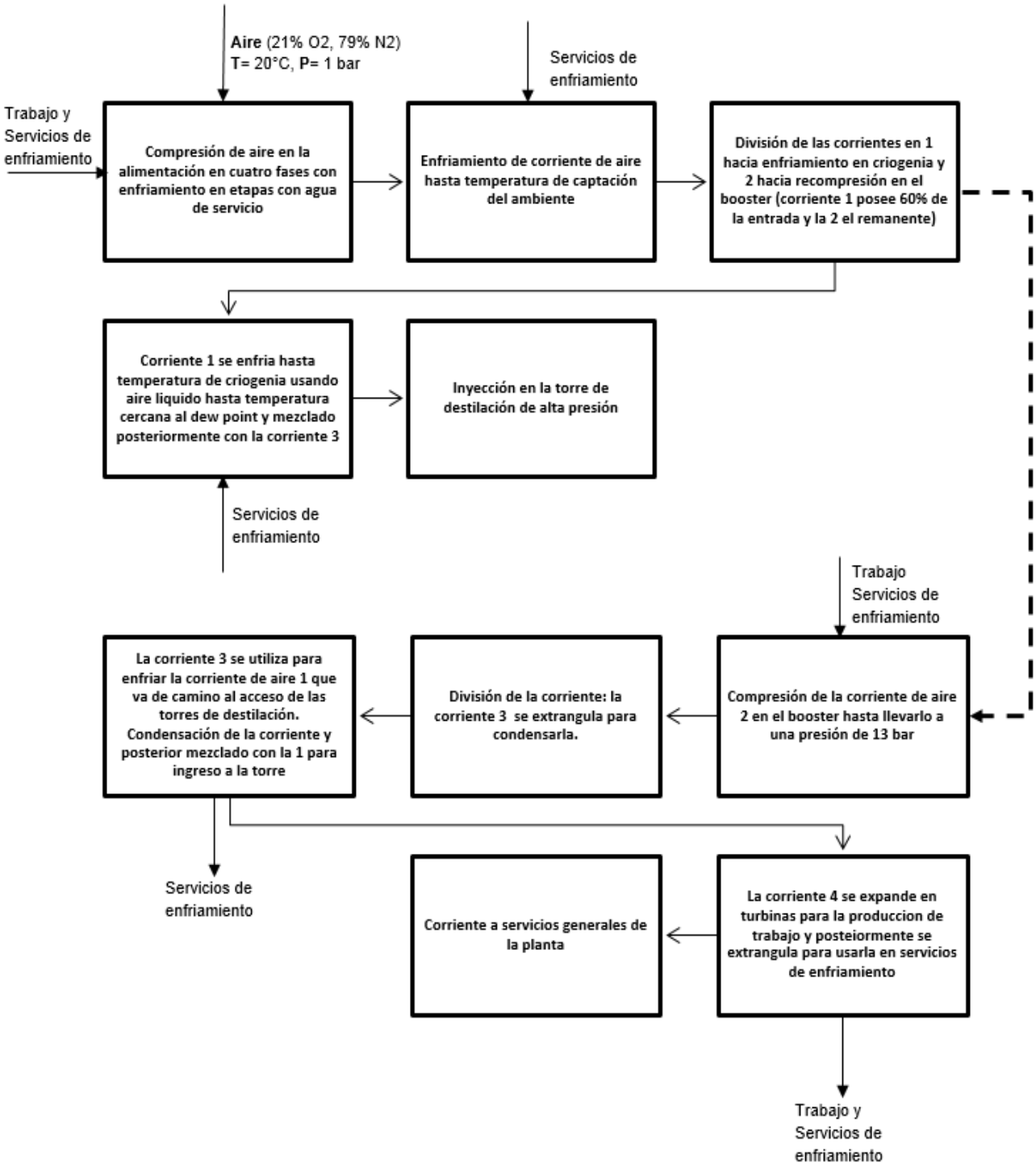
CORRIENTE DE ENTRADA 1	
FLUJO (Kmol/h)	312,34
TEMPERATURA (K)	110
PRESIÓN (BAR)	5,4
FRACCIÓN LÍQUIDO	1
FRACCIÓN VAPOR	0

CORRIENTE DE ENTRADA 1 A LA LPT (NITRÓGENO)	
FLUJO (Kmol/h)	64,60
TEMPERATURA (K)	80,10
PRESIÓN (bar)	1,5
FRACCIÓN LÍQUIDO	1
FRACCIÓN VAPOR	0
PUNTO DE EBULLICIÓN (°C)	-192,14
FRACCIÓN DE N2 (mol)	0,98
FRACCIÓN DE O2 (mol)	0,01

CORRIENTE DE ENTRADA 2 A LA LPT (OXÍGENO + N2)	
FLUJO (Kmol/h)	150,84
TEMPERATURA (K)	83,11
PRESIÓN (bar)	1,5
FRACCIÓN LÍQUIDO	0
FRACCIÓN VAPOR	1
PUNTO DE EBULLICIÓN O2 (°C)	-178,91
FRACCIÓN DE N2 (mol)	0,57
FRACCIÓN DE O2 (mol)	0,42

Fuente: Las Autoras.

ANEXO D. Diagrama de bloques de la planta de separación de aire para el suministro del gasificador y para la síntesis de amoniaco.



Fuente: Las Autoras.

ANEXO E. Propiedades físicas del DEPG (Selexol™).

Propiedades físicas	Valor
Viscosidad a 298,15 K (cP)	5,8
Gravedad Específica a 298,15 (kg/m3)	1030
Peso Molecular	280
Presión de vapor a 298.15 K (mmHg)	0,00073
Punto de congelación (K)	245,15
Punto de ebullición a 760 mmHg (K)	548,15
Conductividad térmica (Btu/hr.ft.F)	0,11
Temperatura máxima de operación	448,15
Calor especifico 298,15 K	0,49
CO2 Solubilidad (ft3/U.S. gal) @ 298.15 K	0,485

Fuente: I. Y. Mohammed et al. [58]

ANEXO F. Especificaciones de equipos del proceso de absorción.

Especificaciones	Valor
Numero de etapas en el absolvedor	20
Presión del tambor de recuperación del H2 (bar)	6,89
Temperatura de recuperación del H2 (K)	280,93
Presión del tambor de flash para la recuperación del CO2 (bar)	1,72
Presión del tambor de media (bar)	1,01
Presión del tambor de baja (bar)	0,276

Fuente: Im et al. [59]

ANEXO G. Descripción de las corrientes de la etapa de la Síntesis de bio-amoniaco.

RESULTADOS/CONDICIONES	SYNGAS	NITROGEN	S1	S2	S3	S4	S5	S6
Temperatura (°C)	-10	360	-39,6795	100,994	50,994	114,641	64,6409	94,6575
Presión (atm)	60,795	308,028	308,028	151,988	151,988	243,18	243,18	303,975
Componente								
Flujo molar (kmol/h)								
Hidrogeno	503,274	0	2,29474	503,274	503,274	503,274	503,274	503,274
Nitrógeno	0	171,346	20,0518	0	0	0	0	0
Amoniaco	0	0	117,766	0	0	0	0	0

RESULTADOS/CONDICIONES	S7	S8	S9	S10	S11	S12	S13	S14
Temperatura (°C)	-39,68	-39,68	360,658	360,486	360	-39,68	360	360
Presión (atm)	308,028	308,028	303,975	308,028	308,028	308,028	308,028	308,028
Componente								
Flujo molar (kmol/h)								
Hidrogeno	1,69338	0,556155	503,274	503,274	400,466	399,157	399,157	324,059
Nitrógeno	11,3733	2,57131	0	0	137,077	125,164	125,164	100,131
Amoniaco	84,7967	27,133	0	0	68,5384	1,04548	1,04548	51,1111

RESULTADOS/CONDICIONES	S15	S16	S17	S18	S19	S20	S21	S22
Temperatura (°C)	-39,68	-39,6798	173,298	360	360	-39,68	200	200
Presión (atm)	308,028	308,028	213,028	308,028	308,028	308,028	308,028	213,028
Componente Flujo molar (kmol/h)								
Hidrogeno	323,073	4,54428	4,54428	323,073	267,878	267,146	4,54428	4,54428
Nitrógeno	91,9922	33,9964	33,9964	91,9922	73,5938	68,1765	33,9964	33,9964
Amoniaco	0,837749	229,696	229,696	0,837749	37,6346	0,685564	229,696	229,696

RESULTADOS/CONDICIONES	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
Temperatura (°C)	360	360	-39,68	157,994	360	360	-39,68	200
Presión (atm)	308,028	308,028	308,028	118,028	308,028	308,028	308,028	118,028
Componente Flujo molar (kmol/h)								
Hidrogeno	267,146	226,24	225,692	4,54428	225,692	195,121	194,707	4,54428
Nitrógeno	68,1765	54,5412	50,9522	33,9964	50,9522	40,7618	38,3948	33,9964
Amoniaco	0,685564	27,9562	0,573151	229,696	0,573151	20,954	0,489415	229,696

RESULTADOS/CONDICIONES	S31	S32	S33	S34	S35	S36	S37	S38	S40
Temperatura (°C)	360	360	-39,68	93,3491	360	360	-39,68	250	-33
Presión (atm)	308,028	308,028	308,028	23,028	308,028	308,038	308,028	23,028	1,028
Componente Flujo molar (kmol/h)									
Hidrogeno	194,707	171,67	171,256	4,54428	171,356	153,859	153,617	4,54428	4,54428
Nitrógeno	38,3948	30,7158	29,1614	33,9964	29,1614	23,3291	22,3122	33,9964	33,9964
Amoniaco	0,489415	15,8473	0,426517	229,696	0,426517	12,0911	0,378889	229,696	229,696

RESULTADOS/CONDICIONES	AMMONIA	AMMONIA1	AMMONIA2	AMMONIA3	AMMONIA4	AMMONIA5	AMMONIA6	AMMONIA7
Temperatura (°C)	-33	-39,68	-39,68	-39,68	-39,68	-39,68	-39,68	-39,68
Presión (atm)	1,01325	308,038	308,038	308,038	308,038	308,038	308,038	308,038
Componente Flujo molar (kmol/h)								
Hidrogeno	4,54428	1,3095	0,985245	0,731685	0,547959	0,41374	0,314839	0,241316
Nitrógeno	33,9964	11,9129	8,13898	5,41733	3,58897	2,36697	1,55444	1,01687
Amoniaco	229,696	67,493	50,2733	36,9491	27,383	20,4646	15,4208	11,7122

Fuente: Las Autoras.

ANEXO H. Condiciones operacionales del sistema de compresión primario y Quencher.

SISTEMA DE COMPRESIÓN PRIMARIA				QUENCHER	
Pentrada (bar)		1		**Tentrada (k)**	416,37
Psalida (bar)		4		**Tsalida (k)**	163,22
Tentrada (K)		303,15		La masa de agua de refrigeración depende de la magnitud de la corriente de aire de proceso	
Tsalida (K)		416,37			
Psalida/Pentrada	1.5	**No. De compresores**	4		

Fuente: Las Autoras.

ANEXO I. Condiciones operacionales del sistema Booster.

<table>
<tr><th colspan="4">BOOSTER</th><th colspan="2">Corriente a destilado</th></tr>
<tr><td colspan="3">PRESION DE ENTRADA (bar)</td><td>6</td><td>PRESIÓN DE ENTRADA (bar)</td><td>6</td></tr>
<tr><td colspan="2">Corriente 1</td><td colspan="2">Corriente 2</td><td colspan="2">Flujo de proceso con cambio de fase</td></tr>
<tr><td>Pout (bar)</td><td>12,8</td><td>Pout (bar)</td><td>12,8</td><td>Tin (K)</td><td>293,15</td></tr>
<tr><td>Tin (K)</td><td>311,15</td><td>Tin (K)</td><td>311,15</td><td>Tout (K)</td><td>110</td></tr>
<tr><td>Fracción</td><td>0,4</td><td>Fracción</td><td>0,6</td><td colspan="2" rowspan="2">Esta corriente es mezclada con la fracción del 60% de la corriente que circula en el Booster, luego que esta enfria el flujo hasta la temperatura apropiada para llevar a cabo la destilación</td></tr>
<tr><td>Trabajo producido</td><td>Depende de la corriente de entrada de aire</td><td>Fase de salida</td><td>Vapor cercano al punto de condensación</td></tr>
<tr><td>Tout (K)</td><td>354,15</td><td>Tout (K)</td><td>110</td><td colspan="2"></td></tr>
</table>

Fuente: Las Autoras.

ANEXO J. Factores que intervienen en la evaluación del costo de capital.

GASTOS DIRECTOS DEL PROYECTO
Precio F.O.B del equipo
Materiales requeridos para la instalación
Instalación de equipos y materiales
GASTOS INDIRECTOS DEL PROYECTO
Fletes, seguros e impuestos
Gastos generales de construcción
Gastos de personal
CONTINGENCIAS Y HONORARIOS
Contingencia
Honorarios del personal
FACILIDADES AUXILIARES
Tierra
Construcciones auxiliares
Utilidades

Fuente: Turton et al. [32]

ANEXO K. Equipos utilizados en las etapas del proceso de obtención de bio-amoniaco.

EQUIPO EN PLANTA	NÚMERO DE EQUIPOS EN PLANTA
Etapa de Pre-Tratamiento	
Secador Rotatorio	1
Molino de martillo	1
Etapa de Gasificación	
Gasificador	1
Etapa de Separación de Aire (ASU)	
Compresores de aire	6
Intercambiadores de interenfriamiento	5
Torre de destilación de alta presión	1
Torre de destilación de baja presión	1
Compresor de Oxigeno	1
Compresor de Vapor	1
HE en criogenia	2
Compresor de CO2	1
Intercambiador de calor de CO2	1
Etapa de Purificación AGR	
Torre de absorción	1
Compresor de CO2	7
Intercambiadores de interenfriamiento	3
Tambores Flash	4
Etapa de Limpieza y Acondicionamiento del Syngas	
Bombas	3
Intercambiadores de Calor	4
Quencher	1
Torre de absorción	1
Reactores	2
Separador	1
Etapa de Síntesis de Bio-Amoniaco	
Compresores	3
Intercambiadores de Calor	14
Reactores PFR	7
Separadores	1
Expansores	4
NUMERO DE EQUIPOS	74

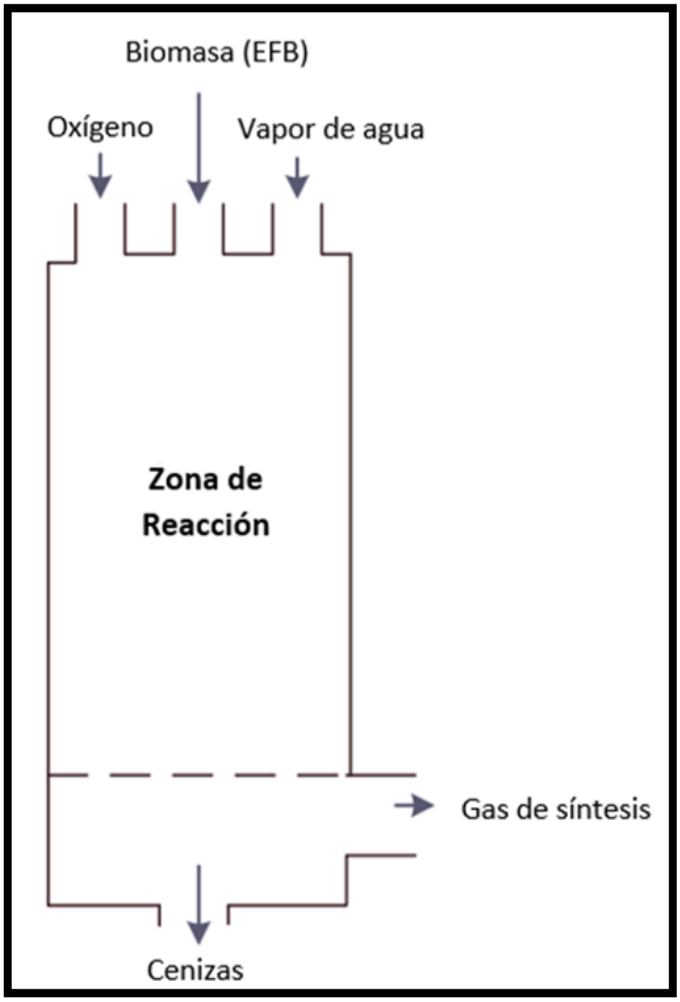
Fuente: Las Autoras.

ANEXO L. Factores que intervienen en la evaluación del costo de manufactura.

COSTOS DIRECTOS
Materias primas
Tratamiento de residuos
Servicios industriales
Mano de obra
Supervisión y trabajo administrativo
Mantenimiento y reparación
Suministros operativos
Cargos de laboratorio
Patentes y regalías
COSTOS FIJOS
Depreciación
Impuestos locales y seguros
Facilidades auxiliares
COSTOS GENERALES
Costos administrativos
Costos de distribución y ventas
Investigación y desarrollo

Fuente: Turton et al. [32]

ANEXO M. Gasificador de lecho entrante y condiciones de operación.



CONDICIONES PARA LA REACCIÓN DE GASIFICACIÓN		
TEMPERATURA (°C)		900
PRESIÓN (BAR)		60
EFICIENCIA en carbonos equivalentes		0.995
TIEMPO DE RESIDENCIA (s)		50
TAMAÑO DE PARTÍCULA		
TAMAÑO INFERIOR (mm)		0.3
TAMAÑO SUPERIOR (mm)		1
AGENTE GASIFICANTE		
AGUA	H2O/C	2.5
OXIGENO	O2/C	0.35
PRESENCIA DE LECHO PARTICULADO		
Ninguna		

Fuente: Samiran et al [65] y Ogi et al. [25]