EVALUACIÓN DE LA SOSTENIBILIDAD DE TECNOLOGÍAS EMERGENTES DE PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES EN COLOMBIA APLICANDO CRITERIOS TÉCNICOS, AMBIENTALES Y ECONÓMICOS

DIEGO ARMANDO MARTINEZ MERLANO

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
DOCTORADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2017

EVALUACIÓN DE LA SOSTENIBILIDAD DE TECNOLOGÍAS EMERGENTES DE PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES EN COLOMBIA APLICANDO CRITERIOS TÉCNICOS, AMBIENTALES Y ECONÓMICOS

DIEGO ARMANDO MARTINEZ MERLANO

Tesis doctoral presentada como requisito parcial para optar por el título de Doctor en Ingeniería Química

Director

Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov

Universidad Industrial de Santander

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
POSGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2017

Agradecimientos

Deseo expresar mi agradecimiento al Profesor Viatcheslav Kafarov, mi director de Tesis, por la confianza y por la oportunidad de desarrollar mi Tesis en su grupo de investigación CIDES-UIS. Con seguridad, ha sido una experiencia que fortaleció mi formación profesional.

Mi gratitud también está dirigida al Dr. Israel Herrera, quien de una forma desinteresada dedicó parte de su tiempo a mejorar los alcances de la Tesis.

Al Profesor Bhavik Bakshi, por acogerme en su grupo de investigación, y permitirme realizar mi pasantía en “The Ohio State University”. Sin lugar a dudas ha sido una de las experiencias vividas más enriquecedoras.

A cada uno de los integrantes del CIDES, especialmente a Wilmer, Ángel, Yeimmy, Viviana, Yeniffer y Andrés. Su amistad hizo más fácil el camino.

A los evaluadores, por sus aportes, revisión y cada una de las observaciones para mejorar el documento final.

A COLCIENCIAS, por su apoyo económico a través de la beca-crédito obtenida en la Convocatoria 511 de 2010.

A DIOS y mi familia, por ser el apoyo y motor de vida.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN 20

1. PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL 22

1.1. Introducción 22

1.2. Simulación de los procesos 25

1.2.1. Pretratamiento de neutralización y refinación del aceite de palma 27

1.2.2. Pretratamiento de esterificación 28

1.2.3. Transesterificación heterogénea 29

1.2.4. Transesterificación homogénea 33

1.3. Resultados 36

1.4. Conclusiones 41

2. PROCESOS TERMOQUÍMICOS DE PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES 49

2.1. Introducción 49

2.2. Simulación de los procesos industriales 52

2.2.1. Planta de producción de metanol a partir de la gasificación de raquis. 53

2.2.2. Planta de producción de hidrógeno a partir de la gasificación de raquis. 57

2.2.3. Planta de producción de biocombustibles líquidos por la ruta Fischer-Tropsch a partir de la gasificación del raquis. 59

2.3. Resultados 61

2.4. Conclusiones 68

3. PROCESOS BIOQUÍMICOS DE PRODUCCIÓN DE ETANOL 75

3.1 Introducción 75

3.2 Descripción de las simulaciones 78

3.2.1 Etapas del proceso 79

3.2.1.1 Pretratamientos.....80
3.2.1.1.1 Pretratamiento ácido/base 80
3.2.1.1.2 Pretratamiento con organosolv 81
3.2.1.1.3 Explosión de vapor.....82
3.2.1.2. Hidrólisis enzimática 83
3.2.1.3 Fermentación 83
3.2.1.4 Purificación 84
3.3. Resultados 86
3.4. Conclusiones 91
4. ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO.....97
4.2. Análisis energético y exergético.....99
4.2.1. Análisis energético. 99
4.2.2. Análisis exergético. 100
4.2.2.1. Especificaciones de los volúmenes de control. 100
4.2.2.2. Ambiente de referencia del sistema. 100
4.2.2.3. Simplificaciones. 100
4.2.2.4. Flujos de masa y energía. 100
4.2.2.5 Balances de exergía y destrucción de exergía. 101
4.3. Resultados 102
4.3.1 Relación neta de energía 102
4.3.1.1 Relación neta de energía en los procesos de producción de biodiesel. ..102
4.3.1.2 Relación neta de energía de los procesos termoquímicos.....103
4.3.1.3 Relación neta de energía en los procesos bioquímicos. 106
4.3.2 Análisis de exergía.....107
4.3.2.1 Procesos de producción de biodiesel 107

4.3.2.2 Procesos termoquímicos.....108
4.3.2.2 Procesos bioquímicos.....112
4.4. Conclusiones 114
5. ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA (ACV) 120
5.1. Introducción 120
5.2. Metodología del ACV 123
5.2.1. Definición del objetivo y alcance. 123
5.2.1.1. Definición del objetivo. 124
5.2.1.2. Función de los sistemas.....124
5.2.1.3. Unidad funcional. 124
5.2.1.4. Definición de los sistemas bajo estudio. 124
5.2.1.5. Limites del sistema.....124
5.2.1.6. Etapas excluidas. 126
5.2.1.7. Procedimientos de asignación. 126
5.2.1.8. Metodología de impacto ambiental. 126
5.2.1.9. Herramienta informática. 133
5.2.1.10. Datos de entrada y calidad. 133
5.2.2. Análisis de inventarios 134
5.2.2.1. Inventarios para la producción de biodiesel. 135
5.2.2.5 Inventario para los procesos bioquímicos 139
5.2.2.6 Inventario para los procesos termoquímicos.....140
5.3 Resultados 141
5.3.1 Sistemas de producción de biodiesel.....141
5.3.2 Sistemas termoquímicos.....150
5.3.3 Sistemas bioquímicos 154

5.4 Conclusiones 157
6. ANÁLISIS ECONÓMICO Y EXTERNALIDADES 163
6.1 Introducción 163
6.2 Metodología para el análisis económico 165
6.2.1 Inversión de capital fijo.....166
6.2.1.1 Costo de equipos 167
6.2.2 Costos de Operación por Manufactura (COM).....170
6.2.2.1 Costos variables de operación 170
6.2.2.1.1 Materia prima 170
6.2.2.1.2 Servicios 170
6.2.2.1.3 Otros costos.....171
6.2.2.2 Costos fijos de operación.....171
6.2.2.2.1 Mantenimiento 171
6.2.2.2.2 Mano de obra.....171
6.2.2.2.3 Otros costos fijos operacionales 172
6.2.3 Ventas.....172
6.2.4 Depreciación 173
6.2.5 Impuestos 173
6.2.6 Flujo de Caja.....173
6.3 Externalidades ambientales 175
6.4 Análisis de sensibilidad 176
6.5 Resultados 177
6.5.1 Procesos de producción de biodiesel 177
6.5.1.1 Capital fijo de inversión 177
6.5.1.2 Costos de operación 178

6.5.1.4 Flujo de caja.....179
6.5.1.5 Externalidades 180
6.5.1.6 Análisis de sensibilidad.....181
6.5.2 Procesos termoquímicos.....183
6.5.2.1 Capital fijo de inversión.....183
6.5.2.2 Costos de Operación por Manufactura 184
6.5.2.3 Ventas.....185
6.5.2.4 Flujo de caja.....186
6.5.2.5 Externalidades 187
6.5.2.6 Análisis de sensibilidad.....189
6.5.2.7. Comparaciones.....189
6.5.3 Procesos bioquímicos.....190
6.5.3.1 Capital fijo de Inversión.....190
6.5.3.2 Estados de resultados y flujos de caja.....191
6.5.3.3 Externalidades 194
6.6 Conclusiones 195
7. CONCLUSIONES GENERALES 202
BIBLIOGRAFÍA.....205

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Diagrama del proceso de neutralización de ácidos grasos.....28
Figura 1.2 Diagrama del proceso de esterificación de ácidos grasos.....30
Figura 1.3 Diagrama del proceso de producción de biodiesel mediante transesterificación heterogénea.....32
Figura 1.4 Diagrama del proceso de producción de biodiesel mediante transesterificación homogénea en medio alcalino 34
Figura 2.1 Producción global acumulada de gas de síntesis 50
Figura 2.2 Diagrama general de la síntesis de metanol a partir de biomasa 54
Figura 2.3 Diagrama general de producción de hidrógeno a partir de biomasa 58
Figura 2.4 Diagrama general de la síntesis de combustibles por la ruta Fischer-Tropsch.....60
Figura 2.5 Simulación del proceso de producción de metanol a partir de la gasificación de raquis 62
Figura 2.6 Simulación del proceso de producción de hidrógeno a partir de la gasificación de raquis 64
Figura 2.7 Simulación del proceso de producción de biocombustibles por la ruta Fischer-Tropsch.....67
Figura 3.1 Diagrama general del proceso de producción de etanol a partir de biomasa 80
Figura 3.2 Simulación del pretratamiento secuencial ácido/base 86
Figura 3.3 Simulación del pretratamiento con organosolv 88
Figura 3.4 Pretratamiento con explosión de vapor.....89
Figura 4.1 Porcentaje de consumo energético en cada proceso 105
Figura 4.2 Destrucción de exergía, pérdida de exergía y eficiencia en cada proceso.....109
Figura 4.3 Destrucción y pérdida de exergía por etapas en cada proceso 110
Figura 4.4 Destrucción y pérdida de exergía por energía obtenida en cada proceso 111
Figura 4.5 Eficiencia exergética por etapas de los procesos bioquímicos 113

Figura 4.6 MJ de exergía destruida/kg de etanol obtenido en los tres pretratamientos 114
Figura 5.1 Factores de caracterización en Simapro Fuente : Simapro v7.1®. 132
Figura 5.2 Bases de datos activas en el montaje de un ACV en Simapro v7.1®. 133
Figura 5.3 Balance de masa de la extracción de aceite de palma en Colombia .. 138
Figura 5.4 Esquemas de los tres sistemas evaluados. a) producción de diésel y nafta. b) producción de hidrógeno. c) producción de metanol 140
Figura 5.5 Calentamiento global por etapa para los sistemas BDIE 142
Figura 5.6 Agotamiento del ozono por etapas para los sistemas BDIE 142
Figura 5.7 Formación de oxidantes fotoquímicos por etapas para los sistemas BDIE 143
Figura 5.8 Acidificación por etapas para los sistemas BDIE 144
Figura 5.9 Eutrofización por etapas para los sistemas BDIE 145
Figura 5.10 Consumo de energía fósil en los sistemas BDIE 146
Figura 5.11 Perfil ambienta de los sistemas BDIE Vs. Diésel. Producción de 1MJ de combustible 146
Figura 5.12 Perfil ambiental de los sistemas BDIE Vs. Diésel. Producción y uso de 1MJ de combustible 147
Figura 5.13 Sistemas BDIE Vs. Diésel, con redistribución en los requerimientos del cultivo. 148
Figura 5.14 Perfil de impactos para los sistemas termoquímicos 150
Figura 5.15 Contribución de los procesos por categoría de impacto para los sistemas termoquímicos 152
Figura 5.16 Emisiones representativas por categoría para los sistemas termoquímicos 153
Figura 5.17 Perfil de impactos ambientales potenciales para los sistemas bioquímicos 155
Figura 5.18 Contribución de procesos para el pretratamiento ácido/base 156
Figura 5.19 Contribución de procesos para el pretratamiento con explosión de vapor 156
Figura 5.20 Contribución de procesos para el pretratamiento con organosolv ... 157

Figura 6.1 Costo de operación para los procesos de producción de biodiesel 178
Figura 6.2 Precio e ingresos del biodiesel 179
Figura 6.3 Flujo de caja de los procesos de producción de biodiesel 179
Figura 6.4 Costos anuales de las externalidades para los procesos de producción de biodiesel.....180
Figura 6.5 VPN y VPN_{ex} de los procesos de producción de biodiesel 181
Figura 6.6 Variación del VPN con el costo de la materia prima 182
Figura 6.7 Costo de operación para los procesos termoquímicos 184
Figura 6.8 Proyección de precios e ingresos para las plantas de gasificación 185
Figura 6.9 VPN de los procesos de gasificación.....186
Figura 6.10 Costo de externalidades ambientales para los procesos termoquímicos 187
Figura 6.11 VPN y VPN_{ex} para los procesos termoquímicos 188
Figura 6.12 Curvas de probabilidad acumulada para los procesos termoquímicos 189
Figura 6.13 Densidad de probabilidad de la utilidad neta del proceso organosolv 192
Figura 6.14 Densidad de probabilidad de la utilidad del proceso de explosión de vapor.....192
Figura 6.15 Densidad de probabilidad de la utilidad neta del proceso ácido/base 193
Figura 6.16 VPN del proceso de organosolv 193
Figura 6.17 VPN_{ex} del proceso de organosolv.....194

LISTA DE TABLAS

Tabla 1.1 Propiedades críticas y estructura UNIFAC de los triglicéridos usados ..26
Tabla 1.2 Correlaciones para el cálculo de las propiedades relacionadas con la calidad del biodiesel 27
Tabla 1.3 Flujos del proceso de neutralización de ácidos grasos (Figura 1.1) 28
Tabla 1.4 Flujos del diagrama de proceso de esterificación de ácidos grasos (Figura 1.2) 30
Tabla 1.5 Parámetros de Arrhenius usados en la transesterificación heterogénea 31
Tabla 1.6 Flujos del diagrama de proceso de producción de biodiesel mediante catálisis heterogénea a partir de aceite neutralizado (Figura 1.3) 32
Tabla 1.7 Flujos del diagrama de proceso de producción de biodiesel mediante catálisis heterogénea a partir de aceite esterificado (Figura 1.3).....33
Tabla 1.8 Flujos del diagrama de proceso de producción de biodiesel mediante catálisis homogénea a partir de aceite esterificado 35
Tabla 1.9 Flujos del diagrama de proceso de producción de biodiesel mediante catálisis homogénea a partir de aceite neutralizado 35
Tabla 1.10. Relación de productos y materias primas en los procesos estudiados 37
Tabla 1.11. Parámetros de calidad del biodiesel de acuerdo a la norma EN 14214:2003.....39
Tabla 2.1 Ecuaciones y constantes cinéticas para la síntesis de metanol.....56
Tabla 2.2 Coeficientes estequiométricos para la reacción Fischer-Tropsch.....61
Tabla 2.3 Principales corrientes de la simulación mostrada en la Figura 2.5 62
Tabla 2.4 Principales corrientes del proceso mostrado en la Figura 2.6.....64
Tabla 3.1. Compuestos hipotéticos utilizados para las simulaciones.....79
Tabla 3.2 Conversiones para el pretratamiento ácido/base.....81
Tabla 3.3 Conversiones para el pretratamiento con organosolv.....82
Tabla 3.4 Conversiones para el pretratamiento de explosión de vapor 82

Tabla 3.5 Condiciones de operación de hidrólisis enzimática para las rutas seleccionadas. 83
Tabla 3.6 Condiciones de operación de fermentación para las rutas seleccionadas. 84
Tabla 3.7 Especificaciones de operación para el montaje de la primera torre 85
Tabla 3.8 Especificaciones de operación para el montaje de la segunda torre 85
Tabla 3.9 principales corrientes del pretratamiento secuencial ácido/base (Figura 3.2) 87
Tabla 3.10 Principales corrientes del pretratamiento con organosolv (Figura 3.3) 88
Tabla 3.11 Principales corrientes del pretratamiento con explosión de vapor (Figura 3.4) 89
Tabla 3.12 Rendimientos de etanol/biomasa reportados en la literatura 90
Tabla 4.1. Relación neta de energía de los procesos de producción de biodiesel 102
Tabla 4.2. NER excluyendo el contenido energético del aceite de entrada a los procesos 103
Tabla 4.3. Relación de energía neta de los procesos termoquímicos....104
Tabla 4.4. Relación neta de energía de los procesos bioquímicos. 106
Tabla 4.5. Eficiencia y exergía destruida de los procesos de producción de biodiesel....107
Tabla 5.1 Descripción de los sistemas bajo estudio 125
Tabla 5.2 Factores de caracterización GWP, en kg CO_2/kg, para el cálculo de CCI 128
Tabla 5.3 Potencial de acidificación de compuestos relevantes, en kg de H+/kg de sustancia....129
Tabla 5.4 Factor de equivalencia, POCP, en kg eq. Etileno/kg sustancia....130
Tabla 5.5 Factores de caracterización ODP [kg eq. CFC-11/kg] 131
Tabla 5.6 Factores de caracterización EP [kg eq. PO4/kg]....132
Tabla 5.7 Materias primas y energía durante los primeros cinco años de cultivo para 1MJ de biodiesel....136
Tabla 5.8 Materias primas en campo definitivo para 1MJ de biodiesel 137

Tabla 5.9 Inventario con valores promedio en la extracción de aceite de palma para 1MJ de biodiesel....137
Tabla 5.10 Factores de emisión del diésel y el B100 para 1MJ de combustible..139
Tabla 6.1 Inversión de Capital Fijo....166
Tabla 6.2 Valores para el cálculo del factor de traslado 169
Tabla 6.3 Tarifas de servicios industriales. 171
Tabla 6.4 Requerimientos típicos de mano de obra para equipos de proceso. ...172
Tabla 6.5 Costo de las externalidades....176
Tabla 6.6 Costos fijos de inversión para los procesos de biodiesel 177
Tabla 6.7 Costo de las externalidades de los sistemas de producción de biodiesel [MM COP] 180
Tabla 6.8 Plantas de biodiesel en Colombia....182
Tabla 6.9 Inversión de capital fijo FCI para los procesos termoquímicos 183
Tabla 6.10 Costo de las externalidades en los procesos termoquímicos [MM COP] 187
Tabla 6.11 Comparación de resultados con otros estudios 190
Tabla 6.12 Capital fijo de inversión para los procesos bioquímicos....191
Tabla 6.13 Costo de las externalidades de lo procesos bioquímicos [MM COP].194

LISTA DE ANEXOS

Anexo A. Corrientes de los procesos de producción de biodiesel…….230
Anexo B. Corrientes de los procesos termoquimicos de producción de biocombustibles……...243
Anexo C. Corrientes de los procesos bioquímicos de producción de etanol.....259
Anexo D. Costos de equipos……279

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN DE LA SOSTENIBILIDAD DE TECNOLOGÍAS EMERGENTES DE PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES EN COLOMBIA APLICANDO CRITERIOS TÉCNICOS, AMBIENTALES Y ECONÓMICOS*

AUTOR: DIEGO ARMANDO MARTINEZ MERLANO**

PALABRAS CLAVES: BIOCOMBUSTIBLES, SOSTENIBILIDAD, ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA

DESCRIPCIÓN:

La inexistencia de indicadores cuantitativos de sostenibilidad es actualmente una barrera que no permite comparar de manera efectiva dos o más procesos productivos, incluyendo las tecnologías emergentes de producción de biocombustibles. En esta tesis se plantean diferentes diseños conceptuales de procesos emergentes de producción de biocombustibles relacionados directamente con la cadena productiva de la palma africana y se plantea el uso de un indicador monetario de sostenibilidad. Los procesos fueron agrupados en tres grupos: procesos de producción de biodiesel (catálisis heterogénea y homogénea), procesos termoquímicos (metanol, hidrógeno, combustibles por la ruta Fischer-Tropsch) y procesos bioquímicos de producción de etanol (pretratamiento ácido/base, organosolv y explosión de vapor), los cuales fueron simulados en Aspen Hysys para calcular su eficiencia energética y exergética. La sostenibilidad económica de los procesos bajo estudio fue analizada a través del Valor Presente Neto (VPN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR). La sostenibilidad ambiental fue evaluada a través de la aplicación de la metodología del Analisis de Ciclo de Vida (ACV), cuantificando seis categorías de impacto ambiental con el método EPD® (*Environmental Product Declarations*) en Simapro 7.1®. Las categorías de impacto ambiental evaluadas fueron cambio climático, acidificación, formación de oxidantes fotoquímicos, deterioro de la capa de ozono, eutrofización y uso de energía no renovable. El desarrollo del indicador de sostenibilidad se basó en el cálculo de las externalidades ambientales y su inclusión en la evaluación económica, lo cual produce una variación de la rentabilidad de los procesos, generando un Valor Presente Neto Extendido (VPN_{ex}). Entre los procesos evaluados solo los procesos de producción de hidrógeno y combustibles líquidos por la ruta Fischer-Tropsch presentaron valores VPN_{ex} positivos.

***** Tesis doctoral

**Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química
Director: Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov

ABSTRACT

TITLE: EVALUATION OF SUSTAINABILITY OF EMERGING BIOFUEL PRODUCTION TECHNOLOGIES IN COLOMBIA APPLYING TECHNICAL, ENVIRONMENTAL AND ECONOMIC CRITERIA*

AUTHOR: DIEGO ARMANDO MARTINEZ MERLANO**

KEYWORDS: BIOFUELS, SUSTAINABILITY, LIFE CYCLE ASSESSMENT

DESCRIPTION:

The lack of quantitative indicators of sustainability is currently a barrier that does not allow to effectively compare two or more productive processes, including emerging biofuel production technologies. This thesis proposes different conceptual designs of emerging biofuel production processes directly related to the African palm production chain and proposes the use of a monetary indicator of sustainability. The processes were grouped into three groups: biodiesel production processes (heterogeneous and homogeneous catalysis), thermochemical processes (methanol, hydrogen, fuels by the Fischer-Tropsch route) and the biochemical processes for the production of ethanol (acid / base pretreatment, Steam explosion), which were simulated at Aspen Hysys to calculate their energy and exergetic efficiency. The economic sustainability of the processes under study was analyzed through the Net Present Value (NPV) and the Internal Rate of Return (IRR). Environmental sustainability was evaluated through the application of the Life Cycle Assessment (LCA) methodology, quantifying six environmental impact categories with the EPD® (Environmental Product Declarations) method in Simapro 7.1®. The environmental impact categories assessed were climate change, acidification, formation of photochemical oxidants, ozone layer depletion, eutrophication and use of non-renewable energy. The development of the sustainability indicator was based on the calculation of environmental externalities and its inclusion in the economic evaluation, which results in a change in the profitability of the processes, generating an Extended Net Present Value (VPN_{ex}). Among the evaluated processes only the production processes of hydrogen and liquid fuels by the route Fischer-Tropsch presented positive values of VPN_{ex}.

---

* Doctoral thesis

** Faculty of Physicochemical Engineeries. School of Chemical Engineering
Director: Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov

INTRODUCCIÓN

El debate internacional sobre la sostenibilidad de la producción y uso de biocombustibles se enmarca en la crisis económica global, la preocupación creciente por la amenaza del cambio climático y las propuestas de producción más limpia. Este debate no ha sido superado porque la sostenibilidad de un producto es un aspecto complejo de analizar, ya que en el concepto mismo confluyen no solo variables ambientales sino también económicas y sociales. En el caso particular de los biocombustibles, la complejidad aumenta debido a lo extenso de su cadena productiva y las diferentes áreas que pueden verse afectadas directa e indirectamente por su producción.

Actualmente existen pocos estudios enfocados a calcular cuantitativamente la sostenibilidad de los biocombustibles, ya que la mayoría de investigaciones en este sentido calculan indicadores económicos, sociales, y principalmente ambientales, de forma independiente. La selección y el cálculo de todos estos indicadores se realiza desde un punto de sostenibilidad pero no permite la comparación objetiva entre dos o más combustibles. Por lo tanto, es importante desarrollar cuantitativamente este parámetro o al menos tener una medida aproximada e imparcial de la misma.

El número de posibles indicadores que se pueden utilizar es alto, pero tampoco hay consenso sobre cuáles deberían ser o no evaluados. Lo que sí es claro es que para evaluar la sostenibilidad de los biocombustibles se debe mantener un enfoque de ciclo de vida. También existen algunas directrices, como por ejemplo la Directiva 2015/1513 del Parlamento Europeo, sobre las características que deben tener los indicadores de sostenibilidad, entre las cuales se destaca que debe ser simple, accesible, aplicable a todas las materias primas, eficiente y sin costo.

En Colombia, la sostenibilidad de los biocombustibles ha sido fuertemente criticada por quienes consideran que la exención de impuestos se traduce en

competencia desleal con otros sectores agrícolas que sí deben cumplir con la totalidad de los impuestos vigentes. Sin embargo, las políticas gubernamentales han tratado de direccionar la producción de los mismos hacia un desarrollo sostenible, intentando alcanzar los estándares de calidad implementados en otras regiones como Brasil y la Unión Europea.

El objetivo de este documento es evaluar la sostenibilidad de las tecnologías existentes y emergentes de producción de biocombustibles asociados a la cadena producción de la palma africana, integrando aspectos técnicos, económicos y ambientales, a través de la aplicación del Análisis de Ciclo de vida y el Análisis de Procesos.

En los capítulos 1, 2 y 3 se muestran y analizan cada uno de los procesos bajo estudio. El capítulo 1 está conformado por los procesos existentes y emergentes de producción de biodiesel a partir de aceite de palma africana. Se comparan la transesterificación homogénea (tradicional) con la transesterificación heterogénea básica como proceso emergente. En el capítulo 2 se analizan tres procesos de producción de biocombustibles a partir del gas de síntesis, el cual es obtenido por gasificación del raquis de palma. Los biocombustibles analizados son hidrogeno, alcanos por síntesis de Fischer-Tropsch y metanol. En el capítulo 3 se analizan tres procesos de producción de etanol, usando como pretratamientos explosión de vapor, un pretratamiento secuencial ácido/base y organosolv.

En el capítulo 4 se presenta un análisis energético y exergético de todos los procesos bajo estudio en los capítulos anteriores. El capítulo 5 presenta la evaluación ambiental realizada a través del análisis de ciclo de vida. Por último, en el capítulo 6, se evalúa la prefactibilidad económica de los procesos industriales mediante la inclusión de las externalidades ambientales y se genera un indicador de sostenibilidad técnico-económico y ambiental.

1. PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

1.1. Introducción

El biodiesel es una alternativa energética con alto potencial de reducción de emisiones de efecto invernadero, las cuales son producidas en gran medida por el uso de los combustibles fósiles [1, 2, 3]. Este potencial y positivo impacto ambiental ha impulsado la producción del biocombustible durante lo que va corrido del siglo XXI. En el año 2000, la producción de biodiesel fue prácticamente nula, siendo Europa el único continente que alcanzaba valores significativos de producción, con alrededor de 14300 barriles por día [4]. En ese entonces, Argentina se convertía en el único país, no solo de Suramérica, sino del continente americano en reportar producción de biodiesel (100 barriles/día). En los últimos años Europa se ha mantenido como la región de mayor producción de biodiesel, alcanzando un 39% (2014) de la producción mundial [4, 5, 6]. Como región, Europa se ha mantenido fuerte, pero indudablemente, Estados Unidos se ha convertido en el mayor productor mundial de biodiesel, con 4800 millones de litros en el 2015 [6]. El top de países productores lo completan Brasil, Alemania, Francia y Argentina [5, 6, 7].

La composición química del biodiesel, principalmente esteres de ácidos grasos, le proporcionan características físicas muy similares al aceite combustible para motor (ACPM), lo cual ha favorecido el uso comercial de sus mezclas en diferentes proporciones; y en la mayoría de casos, sin la necesidad de realizar modificaciones en los motores diésel [8]. El biodiesel puro puede liberar alrededor del 90% de la energía del diésel, lo que se traduce en un rendimiento similar de par motor y caballos de fuerza [9]. En cuanto a la combustión, el biodiesel muestra un número de características que lo hacen más deseable que los combustibles fósiles: un mayor número de cetano, no contiene aromáticos, casi sin azufre, y 10 a 11% de oxígeno en peso [9, 10].

Las características finales del biodiesel están ligadas fuertemente a la materia prima que se utilice, la cual le trasmite las particularidades de su composición. En Europa, la mayoría del biodiesel es producido a partir del aceite de colza, mientras en Estados Unidos, la materia prima utilizada es el aceite de soya [11]. En Colombia, desde un principio, cuando se puso en marcha el programa de biocombustibles, el aceite de palma africana se fortaleció como la principal materia prima, dadas las condiciones geográficas del país que favorecen altos rendimientos por hectárea cultivada. Los precios y la disponibilidad de la materia prima es lo que determina su uso en la producción de biodiesel en una región u otra.

Los aceites vegetales están formados por triglicéridos (tri-esteres de glicerol) y ácidos grasos (ácidos carboxílicos de cadena alquílica). La presencia de ácidos grasos en los aceites se debe a la hidrólisis espontánea de sus compuestos originales, los triglicéridos. El biodiesel, por su parte, es producido por la transesterificación de los triglicéridos presentes en el aceite que se utilice como materia prima. En la reacción de transesterificación, una molécula de triglicérido reacciona con tres moléculas de alcohol, secuencialmente, en presencia de un catalizador, para producir primero diglicéridos, luego mono glicéridos y finalmente, glicerol y tres moléculas de monoéster (biodiesel) [12]. Todas las etapas de reacción son consideradas reversibles.

El biodiesel que se comercializa a nivel mundial es producido principalmente mediante procesos de transesterificación en fase homogénea, empleando NaOH como catalizador debido a su bajo costo. [2]. La catálisis básica puede variar dependiendo de la materia prima y el pretratamiento que se sea necesario. Una ventaja de los catalizadores alcalinos es que dan lugar a reacciones rápidas. En general los procesos básicos de producción de biodiesel se llevan a cabo a bajas temperaturas (60-70ºC) y presiones (1.4-4.2 bar), con una baja concentración de catalizador (0,5% en peso) [13, 14]. A pesar de que el proceso es operable, solo se pueden transesterificar por catálisis básica los aceites y grasas que contengan muy bajas concentraciones de ácidos grasos libres. Los ácidos grasos libres

promueven la reacción de saponificación. La presencia de jabón produce un incremento en la viscosidad y complica la separación de los esteres. El agua también influye en la reacción de saponificación ya que promueve la formación de ácidos grasos libres. Por esta razón, la materia prima no debe sobrepasar un contenido de ácidos grasos de 0,5% (en peso) y los alcoholes deben ser anhidros [15]. De otra manera, la producción se verá afectada. Si el contenido de ácidos grasos libres en la materia prima es alto, las opciones consisten en pretratar el aceite mediante esterificación o neutralización. La esterificación consiste en la reacción de los ácidos grasos con un alcohol para producir alquil-esteres (biodiesel) y agua. Los catalizadores ácidos, como el ácido sulfúrico, se emplean para llevar a cabo la reacción de esterificación en condiciones moderadas [16]. En cuanto a la neutralización, los ácidos grasos son saponificados con una base fuerte, a menudo NaOH, transformándolos directamente en jabón y posteriormente separados. De esta manera, el aceite puede ser tratado posteriormente mediante la transesterificación tradicional.

La transesterificación homogénea básica presenta como desventaja la necesidad de neutralizar el catalizador al finalizar la reacción, así como implementar etapas de purificación de productos. Además, como ya se mencionó, es extremadamente sensible a la presencia de agua y ácidos grasos que favorecen la saponificación. Por estas razones, en los últimos años ha existido una fuerte tendencia hacia el desarrollo de catalizadores heterogéneos que puedan ser utilizados en la producción de biodiesel y reemplazar los catalizadores homogéneos que actualmente se usan. El óxido de calcio (CaO) es uno de los catalizadores sólidos que se destaca en la transesterificación de aceites, ya que es estable, tiene una elevada actividad catalítica, su costo es bajo y puede ser utilizado por un tiempo prologado [17]. Meher *et al*. [18] obtuvieron biodiesel a partir de pongamia pinnata alcanzando altas conversiones usando Li/CaO. Otros catalizadores también han sido estudiados, como el Mg-Zr [19], nano-magnéticos ($KF/CaO-Fe_3O_4$) [20], óxidos de CaO modificados con trimetilclorosilano [21], catalizadores soportados como el EU_2O_3/Al_2O_3 [22], La/β Zeolita [23], KI/Al_2O_3 [24], y $Na/NaOH/\gamma-Al_2O_3$ [25].

Todos estos catalizadores se caracterizan por ser de bajo costo y alcanzar altos rendimientos [26].

La implementación de procesos heterogéneos podría suponer una reducción en los requerimientos energéticos y de los costos de producción, al eliminar diferentes etapas del proceso actual como la neutralización del catalizador y el lavado del biodiesel, la cual implica el uso de grandes cantidades de agua, poniendo en juicio la sostenibilidad ambiental del proceso. Gou *et al*. [27] investigaron el uso de un silicato sódico como catalizador sólido en la producción de biodiesel, con el cual alcanzaron una conversión superior al 95%, usando 3% (w/w), 7,5 de relación molar metanol/aceite, 60°C de temperatura, 60 minutos y 250 rpm. Tasic *et al*. [28] compararon los consumos energéticos de la catálisis homogénea y heterogénea del aceite de girasol, concluyendo que el proceso con catálisis heterogénea consume 2,5 veces menos energía que el proceso tradicional. Por su parte, Dossin *et al*. [29] afirman que los procesos de producción de biodiesel mediante el uso de MgO es uno de los procesos con mayor potencial de ser implementado industrial y comercialmente.

La revisión de la literatura plantea un horizonte de investigación hacia el desarrollo de procesos de producción de biodiesel usando catalizadores sólidos de carácter básico. Por ésta razón, el fin de este capítulo es comparar, desde un punto de vista técnico, diferentes rutas de transesterificación heterogénea y homogénea del aceite de palma africana: (i) esterificación/transesterificación heterogénea, (ii) neutralización/ transesterificación heterogénea, (iii) esterificación/ transesterificación homogénea y (iv) neutralización/ transesterificación homogénea.

1.2. Simulación de los procesos

Los procesos se simularon en Aspen Hysys®. La mayoría de los compuestos utilizados en la simulación fueron encontrados en la librería de componentes del software, mientras que los componentes no disponibles en la base de datos, principalmente los triglicéridos, fueron creados como compuestos hipotéticos mediante el uso de la herramienta "*hypomanager*", en la cual se utilizan la

estructura UNIFAC, densidad, temperatura de ebullición y propiedades críticas de dichos componentes. El aceite crudo de palma fue representado por los 3 triglicéridos de mayor porcentaje y un ácido graso: tripalmitina 47.14%w, trioleína 37.52%w, trilinoleína 11.54%w y ácido palmítico 3.8%w [30]. La Tabla 1.1 muestra las propiedades utilizadas para la creación de los triglicéridos en las simulaciones.

Tabla 1.1 Propiedades críticas y estructura UNIFAC de los triglicéridos usados

Sustancia	T_{eb}^* (K)	T_c^* (K)	P_c^* (kPa)	V_c^* (m^3/kmol)	FA	EF
Trioleína	822.5	943.2	322.4	3.25	0.56	$(CH_3)_3(CH_2)_{41}CH(CH{=}CH)_3(CH_2COO)_3$
Trilinoleína	820.9	942.8	321.9	3.21	4.59	$(CH_3)_3(CH_2)_{35}CH(CH{=}CH)_6(CH_2COO)_3$
Tripalmitina	804.6	923.3	328.3	2.94	6.80	$(CH_3)_3(CH_2)_{41}CH(CH_2COO)_3$

*$T_{eb:}$ Temperatura de ebullición, $T_{c:}$ Temperatura critica, $P_{c:}$ Presión crítica, $V_{c:}$ Volumen crítico, FA: Factor acéntrico, EF: Estructura funcional. * Estimados por el método Gani-Constantinou. Fuente: [31, 32].*

Se utilizó el modelo termodinámico NRTL (Non-Random Two Liquid) para modelar el equilibrio líquido-líquido de los sistemas, debido a la presencia de compuestos altamente polares como el metanol y el glicerol [30, 31, 33, 34]. Las estimaciones de los coeficientes de actividad binarios fueron calculadas por el método UNIQUAC [35]. El equilibrio líquido-vapor fue modelado a través del modelo de actividad NRTL-SRK, usando el método UNIFAC para la estimación de los coeficientes binarios vapor-líquido [34].

La calidad del biodiesel producido en cada uno de los procesos fue analizada a través de la norma EN-14214:2003. La composición, densidad y viscosidad del biodiesel fueron calculadas directamente por el software, mientras que otras propiedades, como el punto de inflamación, índice de yodo y número de cetano, entre otras, particularmente asociadas a la calidad del biocombustible, fueron calculadas utilizando las correlaciones empíricas presentadas por García *et al.* [31] las cuales se muestran en la Tabla 1.2.

Tabla 1.2 Correlaciones para el cálculo de las propiedades relacionadas con la calidad del biodiesel

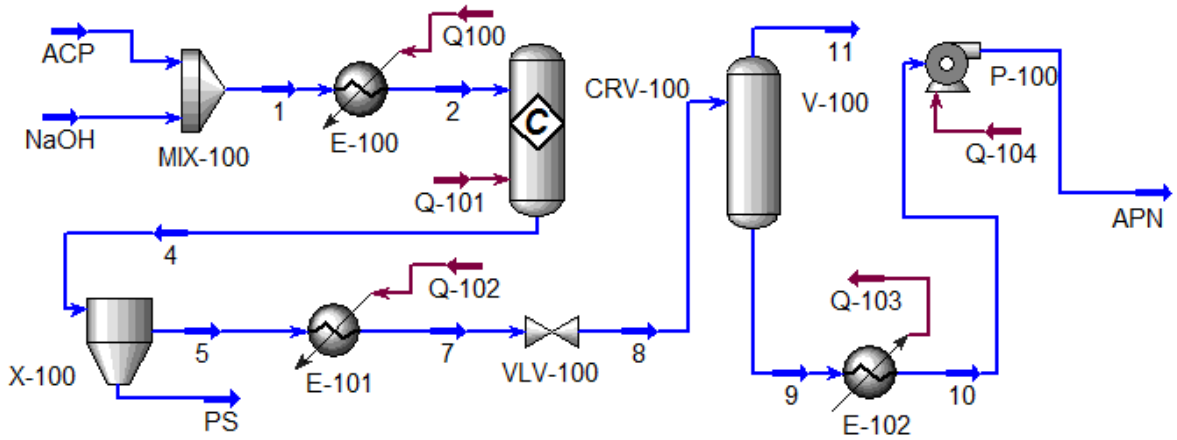
Propiedad	Correlación	Referencia
Viscosidad cinemática (μ)	$\text{Ln}\ \mu_{sat-C12:0-C18:0} = -2{,}177 - 0{,}202z + \frac{403{,}66}{T} + \frac{109{,}77z}{T}$ $Ln\ \mu_{C18:1} = -5{,}03 + \frac{2051{,}5}{T}$ $Ln\ \mu_{C18:2} = -4{,}51 + \frac{1822{,}5}{T}$ $Ln\ \mu = \sum_{i}^{n} y_i \ln \mu_i$	[36]
Numero de cetano (NC)	$NC = \sum_{i}^{n} y_i CN_i$	[37]
Punto de inflamación (PI)	$PI\ (K) = 0{,}3544 * T_{eb}^{1{,}14711} * z^{-0{,}07677}$	[38]
Índice de yodo (IY)	$IY = \sum_{i}^{n} y_i IY_i$	[31]

z: Número de carbonos, T_{eb}: Temperatura de ebullición, y_i: Fracción másica de cada metil-ester Fuente: García et al. [31]

1.2.1. Pretratamiento de neutralización y refinación del aceite de palma

El pretratamiento de neutralización fue llevado a cabo con NaOH. El flujo de NaOH fue ajustado para que reaccionara estequiométricamente con el contenido de ácidos grasos presentes el aceite crudo de palma. La mezcla fue calentada a 65°C y enviada a un reactor de conversión, donde el ácido palmítico fue convertido en palmitato de sodio. El palmitato de sodio (sólido) fue separado por centrifugación, mientras que la corriente líquida, rica en triglicéridos y libre de ácido ácidos grasos, fue calentada a 100°C para retirarle el contenido de humedad por evaporación en un separador flash. La corriente de fondo del separador, la cual representa el aceite de palma refinado, fue enviada a la etapa de transesterificación, dando por terminada la etapa de pretratamiento. La Figura 1.1 muestra el diagrama de proceso del pretratamiento de neutralización de ácidos grasos, mientras que la Tabla 1.3 presenta las condiciones y propiedades de las corrientes más representativas de dicho diagrama. El Anexo A 1.1 muestra el total de las corrientes.

Figura 1.1 Diagrama del proceso de neutralización de ácidos grasos



ACP: Aceite crudo de palma, PS: Palmitato de sodio, APN: Aceite de palma neutralizado. .

Tabla 1.3 Flujos del proceso de neutralización de ácidos grasos (Figura 1.1)

Variable/corriente	PS	NaOH	APN	ACP	9	5	4
Fracción de vapor	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura (°C)	65,00	25,00	60,11	25,00	94,71	65,00	65,00
Presión (kPa)	101,32	101,32	101,32	101,32	1,32	101,32	101,32
Flujo molar (kmol/h)	0,98	0,98	7,52	8,50	7,52	8,49	9,48
Flujo másico (kg/h)	275,15	39,14	6348,58	6602,29	6348,58	6366,28	6641,43
Composición másica							
Trioleína	0,00	0,00	0,39	0,38	0,39	0,39	0,37
Trilinoleína	0,00	0,00	0,12	0,12	0,12	0,12	0,11
NaOH	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido palmítico	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00
H_2O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Tripalmitina	0,00	0,00	0,49	0,47	0,49	0,49	0,47
Palmitato de sodio	0,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04

1.2.2. Pretratamiento de esterificación

El aceite crudo de palma fue mezclado con metanol en una relación molar ácido palmítico: metanol de 19:1. La corriente de entrada al reactor de esterificación fue acondicionada con ácido sulfúrico en un porcentaje correspondiente al 1 % del flujo másico de aceite y calentada a 60°C. El ácido sulfúrico fue escogido como catalizador ácido debido a que la reacción se lleva en condiciones moderadas y requiere menor consumo energético, razón por la cual es utilizado industrialmente. La reacción de esterificación fue modelada usando la cinética propuesta por

Zapata et al. [30], en la cual se proponen los valores de E_a=13300 kJ/ kmol y A_o=1,27 s^{-1} para la ecuación de Arrhenius. La corriente de salida del reactor de esterificación fue bombeada a una torre de lavado con agua, donde el catalizador fue removido. La corriente de fondo de la torre de lavado fue enviada a una torre de destilación, cuyo objetivo fue recuperar el metanol en exceso de la reacción para una posterior reutilización. El aceite esterificado, producto del lavado, fue acondicionado para la etapa de transesterificación. La Tabla 1.4 muestra las condiciones de operación para las principales corrientes del proceso mostrado en la Figura 1.2, mientras el Anexo A1.2 muestra la totalidad de sus corrientes.

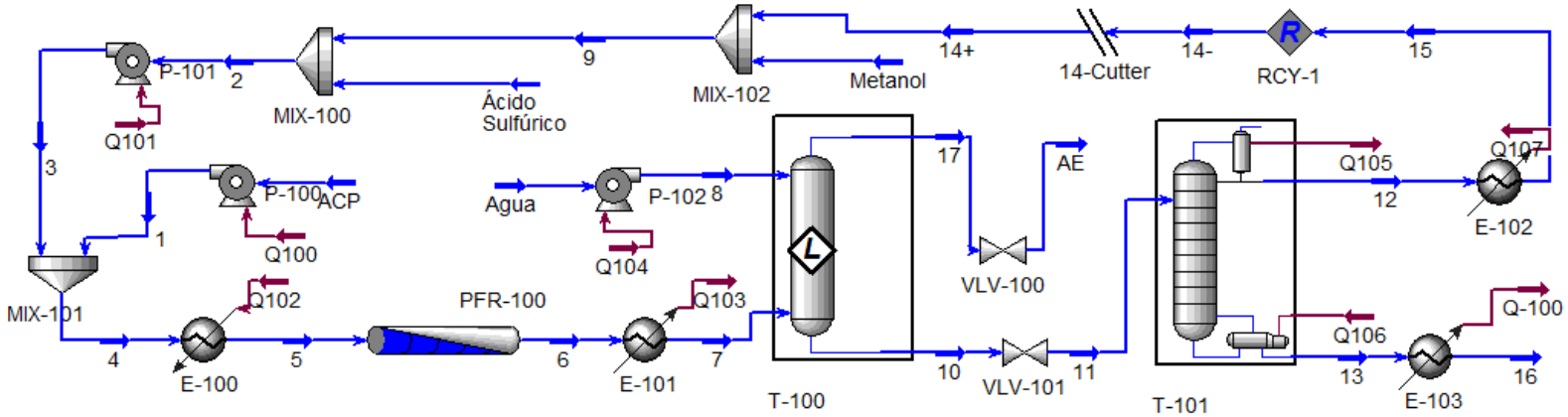
1.2.3. Transesterificación heterogénea

El aceite pretratado y el metanol fueron mezclados y calentados a 60°C. Luego, la mezcla fue enviada a un reactor PBR (Packed Bed Reactor), donde se llevó a cabo la reacción de transesterificación (ecuación 1.1), usando di-glicérido de calcio soportado en carbonato de calcio como catalizador sólido [39]. Fue necesaria la utilización de una cinética química que siguiera el modelo Langmuir- Hinshelwood, ya que es requerida por el software [40], y cuya ecuación se muestra en la ecuación 1.2.

$$A + 3B \overset{K}{\leftrightarrow} 3C + D \tag{1.1}$$

Donde A, B, C y D representan los triglicéridos, metanol, esteres metílicos y glicerol, respectivamente.

Figura 1.2 Diagrama del proceso de esterificación de ácidos grasos



ACP: Aceite crudo de palma, AE: Aceite esterificado.

Tabla 1.4 Flujos del diagrama de proceso de esterificación de ácidos grasos (Figura 1.2)

Variables/corriente	ACP	AE	16	12	11	7	6	4	3
Fracción de vapor	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura (°C)	25,00	29,71	25,00	64,50	35,00	35,00	59,21	46,89	25
presión (kPa)	101,32	101,32	101,32	101,32	101,32	265,00	265,00	265,00	265
Flujo másico (kg/h)	6602,29	6577,49	1058,51	540,96	1599,46	7263,71	7263,71	7263,71	661,42
Composición másica									
Trioleína	0,38	0,37	0,04	0,00	0,03	0,34	0,34	0,34	0,00
Trilinoleína	0,12	0,12	0,00	0,00	0,00	0,10	0,10	0,10	0,00
Tripalmitina	0,47	0,47	0,01	0,00	0,01	0,43	0,43	0,43	0,00
Ácido Palmítico	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00
H_2SO_4	0,00	0,00	0,06	0,00	0,04	0,01	0,01	0,01	0,10
Metanol	0,00	0,00	0,01	1,00	0,34	0,08	0,08	0,08	0,90
Metil-palmitato	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,03	0,03	0,00	0,00
H_2O	0,00	0,00	0,88	0,00	0,58	0,00	0,00	0,00	0,00

$$r_C = \frac{kC_B{}^{-2}\left(C_A C_B{}^3 - \frac{C_C{}^3 C_D}{K}\right)}{(1 + K_A C_A + K_B C_B + K_C C_C + K_D C_D)^2} \quad (1.2)$$

Donde r_c representa la velocidad de reacción de los triglicéridos; *k*, la constante de velocidad; C_i, la concentración molar del componente *i*; *K*, la constante de equilibrio; y K_i, las constantes de adsorción asociadas a cada compuesto.

Se utilizó la cinética propuesta por Hsieh *et al*. [39], escrita en el formato de la ecuación 1.2. La Tabla 1.5 muestra los valores utilizados para el coeficiente pre-exponencial y la energía de activación en la reacción directa y reversa para cada triglicérido (numerador). Las constantes de adsorción de A, B, C y D (denominador) fueron 1,2 L/mol, 0,01L/mol, 0,23 L/mol y 0,21 L/mol, respectivamente.

Tabla 1.5 Parámetros de Arrhenius usados en la transesterificación heterogénea

Compuesto	**Reacción directa**		**Reacción reversa**	
	A_o (L/mol*h)	E_a (J/mol)	A_o(L/mol*h)	E_a (J/mol)
Trioleína	7,78E+07	42096	1,40E+08	47196
Trilinoleína	7,78E+07	42096	4,36E+10	63096
tripalmitina	7,78E+07	42096	4,36E+10	63096

Fuente: Hsieh et al. [39]

La corriente de salida del reactor, compuesta principalmente por esteres metílicos, metanol y glicerina, fue enviada a un separador de fases, simulada como una torre de extracción líquido-líquido con 4 etapas teóricas y a presión atmosférica. La fase liviana (biodiesel) fue retirada por la sección superior de la torre, mientras que la corriente de fondos, principalmente glicerol y metanol, fue enviada a una torre de destilación con el fin de recuperar el alcohol y aumentar la pureza de la glicerina. La Figura 1.3 muestra el diagrama de producción de biodiesel con transesterificación heterogénea. Las Tablas 1.6 y 1.7 muestran las propiedades de las principales corrientes al utilizar aceite neutralizado y esterificado, respectivamente. Los Anexos A1.3 y A1.4 muestran la totalidad de las corrientes.

Figura 1.3 Diagrama del proceso de producción de biodiesel mediante transesterificación heterogénea

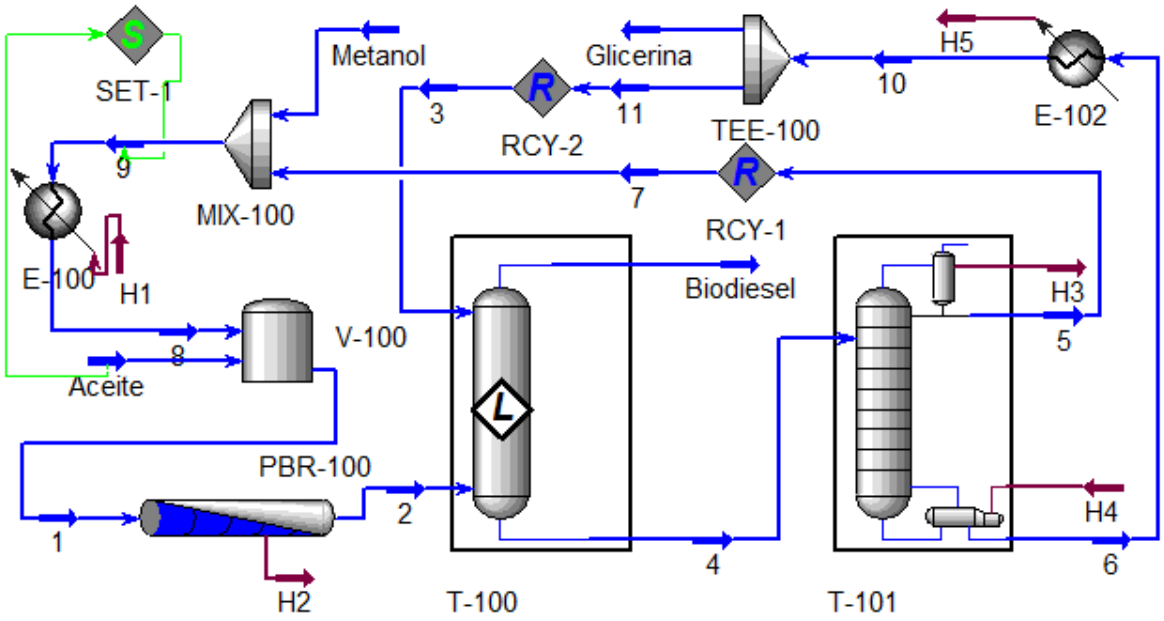


Tabla 1.6 Flujos del diagrama de proceso de producción de biodiesel mediante catálisis heterogénea a partir de aceite neutralizado (Figura 1.3)

Variable/Corriente	Glicerina	Biodiesel	Aceite	4	2	1
Fracción de vapor	0	0	0	0	0	0
Temperatura (°C)	25,00	26,93	60,11	38,43	60,00	60,51
presión (kPa)	101,32	101,32	101,32	101,32	101,28	101,32
Flujo molar (kmol/h)	9,32	22,67	7,52	513,34	233,01	233,01
Flujo másico (kg/h)	861,82	6383,11	6348,58	35225,96	13578,89	13578,80
Composición másica						
Trioleína	0,00	0,00	0,39	0,00	0,00	0,18
Trilinoleína	0,00	0,00	0,12	0,00	0,00	0,06
Tripalmitina	0,00	0,00	0,49	0,00	0,00	0,23
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,18	0,48	0,53
Glicerol	0,99	0,00	0,00	0,81	0,05	0,00
Metil-oleato	0,00	0,39	0,00	0,00	0,18	0,00
Metil-linoleato	0,00	0,12	0,00	0,00	0,06	0,00
Metil-palmitato	0,01	0,49	0,00	0,00	0,23	0,00
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H_2O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabla 1.7 Flujos del diagrama de proceso de producción de biodiesel mediante catálisis heterogénea a partir de aceite esterificado (Figura 1.3)

Variable/corriente	Glicerina	Biodiesel	Aceite	4	2	1
Fracción de vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura (°C)	25,00	25,07	60,00	39,83	60,00	64,61
Presion (kPa)	101,32	101,32	101,32	101,32	101,32	101,32
Flujo molar (kmol/h)	9,25	23,35	8,62	544,13	266,40	266,40
Flujo másico (kg/h)	852,34	6582,36	6556,60	36538,84	15392,47	15392,39
Composición másica						
Trioleína	0,00	0,00	0,37	0,00	0,00	0,16
Trilinoleína	0,00	0,00	0,12	0,00	0,00	0,05
Tripalmitina	0,00	0,00	0,47	0,00	0,00	0,20
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,20	0,48	0,52
Glicerol	1,00	0,00	0,00	0,79	0,08	0,03
Metil-oleato	0,00	0,37	0,00	0,00	0,16	0,00
Metil-linoleato	0,00	0,12	0,00	0,00	0,05	0,00
Metil-palmitato	0,00	0,51	0,04	0,01	0,23	0,03
Ácido palmítico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H_2O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

1.2.4. Transesterificación homogénea

La Figura 1.4 muestra el proceso de producción de biodiesel con transesterificación homogénea. Al iniciar el proceso, el metanol fue mezclado con el hidróxido de sodio, y la corriente resultante se mezcló con el aceite refinado. La relación molar metanol: aceite fue ajustada en 10:1, con el objetivo de asegurar la mayor conversión de triglicéridos. El flujo de NaOH fue ajustado como el 1%(w/w) de la corriente de aceite. La mezcla fue enviada al reactor de transesterificación, realizando un precalentamiento de la mezcla hasta 65°C. El modelo cinético usado fue el reportado por Foon *et al.* [41], en el cual se considera la reacción global como irreversible y es representada por la ecuación 1.3.

$$-r = \frac{dC_{tg}}{dt} = kC_{tg}C_{me} \tag{1.3}$$

Donde C_{tg}, concentración de triglicéridos mol/L; C_{me}, concentración de metanol mol/L; $-r$, velocidad de reacción mol/(L*s). El factor de frecuencia y la energía de activación de la ecuación de Arrhenius están dadas por: A= 9,1534x10^6 /(mol*s) y E_a= 60701 kJ/kmol.

Figura 1.4 Diagrama del proceso de producción de biodiesel mediante transesterificación homogénea en medio alcalino

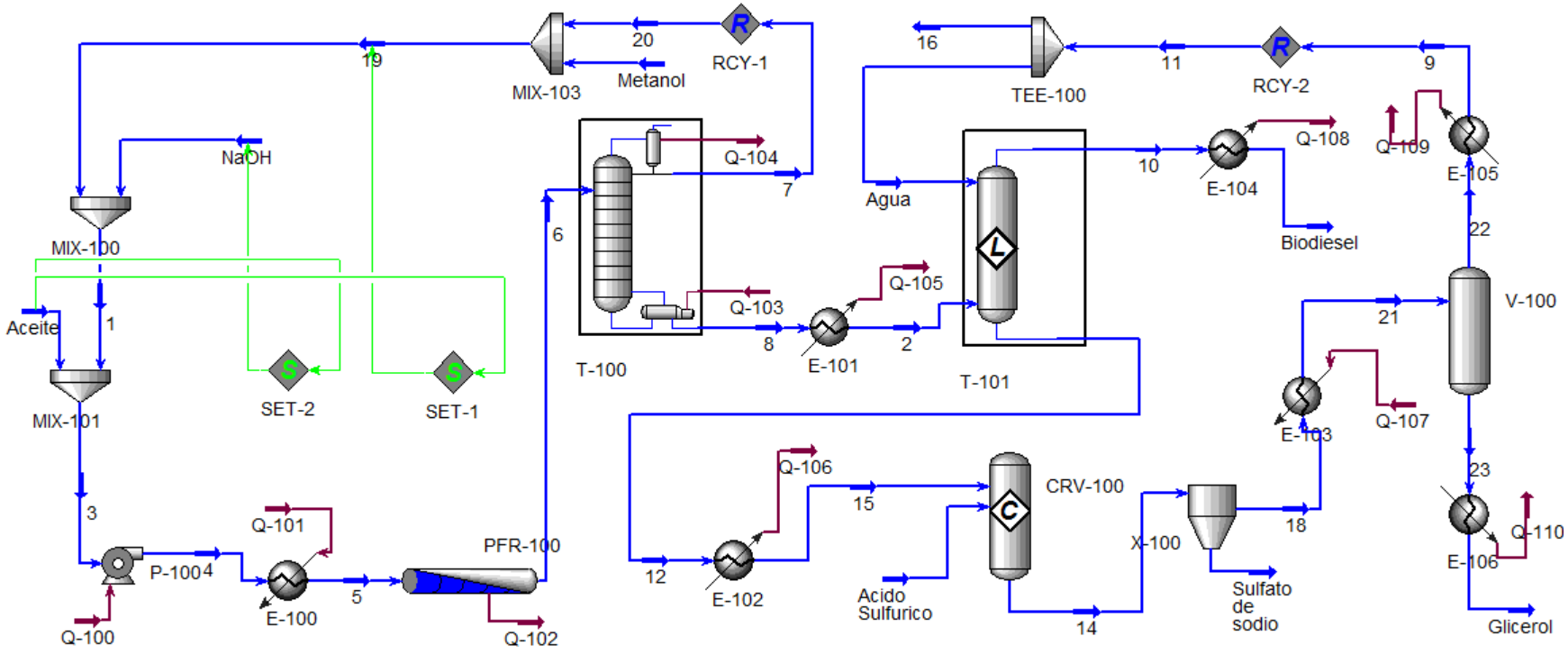


Tabla 1.8 Flujos del diagrama de proceso de producción de biodiesel mediante catálisis homogénea a partir de aceite esterificado

Variable/corriente	Glicerol	Biodiesel	Aceite	7	6	4	2
Temperatura (°C)	25,00	25,00	30,33	62,36	65,00	46,39	200,00
Presión (kPa)	101,32	101,32	101,32	101,32	116,52	116,52	101,32
Flujo molar (kmol/h)	8,25	23,93	9,97	80,48	113,28	113,28	32,80
Flujo másico (kg/h)	716,70	6598,28	6616,44	2566,90	9928,06	9927,91	7361,22
Composición másica							
Trioleína	0,00	0,00	0,37	0,00	0,00	0,25	0,00
Ácido palmítico	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metanol	0,00	0,00	0,01	0,99	0,26	0,33	0,00
NaOH	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01
Metil-oleato	0,00	0,37	0,00	0,00	0,25	0,00	0,33
Glicerol	0,96	0,00	0,00	0,00	0,07	0,00	0,09
H_2O	0,01	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00
H_2SO_4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na_2SO_4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metil-palmitato	0,00	0,51	0,04	0,00	0,34	0,03	0,46
Metil-linoleato	0,00	0,12	0,00	0,00	0,08	0,00	0,10
Trilinoleina	0,00	0,00	0,12	0,00	0,00	0,08	0,00
Tripalmitina	0,00	0,00	0,47	0,00	0,00	0,31	0,00

Tabla 1.9 Flujos del diagrama de proceso de producción de biodiesel mediante catálisis homogénea a partir de aceite neutralizado

Variable/corriente	Glicerol	Biodiesel	Aceite	7	6	4	2
Temperatura (°C)	25,00	25,00	60,11	64,53	65,00	55,87	200,00
Presión (kPa)	101,32	101,32	101,32	101,32	116,52	116,52	101,32
Flujo molar (kmol/h)	8,18	22,99	7,52	54,12	85,77	85,77	31,65
Flujo másico (kg/h)	713,16	6386,94	6348,57	1741,25	8875,96	8875,78	7134,71
Composición másica							
Trioleína	0,00	0,00	0,39	0,00	0,00	0,28	0,00
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,99	0,19	0,28	0,00
NaOH	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01
Metil-oleato	0,00	0,39	0,00	0,00	0,28	0,00	0,35
Glicerol	0,97	0,00	0,00	0,00	0,08	0,00	0,10
H_2O	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H_2SO_4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Na_2SO_4	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metil-palmitato	0,00	0,49	0,00	0,00	0,35	0,00	0,44
Metil-linoleato	0,00	0,12	0,00	0,00	0,09	0,00	0,11
Trilinoleina	0,00	0,00	0,12	0,00	0,00	0,09	0,00
Tripalmitina	0,00	0,00	0,49	0,00	0,00	0,35	0,00

La corriente de salida del reactor fue enviada a una torre de destilación, en la cual se recuperó un gran porcentaje de metanol para su posterior recirculación. La torre de destilación fue operada con 6 platos y una relación de reflujo de 1,7. La corriente de fondo de la torre de destilación, compuesta principalmente por ésteres, glicerol y NaOH, fue enfriada y llevada a una torre de lavado con agua. El biodiesel fue obtenido por la sección superior de la torre, mientras que la corriente de fondo fue tratada con el fin de neutralizar el catalizador, recuperar agua de proceso y aumentar la pureza de la glicerina obtenida. La topología de la planta en Hysys se mantuvo igual al utilizar aceite neutralizado o esterificado; no obstante, los flujos y composiciones presentan variaciones. Las Tablas 1.8 y 1.9 muestran las diferencias antes mencionadas. Los Anexos A1.5 y A1.6 presentan la totalidad de las corrientes para cada pretratamiento bajo estudio.

1.3. Resultados

El proceso de transesterificación heterogénea con pretratamiento de esterificación de ácidos grasos alcanzó una producción de 6582 kg/h de biodiesel a partir de 6602 kg/h de aceite de palma. Para alcanzar esta producción (6582kg/h) se utilizaron 786 kg/h de metanol (737 kg/h en la transesterificación y 49 kg/h en la esterificación). La producción de glicerina fue de 852 kg/h. La transesterificación heterogénea con neutralización de ácidos grasos requirió de 6602 kg/h de aceite y 731,5 kg/h de metanol para obtener 6383 kg/h de biodiesel y 861,8 kg/h de glicerina.

En relación a la transesterificación homogénea con esterificación, la producción fue de 6598 kg/h de biodiesel y 716 kg/h de glicerina. En este proceso se utilizaron 678 kg/h de alcohol. Por otro lado, el proceso homogéneo con neutralización produjo 6387 kg/h de biodiesel y 713 kg/h de glicerina, usando 722 kg/h de metanol. La Tabla 1.10 resume los rendimientos másicos de cada proceso bajo estudio, comparándolos con los datos reportados en la literatura, permitiendo evidenciar que no existe una diferencia significativa en las relaciones másicas de biodiesel y materias primas.

Tabla 1.10. Relación de productos y materias primas en los procesos estudiados

Aceite	Proceso	T (°C)	Relación másica		Ref.
			Biodiesel/ aceite	Metanol/ biodiesel	
Palma	Neu. (NaOH)/ T. Het. ($Ca(C_3H_7O_3)_2/CaCO_3$)	60	0,966	0,110	Autor
Palma	Est. (H_2SO_4)/ T. Het. ($Ca(C_3H_7O_3)_2/CaCO_3$)	60	0,997	0,119	Autor
Trioleína	T. Het. (CaO)	60	1,003	0,107	[28]
Palma	Neu. (NaOH)/ T. Hom. (NaOH)	65	0,999	0,111	Autor
Palma	Est. (H_2SO_4)/ T. Hom. (NaOH)	65	0,967	0,108	Autor
Trioleína	T. Hom. (KOH)	30	0,969	0,114	[28]
Trioleína	Est. (H_2SO_4)/T. Hom. (NaOH)	60	0,954	0,136	[42]
Trioleína	T. Hom. (NaOH)	60	0,952	0,117	[14]
Aceite usado	Est. (H_2SO4)/T. Hom. (NaOH)	70/60	0,949	0,128	[14]
Aceite usado	Est. (H_2SO4)/T. Hom. (NaOH)	60	0,988	0,166	[43]

T. Het. : Transesterificación heterogénea, T. Hom. : Transesterificación homogénea, Neu. : Neutralización, Est. : Esterificación.

La similitud en las relaciones másicas obtenidas podría ser explicada como el resultado de dos factores:

El primero, las altas conversiones que se obtuvieron al utilizar los modelos cinéticos descritos anteriormente. En el caso del modelo usado en el pretratamiento de esterificación, la conversión del ácido palmítico a metil-ester alcanzó el 94,9%. Diversas investigaciones reportan conversiones de ácidos grasos superiores al 90% usando ácido sulfúrico como catalizador en aceites de diferentes grados de acidez [44, 45, 42]. En la transesterificación homogénea, el modelo propuesto por Foon *et al.* [41] sugiere una conversión casi completa de los triglicéridos del aceite de palma (99,98%), lo cual corresponde con los datos experimentales reportados por el mismo autor. Estos valores de conversión también coinciden con los reportados por otros autores. Tasic *et al*. [28] reportan una conversión del 98% en la metanólisis de aceite de palma a 70°C usando NaOH como catalizador. West *et al*. [42] reportan una conversión de 95% de triglicéridos en la simulación de un proceso alcalino a partir de aceites usados. Darnoko *et al.* [46] muestran conversiones del 73% (50°C) y 82% (65°C) de triglicéridos de aceite de palma en medio alcalino en solo 4 minutos de reacción.

Por su parte, Freedman *et al.* [47] reportan que la transesterificación de aceite de girasol y soya alcanzan conversiones de 80% (60°C) de los triglicéridos en 1 minuto de reacción y conversión completa a los 60 minutos. Por último, al utilizar la cinética propuesta por Hsieh *et al.* [39] para modelar la transesterificación heterogénea la conversión de aceite de palma fue del 99,95%. El mismo autor reporta un rendimiento del 95% de biodiesel en la reacción de transesterificación a 60°C, lo cual respalda el valor calculado en la simulación. Las conversiones de los triglicéridos en las reacciones de transesterificación que fueron calculadas a través de la simulación de procesos corresponden únicamente a las condiciones presentadas por los autores de los modelos cinéticos, es decir, asumiendo una reacción irreversible de segundo orden para la transesterificación homogénea (Foon *et al.* [42]) y un modelo de adsorción Langmuir-Hinshelwood para el modelamiento de la transesterificación heterogénea (Hsieh *et al.* [40]) .

El segundo factor está relacionado a las etapas de separación y purificación de los productos, donde a pesar de que los procesos homogéneos requieren de un mayor número de etapas e insumos para lograr la purificación del biodiesel que los procesos heterogéneos, dicha separación y purificación es posible en ambos casos. Esto se debe a que el paquete termodinámico seleccionado (NRTL) sugiere la existencia de dos fases, una fase liviana rica en ésteres y ácidos grasos; y una fase pesada compuesta principalmente de agua, glicerina, metanol y NaOH. Los resultados obtenidos con el paquete NRTL son consistentes con los reportados por Andreatta *et al.* [48] y Negi *et al.* [49], quienes analizan el equilibrio líquido-líquido de sistemas ternarios metanol-glicerol-biodiesel.

El pretratamiento de esterificación de ácidos grasos presenta una ventaja sobre el pretratamiento de neutralización de 199 kg/h de biodiesel por cada 6602 kg/h de aceite crudo de palma que ingresa al proceso, lo cual representa en el mejor de los casos un incremento del 3,2% en la producción. No obstante, este aumento en la producción requiere de un proceso más complejo que la neutralización ya que implica la destilación de 16,89 mol/h de metanol en exceso de la reacción y el manejo de materias con alto grado de causar corrosión. La comparación entre los

procesos de transesterificación también permite resaltar el exceso de alcohol como un aspecto fundamental. Mientras en el proceso homogéneo, a la salida del reactor de transesterificación se maneja un flujo del orden de los 9000 kg/h, en el proceso heterogéneo se incrementa al orden de 16000 kg/h, lo cual se convierte en una desventaja para este último ya que se requieren recircular un mayor flujo de metanol.

El biodiesel producido en cada una de las simulaciones cumple las propiedades de la norma EN-14214:2003, excepto la viscosidad, cuyo valor se encuentra por debajo del límite inferior establecido. La Tabla 1.11 muestra la calidad del biodiesel obtenido de acuerdo a la norma EN-14214:2003.

Tabla 1.11. Parámetros de calidad del biodiesel de acuerdo a la norma EN 14214:2003

Propiedad	Límites	T. Heterogénea		T. Homogénea		Otros Trabajos
		PN	PE	PN	PE	
Contenido de éster [% m/m]	>96,5	99,88	99,73	99,88	99,4	97,7 [37] 98,6 [31]
Densidad a 15°C [kg/m³]	860-900	881,4	881,2	879,9	881	885,5 [31] 875,0 [51] 864,4 [52]
Viscosidad cinemática a 40°C [mm²/s]	3,5-5,0	1,78	1,73	1,77	1,74	4,5 [31] 4,5 [37] 4,55 [53] 4,71 [52]
Número de cetano	>51	58	61	61	58	61 [37] 57,3 [52] 49,13 [51]
Índice de yodo	<120	54,1	52,4	54,0	52,4	55,2 [31] 57 [37]

T: Transesterificación, PN: Pretratamiento de neutralización, PE: Pretratamiento de esterificación

La densidad del biodiesel de aceite de palma calculado por el software se encuentra acorde con los valores reportados en la literatura, lo cual indica que la correlación que éste utiliza, COSTALD (COrresponding STAtes Liquid Density),

propuesta por Hankinson *et al*. [50] es apropiada para el cálculo de la densidad del biodiesel debido al carácter no polar de sus componentes.

En el caso de la viscosidad cinemática, la Tabla 1.11 muestra que los valores calculados por HYSYS se encuentran entre 1,73 mm^2/s y 1,78 mm^2/s, mientras que la literatura reporta viscosidades experimentales de 4,5 mm^2/s. Este desfase se debe a que el software calcula por defecto esta propiedad a partir de la correlación propuesta por Twu [54], la cual es apropiada para hidrocarburos de cadena lineal con punto de ebullición superior a 155°F. Los compuestos como el metil-oleato, metil-linoleato y metil-palmitato se encuentran en la librería de componentes de HYSYS, y en esta base de datos reportan viscosidades cinemáticas de 7,03 mm^2/s, 0,82 mm^2/s, y 0,939 mm^2/s, respectivamente. No obstante, los valores calculados a partir de la correlación propuesta por Krisnangkura *et al*. [36] para dichos compuestos (en el mismo orden) son de 4,59 mm^2/s, 3,71 mm^2/s y 5,158 mm^2/s. Aunque los valores de viscosidad cinemática calculados por el software (Twu [54]) no tienen una incidencia más relevante que el de analizar la calidad de biodiesel, es evidente que no son correctos, ya que a partir de Krisnangkura *et al.* [36] el biodiesel producido presenta una viscosidad entre 4,51mm^2/s y 4,63 mm^2/s , valores ajustados a la norma.

En relación a la calidad de la glicerina producida, y teniendo en cuenta la clasificación reportada por Posada *et al*. [55], el proceso de transesterificación en fase homogénea con pretratamiento de esterificación produjo glicerina cruda, cuya composición alcanzó un 95% (en peso), contaminada principalmente por agua, pequeñas fracciones de ácidos grasos y metanol. La calidad de la glicerina mejora cuando el pretratamiento es de neutralización, ya que alcanza una pureza del 97,1%, valor muy cercano a la glicerina de tipo técnica (mínimo 98% de pureza, [55]). En los procesos de transesterificación heterogénea la pureza de la glicerina aumenta al 99,4% y 99,6% para los pretratamientos de esterificación y neutralización, respectivamente; lo cual se debe a la inexistencia de las etapas de lavado y neutralización del catalizador.

1.4. Conclusiones

Se simularon en Aspen Hysys® cuatro procesos de producción de biodiesel, cada uno con capacidad de procesar 6602 kg/h de aceite de palma, usando neutralización y esterificación de ácidos grasos como pretratamientos a la posterior transesterificación de los triglicéridos. Los cuatro procesos analizados son viables técnicamente y alcanzan rendimientos biodiesel/aceite superiores al 95%. Los procesos con pretratamiento de esterificación aumentaron la producción de biodiesel en un máximo del 3,2% sobre los procesos con pretratamiento de neutralización. Con los dos pretratamientos se cumplió el objetivo de reducir el contenido de ácidos grasos del aceite a un porcentaje inferior al 0,5% (peso). Las reacciones fueron simuladas mediante modelos cinéticos reportados en la literatura, con los cuales se obtuvieron porcentajes altos de conversión de aceite en todos los casos: 94,9% en la esterificación de ácidos grasos, 99,98% en la transesterificación en fase homogénea y 99,95% en la transesterificación en fase heterogénea.

En los cuatro procesos analizados se produjo biodiesel de alta calidad, con un contenido de éster superior al 96,5%, cumpliendo los parámetros de la norma EN 14214:2003. Con los procesos heterogéneos se obtuvo glicerina de tipo técnico, alcanzando una pureza mínima de 99,4%, mientras que con los dos procesos homogéneos se obtuvo glicerina cruda. La calidad de la glicerina mejoró levemente al utilizar el pretratamiento de neutralización.

El pretratamiento de neutralización es relativamente más sencillo que la esterificación ya que utiliza un menor número de equipos y evita el uso de materias primas altamente corrosivas como el H_2SO_4. Asimismo, la transesterificación heterogénea requiere de un menor número de etapas y presente un menor número de efluentes que el proceso en fase homogénea. Dada la homogeneidad de los resultados, estos aspectos podrían ser significativos y perfilar al pretratamiento de neutralización y la transesterificación heterogénea como las mejores opciones. No obstante, es imprescindible desarrollar análisis energéticos y económicos que determinen la viabilidad de los casos bajo estudio.

La transesterificación heterogénea tiene el potencial para elevar la sostenibilidad de la cadena productiva de biodiesel, para lo cual las investigaciones deben focalizarse en el desarrollo de catalizadores sólidos que alcancen altas conversiones con bajas relaciones alcohol/aceite, la principal desventaja de este proceso.

1.5. Referencias

[1] Demirbas, A., «Biofuel sources, biofuel policy, biofuel economy and global biofuel projections,» *Energy Conversion and Management,* vol. 49, pp. 2106-2116, 2008.

[2] Duz, M.Z., Saydut, A., Ozturk, G., «Alkali catalyzed transesterification of safflower seed oil assisted by microwave irradiation,» *Fuel Processing Technology,* vol. 92, pp. 308-313, 2011.

[3] Kumar, A. et al., «Biofuel (alcohol and biodiesel) applications as fuels for combustion engines,» *Progress in Energy and Combustion Science,* vol. 33, pp. 233-271, 2007.

[4] U.S. Department of Energy, «U.S. Energy Information Administration,» [En línea]. Available: http://www.eia.gov/cfapps/ipdbproject/iedindex3.cfm?tid=79&pid=81&aid=2&cid=regions,&syid=2000&eyid=2012&unit=TBPD. [Último acceso: Noviembre 2014].

[5] OECD-FAO, «Agricultural outlook 2013,» 2013. [En línea]. Available: http://stats.oecd.org/viewhtml.aspx?QueryId=58642&vh=0000&vf=0&l&il=&lang=en.

[6] Kummamuru, B. et al., «WBA Global Bioenergy Statistics 2016,» 2016. [En línea]. Available: www.worldbioenergy.org.

[7] Nurfitri, I., Maniam, GP., Hindryawati, N., Yusoff, MM., Ganesan, S., «Potential of feedstock and catalysts from waste in biodiesel preparation: A review,» *Energy Conversion Management,* vol. 74, pp. 395-402, 2013.

[8] Al-Hamamre, Z., Al-Salaymeh, A., «Physical properties of (jojoba oil + biodiesel), (jojoba oil + diesel) and (biodiesel + diesel) blends,» *Fuel,* vol. 123, pp. 175-188, 2014.

[9] Kinast, J.A., Tyson, K.S., «Production of biodiesel from multiple feedstocks and properties of biodiesel and biodiesel/diesel blends,» NREL, SR-510-31460, Golden (CO), 2003.

[10] Chen, Y. et al., «Fuel properties and combustion characteristics of jatropha oil biodiesel–diesel blends,» *Journal of the Taiwan Institute of Chemical*

Engineers, vol. 44, pp. 214-220, 2013.

[11] Adewale, P., Dumont, MJ. Ngadi, M., «Recent trends of biodiesel production from animal fat wastes and associated production techniques,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 45, pp. 574-588, 2015.

[12] Goodwin, J.G. Jr. et al., «Synthesis of biodiesel via acid catalysis,» *Industrial & Engineering Chemistry Research,* vol. 44, pp. 5353-5363, 2005.

[13] Tariq, M., Ali, S., Khalid, N., «Activity of homogeneous and heterogeneous catalysts, spectroscopic and chromatographic characterization of biodiesel: A review,» *Renewable & Sustainable Energy Reviews,* vol. 16, pp. 6303-6316, 2012.

[14] Zhang, Y., Dubé, M.A, McLean, D., Kates, M., «Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment,» *Bioresource Technology,* vol. 89, pp. 1-16, 2003.

[15] Ma, F., Clements, L. D., Hanna, M., «The effects of catalyst, free fatty acids, and water on transesterification of beef tallow. Industrial Agricultural Products Center -- Publications & Information. Paper 12,» 1998. [En línea]. Available: http://digitalcommons.unl.edu/iapcpubs?utm_source=digitalcommons.unl.edu%2Fiapcpubs%2F12&utm_medium=PDF&utm_campaign=PDFCoverPages.

[16] Chai, M., Tu, Q., Lu, M., Yang, Y.J., «Esterification pretreatment of free fatty acid in biodiesel production, from laboratory to industry,» *Fuel Processing Technology,* vol. 125, pp. 106-113, 2014.

[17] Xin, M., Zhong, X., «Preparation of biodiesel from soybean oil by transesterification on KF/CaO catalyst,» *Petrochemical Technology,* vol. 34, pp. 282-286, 2005.

[18] Meher, L.C., Kulkarni, M.G., Dala,i A.K., Naik, S.N., «Transesterification of karanja (Pongamia Pinnata) oil by solid basic catalist,» *European Journal of Lipid Science and Technology,* vol. 108, pp. 389-397, 2006.

[19] Changwei, H. et al., «One-step production of biodiesel from Nannochloropsis sp. on solid base Mg–Zr catalyst,» *Applied Energy,* vol. 88, pp. 3313-3317, 2011.

[20] Hu, S., Guan, Y., Wang, Y., Han, H., «Nano-magnetic catalyst KF/CaO–Fe3O4 for biodiesel production,» *Applied Energy,* vol. 88, pp. 2685-2690,

2011.

[21] Tang, Y., Meng, M., Zhang, J., Lu, Y., «Efficient preparation of biodiesel from rapeseed oil over modified CaO,» *Applied Energy,* vol. 88, pp. 2735-2739, 2011.

[22] Liu, X.H. et al., «A novel solid superbase of Eu2O3/Al2O3 and its catalytic performance for the transesterification of soybean oil to biodiesel,» *Catalysis Communications,* vol. 8, p. 1969–1972, 2007.

[23] Shu, Q., Yang, BL., Yuan, H., Qing, S., Zhu, GL., «Synthesis of biodiesel from soybean oil and methanol catalyzed by zeolite beta modified with La3+,» *Catalysis Communications,* vol. 8, p. 2158–2164, 2007.

[24] Xie, W.L., Li, H.T., «Alumina-supported potassium iodide as a heterogeneous catalyst for biodiesel production from soybean oil,» *Journal of Molecular Catalysis A: Chemical,* vol. 255, pp. 1-9, 2006.

[25] Kim, HJ., Kang, BS., Kim, MJ., Park, UM., Kim, DK., Lee, JS., «Transesterification of vegetable oil to biodiesel using heterogeneous base catalyst,» *Catalysis Today,* vol. 93, pp. 315-320, 2004.

[26] Talebian-Kiakalaieh, A., Mazaher, H., «A review on novel processes of biodiesel production from waste cooking oil,» *Applied Energy,* vol. 104, p. 683–710, 2013.

[27] Guo, F., Peng, ZG., Dai, JY., Xiu, ZL., «Calcined sodium silicate as solid base catalyst for biodiesel production,» *Fuel Processing Technology,* vol. 91, pp. 322-328, 2010.

[28] Tasic, M., Stamenkovic, O., Veljkovic, V., «Cost analysis of simulated base-catalyzed biodiesel production processes,» *Energy Conversion and Management,* vol. 84, pp. 405-413, 2014.

[29] Dossin, T., Reyniers, MF., Berger, R., Marin, G., «Simulation of heterogeneously MgO-catalyzed transesterification for fine-chemical and biodiesel industrial production,» *Applied Catalysis B: Environmental,* vol. 67, pp. 136-148, 2006.

[30] Zapata, C., Martinez, I., Arenas, E., Henao, C., «Producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma: 1. Diseño y simulación de dos procesos

continuos,» *Dyna,* vol. 74, pp. 71-82, 2007.

[31] Garcia, M., Gonzalo, A., Sánchez, J., Arauzo, J., Peña, J., «Prediction of normalized biodiesel properties by simulation of multiple feedstock blends,» *Bioresource Technology,* vol. 101, p. 4431–4439, 2010.

[32] Constantinou, L. y Gani, R., «New Group Contribution Method for Estimating Properties of Pure Compunds,» *AICHE Journal,* vol. 40, 1994.

[33] Cálderon, A., Rodriquez, S., Equilibrio líquido-líquido de los sistemas aceite de palma-metanol-biodiesel y biodiesel-metanol-glicerina (Tesis de pregrado), Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2009.

[34] Oliveira, M., Phase equilibria modeling for biofuels production (Tesis doctoral), Aveiro, Portugal: Unversidad de Aveiro, 2010.

[35] Oliveira, M.B. et al., «Liquid-liquid equilibria for the canola oil biodiese-ethanol-glicerol system,» *Fuel,* vol. 90, pp. 2738-2745, 2011.

[36] Krisnangkura, K., Yimsuwan, T., Pairintra, R., «An empirical approach in predicting biodiesel viscosity at various temperatures,» *Fuel,* vol. 85, p. 107–113, 2006.

[37] Ramos, M.J., Fernández, C.M., Casas, A., Rodríguez, L., Pérez, Á., «Influence of fatty acid composition of raw materials on biodiesel properties,» *Bioresource Technology,* vol. 100, p. 261–268, 2009.

[38] Catoire, L., Paulmier, S., Naudet, V., «Estimation of closed cup flash points of combustible solvent blends,» *Journal of Physical and Chemical Reference Data,* vol. 35, p. 9–14, 2006.

[39] Hsieh, L.S., Kumar, U., Wu, J.C.S., «Continuous production of biodiesel in a packed-bed reactor using shell–core structural Ca(C3H7O3)2/CaCO3 catalyst,» *Chemical Engineering Journal,* vol. 158, nº 2, p. 250–256, 2010.

[40] Aspen Tech, Simulation Basis., «Universidad de Alberta,» October 2005. [En línea]. Available: https://www.ualberta.ca/CMENG/che312/F06ChE416/HysysDocs/AspenHYSYSSimulationBasis.pdf.

[41] Foon, CS., May, CY., Ngan, MA., Hock, CC., «Kinetic study on transesterification of palm oil,» *Journal of Oil Palm Research ,* vol. 16, pp. 19-

29, 2004.

[42] West, A.H., Posarac, D., Ellis, N., «Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant,» *Bioresource Technology,* vol. 99, p. 6587–6601, 2008.

[43] Marchetti, J.M., Miguel, V.U., Errazu, A.F., «Techno-economic study of different alternatives for biodiesel production,» *Fuel Processing Technology,* vol. 89, pp. 740-748, 2008.

[44] Chongkhong, S., Tongurai, C., Chetpattananondh, P., Bunyakan, C., «Biodiesel production by esterification of palm fatty acid distillate,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 31, pp. 563-568, 2007.

[45] Khan, M.A., Yusup, S., Ahmad, M.M., «Acid esterification of a high free fatty acid crude palm oil and crude rubber seed oil blend: Optimization and parametric analysis,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 34, pp. 1751-1756, 2010.

[46] Darnoko, D., Cheryan, M., «Kinetics of palm oil transesterification in a batch reactor,» *Journal of the American Oil Chemists' Society,* vol. 77, pp. 1263-1267, 2000.

[47] Freedman, B., Pryde, E.H., Mounts, T.L., «Variables affecting the yields of fatty esters from transesterified vegetable oils,» *Journal of the American Oil Chemists' Society,* vol. 61, pp. 1638-1643, 1984.

[48] Andreatta, A.E. et al., «Phase equilibria in ternary mixtures of methyl oleate, glycerol, and methanol,» *Industrial & Engineering Chemistry Reseach,* vol. 47, p. 5157–5164, 2008.

[49] Negi, D.S. et al. , «Liquid-Liquid Phase Equilibrium in Glycerol-Methanol-Methyl Oleate and Glycerol-Monoolein-Methyl Oleate Ternary System,» *Industrial & Enegineering Chemistry Research,* vol. 45, pp. 3693-3696, 2006.

[50] Hankinson, R.W., Thomson, G.H., «A new correlation for saturated densities of liquids and their mixtures,» *American Institute of Chemical Engineers Journal,* vol. 25, pp. 653-663, 1979.

[51] Shahbazi, M.R., Khoshandam, B., Nasiri, M., Ghazvini, M., «Biodiesel production via alkali-catalyzed transesterification of Malaysian RBD palm oil – Characterization, kinetics model,» *Journal of the Taiwan Institute of Chemical*

Engineers, vol. 43, pp. 504-510, 2012.

[52] Benjumea, P., Agudelo, J., Agudelo, A., «Basic properties of palm oil biodiesel–diesel blends,» *Fuel,* vol. 87, p. 2069–2075, 2008.

[53] Tang, H., Salley, S.O., Simon, K.Y., «Fuel properties and precipitate formation at low temperature in soy-, cottonseed-, and poultry fat-based biodiesel blends,» *Fuel,* vol. 87, p. 3006–3017, 2008.

[54] Twu, C.H., «Generalized method for predicting viscosities of petroleum fractions,» *American Institute of Chemical Enegineers journal,* vol. 32, p. 2091–2094, 1986.

[55] Posada-Duque, J.A., Cardona-Alzate C.A., «Análisis de la refinación de glicerina obtenida como coproducto en la producción de biodiesel,» *Ingeniería y Universidad,* vol. 14, pp. 9-27, 2010.

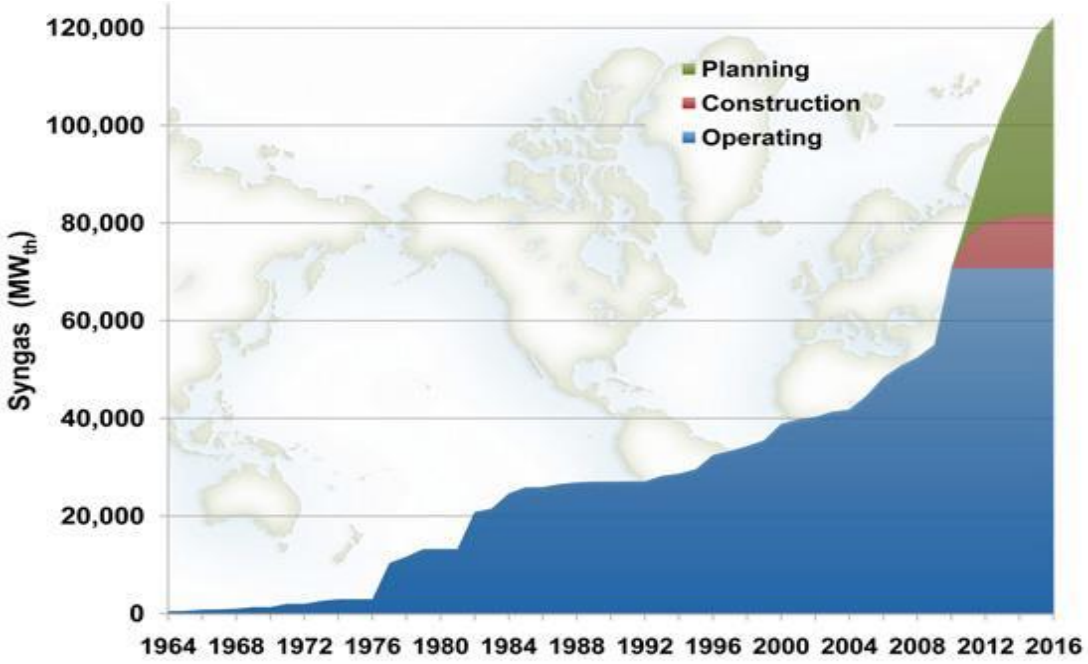
2. PROCESOS TERMOQUÍMICOS DE PRODUCCIÓN DE BIOCOMBUSTIBLES

2.1. Introducción

La gasificación es una tecnología cuyo desarrollo se ha forjado durante varias décadas. Se estima que los primeros gasificadores aparecieron en Alemania en 1839 y desde sus orígenes se han ido mejorando con el fin de elevar su eficiencia energética [1]. Fue una tecnología ampliamente utilizada entre 1939 y 1945, cuando tuvo lugar la Segunda Guerra Mundial, debido a la escasez del petróleo [2]. Después de la guerra, los bajos costos de los derivados del petróleo, en relación con la gasificación, hicieron que la tecnología se relegara a un segundo plano [1]. Desde entonces, es más común encontrar gasificadores en zonas alejadas de los centros urbanos, donde no existen conexiones a redes eléctricas [3]. Actualmente, la gasificación ha vuelto a ganar importancia, ya sea por la necesidad que tienen los países consumidores de petróleo de diversificar su canasta energética y reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, dos aspectos que están fuertemente ligados uno del otro.

La gasificación es un proceso de oxidación parcial termoquímico en el que las sustancias carbonosas presentes en la materia prima se transforman en un gas combustible de bajo poder calorífico, comúnmente denominado gas de síntesis [4]. La Figura 2.1 muestra la producción histórica de gas de síntesis y su proyección hasta el año 2016. La capacidad global de producción de gas de síntesis se estima en 70817 MW_{th}, producidos en 144 plantas con un total de 412 gasificadores. Además, un total de 11 plantas con 17 gasificadores se encuentran en construcción y 37 plantas con 76 gasificadores están en etapa de planeación para ser construidas antes del año 2017 [5]. La gran mayoría de estas plantas utilizan o utilizarán carbón y petróleo como materia prima, y se proyecta un crecimiento de tan solo 0,1% en la producción de gas de síntesis a partir de biomasa hasta el año 2016 [5].

Figura 2.1 Producción global acumulada de gas de síntesis



Fuente: 2010 Worldwide Gasification Database

La razón de este leve incremento en energías renovables es que la gasificación puede llegar a ser considerada una tecnología rígida, ya que la operación del proceso depende del combustible de entrada [6], y cuando se trata de residuos agroindustriales, pueden existir variaciones en la composición de la misma, lo que conlleva a inestabilidad en la operación, formación de alquitranes, pérdida de eficiencia y problemas de escalamiento, etc. [7]; desventajas que se acentúan dependiendo del tipo de gasificador que se utilice.

En términos generales, es posible encontrar tres tipos de gasificadores: (i) lecho fijo, (ii) lecho fluidizado y (iii) lecho arrastrado [8]. Los gasificadores de lecho fijo se caracterizan porque el combustible se encuentra apoyado sobre sobre una parrilla fija que permite la remoción de las cenizas. En algunos casos, son denominados gasificadores de lecho móvil, refiriéndose al movimiento descendente del combustible a medida que reacciona. Dependiendo de la entrada del agente gasificante se clasifican como updraft, donde el combustible y el agente ingresan en contracorriente; downdraft, donde combustible y agente entran en paralelo; y por último, crossflow, donde el agente y el gas producido entran y salen de forma

lateral, respectivamente [6, 9, 10, 11]. Todos los gasificadores de lecho fijo presentan baja transferencia de calor y masa, con lo cual se generan grandes cantidades de alquitranes y char. Sin embargo, este tipo de reactores son los más sencillos de operar y son comúnmente usados a pequeña escala. En los gasificadores de lecho fluidizado, como su nombre lo indica, el agente gasificante mantiene en suspensión y continuo movimiento al combustible, proporcionándole al sistema alta velocidades de transferencia de masa y calor [12]. Los gasificadores de lecho fluidizado pueden ser de dos tipos: burbujeante o circulante. Finalmente, los gasificadores de lecho arrastrado, en los cuales el combustible entra al reactor arrastrado directamente por el agente gasificante, presentan la más alta tasa de conversión y tiempos de residencia muy cortos, lo cual los hace favorables para altos rangos de producción [13].

Independientemente del tipo de lecho, ya sea móvil, fluidizado o arrastrado, en un procesos de gasificación es posible encontrar cuatro etapas, entre las cuales no es posible establecer un límite claro o especifico [14]. La etapa de *calentamiento y secado* de los sólidos, donde el combustible absorbe calor sensible para elevar su temperatura y calor latente para la evaporación de su contenido de humedad. En un proceso de gasificación el contenido de humedad del combustible debe estar entre 10% y 15%. Por esta razón, al utilizar biomasa es necesaria una etapa de secado como acondicionamiento previo que reduzca su alto contenido de agua (40%-60%). En la etapa de *pirólisis* del combustible, la cual ocurre entre 150 - 400°C, se tiene como resultado la formación de un sólido carbonaceo, conocido como “char”, y gases como CO_2, H_2, H_2O y ácidos orgánicos. En la etapa de *oxidación,* se lleva a cabo la combustión parcial del residuo carbonoso con el agente gasificante, elevando la temperatura del sistema, mientras que en la etapa de *reducción* el char es convertido principalmente en CO, CH_4 y H_2 [6].

Indudablemente, la composición del gas de síntesis depende de las condiciones a las que se lleven a cabo cada una de las etapas de gasificación, así como también del agente gasificante que se utilice: aire, vapor de agua u oxígeno [15]. Si se gasifica con aire, una gran fracción del gas de síntesis es nitrógeno, lo cual lo hace

un gas con un poder calorífico muy bajo. La gasificación con vapor de agua u oxígeno aumenta la fracción de hidrógeno en la corriente de producto, aumentado su poder calorífico [16]. La composición y el contenido energético del gas de síntesis determinan, entre otros aspectos, su posterior y potencial uso, entre los cuales se encuentra la producción de biocombustibles, área de investigación que ha recobrado gran interés en los últimos años.

Una revisión de la literatura relacionada con la producción de biocombustibles por la ruta termoquímica de la biomasa permite visualizar cuatro líneas de investigación: a) producción de hidrógeno mediante la reacción Water-Gas shift, b) síntesis de metanol, c) producción de alcanos mediante síntesis de Fischer-Tropsch, y d) generación de energía eléctrica. En el trabajo presentado por Corma et al. [17] en 2006, se presenta la gasificación como uno de los procesos de mayor importancia en la transformación de la biomasa en biocombustibles. Por este motivo, el objetivo de este capítulo es plantear y analizar, mediante simulación de procesos, tres rutas de producción de biocombustibles basados en gasificación de raquis de palma africana: (i) síntesis de metanol, (ii) síntesis de hidrógeno y (iii) producción de alcanos por síntesis de Fischer Tropsch.

2.2. Simulación de los procesos industriales

Las tres plantas fueron simuladas por medio del software de procesos Aspen HYSYS® 7.2 y se diseñaron para una entrada de raquis de 6000 kg/h. El paquete de fluidos usado en los tres procesos fue la ecuación de estado de Peng-Robinson, ya que es adecuado para sistemas que incluyen hidrocarburos y gases. Además, cuenta con la más amplia base de datos de coeficientes de interacción binarios para una gran variedad de sistemas en diferentes condiciones de temperatura y presión [18].

En cada simulación la etapa de gasificación fue simulada en un reactor de Gibbs, lo cual favoreció la formación de compuestos gaseosos de bajo peso molecular (CH4, CO, CO2, y H2), reduciendo a cero la presencia de sólidos y alquitranes en el gas de síntesis. Este aspecto fue considerado como una limitación del software,

debido a que el reactor calcula la composición de equilibrio de la corriente de salida minimizando la energía libre de Gibbs de todos los componentes especificados [19]. Industrialmente, la limpieza del gas de síntesis se produce a través de ciclones y sistemas de lavado con agua a baja temperatura [20, 21, 22]. En consecuencia, y teniendo en cuenta la limitación mencionada, las etapas de limpieza no fueron incluidas en las simulaciones. No obstante, el gas de síntesis fue enfriado en todos los casos, con lo cual se evitó una alteración injustificada del proceso. Diferentes autores señalan la no formación de alquitranes en el diseño de procesos mediante software de simulación [23, 24, 25].

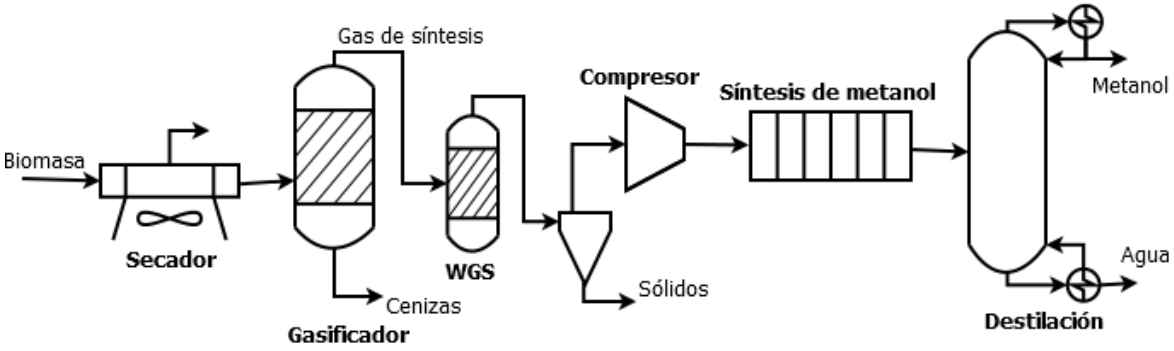
Con base en la literatura el raquis se caracterizó con una composición en peso de 15,47% de celulosa ($C_6H_{10}O_5$), 11,73% de hemicelulosa ($C_5H_8O_4$), 7,14% de lignina ($C_{7.3}H_{13.9}O_{1.3}$), 0,67% de cenizas y 65,4% de humedad [26]. Se despreció el porcentaje de cenizas por encontrarse en menor cantidad. Se descompuso la celulosa, hemicelulosa y lignina en carbono, hidrógeno y oxígeno, obteniendo raquis con una composición en peso de 17,46% de carbono, 14,63% de oxígeno, 2,51% de hidrógeno y 65,4% de humedad. La descomposición elemental de la biomasa fue necesaria para la operación del reactor de Gibbs, el cual no acepta compuestos "*hipotéticos*".

El raquis fue sometido a un proceso de secado con el objetivo de reducir su contenido de humedad desde un valor superior al 60% (peso) hasta valores entre 8% y 12%, requeridos para llevar a cabo el proceso de gasificación [6, 27]. Este proceso fue representado en la simulación por un equipo ideal de separación de componentes.

2.2.1. Planta de producción de metanol a partir de la gasificación de raquis.

El diseño de la planta en Aspen Hysys® se llevó a cabo siguiendo las etapas que se muestra en la Figura 2.2. El agente gasificante utilizado en la gasificación para la producción de metanol fue el vapor de agua, ya que es el más adecuado porque aumenta la composición de hidrógeno en el gas de síntesis [28]. El raquis seco y

Figura 2.2 Diagrama general de la síntesis de metanol a partir de biomasa



el vapor de agua fueron alimentados a un gasificador de lecho fluidizado a una razón másica vapor/biomasa de 0,6 [29, 30]. La temperatura y presión de operación del gasificador fueron ajustadas a 950°C y 101,3 kPa, respectivamente. El gas de síntesis producto del gasificador fue enviado a un reactor donde tuvo lugar la reacción de desplazamiento de gas de agua (Water-Gas Shift, WGS), mostrada en la Ecuación 2.1.El objetivo de la reacción WGS fue acondicionar el gas de síntesis a una relación molar H_2/CO superior a dos, requerida en la síntesis de metanol [31].

$$CO + H_2O \leftrightarrows CO_2 + H_2 \qquad \Delta H_R^o = -41{,}12\ kJ/mol \tag{2.1}$$

La reacción WGS está fuertemente dominada por el equilibrio termodinámico, es muy susceptible a los cambio de temperatura y dada a su naturaleza equimolar se encuentra poco afectada por los cambios de presión [32, 33, 34]. Por lo anterior, y aprovechando que se encuentra definida en la base de datos de Aspen HYSYS®, la reacción WGS fue simulada en un reactor de equilibrio. El reactor de equilibrio es ampliamente reportado en el modelamiento de la reacción WGS [24, 33, 25]. Las condiciones de operación del reactor WGS fueron 750°C y 101.3 kPa. La corriente de gas, producto del reactor, fue enfriada a 300°C y el calor generado por el enfriamiento fue utilizado en el calentamiento del agente gasificante.

El gas de síntesis fue mezclado con una corriente de vapor, necesaria para suplir la necesidad de agua en las reacciones de la síntesis de metanol. Posteriormente el gas fue comprimido a 6078 kPa en un compresor de cuatro etapas con relaciones de compresión de 2,78 y enfriamiento intermedio a 160°C. El

enfriamiento intermedio fue necesario para la correcta operación del compresor [35, 36, 37].

Las reacciones de síntesis de metanol han sido bastante estudiadas pero no hay consenso sobre la cinética que rige la formación del metanol [38, 39]. Algunos autores han planteado cinéticas basadas en dos reacciones, mientras otros aseguran que el mecanismo esta basado en tres reacciones [38, 40, 41]. Además, la literatura también plantea diferencias sobre el efecto del equilibrio químico en el rendimiento de la reacción [39, 42]. Por un lado se afirma que en las reacciones se alcanzan el equilibrio químico, lo cual determina el rendimiento de la reacción; mientras por otro lado se afirma que el rendimiento de la reacción está sujeto a la transferencia de masa [39, 43]. Teniendo en cuenta lo anterior, se decidió utilizar un modelo cinético para simular la síntesis de metanol, y de esta manera tener en consideración tanto las limitaciones termodinámicas como las de transferencia de masa. El modelo seleccionado fue el reportado por Sinadinovic [44], ya que también se ajustó al formato requerido por el software. Este modelo está basado en dos reacciones catalizadas por $Cu/ZnO/Al_2O_3$, la reacción de síntesis de metanol (Ecuación 2.2) y la WGS inversa (Ecuación 2.3).

$$CO_2 + 3H_2 \leftrightarrows CH_3OH + H_2 \quad \Delta H_R^o = -52{,}8\ kJ/mol \tag{2.2}$$

$$CO_2 + H_2 \leftrightarrows CO + H_2O \quad \Delta H_R^o = 41{,}12\ kJ/mol \tag{2.3}$$

Industrialmente, las dos reacciones se llevan a cabo en un reactor de lecho empacado. En este caso, las reacciones fueron simuladas en dos reactores PFR, teniendo en cuenta la limitación del software para realizar reacciones secuenciales usando cinéticas químicas.

Las condiciones de operación y diseño se mantuvieron idénticas en los dos reactores. La temperatura y la presión de operación fueron 250°C y 6078 kPa, respectivamente [31]. La Tabla 2.1 describe las ecuaciones y las constantes de reacciones del modelo utilizado en la síntesis de metanol.

Tabla 2.1 Ecuaciones y constantes cinéticas para la síntesis de metanol

Cinética para la síntesis de metanol	***Cinética para la reacción WGS***
$r = \dfrac{k_4 p_{CO_2} p_{H_2}\left[1 - \dfrac{1}{K_{e,1}}\left(\dfrac{p_{H_2O}\, p_{CH_3OH}}{p^3{}_{H2}\, p_{CO2}}\right)\right]}{\left[1 + k_3\left(\dfrac{p_{H2O}}{p_{H2}}\right) + k_1\sqrt{p_{H_2}} + k_2 p_{H_2O}\right]^3}$	$r = \dfrac{k_5 p_{CO_2}\left[1 - \dfrac{1}{K_{e,2}}\left(\dfrac{p_{H2O} p_{CO}}{p^3{}_{H2} p_{CO2}}\right)\right]}{\left[1 + k_3\left(\dfrac{p_{H2O}}{p_{H2}}\right) + k_1\sqrt{p_{H_2}} + k_2 p_{H_2O}\right]}$
Constantes cinéticas	***Constantes cinéticas ajustadas***
$k_1 = 0.499 e^{\frac{17197}{RT}}$	$k_1 = 885.725\, e^{\frac{17197}{RT}}$
$k_2 = 6.62 * 10^{-11} e^{124119/RT}$	$k_2 = 1.175 * 10^{-7} e^{124119/RT}$
$k_3 = 3453.38$	$k_3 = 6.129 * 10^6$
$k_4 = 1.07 e^{36696/RT}$	$k_4 = 1899.25 e^{36696/RT}$
$k_5 = 1.22 * 10^{10} e^{94765/RT}$	$k_5 = 2.165 * 10^{13} e^{94765/RT}$
$K_{e,1} = 10^{\frac{3066}{T} - 10.592} = e^{\frac{7059.7259}{T} - 24.3889}$	$K_{e,1} = 1775 e^{\frac{7059.7259}{T} - 24.3889}$
$K_{e,2} = 10^{\frac{-2073}{T} + 2.019} = e^{\frac{4773.259}{T} + 4.672}$	$K_{e,2} = 1775 e^{\frac{4773.259}{T} + 4.672}$
$\dfrac{K_4}{K_{e,1}} = 4.1816 * 10^{10} e^{-22001.38/RT}$	$\dfrac{K_4}{K_{e,1}} = 7.422 * 10^{13} e^{-22001.38/RT}$
$\dfrac{K_5}{K_{e,2}} = 1.1411 * 10^8 e^{55078.215/RT}$	$\dfrac{K_5}{K_{e,2}} = 2.025 * 10^{11} e^{55078.215/RT}$
Densidad del catalizador: 1775 kg/m^3 [45]	

Fuente: Sinadinovic et al. [44]

La corriente de salida del segundo reactor se enfrió a 50°C con el objetivo de separar el gas disuelto, principalmente CO_2, el cual fue recirculado al primer reactor haciendo una purga previa del 10% de la corriente. La presión de la corriente liquida, principalmente metanol y agua, se redujo a 101,3 kPa mientras la temperatura se redujo a 15°C. Por último, la purificación del metanol se llevó a cabo en dos torres de destilación secuenciales [46, 47, 48]. Cada torre fue configurada con 50 platos, condensador parcial, y operadas a presión atmosférica. Las relaciones de reflujo fueron calculadas en 1,8 y 1,5 para la primera y segunda torre, respectivamente.

2.2.2. Planta de producción de hidrógeno a partir de la gasificación de raquis.

El diseño de la planta en Aspen Hysys se llevó a cabo siguiendo las etapas que se muestra en la Figura 2.3. El agente gasificante utilizado en la gasificación para la producción de hidrógeno fue el vapor de agua, ya que es el más adecuado porque aumenta la composición de hidrógeno en el gas de síntesis [28, 49].

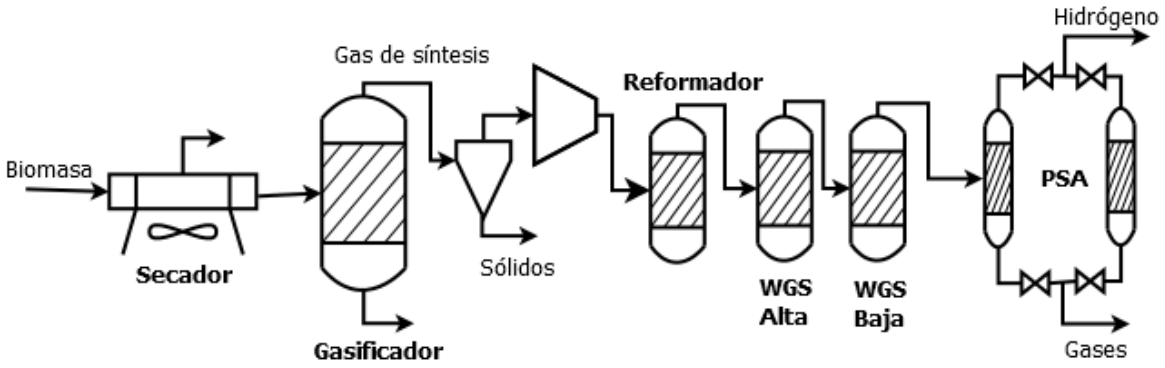
El vapor de agua y el raquis seco fueron alimentados al gasificador de lecho fluidizado calentado de manera directa a una razón másica de 0.45 vapor/biomasa [50]. Las condiciones de operación de la gasificación fueron 820°C y presión atmosférica. La corriente de gas fue enfriada a 226,6°C y el calor generado por este enfriamiento se utilizó en el calentamiento del agente gasificante. El gas de síntesis fue mezclado con una corriente de vapor y posteriormente comprimido a 3700 kPa [50]. Este proceso fue realizado en un compresor de cuatro etapas con relaciones de compresión de 2,46 y enfriamiento intermedio de 160° [35, 36, 37].

El gas de síntesis fue alimentado a un reactor de reformado, operado a 850°C y 3700 kPa [50]. Dada la composición del gas de síntesis obtenido, la ecuación general de reformado (Ecuacion 2.4) se redujo a la Ecuación 2.5, donde el principal reactivo fue el metano. De forma paralela a la reacción de reformdo se llevo a cabo la reacción WGS (Ecuacion 2.1). Las conversiones para la reacción de reformado y la reacción WGS fueron 22% y 60%, respectivamente [50].

$$C_nH_m + nH_2O + Calor \leftrightarrows nCO + (\frac{m}{2} + n)H_2 \qquad 2.4$$

$$CH_4 + H_2O + Calor \leftrightarrows CO + 3H_2 \qquad 2.5$$

Figura 2.3 Diagrama general de producción de hidrógeno a partir de biomasa

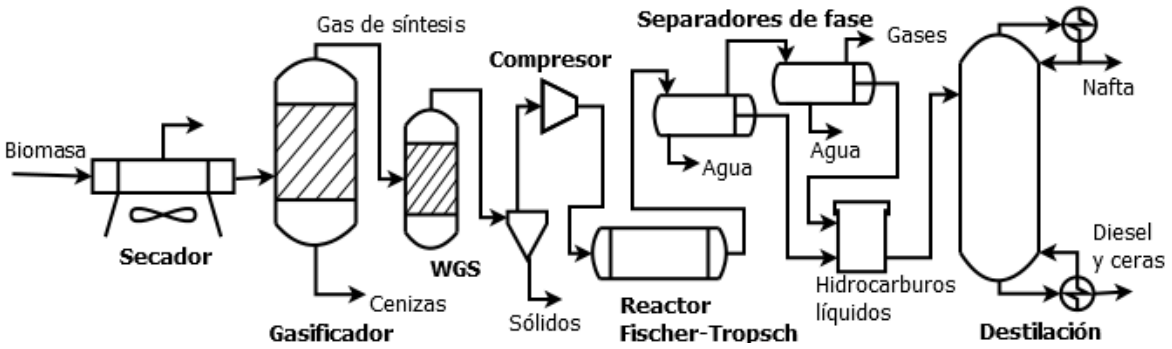


Posteriormente, el gas de síntesis reformado fue enviado a dos reactores shift consecutivos, de alta y baja temperatura. Las condiciones de operación del reactor shift de alta temperatura fueron 390°C y 3000 kPa, mientras el shift de baja se operó a 200°C y 2500 kPa [50]. Los dos reactores fueron operados adiabáticamente. El gas de síntesis producto de los reactores shift fue purificado en un proceso de adsorción por oscilación de presión (PSA, por sus siglas en inglés). El PSA es un proceso de adsorción por variación de presión que consiste de varios tanques que contiene un material adsorbente selectivo y un montaje con electroválvulas que direccionan el flujo del gas de acuerdo al ciclo del sistema. El gas entra al tanque que contiene el tamiz molecular que separa el hidrógeno de la mezcla de gases por un proceso de adsorción que ocurre a alta presión. El adsorbente selectivamente adsorbe las moléculas de CO, CO_2, CH_4 y H_2O dejando libre el hidrógeno de alta pureza. Cuando el tamiz molecular se llena comienza el ciclo de regeneración del adsorbente. Durante este ciclo se reduce la presión en el tanque, al bajar la presión las impurezas se separan del material adsorbente y se eliminan del sistema. La etapa de PSA fue representada en la simulación por un equipo ideal de separación de componentes, lo cual fue necesario debido a que la simulación fue construida en estado estacionario, mientras el PSA es un sistema altamente dinámico. El equipo de separación multicomponente se ajustó para separar el 77% del flujo molar de hidrógeno de la corriente de entrada [50].

2.2.3. Planta de producción de biocombustibles líquidos por la ruta Fischer-Tropsch a partir de la gasificación del raquis.

El diseño de la planta en Aspen Hysys se llevó a cabo siguiendo las etapas que se muestran en la Figura 2.4. En este proceso el vapor de agua y el raquis seco se alimentaron al gasificador de lecho fluidizado calentado de manera directa a una razón másica de 0.6 vapor/biomasa. Las condiciones de operación de la gasificación fueron 950°C y 101,3 kPa. El gas de síntesis fue enfriado y enviado a un reactor de equilibrio operado a 650°C y 101,3 kPa con el objetivo de aumentar la relación molar H_2/CO a un valor levemente superior a dos, requisito necesario para la posterior síntesis por Fischer-Tropsch. Al aumentar la relación molar H_2/CO es común que se incremente la concentración de CO_2 en el gas de síntesis, lo cual disminuye la presión parcial del CO y H2, únicos reactivos de la reacción Fischer-Tropsch. La remoción del CO_2 aumentaría la presión parcial de monóxido de carbono en el gas de síntesis mejorando la selectividad hacia la formación de hidrocarburos líquidos. Sin embargo, la eliminación del CO_2 se debe llevar a cabo mediante un proceso de absorción con metil-dietiletanolamida (MDEA), el cual requiere de altos consumos de energía: 0,68 GJ por tonelada de CO_2 [51]. Prins *et al*. [52] reportan que el aumento en el consumo de energía es mayor que el aumento conseguido en la selectividad de la reacción Fischer-Tropsch. Además, existe consenso en la literatura en relación a que el CO_2 no tiene ningún efecto de inhibición sobre la reacción Fischer-Tropsch cuando se utilizan catalizadores de cobalto [53]. Por lo tanto, la etapa de eliminación de CO_2 no fue incluida en la simulación. Siguiendo con el proceso, el gas fue comprimido en cuatro etapas con relaciones de compresión de 2,78 y enfriamiento intermedio a 160°C.

Figura 2.4 Diagrama general de la síntesis de combustibles por la ruta Fischer-Tropsch



En la síntesis de Fischer-Tropsch, el hidrógeno y monóxido de carbono en el gas de síntesis reaccionaron sobre un catalizador de cobalto para formar agua y una amplia gama de cadenas de hidrocarburos de diversas longitudes (C1- C30). El reactor fue operado a 250°C y 6078 kPa [31]. El catalizador de cobalto fue seleccionado por promover la formación de diésel y ceras parafínicas. Las ceras parafínicas son de gran interés en la tecnología Fischer-Tropsch ya que pueden ser hidrocraqueadas para la obtención de diésel [54]. Por su parte, los catalizadores a base de hierro requieren de temperaturas más altas de operación (300-350°C) y promueven la formación de olefinas de cadena corta, la cuales afectan negativamente la calidad del combustible producido, disminuyendo el índice de cetano y el octanaje [54].

La Tabla 2.2 muestra los coeficientes estequiométricos utilizados en la síntesis de Fischer-Tropsch, mientras que la Ecuación 2.6 muestra la cinética utilizada para el catalizador de cobalto, la cual fue reportada por Hix *et al.* [55].

$$-r_{CO} = \frac{kT_1\, P_{H_2} P_{CO}}{(1 + k_2 T_2 P_{CO})^2} \qquad 2.6$$

donde:

$$T_1 = e^{\left(-4492*\left(\frac{1}{T}-\frac{1}{473}\right)\right)}$$

$$T_2 = e^{\left(8237*\left(\frac{1}{T}-\frac{1}{473}\right)\right)}$$

$$k = 0{,}0173 \frac{gmolCO}{atm^2 * cm^3 * h}$$

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

La corriente de salida del reactor Fischer-Tropsch fue enfriada y enviada a un sistema en serie de separadores de fase con enfriamiento intermedio. En el sistema de separación se utilizaron separadores de tres fases. El objetivo de los separadores de fase fue remover la mayor cantidad de agua (fase liquida pesada), aumentado la pureza de las corrientes de hidrocarburos (fase gaseosa y fase liquida liviana). Las corrientes liquidas livianas (hidrocarburos líquidos) producidas en cada separador fueron mezcladas y el producto fue enviado a una torre de destilación operada con 40 platos, una relación de reflujo de 1,07 y presión de 689,5 kPa.

Tabla 2.2 Coeficientes estequiométricos para la reacción Fischer-Tropsch

Componente	Coef. Estequiométrico	Componente	Coef. Estequiométrico
CO	-3,647	C_{15}	5,00E-03
H_2	-8,267	C_{16}	5,00E-03
H_2O	3,647	C_{17}	4,00E-03
CH_4	0,598	C_{18}	4,00E-03
Etano	0,109	C_{19}	4,00E-03
Propano	4,90E-02	C_{20}	5,00E-03
Butano	3,00E-02	C_{21}	5,00E-03
Pentano	2,30E-02	C_{22}	5,00E-03
Hexano	1,70E-02	C_{23}	5,00E-03
Heptano	1,50E-02	C_{24}	5,00E-03
Octano	1,20E-02	C_{25}	5,00E-03
Nonano	1,00E-02	C_{26}	5,00E-03
Decano	8,00E-03	C_{27}	5,00E-03
C_{11}	7,00E-03	C_{28}	4,00E-03
C_{12}	7,00E-03	C_{29}	4,00E-03
C_{13}	7,00E-03	C_{30}	2,92E-03
C_{14}	7,00E-03		

Fuente: Parera et al. [56]

2.3. Resultados

Con el secado del raquis la biomasa destinada a la gasificación se redujo considerablemente como consecuencia del alto contenido de humedad, pasando

Figura 2.5 Simulación del proceso de producción de metanol a partir de la gasificación de raquis

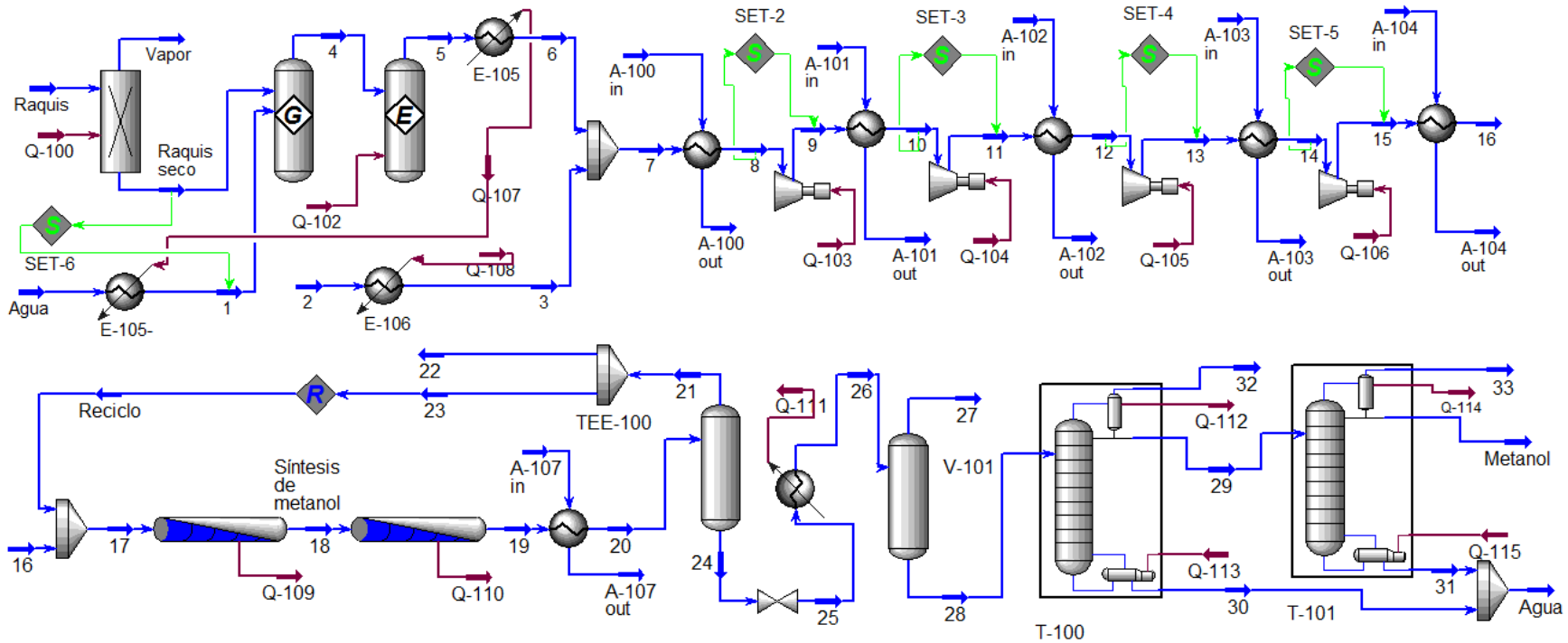


Tabla 2.3 Principales corrientes de la simulación mostrada en la Figura 2.5

Propiedad	**Raquis**	**4**	**5**	**7**	**17**	**20**	**24**	**28**	**29**	**Metanol**	**Agua**
Temperatura (°C)	25,0	950,0	750,0	269,6	182,4	50,0	50,0	10,0	67,6	62,3	99,9
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	6078,0	6078,0	6078,0	101,3	101,3	101,3	101,3
Flujo (kg/h)	5999,9	3760,9	3760,9	4508,1	8536,6	8536,6	4059,8	3491,3	3232,0	2024,4	1430,1
Composición molar											
Hidrógeno	0,184	0,485	0,510	0,439	0,367	0,076	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO2	0,000	0,066	0,091	0,078	0,278	0,405	0,084	0,003	0,001	0,001	0,000
CO	0,000	0,275	0,250	0,215	0,157	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Metano	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2O	0,535	0,173	0,149	0,267	0,196	0,286	0,507	0,553	0,512	0,000	1,000
Metanol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,232	0,408	0,444	0,487	0,999	0,000

El Anexo B 2.1 muestra la totalidad de las corrientes del proceso mostrado en la Figura 2.5.

de 6000kg/h a 2351 kg/h. Comparado con otros materiales lignocelulósicos de la misma cadena productiva, el raquis de palma presenta un alto contenido de humedad que desfavorece su utilización en procesos termoquímicos. Por ejemplo, Mohammed *et al.* [27] muestran que la fibra producto del prensado de la palma africana alcanza porcentajes de humedad del 35%, mientras que el cuesco de la almendra presenta 30%, ambos valores muy por debajo del raquis. Además, el contenido de oxígeno del raquis es alto (45,66% peso seco), también por encima de los valores registrados para la fibra (36,28% peso seco) y el cuesco (36,3% peso seco), lo cual conlleva a la producción de gas de síntesis de bajo poder calorífico [27, 26].

La simulación del proceso de gasificación permitió obtener gas de síntesis con una composición mayoritaria de H_2 y CO. En las condiciones de operación del reactor de gasificación para la síntesis de metanol (950°C, 101,3 kPa y 0,6 relación másica vapor/biomasa) se obtuvieron 3761 kg/h de gas de síntesis con una composición (% vol. en base seca) del 51,5% de hidrógeno, 13% de CO_2, y 35,4% de CO. Cohce *et al.* [57] reportan una composición (% vol. en base seca) del 48% de H_2, 29% de CO, 9% de CO_2 y 13% de metano en el gas de síntesis obtenido en la simulación de un proceso de gasificación (850°C y relación vapor/biomasa de 0,38) de cuescos de palma africana. En principio, las diferencias en la composición del gas de síntesis podrían ser atribuidas al tipo de biomasa y las condiciones de operación del gasificador; sin embargo, también podrían ser el resultado de los diferentes modelos de cálculo. Mientras en este trabajo se utilizó un modelo de minimización de energía libre de Gibbs, Cohce *et al.* [57] utilizaron correlaciones para determinar la composición del gas de síntesis, desarrollando cuatro expresiones, una para cada compuesto, como funciones del contenido de hidrógeno de la biomasa y la temperatura de operación. Las correlaciones de dicho modelo están basadas en los datos del BCL (Battelle Columbus Laboratory). Por otra parte, Rincón [58] planteó un modelo para la gasificación de cuescos de palma africana (850°C y 0,5 vapor/ biomasa) basado en el equilibrio termodinámico, obteniendo altas fracciones molares de hidrógeno (51,45%) y

Figura 2.6 Simulación del proceso de producción de hidrógeno a partir de la gasificación de raquis

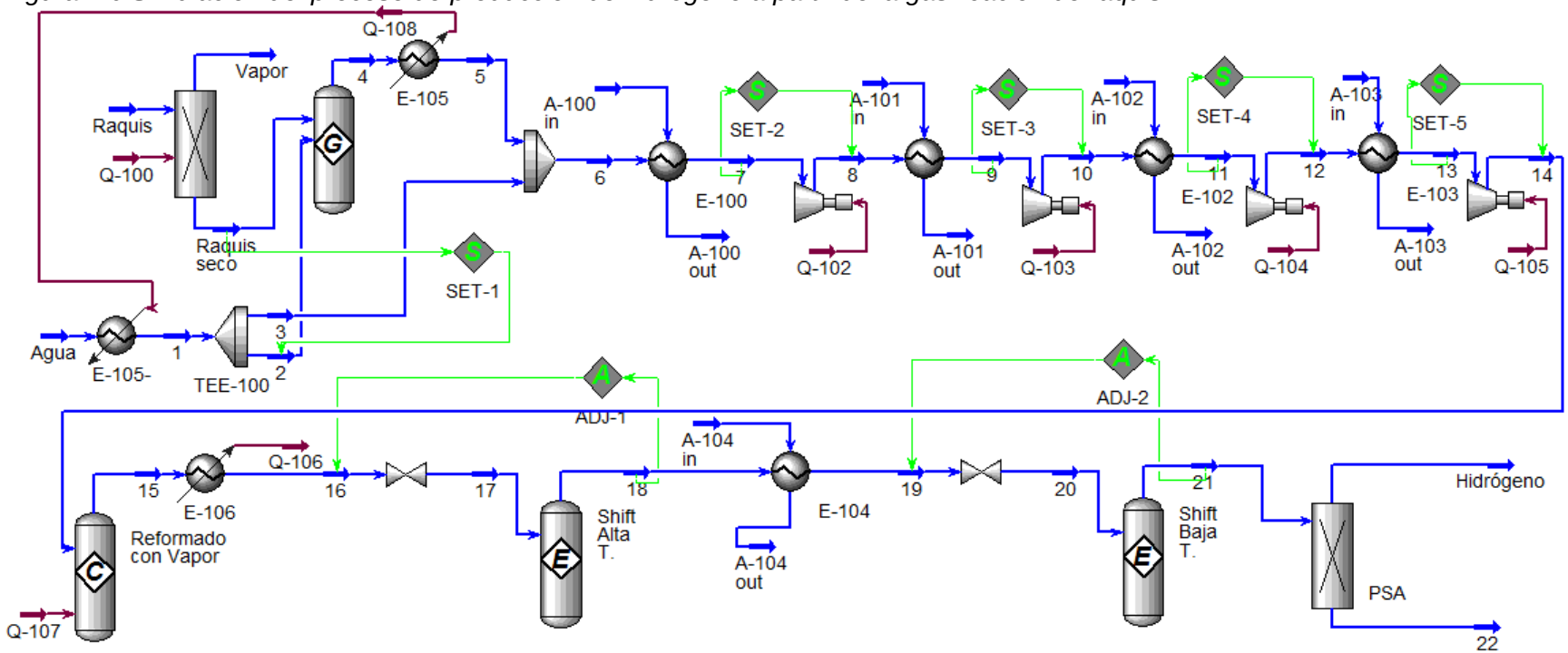


Tabla 2.4 Principales corrientes del proceso mostrado en la Figura 2.6

Propiedad	**Raquis**	**4**	**5**	**6**	**14**	**15**	**17**	**18**	**21**	**22**	**Hidrógeno**
Temperatura (°C)	25,0	820,0	226,6	211,5	314,7	850,0	282,7	390,0	200,0	199,3	199,3
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	3700,0	3700,0	3000,0	3000,0	2500,0	101,3	2500,0
Flujo (kg/h)	5999,9	3408,3	3408,3	4098,0	4098,0	4098,0	4098,0	4098,0	4098,0	3815,9	282,1
Composición molar											
Hidrógeno	0,184	0,517	0,517	0,445	0,445	0,504	0,504	0,596	0,663	0,312	1,000
CO_2	0,000	0,066	0,066	0,057	0,057	0,114	0,114	0,207	0,274	0,560	0,000
CO	0,000	0,303	0,303	0,260	0,260	0,203	0,203	0,111	0,044	0,090	0,000
Metano	0,000	0,002	0,002	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,000
H2O	0,535	0,112	0,112	0,237	0,237	0,178	0,178	0,086	0,018	0,037	0,000

El Anexo B 2.2 muestra la totalidad de las corrientes del proceso mostrado en la Figura 2.6.

monóxido de carbono (45,24%), y bajas fracciones de dióxido de carbono (2,36%) y metano (0,95%), lo cual corresponde con lo encontrado en este trabajo.

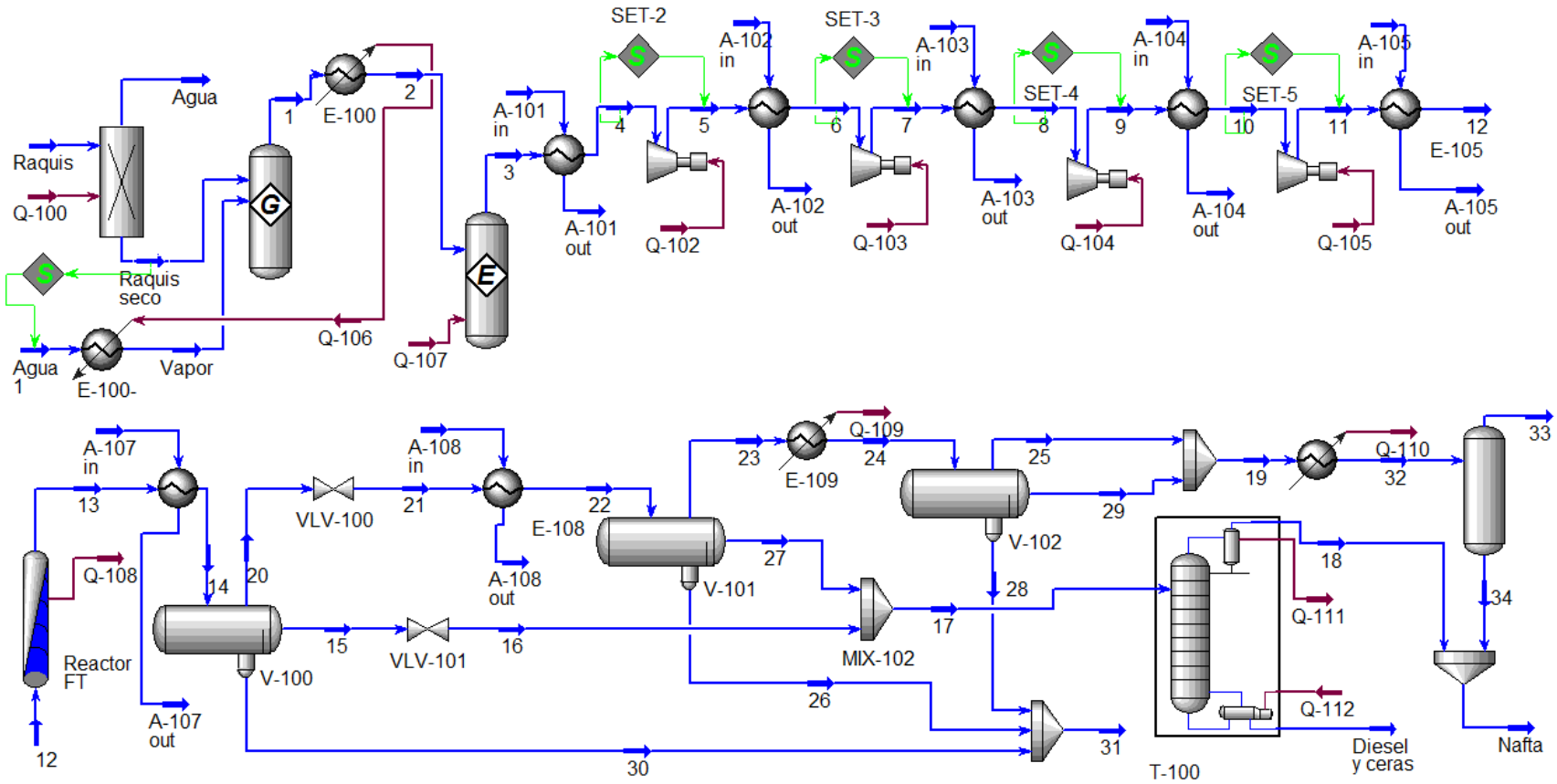
Los flujos molares de H_2 y CO obtenidos en la gasificación para la síntesis de metanol fueron 124,06 kmol/h y 70,25 kmol/h, respectivamente. Por lo tanto, la relación molar H_2/CO del gas de síntesis fue menor a dos. Con el uso del reactor de equilibrio fue posible mejorar dicha relación a 2,03. En la síntesis de metanol se alcanzó una conversión del 97% de CO, lo cual podría ser el resultado del exceso de vapor que produce un desplazamiento de la reacción de WGS hacia la formación de H_2 y CO_2. Posterior a la síntesis de metanol, la composición del gas de síntesis cambió sustancialmente, alcanzando una composición molar de metanol (base seca) del 32,5%. La Tabla 2.3 muestra los cambios en la composición del gas de síntesis a lo largo de las principales corrientes del proceso productivo (Figura 2.5). En el proceso simulado se sintetizaron 2024 kg de metanol, con pureza del 99,87% en peso, por cada 6000 kg de raquis que ingresaron como materia prima (33,7% de rendimiento). La literatura reporta un gran número de procesos de producción de metanol a partir de diferentes tipos de biomasa, tipo de catalizador y modelos cinéticos para describir la reacción de síntesis de metanol. Holmgren *et al.* [59] recopilaron y analizaron una gran variedad de trabajos reportados en la literatura relacionados con gasificación de biomasa y muestran rendimientos másicos metanol/biomasa que varían desde un 25% hasta valores que superan el 100%.

En la gasificación para la producción de hidrógeno se obtuvieron 3408 kg/h de gas de síntesis con composición (% vol. en base seca) del 51,25% de H_2, 12,1% de CO_2, 36,4% de CO y 0,3% de CH_4. La concentración de hidrógeno en el gas de síntesis fue incrementada ligeramente con cada etapa del proceso. De esta manera, con el reactor de reformado la concentración (molar) de hidrógeno pasó del 44,4% al 50,3%. Posteriormente, al pasar por los reactores de equilibrio de baja y alta temperatura, la concentración aumentó a 66,3%. Como resultado, se produjeron 282 kg/h de hidrógeno por cada 6000 kg de biomasa (rendimiento de 4,7%). Este valor representa una producción de 0,56 Nm^3 de hidrógeno por kg de

biomasa seca. El rendimiento calculado se encuentra en el orden mismo magnitud al reportado en la literatura. Moreno *et al*. [60] reportaron rendimientos entre 0,69 – 0,99 Nm^3/kg de biomasa en la gasificación de cuatro residuos agrícolas para la producción de hidrógeno. En la simulación desarrollada por Cohce *et al*. [24] se obtuvieron 3,7 t/h de hidrógeno por cada 166,67 t/h de biomasa, lo cual corresponde a un rendimiento del 2,21%. La Tabla 2.4 muestra las condiciones de operaciones de las principales corrientes del proceso simulado en la Figura 2.6.

En el último caso de estudio, al utilizar el modelo propuesto por Hix *et al.* [55] para modelar la reacción Fischer-Tropsch se obtuvo una conversión del 99,5% de CO. Industrialmente es posible obtener conversiones significativamente altas de los reactivos presentes en el gas de síntesis mediante catalizadores de cobalto; sin embargo, es común que se controle la conversión de CO con el fin de hacer selectiva la reacción hacia la formación de hidrocarburos líquidos. Para conversiones superiores al 85% la selectividad hacia la formación de líquidos en los reactores Fischer-Tropsch decrece debido a la baja presión parcial del CO [52]. En este estudio la utilización de una estequiometria de reacción, mostrada en la Tabla 2.2, no permitió establecer selectividades pero sí la composición del efluente. Como efluente del reactor Fischer-Tropsch se obtuvo una corriente conformada principalmente por agua (66,6% mol), CO_2 (20,4% mol) e hidrocarburos (13% mol). De esta manera, de los 3761 kg/h de gas de síntesis que ingresaron al reactor Fischer-Tropsch, se obtuvieron 868 kg/h de hidrocarburos. Después de pasar por el sistema de separación fue posible obtener 185,7 kg de nafta (C_5-C_{10}) y 444,6 kg/h de compuestos pesados (C_{11}-C_{30}). Por lo tanto, el rendimiento del proceso fue de 10,5% (nafta y pesados). En el trabajo desarrollado por Prins *et al.* [52] en la gasificación de aserrín de madera a 900°C y presión atmosférica se obtuvieron 5,6 t/h de hidrocarburos a partir de 57 t/h de biomasa (34,93% de humedad) para un rendimiento del 9,8%. En la simulación en Pro/II® presentada por Riba *et al.* [61] se produjeron 5,72 t/h de hidrocarburos a partir de

Figura 2.7 Simulación del proceso de producción de biocombustibles por la ruta Fischer-Tropsch



53 t/h de biomasa, lo cual corresponde a un 10,7% de rendimiento, valor muy cercano a los valores anteriormente reportados. El Anexo B2.3 muestra las corrientes del proceso de producción de biocombustibles por la ruta Fischer-Tropsch de la Figura 2.7.

2.4. Conclusiones

Se planteó el diseño conceptual de tres procesos de producción de biocombustibles a través del tratamiento termoquímico del raquis de palma africana. Los procesos fueron diseñados y simulados en Aspen HYSYS® para procesar 6000 kg/h de biomasa y producir metanol, hidrógeno e hidrocarburos por la ruta Fischer-Tropsch. La simulación de los procesos permitió obtener de forma detallada los balances másicos de los mismos, determinando las cantidades de materias primas necesarias para la producción de cada biocombustible. Los tres procesos analizados son viables técnicamente. La síntesis de metanol presenta un 33,7% de rendimiento másico, mientras la producción de hidrógeno y la síntesis por Fischer-Tropsch alcanzan rendimientos del 4,7% y 10,5%, respectivamente.

La composición química del raquis de palma, con 65% de humedad y alta fracción de oxígeno, conlleva a la producción de gas de síntesis de baja calidad y disminuye significativamente los rendimientos de los procesos. La simulación de la etapa de gasificación de biomasa mediante la minimización de la energía libre de Gibbs reduce la composición del gas de síntesis a cuatro componentes: CH_4, H_2, CO y CO_2; siendo el H_2 y CO los compuestos con mayor presencia. La temperatura de gasificación y la relación vapor/ biomasa son las variables de mayor incidencia en la composición del gas de síntesis. Con el objetivo de mejorar las características de la materia prima a gasificar y elevar los rendimientos de los procesos analizados, el raquis podría ser utilizado en combinación con otros residuos agroindustriales del mismo sector de la palma, como el cuesco y la fibra. También se hace necesario realizar pruebas experimentales de la gasificación de raquis de palma y determinar condiciones óptimas de reacción; así como también una optimización de las condiciones de operación de cada una de las etapas involucradas en cada proceso.

2.5. Referencias

[1] Basu, P., Biomass gasification and pyrolysis - Practical design and theory, Elsevier Science Publishing Co Inc., 2010.

[2] Castells, X., Tratamiento y valorización energética de residuos, Ediciones Diaz de Santos, 2005.

[3] Siemons R., «Identifying a role for biomass gasification in rural electrification in developing countries: The economic perspective,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 20, pp. 271-285, 2001.

[4] Rizkiana, J. et al., «Promoting effect of various biomass ashes on the steam gasification of low-rank coal,» *Applied Energy,* vol. 133, pp. 282-288, 2014.

[5] «National Energy Technology Laboratory (NETL),» U.S Department od Energy, 2010. [En línea]. Available: http://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasification-plant-databases/summary. [Último acceso: 2014].

[6] Ruiz, J.A., Juarez, M.C., Morales, M.P., Muñoz, P., Mendivil, M.A., «Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 18, pp. 174-183, 2013.

[7] Yalkunjan, T., Shaoping, X., Guangyong, W., Chao, W., Yahui, X., «Tar formation during co-gasification of biomass and coal under different gasification condition,» *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis,* vol. 111, pp. 191-199, 2015.

[8] Heidenreich, S., Foscolo, P., «New concepts in biomass gasification,» *Progress in Energy and Combustion Science,* vol. 46, pp. 72-95, 2015.

[9] Brandin, J., Tuner, M., Odenbrand, I., «Small scale gasification: Gas engine CHP for biofuels,» Swedish Energy Agency Report, 2010. [En línea]. Available: http://ieatask33.org/app/webroot/files/file/publications/new/Small%20Small_scale_gasification_overview.pdf. [Último acceso: 2014].

[10] Sheth, P.N., Babu, B.V. , «Experimental studies on producer gas generation from wood waste in a downdraft gasifier,» *Bioresource Technology,* vol. 100, pp. 3127-3133, 2009.

[11] Seggiani, M., Vitolo, S., Puccini, M., Bellini, A., «Cogasification of sewage sludge in an updraft gasifier,» *Fuel,* vol. 93, pp. 486-491, 2012.

[12] Gomez-Barea, A. et al., «Improving the performance of fluidized bed biomass/waste gasifiers for distributed electricity: A new three-stage gasification system,» *Applied Thermal Engineering,* vol. 50, pp. 1453-1462, 2013.

[13] Bell, D.A., Towler, B.F., Fan, M., Coal gasification and its applications, Elsevier Science Publishing Co Inc., 2011.

[14] Luque, R., Campelo, J., Clark, J., Handbook of biofuels production - processes and technologies, Woodhead Publishing, 2011.

[15] Higman, C., van der Burgt, M., Gasification, Elsevier Science Publishing Co Inc., 2008.

[16] Pandey, A., Larroche, C., Ricke, S., Dussap, C., Gnansounou, E., Biofuels - Alternative feedstocks and conversion processes, Elsevier Science Publishing Co Inc., 2011.

[17] Huber, G.W., Iborra, S., Corma, A., «Synthesis of transportation fuels from biomass: Chemistry, catalysts, and engineering,» *Chemical Reviews,* vol. 106, nº 9, pp. 4044-4098, 2006.

[18] Aspen Technology, Inc., *HYSYS Simulation Basis,* Cambridge, MA, 2006.

[19] Godoy, S., Rodriguez, N., «Trabajo práctico simulación de equipos con reacciones químicas en HYSYS,» Universidad Tecnológica Nacional, Rosario, Argentina, 2012.

[20] Zhongqing, M. et al., «Design and experimental investigation of a 190 kWe biomass fixed bed gasification and polygeneration pilot plant using a double air stage downdraft approach,» *Energy,* vol. 46, p. 140–147, 2012.

[21] Natthakich, A., Chakkawan, B., «State of the art of biomass gasification power plants in Thailand,» *Energy Procedia,* vol. 9, p. 299–305, 2011.

[22] Asadullah, M., «Biomass gasification gas cleaning for downstream applications: A comparative critical review,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 40, p. 118–132, 2014.

[23] Cohce, M.K., Dincer, I., Rosen, M.A., «Thermodynamic analysis of hydrogen production from biomass gasification,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 35, pp. 4970-4980, 2010.

[24] Cohce, M.K., Dincer, I., Rosen, M.A., «Energy and exergy analyses of a biomass-based hydrogen production system,» *Bioresource Technology,* vol. 102, pp. 8466-8474, 2011.

[25] Doherty, W., Reynolds, A., Kennedy, D., «Aspen Plus simulation of biomass gasification in a steam blown dual fluidised bed,» A. Méndez-Vilas, Dublin, 2013.

[26] Gutierrrez, L., Sanchez, O., Cardona, C., «Process integration possibilities for biodiesel production from palm oil using ethanol obtained from lignocellulosic residues of oil palm industry,» *Bioresource Technology,* vol. 100, pp. 1227-1237, 2009.

[27] Mohammed, M.A.A., Salmiaton, A., Wan Azlina, W.A.K.G, Mohamad Amran, M.S., «Gasification of oil palm empty fruit bunches: A characterization and kinetic study,» *Bioresource Technology,* vol. 110, pp. 628-636, 2012.

[28] Instituto para la Diversificacion y Ahorro de la Energía-IDAE, «Biomasa: Gasificación,» Besel, Madrid, 2007.

[29] Cujia, G. Bula, A., «Potencial de obtención de gas de síntesis para la producción de metanol a partir de la gasificación de residuos de palma africana,» *Interciencia,* vol. 35, pp. 106-112, 2010.

[30] Muñoz, J., Posada, A., «Simulación de la producción de hidrógeno y metanol a partir de la gasificación de la cascarilla de arroz con vapor,» *Dyna,* nº 165, pp. 122-131, 2011.

[31] E4tech/NNFCC, «Review of technologies for gasification of biomass and wastes, Final report, NNFCC project 09/008,» 2009. [En línea]. Available: http://www.ecolateral.org/gasificationnnfc090609.pdf. [Último acceso: 2012].

[32] Smith, B., Shekhar, S., Loganathan, M., «A review of the water gas shift reaction kinetics,» *International Journal of Chemical Reactor Engineering,*

vol. 8, pp. 1-34, 2010.

[33] Giwa, A., Raji, Y.O., Giwa, S.O., «Water-gas shift process for hydrogen production – effects of operating parameters,» *International Journal of Scientific & Engineering Research,* vol. 5, pp. 1474-1483, 2014.

[34] González, I.D., «Estructura y reactividad de catalizadores soportados de Pt en la reacción de desplazamiento de gas de agua (Tesis Doctoral),» Universidad Autónoma de Madrid, Madrid, 2008.

[35] Valencia, H., Dinámica de los fluidos aplicada a la ingeniería química, Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander.

[36] Walas, S.M., «Heuristics in chemical engineering,» Butterworth-Heinemann, Boston, 2002.

[37] Luyben, W.L., «Compressor heuristics for conceptual process design,» *Industrial & Chemical Engineering Research,* vol. 50, pp. 13984-13989, 2011.

[38] Rahman, D., «Kinetic modeling of methanol synthesis from carbon monoxide, carbon dioxide, and hydrogen over a Cu/ZnO/Cr2O3 (Tesis de Maestria),» San José State University, San Jose, California, 2012.

[39] Mäyrä, O., Leiviskä, K., «Modelling in methanol synthesis,» Control Engineering Laboratory, University of Oulu, Oulu, 2008.

[40] Lim, H.W. et al., «Modeling of the kinetics for methanol synthesis using Cu/ZnO/Al2O3/ZrO2 catalyst: Influence of carbon dioxide during hydrogenation,» *Industrial & Engineering Chemistry Research,* vol. 48, p. 10448–10455, 2009.

[41] De Maria, R., Diaz, I., Rodriguez, M., Sáiz, A., «Industrial methanol from syngas: Kinetic study and process simulation,» *International Journal of Chemical Reactor Engineering,* vol. 11, p. 469–477, 2013.

[42] Graaf, G.H. et al., «Chemical equilibria in methanol synthesis,» *Chemical Engineering Science,* vol. 41, p. 2883−2890, 1986.

[43] Graaf, G.H. et al., «Intra-particle diffusion limitations in low pressure methanol synthesis,» *Chemical Engineering Science,* vol. 45, pp. 773-783, 1990.

[44] Sinadinovic-Fiser, S.V., Jankovic, M.R., Radicevic, R.Z., «Simulation of the fixed-bed reactor for methanol synthesis,» *Petroleum and Coal,* vol. 43, pp. 31-34, 2001.

[45] Vanden, K.M., Froment, G.F, «A steady-state kinetic model for methanol synthesis and the water gas shift reaction on a commercial Cu/ZnO/Al2O3 catalyst.,» *Journal of Catalysis,* vol. 161, pp. 1-10, 1996.

[46] Felder, R.M., Rousseau, R.W., Principios elementales de los procesos quimicos, Mexico: Limusa Wiley, 2004.

[47] Sun, J. et al., «Energy and exergy analysis of a five-column methanol distillation scheme,» *Energy,* vol. 45, pp. 696-703, 2012.

[48] Zhang, J., Liang, S., Feng, X., «A novel multi-effect methanol distillation process,» *Chemical Engineering and Processing,* vol. 49, pp. 1031-1037, 2010.

[49] Taufiq-Yap, Y.H., Sivasangar, S., Salmiaton, A., «Enhancement of hydrogen production by secondary metal oxide dopants on NiO/CaO material for catalytic gasification of empty palm fruit bunches,» *Energy,* vol. 47, pp. 158-165, 2012.

[50] Koroneos, A., Dompros, G., Roumbas, G., «Hydrogen production via biomass gasification- A life cycle assessment approach.,» *Chemical Engineering and Processing,* vol. 47, pp. 1261-1268, 2008.

[51] Desideri, U., Paolucci, A., «Performance modelling of a carbon dioxide removal system for power plants,» *Energy Conversion and Management,* vol. 40, pp. 1899-1915, 1999.

[52] Prins, M.J., Ptasinski, K.J., Janssen, F., «Exergetic optimisation of a production process of Fischer–Tropsch fuels from biomass,» *Fuel Processing Technology,* vol. 86, pp. 375-389, 2004.

[53] Espinoza, R.L., Steyenberg, A.P., Jager, B., Vosloo, A.C., «Low temperature Fischer–Tropsch synthesis from a Sasol perspective,» *Applied Catalysis A: General,* vol. 186, pp. 13-26, 1999.

[54] Ptasinski, K., «Thermodynamic efficiency of biomass gasification and biofuels conversion,» *Bioproducts and Biorefining,* vol. 2, pp. 239-253, 2008.

[55] Hix, A.et al., «Gas to liquids (GTL),» University of Tennessee Honors Thesis Projects, Knoxville, TN, 2012.

[56] Parera, N., «Modelling and simulation of Fischer-Tropsch reaction in microreactors (Tesis de Maestria),» University of Liemrick, Irlanda, 2010.

[57] Cohce, M.K., Rosen, M.A., Dincer, I., «Efficiency evaluation of a biomass gasification-based hydrogen production,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 36, pp. 11388-11398, 2011.

[58] García, L.E., «Obtención de gas combustible a partir de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo (Tesis de Maestria),» Universidad Nacional de Colombia, Bogota, D.C., 2011.

[59] Holmgren, K.M., Berntsson, T., Andersson, E., Rydberg, T., «System aspects of biomass gasification with methanol synthesis - Process concepts and energy analysis,» *Energy,* vol. 45, pp. 817-828, 2012.

[60] Moreno, J., Dufour, J., «Life cycle assessment of hydrogen production from biomass gasification. Evaluation of different Spanish feedstocks,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 38, pp. 7616-7622, 2013.

[61] Riba, A., Rodulfo, I., «Diseño del proceso Fischer-Tropsch para la obtencion de biodiesel en México (Tesis de grado),» Instituto Politécnico Nacional , México D.F., 2013.

[62] Diaz Gonzalez, J., Riesco Muñoz, G., «Características físicas de la madera de pino procedente de raleos en el noroeste de españa,» *Ciencia y tecnología,* vol. 9, pp. 233-244, 2007.

3. PROCESOS BIOQUÍMICOS DE PRODUCCIÓN DE ETANOL

3.1 Introducción

En las últimas décadas han tomado gran importancia todos los aspectos y factores que inciden en la contaminación ambiental de nuestro planeta, lo que ha permitido la búsqueda y desarrollo de nuevas fuentes de energía capaces de disminuir el calentamiento global [1]. Por consiguiente, el objetivo principal ha sido el desarrollo de procesos que no solo sean económicamente rentables sino que también puedan ser considerados, desde todo punto de vista, sustentables [2, 3].

La gran mayoría de los países del mundo, desarrollados y en vía de desarrollo, actualmente invierten grandes recursos económicos en reducir la dependencia de los combustibles fósiles a través de los combustibles renovables. Los biocombustibles derivados de la biomasa, principalmente bioetanol y biodiesel, se ha visto beneficiados de las políticas implementadas a nivel mundial, y en Colombia no ha sido diferente. A nivel nacional, los biocombustibles han sido incentivados bajo el precepto de un combustible limpio y el motor de desarrollo socio-económico del sector agrícola [4, 5]. A través de la ley 693 de 2001 y la ley 939 de 2004 se definió el marco legal para el uso de los biocombustibles en Colombia, las cuales han sido modificadas mediante diferentes resoluciones que obligaron al uso de mezclas de combustibles fósiles y biocombustibles.

En el caso particular del bioetanol, Colombia ha incrementado drásticamente su producción, pasando de 255,84 millones de litros en el año 2008 a 456,4 millones de litros en el año 2015 [6]. El 98% del bioetanol producido y comercializado en el país es producido a partir de la caña de azúcar, por ingenios azucareros que inicialmente solo se dedicaban a la producción de azúcares con fines alimenticios. A la fecha, existen 6 plantas productoras de etanol anhidro, de las cuales cuatro se encuentran en el valle del rio Cauca, una en el departamento de Meta y otra en Risaralda. Según datos reportados por la Federación Colombiana de Biocombustibles, en 29 de los 32 departamentos colombianos se distribuye una

mezcla E8, y la meta para los próximos años (2020) es alcanzar un porcentaje del 15% en todo el país. Sin embargo, un aumento en el porcentaje de mezcla implicaría la creación de nuevas plantas de producción o abrir la puertas a la importación de etanol desde Brasil, situaciones que resultarían ser complejas, ya que las nuevas plantas de producción, muy seguramente, utilizarían caña de azúcar como materia prima, aumentando el monocultivo; y la otra opción, la importación, aumentaría la competitividad de Brasil en el mercado regional y global.

La producción de bioetanol de segunda generación podría ser una solución a las dos problemáticas planteadas, ya que se podría dar a uso a la biomasa residual de diferentes tipos cultivos del país, sin poner en peligro la producción alimenticia y manteniendo la competitividad del sector. La mayoría de los cultivos intensivos generan grandes volúmenes de biomasa residual, y el cultivo de palma africana no es la excepción [7]. Los grandes productores de aceite de palma en el mundo, como Malasia e Indonesia, están desarrollando procesos cuyos objetivos son el de convertir el raquis de palma en bioetanol a través de diferentes rutas tecnológicas, pero enfocados principalmente en el tratamiento bioquímico de este material [8]. Colombia tiene un gran potencial para la producción de bioetanol a partir de raquis de palma, ya que el área cultivada supone una gran producción de material residual [9].

El principal reto técnico en la producción de etanol de segunda generación es el pretratamiento de la biomasa [10], el cual tiene como objetivo desintegrar la compleja red de polímeros que conforman las fibras vegetales, principalmente celulosa, hemicelulosa y lignina. En este complejo tejido de sostén de las plantas, la celulosa es protegida por la hemicelulosa y la lignina, formando una fuerte barrera a su alrededor, impidiendo de esta manera que la celulosa se fracture en unidades de menor tamaño. Por consiguiente, lo que se busca con el pretratamiento es hidrolizar la hemicelulosa para formar azúcares C_5, solubilizar la lignina y liberar la celulosa, formando la menor cantidad de compuestos que puedan inhibir su posterior hidrólisis enzimática. Los pretratamientos pueden ser

de tipo físico, químico, una mezcla de ambos e inclusive bioquímicos, siendo estos últimos los menos utilizados. Hendriks *et al*. [11] concluye que los pretratamiento con químicos fuertes ofrecen altos rendimientos pero elevan excesivamente los costos de producción en comparación con los pretratamientos físicos, que a su vez no presentan rendimientos muy altos, razón por la cual los pretratamientos físico-químicos han resultado de gran interés en los últimos años.

Es indudable que las investigaciones relacionadas con etanol de segunda generación han estado enfocadas al uso y pretratamiento del bagazo de la caña de azúcar como materia prima. Cardona et al. [12] y Paulová et al. [13] afirman que cada una de las etapas de este proceso han sido estudiadas a profundidad, y que en particular la etapa de pretratamiento ha sido ampliamente reportada. Los estudios realizados para transformar el bagazo de caña en etanol han establecido una gran plataforma de inicio para estudiar otros tipos de materiales, como el raquis de palma africana; sin perder de vista que la efectividad del pretratamiento depende en gran medida de las características de dicho material.

La aplicación de pretratamientos al raquis de palma para su posterior conversión en etanol ha sido reportada recientemente. Umi *et al.* [14] sometieron el raquis de palma a un pretratamiento con vapor a 0,28 MPa, 140°C y diferentes tiempos de operación (15, 30 , 45 y 60 minutos), obteniendo como resultado grandes alteraciones de la morfología del material, las cuales permitieron mejorar la digestibilidad enzimática de la celulosa encapsulada. Por su parte, Chiesa *et al*. [15] desarrollaron un análisis comparativo de dos pretratamientos químicos, ácido sulfúrico diluido e hidróxido de sodio diluido. Los resultados del estudio marcan que el raquis sometido al pretratamiento con ácido sulfúrico diluido al 1,51% (v/v), 161°C y 9,44 minutos, alcanza las condiciones óptimas de conversión de azúcares; mientras el pretratamiento alcalino presenta un desempeño muy limitado, situación atribuida por los autores al alto contenido de lignina del raquis. En el estudio realizado por Aisyah *et al*. [16] se presenta una combinación de pretratamientos físicos y químicos, en el cual el raquis fue tratado con vapor saturado, a 180°C durante 30 minutos, adicionando hidróxido de sodio y oxido de

calcio. La hidrólisis enzimática del pretratamiento térmico presentó la más alta concentración de azúcares (0,67g/L), mientras el pretratamiento térmico con adición de NaOH y CaO presentó la más baja concentración (0,45g/L).

En este capítulo se plantean y analizan tres procesos de producción de bioetanol a partir de raquis de palma. Los procesos fueron seleccionados teniendo en cuenta la información reportada en la literatura, relacionada con rendimientos y posibilidades de producción industrial. Los tres procesos mantienen un alto grado de similitud, ya que la diferencia más significativa se presenta en los pretratamientos evaluados: pretratamiento ácido/base, pretratamiento con organosolv y pretratamiento con explosión de vapor. Las etapas posteriores a cada pretratamiento se mantuvieron similares en los tres procesos.

3.2 Descripción de las simulaciones

Las simulaciones de los tres procesos de producción de etanol: (i) pretratamiento secuencial ácido/base, (ii) pretratamiento de organosolv, y (iii) pretratamiento con explosión de vapor fueron llevadas a cabo en el software de procesos Aspen HYSYS®. Los tres procesos fueron simulados en estado estacionario. La mayoría de los compuestos utilizados en los procesos no se encontraron disponibles en la base de datos del software; por esta razón, fue necesario incluirlos como compuestos hipotéticos a partir de información reportada en la literatura, relacionada principalmente con sus respectivos pesos moleculares, temperatura de ebullición, densidad, entre otros. Los azúcares simples, como la glucosa y la xilosa, se introdujeron como compuestos líquidos, mientras los polisacáridos complejos fueron ingresados como compuestos sólidos. La Tabla 3.1 muestra la fórmula reducida de los compuestos hipotéticos y el estado de agregación utilizado.

El modelo termodinámico utilizado para la fase líquida fue Extended NRTL (Non-Randoms Two Liquids) debido a que es apropiado para modelar el comportamiento de la mezcla etanol-agua [4]. Para la fase vapor, se utilizó la

ecuación de Redlich Kwong, por ser un modificación de la ecuación de Van der Waals para describir con mayor certeza el comportamiento de los gases [17].

Tabla 2.5. Compuestos hipotéticos utilizados para las simulaciones

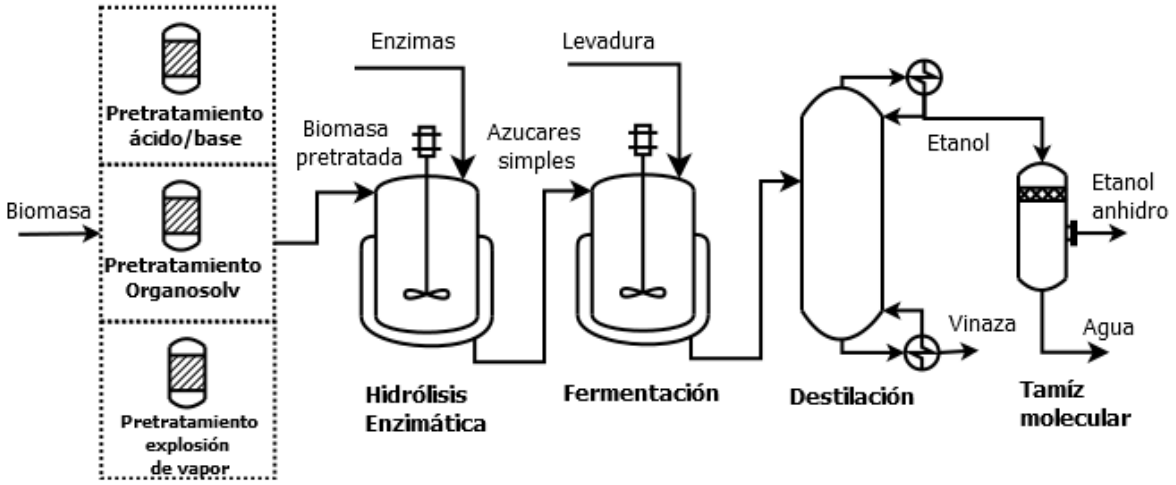
Compuestos	Fórmula	Estado
Celulosa	$C_6H_{10}O_5$	Sólido
Hemicelulosa	$C_5H_8O_4$	Sólido
Lignina	$C_{10}H_{18}O_3$	Sólido
Cenizas	$C_{0,5}HO_{0,5}$	Sólido
Glucosa	$C_6H_{12}O_6$	Líquido
Xilosa	$C_5H_{10}O_5$	Líquido
Celulasa	$CH_{1,57}N_{0,29}O_{0,31}S_{0,007}$	Sólido
Levadura (*S. Cerevisiae, M. Indicus*)	$C_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$	Sólido
Cal	$Ca\ (OH)_2$	Sólido
Yeso	$Ca\ SO_4$	Sólido

Fuente: NREL Database [17].

3.2.1 Etapas del proceso

Cada uno de los tres procesos se dividió en cuatro etapas principales: Pretratamiento, Hidrólisis enzimática, fermentación y purificación. La diferencia sustancial entre los procesos analizados se encuentra en la etapa de pretratamiento, la cual condiciona los flujos y conversiones en las etapas posteriores. La Figura 3.1 muestra el diagrama general y las etapas principales de cada uno de los procesos bajo estudio. Los tres procesos fueron diseñados para manejar un flujo de raquis seco de 2239,59 kg/h. El raquis de palma fue ingresado como una mezcla del 15,47% de celulosa, 11,73% de hemicelulosa, 7,14% de lignina, 0,67 % de cenizas y 65% de humedad [4].

Figura 2.8 Diagrama general del proceso de producción de etanol a partir de biomasa



3.2.1.1 Pretratamientos

Los pretratamientos bajo estudio (ácido/base, explosión de vapor y organosolv) fueron seleccionados debido a que reportan altos rendimientos y pueden ser aplicados a una amplia variedad de materiales lignocelulósicos [18, 19]. En la simulación de los pretratamientos se utilizaron reactores de conversión, teniendo en cuenta las reacciones que se muestran en las ecuaciones 3.1- 3.4 [17]:

$$\underset{(Celulosa)}{C_6H_{10}O_5} + H_2O \rightarrow \underset{(Glucosa)}{C_6H_{12}O_6} \tag{3.1}$$

$$\underset{(Hemicelulosa)}{C_5H_8O_4} + H_2O \rightarrow \underset{(Xilosa)}{C_5H_{10}O_5} \tag{3.2}$$

$$Lignina_{(s)} \rightarrow Lignina_{(l)} \tag{3.3}$$

$$\underset{(Hemicelulosa)}{C_5H_8O_4} \rightarrow 2\,H_2O + \underset{(Furfural)}{C_5H_4O_2} \tag{3.4}$$

3.2.1.1.1 Pretratamiento ácido/base

En la simulación la biomasa seca fue tratada con una solución de ácido sulfúrico al 1% (v/v), la cual fue calentada a una temperatura de 121 °C durante una hora. La razón másica sólido/líquido utilizada fue de 1/9 [20]. El pretratamiento con ácido diluido tuvo como objetivo principal permitir la transformación de hemicelulosa a

xilosa a partir de la Ecuación 3.2, en la cual se obtuvo una conversión del 83% [20]. La Tabla 3.2 muestra las conversiones utilizadas para el montaje del pretratamiento secuencial ácido/base. Luego del pretratamiento ácido, el material resultante fue llevado a un taque de purga y la biomasa pretratada fue lavada con agua con el fin de reducir la concentración del catalizador (ácido). Luego, la fase líquida fue separada de la fase sólida. La fase sólida, compuesta principalmente por los componentes sin reaccionar, fue enviada al segundo pretratamiento, mientras que la fase líquida, con contenido de xilosa, fue enviada a un reactor de neutralización, donde su contenido de ácido sulfúrico fue neutralizado con cal. El $CaSO_4$, insoluble en agua, fue separado de la solución y el resto de la corriente líquida fue enviada al reactor de fermentación de xilosas (C_5). La corriente sólida proveniente del lavado fue enviada al pretratamiento alcalino, en el cual se utilizó una solución de NaOH al 40% (peso) a 25°C durante 4 horas. La razón másica sólido/líquido durante este pretratamiento fue 1/4 [20, 21]. El objetivo de este pretratamiento fue la deslignificación, gracias a la solubilidad de la lignina con el hidróxido de sodio a 25°C y 101,3 kPa [21].

Tabla 2.6 Conversiones para el pretratamiento ácido/base

Compuesto	**Conversión (%)**	
	Ácido	**Base**
Celulosa	6,8	11,60
Hemicelulosa (a xilosa)	83	-
Deslignificación	19.8	55,84
Hemicelulosa (a furfural)	3	-

Fuente: Kim et al. [20]

Posteriormente, el material pretratado fue enviado a una etapa de neutralización, en la cual se utilizó ácido sulfúrico al 98% (peso) para neutralizar el NaOH, y de esta manera precipitar la lignina que se encontraba dispersa en el medio acuoso.

3.2.1.1.2 Pretratamiento con organosolv

La biomasa seca fue llevada a las condiciones de operación en el reactor de conversión (160 °C, 1500 kPa) y mezclada con una solución etanol/agua en una razón volumétrica de 65/35 utilizando como catalizador ácido sulfúrico al 2% (w/w).

La razón másica sólido/líquido fue 1/8 [22, 23]. La mezcla pretratada fue calentada con el fin de recuperar el 90% de los solventes orgánicos y reciclarlos inmediatamente al reactor de pretratamiento y de esta manera reducir los requerimientos de insumos. El contenido de ácido sulfúrico en la corriente líquida requirió la neutralización con cal (al 40% en peso) y luego de retirar las sales, la corriente fue enviada de la etapa de fermentación de C_5. La Tabla 3.3 muestra las conversiones utilizadas para el montaje del pretratamiento con organosolv.

Tabla 2.7 Conversiones para el pretratamiento con organosolv

Compuesto	**Conversión (%)**
Celulosa	35
Hemicelulosa (a xilosa)	86
Deslignificación	81
Hemicelulosa (a furfural)	0,09

Fuente: [24].

3.2.1.1.3 Explosión de vapor

El raquis seco fue tratado con vapor saturado a alta presión, alcanzando condiciones de operación de 210 °C y 2030 kPa. Luego, la presión fue reducida rápidamente a 101,3 kPa. La razón másica sólido/líquido fue 1:6,5 [23]. Posteriormente se realizó una filtración de material pretratado y la corriente líquida fue enviada directamente a la fermentación de C_5. La corriente sólida fue enviada al reactor de hidrólisis enzimática. El objetivo principal de este pretratamiento fue la hidrólisis de la hemicelulosa a xilosa. La Tabla 3.4 muestras las conversiones para el montaje de pretratamiento.

Tabla 2.8 Conversiones para el pretratamiento de explosión de vapor

Compuesto	**Conversión (%)**
Celulosa	8
Hemicelulosa (a xilosa)	96
Deslignificación	2
Hemicelulosa (a Furfural)	2

Fuente: [23].

3.2.1.2. Hidrólisis enzimática

El material sólido pretratado en cada proceso fue enviado a la etapa de hidrólisis enzimática. En los tres procesos la hidrólisis fue llevada a cabo mediante enzimas celulasas durante 48 horas, las cuales atacan específicamente la celulosa para obtener glucosa y en un reactor específico para este tratamiento (Separated Hydrolysis and Fermentation, SHF). Según Erdei *et al.* [25], la SHF presenta dos grandes ventajas, la primera se fundamenta en que la temperatura óptima de operación es independiente en cada etapa y la segunda en que los microorganismos pueden ser reciclados después de la etapa de fermentación. La Tabla 3.5 muestra las condiciones de operación de la hidrólisis enzimática después de cada pretratamiento.

Tabla 2.9 Condiciones de operación de hidrólisis enzimática para las rutas seleccionadas.

Pretratamiento	Carga enzimas (PFU/g biomasa)	Conversión (%)	T(°C)
Ácido/base	50	99	42
Organosolv	15	85	40
Explosión de vapor	85,32	37,76	50

Fuente: [21, 23, 24]

3.2.1.3 Fermentación

En todos los procesos se manejaron dos tipos de fermentaciones; la primera se enfocó en la fermentación de los azúcares C_5 (xilosa) de la corrientes líquidas resultantes después del pretratamiento, usando la cepa *M. Indicus.* La segunda fermentación se enfocó en la conversión de glucosa (C_6) proveniente de la hidrólisis enzimática. Para la fermentación de la glucosa se utilizó *S. Cerevisiae* [26]. El tiempo de residencia fue de 72 horas en todos los casos [11, 27]. Las Ecuaciones 3.5 y 3.6 muestran las reacciones de fermentación.

$$\underset{(Glucosa)}{C_6H_{12}O_6} \rightarrow \underset{(Etanol)}{2\,C_2H_6O} + 2\,CO_2 \tag{3.5}$$

$$\underset{(Xilosa)}{3\,C_5H_{10}O_5} \rightarrow \underset{(Etanol)}{5\,C_2H_6O} + 5\,CO_2 \tag{3.6}$$

Las condiciones de operación y las conversiones utilizadas en cada fermentador se enlistan en la Tabla 3.6.

Tabla 2.10 Condiciones de operación de fermentación para las rutas seleccionadas.

Etapa	**Conversión (%)**		**T(°C)**
	Glucosa	**Xilosa**	
Fermentador C_5	30	83,3	37
Fermentador C_6	98	12	32

Fuente: [26, 28]

La investigación sobre los efectos del rendimiento del etanol a partir de la concentración de inóculos fue llevada a cabo por Chen *et al.* [24], donde demuestran que la fuente de carbón contenida en la glucosa es suficiente para proveer los nutrientes al microorganismo en el proceso de fermentación. Por esta razón, se supuso que no se requerían añadir fuentes de carbono adicionales que además aumentan los costos de materia prima.

De cada fermentador resultan dos corrientes de salida; una corriente gaseosa, formada principalmente por CO_2; y una corriente líquida, compuesta por etanol, agua, compuestos sin reaccionar y CO_2 disuelto. El 98,7% del CO_2 producido en cada fermentador es retirado en las corrientes gaseosas. Las corrientes líquidas fueron mezcladas y enviadas a la etapa de separación y purificación.

3.2.1.4 Purificación

En esta etapa se planteó la utilización de diferentes equipos para la obtención de etanol con un alto grado de pureza. En primer lugar la corriente líquida, rica en etanol y agua, fue enviada a una primera torre de destilación, cuyo primer objetivo fue concentrar el etanol en un intervalo de 40-60% (peso). El segundo objetivo de la primera torre fue despojar por venteo el CO_2 disuelto [27, 29], el cual corresponde a un valor ligeramente inferior al 2% (en peso) de la corriente de entrada. En la Tabla 3.7 se encuentran las especificaciones de operación para el montaje de la primera torre en las tres simulaciones.

Tabla 2.11 Especificaciones de operación para el montaje de la primera torre

Especificaciones	Ácido/base	Organosolv	Explosión de vapor
Plato de alimentación	10	10	8
Número de platos	12	12	12
Relación de reflujo	2	1,5	1,7
Fracción másica etanol en el tope	0,39	0,42	0,40
Temperatura salida condensador (°C)	39	35,1	46,7
Temperatura de salida rehervidor (°C)	100,1	100,2	100,1

Luego, el destilado de la primera torre fue enviado a una segunda torre de destilación donde el destilado (etanol) alcanzó un 94% (peso) de pureza. Las especificaciones de operación para el montaje de la segunda torre en las tres rutas se enlistan en la Tabla 3.8.

Tabla 2.12 Especificaciones de operación para el montaje de la segunda torre

Especificaciones	Ácido/base	Organosolv	Explosión de vapor
Plato de alimentación	12	12	13
Número de platos	15	17	15
Relación de reflujo	3,5	4	4
Fracción másica etanol en el tope	0,93	0,94	0,93
Temperatura salida condensador (°C)	59,65	50,72	50,80
Temperatura de salida del rehervidor (°C)	99,75	99,78	99,51

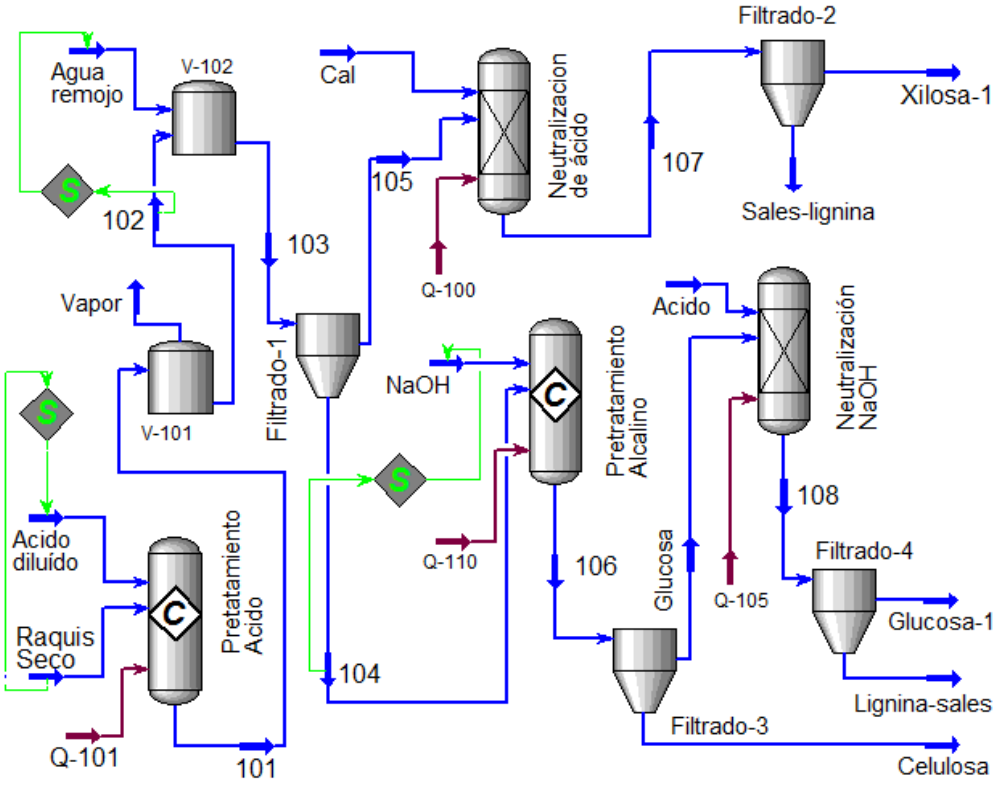
Finalmente, el destilado, producto de la segunda torre, fue bombeado a un intercambiador de calor hasta alcanzar los 167 °C, y enviado a un sistema de deshidratación por tamices moleculares, el cual permite alcanzar una concentración de etanol anhidro del 99.5% en peso [29]. Diferentes autores reportan que la utilización de tamices moleculares presenta una muy buena relación costo/desempeño debido a que requiere la menor cantidad de energía comparada con otras tecnologías de deshidratación [19, 30, 31]. El equipo de

tamices moleculares fue representado en la simulación por un equipo de separación de componentes.

3.3. Resultados

De acuerdo a los resultados obtenidos, con el pretratamiento ácido/base se obtuvo la mayor producción de etanol, 721,16 kg/h, equivalente a un rendimiento del 0,32 kg de etanol/kg de biomasa seca. En orden decreciente, el pretratamiento con organosolv alcanzó un rendimiento de 0,27 kg de etanol/kg de biomasa, lo cual corresponde a un flujo de etanol de 609,14kg/h. Por último, el tratamiento con explosión de vapor, con 0,21 kg de etanol/kg de biomasa obtuvo el menor rendimiento másico (484,7 kg/h). Las diferencias en los rendimientos se pueden explicar debido a los diferentes porcentajes de conversión de cada una de las etapas que conforman cada proceso, especialmente las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática, y en menor medida a las diferencias en las etapas de separación.

Figura 2.9 Simulación del pretratamiento secuencial ácido/base



Ver el diagrama completo del proceso en el Anexo C 3.1

Tabla 2.13 principales corrientes del pretratamiento secuencial ácido/base (Figura 3.2)

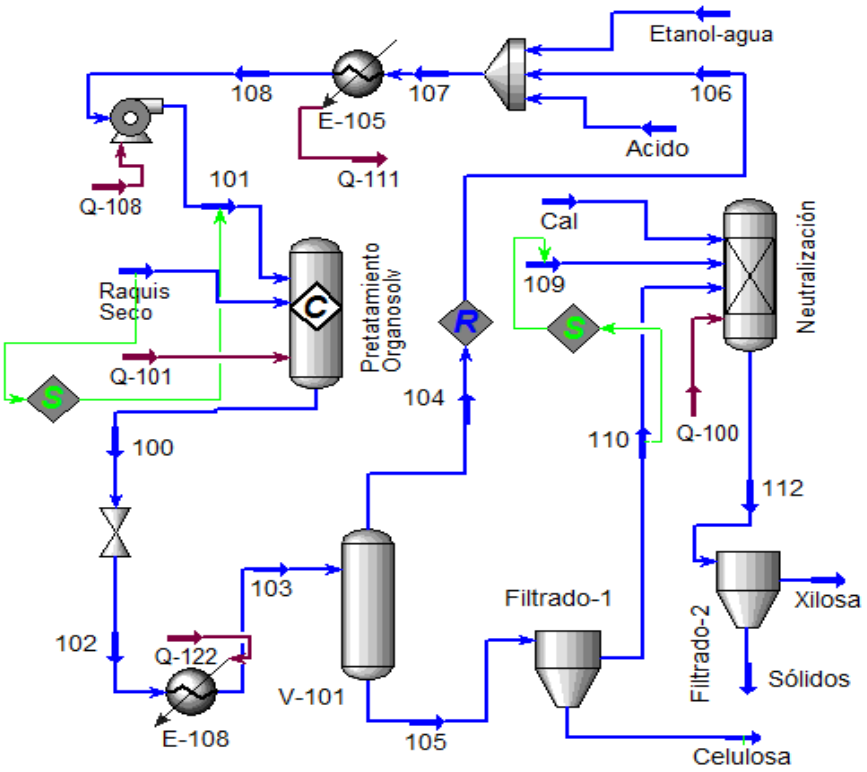
Propiedad	Ácido diluido	Raquis seco	NaOH	Xilosa-1	Glucosa-1	Celulosa
Temperatura (°C)	25	100	25	80	35	25
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Flujo (kg/h)	20160	2239,6	5951,3	4927,4	4808	1110,2
Composiciones másicas						
H_2O	0,98	0,08	0,60	0,86	0,98	0,00
Xilosa	0,00	0,00	0,00	0,13	0,00	0,00
Glucosa	0,00	0,00	0,00	0,01	0,02	0,00
Celulosa	0,00	0,40	0,00	0,00	0,00	0,66
Hemicelulosa	0,00	0,30	0,00	0,00	0,00	0,10
Lignina sólida	0,00	0,20	0,00	0,00	0,00	0,20
Cenizas	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,03
H_2SO_4	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Lignina líquida	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NaOH	0,00	0,00	0,40	0,00	0,00	0,00

El Anexo C3.1 muestra la totalidad de las corrientes del proceso ácido/base.

Los tres pretratamientos cumplen con su objetivo principal, hidrolizar la mayor cantidad de hemicelulosa presente en la biomasa. En todos los casos esta conversión supera el 80%. Sin embargo, la hidrólisis de celulosa y la deslignificación tienen un papel determinante en el rendimiento de los procesos. Con el pretratamiento ácido/base (Figura 3.2, Tabla 3.9) se obtuvo el mayor rendimiento debido a que también se conjugan una baja conversión de celulosa y una alta deslignifiacion de la biomasa. La alta deslignificación de la biomasa favorece la completa digestabilidad de la celulosa, mientras una baja conversión de celulosa implica una reducción en el flujo de glucosa que ingresa al fermentador de C_5, donde solo el 30% de las hexosas son convertidas a etanol. La conversión de celulosa en el pretratamiento con organosolv (Figura 3.3, Tabla 3.10) es la más alta de los tres procesos, lo cual conlleva a que ingrese un flujo de glucosa cinco veces mayor al fermentador de C_5 y se presente una disminución del 22% de la celulosa que ingresa a la etapa de hidrólisis enzimática al comparase con el pretratamiento ácido/base. Por último, con el pretratamiento de explosión de vapor (Figura 3.4, Tabla 3.11) existe una conversión casi completa de la hemicelulosa pero el 2% de deslignificación solo permite obtener 345,5 kg/h

de glucosa sobe un valor máximo de 914,8 kg/h que podrían producirse en la etapa de hidrólisis enzimática.

Figura 2.10 Simulación del pretratamiento con organosolv



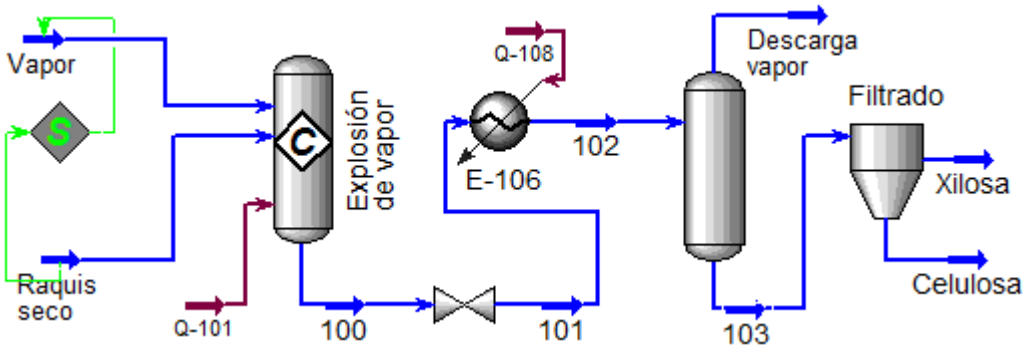
Ver el diagrama completo en el Anexo C3.2

Tabla 2.14 Principales corrientes del pretratamiento con organosolv (Figura 3.3)

Propiedad	Raquis seco	Ácido	Etanol-agua	Xilosa	Celulosa
Temperatura (°C)	100	25	25	45	94
Presión (kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Flujo (kg/h)	2239,6	204,7	1058,6	5846,6	834,6
Composiciones másicas					
Etanol	0,00	0,00	0,35	0,06	0,00
H_2O	0,08	0,00	0,65	0,76	0,00
Xilosa	0,00	0,00	0,00	0,11	0,00
Glucosa	0,00	0,00	0,00	0,06	0,00
Celulosa	0,40	0,00	0,00	0,00	0,70
Hemicelulosa	0,30	0,00	0,00	0,00	0,11
Lignina sólida	0,20	0,00	0,00	0,00	0,14
Cenizas	0,02	0,00	0,00	0,00	0,05
H_2SO_4	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00

El Anexo C3.2 muestra la totalidad de las corrientes del proceso organosolv

Figura 2.11 Pretratamiento con explosión de vapor



Ver el diagrama completo en el Anexo C3.3

Tabla 2.15 Principales corrientes del pretratamiento con explosión de vapor (Figura 3.4)

Propiedad	Raquis seco	Vapor	Xilosa	Celulosa
Temperatura (°C)	100	210	100	100
Presión (kPa)	2030	2030	101,3	101,3
Flujo (kg/h)	2239,6	15500,5	6097,7	1503,4
Composiciones másicas				
H_2O	0,08	1,00	0,87	0,00
CO_2	0,00	0,00	0,00	0,00
Xilosa	0,00	0,00	0,12	0,00
Glucosa	0,00	0,00	0,01	0,00
Celulosa	0,40	0,00	0,00	0,55
Hemicelulosa	0,30	0,00	0,00	0,02
Lignina sólida	0,20	0,00	0,00	0,41
Cenizas	0,02	0,00	0,00	0,03

El Anexo C3.3 muestra la totalidad de las corrientes del proceso.

Los rendimientos másicos obtenidos mantienen un mismo orden de magnitud con los obtenidos por otros autores (Tabla 3.12). Particularmente, en el trabajo presentado por Piarpuzan *et al*. [4] se desarrolla una simulación del proceso de producción de etanol a partir de raquis de palma, pero se utiliza un pretratamiento a base de NaOH, obteniendo 0,131 kg de etanol/kg de biomasa, uno de los menores valores mostrados en la Tabla 3.12. Esta situación se debe principalmente a que Piarpuzan *et al*. [4] no tuvieron en cuenta la fermentación de los azúcares C_5 y además, que la literatura reporta que el alto contenido de lignina presente en el raquis requeriría de altas concentraciones de álcalis, lo cual a su

vez podría ser contraproducente por la presencia de inhibidores en las etapas de hidrólisis enzimática y fermentación.

Tabla 2.16 Rendimientos de etanol/biomasa reportados en la literatura

Materia prima	Pretratamiento	Rendimiento	Referencia
Raquis de palma	Ácido/base	0,32	Autor
	Organosolv	0,27	Autor
	Explosión de vapor	0,21	Autor
Bagazo de caña	Ácido diluido	0,354	Ojeda *et al.* [17, 18].
	Organosolv	0,356	Ojeda *et al.* [17, 18].
	Explosión de vapor	0,333	Ojeda *et al.* [17, 18].
Raquis de palma	Base (NaOH)	0,131	Piarpuzan *et al.* [4]
Residuos de olivo	Impregnación con H_2SO_4 (1%)/Explosión de vapor	0,156	Cara *et al.* [32]
Raquis de palma	Ácido diluido	0,247	Quintero *et al.* [33]
Residuos de café	Ácido diluido	0,241	Quintero *et al.* [33]
Bagazo de caña	Ácido diluido	0,235	Quintero *et al.* [33]
Cascarilla de arroz	Ácido diluido	0,197	Quintero *et al.* [33]

A cada uno de los procesos simulados ingresan 894, 97 kg/h de celulosa y 678,6 kg/h de hemicelulosa, con los cuales la producción teórica (máximo estequiométrico) de etanol se calcula en 902,97 kg/h. El 56,32% de este flujo resulta de la hidrólisis de las hexosas y el 43,68% a la hidrólisis de las pentosas. De esta manera, con respecto al máximo teórico, el proceso ácido/base alcanza un rendimiento del 79,86% mientras los procesos de organosolv y explosión presentan rendimientos del 67,45% y 53,68%, respectivamente.

A partir de los diseños conceptuales planteados se puede apreciar que el pretratamiento secuencial ácido/base requiere de un mayor número de equipos que los otros dos pretratamientos. Además, también requiere la utilización de compuestos químicos con alto grado de corrosión, aunque se lleva a cabo a bajas condiciones de presión. En contraste, los pretratamientos de explosión de vapor y

organosolv requieren un menor número de equipos pero se operan en condiciones más altas de temperatura y presión.

Cada uno de los procesos bajo estudio consume grandes cantidades de agua y genera residuos proporcionales al consumo de la misma. Las relaciones solido/liquido del pretratamiento y la concentración de los compuestos químicos y biológicos determinan en el consumo de agua de cada proceso. El proceso con el pretratamiento ácido/base consume 12,3 kg/h de agua por cada kilogramo de biomasa seca que ingresa al proceso. El 99,2% del agua que es utilizada en el proceso ingresa en los equipos del pretratamiento. Las relaciones másicas agua/biomasa son significativamente menores en los procesos con explosión de vapor y organosolv, cuyos valores son 8,8 y 2,9, respectivamente. Los porcentajes de consumo de agua en el pretratamiento con relación al proceso global son 68,7% para el organosolv y 78,6 para la explosión de vapor.

3.4. Conclusiones

Se desarrollaron tres simulaciones de procesos productivos de bioetanol a partir de raquis de palma, variando principalmente la etapa de pretratamiento. Las simulaciones se diseñaron para tratar 2239,59 kg/h de raquis de palma. Los procesos planteados son viables técnicamente, y alcanzan rendimientos entre 0,21- 0,32 kg de etanol/ kg de raquis seco. El proceso de producción de etanol con el pretratamiento secuencial ácido/base alcanzó el mayor rendimiento (0,32 kg etanol/kg biomasa seca). El pretratamiento con explosión de vapor fue el proceso con el menor rendimiento (0,21 kg de etanol/kg biomasa seca).

Cada una de las etapas que conforman los procesos simulados son de gran importancia dentro de los mismo; sin embargo, la etapa de pretratamiento es la de mayor trascendencia, ya que determina las conversiones de los componentes presentes en la materia prima en las etapas posteriores. Los pretratamientos que involucran compuestos químicos como el H_2SO_4, NaOH y etanol tienen un efecto positivo en el tratamiento de la biomasa, dado que atacan no solo a la hemicelulosa presente en el raquis, sino que también producen una deslignificacion significativa del mismo, lo cual se traduce en un aumento de los

rendimientos de los procesos. Es inevitable la utilización de compuestos químicos de naturaleza cáustica si se busca una máxima utilización de los principales componentes de la materia prima, especialmente la celulosa.

Dada la composición del raquis de palma, donde la hemicelulosa y celulosa son la principal fuente de azúcares, los diseños conceptuales planteados muestran que el tratamiento de las pentosas es una forma efectiva de aumentar el rendimiento de los procesos de producción de etanol. El tratamiento simultáneo de las hexosas y pentosas podría incrementar los rendimientos de los procesos bajo estudio a valores de 0,4 kg de etanol/kg de biomasa.

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos es posible plantear la posibilidad de tratar la biomasa con un pretratamiento secuencial de explosión de vapor/NaOH, ya que el primero tendría un efecto alto de degradación de la hemicelulosa, mientras el agente alcalino podría deslignificar la matriz lignocelulósica, dejando expuesta la celulosa para su posterior hidrólisis enzimática. No obstante, se hace necesario desarrollar pruebas experimentalmente para determinar las posibilidades de este tipo de pretratamiento.

3.5. Referencias

[1] Nordberg, A. et al., «Energy balance and global warming potential of biogas-based fuels from a life cycle perspective,» *Fuel Processing Technology,* vol. 132, pp. 74-82, 2015.

[2] Janssen, R., Rutz, D.D., «Sustainability of biofuels in Latin America: Risks and opportunities,» *Energy Policy,* vol. 39, pp. 5717-5725, 2011.

[3] Madani, K., Hadian, S., «A system of systems approach to energy sustainability assessment: Are all renewables really green?,» *Ecological Indicators,* vol. 52, pp. 194-206, 2015.

[4] Piarpuzan, D., Cardona, C., Quintero J.A., «Empty fruit bunches from oil palm as a potential raw material for fuel ethanol production,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 35, pp. 1130-1137, 2011.

[5] Castiblanco, C., Etter, A. Ramirez, A., «Impacts of oil palm expansion in Colombia: What do socioeconomic indicators show?,» *Land Use Policy,* vol. 44, pp. 31-43, 2015.

[6] «Fedebiocombustibles,» Cifras informativas del sector biocombustibles, 2012. [En línea]. Available: http://www.fedebiocombustibles.com/v3/estadistica-produccion-titulo-Alcohol_Carburante_(Etanol).htm. [Último acceso: Septiembre 2013].

[7] Briceño, I., Valencia, J., Posso, M., «Potencial de la Palma de Aceite en la Producción de Energías Renovables,» *Palmas,* vol. 36, pp. 43-53, 2014.

[8] Hamzah, F., Idris, A., Shuan, T.K., «Preliminary study on enzymatic hydrolysis of treated oil palm (Elaeis) empty fruit bunches fibre by using combination of cellulose and b1-4 glucosidase,» *Biomass Bionergy,* vol. 35, pp. 1055-1059, 2011.

[9] Unidad de planeación minero energético - UPME. (2003)., «Potencialidades de los cultivos energéticos y residuos agrícolas en Colombia,» Aene consulturia S.A, 2003. [En línea]. Available: http://www.si3ea.gov.co/si3ea/documentos/documentacion/energias_alternativas/potencialidades/biomasa_CULTIVOS%20ENERGETICOS.pdf. [Último acceso: 2012].

[10] Cortínez, V.A., Comparación de pretratamientos en residuos forestales para la producción de bioetanol de segunda generación: Hidrólisis ácida y líquidos

iónicos (Tesis de maestría), Santiago de Chile: Universidad de Chile, 2010.

[11] Hendriks, A.T.W.M, «Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass,» *Bioresource Technology,* vol. 100, pp. 10-18, 2009.

[12] Cardona et al. , «Production of bioethanol from sugarcane bagasse: Status and perspectives,» *Bioresource Technology,* vol. 101, pp. 4754-4766, 2010.

[13] Paulová, L. et al, «Lignocellulosic ethanol: Technology design and its impact on process efficiency,» *Biotechnology Advances,* vol. 33, p. 1091–1107, 2014.

[14] Umi, K. et al., «Effect of steam pretreatment on oil palm empty fruit bunch for the production of sugars,» *Biomass and bioenergy,* vol. 36, pp. 280-288, 2012.

[15] Chiesa, S., Gnansounou, E., «Use of empty fruit bunches from the oil palm for bioethanol production: A thorough comparison between dilute acid and dilute alkali pretreatment,» *Bioresource Technology,* vol. 159, pp. 355-364, 2014.

[16] Aisyah, S. et al., «The effect of alkaline addition in hydrothermal pretreatment of empty fruit bunches on enzymatic hydrolysis efficiencies,» *Procedia Chemistry,* vol. 9, pp. 151-157, 2014.

[17] Wooley, R., Putsche, V., «Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components,» National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-425-20685, Golden, Colorado, 1996.

[18] Ojeda, K., Aplicación de análisis exergético para la evaluación de procesos de producción de bioetanol de segunda generación (Tesis doctoral), Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2011.

[19] Ojeda, K., Avila, J., Kafarov, V., «Evaluation of technological alternatives for process integration of sugarcane bagasse for sustainable biofuels production-Part 1.,» *Chemical Engineering Research and Design,* vol. 89, pp. 370-379, 2011.

[20] Quintero V., Evaluación del potencial de producción de etanol combustible a partir de biomasa secundaria disponible en la agroindustria azucarera colombiana (Tesis de maestría), Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2009.

[21] Kim,S. et al., «Sequential acid-/alkali-pretreatment of empty palm fruit bunch fiber,» *Bioresource Technology,* vol. 109, pp. 229-233, 2012.

[22] Kim, S., Kim, C.H., «Bioethanol production using the sequential acid/alkali-pretreated empty palm fruit bunch fiber,» *Renewable energy,* vol. 54, pp. 150-155, 2013.

[23] Goh, C.S. et al., «Evaluation and optimization of organosolv pretreatment using combined severity factors and response surface methodology.,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 35, pp. 4025-4033, 2011.

[24] Baharudin, A.S. et al., «Effect of high-pressure steam treatment on enzymatic saccharification of oil palm empty fruit bunches.,» *Bioresource Technology,* vol. 7, pp. 3525-3538, 2012.

[25] Chen, C.K, Hagar, H.H, Ismail, K.S.K., «Production of bioethanol from oil palm empty fruit bunch. , June 9-12. Perlins,» de *Proceedings of the 1st International Conference on Sustainable Materials*, Perlins, 2007.

[26] Erdei, B. et al., «Separate hydrolysis and co-fermentation for improved xylose utilization in integrated ethanol production from wheat meal and wheat straw.,» *Biotechnology for Biofuels,* vol. 5, pp. 1-12, 2012.

[27] Chen, H., Qiu, W., «Key technologies for bioethanol production form lignocellulose,» *Biotechnology Advances,* vol. 28, pp. 556-562, 2010.

[28] Aden, A. et al., «Lignocellulosic biomass to ethanol process desing and economics utilizing co-current diluted acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis for corn stover,» National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-510-32438, Golden, Colorado, 2002.

[29] Dien et al., «Bacteria engineered for fuel ethanol production : current status,» *Applied Microbiology and Biotechnology,* vol. 63, pp. 258- 266, 2003.

[30] Kabir-Kazi, F., et al., «Techno-economic analysis of biochemical scenarios for production of cellulosic ethanol,» National Renewable Energy Laboratory, Technical report NREL/TP-6A2-46588, Golden, Colorado, 2010.

[31] Quintero, J. A., Montoya, M. I., Sánchez, Ó. J., & Cardona, C. A., «Evaluation of fuel ethanol dehydration through process simulation.,» *Facultad de Ciencias Agropecuarias,* vol. 5, nº 2, 2007.

[32] Simo, M., Brown, C., & Hlavacek, V., « Simulation of pressure swing adsorption in fuel ethanol production process.,» *Computers and chemical*

engineering, vol. 32, pp. 1635-1649, 2008.

[33] Jeong et al., «Production of dehydrated fuel ethanol by pressure swing adsorption process in the pilot plant.,» *Korean Journal of Chemical Engineering,* vol. 26, pp. 1308-1312., 2009.

[34] Cara et al., «Production of fuel ethanol from steam-explosion pretreated olive tree pruning,» *Fuel,* vol. 87, pp. 692-700, 2008.

[35] Quintero, J.A., Moncada, J., Cardona, C.A., «Techno-economic analysis of bioethanol production from lignocellulosic residues in Colombia: A process simulation approach,» *Bioresource Technology,* vol. 139, pp. 300-307, 2013.

4. ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO

4.1. Introducción

El desarrollo de procesos productivos que utilicen eficazmente los recursos energéticos, renovables y no renovables, siempre ha generado gran interés, primero como una forma de prolongar su uso y reducir costos; y luego como una ruta para reducir el impacto ambiental que conlleva su utilización [1]. La búsqueda de procesos productivos eficientes ha encontrado un gran soporte en los principios fundamentales de la termodinámica, especialmente en la segunda ley, a través del concepto de exergía [2, 3]. La exergía mide la calidad de la energía [4, 5]. Su análisis permite evaluar y comparar alternativas de producción con un alto grado de objetividad, determinando que tan cerca de la idealidad se encuentra un sistema, identificando las etapas donde ocurren desaprovechamientos de energías y sus posibles causas [6, 7, 8].

Los fundamentos de la exergía fueron establecidos en la década de los sesenta, como un desarrollo integrado de los principios de la termodinámica a sistemas industriales reales. En 1968, Koot [9] hizo un estudio sobre las perdidas exergéticas en un evaporador flash donde concluye que estas son debidas a las irreversibilidades de la expansión isoentálpica de este proceso. En 1971, Bodvarsson *et al*. [10] determinaron el máximo la exergía de aguas termales. Desde entonces, muchos otros investigadores hicieron uso de la exergía, Thirumaleshwar en 1979 [11], Kotas en 1980 [12], Diab en 1992 [5] y Besta *et al*. en 1993 [13], entre otros. El concepto ha sido aplicado en diferentes áreas de la industria, como la petroquímica, papel, acero, redes eléctricas, etc., lo cual demuestra su versatilidad [14]. En algunos países, principalmente industrializados, el análisis de exergía hace parte de los estudios que se deben realizar y presentar como requisito para la adjudicación de un proyecto licitatorio, situación que direcciona a este tipo de estudio como una política de carácter gubernamental [15].

Diferentes autores plantean el análisis de exergía como un estudio de tipo ambiental [16]. Dincer *et al*. [6] mencionan que la exergía en los desechos y sin restricciones, tiene el potencial de impacto sobre el ambiente. Su propuesta se basa en el hecho de que hay un desequilibrio entre los elementos de las emisiones y los elementos en el ambiente. Hepbasli *et al*. [17] consideran que la inclusión de la exergía en una análisis de proceso direcciona mejor la estrategias de impacto sobre el medio ambiente y permite alcanzar una eficiente utilización de los recursos. En este mismo sentido, Schaumann [18] afirma que la exergía puede proveer la base para una medición efectiva del potencial de impacto de una sustancia sobre el medio ambiente. Dándole este carácter ambiental a la exergía, surgió la metodología del análisis de ciclo de vida exergético (LCExA, por sus siglas en inglés), que consiste en tener en cuentas diferentes etapas de la cadena productiva [6].

A partir del año 2000, con la entrada del nuevo siglo, las investigaciones relacionadas con el concepto de exergía tuvieron un crecimiento drástico. Coincidencialmente, alrededor de ese mismo año, comenzó la masificación y el auge de las energías renovables. Sin lugar a dudas, los estudios que evalúan el desempeño de procesos tradicionales para la generación de energía se han seguido desarrollando [19, 20, 21], pero las energías renovables engrosaron la línea de investigación en exergía [22]. Por ejemplo, innumerables estudios exergéticos han sido desarrollados para darle el mejor uso a uno de los recursos renovables más abundante del planeta, la biomasa. Ptasinski *et al*. [23] desarrollaron un estudio en el cual expresan la necesidad de realizar análisis exergéticos en los gasificadores de biomasa, debido a su baja eficiencia. Frida *et al*. [24] utilizaron el análisis de exergía para evaluar la eficiencia de la gasificación de biomasa en un lecho fluidizado. Brown *et al*. realizaron una combinación entre análisis de exergía y económico en diferentes sistemas de generación de energía a partir de biomasa. Pellegrini *et al*. [25] emplearon la exergía en el estudio de la gasificación del bagazo de caña.

En relación al uso de la exergía en la producción de biocombustibles, Talens *et al*. [26] han empleado este tipo de análisis a la producción de biodiesel, sugiriendo el análisis de flujos exergéticos como una forma de contabilizar residuos y emisiones, determinar la eficiencia exergética y comparar otras fuentes de energía, usando políticas económicas y ambientales definidas para este tipo de recursos. Por la línea de investigación de etanol a partir de material lignocelulósico, el número de estudios es menor. Ojeda *et al*. [27] desarrollaron un análisis exergético comparativo de diferentes tecnologías para la producción de bioetanol a partir de bagazo de caña de azúcar, haciendo énfasis en los pretratamientos y la etapa de hidrólisis enzimática. En gasificación de biomasa para obtención de biocombustibles, el hidrógeno ha sido el proceso más estudiado. Dincer *et al*. [28] utilizaron la simulación de procesos y el análisis exergético para determinar las irreversibilidades de un proceso de producción de hidrógeno usando la cáscara del fruto de la palma africana. Toonssen *et al*. [29] realizaron un análisis de exergía a diferentes tecnologías de producción de hidrógeno que se encuentran operando en fase piloto en Europa.

Teniendo como base lo antes mencionado, en este capítulo se aplicarán el análisis energético y exergético a los procesos de producción de biocombustibles que fueron simulados en los capítulos anteriores, con el fin de evaluar sus eficiencias energéticas.

4.2. Análisis energético y exergético

4.2.1. Análisis energético.

Para el cálculo de la eficiencia energética de los procesos se utilizó el concepto de relación neta de energía (NER, por sus siglas en inglés), el cual hace referencia a la energía contenida en el producto que se está analizando sobre la energía necesaria para su proceso de producción. El NER es un indicador importante para el análisis de la eficiencia energética de la producción de biocombustibles [30]. Para el cálculo de este índice de sostenibilidad energética (Ecuación 4.1), el numerador corresponde al poder calorífico del biocombustible producido en cada proceso, mientras que en el denominador precisa la suma de la energía requerida

por compresores, secadores, reactores, rehervidores de las torres de destilación, entre otros.

$$NER = \frac{Energía\ del\ biocombustible}{Energía\ consumid\ en\ el\ proceso} \tag{4.1}$$

4.2.2. Análisis exergético.

Para desarrollar el análisis exergético de cada una de las plantas se siguió la metodología propuesta por Ojeda [27]:

4.2.2.1. Especificaciones de los volúmenes de control.

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

4.2.2.2. Ambiente de referencia del sistema.

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

4.2.2.3. Simplificaciones.

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

4.2.2.4. Flujos de masa y energía.

Por medio del software de procesos Aspen Hysys® se obtuvieron los flujos de masa y energía de los diferentes procesos.

4.2.2.5 Balances de exergía y destrucción de exergía.

Por medio del balance de exergía en estado estacionario, Ecuación 4.2 [31], se calculó la magnitud de la destrucción de exergía en cada equipo de los procesos.

$$Ed = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) Q_j - \sum w + \sum \dot{m}_e\, e_e - \sum \dot{m}_s e_s \qquad (4.2)$$

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

La exergía de flujo se calculó como la suma de la exergía física y la exergía química, y se representa por medio de la Ecuación 4.3.

$$e = ef + eq \qquad (4.3)$$

La exergía física, que está asociada a diferencias de presión y temperatura con el estado de referencia [31], fue calculada mediante la Ecuación 4.4.

$$ef = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \qquad (4.4)$$

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

La exergía química, que está asociada a diferencias en la composición, y es el potencial de generar trabajo al pasar de un estado inicial al estado de referencia, por medio de un equilibrio no solo termo-mecánico sino también químico, se puede calcular a través de la Ecuación 4.5.

$$eq_i = \Delta G_{F0} + \sum_i N_i e_i \qquad (4.5)$$

Dónde: ΔG_{F0} es el incremento de la energía libre de Gibbs de formación del compuesto y $\sum_i N_i e_i$ es la sumatoria de las exergías de los elementos que conforman el compuesto multiplicado por su respectivo número de átomos. Para

mezclas, la exergía química es la suma de las exergías químicas de las sustancias que las componen, más la contribución exergética debido a las mezclas de las sustancias en condiciones ideales y se calculó mediante la Ecuación 4.6. En este trabajo, la Ecuación 4 no fue utilizada, en su lugar se utilizaron los valores ya tabulados por Szargut *et al.* [32].

$$e_{q\ mezcla} = \sum_i [y_i eq_i + RT_0 y_i \ln(y_i)] \tag{4.6}$$

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

4.3. Resultados

4.3.1 Relación neta de energía

4.3.1.1 Relación neta de energía en los procesos de producción de biodiesel.

Al realizar el análisis energético de cada uno de los procesos de producción de biodiesel el proceso de transesterificación heterogénea con pretratamiento de esterificación de ácidos grasos alcanzó el mejor desempeño, con un NER de 0,921. Ninguno de los procesos analizados superó la barrera de la unidad en el cálculo de este indicador. Por lo tanto, los procesos bajo estudio se hacen energéticamente insostenibles. La Tabla 4.1 muestra los valores del NER para cada uno de los procesos bajo estudio.

Tabla 2.17. Relación neta de energía de los procesos de producción de biodiesel

Proceso	Consumo energético (MJ/h)	Energía del biocombustible (MJ/h)	NER
Esterificación- T. Heterogénea (ETH1)	2,24E+05	2,06E+05	0,921
Neutralización-T. Heterogénea (NTH1)	2,86E+05	2,53E+05	0,884
Esterificación-T. Homogénea (ETH2)	2,99E+05	2,61E+05	0,875
Neutralización-T. Homogénea (NTH2)	2,98E+05	2,53E+05	0,848

Desde el punto de vista energético, la transesterificación en fase heterogénea presenta un mejor desempeño que la transesterificación homogénea. El uso del

catalizador sólido elimina diferentes etapas dentro del proceso, lo cual conlleva a una menor utilización de materias primas y recursos. Esterificar los ácidos grasos conlleva a un gasto mayor de energía al tener que recuperar el alcohol, pero dicho gasto se ve positivamente compensado con una mayor producción de biodiesel.

Es común calcular el NER sin tener en cuenta el contenido energético del aceite, esto se hace bajo la premisa de que es proveniente de biomasa y no tiene cargas ambientales asociadas. Al realizar el cálculo de esta manera, el biodiesel se hace sostenible, superando por varios puntos el lumbral de la unidad. Calcular un NER sin tener en cuenta el contenido energético del aceite puede ser apropiado, sobre todo cuando el sistema es analizado como cadena de producción, desde la perspectiva de un análisis de ciclo de vida, como se analizará más adelante. La Tabla 4.2 muestra los valores del NER sin tener en cuenta el aceite de palma como flujo de entrada.

Tabla 2.18. NER excluyendo el contenido energético del aceite de entrada a los procesos

Proceso	Consumo energético (MJ/h)	Energía del biocombustible (MJ/h)	NER
Esterificación- T. Heterogénea	2,22E+04	2,06E+05	7,693
Neutralización-T. Heterogénea	2,59E+04	2,53E+05	7,371
Esterificación-T. Homogénea	3,87E+04	2,61E+05	6,754
Neutralización-T. Homogénea	3,84E+04	2,53E+05	6,590

Los valores reportados del NER para los procesos de producción de biodiesel de palma africana en fase homogénea se encuentran en un margen entre 3 - 8, y estos valores dependen de los alcances y los límites de los sistemas bajo estudio en cada publicación [33, 34, 35, 36, 37].

4.3.1.2 Relación neta de energía de los procesos termoquímicos.

Los resultados precisan que el NER es superior a la unidad para la producción de hidrógeno y combustibles Fischer-Tropsch, mientras que la síntesis de metanol alcanza un valor inferior a la unidad. La Tabla 4.3 muestra que el proceso con mejor eficiencia energética es la producción de hidrógeno con un NER calculado en 1,685, seguido de los combustibles Fischer-Tropsch y la síntesis de metanol

con 1,572 y 0,939, respectivamente. Los resultados obtenidos implican que la producción de metanol no tiene ganancia neta de energía mientras que la producción de hidrógeno y combustibles Fischer-Tropsch son procesos sostenibles energéticamente, donde la energía suministrada es reorganizada en compuestos de mayor valor energético.

Tabla 2.19. Relación de energía neta de los procesos termoquímicos

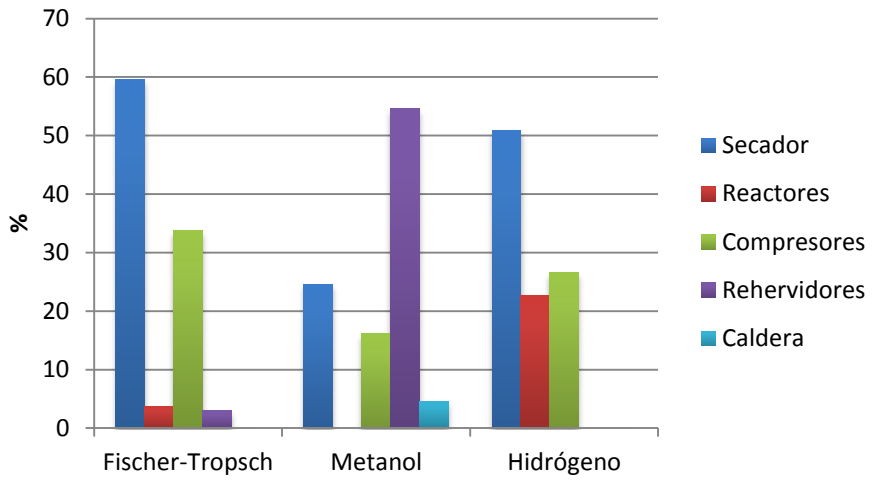
Proceso	Consumo energético (MJ/h)	Energía del biocombustible (MJ/h)	NER
Proceso Fischer-Tropsch	1,71E+04	2,69E+04	1,572
Producción de Hidrógeno	2,01E+04	3,39E+04	1,685
Producción de Metanol	4,15E+04	3,89E+04	0,939

La Tabla 4.3 también muestra que los consumos energéticos totales se encuentran en un mismo orden de magnitud, pero la energía necesaria en la síntesis de metanol duplica la energía requerida de cada uno de los otros dos procesos, mientras que los valores de energía contenida en los productos se encuentra más cercanos entre sí. La síntesis de metanol produce la mayor cantidad de energía pero también es el proceso que más energía requiere. El hidrógeno, que es el compuesto que en menor cantidad se produce, energéticamente es el mejor debido a su alto poder calorífico (120011 kJ/kg), el cual supera 6 veces al metanol y más de dos veces la nafta y el diésel.

La Figura 4.1 muestra los porcentajes de consumo energético por equipos dentro de los respectivos procesos. Es evidente que los equipos de secado presentan los mayores porcentajes de consumo, pero las condiciones de operación de esta etapa fueron idénticas para las tres simulaciones, lo que conllevó a que tengan el mismo requerimiento de energía, 10212,22 MJ/h. Por consiguiente, esta etapa no tiene una incidencia real para fines comparativos de los tres procesos. Los compresores alcanzan valores relativamente similares en la producción de combustibles Fischer-Tropsch e hidrógeno, 5782,04 MJ/h y 5332,14 MJ/h, respectivamente. En la producción de metanol, la energía gastada en los compresores excede de manera significativa los anteriores procesos, con un valor

de 6680,08 MJ/h, la razón se fundamenta en que el volumen de gas de síntesis a comprimir en la producción de metanol es mayor, además la presión requerida para la síntesis de hidrógeno es menor a la presión requerida para la síntesis de metanol.

Figura 2.12 Porcentaje de consumo energético en cada proceso



Sin lugar a dudas, los equipos que determinan la eficiencia energética de los procesos son los rehervidores de las torres de destilación. En la producción de metanol fueron necesarias dos torres de destilación, cuyos sistemas de calentamiento requirieron de 22673,11 MJ/h de energía para separar la solución metanol-agua, y obtener un producto con alta pureza, mientras en la producción de combustibles Fischer-Tropsch se produjo una segregación de componentes livianos y pesados con menor consumo de energía, 513,90 MJ/h. La producción de hidrógeno es un proceso que sale beneficiado al no usar torres de destilación en su sistema de separación. En la producción de metanol los reactores utilizados eran exotérmicos, en cambio, en la producción de hidrógeno y combustibles Fischer-Tropsch los flujos de energía requeridos por los reactores fueron 4546,90 MJ/h y 629,20 MJ/h respectivamente. Fue necesario utilizar un flujo de vapor adicional en la síntesis de metanol, dicho flujo fue suministrado por una caldera simulada por un calentador y el flujo de calor requerido por el calentador fue 1918,22 MJ/h.

4.3.1.3 Relación neta de energía en los procesos bioquímicos.

Los resultados del análisis energético mediante la relación de energía neta (NER) muestran que ninguno de los procesos es sostenible energéticamente, ya que los valores obtenidos son inferiores a uno en todos los casos (Ver Tabla 4.4). El proceso ácido/base, el mejor de los tres procesos bajo estudio, solo alcanza un NER de 0,667, mientras que los procesos de organosolv y explosión de vapor alcanzan 0,266 y 0,407, respectivamente. La ruta de organosolv reportó menor NER debido a la separación de solventes en la cual se requiere un alto consumo energético para lograr el reciclo del 90% de etanol como solvente hacia el reactor de pretratamiento.

Los reactores de pretratamiento presentan los mayores porcentajes de consumo energético, lo cual se debe principalmente a los grandes cambios de temperatura de entrada y salida del sistema. En el caso del pretratamiento ácido/base, el raquis, con un gran volumen de mezcla de agua y ácido sulfúrico es calentado desde la temperatura ambiente hasta alcanzar los 121 °C, dicho calentamiento consume un gran porcentaje de la energía suministrada en todo el proceso. En cambio, en los reactores de hidrólisis enzimática, las temperaturas de operación se mantuvieron cercanas al ambiente de referencia, por lo que el consumo de energía en estas etapas fue mínimo.

Tabla 2.20. Relación neta de energía de los procesos bioquímicos.

Ruta	Consumos energéticos [MJ/h]	Energía contenida en el bioetanol [MJ/h]	NER
Ácido/Base	3,97E+05	2,64E+05	0,667
Organosolv	6,25E+05	1,67E+05	0,266
Explosión de vapor	1,07E+06	4,36E+05	0,407

Ojeda et al. [190] reportan relaciones netas de energía menores a la unidad en cuatro casos de estudio, en los cuales analizan diferentes pretratamientos (ácido diluido, explosión de vapor, agua caliente y organosolv) realizados a la biomasa lignocelulósica proveniente del bagazo de la caña de azúcar.

4.3.2 Análisis de exergía

4.3.2.1 Procesos de producción de biodiesel

El proceso ETH1 presenta la mayor eficiencia entre los casos analizados, con 92,1% y con un flujo de exergía destruida de 3138,96 MJ/h. El proceso NTH2, con 87,2% de eficiencia y un flujo de exergía destruida de 9246, 22 MJ/h, es el caso que muestra el más bajo rendimiento. La Tabla 4.5 resume los valores de eficiencia y exergía destruida en cada uno de los casos de estudio.

Tabla 2.21. Eficiencia y exergía destruida de los procesos de producción de biodiesel

Proceso	Exergía destruida (MJ/h)	Eficiencia exergética (%)
Esterificación- T. Heterogénea (ETH1)	3138,96	92,1
Neutralización-T. Heterogénea (NTH1)	3239,82	89,7
Esterificación-T. Homogénea (ETH2)	7142,40	89,3
Neutralización-T. Homogénea (NTH2)	9246,21	87,2

Los resultados son explicados por la configuración misma de cada proceso. Como ya se mencionó anteriormente, los procesos heterogéneos requieren menor cantidad de materias primas y recursos, como por ejemplo, agentes neutralizantes y agua de lavado. Al eliminar etapas, también se eliminan corrientes de residuos, los cuales al abandonar el sistema, producen perdidas de exergía.

Las torres de destilación son los equipos que presentan mayor destrucción de exergía y representan entre el 87% y 94% de las irreversibilidades en los casos de estudio. En los procesos ETH2 y NTH2, los pretratamientos son responsables del 11% y 9% de la exergía destruida, respectivamente; mientras en el proceso ETH1 la esterificación aporta el 16%. Por su parte, la etapa de neutralización del proceso NTH1 es responsable del 14% de las irreversibilidades.

Los resultados encontrados se mantienen en línea con lo reportado en la literatura. Talens *et al.* [26] reportan una destrucción de 492 MJ de exergía por cada tonelada de biodiesel a partir de aceites usados y en medio ácido. Velásquez *et al*. [39] reportan una eficiencia exergética del 92,3% en un proceso de producción de biodiesel a partir de palma africana usando NaOH como catalizador.

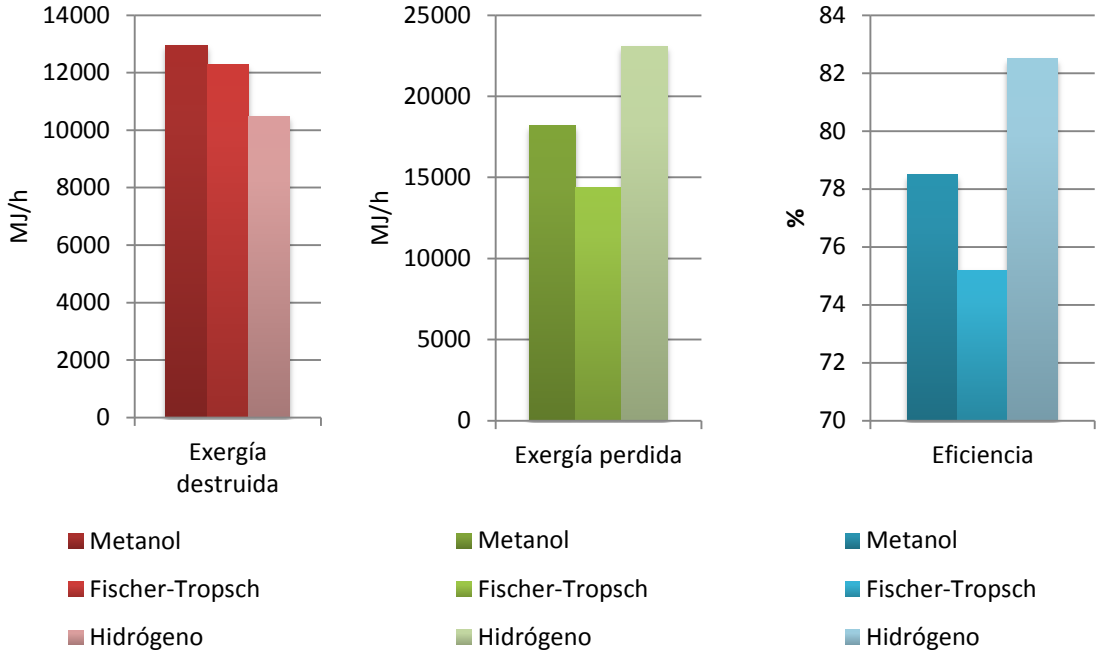
4.3.2.2 Procesos termoquímicos

En la Figura 4.2 se puede observar que la producción de hidrógeno es el proceso con la eficiencia exergética más alta, superior al 80%. La producción de metanol es el proceso con mayor destrucción de exergía, 12957,4 MJ/h, seguido de la producción de combustibles Fischer-Tropsch e hidrógeno con 12280,9 MJ/h y 10486,7 MJ/h, respectivamente. Mientras los combustibles Fischer-Tropsch, con 75%, muestra la menor eficiencia de los tres casos. En relación a la exergía perdida, la cual hace referencia a la energía útil que sale del sistema sin ser aprovechada, la producción de combustibles Fischer-Tropsch es el proceso que menos desaprovecha la energía útil de las corrientes de salida, 14384,5 MJ/h, aproximadamente 8699 MJ/h menos que la producción de hidrógeno, el proceso con mayor exergía perdida.

La Figura 4.3 muestra que la mayor destrucción de exergía por etapa en la producción de metanol y combustibles Fischer-Tropsch se presenta en la compresión del gas de síntesis (4279,18 MJ/h y 4736,13 MJ/h, respectivamente), lo cual no ocurre en el proceso de obtención de hidrógeno donde la etapa de gasificación es la que alcanza los mayores valores, 3629,73 MJ/h.

La exergía destruida en la compresión se debe principalmente a las irreversibilidades por trasferencia de calor entre el agua de enfriamiento y el gas de síntesis en los intercambiadores de calor utilizados en el tren de compresores. La destrucción de exergía también es causada, en menor proporción, por las irreversibilidades existentes en los compresores debidas a la generación de entropía. La compresión genera diferentes resultados en los tres procesos porque la presión de salida del cuarto compresor y la cantidad de gases y vapor que entran a los compresores son diferentes en cada caso. Las eficiencias exergéticas de la compresión son relativamente bajas cuando se comparan con otras etapas en un mismo proceso; en la síntesis de metanol solo alcanza el 53,94%, 54,52% para la producción de hidrógeno y 44,36% para los combustibles Fischer-Tropsch.

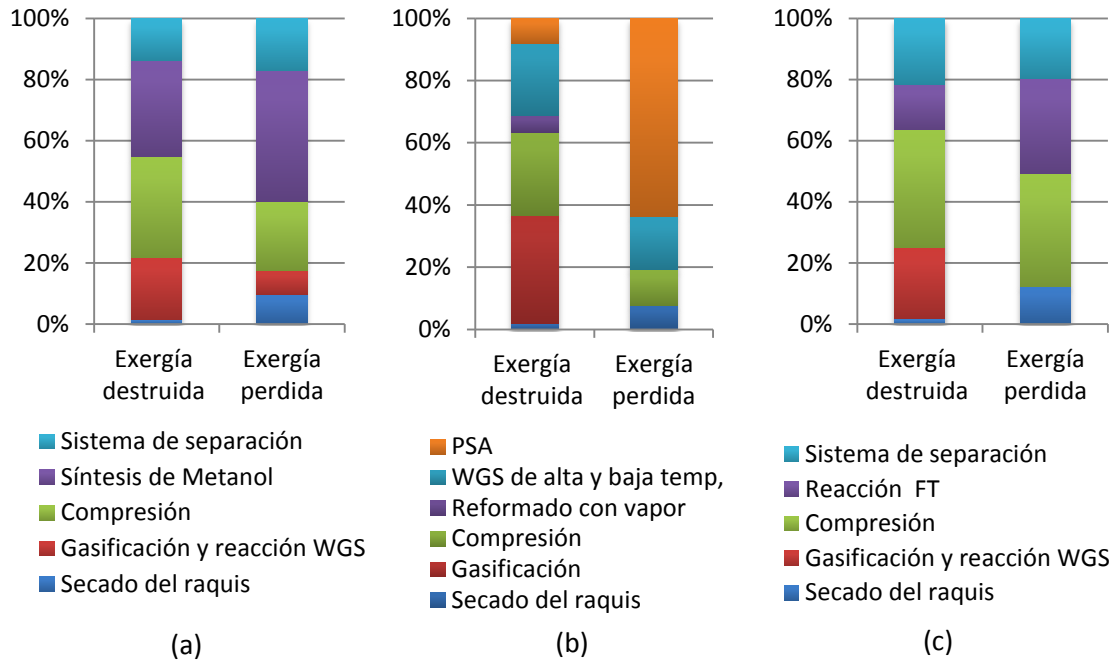
Figura 2.13 Destrucción de exergía, pérdida de exergía y eficiencia en cada proceso



En la producción de hidrógeno el calor generado por el enfriamiento del gas de síntesis se utiliza para calentar el agente gasificante y el vapor de agua que entra a la etapa de compresión. La vaporización de este flujo de agua, necesario para el reformado, aumenta las irreversibilidades por transferencia de calor y determina que la gasificación sea la etapa con mayor destrucción de exergía en este proceso.

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

Figura 2.14 Destrucción y pérdida de exergía por etapas en cada proceso

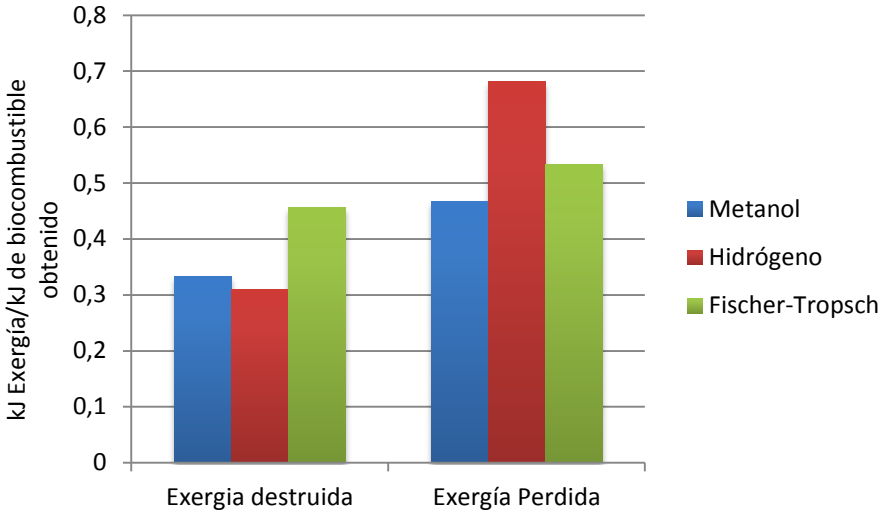


(a) Producción de metanol. (b) Producción de hidrógeno. (c) Producción de combustibles Fischer-Tropsch.

Como se puede observar en la Figura 4.3, la etapa con los menores flujos de exergía es indiscutiblemente el secado. Todas las etapas de secado presentan porcentajes inferiores al 5%, pero como ya se mencionó anteriormente, opera bajo las mismas condiciones en las tres simulaciones.

En la síntesis de biocombustibles, la síntesis de metanol presenta una pérdida de exergía de 4048,44 MJ/h seguido por la síntesis de hidrógeno y reactor Fischer-Tropsch con 2994,57 MJ/h y 1810,71 MJ/h respectivamente. Al comparar las irreversibilidades de los reactores utilizados en la síntesis de biocombustibles, los resultados muestran que el reactor Fischer-Tropsch presenta el mayor flujo de exergía destruida, duplicando el flujo del reactor de la síntesis de metanol, que alcanza 754,45 MJ/h. Por último, el reactor de reformado con vapor, que alcanza a destruir 545,26 MJ/h de exergía, pero se debe tener en cuenta que en la producción de hidrógeno se utilizan dos reactores WGS, que juntos destruyen 338,69 MJ/h de exergía. Por lo tanto, el sistema de reacción para producir hidrógeno destruye 883,96 MJ/h de exergía.

Figura 2.15 Destrucción y pérdida de exergía por energía obtenida en cada proceso



En cuanto a las etapas de separación y purificación, el sistema para separar la nafta y el diésel destruye más exergía que el sistema usado para purificar el metanol; pero el sistema PSA es el más eficiente de todos. Si se observa la Figura 4.3, todas las etapas presentan perdidas de exergía pero es particular la incidencia que presenta el sistema PSA en los resultados, este equipo pierde 14704,62 MJ/h de exergía debido al flujo de calor que se libera a la atmósfera por medio de la corriente de gases separados del hidrógeno, la cual sale del PSA a una temperatura de 199,3 °C.

La Figura 4.4 muestra la destrucción y pérdida de exergía por kilojoule de biocombustible producido en cada proceso. La mayor destrucción de exergía por unidad energética se da en la producción de combustibles Fischer-Tropsch (0, 45 kJ/ kJ de combustibles) seguido de la producción de metanol (0,33 kJ/kJ de metanol) y la producción de hidrógeno (0,31 kJ/ kJ de hidrogeno).

Los resultados que muestra la literatura sobre la eficiencia exergética de los procesos termoquímicos son variables y dependen de las diferentes configuraciones posibles, que involucran en algunos casos producción conjunta de biocombustibles y energía eléctrica. Ptasinski [192] llevo a cabo un análisis exergético a tres procesos de producción de biocombustibles (hidrogeno, metanol

y combustibles por la ruta Fischer-Tropsch) a partir de madera, estiércol y lodos de aguas residuales, siguiendo los esquemas de los procesos analizados en este estudio. Los resultados de Ptasinski [192] muestran que la eficiencia exergética del proceso Fischer-Tropsch fue de 36,4%, mientras que el proceso de hidrogeno fue del 65,7% y 56% para la producción de metanol.

4.3.2.2 Procesos bioquímicos

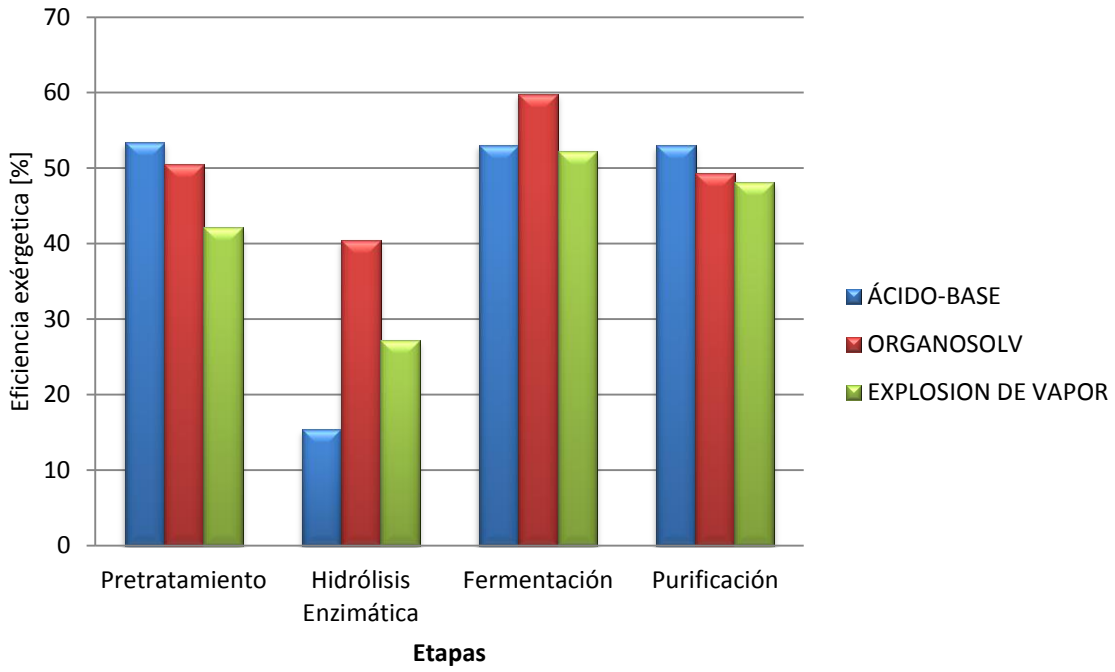
La Figura 4.5 muestra que de los tres pretratamientos analizados, la ruta ácido/base presenta la mayor eficiencia, con un valor de 53,38%, seguida del pretratamiento con organosolv, el cual alcanza una eficiencia exergética de 50,51%. La ruta con explosión de vapor presenta la menor eficiencia de todos los casos estudiados, 42,18%, a pesar de no requerir de una etapa de neutralización, ya que no se utiliza ningún tipo de ácido ni base. La alta destrucción de exergía en el pretratamiento de explosión se debe principalmente a la descompresión súbita del vapor, de 20 atm a la presión atmosférica.

Para la hidrólisis enzimática se observa que la ruta de organosolv es la que tiene la más alta eficiencia, equivalente a 40,41%. Las eficiencias de los reactores de hidrólisis está determinada principalmente por los cambios de composición debido al mezclado de corrientes y a las reacciones químicas que se llevan a cabo, es decir, en cada caso se mezclan flujo y composiciones diferentes, lo que conlleva a obtener valores de destrucción de exergía también diferentes en cada proceso. En todos los casos, el efecto de exergía física sobre dichas eficiencias es mínima, ya que como se mencionó anteriormente, las condiciones de operación de los reactores de hidrólisis son cercanas al ambiente de referencia, comparadas con los reactores de pretratamientos.

Por último, en la etapa de purificación se obtuvieron eficiencias muy similares, debido a que se manejaron condiciones de operación afines para las tres rutas. No obstante, se puede apreciar una diferencia entre las rutas de organosolv y explosión de vapor respecto al ácido-base. Las diferencias en las eficiencias de esta etapa están determinadas por las composiciones y flujos de las corrientes de

entrada en cada equipo de separación, ya que esto determina la energía necesaria para calentar (rehervidores) y condensar los materiales a separar.

Figura 2.16 Eficiencia exergética por etapas de los procesos bioquímicos

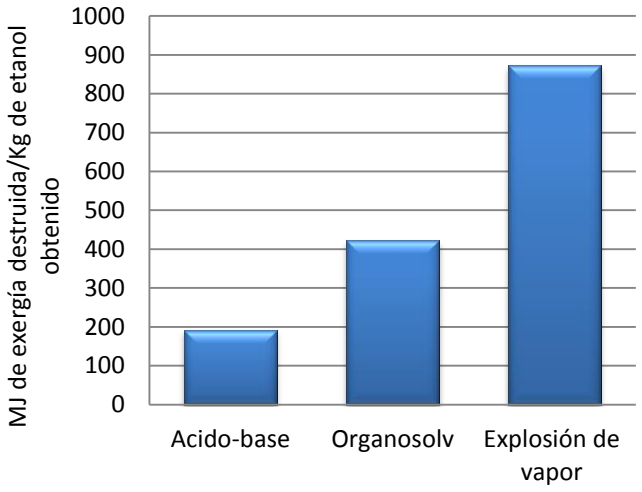


La Figura 4.6 muestra la exergía destruida por kilogramo de etanol producido en cada una de las etapas de pretratamiento. El pretratamiento que presenta menos exergia destruida es el ácido/base con 192,16 kJ/kg de etanol, seguido del pretratamiento de organosolv con 422,46 kJ/kg de etanol. El proceso que presenta mayor exergia destruida por kg de etanol es la explosion de vapor con un valor que cuadruplica el valor del primero, 872,62 kJ/kg de etanol.

Son pocos los estudios relacionados con análisis exergético para la producción de etanol a partir de raquis de palma; Tan *et al*. [41] desarrollaron un análisis exergético en esta área, usando acido diluido como pretratamiento de la biomasa. Los resultados encontrados por Tan *et al*. [41] muestran que el pretratamiento con ácido diluido destruye 18 MJ/kg de etanol producido. La exergía destruida en el pretratamiento ácido/base que se evaluó en esta tesis fue cuantificada en 192,16 MJ/kg de etanol. Sin embargo, este último valor engloba la suma de los equipos que conforman todo el pretratamiento. Los resultados de esta tesis presentan

mayor similitud con los resultados reportados por Tan *et al*. [41] si se analiza el reactor de pretratamiento acido únicamente, ya que la exergía destruida en este equipo fue calculada en 27,93 MJ/kg de etanol.

Figura 2.17 MJ de exergía destruida/kg de etanol obtenido en los tres pretratamientos



4.4. Conclusiones

Se cuantificó la relación neta de energía de cada uno los procesos descritos en los capítulos 1-3. Los procesos de producción de biodiesel presentan relaciones netas de energía inferiores a la unidad, con lo cual se convierte en consumidores y no en fuentes de energía. La relación neta de energía de los procesos heterogéneos es superior a los procesos homogéneos y el pretratamiento de esterificación presenta ligera ventaja sobre la neutralización. Desde el punto de vista de cadena productiva, la producción de biodiesel muestra relaciones netas de energía entre 6,590 y 7,693, manteniendo el orden descrito anteriormente. Entre los procesos termoquímicos, la producción de hidrogeno y el proceso Fischer-Tropsch presentan relaciones neta de energía superiores a la unidad, 1,685 y 1,572, respectivamente. La relación neta de energía para el proceso de producción de metanol se calculó en 0,939. Las etapas de secado de la biomasa y la compresión del gas de síntesis mostraron los mayores porcentajes de consumo de energía en los procesos Fischer-Tropsch y producción de Hidrogeno. El sistema de separación fue la etapa de mayor consumo de energía en la producción de

metanol. De los tres grupos de procesos analizados, los procesos bioquímicos de producción de etanol presentaron relaciones netas de energía significativamente bajas, donde el NER para el proceso con pretratamiento de organosolv se cuantificó en 0,266. La más alta relación neta de energía entre los procesos bioquímicos fue calculada en 0,667, correspondiente al proceso con pretratamiento ácido/base.

Se cuantificaron las pérdidas y la destrucción de exergía, así como la eficiencia exergética de los procesos bajo estudio. La eficiencia exergética fue superior al 85% en todos los procesos de producción de biodiesel, siendo las torres de destilación los equipos con mayor destrucción de exergía. La etapa de gasificación y la compresión del gas de síntesis generan las mayores irreversibilidades en los procesos termoquímicos, cuyas eficiencias se calcularon en valores por encima del 70%. Ninguna de las etapas de los procesos bioquímicos de producción de etanol supera el 60% de eficiencia exergética y el proceso con pretratamiento de explosión de vapor cuadruplica la exergía destruida en el proceso con pretratamiento ácido/base.

Como una medida para mejorar las eficiencias energéticas y exergéticas de los procesos analizados, y por consiguiente su sostenibilidad, la aplicación de la metodología de integración energética podría resultar viable, sobre todo en los procesos cuya relación neta de energía se encuentra ligeramente por debajo de la unidad. Sin embargo, las eficiencias de los procesos bioquímicos son tan bajas que se hace necesario el estudio de otros tipos de pretratamientos e inclusive la posibilidad de experimentar y analizar diferentes tipos de hidrólisis, diferentes a la enzimática.

4.5. Referencias

[1] BoroumandJazi, G., Rismanchi, B., Saidur, R., «A review on exergy analysis of industrial sector,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 27, p. 198–203, 2013.

[2] Romero, J., Linares, P., «Exergy as a global energy sustainability indicator. A review of the state of the art,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 33, p. 427–442, 2014.

[3] De Oliveira, S. Jr., Exergy: Production, cost and renewability, Londres: SpringerScience & Business Media, 2012.

[4] Scott, D., «Exergy,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 28, pp. 369-375, 2003.

[5] Al- Najem, N.M., Diab, J.M., «Energy-exergy analysis of a diesel engine,» *Heat Recovery Systems and CHP,* vol. 12, pp. 525-529, 1992.

[6] Dincer, I., Rosen M.A., Exergy: Energy, environment and sustainable development, Newnes-Elsevier, 2012.

[7] Rosen, M.A., Dincer, I., «Exergy–cost–energy–mass analysis of thermal systems and processes,» *Energy Conversion and Management,* vol. 44, pp. 1633-1651, 2003.

[8] El-Sayed, Y.M., «Application of exergy to design,» *Energy Conversion and Management,* vol. 43, pp. 1165-1185, 2002.

[9] Koot, L. W. , «Exergy losses in a flash evaporator,» *Desalination,* vol. 5, pp. 331-348, 1968.

[10] Bodvarsson, G., Eggers, D.E., «The exergy of thermal water,» *Geothermics,* vol. 1, pp. 93-95, 1972.

[11] Thirumaleshwar, M., «Exergy method of analysis and its application to a helium cryorefrigerator,» *Cryogenics,* vol. 19, pp. 355-361, 1979.

[12] Kotas, T. J., «Exergy concepts for thermal plant : First of two papers on exergy techniques in thermal plant analysis,» *International Journal of Heat and Fluid Flow,* vol. 2, pp. 105-114, 1980.

[13] Best, R., Islas, J. y Martínez, M., «Exergy efficiency of an ammonia-water absorption system for ice production,» *Applied Energy,* vol. 45, pp. 241 - 256, 1993.

[14] Arif, H.A., Zafer, U., «A review and assessment of the energy utilization efficiency in the Turkish industrial sector using energy and exergy analysis method,» *Renewable and sustainable energy Reviews,* vol. 11, pp. 1438-1459, 2007.

[15] Rojas, I., Analisis de exergía en dos puntos críticos en una industria productora de harina de pescado (Tesis de pregrado), Puerto Rico: Universidad de Puerto Rico, 2005.

[16] Diaz-Mendez, S.E., «Medición de impacto ambiental con un método basado en exergía,» de *Memorias del XVI Congreso Internacional Anual de la SOMIM*, Monterrey, 2010.

[17] Hepsbali, A., Utlu, Z., Akdeniz, C., «Energetic and exergetic aspects of cotton stalk production in stablishing energy policies,» *Energy Policy,* vol. 37, pp. 3015-3024, 2007.

[18] Schaumann, G., «The efficiency of the rational use of energy,» *Applied Energy,* vol. 84, pp. 719-728, 2007.

[19] Rossell, M., Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor (Tesis de pregrado), México: Universidad de las Américas, 2005.

[20] Taniguchi, H. et al., «Exergy analysis on combustion and energy conversion processes,» *Energy,* vol. 30, pp. 111-117, 2005.

[21] De Oliveira S. Jr., Van Hombeeck, M., «Exergy analysis of petroleum separation processes in offshore platforms.,» *Energy, Conversion and Management,* vol. 38, pp. 1577-1584, 1997.

[22] Koroneos, C., Spachos, T. y Moussiopoulos, N., «Exergy analysis of renewable energy sources,» *Renewable Energy,* vol. 28, pp. 295-310, 2003.

[23] Ptasinski, J. et al., «Exergy analysis of biomass-to-synthetic natural gas (SNG) process via indirect gasification of various biomass feedstock,» *Energy ,* vol. 36, pp. 3825-3837, 2011.

[24] Fryda, L., Panopoulos, K.D., Karl, J., Kakaras, E., «Exergetic analysis of solid

oxide fuel cell and biomass gasification integration with heat pipes,» *Energy,* vol. 33, pp. 292-299, 2008.

[25] Pellegrini, L.F., De Oliveira, S. Jr., «Exergy analysis of sugarcane bagasse gasificaction,» *Energy,* vol. 32, pp. 314-327, 2007.

[26] Talens, L. et al., «Life cycle assessment (LCA) and exergetic life cycle assessment (ELCA) of the production of biodiesel from used cooking oil (UCO),» *Energy,* vol. 35, pp. 889-893, 2010.

[27] Ojeda, K., Sánchez, E., Kafarov, V., «Sustainable ethanol production from lignocellulosic biomass – Application of exergy analysis,» *Energy,* vol. 36, p. 2119–2128, 2011.

[28] Ozbilen, A., Dincer, I., Rosen, M., «Exergetic life cycle assessment of a hydrogen production process,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 37, pp. 5665-5675, 2012.

[29] Toonssen, R., Woudstra, N., Verkooijen, A., «Exergy analysis of hydrogen production plants based on biomass gasification,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 33, p. 4074–4082, 2008.

[30] Saga, K. et al., «Net energy analysis of bioethanol production system from high-yield rice plant in Japan,» *Applied Energy,* vol. 87, pp. 2164-2168, 2010.

[31] Cengel, Y., Boles, M., Termodinámica, 6 ed., México, D.F: Mc Graw Hill, 2008.

[32] Szargut, J., Morris, D.R., Steward, F.R., Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes, New York: Hemisphere Publishing Corporation, 1988.

[33] De Souza, S.P., Pacca, S., De Avila, M.T., Borges, J.L., « Greenhouse gas emissions and energy balance of palm oil biofuel,» *Renewable Energy,* vol. 35, pp. 2552-2561, 2010.

[34] Jussof, S., Hansen S.B., «Feasibility study of performing a life cycle assessment on crude palm oil production in Malaysia,» *International Journal of Life Cycle Assessment,* vol. 12, pp. 50-58, 2007.

[35] Yañez, E.E., Silva, E.E., Da costa, R.E., Andrade, E. , «The energy balance in the Palm Oil-Derived Methyl Ester (PME) life cycle for the cases in Brazil

and Colombia,» *Renewable Energy,* vol. 34, pp. 2905-2913, 2009.

[36] Pleanjai, S., Gheewal, S.H., «Full chain energy analysis of biodiesel production from palm oil in Thailand,» *Applied Energy,* vol. 86, pp. 5209-5214, 2009.

[37] Yee, K.F., Tan, K.T., Abdullah, A.Z., Lee, K.T., «Life cycle assessment of palm biodiesel: revealing facts and benefits for sustainability,» *Applied Energy,* vol. 86, pp. 189-196, 2009.

[38] Ojeda, K., Avila, O., Suarez, J., Kafarov, V., «Evaluation of technological alternatives for process integration of sugarcane bagasse for sustainable biofuels production—Part 1,» *Chemical Engineering Research and Design,* vol. 89, pp. 270-279, 2011.

[39] Velásquez, H.I., Benjumea, P., Oliveira, S., «Exergy analysis of palm oil biodiesel production by base catalyzed methanolysis,» de *19th International Congress of Mechanical Engineering*, Brasilia, DF, 2007.

[40] Ptasinski, K.J., «Thermodynamic efficiency of biomass gasification and biofuels conversion,» *Biofuels, Bioproducts & Biorefining,* vol. 2, pp. 239-253, 2008.

[41] Tan, H.T., Lee, K.T., Mohamed, A.R., «Second-generation bio-ethanol (SGB) from Malaysian palm empty fruit bunch: Energy and exergy analyses,» *Bioresource Technology,* vol. 101, p. 5719–5727, 2010.

[42] Rodoreda-Rossell, M., «Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor (Tesis de pregrado),» Universidad de las Américas Puebla, Ciudad de Mexico, 2005.

5. ANÁLISIS DE CICLO DE VIDA (ACV)

5.1. Introducción

Los biocombustibles afrontan el reto de ser sostenibles, y para alcanzar esta meta deben cumplir con uno de los pilares fundamentales de la sostenibilidad, el aspecto ambiental [1]. Por su parte, la sostenibilidad ambiental implica el cumplimiento de dos condiciones importantes: (i) todo proceso debe consumir un recurso a una velocidad menor de la que es producido y (ii) sus emisiones no deben ser mayores que las que pueda soportar el ecosistema a su alrededor [2]. Una de la formas de calcular estos consumos y emisiones es a través de la metodología del análisis de ciclo de vida (ACV)

El análisis del ciclo de vida (ACV) es una metodología que intenta identificar, cuantificar y caracterizar los diferentes impactos ambientales potenciales asociados en cada una de las etapas del ciclo de vida de un producto o procesos [3, 4, 5]. Es una metodología que se originó en Estados Unidos y se desarrolló en Europa. El primer ACV fue llevado a cabo en 1969 para Coca-Cola, por el Midwest Research Institute (MRI), buscando disminuir el consumo de recursos [6]. Sin embargo, la aplicación del ACV se incrementó sólo a partir de los años 80 del siglo pasado, cuando cambiaron los métodos para cuantificar el impacto del producto, y los estudios de ACV empezaron a estar disponibles para uso público. Así, la Sociedad de Toxicología y Química Ambiental (SETAC, por sus siglas en inglés) fue la primera organización que desarrolló y lideró discusiones científicas acerca del ACV. En 1993, formuló el primer Código de Prácticas para el ACV (Code for Life Cycle Assessment), con el fin de establecer una metodología a seguir. Posteriormente, la Organización Internacional de Normalización (ISO, por sus siglas en inglés) apoyó este desarrollo, unificó métodos, procedimientos y terminologías, teniendo como resultado la norma internacional ISO 14040 (1997), como un adjunto a la ISO 14000.

Antes de la normalización del ACV por la ISO existían diversos trabajos que se direccionaban al cálculo de las emisiones producidas por los biocombustibles y se presentaba un consenso casi generalizado sobre los beneficios positivos de su uso. Posterior a la normalización, el número de estudios se multiplicó, y entonces los biocombustibles comenzaron a tener fuertes detractores. Los críticos de los biocombustibles no solo cuestionan su posible beneficio ambiental en términos de reducción de emisiones de gases efecto invernadero, sino también el balance neto de energía a lo largo de su cadena de producción, el cual afirman es negativo. En este sentido, algunos estudios de finales de los años noventa han tratado de demostrar que, en concreto, el bioetanol obtenido a partir del cultivo de cereales, principalmente maíz, aporta mayor energía que la consumida en su fabricación. Los resultados varían, según los estudios, desde un tasa neta de energía de 1,34 [7] hasta 1,98 [8]. Sin embargo, estos resultados contrastan con varias estimaciones que arrojan un panorama muy diferente. Pimentel *et al*. [9] encontraron que por cada kJ utilizado en la producción del biocombustible se obtienen 0,78 kJ en forma de etanol de maíz. Según los mismos autores, el panorama no mejora cuando, en vez de etanol, se habla de biodiesel, donde las tasas de eficiencia energética están en 0.79 kJ obtenidas de biodiesel por kJ gastada en su producción.

Dos razones podrían explicar las diferencias antes mencionadas. La primera resulta de las distintas hipótesis mantenidas para la conversión en términos energéticos de los factores productivos de la agricultura (fertilizantes, maquinaria, herbicidas, etc.). Sin embargo, la segunda explicación se fundamenta en la cuantificación o no de toda la energía que directa e indirectamente se utiliza en la producción de un biocombustible, es decir, en el ciclo de vida completo. A medida que se aumenta el nivel de detalle en todos los consumos de cada etapa de la cadena productiva, la eficiencia energética se ve disminuida.

Dada la variedad de procesos para la producción de biocombustible y el polémico debate sobre su "beneficio neto", incontables estudios se han llevado a cabo utilizando la metodología del ACV. No obstante, existe un amplio acuerdo en la

comunidad científica de que el ACV es una de las mejores metodologías para la evaluación de las cargas ambientales asociadas con los biocombustibles.

Yáñez *et al*. [10] evaluaron el rendimiento energético de la producción de biodiesel en Brasil y Colombia mediante ACV. Evaluaron tres empresas de cada país, teniendo como resultado rendimientos netos de energía entre 3,768 y 5,721 para Brasil; mientras que los rendimientos para Colombia estuvieron entre 4,638 y 5,169. Uno de los mejores y más citados informes de ACV de biocombustible fue desarrollado por Lechón *et al*. [11], en el cual analizan y comparan diferentes rutas para la producción de biodiesel a partir de aceites vegetales crudos y usados con el diésel fósil. Los resultados se enfocan hacia la evaluación de la categoría de cambio climático y energía no renovable.

En Colombia se desarrolló recientemente una evaluación de ciclo de vida de los biocombustibles, analizando el etanol de caña de azúcar y el biodiesel de palma africana. El estudio fue solicitado por el Banco Interamericano de Desarrollo y el Ministerio de Minas y Energía [12]. Los resultados fueron enfocados principalmente a la categoría de cambio climático. Según este estudio, el biodiesel de palma africana puede reducir desde el 50% hasta el 108% de las emisiones de gases de efecto invernadero. Estudios en otros países alcanzan menores valores de reducción, 30-40% en Alemania [13], 40-50% en el Reino Unido [14], 30% en Holanda [15], 35-60% en la Unión Europea [16], y 20-60% en Estados Unidos [17].

En la ruta termoquímica, Moreno *et al*. [18] evaluaron el ciclo de vida de la producción de hidrógeno a partir de cuatro residuos lignocelulósico. Sus resultados afirman que desde la producción de biomasa hasta obtener el hidrógeno, solo un residuo alcanza a reducir las emisiones totales de CO_2 equivalente. Sin embargo, ninguna de las cadenas productivas evaluadas presenta una ganancia neta de energía. Los valores de relación neta de energía se encuentran entre 0,37 y 0,52. Iribarren *et al*. [19] evaluaron los impactos ambientales por la producción de biogasolina y biodiesel a través de la síntesis Fischer-Tropsch. Utilizaron asignación económica para asociar cargas ambientales entre cada producto. Todo el montaje del ACV lo hicieron en

Simapro® y evaluaron 8 categorías de impacto. Sus resultados señalan que el biodiesel y la biogasolina obtenida reducen las emisiones de CO_2 equivalente en 74% y 70 %, respectivamente. Los resultados son respetables pero no dejan de generar inquietud por lo elevados que son estos porcentajes de reducción.

En la revisión realizada por Borrion *et al*. [20], relacionada con la producción de bioetanol a partir de material lignocelulósico, encontraron que en los trabajos analizados, las emisiones de CO_2 equivalentes se reducen en un rango de 4% - 15% para E10, 12%-96% para E85 y 46%-90% para E100. En cuanto a la reducción del consumo de energía, los valores corresponden al 4%-8% para E10, 45%-76% para E85 y 56%-100% para E100.

Localmente, el ACV también ha incrementado su uso, y el Centro de Investigación para el Desarrollo Sostenible en Industria y Energía (categoría A1 de Colciencias) de la Universidad Industrial de Santander ha sido pionero en la aplicación de la metodología, con diversos trabajos de investigación a nivel de pregrado, maestría y doctorado [21, 22].

Dada la aceptación de la metodología del ACV y los aspectos positivos de su uso, sin descartar también sus desventajas, en este capítulo se aplicará el análisis de ciclo de vida a la cadena de producción de biodiesel de aceite de palma africana.

5.2. Metodología del ACV

El análisis de ciclo de vida (ACV) se realizó mediante la aplicación de las normas ISO 14040-14044 [4].

5.2.1. Definición del objetivo y alcance.

En el objeto de estudio se debe estipular la aplicación prevista, las razones del estudio y la audiencia, así como también la información necesaria para desarrollarlo, la calidad de los resultados, y como deben ser interpretados para que adquieran gran significado al momento de tomar decisiones.

5.2.1.1. Definición del objetivo.

El objetivo de este estudio es aplicar la metodología del ACV a la producción de biodiesel de aceite de palma africana, evaluando diferentes rutas de producción de biocombustibles que puedan asociase a este renglón productivo para un mejor aprovechamiento de sus recursos.

5.2.1.2. Función de los sistemas.

La función de cada uno de los sistemas bajo estudio es servir como combustible para motor.

5.2.1.3. Unidad funcional.

La unidad funcional se refiere a la base de cálculo sobre la cual se efectuarán los balances de materias y energía. Esta referencia es necesaria para asegurar que la comparación de los sistemas se hace sobre una base común. En este estudio, la unidad funcional se estableció en 1MJ de cada biocombustible. Se utilizaron los poderes caloríficos de los biocombustibles y se obtuvieron las cantidades másicas correspondientes a 1 MJ de energía, y de esta manera poder efectuar una comparación entre los sistemas.

5.2.1.4. Definición de los sistemas bajo estudio.

Los sistemas bajo estudio se agrupan en 4 grupos: sistemas de producción de biodiesel (BDIE), sistema de diésel fósil (DIEF), sistemas termoquímicos y sistemas de bioquímicos. La Tabla 5.1 describe cada uno de los sistemas bajo estudio.

5.2.1.5. Limites del sistema.

Para los sistemas de biodiesel se tuvieron en cuenta todas las etapas que comprenden su ciclo de vida, es decir, desde la etapa de cultivo hasta su distribución y uso. Dado que los requerimientos en la etapa de cultivo dependen del tipo de suelo, todos los flujos fueron calculados para la región del Magdalena Medio, particularmente en el municipio de Puerto Wilches. Se tuvieron en cuenta las distancias por carretera nacional para el transporte de insumos y productos.

Tabla 2.22 Descripción de los sistemas bajo estudio

Tipo de sistema	Proceso	Descripción
Sistemas de producción de biodiesel	BDIE1	Producción de biodiesel mediante transesterificación homogénea y esterificación de ácidos grasos.
	BDIE2	Producción de biodiesel mediante transesterificación homogénea y neutralización de ácidos grasos.
	BDIE3	Producción de biodiesel mediante transesterificación heterogénea y esterificación de ácidos grasos.
	BDIE4	Producción de biodiesel mediante transesterificación heterogénea y neutralización de ácidos grasos.
Sistema diésel fósil	Diesel	Producción y uso de diésel fósil. Incluye las etapas de extracción, transporte, refinación y combustión.
Sistemas termoquímicos	Hidrógeno	Producción de hidrógeno a partir de gas de síntesis de la gasificación de raquis de palma.
	Fischer-Tropsch	Producción de combustibles Fischer-Tropsch a partir de gas de síntesis de la gasificación de raquis de palma.
	Metanol	Producción de metanol a partir de gas de síntesis de la gasificación de raquis de palma.
Sistemas Bioquímicos	Explosión de vapor	Producción de etanol a partir de raquis de palma usando como pretratamiento explosión de vapor.
	Ácido/base	Producción de etanol a partir de raquis de palma usando un pretratamiento secuencial ácido-base.
	Organosolv	Producción de etanol a partir de raquis de palma usando un pretratamiento con organosolv

Desde el punto de vista temporal, el análisis fue llevado a cabo en un horizonte de 25 años, lo cual corresponde al ciclo de producción de la palma africana. Para los

otros sistemas (gasificación y etanol), las etapas del ciclo de vida que fueron analizadas comprenden el transporte de la materia prima y la producción de los biocombustibles

5.2.1.6. Etapas excluidas.

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

5.2.1.7. Procedimientos de asignación.

Los procedimientos de asignación son utilizados cuando en un proceso hay más de un producto de valor agregado, entonces se hace necesario cuantificar las cargas ambientales asociadas a cada producto cuando abandonan el sistema. En este trabajo se utilizó la asignación másica en los casos donde fue requerida.

5.2.1.8. Metodología de impacto ambiental.

La norma ISO 14014-14044 plantea elementos obligatorios y opcionales en esta etapa. Los elementos obligatorios son:

- **Selección** de las categorías de impacto.
- **Clasificación:** en esta fase se asignan los datos del inventario a la categoría donde se espera algún tipo de impacto ambiental.
- **Caracterización:** en esta se calculan los indicadores de categoría mediante el uso de factores de caracterización.

Los elementos opcionales son la normalización, la agrupación y la ponderación. Las metodologías que no tienen en cuenta las etapas opcionales, calculan los efectos intermedios o "*midpoints*", mientras las metodologías que realizan todas las etapas calculan impactos finales o "*endpoints*". Las categorías de impacto

ambiental intermedias se hallan más cercanas a la intervención ambiental y proporcionan una información más detallada de la forma como se afecta el medio ambiente. Las categorías de impacto finales son más globales y no hay un consenso sobre cómo llegar a calcularlas, es decir, las etapas opcionales no son aceptadas completamente por la comunidad científica dedicada al desarrollo de ACVs. Por este motivo, las metodologías de efectos intermedios son más utilizadas.

En este trabajo, la evaluación de impacto se realizó utilizando el método EPD (*Environmental Product Declaration*), el cual se fundamenta en el procedimiento de caracterización para calcular la contribución relativa de una sustancia a una categoría de impacto ambiental determinada. Es un método que fue desarrollado por el SEMC (Swedish Environmental Management Council). Los factores de caracterización, excepto para la categoría de consumo de energía fósil, están tomados directamente del método "*CML2 baseline 2000*" desarrollado por el Instituto de Estudios Medioambientales de Leiden (CML, por sus siglas en inglés), en Holanda. Se evaluaron 6 categorías de impacto: potencial de calentamiento global, agotamiento de la capa de ozono, acidificación, oxidación fotoquímica, eutrofización y energía no renovable, las cuales se describen a continuación de acuerdo a lo reportado por Antón [23]:

Potencial de calentamiento global. El calentamiento global es causado por los gases presentes en la atmósfera, los cuales retiene parte de la energía que el planeta ha absorbido por radiación solar, causando el conocido fenómeno de efecto invernadero. Estos gases son principalmente el vapor de agua, el CO_2, CH_4, N_2O y clorofluorocarbonados (CFCs). El indicador de esta categoría se expresa como CCI (*Climate Change Indicator*) y se calcula con la Ecuación 5.1.

$$CCI = \sum_i GWP_i * m_i \qquad (5.1)$$

Donde m_i es la masa de la sustancia *i* expresada en kg. GWP es el potencial de calentamiento global, el cual se define como la relación entre la contribución a la

absorción de calor resultante de la emisión de 1 kg de un gas con efecto invernadero y la emisión equivalente de CO_2 a lo largo de un tiempo determinado. Los valores de GWP son publicados periódicamente por el *Intergovernamental Panel on Climate Change* (IPCC). La Tabla 5.2 muestra los factores de caracterización GWP, para la categoría de cambio climático de algunos gases.

Tabla 2.23 Factores de caracterización GWP, en kg CO_2/kg, para el cálculo de CCI

Emisión	GWP100
Dióxido de Carbono (CO_2)	1
Metano (CH_4)	24
Halon 1301 (CF_3Br)	6.900
Óxido de Nitrógeno (N_2O)	360
Tetrafluoruro de Carbono (CF_4)	5.700

Fuente: Simapro v7.1®.

Acidificación. Consiste en la deposición de ácidos resultantes de la liberación de óxidos de nitrógeno y sulfuro en la atmósfera, en el suelo y en el agua, dónde puede variar la acidez del medio. El indicador para la categoría se expresa como AI (*Acidification indicator*), se mide en kg eq. de H^+ y se expresa mediante la Ecuación 5.2.

$$AI = \sum_i AP_i * m_i \; ; \quad AP_i = \frac{\eta_{H^+} * M_{H^+}}{M_i} \tag{5.2}$$

Donde m_i es la masa de la sustancia *i* y *AP* es el potencial de acidificación. El *AP* de una substancia *i* es equivalente al potencial de iones H^+ equivalentes que puede emitir dicha substancia *i,* donde η_{H^+} (mol·kg-1) representa el número de iones H^+ que pueden ser potencialmente producidos por un kg de substancia *i* y M_{H^+} (kg·mol -1) el peso equivalente de un mol H^+ y M_i el peso equivalente de la substancia *i*. La Tabla 5.3 muestra los *AP* de algunos compuestos relevantes.

Tabla 2.24 Potencial de acidificación de compuestos relevantes, en kg de H+/kg de sustancia

Compuesto	AP
Ácido clohídrico	0,027
Ácido fluorhídrico (HF)	0,050
Ácido sulfihídrico (H_2S)	0,059
Ácido sulfúrico (H_2SO_4)	0,020
Amoníaco (NH_3)	0,059
Dióxido de Nitrógeno (NO_2)	0,022
Óxidos de azufre (SO_2)	0,031

Fuente: Simapro v7.1®.

Formación de oxidantes fotoquímicos. Los oxidantes fotoquímicos se forman por la reacción de óxidos de nitrógeno (NO_x), bajo la influencia de la luz solar, con compuestos orgánicos volátiles (VOC_s), para producir ozono troposférico. Para el cálculo del indicador de formación de foto-oxidantes (*POI*, por sus siglas en inglés) se utiliza como factor de caracterización el POCP (*Photo-chemical Ozone Creation Potentials*), tal como lo muestra la Ecuación 5.3. Se mide respecto al efecto producido por 1 kg de etileno.

$$POI = \sum_i POCP_i * m_i \qquad (5.3)$$

El POCP se define como la relación entre el cambio en la concentración de ozono debido a un cambio en la emisión de un VOC y el cambio en la concentración de ozono debido a un cambio en la emisión de etileno. La Tabla 5.4 muestra el factor de equivalencia de algunos compuestos de uso común.

Tabla 2.25 Factor de equivalencia, POCP, en kg eq. Etileno/kg sustancia

Sustancia	POCP
Acetaldehido (CH_3CHO)	0,527
Acetileno (C_2H_2)	0,168
Acetona (CH_3COCH_3)	0,178
Aldehido (sin especificar)	0,443
Alkane (sin especificar)	0,398
Benzeno (C_6H_6)	0,189
Butano (n-C_4H10)	0,41
Buteno (1-$CH_3CH_2CHCH_2$)	0,959
Etano (C_2H_6)	0,082
Etanol (C_2H_5OH)	0,268
Etileno (C_2H_4)	1
Formaldehido (CH_2O)	0,421
Heptano (C_7H_{16})	0,529
Hexano (C_6H_{14})	0,421
Hidrocarburos (sin especificar)	0,377
Hidrocarburos aromáticos (sin especificar)	0,761
Hidrocarburos Halogenados (sin especificar)	0,021
Hidrocarburos (excepto metano)	0,416
Metano (CH_4)	0,007
Metanol (CH_3OH)	0,123
Propano (C_3H_8)	0,42
Propileno (CH_2CHCH_3)	1,03
Propionaldehido (CH_3CH_2CHO)	0,603
Tolueno ($C_6H_5CH_3$)	0,563

Fuente: Simapro v7.1®.

Agotamiento de ozono estratosférico. La mayoría de los cloruros y bromuros, procedentes de compuestos Clorofluorocarbonados, CFCs y otras fuentes, reaccionan en presencia de las nubes estratosféricas polares (PSCs) emitiendo cloruros y bromuros activos, que bajo la acción catalizadora de los UV provocan la descomposición del ozono. El indicador del agotamiento de ozono, ODI (*Ozone Depletion Indicator*), se calcula como la suma de los potenciales de agotamiento de ozono para las diferentes sustancias, multiplicados por la masa en kg de cada una de ellas (Ecuación 5.4). El ODI se expresa en unidades relativas al efecto que produce 1 kg de CFC-11.

$$ODI = ODP_i * m_i \qquad (5.4)$$

Se define el ODP_i como la relación entre la descomposición del ozono en el estado de equilibrio debido a las emisiones anuales, flujo en kg·a-1 de una cantidad de una substancia, i, emitida a la atmósfera y la descomposición del ozono en estado de equilibrio debido a una cantidad igual de CFC-11. La Tabla 5.5 muestra el factor ODP de algunos compuestos halogenados.

Tabla 2.26 Factores de caracterización ODP [kg eq. CFC-11/kg]

Substancia	ODP
Bromuro de metilo (CH_3Br)	0,37
CFC-11 (CFC_{13})	1
Halon 1201 (CF_2Br)	1,4
Halon 1301 (CF_3Br)	12
Tetracloruro de Carbono (CC_{14})	1,2

Fuente: Simapro v7.1®.

Eutrofización. Un alto contenido de fósforo y nitrógeno representa un aumento en la producción de biomasa (algas) en los sistemas acuáticos, lo que causa una disminución en su contenido de oxígeno, promoviendo condiciones anaerobias e impidiendo el desarrollo del ecosistema. Los potenciales de eutrofización (EP, por sus siglas en inglés), son utilizados como factor de caracterización para calcular el indicador total para dicha categoría (Ecuación 5.5).

$$EP = \sum_i EP_i * m_i \ ; \qquad EP_i = \frac{\frac{v_i}{M_i} * \frac{n_{O_2}}{A_e}}{\frac{1}{M_{PO_4^{3-}}} * \frac{n_{O_2}}{A_p}} \qquad (5.5)$$

donde m_i es la masa en kg de la sustancia *i* emitida al aire, agua o suelo; v_i es el número de moles de N o P en una molécula del compuesto i, M es la masa molecular (kg mol-1), n_{O_2} es el número de moles de O_2 consumidos durante la degradación de las algas, A_e es el número de moles N o P contenidos en una molécula de algas. Se toma la composición del alga como $C_{106}H_{263}O_{110}N_{16}P$, asumiéndose ésta como la composición media de los organismos acuáticos. El oxígeno requerido para su degradación se medirá en forma de DQO (demanda

química de oxígeno), asumiéndose que un mol de biomasa precisará de 138 moles de O_2 para su degradación. La Tabla 5.6 muestra el potencial de eutrofización de algunos compuestos importantes en esta categoría.

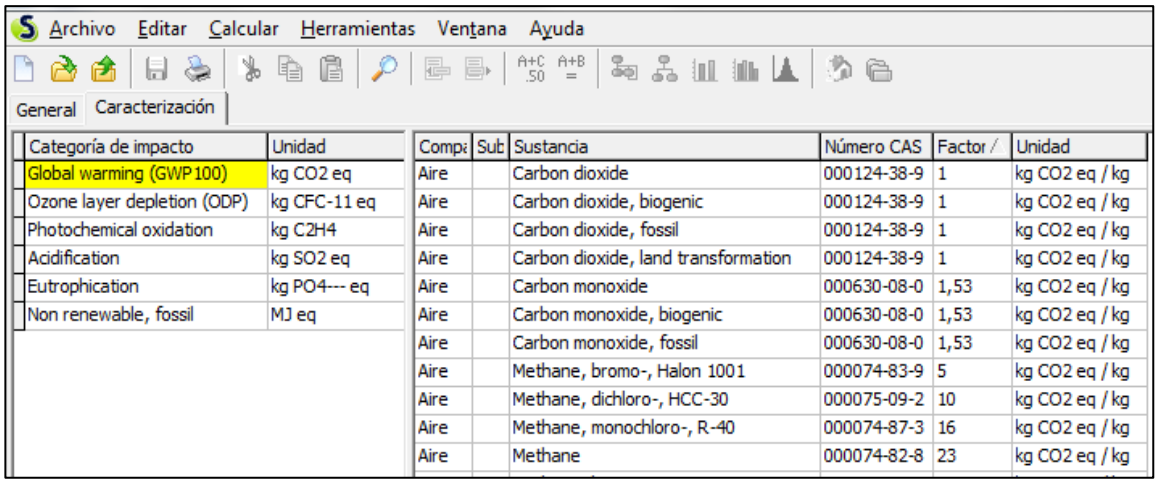
Tabla 2.27 Factores de caracterización EP [kg eq. PO4/kg]

Substancia	EP
Amoníaco (NH_3)	0,35
Amonio (NH_4^+)	0,42
Dióxido de Nitrógeno (NO_2)	0,13
DQO (Demanda Química de Oxígeno)	0,022
Fosfatos (PO_4^{3-}, HPO_4^-, $H_2PO_4^-$, H_3PO_4, as P)	3,06
Fósforo (P)	3,06
Nitratos (NO_3^-)	0,095
Nitritos (NO_2^-)	0,13
Nitrógeno (N_2)	0,42
Óxido Nitroso (N_2O)	0,27
Pentóxido de Fósforo (P_2O_5)	1,336

Fuente: Simapro v7.1®

La Figura 5.1 muestra la organización de los factores de caracterización en el software Simapro, de acuerdo al método EPD, organizados por categorías de impacto y en las unidades mostradas anteriormente.

Figura 2.18 Factores de caracterización en Simapro



Categoría de impacto	Unidad
Global warming (GWP100)	kg CO2 eq
Ozone layer depletion (ODP)	kg CFC-11 eq
Photochemical oxidation	kg C2H4
Acidification	kg SO2 eq
Eutrophication	kg PO4--- eq
Non renewable, fossil	MJ eq

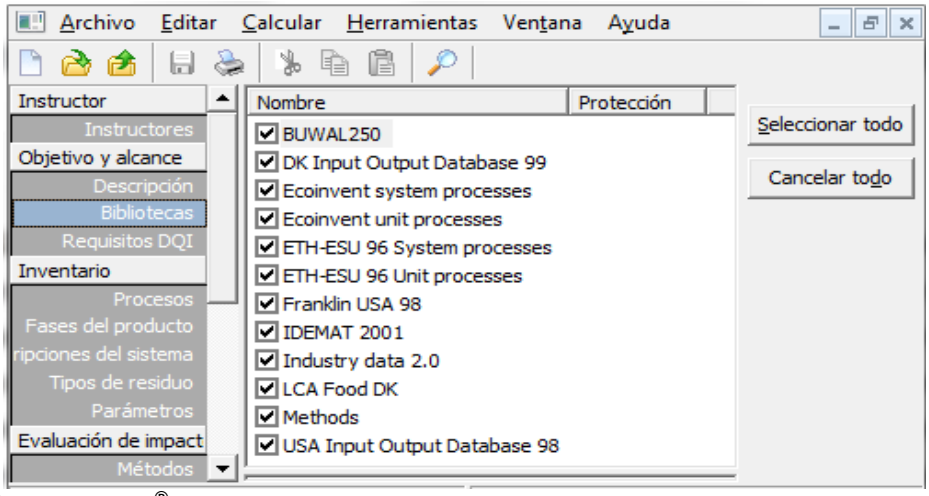
Compa	Sub	Sustancia	Número CAS	Factor /	Unidad
Aire		Carbon dioxide	000124-38-9	1	kg CO2 eq / kg
Aire		Carbon dioxide, biogenic	000124-38-9	1	kg CO2 eq / kg
Aire		Carbon dioxide, fossil	000124-38-9	1	kg CO2 eq / kg
Aire		Carbon dioxide, land transformation	000124-38-9	1	kg CO2 eq / kg
Aire		Carbon monoxide	000630-08-0	1,53	kg CO2 eq / kg
Aire		Carbon monoxide, biogenic	000630-08-0	1,53	kg CO2 eq / kg
Aire		Carbon monoxide, fossil	000630-08-0	1,53	kg CO2 eq / kg
Aire		Methane, bromo-, Halon 1001	000074-83-9	5	kg CO2 eq / kg
Aire		Methane, dichloro-, HCC-30	000075-09-2	10	kg CO2 eq / kg
Aire		Methane, monochloro-, R-40	000074-87-3	16	kg CO2 eq / kg
Aire		Methane	000074-82-8	23	kg CO2 eq / kg

Fuente : Simapro v7.1®.

5.2.1.9. Herramienta informática.

El presente estudio de ACV se realizó utilizando el software Simapro v7.1®, desarrollado por la compañía PRéConsultants®. Este recurso informático contiene un gran número de bases de datos y metodologías, las cuales son de gran ayuda para analizar y comparar los aspectos medio ambientales de un producto de forma sistemática y consistente, siguiendo la normatividad ISO 14040 (ver Figura 5.2). Las bases de datos pueden contener varias librerías o proyectos que a su vez agrupan diferentes procesos. Los procesos se separan en siete categorías: materiales, energía, transporte, procesado, uso, escenario de residuos y tratamiento de residuos. Además, la base de datos contiene datos de carácter general como son los nombres de sustancias, las unidades de medida, referencias de la literatura, etc.

Figura 2.19 Bases de datos activas en el montaje de un ACV en Simapro v7.1®



Fuente: *Simapro v.7.1®.*

5.2.1.10. Datos de entrada y calidad.

La información reportada por las simulaciones se utilizó como datos primarios para el montaje de los inventarios. También se cuenta como información primaria todo lo relacionado con datos de consumo de materias primas y emisiones directas de los sistemas de producto en cada una de sus etapas. Esta información hace parte de todo el material recopilado en artículos de revistas, páginas web, y consultas a sectores productivos directamente relacionados con la investigación, entre otros. La información de la base datos, como emisiones por la producción de materias

primas, hace parte de los datos secundarios. El etiquetar la información como primaria y secundaria no implica un grado de importancia de una sobre la otra, hace referencia más bien al orden en el que se ingresa la información en el montaje de los inventarios. Por ejemplo, el consumo de urea que se debe aplicar al cultivo de palma, en campo definitivo, para producir una determinada cantidad de racimo de fruto fresco, es un dato primario. Las emisiones por la producción de la urea son datos secundarios. El dato primario fue calculado en base a información suministrada por empresas del sector palmero y corroborado con diferentes publicaciones realizadas en la misma área. Los datos secundarios hacen parte de la base de datos del software, y se tienen a la mano después de una revisión minuciosa del mismo.

5.2.2. Análisis de inventarios

El análisis de inventario está dividido en tres partes: (i) inventarios para los procesos de producción de biodiesel, (ii) inventarios para los procesos termoquímicos; y por último, (iii) los inventarios para los procesos bioquímicos.

Durante la creación de los diferentes inventarios en Simapro hubo procesos que fueron utilizados frecuentemente. El primero de ellos es la energía eléctrica, razón por la cual, donde fue necesario, se empleó una modificación del proceso "*Energy South América*" de la base de datos IDEMAT 2001, la cual recopila los requerimientos de combustible y las emisiones presentes en la generación de 1MJ de energía en América del Sur. En este proceso la energía eléctrica es producida a partir de petróleo, gas natural, carbón, y principalmente, centrales hidroeléctricas. El segundo proceso de uso frecuente fue el gas natural, y en este caso se utilizó una modificación del proceso "*Heat from natural Gas FAL*" de la base de datos de Franklin USA 98, el cual comprende los datos de "la cuna a la puerta" de los recursos necesarios y las emisiones de la combustión de gas natural en calderas industriales. El gas natural que se utiliza en este proceso proviene de yacimientos de gas, y en menor proporción, carbón y madera. El diésel fue el tercer proceso de mayor uso y dentro del inventario se utilizó el

proceso Diésel I, de la base de datos IDEMAT 2001, ya que contabiliza las emisiones por la producción de 1kg de diésel fósil.

5.2.2.1. Inventarios para la producción de biodiesel.

Los inventarios para la producción de biodiesel están conformados por cada una de las etapas de su ciclo de vida: cultivo, transporte de racimos, extracción de aceite, transporte del aceite, síntesis de biodiesel, y distribución y uso del biocombustible.

El análisis fue llevado a cabo teniendo en cuenta el ciclo productivo de la palma, el cual consta de 25 años aproximadamente. Los cinco primeros años se contabilizaron como improductivos en materia de racimos de fruto fresco, pero si se tuvieron en cuenta cada una de las actividades necesarios para controlar el crecimiento y la salud de los árboles. Por lo tanto, en estos primeros 5 años, la etapa de cultivo es la única que genera impactos ambientales.

Inventario para el cultivo de la palma africana

Para el montaje del inventario de cultivo se calcularon todas las entradas de materia prima para adecuar y manejar una hectárea de terreno (en campo definitivo) durante un año, y producir aproximadamente 20.08 toneladas de racimos de fruto fresco. Este valor corresponde a la producción estabilizada de racimos, es decir, lo que se produce por hectárea en cada uno de los años 6 a 25.

Se hizo un primer montaje asumiendo la existencia de una plantación con una producción estabilizada. Luego, se hizo un segundo montaje de inventarios, calculando los requerimientos de los primeros 5 años de vida de cultivo, los cuales fueron distribuidos entre los años productivos de la palma. Bucaramanga y Barrancabermeja se seleccionaron como las ciudades proveedoras de la mayoría de los insumos, a 143 km y 103 km, respectivamente.

Las etapas que conforman el inventario de cultivo se muestran a continuación:

- **Pre-vivero.** Duración de 4 meses. Incluye el transporte de semilla, uso de fertilizantes, uso de herbicidas, fungicidas, agua de riego, y electricidad para el bombeo de agua.
- **Vivero.** Duración de 8 meses. Incluye preparación del material de soporte, y las mismas actividades del previvero, pero con un mayor uso de fertilizantes y demás productos químicos. No se tuvieron en cuenta emisiones por uso de fertilizantes.
- **Campo definitivo.** Duración de 24 años. Incluye el uso de maquinaria en la preparación del terreno, transporte de plantas, fertilizantes, herbicidas, fungicidas, limpieza mecaniza, captación de CO_2, emisiones de PO_4 y N_2O por uso fertilizantes. Las Tablas 5.7 y 5,8 muestran los insumos para las diferentes etapas del cultivo.

Tabla 2.28 Materias primas y energía durante los primeros cinco años de cultivo para 1MJ de biodiesel

Entrada	Unidad	Valor
Insecticida	kg	5,20E-09
Herbicida	kg	1,50E-03
Diésel	L	1,89E-04
Fungicida	kg	0,00E+00
Urea	kg	7,27E-03
$MgSO_4$	kg	5,23E-05
Dolomita	kg	7,67E-05
Fertilizante compuesto	kg	3,78E-04
Electricidad	kWh	1,14E-05
Pesticidas	kg	2,12E-05
Roca fosfórica	kg	7,15E-03
Kieserita	kg	4,78E-03
KCl	kg	6,40E-03
Borax	kg	1,74E-04

Tabla 2.29 Materias primas en campo definitivo para 1MJ de biodiesel

Fertilizante	Unidad	valor
Fertilizante-N	kg	9,02E-04
Fertilizante-P	kg	4,29E-04
Fertilizante K	kg	1,83E-03
Glifosato	kg	2,86E-05
Paraquat	kg	1,04E-05
Diésel	L	3,75E-05

Inventario para la extracción de aceite

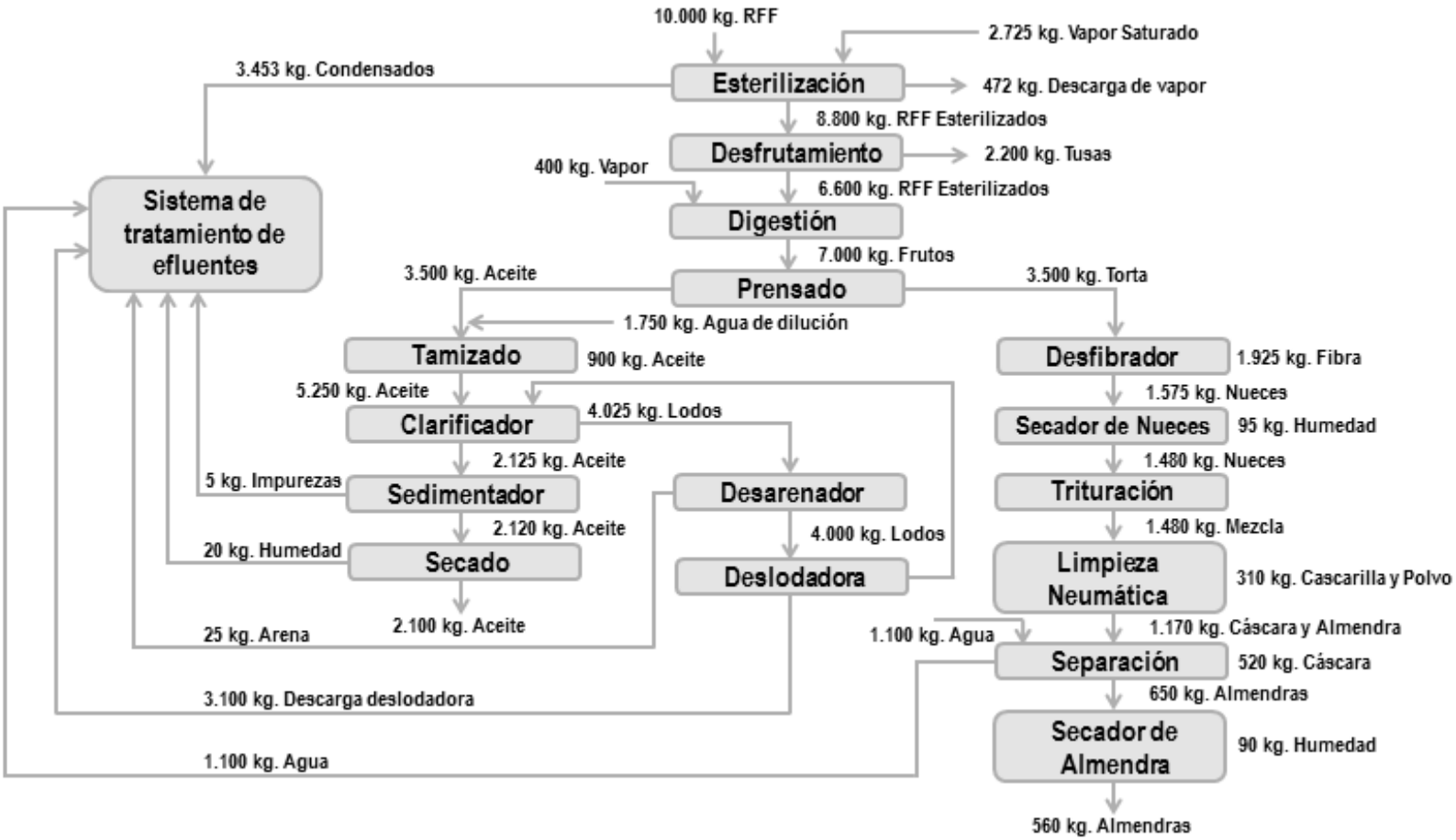
Para el inventario de la extracción de aceite se tuvieron en cuenta los consumos por energía eléctrica y vapor, lo cuales son los recursos más representativos en esta etapa. El inventario se calculó de forma global, es decir, no se discriminó el consumo por cada una de las etapas que conforman el proceso. Los consumos másicos de la planta fueron estimados a partir de la Figura 5.3, en la cual la extracción se realiza por prensado, sin utilizar ningún tipo de solvente químico.

Se asumió que no hay cogeneración de energía por el uso de los residuos sólidos como la fibra y las cáscaras. Para la asignación másica se contabilizaron solo dos productos, el aceite y la almendra. La Tabla 5.9 muestra las entradas para 1MJ de biodiesel.

Tabla 2.30 Inventario con valores promedio en la extracción de aceite de palma para 1MJ de biodiesel

Flujo	Unidad	Valor
Entradas		
Racimos	kg	1,24E-01
Vapor	kg	3,87E-02
Agua	kg	3,53E-02
Electricidad	kWh	1,81E-03
Salidas		
Aceite	kg	2,60E-02
Almendras	kg	6,93E-03
Cascara	kg	6,44E-03
Fibra	kg	2,38E-02
Raquis	kg	2,72E-02
Efluente	kg	9,51E-02

Figura 2.20 Balance de masa de la extracción de aceite de palma en Colombia



Fuente: Fedepalma [24].

Inventario para la síntesis de biodiesel

En este inventario se tuvieron en cuenta la energía consumida durante el proceso de transesterificación y pretratamiento de los ácidos grasos. Las principales entradas de materias primas, metanol y catalizadores, fueron incluidas en los inventarios. Las corrientes de salidas incluyen el biodiesel, la glicerina, aguas de lavado y sales sódicas. Se aplicó asignación másica para dividir los impactos ambientales atribuidos al biodiesel y la glicerina. Los flujos másicos y energéticos de estos procesos, así como sus diagramas de flujos, fueron presentados en el capítulo 1.

Inventario para la distribución y uso del biocombustible

En este inventario se tuvo en cuenta la distribución del biodiesel desde la planta de producción en el municipio de Puerto Wilches hasta la ciudad de Barrancabermeja, donde se asumió que fue mezclado con diésel fósil y distribuido para su posterior uso. Las emisiones producto de la combustión fueron tenidas en cuenta usando factores de emisión para el diésel fósil y biodiesel puro. En la combustión del B100 no se tuvieron en cuenta las emisiones de CO_2, ya que se consideraron como neutrales, al ser absorbidas previamente en la etapa de cultivo. La Tabla 5.10 muestra los factores de emisión utilizados en la combustión del diésel y B100.

Tabla 2.31 Factores de emisión del diésel y el B100 para 1MJ de combustible

Emisión	Unidad	Diésel	B100
CO_2	kg	6,88E-02	0
SO_2	kg	2,12E-05	0
NO_2	kg	7,27E-04	8,01E-04
CO	kg	1,18E-04	6,12E-05
HC	kg	2,36E-06	7,69E-07
PM	kg	3,30E-05	1,74E-05

5.2.2.5 Inventario para los procesos bioquímicos

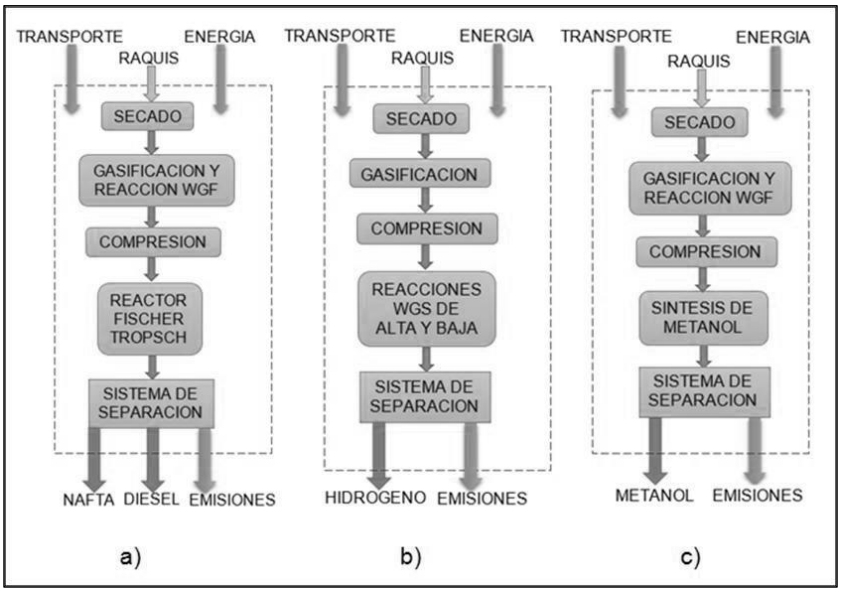
Este inventario incluye el transporte de raquis por camión, una distancia de 20 km, desde la extractora hasta la planta de etanol. Se tiene en cuenta los consumos energéticos de las plantas, descritos en el Capítulo 3. En términos generales, las

entradas del inventario requiere de los agentes activos en cada pretratamiento, vapor, ácido sulfúrico, soda caustica, etanol, etc. También se incluye el consumo de agua, enzimas, y levaduras. Las salidas están formadas principalmente por el etanol, vinazas y CO_2, productos de la fermentación.

5.2.2.6 Inventario para los procesos termoquímicos

Este inventario se montó de una manera similar al anterior. En este caso, los requerimientos son principalmente energéticos. En este inventario, dado que uno de los procesos presenta dos productos de valor, se utilizó la asignación másica para dividir cargas. Por lo tanto, en este inventario se presentaran cuatro productos: metanol, hidrógeno, nafta y biodiesel, estos dos últimos, obtenidos por la síntesis de Fischer-Tropsch. La Figura 5.4 esquematiza los sistemas bajo estudio.

Figura 2.21 Esquemas de los tres sistemas evaluados. a) producción de diésel y nafta. b) producción de hidrógeno. c) producción de metanol



5.3 Resultados

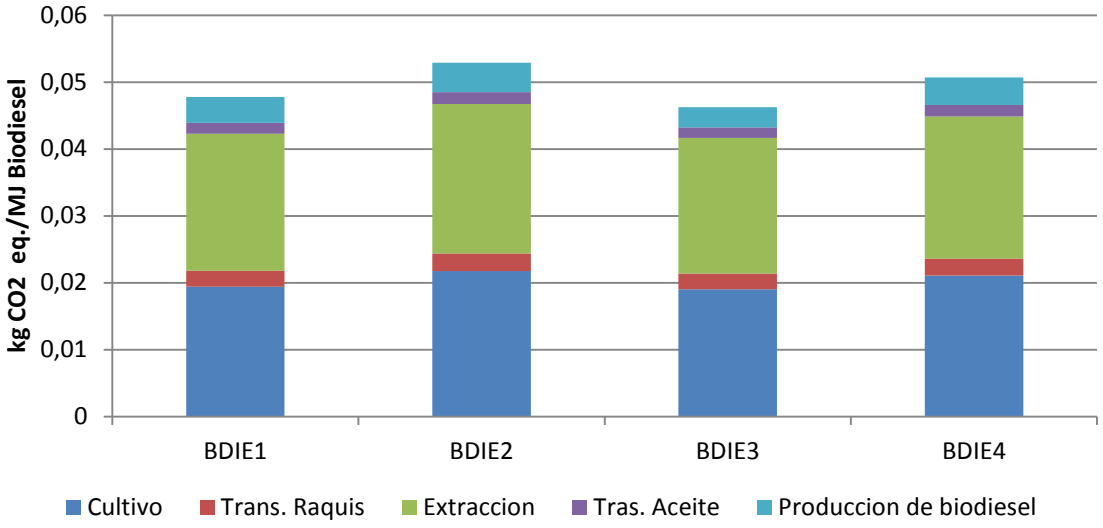
5.3.1 Sistemas de producción de biodiesel

Los resultados por producir 1MJ de biodiesel, en un año estabilizado de producción, muestran cierta ventaja del pretratamiento de esterificación sobre el de neutralización. El sistema BDIE3 genera $4{,}63 \times 10^{-2}$ kg eq-CO_2, siendo el que menor impacto genera dentro de la categoría. Le sigue el sistema BDIE1, con $4{,}78 \times 10^{-2}$ kg eq-CO_2. La lista la finalizan el sistema BDIE4 y el BDIE2 con $5{,}07 \times 10^{-2}$ kg eq-CO_2 y $5{,}29 \times 10^{-2}$ eq-CO_2, respectivamente.

La Figura 5.5 muestra que en todos los sistemas bajo estudio, las etapas de cultivo y extracción de aceite acarrean con las mayores emisiones de calentamiento global. Cada una de estas etapas alcanza a superar el 40% del total de las emisiones de la cadena productiva. La etapa de cultivo genera grandes impactos por el uso y producción de fertilizantes, en especial por el uso de compuestos nitrogenados que generan emisiones directas de N_2O, un gas que tiene 360 veces más potencial de calentamiento global que el CO_2. En la extracción de aceite, el alto impacto ambiental es producido por las emisiones de metano y CO_2 que son producidas por los efluentes líquidos almacenados en piscinas oxidativas. Las piscinas oxidativas manejan grandes volúmenes de residuos, ya que por cada 10 toneladas de racimo que procesa la planta, se producen 7 toneladas de efluentes.

En la categoría de agotamiento de ozono estratosférico, los valores de CFC-11 equivalentes resultan ser prácticamente insignificantes, lo cual es debido a que no hay emisiones directas de compuestos halogenados, y las emisiones de estos compuestos en la producción de las diferentes materias primas también es muy reducido. Como se puede apreciar en la Figura 5.6, los valores de equivalentes de CFC-11 están en un orden de 10^{-14}, lo que significa que la cadena de producción de biodiesel tiene un impacto mínimo en esta categoría.

Figura 2.22 Calentamiento global por etapa para los sistemas BDIE



En relación a la categoría de oxidantes fotoquímicos, los sistemas tienen un impacto en kg eq-etileno entre $7{,}94 \times 10^{-6}$ (BDIE4) y $8{,}86 \times 10^{-6}$ (BDIE1). A la etapa de extracción de aceite le corresponden el 55% (en promedio) de las cargas asociadas de cada sistema para esta categoría. Nuevamente la razón de este impacto es el metano emitido en las piscinas de oxidación. La Figura 5.7 muestra los kg eq-etileno por etapas para cada uno de los sistemas bajo estudio.

Figura 2.23 Agotamiento del ozono por etapas para los sistemas BDIE

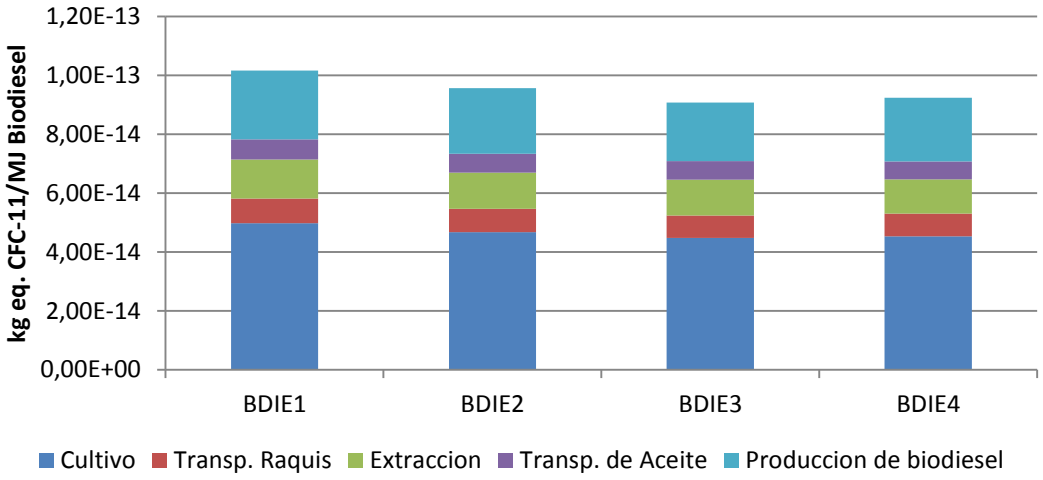
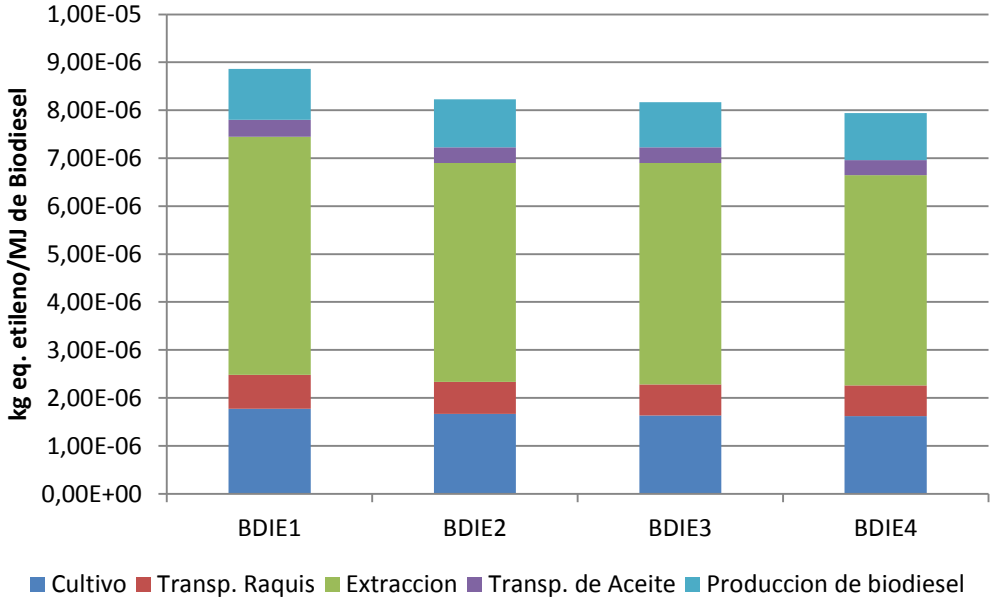
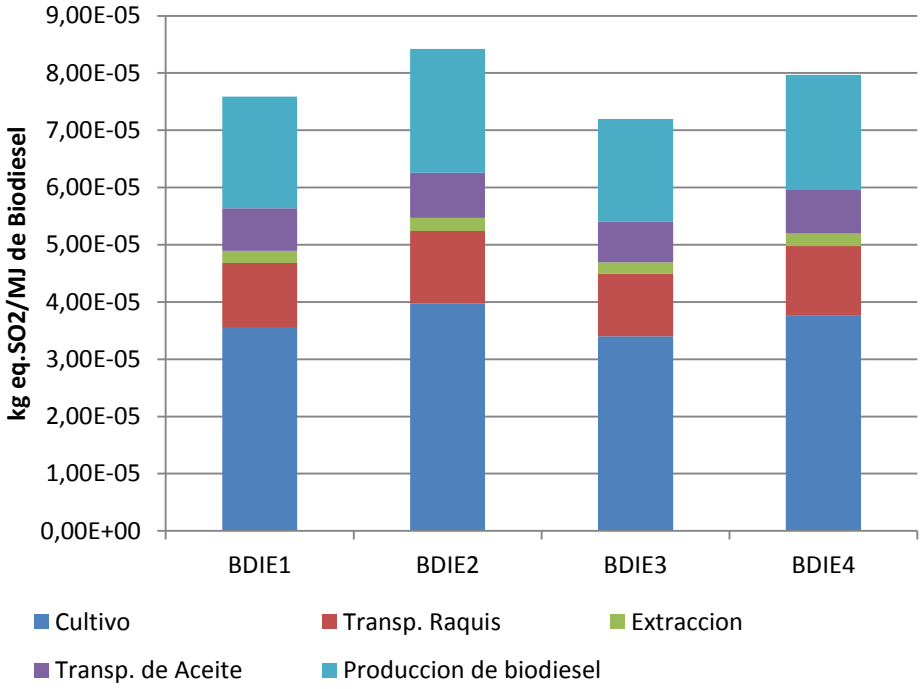


Figura 2.24 Formación de oxidantes fotoquímicos por etapas para los sistemas BDIE



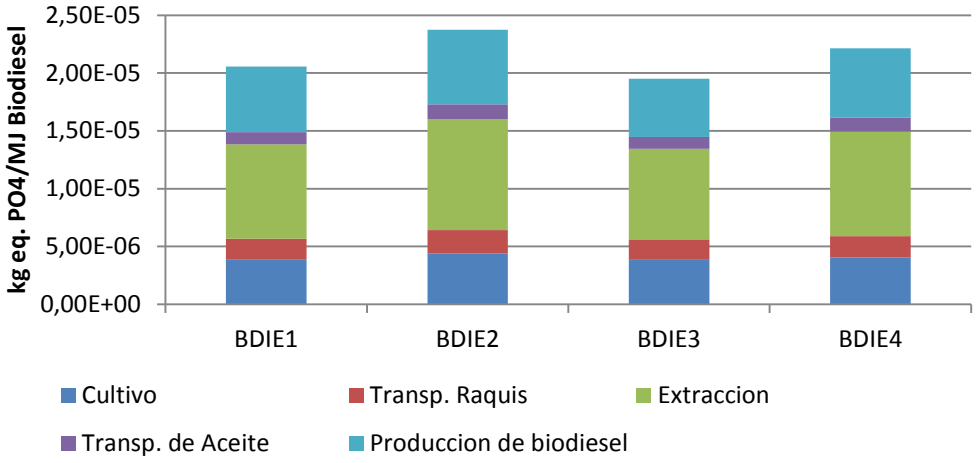
La acidificación es promovida por la producción de fertilizantes y el uso de combustible diésel. En conjunto, hacen que la etapa de cultivo genere los mayores equivalentes de SO_2. En esta categoría se hace evidente el poder acidificante del diésel fósil, como lo muestra la Figura 5.8, donde las etapas de transporte de racimos y aceite tienen una participación promedio del 15,1% y 9,3%, respectivamente. Las etapas de síntesis del biodiesel también presentan valores elevados de acidificación, lo cual se explica en el uso de combustible fósil y de metanol, que también es de origen fósil. El sistema BDIE2 presenta la mayor carga acidificante, con $8{,}42 \times 10^{-5}$ kg eq-SO_2, seguido por los sistemas BDIE4 y BDIE1, con $7{,}97 \times 10^{-5}$ y $7{,}59 \times 10^{-5}$ kg eq-SO_2, respectivamente. El sistema BDIE3 presenta las menores cargas en la categoría, con $7{,}2 \times 10^{-5}$ kg eq-SO_2. La literatura reporta potenciales de acidificación entre $5{,}21 \times 10^{-5}$ – $2{,}01 \times 10^{-4}$ kg eq-SO_2/MJ biodiesel, los cuales corresponden con los resultados encontrados en este trabajo [24, 25, 26, 27].

Figura 2.25 Acidificación por etapas para los sistemas BDIE



Los impactos ambientales relacionados con la categoría de eutrofización (ver Figura 5.9) muestran al sistema BDIE3 como el mejor de los sistemas analizados, con $1{,}95 \times 10^{-5}$ kg eq-PO_4. En esta categoría, los porcentajes de distribución de cargas en cada uno de los sistemas se encuentran más distribuidos en las diferentes etapas del ciclo de vida. No obstante, la etapa de extracción presenta los mayores valores. Una gran parte de los efluentes almacenados en las piscinas oxidativas se convierten en metano y CO_2, como se mencionó anteriormente, pero la carga de DQO es tan elevada que después pasar por las piscinas de oxidacion el material orgánico que se descarga a las fuentes hídricas sigue siendo alto. Diferentes autores reportan potenciales de eutrofización entre 1×10^{-5} – $4{,}28 \times 10^{-5}$ kg eq-PO_4/MJ biodiesel, rango en el cual se encuentra los valores calculados en este trabajo [25, 27, 28].

Figura 2.26 Eutrofización por etapas para los sistemas BDIE



El consumo de energía fósil en la cadena de producción del biodiesel es elevado. Acorde a la Figura 5.10, el biodiesel producido en los cuatro sistemas estudiados es en un promedio de 54,2% de origen fósil. Las etapas que más contribuyen con esta categoría son el cultivo y la síntesis de biodiesel. En el cultivo, la mayoría de materias primas son fabricadas con energía fósil, además hay que sumarle todo el combustible que se utiliza en el transporte de las mismas, así como también el diésel consumido en las labores de mantenimiento de la plantación. Por el lado de la planta de biodiesel, su funcionamiento se basa en energía fósil, asumido como gas natural. Es claro que la etapa de extracción presenta un impacto bajo, lo cual se explica en que gran parte de la energía utilizada es proveniente de la red eléctrica, y su consumo, comparado con la planta de biodiesel, es mucho menor.

La Figura 5.11 compara los sistemas BDIE y el sistema de diésel fósil en cada una de las categorías de impacto bajo estudio. La producción de 1 MJ de diésel tiene un impacto de $5{,}97 \times 10^{-3}$ kg eq-CO_2 en la categoría de cambio climático, 76,15% menos que el sistema BDIE3, el de menor impacto en los sistemas BDIE. Es bien sabido que el proceso de extracción del crudo y su posterior refinamiento es intensivo en el uso de energía, pero la gran variedad de productos que es posible obtener de esta materia prima conlleva a usar métodos de asignación que dividen las cargas ambientales totales que se producen.

Figura 2.27 Consumo de energía fósil en los sistemas BDIE

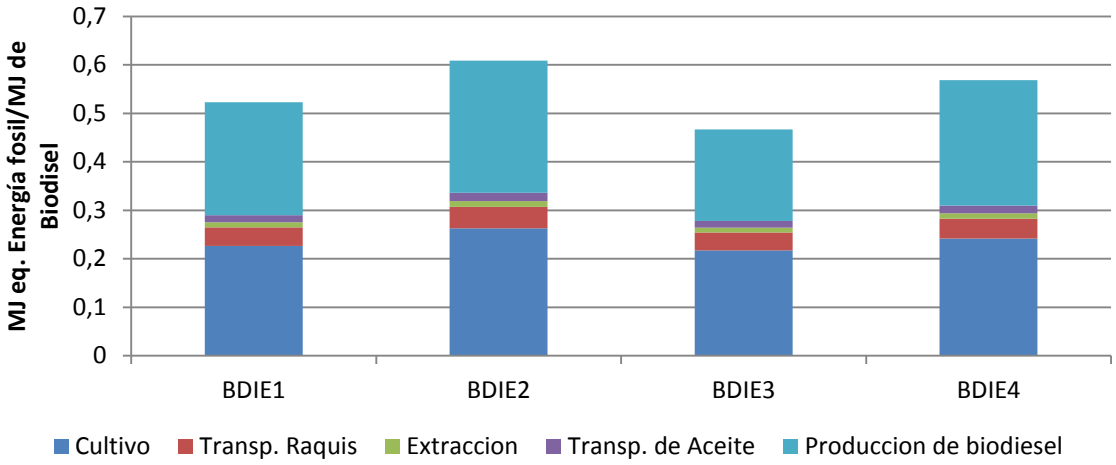
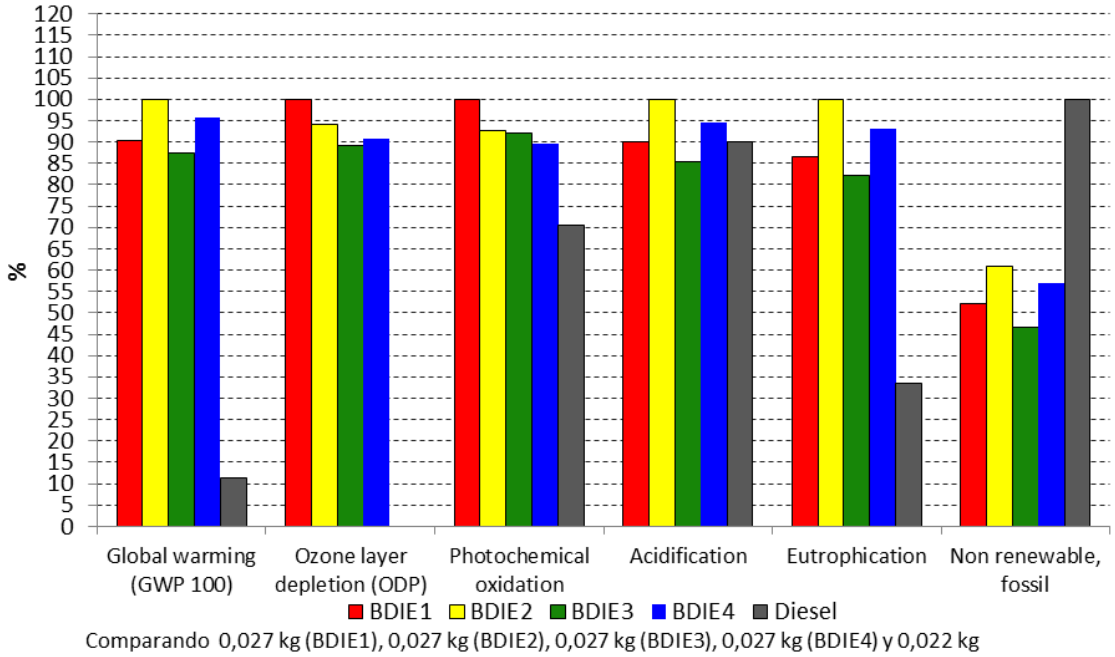


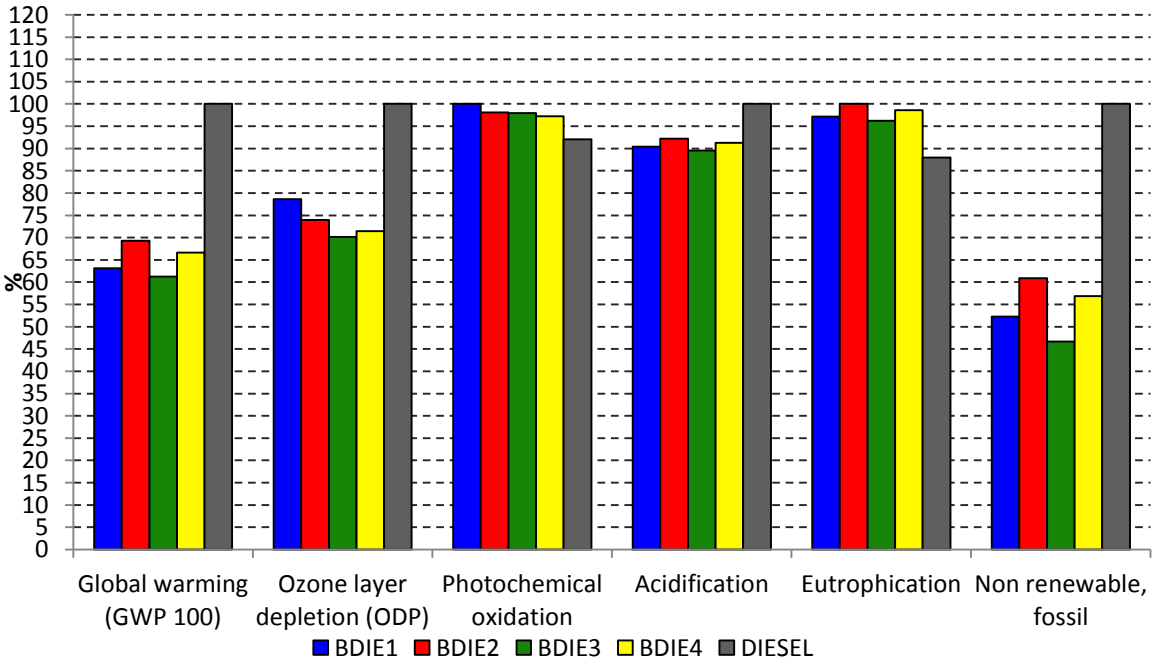
Figura 2.28 Perfil ambienta de los sistemas BDIE Vs. Diésel. Producción de 1MJ de combustible



El perfil comparativo cambia sustancialmente al incluir la etapa de uso de los combustibles. La Figura 5.12 muestra el perfil ambiental de los sistemas BDIE y diésel, contabilizando todas las etapas de sus respectivos ciclos de vida. Para la categoría de calentamiento global, ahora es posible afirmar que el biodiesel

reduce las emisiones de CO_2 en comparación con el diésel de origen fósil. Con la combustión, el sistema BDIE1 alcanza 5,24x10^{-2} kg eq-CO_2, 5,75x10^{-2} kg eq-CO_2 para el sistema BDIE2, 5,08x10^{-2} kg eq-CO_2 para el sistema BDIE3 y 5,53x10^{-2} kg eq-CO_2 para el sistema BDIE4. No obstante, el diésel, después de su combustión, alcanza 8,30x10^{-2} kg eq-CO_2. Por lo tanto, con los resultados presentados hasta el momento y para los sistemas estudiados, el porcentaje mínimo de reducción de kg eq-CO_2 es del 30,74% (BDIE2), mientras que el máximo es del 38,75% (BDIE3). En la categoría de oxidantes fotoquímicos, los sistemas BDIE siguen presentado un mayor impacto que el diésel fósil, aunque la diferencia entre todos los sistemas es menor. La diferencia entre el sistema BDIE1, el de mayor impacto en la categoría y el diésel, es de 7,91%.

Figura 2.29 Perfil ambiental de los sistemas BDIE Vs. Diésel. Producción y uso de 1MJ de combustible



Comparando 0,027 kg (BDIE1), 0,027 kg (BDIE2), 0,027 kg (BDIE3), 0,027 kg (BDIE4) y 0,022 kg (Diesel)

En relación a la categoría de acidificación, el diésel sobrepasa a los sistemas BDIE. El diésel produce 4,61x10^{-4} kg eq-SO_2, frente a 4,17x10^{-4} kg eq-SO_2 del BDIE1; 4,25x10^{-4} kg eq-SO_2 del BDIE2; 4,13x10^{-4} kg eq-SO_2 del BDIE3 y 4,21x10^{-4}

kg eq-SO_2 del BDIE4. En la categoría de eutrofización, los sistemas BDIE nuevamente generan más impacto que el diésel fósil.

Todos los resultados presentados hasta el momento son para un año estable de producción en la etapa de cultivo. Al distribuir las emisiones de los primeros cinco años en los años productivos de la palma, los impactos ambientales de los sistemas BDIE se incrementan en cada una de las categorías. La Figura 5.13 muestra el perfil ambiental de los sistemas BDIE, donde se aprecia que en la categoría de cambio climático se produjo un incremento del 6,6% con respecto a los valores de la Figura 5.12. Las categorías de formación de oxidantes fotoquímicos, acidificación y eutrofización presentaron una variación al alza de 5,02%, 5,99%, y 3,6%, respectivamente. La categoría de uso de energías no renovables presentó la mayor alza, con aproximadamente 11%. La Tabla 5.11 resume los impactos ambientales después de redistribuir los impactos de los primeros cinco años del cultivo.

Figura 2.30 Sistemas BDIE Vs. Diésel, con redistribución en los requerimientos del cultivo.

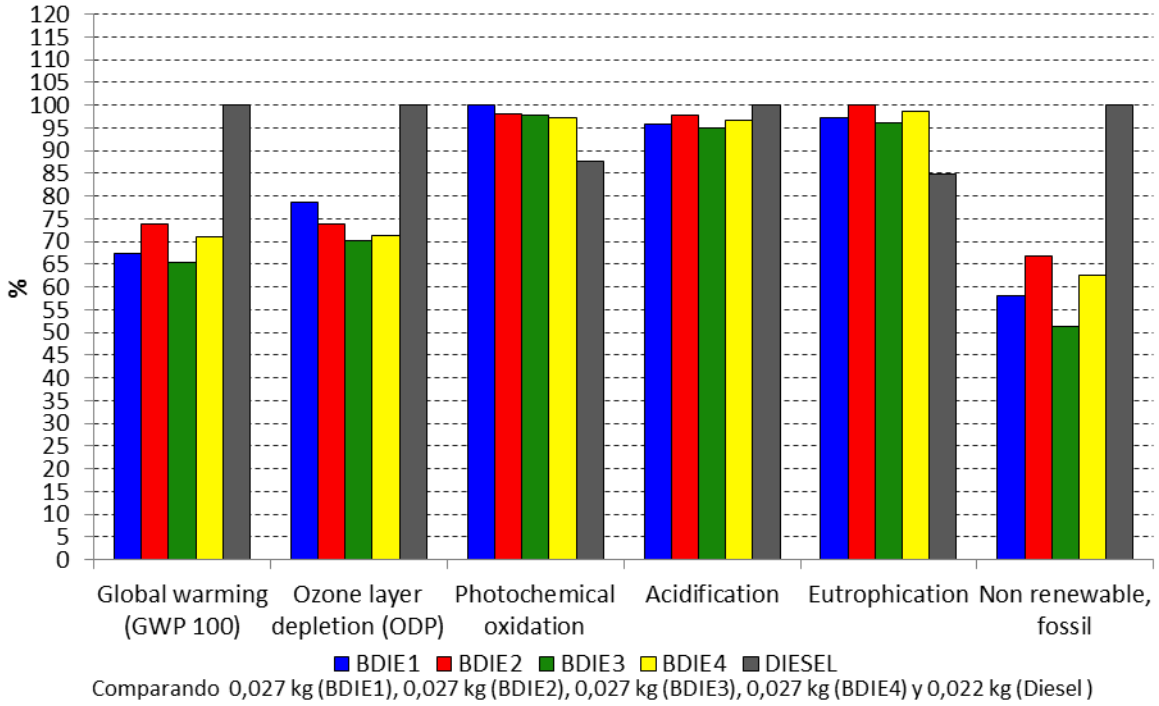


Tabla 2.1 Impactos ambientales potenciales de los sistemas BDIE y diésel

Proceso	Global warming (GWP 100) [kg eq. CO_2]	Ozone layer depletion (ODP) [kg eq. CFC-11]	Photochemical oxidation [kg eq. etileno]	Acidification [kg eq. SO_2]	Eutrophication [kg eq. PO_4^{-3}]	Non renewable, fossil [MJ eq.]
BDIE1	0,056	1,14E-10	3,53E-05	4,42E-04	1,13E-04	0,580
BDIE2	0,061	1,07E-10	3,47E-05	4,51E-04	1,16E-04	0,669
BDIE3	0,054	1,02E-10	3,46E-05	4,38E-04	1,12E-04	0,513
BDIE4	0,059	1,03E-10	3,44E-05	4,46E-04	1,15E-04	0,626
DIESEL	0,083	1,45E-10	3,10E-05	4,61E-04	9,88E-05	1

Costa [24] calculó el calentamiento global producido en la producción del biodiesel de palma africana en 3,12x10^{-3} kg eq-CO_2/MJ biodiesel, valor que se encuentra por debajo de los resultados calculados para los sistemas de producción de biodiesel de este estudio. Pleanjai *et al*. [27] calcularon el GWP de la cadena de producción de biodiesel de palma en Tailandia en 1,29x10^{-2} kg eq-CO_2/MJ biodiesel. Aunque este valor se encuentra mas cercano a los resultados aquí calculados las diferencias están intrínsecamente sujetas al alcance y a los límites establecidos para los sistemas de estudio, pero dependen principalmente de las asignaciones de cargas ambientales de las corrientes que se tuvieron en cuenta como co-productos en cada análisis.

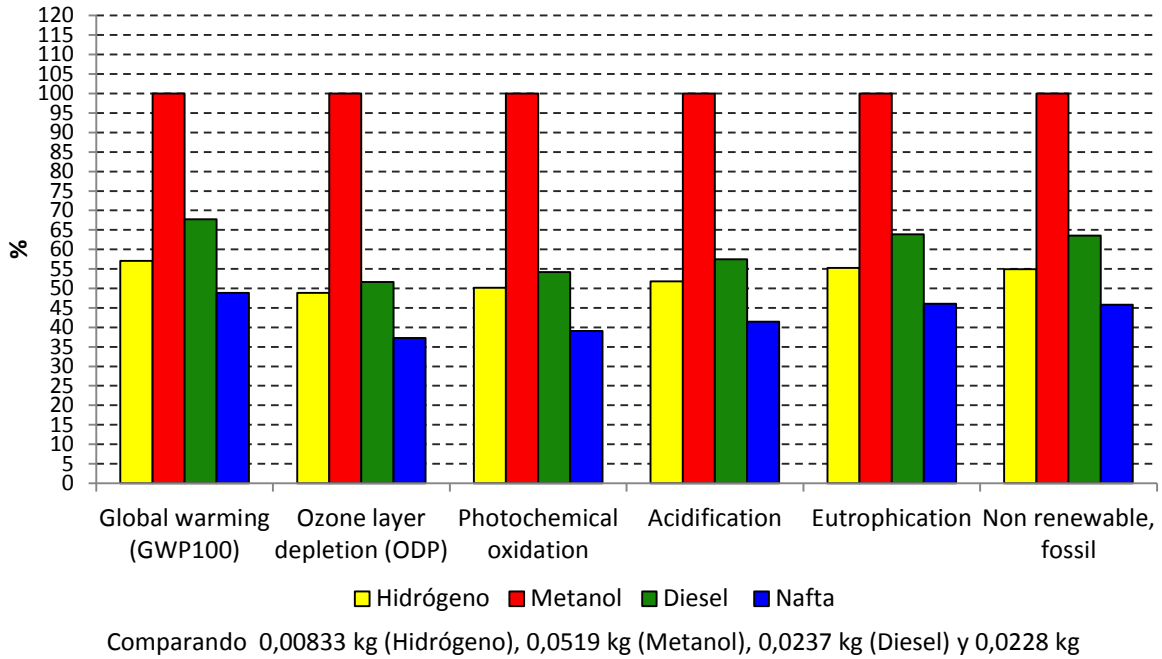
Para los sistemas bajo estudio en este trabajo los porcentajes de reducción de gases de efecto invernadero se encuentran entre 30-40%. Silalertruksa *et al*. [29] afirman que el biodiesel de palma africana (Tailandia) puede reducir las emisiones de gases de efectos invernadero entre el 46-73% cuando se compara con el diésel fósil. También afirma que la etapa agrícola y los efluentes del proceso de extracción del aceite de palma tienen los mayores impactos. Los valores encontrados por Silalertruksa *et al*. [29] pueden ser explicados por los mayores rendimiento por hectárea de la palma africana que se alcanzan en los países del sureste asiático y por la mejor utilización de co-productos en toda la cadena productiva, principalmente en la etapa de extracción del aceite. El Consorcio CUE, en el proyecto marco “Estrategias de energía sostenible y biocombustibles para Colombia”, financiado por el Banco Interamericano de Desarrollo y el Ministerio de Minas y Energía, afirma que el biodiesel de palma africana puede reducir los

gases de efecto invernadero entre el 50-108% cuando se compara con el diésel de origen fósil [12].

5.3.2 Sistemas termoquímicos

La producción de metanol es el sistema que presenta la mayor carga ambiental en todas las categorías evaluadas. Esta tendencia se debe a que el proceso consume mucha más energía que la consumida en la producción de hidrógeno. Además, el proceso Fischer–Tropsch, aunque también presenta un consumo elevado de energía, se ve favorecido al tener dos corrientes de producto, lo cual divide las cargas ambientales.

Figura 2.31 Perfil de impactos para los sistemas termoquímicos



La Figura 5.14 muestra la contribución de las cargas ambientales de cada sistema en las seis categorías de impacto ambiental evaluadas. En la categoría de calentamiento global, el metanol produce $6{,}52 \times 10^{-2}$ kg eq-CO_2, mientras el hidrógeno alcanza $3{,}74 \times 10^{-2}$ kg eq-CO_2. En la categoría de daño a la capa de ozono, los valores de kg eq-CFC-11 están por el orden de 10-11, lo cual indica que el impacto ambiental es mínimo. Contrario al comportamiento del metanol, la

nafta presenta el mejor perfil ambiental. La Tabla 5.12 resume los valores alcanzados por cada sistema en las diferentes categorías.

Tabla 2.2 Resumen de los impactos ambientales potenciales en los sistemas de gasificación

Proceso	Global warming (GWP100) [kg eq. CO_2]	Ozone layer depletion (ODP) [kg eq. CFC-11]	Photochemical oxidation [kg eq. etileno]	Acidification [kg eq. SO_2]	Eutrophication [kg eq. PO_4^{-3}]	Non renewable, fossil [MJ eq.]
Hidrógeno	3,74E-02	2,40E-11	6,85E-05	5,53E-04	1,36E-05	6,04E-01
Metanol	6,55E-02	4,91E-11	1,37E-04	1,07E-03	2,46E-05	1,10E+00
Diesel	4,43E-02	2,54E-11	7,40E-05	6,13E-04	1,57E-05	6,99E-01
Nafta	3,20E-02	1,83E-11	5,34E-05	4,42E-04	1,13E-05	5,04E-01

El mayor impacto en todas las categorías evaluadas corresponde a los requerimientos energéticos de los equipos (energía eléctrica y calentamiento con gas natural) y en una despreciable proporción a las emisiones directas de los procesos. La energía eléctrica suministrada es utilizada para ajustar la potencia requerida por en la etapa de compresión de cada sistema estudiado, y elevar la presión del gas de síntesis de una atmósfera a la respectiva presión de operación. La energía de calentamiento con gas natural hace referencia a la energía utilizada en el secado del raquis, los requerimientos de calor en los reactores (reactor shift en el proceso Fischer-Tropsch y el reactor que simula el reformado con vapor en el proceso de hidrógeno) y los requerimientos de calor en los rehervidores de las torres de destilación (dos torres utilizadas en la purificación del metanol, y una torre utilizada en el fraccionamiento de los hidrocarburos producidos en el proceso Fischer-Tropsch). En la Figura 5.15 se puede observar que el proceso de calentamiento con gas natural presenta la mayor carga ambiental correspondiente a las seis categorías evaluadas. El proceso de transporte del raquis presenta emisiones mínimas comparadas con el proceso de calentamiento con gas natural y energía eléctrica, por lo cual fue omitido de la Figura 5.15.

Figura 2.32 Contribución de los procesos por categoría de impacto para los sistemas termoquímicos

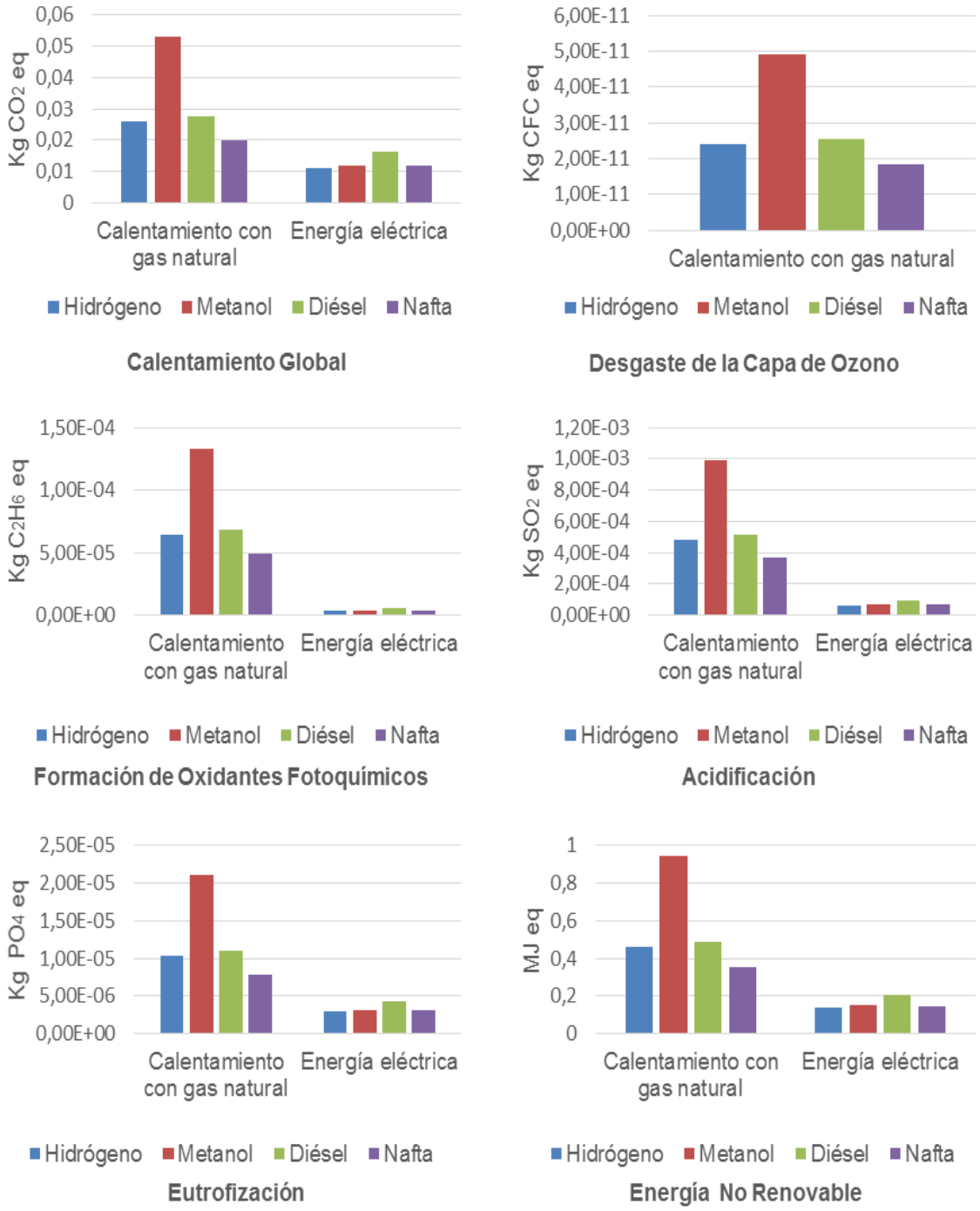


Figura 2.33 Emisiones representativas por categoría para los sistemas termoquímicos

La Figura 5.16 muestra las emisiones por categoría. En la categoría de calentamiento global las emisiones representativas son el metano y dióxido de carbono, producidos primordialmente durante la extracción y combustión del gas natural, respectivamente. En la formación de oxidantes fotoquímicos, la mayoría

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

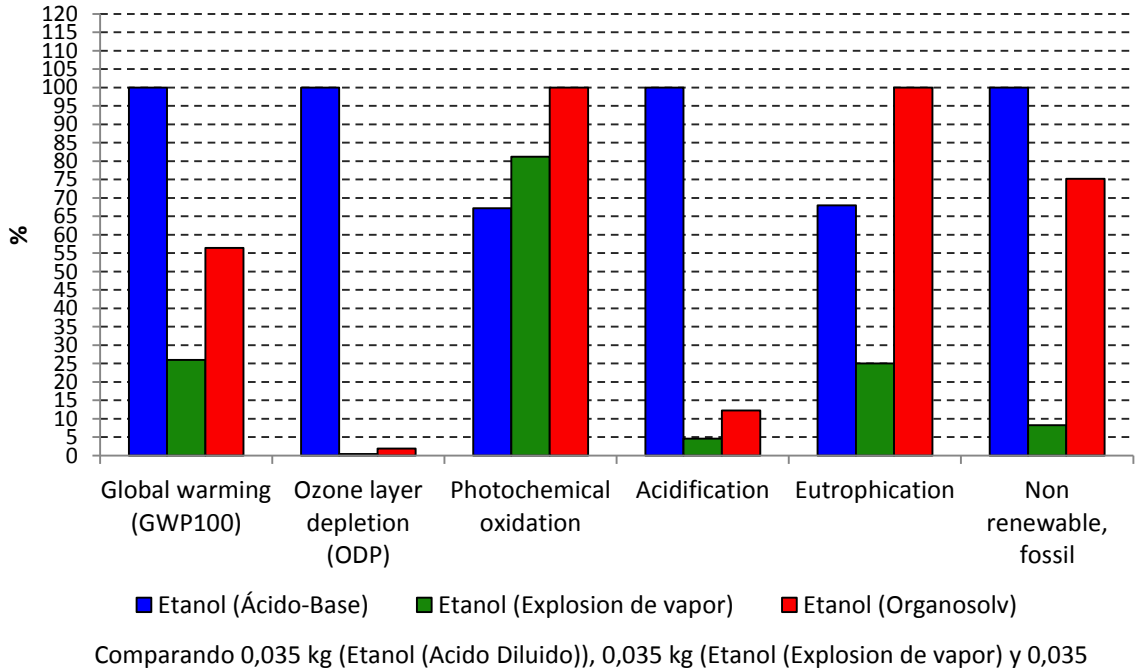
Los óxidos de nitrógeno y azufre generan los equivalentes que se reportan en las categorías de acidificación y eutrofización, y aunque tiene un efecto diferente en cada categoría debido a los factores de caracterización, la causa de su emisión es la misma, se encuentran presentes en los combustibles fósiles utilizados en el inventario y se emiten en la combustión de los mismos.
En relación al desgaste de la capa de ozono, los compuestos clorofluorocarbonados son los que presentan el mayor impacto, aunque los valores en equivalentes de CFC están en el orden de 10^{-11}, lo cual indica que las emisiones de este tipo de compuestos son mínimas. Las razones de estas pequeñas emisiones son atribuidas al transporte y almacenamiento del gas natural mediante el uso de refrigerantes.

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

5.3.3 Sistemas bioquímicos

La Figura 5.17 contiene la contribución de las cargas ambientales cuantificadas para cada sistema mediante las 6 categorías de impacto. El perfil ambiental muestra que existe una mayor incidencia en las categorías de impacto ambiental correspondiente a la ruta con ácido/base.

Figura 2.34 Perfil de impactos ambientales potenciales para los sistemas bioquímicos



El sistema ácido/base encabeza el impacto en la categoría de calentamiento global con 0,182 kg eq-CO_2/ MJ etanol, esto se debe al insumo de compuestos inorgánicos, principalmente el hidróxido de sodio requerido para el pretratamiento alcalino, el cual genera aproximadamente un impacto del 50% dentro de la categoría (ver Figura 5.18). El sistema Organosolv presentó una medida de 0,104 kg eq-CO_2/MJ etanol, debido al uso de solventes la etapa de pretratamiento, y en menor proporción debido al consumo de hidróxido de calcio para la neutralización y los requerimientos de calor de todo el proceso (Ver Figura 5.19). La explosión de vapor obtuvo el menor impacto por calentamiento global, 0,047 kg eq-CO_2/ MJ de etanol, ya que la contribución por el consumo de gas natural para el calentamiento del vapor es equivalente al 10% del impacto de la categoría (ver Figura 5.20).

Figura 2.35 Contribución de procesos para el pretratamiento ácido/base

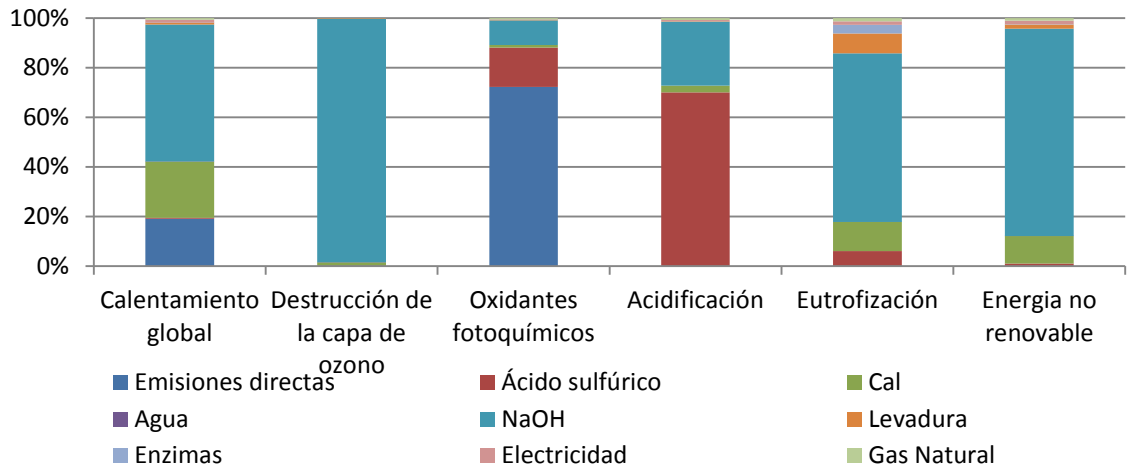
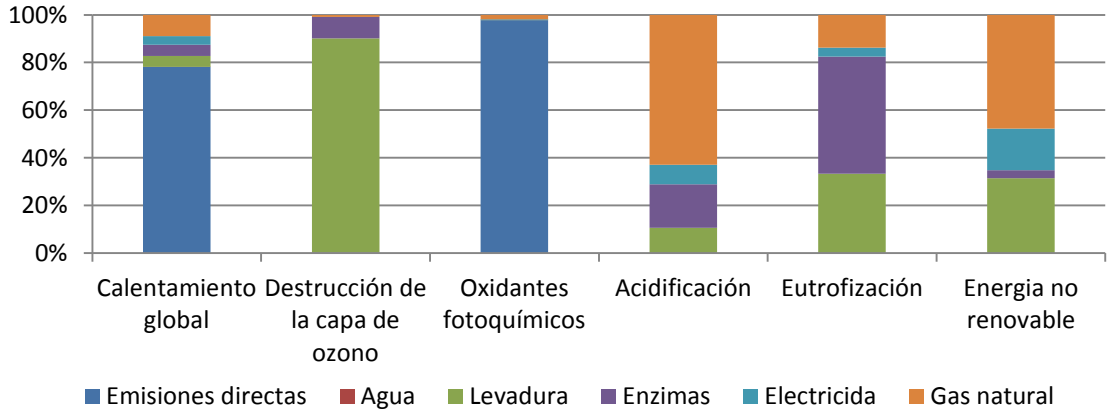
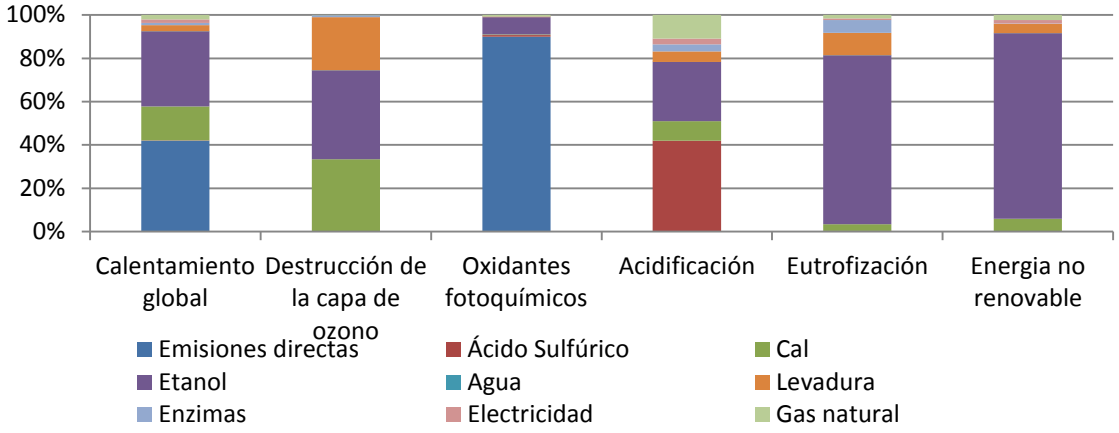


Figura 2.36 Contribución de procesos para el pretratamiento con explosión de vapor



Las emisiones de compuestos orgánicos volátiles se presentan en la extracción del gas natural, el cual está compuesto, además del metano, por hidrocarburos de bajo peso molecular como propano y butano, que al ser liberados a la atmósfera reaccionan para formar radicales libres. El sistema de explosión de vapor presenta menor el impacto en las categorías de acidificación y eutrofización, con valores equivalentes a $1{,}395 \times 10^{-4}$ kg eq-SO_2 y $1{,}3 \times 10^{-5}$ kg eq-PO_4. En este sistema no se tuvo como insumo ácido sulfúrico contrario a las rutas de ácido y organosolv que utilizaron grandes cantidades en sus pretratamientos.

Figura 2.37 Contribución de procesos para el pretratamiento con organosolv



En la categoría de combustibles no renovables, el mayor consumo energético lo tuvo el proceso con pretratamiento ácido/base con 2,153 MJ eq., seguido por Organosolv con 1,649 MJ eq. y para explosión de vapor con 0,184 MJ eq. De esta manera, a excepción del proceso con pretratamiento de explosión de vapor, los dos procesos restantes consumen más energía fósil que la energía producida en los mismos. La Tabla 5.13 resume los impactos ambientales en las categorías evaluadas para los sistemas de bioetanol.

Tabla 2.3 Impactos ambientales potenciales para los sistemas bioquímicos

Proceso	Global warming (GWP100) [kg eq-CO_2]	Ozone layer depletion (ODP) [kg eq-CFC-11]	Photochemical oxidation [kg eq-etileno]	Acidification [kg eq-SO_2]	Eutrophication [kg eq-PO_4^{-3}]	Non renewable, fossil [MJ eq.]
Etanol (Ácido/base)	0,181	1,33E-07	5,32E-04	3,01E-03	3,67E-05	2,142
Etanol (Explosión de vapor)	0,047	5,47E-10	6,42E-04	1,37E-04	1,35E-05	0,176
Etanol (Organosolv)	0,102	2,60E-09	7,91E-04	3,6E-04	5,39E-05	1,612

5.4 Conclusiones

Se evaluó la sostenibilidad ambiental mediante la metodología del análisis de ciclo de vida de cada uno de los procesos descritos en los capítulos 1-3, evaluando seis

categorías de impacto ambiental: calentamiento global, formación de oxidantes fotoquímico, acidificación, eutrofización, daño a la capa de ozono y energía no renovable. La producción de biodiesel de palma africana presenta un potencial de calentamiento global que varía entre $5,4x10^{-2}$ a $5,9x10^{-2}$ kg eq-CO_2/MJ biodiesel. Los procesos con pretratamiento de esterificación de ácidos grasos presentan un menor GWP que los procesos con pretratamientos con neutralización. Las etapas de cultivo y extracción de aceite generan los mayores impactos de la cadena productiva del biodiesel en la categoría de calentamiento global. En comparación con la producción y uso del diésel fósil el biodiesel de palma africana puede reducir las emisiones de efecto invernadero entre 30-37%. El potencial de acidificación para los sistemas de producción de biodiesel fue en promedio de $4,44x10^{-4}$ kg eq-SO_4/MJ biodiesel e inferior en todos los casos al calculado para el diésel, mientras que los potenciales de eutrofización y daño de la capa de ozono superaron al sistema de diésel fósil como resultado de las emisiones en la etapa de extracción del aceite de palma. Entre tanto, se requiere como máximo un 66,9% de energía fósil en la producción y uso de un MJ de biodiesel.

El perfil comparativo de sostenibilidad ambiental de los procesos termoquímicos muestra al proceso de producción de hidrogeno como el de menor carga ambiental en la categorías evaluadas; sin embargo, los procedimientos de asignación utilizados transforman al nafta del proceso Fischer-Tropsch en el producto de menor impacto con porcentajes que varían entre 8 -10% por debajo de los potenciales calculados para el hidrógeno. El proceso de producción de metanol muestra los mayores impactos en las categorías de estudio y se convierte en el único proceso termoquímico estudiado que consume mas energía fósil por energía producida (1,1 MJ eq. de energía fósil/MJ de metanol). Fue posible calcular que las cargas ambientales directas de los procesos termoquímicos son despreciables, mientras que las cargas por el uso de energía fósil, principalmente gas natural, triplica el uso de energía eléctrica y son las dos entradas que generan las mayores emisiones contaminantes.

El proceso bioquímico de producción de etanol con pretratamiento ácido/base presenta un potencial de calentamiento global de 0,181 kg eq-CO_2/MJ etanol, valor que corresponde al más alto impacto en la categoría, no solo de los procesos bioquímicos sino de todos los procesos evaluados. A diferencia de los procesos termoquímicos, las cargas ambientales de los procesos bioquímicos no solo se deben a los requerimientos de energía, también tienen gran importancia las emisiones directas de los mismos (emisiones de CO_2 y vinazas) y las cargas asociadas a los insumos o materias primas, principalmente compuestos como el NaOH y el H_2SO_4.

La utilización conjunta de *Simapro v7.1®* *y Aspen Hysys* es una importante herramienta para evaluar las posibilidades de implementación y la sostenibilidad ambiental de las tecnologías existentes y emergentes de producción de biocombustibles; no obstante, los inventarios de las bases de datos utilizadas en Simapro *v7.1®* corresponden a procesos que se desarrollan en países extranjeros, la gran mayoría europeos, con lo cual se hace necesario que en Colombia se inicie la construcción de una base datos con inventarios locales de los procesos bajo estudio y de esta manera mejorar los resultados locales.

Los impactos ambientales de los procesos bajo estudio asociados a la cadena de producción de biodiesel podrían ser reducidos mediante una disminución de los requerimientos energéticos, la cual podría ser factible a través de la integración energética de sus corrientes. Particularmente, en la etapa de extracción de aceite de palma, aparte de la integración energética, se podrían reducir sustancialmente los impactos ambientales de la cadena productiva mediante un aprovechamiento de todos los residuos y un mejor tratamiento de los efluentes que involucre la captura de los gases generados en las piscinas de oxidación. En este trabajo, los procesos termoquímicos y bioquímicos se analizaron como plantas de producción independientes del proceso de extracción de aceite, por lo cual sería recomendable para futuros trabajos analizar la sostenibilidad de los procesos aquí relacionados desde el punto de vista de biorefinería.

5.5 Referencias

[1] Azapagic, A., Stichnothe, H., «Life cycle sustainability assessment of biofuels,» de *Handbook of Biofuels Production*, Woodhead Publishing Limited, 2011, pp. 37-60.

[2] Murphy, R., «Life Cycle Assessment,» de *Green Composites - Polymer Composites and the Environment*, Woodhead Publishing, 2004, pp. 23-48.

[3] Fava, J. A., Denison R., Jones B., Curran M. S., Vigon B., Selke S., and Barnum J., «A technical framework for life-cycle assessments,» Society of Environmental Toxicology and Chemistry (SETAC), Washington, DC., 1991.

[4] ISO (2006a), *ISO 14040: Environmental management-life cycle assessment-principles and framework,* Geneva, 2006.

[5] Horne, R., Grant, Tim., Verghese, K., Life Cycle Assessment - Principles, Practice and Prospects, CSIRO Publishing, 2009.

[6] Chacon, J., «Historia ampliada y comentada del analisis de ciclo de vida (ACV),» *Revista de la Escuela Colombiana de Ingeniería,* vol. 72, pp. 37-70, 2008.

[7] Shapouri, H., Duffield, A., Wang, M., «The energy balance of corn-Ethanol: An update,» U.S. Department of Agriculture, Agricultural Economic Report No. 814, 2002.

[8] Lorenz. D. and Morris, D., « How much energy does it take to make a gallón of ethanol?,» Institute for Local Self-Reliance, Washington, DC, 1995.

[9] Pimentel, D. and Patzek, T.W., «Ethanol production using com, witchgrass, and wood; biodiesel, production using soybean and sunflower,» *Natural Resources Research,* vol. 14, pp. 65-76, 2005.

[10] Yañes, E., Silva, E., da Costa, E., Andrade, E., «The energy balance in the Palm Oil-Derived Methyl Ester (PME) life cycle for the cases in Brazil and Colombia,» *Renewable Energy,* vol. 34, p. 2905–2913, 2009.

[11] Lechón et al., «Análisis de ciclo de vida de combustibles alternativos para el transporte. Fase II. Análisis de ciclo de vida comparativo del biodiésel y del diésel. Energía y cambio climático (Informe técnico),» CIEMAT- Ministerio del

Medio Ambiente, Madrid, 2006.

[12] Consorcio CUE, «Evaluación del ciclo de vida de la cadena de producción de bocombustibles en Colombia,» Ministerio de Minas y Energías, Medellin, Colombia, 2012.

[13] Fehrenbach H. et al., «Greenhouse gas balances for the German biofuels quota legislation. Methodological guidance and default values.,» 2007. [En línea]. Available: http://www.oeko.de/service/bio/dateien/en/methodology_for_biofuels_defaultvalues_ifeu.pdf.

[14] Department for Transport of London, «Carbon and sustainability reporting within the Renewable Transport Fuel Obligation (RTFO) requirements and guidance,» London, 2008.

[15] Bindraban, P. et al., «Can biofuels be sustainable by 2020? An assessment for an obligatory blending target of 10% in the Netherlands. Report 500102 024,» Environmental Assessment Agency, Bilthoven, 2009.

[16] «Directive 2009/28/EC of the European Parliament and of the Council of 23 April 2009 on the promotion of the use of energy from renewable sources and amending and subsequently repelling Directives 2001/77/EC and 2003/30/EC,» European Parliament, Brussels, 2009.

[17] EPA-420-D-09-001, «Draft regulatory impact analysis: changes to renewable fuel standard program,» 2009. [En línea]. Available: http://www.epa.gov/OMS/renewablefuels/420d09001.pdf.

[18] Moreno,J., Dufoour, J., «Life cycle assessment of hydrogen production from biomass gasification. Evaluation of different Spanish feedstocks,» *International journal of hydrogen energy,* vol. 38, pp. 7616-7622, 2013.

[19] Iribarren, D., Susmozas, A., Dufour, J., «Life-cycle assessment of Fischer-Tropsch products from biosyngas,» *Renewable Energy,* vol. 59, pp. 229-236, 2013.

[20] Borrion, A., McManus, M., Hammond, G., «Environmental life cycle assessment of lignocellulosic conversion to ethanol: A review,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 16, p. 4638–4650, 2012.

[21] Martinez, D., Kafarov, V., «Computer aided estimation of sustainability of biodiesel production from palm oil,» *Computer Aided Chemical Engineering,* vol. 30, pp. 222-226, 2012.

[22] Martinez, D., Acevedo, P., Kafarov, V., «Life cycle assessment for joint production of biodiesel and bioethanol from African palm,» *Chemical Engineering Transactions,* vol. 21, pp. 1309-1314, 2010.

[23] Antón, M., «Utilización del Análisis de Ciclo de Vida en la evaluación del impacto ambiental del cultivo bajo invernadero mediterraneo (Tesis doctoral),» Universidad Politécnica de Cataluña, Barcelona, 2004.

[24] Fedepalma-Cenipalma, «El cultivo de la palma de aceite y su beneficio. Guía general para el nuevo palmicultor (CD Interactivo),» Fedepalma, Bogotá, 2004.

[25] Costa, R.E., «Life cycle inventory of biodiesel obtained for the Brazilian and Colombian conditions (Tesis de maestría),» Universidad Federal de Itajubá, Itajubá, 2007.

[26] Kamahara, H. et al., «Improvement potential for net energy balance of biodiesel derived from palm oil: A case study from Indonesian practice,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 34, p. 1818–1824, 2010.

[27] Pereira de Souza, S., Pacca, S., Turra, M., Borges, J.L., «Greenhouse gas emissions and energy balance of palm oil biofuel,» *Renewable Energy,* vol. 35, p. 2552–2561, 2010.

[28] Pleanjai, S., Gheewala, S.H., «Full chain energy analysis of biodiesel production from palm oil in Thailand,» *Applied Energy,* vol. 86, p. S209–S214, 2009.

[29] Rocha, M.H. et al., «Life cycle assessment (LCA) for biofuels in Brazilian conditions: A meta-analysis,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 37, p. 435–459, 2014.

[30] Silalertruksa, T., Gheewala, S.H., «Environmental sustainability assessment of palm biodiesel production in Thailand,» *Energy,* vol. 43, pp. 306-314, 2012.

6. ANÁLISIS ECONÓMICO Y EXTERNALIDADES

6.1 Introducción

El desarrollo actual de la industria de biocombustibles surge como solución a problemas como el agotamiento de combustibles fósiles y la contaminación proveniente de su combustión. No obstante, producir los biocombustibles es costoso [1]. Los costos de producción son un tema clave en la viabilidad de la industria de los biocombustibles a nivel global, ya que hoy en día se trata de mercados creados por políticas gubernamentales, plasmadas en ambiciosas metas de penetración, generosos incentivos fiscales y no por fuerzas de mercado propiamente establecidas [2].

Todos los países productores de biocombustibles han establecido diferentes mecanismos de excepciones arancelarias y subsidios [3, 4, 5, 6]. En Colombia, los biocombustibles están exentos del IVA y del impuesto global [7, 8], mientras la gasolina y el diésel, además de estar sujetos a estos dos impuestos, tienen otros dos, la tasa de marcación y la sobretasa.

Los costos de producción de los biocombustibles líquidos difieren ampliamente, dependiendo del tipo de biocombustible, materia prima, método de producción y el país de origen. Para los biocombustibles de primera generación, los precios de la materia prima son, por un amplio margen, los costos más significativos. Esto significa que cambios en los costos de las materias primas tienen una fuerte incidencia en la rentabilidad de la industria. En cuanto a los costos de producción de biocombustibles de segunda generación, estos son bastantes mayores pese a que el costo de los insumos es menor con respecto a los de primera generación.

Diferentes autores han evaluado la viabilidad económica de los procesos de producción de biocombustibles. Zhang *et al.* [232] presentaron un análisis técnico-económico de cuatro procesos continuos de producción de biodiesel a partir de aceite de canola, usado y virgen, empleando el simulador HYSYS^{TM}. Zapata *et al.* [10] evaluaron una planta de biodiesel a partir de aceite de palma utilizando el

modelo Guthrie para el cálculo de los costos de adquisición de los equipos. West *et al.* [11] compararon económicamente diferentes procesos de producción de biodiesel: procesos homogéneos alcalinos, heterogéneos alcalino, y condiciones supercríticas. Sus resultados muestran que para una producción de 8000 ton/año, los procesos heterogéneos son los más atractivos. Apostolakou *et al.* [12] presentaron un análisis sobre el efecto de la capacidad de producción sobre la rentabilidad del proceso, encontrando como resultado que entre 50000 ton/año a 80000 ton/año, el proceso presenta una alta factibilidad económica.

Los procesos de producción de bioetanol de segunda generación también ha sido objeto de muchos estudios, no solo técnicos, sino también económicos [13]. En esta línea, el Laboratorio de Energías Renovables de Estados Unidos (NREL, por sus siglas en inglés) ha evaluado diferentes procesos productivos, variando los tipos de pretratamientos, hidrólisis y fermentación [237].

En gasificación, los procesos Fischer-Tropsch han sido ampliamente estudiados, sin embargo, desde el punto de vista económico, el mayor número de publicaciones son de años recientes. Swanson *et al.* [15] compararon dos procesos de obtención de biocombustibles líquidos a partir de residuos de maíz. Un primer proceso se fundamenta en la operación a baja temperatura de un gasificador de lecho fluidizado, mientras el segundo proceso opera un gasificador de lecho arrastrado a altas temperaturas. Los resultados encontrados favorecen el proceso a alta temperatura. Bowen *et al.* [16], por su parte, analizaron la factibilidad económica de producir hidrógeno a partir de tres materias primas diferentes: bagazo de caña, pasto varilla (switchgrass) y cáscaras de nuez. Según los autores, es posible producir hidrógeno a precios entre US$6,50-US$10/GJ, comparables con los precios del hidrógeno por reformado de gas natural (US$5,50- US$7,50/GJ).

La gran mayoría de artículos relacionados con el aspecto económico de los biocombustibles se limitan a desarrollar un punto de vista clásico del mismo. Es necesario que los biocombustibles sean evaluados a través de metodologías que

integren los aspectos ambientales dentro del análisis económico, como una medida cuantitativa más acertada de su sostenibilidad.

La evaluación económica puede tener en cuenta el medio ambiente, de modo que las actuaciones ambientales tengan una estructura clásica de costo y beneficio. Sin embargo, uno de los grandes problemas que plantea el análisis del medio ambiente en la sociedad mercantil es la valoración y cuantificación monetaria del mismo, ya que antes de pretender la valoración económica del medio ambiente conviene plantearse el medio ambiente como un bien económico [17]. De esta manera, uno de los procedimientos que permite visualizar los efectos ambientales dentro de un análisis económico, está basado en el uso de externalidades ambientales las cuales pueden incluirse integrando la identificación, medición y cuantificación monetaria de los impactos ambientales. En este sentido, las externalidades ambientales se definen como los efectos generados por la ejecución de una acción que provoca beneficios o perjuicios sobre el medio ambiente; habitualmente son de carácter negativo y tan solo en contadas ocasiones se consideran positivas [18].

El objetivo de éste capítulo es analizar la viabilidad económica de los procesos de producción de biocombustibles mostrados anteriormente (capítulos 1, 2 y 3), incluyendo el impacto de sus externalidades ambientales. La viabilidad económica es analizada mediante el valor presente neto (VPN) y al incluir las externalidades se plantea el indicador de valor presente neto extendido (VPN_{ex}), por incluir los costos ambientales. Para determinar el costo de las externalidades se utiliza la metodología de transferencia de beneficios, la cual utiliza información económica recolectada en un lugar y tiempo específicos para inferir valores económicos ambientales en un lugar y tiempo diferentes.

6.2 Metodología para el análisis económico

El análisis económico fue llevado a cabo a través de la metodología propuesta por Turton [19], en la cual se definen cinco variables principales, relacionadas con la construcción y operación de la planta: Inversión de Capital Fijo (FCI), Costos de Operación por Manufactura (COM), Ventas (R), Depreciación (dk) e Impuestos (t).

Estas variables fueron empleadas conjuntamente para calcular el valor presente neto y la tasa interna de retorno de cada uno de los procesos y de esta manera determinar su factibilidad económica. En el caso de los procesos de producción de biodiesel, la evaluación económica fue realizada usando una capacidad de 80000 toneladas /año de biodiesel. Para el caso de las plantas de gasificación y bioetanol, la capacidad fue calculada con información de la materia prima, teniendo en cuenta que los biocombustibles tienen una alta demanda efectiva. Para ello se realizó una proyección de los datos históricos de la región central reportados por FEDEPALMA, con la que se obtuvo un valor de 60.000 kg/h de raquis.

6.2.1 Inversión de capital fijo

La Inversión de Capital Fijo se calculó mediante la metodología expuesta por Peters & Timmerhaus [20], que corresponde a los ítems y porcentajes mostrados en la Tabla 6.1.

Tabla 2.32 Inversión de Capital Fijo

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

Fuente: Peters & Timmerhaus [20].

El costo de los equipos instalados en planta fue el valor base para definir la inversión de capital fijo y se calculó mediante cotizaciones o métodos que permitieron ajustar el costo de los equipos de acuerdo a la capacidad, el tiempo y el lugar, incluyendo el valor del traslado desde el lugar de adquisición hasta la planta y su posterior instalación.

6.2.1.1 Costo de equipos

Para obtener el costo de adquisición de los equipos se aplicó la Ecuación 6.1, la cual corresponde a una relación logarítmica que estima el valor de un equipo a partir de información de equipos similares pero con otra capacidad o tamaño [20]. En esta ecuación el $Costo_d$ hace referencia al costo del equipo que se desea conocer, $Costo_c$ al costo del equipo conocido, $Capacidad_d$ es el valor de la capacidad o tamaño del equipo nuevo al que se desea conocer el precio, $Capacidad_c$ es el valor de la capacidad o tamaño del equipo al que se le conoce el precio, y n es el factor de escala, éste último toma valores que van desde 0.2 hasta 1.0 dependiendo de cada equipo. Cuando no se conoce información suficiente de los equipos, n toma un valor de 0.6 lo cual se conoce como la regla de los 6/10 [21].

$$Costo_d = Costo_c \left(\frac{Capacidad_d}{Capacidad_c}\right)^n \tag{6.1}$$

En el caso de los secadores (gasificación y bioetanol), no se realizó un ajuste con la Ecuación 6.1, sino que se dimensionó el equipo teniendo en cuenta las consideraciones dadas por Couper [22], en las que se establece que los secadores rotatorios tienen un diámetro de 6 pies y una retención de sólidos del 8%, con ello se calculó el área de secado del equipo y su costo de adquisición.

Luego de tener el costo adquirido, el siguiente paso consistió en conocer el costo instalado. Para esto, el costo adquirido de cada uno de los equipos se ajustó multiplicando por el factor de instalación correspondiente que depende de la tecnología de cada equipo, éstos fueron tomados de Garret [23], Peters & Timmerhaus [20] y Harris [24]. Para aquellos equipos que no tenían determinado

el factor de instalación, se asumió un factor de instalación de 3.02, sugerido por Peters & Timmerhaus [20]. Para el caso de los equipos que operan en tren se aplicó un factor de costos para equipos que operan en paralelo ya que estos equipos comparten la misma tubería, electricidad y otros costos de instalación [25]. Este factor se aplicó según la Ecuación 6.2, donde u es el número de unidades en el tren y m es el factor de costo para trenes el cual toma un valor de 0.9 [26].

$$Costo_{tren} = Costo_{unit} * u^{m} \tag{6.2}$$

Una vez se determinó el costo instalado de los equipos, se trasladó cada uno de estos al año 2012 en el que se inició la evaluación de los proyectos; para hacer esto se utilizó el *Chemical Engineering Plant Cost Index* empleando la Ecuación 6.3, donde $Costo_P$ se refiere al valor del equipo en el año 2012, y $Costo_O$ al valor del equipo en el año original.

$$Costo_P = Costo_O \frac{Valor\ del\ índice\ en\ el\ presente}{Valor\ del\ índice\ en\ el\ tiempo\ original} \tag{6.3}$$

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

Luego de esto se determinaron los costos de transporte de la mercancía del puerto de destino, en este caso el puerto de Cartagena, hasta el sitio donde se van a instalar los equipos; Barrancabermeja, así como los gastos de manejo de los equipos (carga y descarga). Finalmente, se calculó el costo equivalente de la maquinaría en Colombia que incluye estos últimos costos y el valor del CIF. Los valores correspondientes a cada ítem se muestran en la Tabla 6.2.

Utilizando el costo equivalente de los equipos y el costo de adquisición, se aplicó la Ecuación 6.4 para el cálculo del factor de traslado.

$$FT = \frac{Costo\ Equivalente}{Costo\ de\ Adquisición} \tag{6.4}$$

La ubicación de la planta se definió mediante un método cualitativo por puntos, teniendo en cuenta el sistema vial, la situación de orden público, cercanía a los centros de consumo, costo de vida y disponibilidad de servicios industriales de cada una de las ciudades con opciones para la ubicación de la planta [27].

Tabla 2.33 Valores para el cálculo del factor de traslado

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

Fuente: Proexport Colombia.

6.2.2 Costos de Operación por Manufactura (COM)

Para el cálculo de éstos costos se tuvieron en cuenta todos los gastos relacionados directamente con la operación de la planta, los cuales se agruparon como costos variables de operación y costos fijos de operación.

6.2.2.1 Costos variables de operación

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

6.2.2.1.1 Materia prima

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

6.2.2.1.2 Servicios

Los costos de los servicios industriales (agua, energía eléctrica y vapor) se calcularon de acuerdo a la Tabla 6.3 en donde se muestra el valor de cada uno de estos por unidad en la ciudad donde se ubicará la planta. Los requerimientos de las plantas se obtuvieron de los balances de masa y energía generados por las simulaciones de los procesos.

Para el caso del vapor, el costo para su producción se calculó de acuerdo a consideraciones dadas por Turton *et al.* [19], que establecen que el 80% del costo total equivale al consumo de combustible y el 20% adicional corresponde al suministro de agua primaria y alcantarillado, al tratamiento del agua de

alimentación, a la energía eléctrica de las bombas de alimentación de agua, a la energía eléctrica del ventilador de aire de combustión, al control de emisiones, a la mano de obra y a los materiales de mantenimiento [19].

Tabla 2.34 Tarifas de servicios industriales.

Servicio	Región	Empresa prestadora del servicio	Tarifa	Unidades
Agua	Barrancabermeja	AMB S.A. E.S.P.	$1.705,83	($/m^3)
Energía Eléctrica	Barrancabermeja	ESSA	$157,00	($/kWh)
Gas Natural	Barrancabermeja	FENOSA	$1.122,00	($/kg)

Fuente: AMB, ESSA, FENOSA.

6.2.2.1.3 Otros costos

En este ítem se incluyeron los costos anuales de operación correspondientes a catalizadores, tratamiento de aguas residuales, etc.

6.2.2.2 Costos fijos de operación

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

6.2.2.2.1 Mantenimiento

De acuerdo a Aden *et al.* [28], los gastos por mantenimiento de los equipos se estimaron para el primer año de operación como el 2% del costo total de los equipos instalados en la planta y para los demás años el costo se aumentó de acuerdo al promedio de la inflación de los últimos años.

6.2.2.2.2 Mano de obra

La nómina se estableció de forma similar a la expuesta por Phillips *et al.* [29] en la que se incluyen cargos como: gerente general, gerente de planta, ingeniero de planta, supervisor de mantenimiento, supervisor de turno, técnico de mantenimiento, empleados de campo, personal de oficina y operarios. Para éstos últimos se utilizó la metodología propuesta por Peters & Timmerhaus mostrada en

la Tabla 6.4, en la cual se presentan los requerimientos mínimos de mano de obra (operarios) para los diferentes equipos de proceso.

Tabla 2.35 Requerimientos típicos de mano de obra para equipos de proceso.

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

Fuente: Peters & Timmerhaus [20].

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

6.2.2.2.3 Otros costos fijos operacionales

Se calcularon como el 40% de los costos por mano de obra [26] y tienen en cuenta ingeniería en general, mantenimiento general de la planta, seguridad, beneficios adicionales para los empleados, servicios de limpieza y servicios como teléfono, electricidad, agua y comunicaciones para el personal [28].

6.2.3 Ventas

Los precios de venta de cada uno de los biocombustibles, hidrógeno, metanol, biodiésel y nafta, se calcularon mediante proyecciones del comportamiento del mercado teniendo en cuenta los datos presentados por el Departamento Administrativo Nacional de Estadísticas (DANE) y Fedebiocombustibles.

6.2.4 Depreciación

Se calculó la inversión física como el 65% de la inversión total, la cual se obtuvo de la inversión de capital fijo (85%) y del capital de trabajo (15%) [20].

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

6.2.5 Impuestos

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

6.2.6 Flujo de Caja

Calculados los flujos anuales de ingresos y egresos de los proyectos, se realizaron los flujos de caja para cada una de las plantas en evaluación para los cuales se aplicó la metodología expuesta por Turton *et al.* [19].

En el año cero (2014) se contabilizó la adquisición del terreno para la construcción de la planta, éste valor corresponde al 1% del FCI como se muestra en la Tabla 6.1. En el primer año se registraron egresos del 60% del FCI equivalentes a mejoras y adecuaciones del terreno, obras civiles, compra de equipos, instalación de servicios y otros costos directos e indirectos relacionados con la primera fase de construcción. En el segundo año, se contabilizó el dinero adicional de la

inversión de capital fijo para terminar la construcción y el montaje de la planta, y se tuvo en cuenta el capital de trabajo para adquirir los insumos necesarios para el arranque del proceso. A partir del tercer año inicia la operación continua de la planta con una proyección de 20 años de vida útil en el mercado, para los cuales se tuvo en cuenta la depreciación (dk), las ventas (R) y los costos de operación (COM). Todos los montos registrados como inversión fueron valores negativos para todas las operaciones del flujo de caja. Para cada año se calcularon las ganancias después de impuestos de acuerdo a la Ecuación 6.5.

$$Ganancias\ después\ de\ impuestos = (R - COM - dk) * (1 - t) + dk \qquad (6.5)$$

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

Seguidamente, se realizó el flujo de caja teniendo en cuenta el interés de oportunidad del mercado haciendo uso de la Ecuación 6.6. El valor generado por ésta ecuación corresponde al valor presente neto (VPN) el cual permitió determinar la rentabilidad de cada uno de los proyectos.

$$VPN = \frac{Flujo\ de\ caja\ \sin\ oportunidad}{(1 + ip)^n} \qquad (6.6)$$

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

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

El siguiente paso consistió en sumar los VPN obtenidos para cada año con el objetivo de establecer un flujo de caja acumulado, y determinar a partir de qué año el proyecto es factible, y el valor de las ganancias o pérdidas al terminar la

ejecución del proyecto. Finalmente, se calculó la Tasa Interna de Retorno (TIR) del proyecto, la cual corresponde al valor de la tasa de interés que iguala el VPN acumulado en el último año a cero, y se usó como parámetro para definir la viabilidad del proyecto.

Para los procesos de producción de bioetanol, se siguió la metodología hasta aquí planteada, pero con la diferencia de que toda la información fue cargada al software de análisis económico @RISK.

6.3 Externalidades ambientales

Para incorporar las externalidades ambientales en el análisis económico se aplicó la metodología de Transferencia de Beneficios, la cual permitió darle un precio a las emisiones ambientales que no se encuentran valoradas monetariamente [30]. Con la metodología se calculó la disposición a pagar (WTP, por sus siglas en inglés) que tiene un país sobre un bien, de acuerdo al estado de su economía. Para el cálculo se utilizó la Ecuación 6.7.

$$WTP_{COL} = \frac{WTP_{Ref} * GDP(PPP)_{COL}}{GDP(PPP)_{Ref}} \tag{6.7}$$

La variable GDP(PPP) representa el Producto Interno Bruto Per cápita en términos de Paridad de Poder Adquisitivo de cada uno de los sitios de comparación, el de referencia y el país en el cual se desea realizar la valoración monetaria, Colombia. Como escenario base para la transferencia de beneficios de esta evaluación se utilizaron los valores de emisiones del estudio realizado en la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económico (OCDE) por el Centro de Evaluación Ambiental de Productos y Sistemas de Materiales (CPM, por sus siglas en inglés). Estos valores indican la disposición a pagar de los habitantes de los países asociados a la OCDE, por evitar los impactos causados por las actividades económicas para el año 2000. El GDP $(PPP)_{Col}$ fue de COP $11.886,983; mientras el $GDP(PPP)_{Ref}$ fue de COP$ 32.349,33. La tasa de cambio utilizada se ubicó en 2.482,06 COP/EURO.

Dado que el precio obtenido fue para el año 2000, se actualizaron los datos al 2014, utilizando la fórmula de cálculo del valor del dinero en el tiempo (Ecuación 6.8) y la inflación promedio anual de Colombia como tasa de interés (*i*).

$$WTP(x)_{2014} = WTP(x)_{2000} * (1+i)^n \quad (6.8)$$

Tabla 2.36 Costo de las externalidades

Externalidad Ambiental	Unidad	WTP OCDE [COP]	WTP Colombia [COP]
Calentamiento global	kg eq. CO_2	272,62	82,01
Acidificación	kg eq. SO_2	6513,46	2440,31
Agotamiento de la capa de ozono	kg eq. CFC-11	244631,83	89891,64
Formación de oxidantes fotoquímicos	kg eq. etileno	3956,81	1453,96
Eutrofización	kg eq. PO_4^{3-}	736,65	246,02
Energía no renovable	MJ Energía fósil	10,34	1,28

Para las emisiones sin valoración económica en el mercado se usaron los factores de caracterización reportados en Simapro v7.1®, mediante los cuales se calcularon los equivalente de la sustancia por categoría de impacto ambiental.

6.4 Análisis de sensibilidad

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

Con los valores obtenidos de las variables FCI, COM y R, se crearon mil escenarios aleatorios para cada uno de los cuales se calculó el VPN y finalmente

con los resultados obtenidos se realizó una curva de probabilidad acumulada con la que se analizó el riesgo de invertir en cada uno de los proyectos.

6.5 Resultados

6.5.1 Procesos de producción de biodiesel

6.5.1.1 Capital fijo de inversión

Para una capacidad instalada de 80000 Ton/año, la Tabla 6.6 muestra el costo fijo de inversión para cada de las plantas. Para los procesos planteados en el Capítulo 1, la inversión de capital fijo es ligeramente superior en los procesos homogéneos. Las etapas de pretratamiento con neutralización son más económicas que la esterificación, esto se debe principalmente al tipo de material y a las características los equipos que hay que utilizar para trabajar con compuestos altamente corrosivos como el ácido sulfúrico.

Tabla 2.37 Costos fijos de inversión para los procesos de biodiesel

Inversión de capital fijo	% FCI	BDIE1 [MM COP]	BDIE2 [MM COP]	BDE3 [MM COP]	BDIE4 [MM COP]
Costos directos					
Equipo instalado en planta	32%	$ 14,33	$ 13,90	$ 13,47	$ 12,75
Instrumentación y control	3%	$ 1,34	$ 1,30	$ 1,26	$ 1,20
Cañerías y tuberías	7%	$ 3,13	$ 3,04	$ 2,95	$ 2,79
Instalaciones eléctricas	4%	$ 1,79	$ 1,74	$ 1,68	$ 1,59
Obras civiles	8%	$ 3,58	$ 3,47	$ 3,37	$ 3,19
Mejoras del terreno	2%	$ 0,90	$ 0,87	$ 0,84	$ 0,80
Instalaciones de servicios	13%	$ 5,82	$ 5,65	$ 5,47	$ 5,18
Terreno	1%	$ 0,45	$ 0,43	$ 0,42	$ 0,40
Total Costos Directos	70%	$ 31,34	$ 30,40	$ 29,46	$ 27,89
Costos indirectos					$ 0,00
Ingeniería y supervisión	9%	$ 4,03	$ 3,91	$ 3,79	$ 3,59
Gastos de construcción	10%	$ 4,48	$ 4,34	$ 4,21	$ 3,98
Honorarios del contratista	2%	$ 0,90	$ 0,87	$ 0,84	$ 0,80
Contingencias	9%	$ 4,03	$ 3,91	$ 3,79	$ 3,59
Total Costos Indirectos	30%	$ 13,43	$ 13,03	$ 12,63	$ 11,95
Inversión de capital fijo (FCI)	100%	$ 44,77	$ 43,43	$ 42,09	$ 39,85

El Anexo D4.1 muestra los costos de los equipos de los procesos de producción de biodiesel

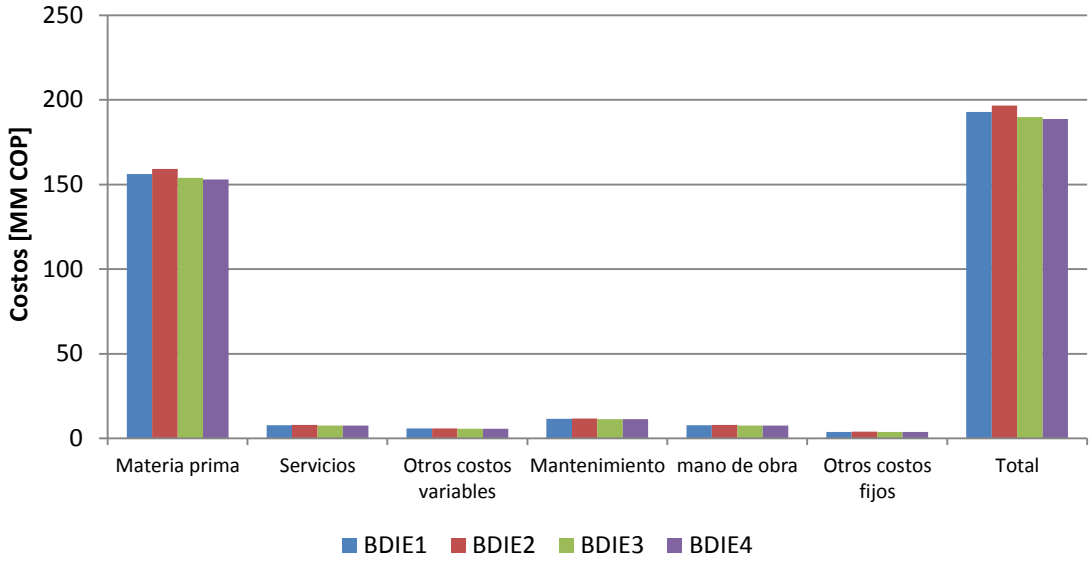
También se puede observar que los dos procesos de transesterificación heterogénea requieren menos inversión que los procesos homogéneos, lo cual

podría ser explicado por el menor número de etapas y menos consumo de servicios. El costo de inversión total para el proceso BDIE1 fue de $ 52,67 MM COP, mientras para los procesos BDIE2 , BDIE3 y BDIE4 fue de $51,09 MM COP, $ 49,51 MM COP y $46,88 MM COP, respectivamente.

6.5.1.2 Costos de operación

El costo del aceite de palma supera el 80% del costo operacional total, lo que hace que la rentabilidad de la producción esté sujeta a esta materia prima. La Figura 6.1 muestra los costos operacionales para un año de producción de cada uno de los procesos. El proceso BDIE4 muestra el menor costo operacional con 188,72 MM COP, tan solo 4,01% menos que el proceso BDIE2, el de mayor costo operacional de los procesos de producción de biodiesel.

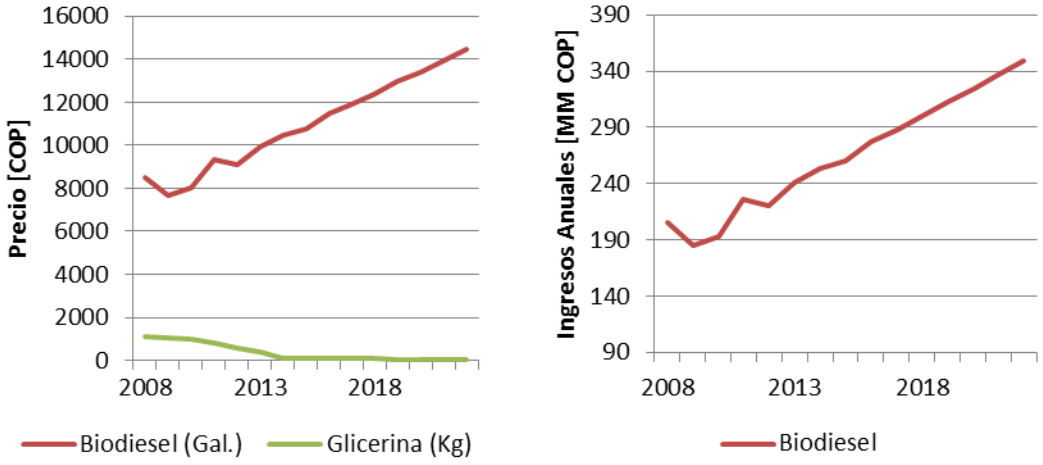
Figura 2.38 Costo de operación para los procesos de producción de biodiesel



6.5.1.3 Ventas

El precio de venta del biodiesel se muestra en la Figura 6.2, al igual que los ingresos obtenidos por su comercialización. La proyección del precio de la glicerina cruda se estima que seguirá descendiendo hasta alcanzar menos de 50 pesos por kilogramo para el año 2020.

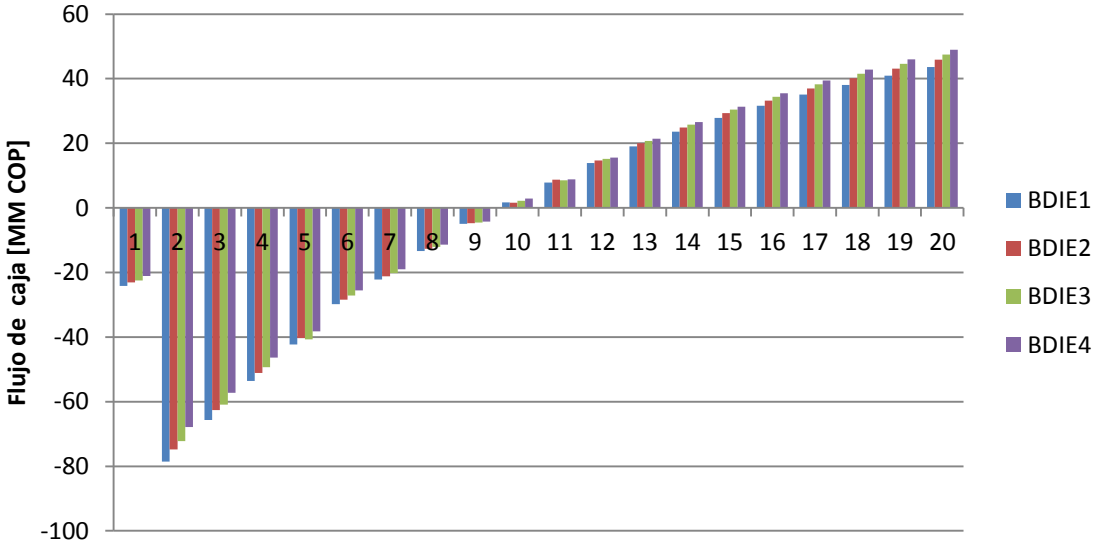
Figura 2.39 Precio e ingresos del biodiesel



6.5.1.4 Flujo de caja

La Figura 6.3 muestra el flujo de caja para cada uno de los procesos para estudio, en la cual se puede apreciar que los proyectos se vuelven rentables después del noveno año de producción. El proceso BDIE4 alcanza un VPN de 48,9 MM COP para el veinteavo año de proyección, mientras para este mismo año el proceso BDIE1 presenta un VPN de 43,6 MM COP, lo cual corresponde a una diferencia del 11%. Se presenta una ligera ventaja de los procesos heterogéneos sobre los homogéneos y del pretratamiento de neutralización sobre la esterificación.

Figura 2.40 Flujo de caja de los procesos de producción de biodiesel



6.5.1.5 Externalidades

La Figura 6.4 muestra el costo de las externalidades para un año de producción de biodiesel en cada uno de los procesos. Los más altos costos se originan en la categoría de cambio climático con valores entre 13,57 - 14,89 MM COP. En Orden descendente, le siguen las externalidades generadas en la categoría de eutrofización (4,06 - 4,22 MM COP), acidificación (3,17 - 3,26 MM COP), energía no renovable (1,95 - 2,54 MM COP), oxidación fotoquímica (0,92 - 0,95 MM COP) y por ultimo; desgaste de la capa de ozono, con valores significativamente menores (COP $ 1,2 millones) .

Figura 2.41 Costos anuales de las externalidades para los procesos de producción de biodiesel

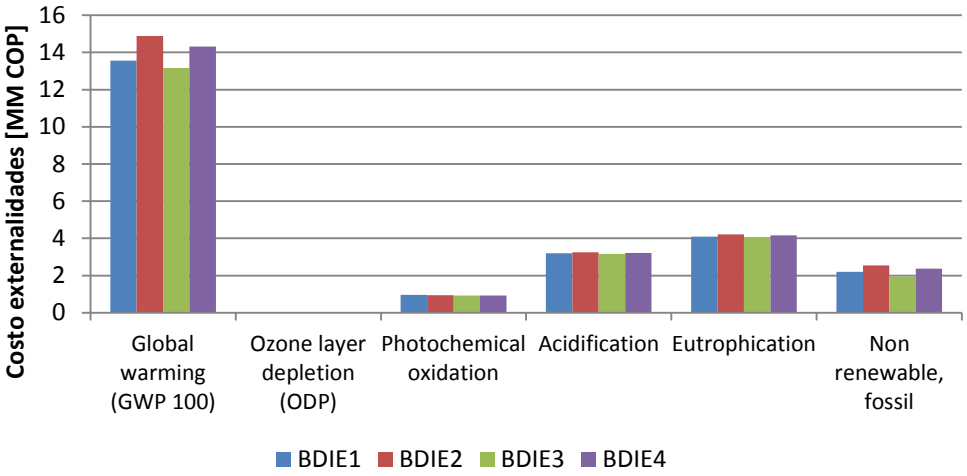


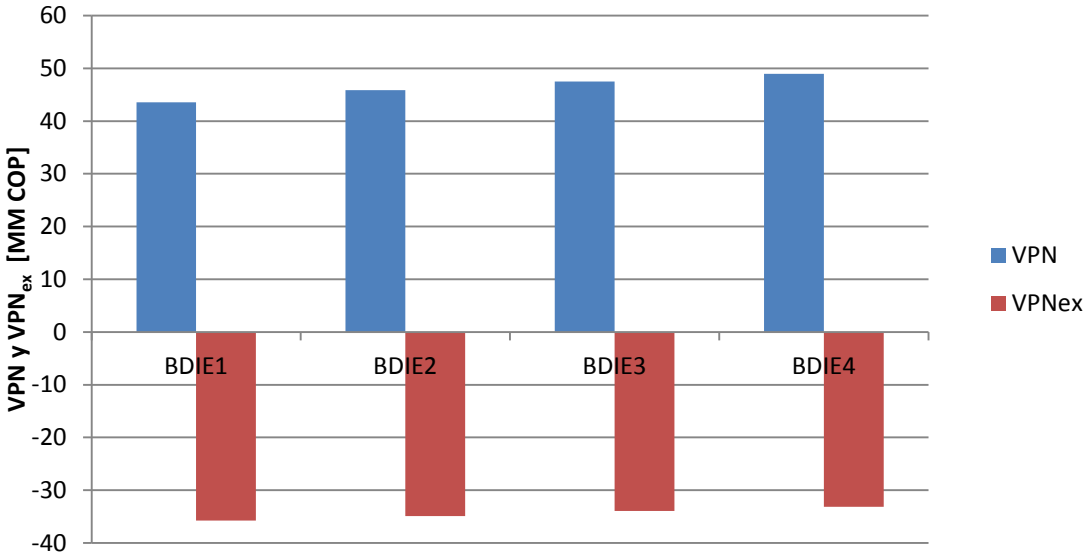
Tabla 2.38 Costo de las externalidades de los sistemas de producción de biodiesel [MM COP]

Externalidad/Sistema	BDIE1	BDIE2	BDIE3	BDIE4
Calentamiento global (GWP 100)	13,56	14,88	13,16	14,31
Desgaste de la capa de ozono (ODP)	0	0	0	0
Oxidantes fotoquímicos	0,95	0,93	0,93	0,92
Acidificación	3,19	3,25	3,16	3,22
Eutrofización	4,09	4,21	4,05	4,15
Energía no renovable	2,20	2,54	1,94	2,37

Al incluir el costo de las externalidades (Tabla 6.7) en el análisis financiero, el valor presente neto de cada uno de los procesos bajo estudio se hace negativo. La Figura 6.5 muestra el VPN_{ex} de dichos procesos.

El VPN_{ex} indica que después de pagar los costos ambientales asociados a su cadena productiva, la producción de biocombustibles a partir de palma africana no es rentable económicamente, lo cual no favorece su implementación desde la perspectiva conjunta de sostenibilidad ambiental y económica.

Figura 2.42 VPN y VPN_{ex} de los procesos de producción de biodiesel

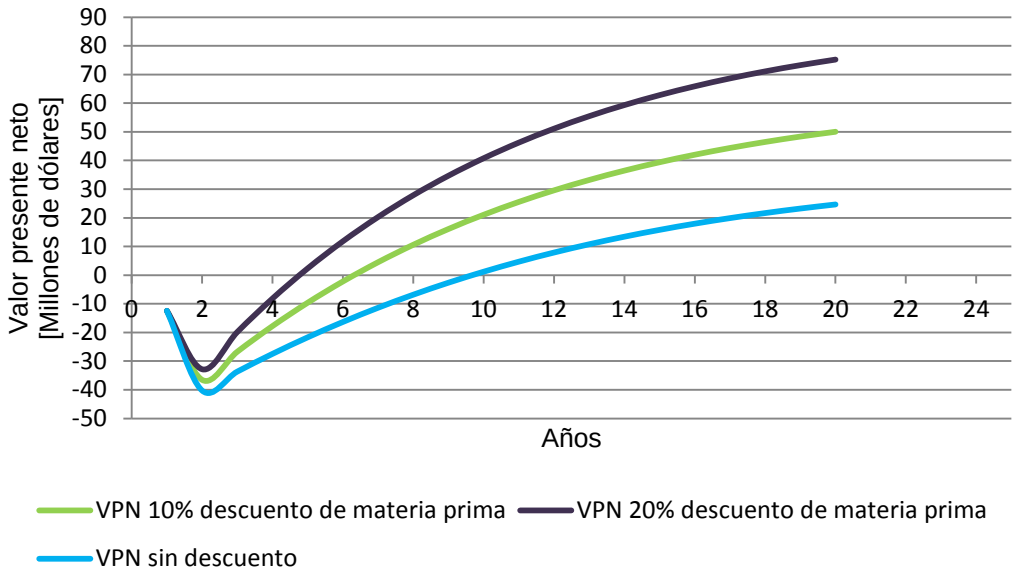


6.5.1.6 Análisis de sensibilidad

Debido a la gran importancia del costo de materia, se realizó un análisis de sensibilidad en donde se varió el precio de la misma, con reducciones del 10% y 20% del costo actual, y de esta forma determinar el impacto que tiene sobre los costos totales y el VPN. Con una reducción del 10% del precio del aceite, el costo de operación se reduce inicialmente en $14, 24 MM COP, con un monto acumulado de $397,39 MM COP para los 20 años de estudio. Para una reducción del 20%, los costos operativos se reducen en $721, 08 MM COP.El VPN varia significativamente con las reducciones planteadas (ver Figura 6.6). Con la

reducción del 10%, el VPN se hace positivo a partir del séptimo año, mientras que con el 20%, se hace positivo al quinto año del estudio.

Figura 2.43 Variación del VPN con el costo de la materia prima



6.5.1.7 Comparaciones

En Colombia, la capacidad instalada de biodiesel se encuentra alrededor de las 526000 toneladas/año, producidas en nueve plantas de diferentes regiones del país.

Tabla 2.39 Plantas de biodiesel en Colombia

Región	Empresa	Capacidad (Ton/año)	Inversión (US$)	Estado
Norte, Codazzi	Oleoflores	50.000	11	En operación
Norte, Santa Marta	Odin Energy	36.000	12	En operación
Norte, Santa Marta	Biocombustibles Sostenibles del Caribe	100.000	17	En operación
Oriental, Facatativá	Bio D	100.000	41	En operación
Central, Barrancabermeja	Ecodiesel de Colombia	100.000	35	En operación Diciembre de 2009
Oriental, San Carlos de Guaranoa, Meta	Aceites Manuelita	100.000	42	En operación Julio de 2009
Norte, Barranquilla	Romil de la Costa	15000	--	--
Norte, Galapa	Biodiesel de la Costa	10000	--	--
Oriental, Castilla la Grande	Biocastilla	15000	--	--
Este trabajo	--	80000	24,11*	---

La inversión realizada en cada una de las plantas establecidas en Colombia se muestra en la Tabla 6.7. El costo de inversión calculado en este trabajo para la planta de esterificación de ácidos grasos y transesterificación homogénea fue de 24,11 millones de dólares, valor que se encuentra ajustado a las inversiones realizadas en Colombia en materia de biodiesel.

6.5.2 Procesos termoquímicos

6.5.2.1 Capital fijo de inversión

La Tabla 6.8 muestra el capital fijo de inversión para cada uno de los procesos bajo estudio. El costo del gasificador es el equipo que más influye en el valor del capital en los tres casos, lo cual es debido a la cantidad de raquis que debe procesar y a la tecnología que requiere para su fabricación.

Tabla 2.40 Inversión de capital fijo FCI para los procesos termoquímicos

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

El capital de inversión total requerido para cada una de las plantas se calculó a partir del capital fijo de inversión (FCI), obteniendo, $ 410,3 MM COP para la planta de hidrógeno, $372,7 MM COP para la planta de metanol y $ 504,9 MM

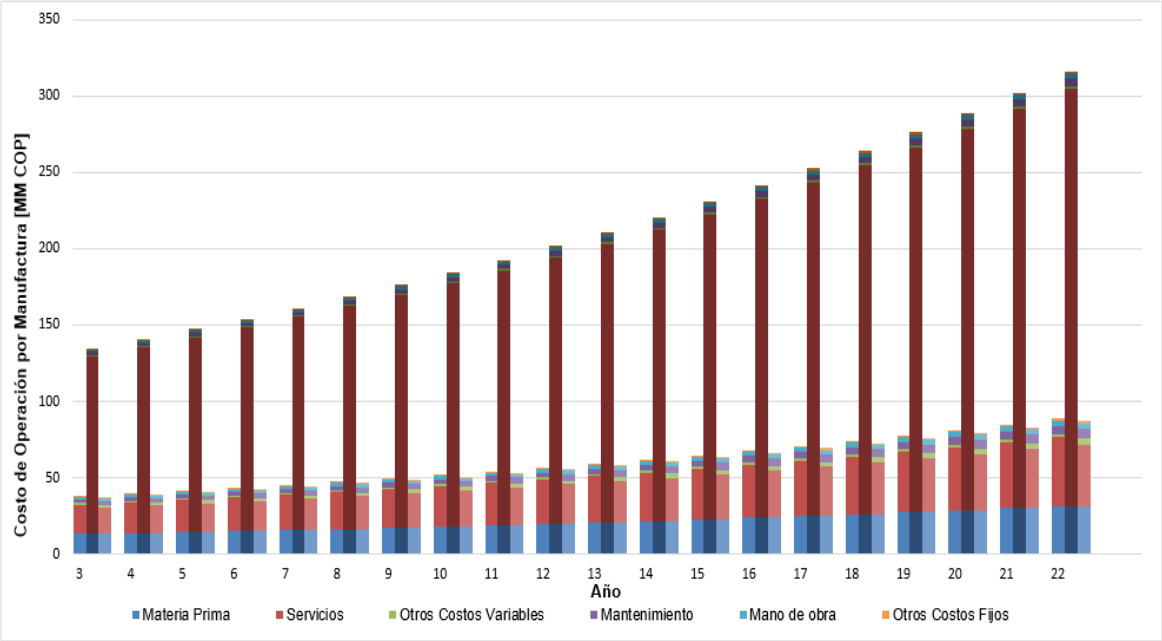
COP para la planta de biocombustibles Fischer-Tropsch. El Anexo D4.2 muestra el costo de los equipos de los procesos termoquímicos.

6.5.2.2 Costos de Operación por Manufactura

En la Figura 6.7 se muestra el comportamiento durante los años de operación de cada una de las plantas, en ella se puede distinguir el aporte de cada uno de los rubros que conforman este valor.

Se observa que el mayor valor en todos los años corresponde a la planta de metanol, siendo su costo aproximadamente 3,5 veces mayor al de las otras dos plantas. Estos resultados en concordancia con las conclusiones reportadas en el capítulo 4, reafirman que este es el proceso con mayor consumo de energía, reflejado en un mayor costo por concepto de servicios industriales equivalente al 85% de su valor total del COM.

Figura 2.44 Costo de operación para los procesos termoquímicos



Para el caso de las plantas de hidrógeno y Fischer-Tropsch el valor total de los costos de operación es similar, siendo los servicios industriales aproximadamente el 50% del valor total del COM, seguidos por los costos de materia prima con un

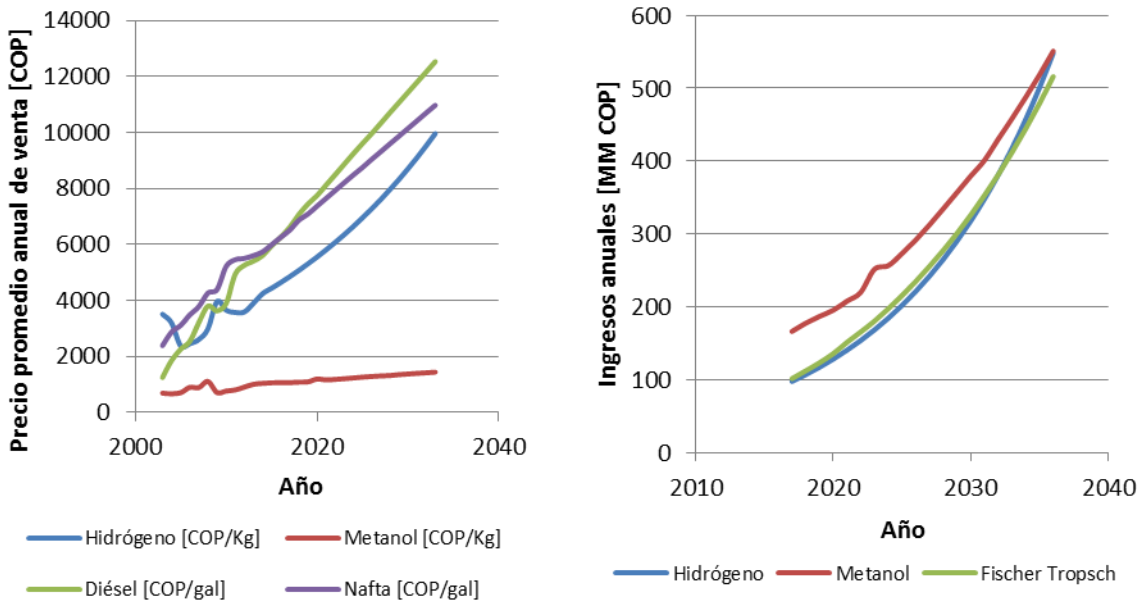
aporte aproximado del 35%. Sin embargo, los menores costos los genera la planta de biocombustibles Fischer-Tropsch cuyo valor es 2% menor al de la planta de hidrógeno.

6.5.2.3 Ventas

En relación a las ventas, el precio promedio anual de venta para cada uno de los productos, al igual que los ingresos obtenidos durante la operación de las plantas se presentan en la Figura 6.8. Como se puede observar el comportamiento del precio del metanol es estable en el tiempo a diferencia de las proyecciones realizadas para el precio de los demás biocombustibles, los cuales aumentan considerablemente de acuerdo al comportamiento del mercado.

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

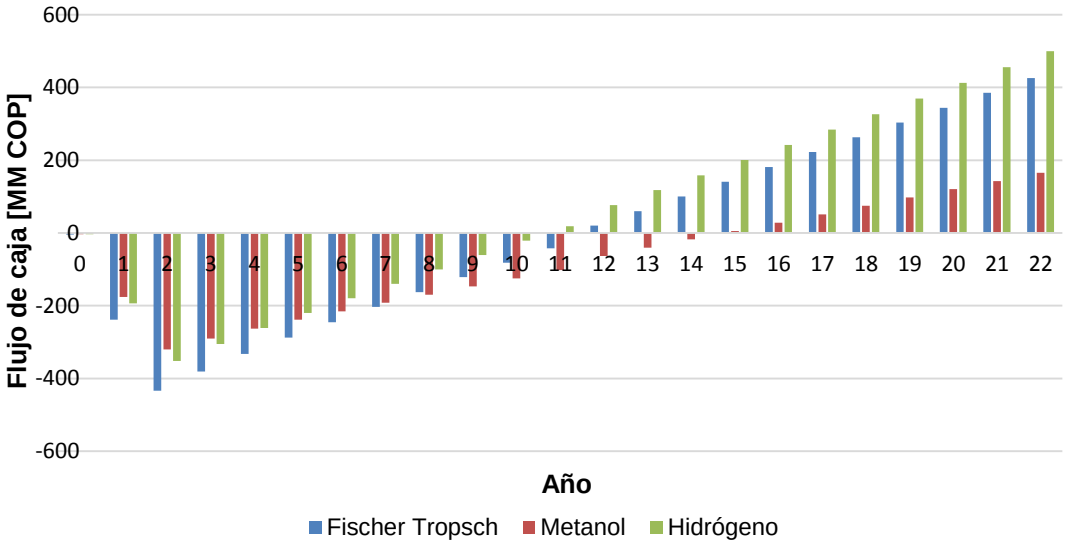
Figura 2.45 Proyección de precios e ingresos para las plantas de gasificación



6.5.2.4 Flujo de caja

Al analizar el flujo de caja se encuentra que al finalizar la vida útil de los proyectos, cada uno de ellos tiene un VPN mayor a cero, es decir, cada uno de los casos resulta viable económicamente en el tiempo de estudio analizado. La planta de hidrógeno es el proyecto con mayor rentabilidad, presentando un VPN de $ 499,33 MM COP y con la cual se empiezan a obtener ganancias a partir del año 11. La planta de combustibles Fischer-Tropsch, que genera utilidades a partir del año 12, es el segundo proyecto más rentable con un VPN de $ 425,59 MM COP, siendo éste valor 15% menor al obtenido con el proceso de producción de hidrógeno. Finalmente, la planta de producción de metanol, con un VPN de $ 165,34 MM COP, es el proyecto menos atractivo para invertir generando beneficios 67% menores a los resultantes con el proceso más rentable. En la Figura 6.9 se presenta el flujo de caja calculado para cada una de las plantas.

Figura 2.46 VPN de los procesos de gasificación



Además, se calculó la Tasa Interna de Retorno (TIR) de cada uno de los proyectos obteniéndose un valor de 20,6% para la planta de Hidrógeno, 18,1% para la planta Fischer-Tropsch y 15% para la planta de Metanol. Estos valores comparados con la tasa de interés de oportunidad, correspondiente al 10%, reafirman que todas las

plantas estarían en condiciones de generar ganancias y que el proyecto más atractivo para invertir es el proceso de producción de hidrógeno.

6.5.2.5 Externalidades

Los costos obtenidos para cada una de las externalidades generadas por las plantas de producción se presentan en la Figura 6.10. Para el caso de la planta de Fischer-Tropsch, en la cual se produce diésel y nafta, se presentan los costos generados por la producción de cada uno de los biocombustibles y, el total correspondiente a la planta (ver Tabla 6.10).

Figura 2.47 Costo de externalidades ambientales para los procesos termoquímicos

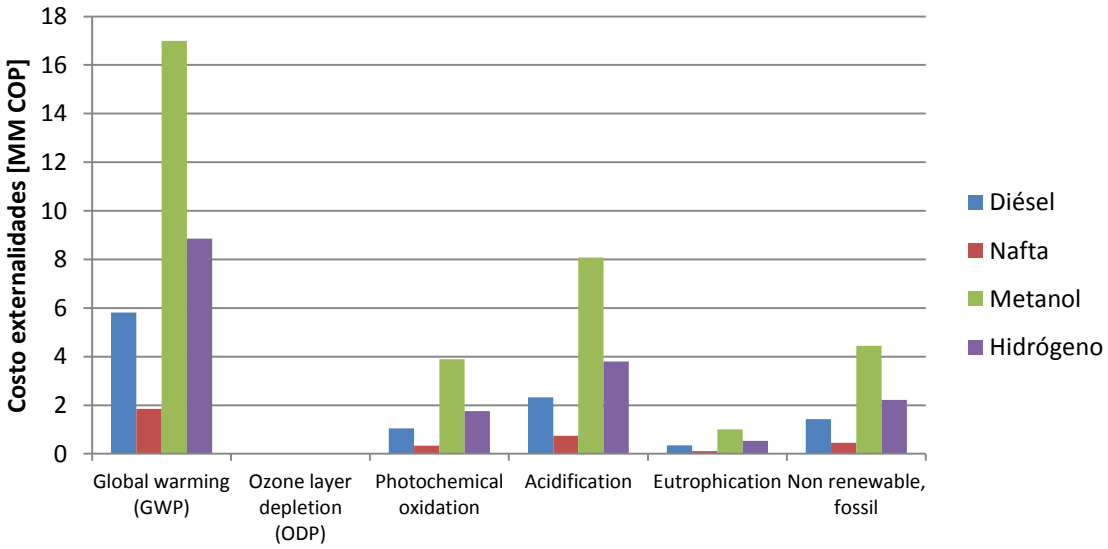


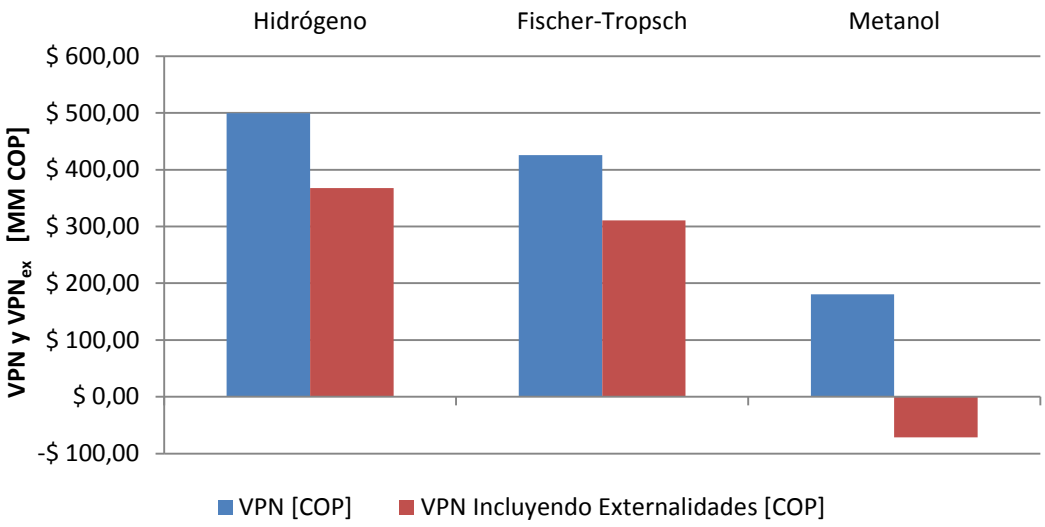
Tabla 2.41 Costo de las externalidades en los procesos termoquímicos [MM COP]

Externalidad/Proceso	**Diesel**	**Nafta**	**Metanol**	**Hidrógeno**
Calentamiento global	5,81	1,85	16,99	8,85
Desgaste de la capa de ozono	0	0	0	0
Oxidantes fotoquímicos	1,05	0,33	3,89	1,76
Acidificación	2,32	0,74	8,07	3,79
Eutrofización	0,35	0,11	1,01	0,53
Energía Fósil [MJ]	1,42	0,45	4,44	2,22

Como se aprecia en la Figura 6.10, las externalidades que generan mayores costos son las correspondientes a las emisiones de CO_2, seguidas por SO_2, energía fósil, CO y NO_x; los costos generados por las emisiones de CFC,

asociadas a la destrucción de la capa de ozono, son despreciables comparados con los demás. Asimismo, se puede observar que en todos los casos el proceso de producción de metanol es el que genera mayor costo por externalidades ambientales con un valor total de $34.4 MM COP, seguido por el proceso de hidrógeno y la planta de biocombustibles Fischer-Tropsch, cuyos costos totales corresponden a $17.1 MM COP y $14.4 MM COP, respectivamente.

Figura 2.48 VPN y VPN_{ex} para los procesos termoquímicos



La inclusión del costo de las externalidades ambientales en el análisis económico de cada una de las plantas generó una variación en los parámetros de viabilidad de los proyectos como se muestra en la Figura 6.11. Para el caso particular del metanol el proyecto pasa a ser inviable teniendo una disminución del VPN de $165,34 MM COP a un valor negativo de $71,4 MM COP, es decir, una reducción aproximada del 140%. Los otros dos proyectos, hidrógeno y Fischer-Tropsch, siguen siendo viables aunque presentan una disminución del VPN del 26% y 27%, respectivamente. De acuerdo a lo anterior, la planta de producción de hidrógeno sigue siendo el proceso que genera mayores ganancias con un VPN de $367,6 MM COP, el cual es 18% superior al VPN obtenido para la planta de Fischer-Tropsch cuyo valor corresponde a $310,6 MM COP.

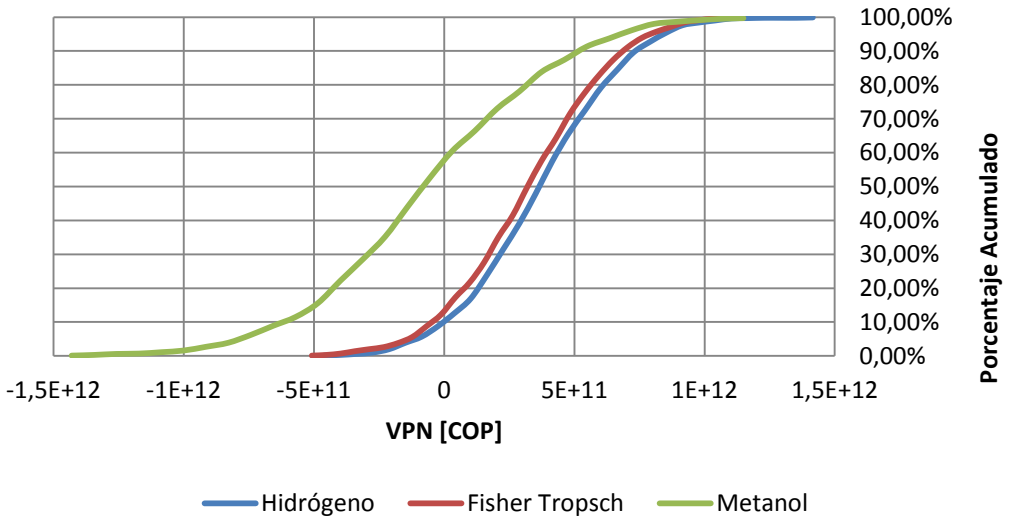
6.5.2.6 Análisis de sensibilidad

En la Figura 6.12 se presentan las curvas de probabilidad acumulada obtenidas de la simulación Monte-Carlo para cada uno de los sistemas.

La curva obtenida para la planta de metanol muestra que hay aproximadamente un 60% de probabilidad de obtener pérdidas si se decide invertir en el proyecto; además, en el caso de ser viable las ganancias que se obtendrían serían menores a las que se alcanzarían con los otros dos proyectos.

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

Figura 2.49 Curvas de probabilidad acumulada para los procesos termoquímicos



6.5.2.7. Comparaciones

En la Tabla 6.9 se muestran los resultados obtenidos por otros autores en estudios previos de plantas de producción de biocombustibles a partir de gasificación de

biomasa. Para cada uno de los casos se realizó una comparación con el fin de verificar los resultados obtenidos en el presente estudio.

Tabla 2.42 Comparación de resultados con otros estudios

	Fischer-Tropsch		**Hidrógeno**		**Metanol**	
Parámetro	**Swanson et al.** [26]	**Presente estudio**	**Zhang et al** [31]**.**	**Presente estudio**	**Phillips et al.** [29]	**Presente estudio**
Capacidad	30,2 Mgal/año	17,9 Mgal/año	147 ton/d	67,2 ton/d	583 ton/d	472,8 ton/d
Inversión Total [US$ Millones]	498	261,6	435	212,6	199,6	192,9
Tasa atractiva mínima [%]	10	10	8,4	10	10	10
Año	2007	2014	2012	2014	2011	2014

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

6.5.3 Procesos bioquímicos

6.5.3.1 Capital fijo de Inversión

La Tabla 6.10 muestra el capital fijo de inversión para cada uno de los procesos de producción de bioetanol. Los procesos de explosión de vapor y organosolv requieren 46,04% y 47,02% menos inversión, respectivamente, que el proceso ácido/base. Esto se debe a que el número de equipos utilizados en el proceso ácido/base es superior que los otros dos procesos en mención. El Anexo D4.3 muestra el costo de los equipos para los procesos bioquímicos.

Tabla 2.43 Capital fijo de inversión para los procesos bioquímicos

Inversión de capital fijo	%FCI	Ácido/base [MM COP]	Explosión de vapor [MM COP]	Organosolv [MM COP]
Costos directos				
Equipo instalado en planta	0,32	63,34	34,18	33,56
Instrumentación y control	0,03	5,94	3,20	3,15
Cañerías y tuberías	0,07	13,86	7,48	7,34
Instalaciones eléctricas	0,04	7,92	4,27	4,19
Obras civiles	0,08	15,84	8,54	8,39
Mejoras del terreno	0,02	3,96	2,14	2,10
Instalaciones de servicios	0,13	25,73	13,88	13,63
Terreno	0,01	1,98	1,07	1,05
Total Costos Directos	0,7	138,57	74,76	73,41
Costos indirectos				
Ingeniería y supervisión	0,09	17,82	9,61	9,44
Gastos de construcción	0,1	19,80	10,68	10,49
Honorarios del contratista	0,02	3,96	2,14	2,10
Contingencias	0,09	17,82	9,61	9,44
Total Costos Indirectos	0,3	59,39	32,04	31,46
Inversión de capital fijo (FCI)		197,95	106,81	104,87

6.5.3.2 Estados de resultados y flujos de caja

Las Figuras 6.13, 6.14 y 6.15 muestran el estado de resultado de los procesos de producción de bioetanol. El estado de resultado es un análisis preliminar al flujo de caja, el cual permite determinar en un análisis económico las utilidades netas para cada año de estudio. En la Figura 6.13, la cual corresponde al proceso de organosolv, se observa que la probabilidad de tener una utilidad positiva en el año 2014 es de 65.1%. Para los siguientes años de estudio, la probabilidad de obtener utilidades se mantiene por encima del 60%, lo cual determina un potencial de viabilidad moderado.

La Figura 6.14 muestra el estado de resultado para el proceso de explosión de vapor. Se observa que la posibilidad de obtener utilidades en el primer año de operación es tan solo del 18,2%. Aunque los porcentajes aumentan en los años posteriores, los porcentajes se mantienen bajos, lo que conlleva a desestimar la viabilidad económica del proceso.

Figura 2.50 Densidad de probabilidad de la utilidad neta del proceso organosolv

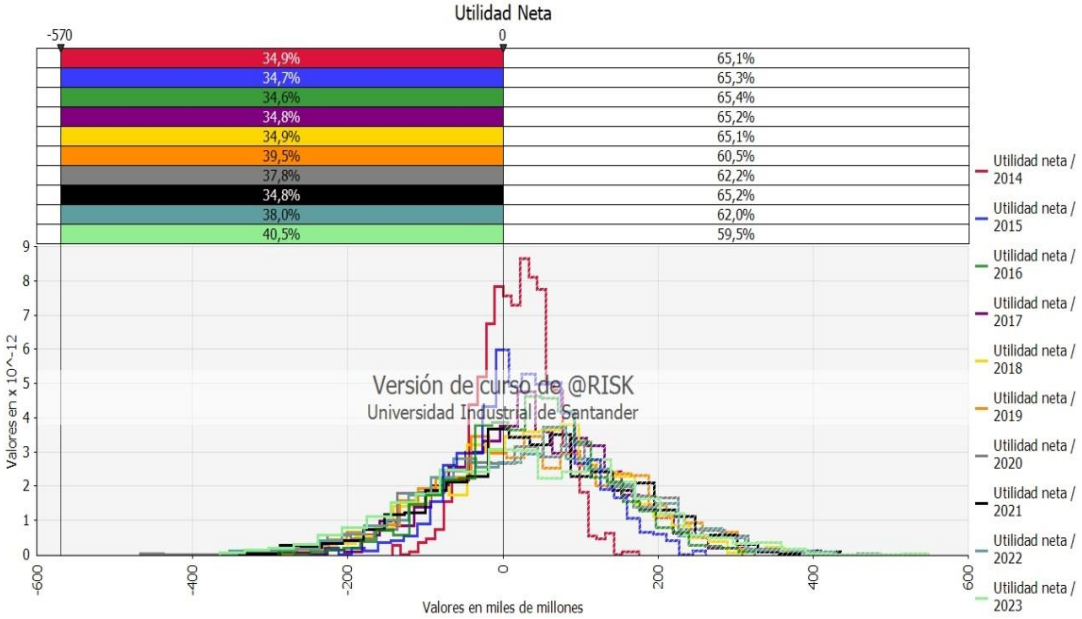


Figura 2.51 Densidad de probabilidad de la utilidad del proceso de explosión de vapor

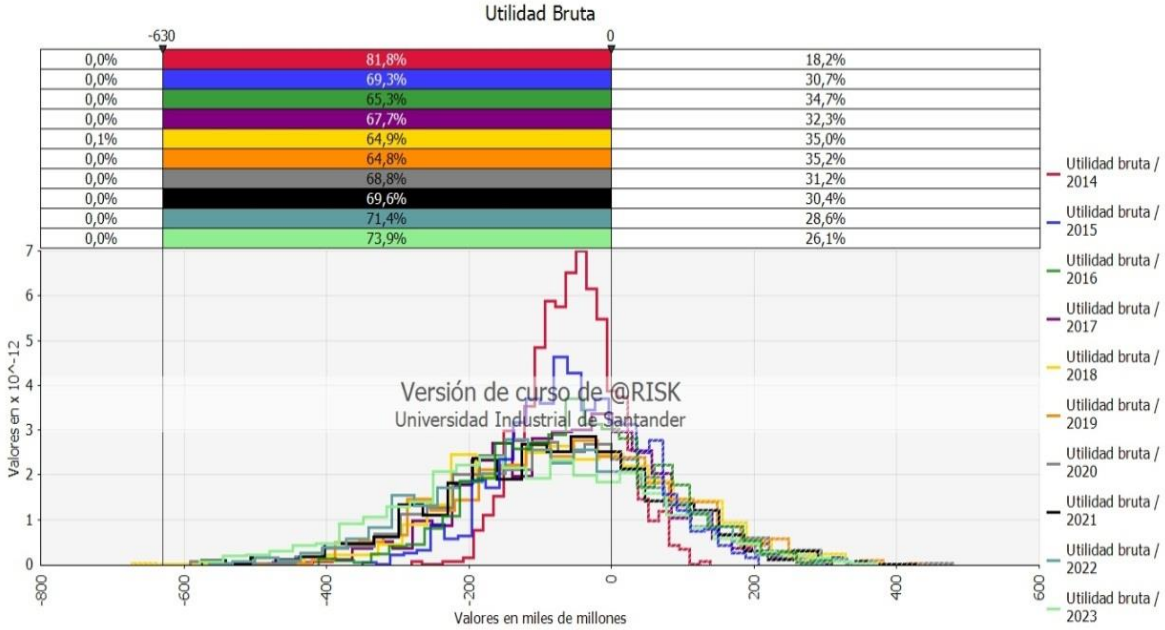
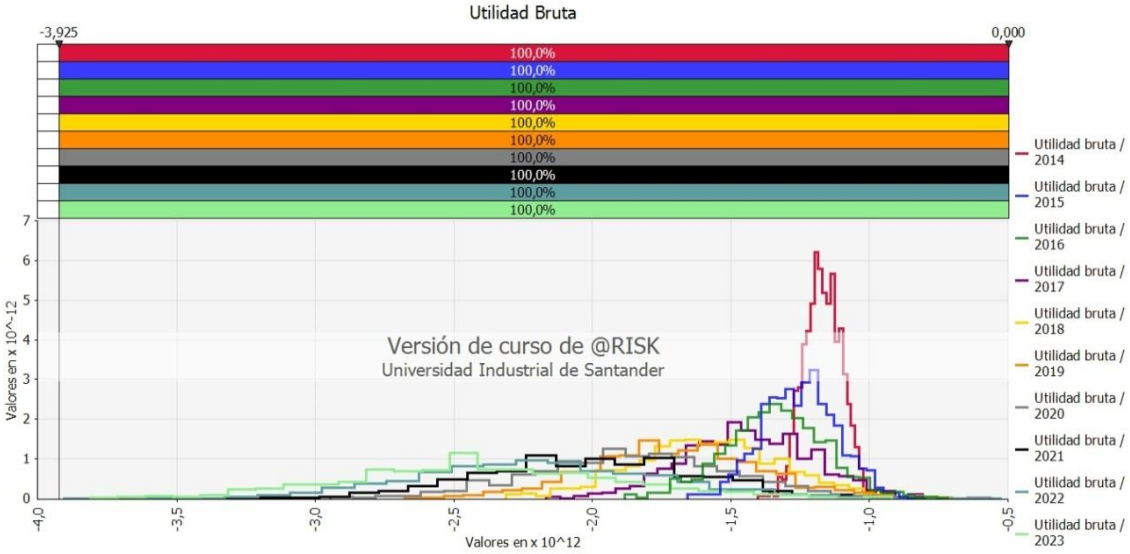
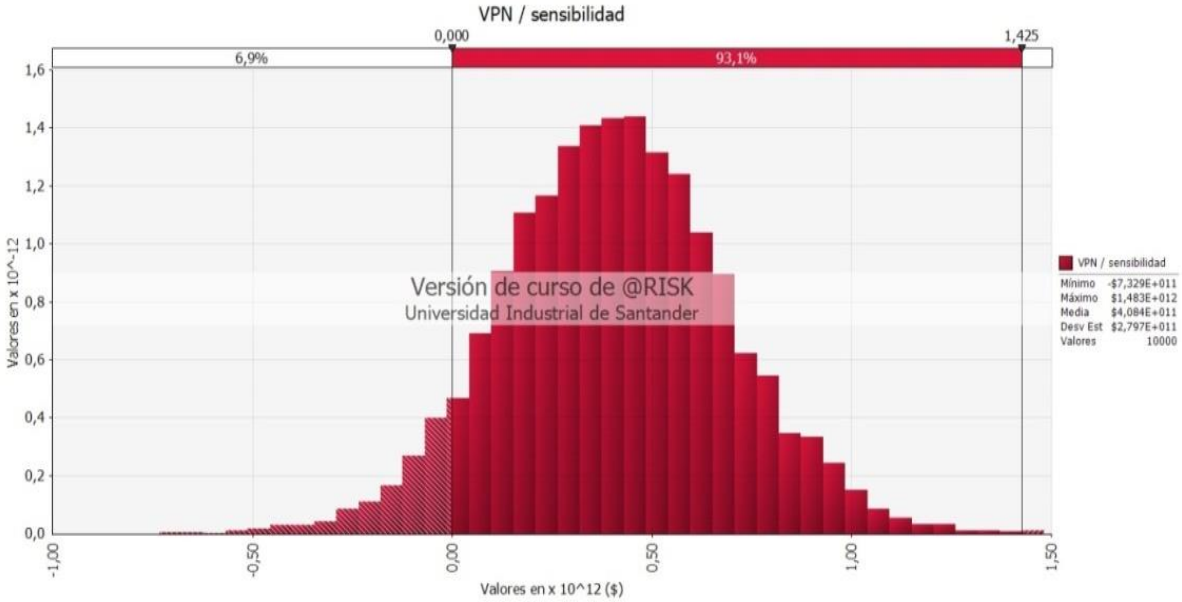


Figura 2.52 Densidad de probabilidad de la utilidad neta del proceso ácido/base



Por último, la Figura 6.15 permite establecer que la rentabilidad del proceso ácido/base es completamente nula, ya que el 100% de las iteraciones muestran utilidades por debajo de cero. Mostrados los resultados anteriores, solo el proceso de organosolv tiene potencial de viabilidad económica, aspecto que se ve reflejado en su valor presente neto, con un valor medio de $408,4 MM COP y una probabilidad del 93.1% (ver Figura 6.16).

Figura 2.53 VPN del proceso de organosolv



6.5.3.3 Externalidades

La Figura 6.17 muestra el VPN_{ex} del proceso con pretratamiento de organosolv. Al incluir el costo de las externalidades en el análisis financiero se puede observar que en el 100% de las iteraciones se alcanza un VPN negativo, con lo cual es posible afirmar que el proceso planteado no es viable económicamente. La Tabla 6.13 muestra los costos por las externalidades de cada proceso bioquímico.

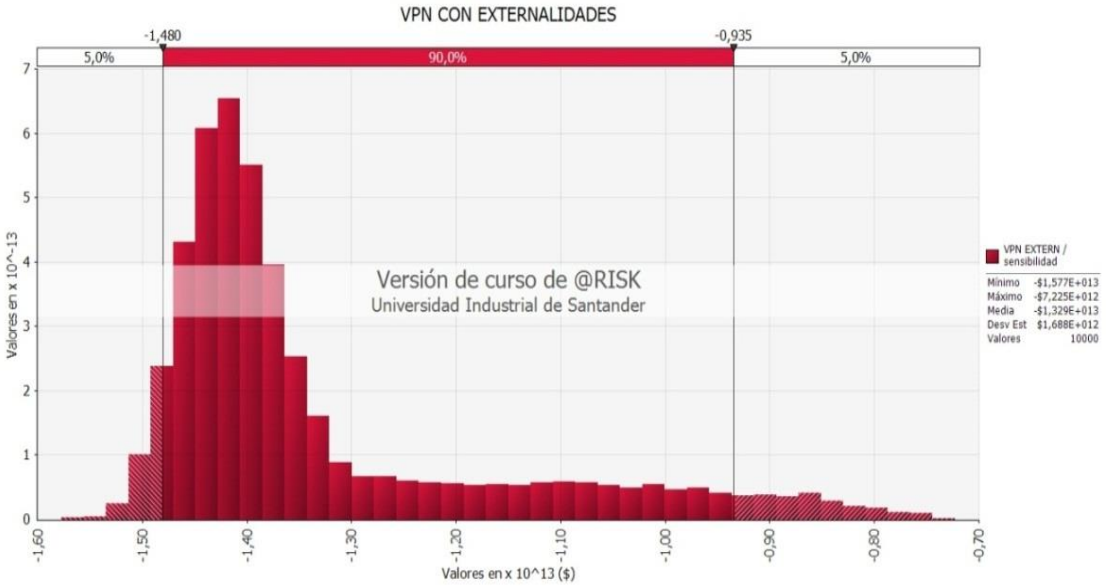
Tabla 2.44 Costo de las externalidades de lo procesos bioquímicos [MM COP]

Externalidad/Proceso	Acido/base	Organosolv	Explosión de vapor
Calentamiento global (GWP 100)	18,17	19,93	17,63
Desgaste de la capa de ozono (ODP)	0	0	0
Oxidantes fotoquímicos	1,27	1,246	1,24
Acidificación	4,27	4,35	4,23
Eutrofización	5,48	5,64	5,42
Energía no renovable	2,94	3,40	2,59

6.5.3.4 Comparaciones

El raquis de palma africana no es uno de los residuos agroindustriales de mayor estudio, y su utilización como materia prima para la producción de bioetanol ha sido poco reportada en comparación con los residuos de maíz y el bagazo de caña de azúcar.

Figura 2.54 VPN_{ex} del proceso de organosolv



Quintero *et al.* [8] reportan que el costo de producción del etanol de raquis de palma utilizando ácido diluido como pretratamiento es de 2,19 US$/gal, el mas bajo entre otros residuos analizados, tales como el bagazo de caña (2,92 US$/gal), cascarilla de arroz (2,42 US$/gal) y residuos de café (2,57 US$/gal). Xuan-Do *et al.* [32] afirman que el precio mínimo de venta del etanol de raquis de palma (con pretratamiento ácido/base) se debe situar entre 2,41- 3,85 US$/gal para hacer rentable los procesos. En relación a los residuos agroindustriales del maíz, Kazi *et al.* [237] calcularon que el precio mínimo de venta del etanol que garantiza la viabilidad económica de un proceso de segunda generación con pretratamiento de ácido diluido debe ser 3,4 US$/gal. Los datos históricos reportados por el Departamento de Agricultura de Estados Unidos (USDA, por sus siglas en inglés) muestran que el promedio de venta del etanol entre los años 2008-2015 ha sido de 2,06 US$/gal [33]. Además, durante el año 2015 el precio de venta del etanol mantuvo un promedio de 1,37 US$/gal. Por lo tanto, al comparar los resultados reportados en la literatura con el comportamiento del mercado del etanol es posible afirmar que los procesos de producción de etanol de segunda generación reportados no son viables económicamente, lo cual corresponde a lo encontrado en este trabajo.

6.6 Conclusiones

A través de la combinación de la metodología clásica de evaluación económica de procesos con la metodología de análisis de ciclo de vida para la evaluación de impactos ambientales se generó un indicador monetario para la evaluación y cuantificación de la sostenibilidad ambiental y económica de diferentes procesos agroindustriales directamente relacionados con la cadena de producción de biodiesel de palma africana. El indicador de sostenibilidad económico-ambiental fue desarrollado a partir de la monetarización de las externalidades ambientales, las cuales al ser incluidas en el balance financiero redujeron el VNP de cada proceso a un nuevo valor (VPN_{ex}). En relación a la producción de biodiesel, todos los procesos analizados son viables económicamente, con costos de inversión fijo de $39,85- $44,77 MM COP. Los costos del pretratamiento de esterificación son

5,1% superiores al pretratamiento de neutralización, mientras que la transesterificación homogénea muestra un sobrecosto máximo de 7,3% en relación a la transesterificación heterogénea. El costo de la materia prima es la variable de mayor importancia en los análisis, ya que representa más del 80% de los costos operativos. Al incluir los costos ambientales en el análisis financiero, los procesos se hacen insostenibles, con valores de VPN_{ex} negativos durante los años de estudio.

Entre los procesos termoquímicos el proceso Fischer-Tropsch requiere la mayor inversión de capital fijo (429,18 MM COP), monto que sobrepasa en un 23% y 35% las inversiones requeridas para la planta de hidrógeno y metanol, respectivamente. El proceso de producción de metanol presenta un gasto anual de 3,5 veces lo requerido por las plantas de hidrógeno y Fischer-Tropsch, lo cual se ve reflejado en su VPN, que aunque es positivo ($ 165,34 MM COP), es significativamente inferior al VPN de los demás procesos. El VPN_{ex} del proceso de producción de hidrogeno se redujo un 26% en relación a su VPN, mientras que para el proceso Fischer-Tropsch la reducción fue del 27%. El proceso de producción de metanol es el único proceso termoquímico con un VPN_{ex} negativo (-$71,4 MM COP), lo cual no favorece su viabilidad y sostenibilidad económico-ambiental.

En relación a los procesos de producción de bioetanol, de los tres procesos evaluados, solo el proceso con pretratamiento de organosolv es viable económicamente y requiere una inversión inicial del orden de $100 MM COP. Al vincular el costo ambiental a la evaluación financiera de la producción de bioetanol mediante el pretratamiento de solventes orgánicos los indicadores de rentabilidad indicaron que este proceso productivo no es viable.

Las externalidades de mayor efecto en el balance económico son generadas en la categoría de cambio climático, como resultado del elevado flujo de equivalentes de CO_2 de cada proceso y a pesar de su bajo precio unitario con relación a las otras categorías evaluadas. Para los sistemas de producción de biodiesel los costos por externalidades fueron calculados entre 13,16-14,88 MM COP, valor que triplica a

la segunda categoría, eutrofización, cuyos costos son de 4,05-4,21 MM COP. La utilización de la metodología de transferencia de beneficios como una herramienta para valorizar costos externos (externalidades ambientales) resultó útil por la inexistencia de datos locales; pero resulta indispensable conocer la disposición local a pagar por bienes y servicios ambientales, cuya cuantificación y valoración son imprescindibles en la evaluación de sostenibilidad.

6.7. Referencias

[1] Lin, L. et al., «Opportunities and challenges for biodiesel fuel,» *Applied Energy,* vol. 88, pp. 1020-1031, 2011.

[2] Charles, M., Ryan, R., Ryan, N., Oloruntoba, R., «Public policy and biofuels: The way forward?,» *Energy Policy,* vol. 35, p. 5737–5746, 2007.

[3] Grafton R. et al., «US biofuels subsidies and CO_2 emissions: An empirical test for a weak and a strong green paradox,» *Energy Policy,* vol. 68, p. 550–555, 2014.

[4] Doumax, V., Philip, J.M., Saras, C., «Biofuels, tax policies and oil prices in France: Insights from a dynamic CGE model,» *Energy Policy,* vol. 66, p. 603–614, 2014.

[5] Festel et al. , «Modelling production cost scenarios for biofuels and fossil fuels in Europe,» *Journal of Cleaner Production,* vol. 66, pp. 242-253, 2014.

[6] Van Eijck, J., Atidzirai, B., Faaij, A., «Current and future economic performance of first and second generation biofuels in developing countries,» *Applied Energy,* vol. 135, pp. 115-141, 2014.

[7] Castiblanco, C., Etter, A., Ramirez, A., «Impacts of oil palm expansion in Colombia: What do socioeconomic indicators show?,» *Land Use Policy,* vol. 44, pp. 31-43, 2015.

[8] Quintero, J. Moncada, J., Cardona C. , «Techno-economic analysis of bioethanol production from lignocellulosic residues in Colombia: A process simulation approach,» *Bioresource Technology,* vol. 139, p. 300–307, 2013.

[9] Zhang Y., Dubé MA, McLean DD, Kates M., «Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic assessment and sensitivity analysis,» *Bioresource Technology,* pp. 229-240, 2003.

[10] Zapata, C.D., Martinez, I., Castiblanco, E., Henao, C., «Producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma: 2. Evaluación económica,» *Dyna,* vol. 74, nº 151, 2007.

[11] West, A., Posarac, D., Ellis, N., «Assessment of four biodiesel production processes using Hysys Plant,» *Bioresource Technology,* vol. 99, p. 6587–6601, 2008.

[12] Apostolakou, A.A., Kookos, I.K., Marazioti, C., Angelopoulos, K.C. , «Techno-economic analysis of a biodiesel production process from vegetable oils,» *Fuel Processing Technology,* vol. 90, p. 1023–1031, 2009.

[13] Hamelinck, C., van Hooijdonk, G., Faaij, A., «Ethanol from lignocellulosic biomass: Techno-economic performance in short-, middle- and long-term,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 28, p. 384–410, 2005.

[14] Kazi, F. et al., «Techno-economic analysis of biochemical scenarios for production of cellulosic ethanol,» National Renewable Energy Laboratory, Technical report NREL/TP-6A2-46588, Golden, Colorado, 2010.

[15] Swanson, R., Platon, A., Satrio, J., Brown, R., «Techno-economic analysis of biomass-to-liquids production based on gasification,» *Fuel,* vol. 89, p. S11–S19, 2010.

[16] Bowen, D., «Techno-Economic Analysis of Hydrogen Production by Gasification of Biomass,» *Hydrogen, Fuel Cells, and Infrastructure Technologies,* pp. 1-5, 2003.

[17] Hernandez, L., Economía y mercado del medio ambiente, Madrid: S.A. Mundi-Prensa Libros, 1996.

[18] Birur, K. et al., «Assessing environmental externalities of transportation fuels (Research Brief),» RTI international, Durham, 2013.

[19] Turton, R., Bailie, R., Whithing, W., Shaeiwitz, J., Analysis, synthesis and design of chemical processes, Third Edit. 2009, p. Cap. 9., Prentice Hall, 2009.

[20] Peters, M. and Timmerhaus, K., Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Mc Graw Hill, 1991.

[21] Jimenez, A. , Diseño de Procesos en Ingeniería Química, Barcelona: Editorial Reverte, 2003.

[22] Couper, J., Process Engineering Economics, New York: Marcel Deckker, 2003.

[23] Garrett, D., Chemical Enginnering Economics., New York: Van Nostrand Reinhold, 1989.

[24] H.G. Inc, Process design and cost estimate of critical equipment in the biomass to ethanol process, Seattle: Report No. 99-10600/13W, 2001.

[25] Larson, H. Jin, H., Celik, F., «Large - scale gasification - based coproduction of fuels and electricity from switchgrass,» *Biofuels, Bioproducts, and Biorefinery,* vol. 3, pp. 174-194, 2009.

[26] Swanson, R.M. et al., «Techno-economic analysis of biofuels production based on gasification,» National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-6A20-46587, Golden, Colorado, 2010.

[27] Martinez, D. and Romero, J., «Estudio de alternativas estratégicas para mejorar la competitividad de Propilco S.A. a partir de sus materias primas (Propileno),» EAN, Bogotá, 2012.

[28] Wooley, R. et al., «Lignocellulosic biomass to ethanol process design and economics utilizing co-current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis current and futuristics scenarios,» National Renewable Energy

Laboratory, NREL/TP-580- 26157, Golden, Colorado, 1999.

[29] Phillips, S. et al, Thermochemical ethanol via indirect gasification and mixed alcohol synthesis of lignocellulosic biomass, Golden, CO: National Renewable Energy Laboratory, 2007.

[30] Wilson, M.A., Hoehn, J.P., «Valuing environmental goods and services using benefit transfer: The state-of-the art and science,» *Ecological Economics,* vol. 60, p. 335–342, 2006.

[31] Zhang, Y., Brown, T., Hu, G., Brown, R., «Comparative techno-economic analysis of biohydrogen production via bio-oil gasification and bio-oil reforming,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 51, pp. 99-108, 2013.

[32] Xuan-Do, T., Lim, Y., Jang, S., Chung, H., «Hierarchical economic potential approach for techno-economic evaluation of bioethanol production from palm empty fruit bunches,» *Bioresource Technology,* vol. 189, pp. 224-235, 2015.

[33] Hofstrand, D., Johanns, A., «Agricultural Marketing Resource Center,» [En línea]. Available: http://www.agmrc.org/renewable-energy/ethanol/ethanol-prices-trends-and-markets/.

7. CONCLUSIONES GENERALES

Se plantearon y simularon en Aspen Hysys® diferentes diseños conceptuales de procesos de producción de biocombustibles. Todos los procesos planteados son viables técnicamente. Los procesos de producción de biodiesel a partir de palma africana presentan rendimientos másicos biodiesel/aceite superiores al 95%. El biodiesel producido en cada simulación cumple los parámetros de calidad de la norma EN 14214:2003. Los procesos termoquímicos se diseñaron para producir de manera independiente hidrogeno, metanol y combustibles líquidos por la ruta Fischer-Tropsch a partir de la gasificación de raquis de palma. La síntesis de metanol presenta un 33,7% de rendimiento másico, mientras la producción de hidrógeno y la síntesis por Fischer-Tropsch alcanzan rendimientos del 4,7% y 10,5%, respectivamente. Los rendimiento de los procesos bioquímicos para la producción de etanol alcanzan rendimientos entre 0,21 - 0,32 kg etanol/kg biomasa seca, siendo el proceso con pretratamiento secuencial ácido/base el de mayor relación etanol/biomasa.

El biodiesel de aceite de palma africana tiene el potencial para reducir en un 30-37% las emisiones de gases de efecto invernadero en comparación con las emisiones generadas por el uso de diésel fósil. La etapa de cultivo y extracción del aceite generan los mayores impactos ambientales a lo largo de la cadena productiva en la categoría de cambio climático. En la ruta termoquímica el proceso de producción de metanol genera los mayores impactos en las categorías de estudio y consume 1,1 MJ eq. de energía fósil/MJ de metanol producido. Por último, en los procesos bioquímicos, el pretratamiento secuencial ácido/base alcanza un potencial de 0,181 kg eq-CO_2/MJ etanol, el potencial de calentamiento global más alto de todos los procesos evaluados. Los procesos de producción de hidrogeno y combustibles por la ruta Fischer-Tropsch presentan una relación neta de energía mayor a la unidad, con lo cual son los únicos procesos simulados donde el valor energético del biocombustibles es mayor al consumo energético de su producción.

De acuerdo a los resultados encontrados los procesos de producción de biodiesel analizados son viables económicamente. Para una capacidad de 80000 ton/año el VPN del proceso heterogéneo con pretratamiento de esterificación es el más alto de los casos evaluados. El costo del aceite de palma africana se configura con el principal costo de operación y representa el 81% del total de los costos de manufactura. De igual manera, los procesos termoquímicos son viables desde el punto de vista económico pero requieren altos costos de inversión de capital fijo que en el menor de los casos alcanza $316,81 MM COP (metanol). El mejor VPN de los procesos termoquímicos fue calculado en $499,33 MM COP, correspondiente al proceso de producción de hidrógeno. A diferencia de los procesos termoquímicos, entre los procesos bioquímicos solo el proceso con pretratamiento con organosolv muestra un VPN positivo y su inversión de capital fijo es significativamente inferior, $104,87 MM COP.

Se generó un indicador cuantitativo de tipo monetario para evaluar las sostenibilidad económico-ambiental de los procesos emergentes de producción de biocombustibles relacionados con la cadena de producción de la palma africana. Con el indicador generado, denominado VPN_{ex}, se integraron al balance económico seis categorías de impacto ambiental, evaluadas y cuantificadas previamente mediante la metodología del Análisis de Ciclo de Vida (ACV): Calentamiento global, acidificación, formación de oxidantes fotoquímicos, eutrofización, desgaste de la capa de ozono y uso de energía no renovable. Entre los procesos evaluados solo los procesos de producción de hidrogeno y combustibles líquidos por la ruta Fischer-Tropsch presentan valores VPN_{ex} positivos. El VPN_{ex} del proceso de producción de hidrogeno fue calculado en $367,6 MM COP, mientras que para el proceso Fischer-Tropsch el VPN_{ex} fue de $310,6 MM COP. Por lo tanto, el proceso de producción de hidrogeno, de acuerdo a los límites establecidos en el ACV, es el proceso emergente cuya implementación es viable desde la perspectiva de sostenibilidad económico-ambiental.

Las externalidades de mayor efecto en el balance económico son generadas en la categoría de cambio climático, como resultado del elevado flujo de equivalentes de CO_2 de cada proceso y a pesar de su bajo precio unitario con relación a las otras categorías evaluadas. Para los sistemas de producción de biodiesel los costos por externalidades fueron calculados entre 13,16-14,88 MM COP, valor que triplica a la segunda categoría, eutrofización, cuyos costos son de 4,05-4,21 MM COP. La utilización de la metodología de transferencia de beneficios como una herramienta para valorizar costos externos (externalidades ambientales) resultó útil por la inexistencia de datos locales; pero resulta indispensable conocer la disposición local a pagar por bienes y servicios ambientales, cuya cuantificación y valoración son imprescindibles en la evaluación de sostenibilidad

La cuantificación de la sostenibilidad de cualquier proceso productivo, y en particular los relacionados con biocombustibles, debe estar soportada en los tres pilares del desarrollo sostenible. En esta tesis se abarcaron dos pilares fundamentales; el ambiental y el económico, con lo cual podría incluirse a través de trabajos multidisciplinarios el aspecto social. La metodología del análisis de ciclo de vida social (S-LCA, por sus siglas en siglas en inglés) podría ser una alternativa para el desarrollo de futuros trabajos que tengan como objetivo la cuantificación de la sostenibilidad de la cadena de producción de biocombustibles en Colombia.

BIBLIOGRAFÍA

ADEN, A. et al., «Lignocellulosic biomass to ethanol process desing and economics utilizing co-current diluted acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis for corn stover,» National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-510-32438, Golden, Colorado, 2002.

ADEWALE, P., DUMONT, MJ. NGADI, M., «Recent trends of biodiesel production from animal fat wastes and associated production techniques,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 45, pp. 574-588, 2015.

AISYAH, S. et al., «The effect of alkaline addition in hydrothermal pretreatment of empty fruit bunches on enzymatic hydrolysis efficiencies,» *Procedia Chemistry,* vol. 9, pp. 151-157, 2014.

AL- NAJEM, N.M., DIAB, J.M., «Energy-exergy analysis of a diesel engine,» *Heat Recovery Systems and CHP,* vol. 12, pp. 525-529, 1992.

AL-HAMAMRE, Z., AL-SALAYMEH, A., «Physical properties of (jojoba oil + biodiesel), (jojoba oil + diesel) and (biodiesel + diesel) blends,» *Fuel,* vol. 123, pp. 175-188, 2014.

ANDREATTA, A.E. et al., «Phase equilibria in ternary mixtures of methyl oleate, glycerol, and methanol,» *Industrial & Engineering Chemistry Reseach,* vol. 47, p. 5157–5164, 2008.

ANTÓN, M., «Utilización del Análisis de Ciclo de Vida en la evaluación del impacto ambiental del cultivo bajo invernadero mediterraneo (Tesis doctoral),» Universidad Politécnica de Cataluña, Barcelona, 2004.

APOSTOLAKOU, A.A., KOOKOS, I.K., MARAZIOTI, C., ANGELOPOULOS, K.C. , «Techno-economic analysis of a biodiesel production process from vegetable oils,» *Fuel Processing Technology,* vol. 90, p. 1023–1031, 2009.

ARIF, H.A., ZAFER, U., «A review and assessment of the energy utilization efficiency in the Turkish industrial sector using energy and exergy analysis method,» *Renewable and sustainable energy Reviews,* vol. 11, pp. 1438-1459, 2007.

ASADULLAH, M., «Biomass gasification gas cleaning for downstream applications: A comparative critical review,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 40, p. 118–132, 2014.

ASPEN TECH, Simulation Basis., «Universidad de Alberta,» October 2005. [En línea]. Available: https://www.ualberta.ca/CMENG/che312/F06ChE416/HysysDocs/AspenHYSYSSimulationBasis.pdf.

ASPEN TECHNOLOGY, INC., *HYSYS Simulation Basis,* Cambridge, MA, 2006.

AZAPAGIC, A., STICHNOTHE, H., «Life cycle sustainability assessment of biofuels,» de *Handbook of Biofuels Production*, Woodhead Publishing Limited, 2011, pp. 37-60.

BAHARUDIN, A.S. et al., «Effect of high-pressure steam treatment on enzymatic saccharification of oil palm empty fruit bunches.,» *Bioresource Technology,* vol. 7, pp. 3525-3538, 2012.

BASU, P., Biomass gasification and pyrolysis - Practical design and theory, Elsevier Science Publishing Co Inc., 2010.

BELL, D.A., TOWLER, B.F., FAN, M., Coal gasification and its applications, Elsevier Science Publishing Co Inc., 2011.

BENJUMEA, P., AGUDELO, J., AGUDELO, A., «Basic properties of palm oil biodiesel–diesel blends,» *Fuel,* vol. 87, p. 2069–2075, 2008.

BEST, R., ISLAS, J. Y MARTÍNEZ, M., «Exergy efficiency of an ammonia-water absorption system for ice production,» *Applied Energy,* vol. 45, pp. 241 - 256, 1993.

BINDRABAN, P. et al., «Can biofuels be sustainable by 2020? An assessment for an obligatory blending target of 10% in the Netherlands. Report 500102 024,» Environmental Assessment Agency, Bilthoven, 2009.

BIRUR, K. et al., «Assessing environmental externalities of transportation fuels (Research Brief),» RTI international, Durham, 2013.

BODVARSSON, G., EGGERS, D.E., «The exergy of thermal water,» *Geothermics,* vol. 1, pp. 93-95, 1972.

BOROUMANDJAZI, G., RISMANCHI, B., SAIDUR, R., «A review on exergy analysis of industrial sector,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 27, p. 198–203, 2013.

BORRION, A., MCMANUS, M., HAMMOND, G., «Environmental life cycle assessment of lignocellulosic conversion to ethanol: A review,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 16, p. 4638–4650, 2012.

BOWEN, D., «Techno-Economic Analysis of Hydrogen Production by Gasification of Biomass,» *Hydrogen, Fuel Cells, and Infrastructure Technologies,* pp. 1-5, 2003.

BRANDIN, J., TUNER, M., ODENBRAND, I., «Small scale gasification: Gas engine CHP for biofuels,» Swedish Energy Agency Report, 2010. [En línea]. Available: http://ieatask33.org/app/webroot/files/file/publications/new/Small%20Small_scale_gasification_overview.pdf. [Último acceso: 2014].

BRICEÑO, I., VALENCIA, J., POSSO, M., «Potencial de la Palma de Aceite en la Producción de Energías Renovables,» *Palmas,* vol. 36, pp. 43-53, 2014.

CÁLDERON, A., RODRIQUEZ, S., Equilibrio líquido-líquido de los sistemas aceite de palma-metanol-biodiesel y biodiesel-metanol-glicerina (Tesis de pregrado), Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2009.

CARA et al., «Production of fuel ethanol from steam-explosion pretreated olive tree pruning,» *Fuel,* vol. 87, pp. 692-700, 2008.

CARDONA et al. , «Production of bioethanol from sugarcane bagasse: Status and perspectives,» *Bioresource Technology,* vol. 101, pp. 4754-4766, 2010.

CASTELLS, X., Tratamiento y valorización energética de residuos, Ediciones Diaz de Santos, 2005.

CASTIBLANCO, C., ETTER, A., RAMIREZ, A., «Impacts of oil palm expansion in Colombia: What do socioeconomic indicators show?,» *Land Use Policy,* vol. 44, pp. 31-43, 2015.

CATOIRE, L., PAULMIER, S., NAUDET, V., «Estimation of closed cup flash points of combustible solvent blends,» *Journal of Physical and Chemical Reference Data,* vol. 35, p. 9–14, 2006.

CENGEL, Y., BOLES, M., Termodinámica, 6 ed., México, D.F: Mc Graw Hill, 2008.

CHACON, J., «Historia ampliada y comentada del analisis de ciclo de vida (ACV),» *Revista de la Escuela Colombiana de Ingeniería,* vol. 72, pp. 37-70, 2008.

CHAI, M., TU, Q., LU, M., YANG, Y.J., «Esterification pretreatment of free fatty acid in biodiesel production, from laboratory to industry,» *Fuel Processing Technology,* vol. 125, pp. 106-113, 2014.

CHANGWEI, H. et al., «One-step production of biodiesel from Nannochloropsis sp. on solid base Mg–Zr catalyst,» *Applied Energy,* vol. 88, pp. 3313-3317, 2011.

CHARLES, M., RYAN, R., RYAN, N., OLORUNTOBA, R., «Public policy and biofuels: The way forward?,» *Energy Policy,* vol. 35, p. 5737–5746, 2007.

CHEN, C.K, HAGAR, H.H, ISMAIL, K.S.K., «Production of bioethanol from oil palm empty fruit bunch., June 9-12. Perlins,» de *Proceedings of the 1st International Conference on Sustainable Materials*, Perlins, 2007.

CHEN, H., QIU, W., «Key technologies for bioethanol production form lignocellulose,» *Biotechnology Advances,* vol. 28, pp. 556-562, 2010.

CHEN, Y. et al., «Fuel properties and combustion characteristics of jatropha oil biodiesel–diesel blends,» *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers,* vol. 44, pp. 214-220, 2013.

CHIESA, S., GNANSOUNOU, E., «Use of empty fruit bunches from the oil palm for bioethanol production: A thorough comparison between dilute acid and dilute alkali pretreatment,» *Bioresource Technology,* vol. 159, pp. 355-364, 2014.

CHONGKHONG, S., TONGURAI, C., CHETPATTANANONDH, P., BUNYAKAN, C., «Biodiesel production by esterification of palm fatty acid distillate,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 31, pp. 563-568, 2007.

COHCE, M.K., DINCER, I., ROSEN, M.A., «Energy and exergy analyses of a biomass-based hydrogen production system,» *Bioresource Technology,* vol. 102, pp. 8466-8474, 2011.

COHCE, M.K., DINCER, I., ROSEN, M.A., «Thermodynamic analysis of hydrogen production from biomass gasification,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 35, pp. 4970-4980, 2010.

COHCE, M.K., ROSEN, M.A., DINCER, I., «Efficiency evaluation of a biomass gasification-based hydrogen production,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 36, pp. 11388-11398, 2011.

CONSORCIO CUE, «Evaluación del ciclo de vida de la cadena de producción de bocombustibles en Colombia,» Ministerio de Minas y Energías, Medellin, Colombia, 2012.

CONSTANTINOU, L. Y GANI, R., «New Group Contribution Method for Estimating Properties of Pure Compunds,» *AICHE Journal,* vol. 40, 1994.

CORTÍNEZ, V.A., Comparación de pretratamientos en residuos forestales para la producción de bioetanol de segunda generación: Hidrólisis ácida y líquidos iónicos (Tesis de maestría), Santiago de Chile: Universidad de Chile, 2010.

COSTA, R.E., «Life cycle inventory of biodiesel obtained for the Brazilian and Colombian conditions (Tesis de maestría),» Universidad Federal de Itajubá, Itajubá, 2007.

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

CUJIA, G. BULA, A., «Potencial de obtención de gas de síntesis para la producción de metanol a partir de la gasificación de residuos de palma africana,» *Interciencia,* vol. 35, pp. 106-112, 2010.

DARNOKO, D., CHERYAN, M., «Kinetics of palm oil transesterification in a batch reactor,» *Journal of the American Oil Chemists' Society,* vol. 77, pp. 1263-1267, 2000.

DE MARIA, R., DIAZ, I., RODRIGUEZ, M., SÁIZ, A., «Industrial methanol from syngas: Kinetic study and process simulation,» *International Journal of Chemical Reactor Engineering,* vol. 11, p. 469–477, 2013.

DE OLIVEIRA S. JR., VAN HOMBEECK, M., «Exergy analysis of petroleum separation processes in offshore platforms.,» *Energy, Conversion and Management,* vol. 38, pp. 1577-1584, 1997.

DE OLIVEIRA, S. JR., Exergy: Production, cost and renewability, Londres: SpringerScience & Business Media, 2012.

DE SOUZA, S.P., PACCA, S., DE AVILA, M.T., BORGES, J.L., « Greenhouse gas emissions and energy balance of palm oil biofuel,» *Renewable Energy,* vol. 35, pp. 2552-2561, 2010.

DEMIRBAS, A., «Biofuel sources, biofuel policy, biofuel economy and global biofuel projections,» *Energy Conversion and Management,* vol. 49, pp. 2106-2116, 2008.

DEPARTMENT FOR TRANSPORT OF LONDON, «Carbon and sustainability reporting within the Renewable Transport Fuel Obligation (RTFO) requirements and guidance,» London, 2008.

DESIDERI, U., PAOLUCCI, A., «Performance modelling of a carbon dioxide removal system for power plants,» *Energy Conversion and Management,* vol. 40, pp. 1899-1915, 1999.

DIAZ GONZALEZ, J., RIESCO MUÑOZ, G., «Características físicas de la madera de pino procedente de raleos en el noroeste de españa,» *Ciencia y tecnología,* vol. 9, pp. 233-244, 2007.

DIAZ-MENDEZ, S.E., «Medición de impacto ambiental con un método basado en exergía,» de *Memorias del XVI Congreso Internacional Anual de la SOMIM*, Monterrey, 2010.

DIEN et al., «Bacteria engineered for fuel ethanol production : current status,» *Applied Microbiology and Biotechnology,* vol. 63, pp. 258- 266, 2003.

DINCER, I., ROSEN M.A., Exergy: Energy, environment and sustainable development, Newnes-Elsevier, 2012.

DIRECTIVE 2009/28/EC of the European Parliament and of the Council of 23 April 2009 on the promotion of the use of energy from renewable sources and amending and subsequently repelling Directives 2001/77/EC and 2003/30/EC,» European Parliament, Brussels, 2009.

DOHERTY, W., REYNOLDS, A., KENNEDY, D., «Aspen Plus simulation of biomass gasification in a steam blown dual fluidised bed,» A. Méndez-Vilas, Dublin, 2013.

DOSSIN, T., REYNIERS, MF., BERGER, R., MARIN, G., «Simulation of heterogeneously MgO-catalyzed transesterification for fine-chemical and biodiesel industrial production,» *Applied Catalysis B: Environmental,* vol. 67, pp. 136-148, 2006.

DOUMAX, V., PHILIP, J.M., SARAS, C., «Biofuels, tax policies and oil prices in France: Insights from a dynamic CGE model,» *Energy Policy,* vol. 66, p. 603–614, 2014.

DUZ, M.Z., SAYDUT, A., OZTURK, G., «Alkali catalyzed transesterification of safflower seed oil assisted by microwave irradiation,» *Fuel Processing Technology,* vol. 92, pp. 308-313, 2011.

E4tech/NNFCC, «Review of technologies for gasification of biomass and wastes, Final report, NNFCC project 09/008,» 2009. [En línea]. Available: http://www.ecolateral.org/gasificationnnfc090609.pdf. [Último acceso: 2012].

EL-SAYED, Y.M., «Application of exergy to design,» *Energy Conversion and Management,* vol. 43, pp. 1165-1185, 2002.

EPA-420-D-09-001, «Draft regulatory impact analysis: changes to renewable fuel standard program,» 2009. [En línea]. Available: http://www.epa.gov/OMS/renewablefuels/420d09001.pdf.

ERDEI, B. et al., «Separate hydrolysis and co-fermentation for improved xylose utilization in integrated ethanol production from wheat meal and wheat straw.,» *Biotechnology for Biofuels,* vol. 5, pp. 1-12, 2012.

ESPINOZA, R.L., STEYENBERG, A.P., JAGER, B., VOSLOO, A.C., «Low temperature Fischer–Tropsch synthesis from a Sasol perspective,» *Applied Catalysis A: General,* vol. 186, pp. 13-26, 1999.

FAVA, J. A., DENISON R., JONES B., CURRAN M. S., VIGON B., SELKE S., and Barnum J., «A technical framework for life-cycle assessments,» Society of Environmental Toxicology and Chemistry (SETAC), Washington, DC., 1991.

FEDEBIOCOMBUSTIBLES, Cifras informativas del sector biocombustibles, 2012. [En línea]. Available: http://www.fedebiocombustibles.com/v3/estadistica-produccion-titulo-Alcohol_Carburante_(Etanol).htm. [Último acceso: Septiembre 2013].

FEDEPALMA-CENIPALMA, «El cultivo de la palma de aceite y su beneficio. Guía general para el nuevo palmicultor (CD Interactivo),» Fedepalma, Bogotá, 2004.

FEHRENBACH H. et al., «Greenhouse gas balances for the German biofuels quota legislation. Methodological guidance and default values.,» 2007. [En línea]. Available: http://www.oeko.de/service/bio/dateien/en/methodology_for_biofuels_defaultvalues_ifeu.pdf.

FELDER, R.M., ROUSSEAU, R.W., Principios elementales de los procesos quimicos, Mexico: Limusa Wiley, 2004.

FESTEL et al. , «Modelling production cost scenarios for biofuels and fossil fuels in Europe,» *Journal of Cleaner Production,* vol. 66, pp. 242-253, 2014.

FOON, CS., MAY, CY., NGAN, MA., HOCK, CC., «Kinetic study on transesterification of palm oil,» *Journal of Oil Palm Research ,* vol. 16, pp. 19-29, 2004.

FREEDMAN, B., PRYDE, E.H., MOUNTS, T.L., «Variables affecting the yields of fatty esters from transesterified vegetable oils,» *Journal of the American Oil Chemists' Society,* vol. 61, pp. 1638-1643, 1984.

FRYDA, L., PANOPOULOS, K.D., KARL, J., KAKARAS, E., «Exergetic analysis of solid oxide fuel cell and biomass gasification integration with heat pipes,» *Energy,* vol. 33, pp. 292-299, 2008.

GARCÍA, L.E., «Obtención de gas combustible a partir de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo (Tesis de Maestria),» Universidad Nacional de Colombia, Bogota, D.C., 2011.

GARCIA, M., GONZALO, A., SÁNCHEZ, J., ARAUZO, J., PEÑA, J., «Prediction of normalized biodiesel properties by simulation of multiple feedstock blends,» *Bioresource Technology,* vol. 101, p. 4431–4439, 2010.

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

GIWA, A., RAJI, Y.O., GIWA, S.O., «Water-gas shift process for hydrogen production – effects of operating parameters,» *International Journal of Scientific & Engineering Research,* vol. 5, pp. 1474-1483, 2014.

GODOY, S., RODRIGUEZ, N., «Trabajo práctico simulación de equipos con reacciones químicas en HYSYS,» Universidad Tecnológica Nacional, Rosario, Argentina, 2012.

GOH, C.S. et al., «Evaluation and optimization of organosolv pretreatment using combined severity factors and response surface methodology.,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 35, pp. 4025-4033, 2011.

GOMEZ-BAREA, A. et al., «Improving the performance of fluidized bed biomass/waste gasifiers for distributed electricity: A new three-stage gasification system,» *Applied Thermal Engineering,* vol. 50, pp. 1453-1462, 2013.

GONZÁLEZ, I.D., «Estructura y reactividad de catalizadores soportados de Pt en la reacción de desplazamiento de gas de agua (Tesis Doctoral),» Universidad Autónoma de Madrid, Madrid, 2008.

GOODWIN, J.G. Jr. et al., «Synthesis of biodiesel via acid catalysis,» *Industrial & Engineering Chemistry Research,* vol. 44, pp. 5353-5363, 2005.

GRAAF, G.H. et al., «Chemical equilibria in methanol synthesis,» *Chemical Engineering Science,* vol. 41, p. 2883−2890, 1986.

GRAAF, G.H. et al., «Intra-particle diffusion limitations in low pressure methanol synthesis,» *Chemical Engineering Science,* vol. 45, pp. 773-783, 1990.

GRAFTON R. et al., «US biofuels subsidies and CO_2 emissions: An empirical test for a weak and a strong green paradox,» *Energy Policy,* vol. 68, p. 550–555, 2014.

GUO, F., PENG, ZG., DAI, JY., XIU, ZL., «Calcined sodium silicate as solid base catalyst for biodiesel production,» *Fuel Processing Technology,* vol. 91, pp. 322-328, 2010.

GUTIERRREZ, L., SANCHEZ, O., CARDONA, C., «Process integration possibilities for biodiesel production from palm oil using ethanol obtained from lignocellulosic residues of oil palm industry,» *Bioresource Technology,* vol. 100, pp. 1227-1237, 2009.

H.G. Inc, Process design and cost estimate of critical equipment in the biomass to ethanol process, Seattle: Report No. 99-10600/13W, 2001.

HAMELINCK, C., VAN HOOIJDONK, G., FAAIJ, A., «Ethanol from lignocellulosic biomass: Techno-economic performance in short-, middle- and long-term,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 28, p. 384–410, 2005.

HAMZAH, F., IDRIS, A., SHUAN, T.K., «Preliminary study on enzymatic hydrolysis of treated oil palm (Elaeis) empty fruit bunches fibre by using combination of cellulose and b1-4 glucosidase,» *Biomass Bionergy,* vol. 35, pp. 1055-1059, 2011.

HANKINSON, R.W., THOMSON, G.H., «A new correlation for saturated densities of liquids and their mixtures,» *American Institute of Chemical Engineers Journal,* vol. 25, pp. 653-663, 1979.

HEIDENREICH, S., FOSCOLO, P., «New concepts in biomass gasification,» *Progress in Energy and Combustion Science,* vol. 46, pp. 72-95, 2015.

HENDRIKS, A.T.W.M, «Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass,» *Bioresource Technology,* vol. 100, pp. 10-18, 2009.

HEPSBALI, A., UTLU, Z., AKDENIZ, C., «Energetic and exergetic aspects of cotton stalk production in stablishing energy policies,» *Energy Policy,* vol. 37, pp. 3015-3024, 2007.

HERNANDEZ, L., Economía y mercado del medio ambiente, Madrid: S.A. Mundi-Prensa Libros, 1996.

HIGMAN, C., VAN DER BURGT, M., Gasification, Elsevier Science Publishing Co Inc., 2008.

HIX, A. et al., «Gas to liquids (GTL),» University of Tennessee Honors Thesis Projects, Knoxville, TN, 2012.

HOFSTRAND, D., JOHANNS, A., «Agricultural Marketing Resource Center,» [En línea]. Available: http://www.agmrc.org/renewable-energy/ethanol/ethanol-prices-trends-and-markets/.

HOLMGREN, K.M., BERNTSSON, T., ANDERSSON, E., RYDBERG, T., «System aspects of biomass gasification with methanol synthesis - Process concepts and energy analysis,» *Energy,* vol. 45, pp. 817-828, 2012.

HORNE, R., GRANT, TIM., VERGHESE, K., Life Cycle Assessment - Principles, Practice and Prospects, CSIRO Publishing, 2009.

HSIEH, L.S., Kumar, U., Wu, J.C.S., «Continuous production of biodiesel in a packed-bed reactor using shell–core structural Ca(C3H7O3)2/CaCO3 catalyst,» *Chemical Engineering Journal,* vol. 158, nº 2, p. 250–256, 2010.

HU, S., GUAN, Y., WANG, Y., HAN, H., «Nano-magnetic catalyst KF/CaO–Fe3O4 for biodiesel production,» *Applied Energy,* vol. 88, pp. 2685-2690, 2011.

HUBER, G.W., IBORRA, S., CORMA, A., «Synthesis of transportation fuels from biomass: Chemistry, catalysts, and engineering,» *Chemical Reviews,* vol. 106, nº 9, pp. 4044-4098, 2006.

INSTITUTO PARA LA DIVERSIFICACION Y AHORRO DE LA ENERGÍA-IDAE, «Biomasa: Gasificación,» Besel, Madrid, 2007.

IRIBARREN, D., SUSMOZAS, A., DUFOUR, J., «Life-cycle assessment of Fischer-Tropsch products from biosyngas,» *Renewable Energy,* vol. 59, pp. 229-236, 2013.

ISO (2006a), *ISO 14040: Environmental management-life cycle assessment-principles and framework,* Geneva, 2006.

JANSSEN, R., RUTZ, D.D., «Sustainability of biofuels in Latin America: Risks and opportunities,» *Energy Policy,* vol. 39, pp. 5717-5725, 2011.

JEONG et al., «Production of dehydrated fuel ethanol by pressure swing adsorption process in the pilot plant.,» *Korean Journal of Chemical Engineering,* vol. 26, pp. 1308-1312., 2009.

JIMENEZ, A. , Diseño de Procesos en Ingeniería Química, Barcelona: Editorial Reverte, 2003.

JUSSOF, S., HANSEN S.B., «Feasibility study of performing a life cycle assessment on crude palm oil production in Malaysia,» *International Journal of Life Cycle Assessment,* vol. 12, pp. 50-58, 2007.

KABIR-KAZI, F., et al., «Techno-economic analysis of biochemical scenarios for production of cellulosic ethanol,» National Renewable Energy Laboratory, Technical report NREL/TP-6A2-46588, Golden, Colorado, 2010.

KAMAHARA, H. et al., «Improvement potential for net energy balance of biodiesel derived from palm oil: A case study from Indonesian practice,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 34, p. 1818–1824, 2010.

KAZI, F. et al., «Techno-economic analysis of biochemical scenarios for production of cellulosic ethanol,» National Renewable Energy Laboratory, Technical report NREL/TP-6A2-46588, Golden, Colorado, 2010.

KHAN, M.A., YUSUP, S., AHMAD, M.M., «Acid esterification of a high free fatty acid crude palm oil and crude rubber seed oil blend: Optimization and parametric analysis,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 34, pp. 1751-1756, 2010.

KIM, HJ., KANG, BS., KIM, MJ., PARK, UM., KIM, DK., LEE, JS., «Transesterification of vegetable oil to biodiesel using heterogeneous base catalyst,» *Catalysis Today,* vol. 93, pp. 315-320, 2004.

KIM, S., KIM, C.H., «Bioethanol production using the sequential acid/alkali-pretreated empty palm fruit bunch fiber,» *Renewable energy,* vol. 54, pp. 150-155, 2013.

Kim,S. et al., «Sequential acid-/alkali-pretreatment of empty palm fruit bunch fiber,» *Bioresource Technology,* vol. 109, pp. 229-233, 2012.

KINAST, J.A., TYSON, K.S., «Production of biodiesel from multiple feedstocks and properties of biodiesel and biodiesel/diesel blends,» NREL, SR-510-31460, Golden (CO), 2003.

KOOT, L. W. , «Exergy losses in a flash evaporator,» *Desalination,* vol. 5, pp. 331-348, 1968.

KORONEOS, A., DOMPROS, G., ROUMBAS, G., «Hydrogen production via biomass gasification- A life cycle assessment approach.,» *Chemical Engineering and Processing,* vol. 47, pp. 1261-1268, 2008.

KORONEOS, C., SPACHOS, T. Y MOUSSIOPOULOS, N., «Exergy analysis of renewable energy sources,» *Renewable Energy,* vol. 28, pp. 295-310, 2003.

KOTAS, T. J., «Exergy concepts for thermal plant : First of two papers on exergy techniques in thermal plant analysis,» *International Journal of Heat and Fluid Flow,* vol. 2, pp. 105-114, 1980.

KRISNANGKURA, K., YIMSUWAN, T., PAIRINTRA, R., «An empirical approach in predicting biodiesel viscosity at various temperatures,» *Fuel,* vol. 85, p. 107–113, 2006.

KUMAR, A. et al., «Biofuel (alcohol and biodiesel) applications as fuels for combustion engines,» *Progress in Energy and Combustion Science,* vol. 33, pp. 233-271, 2007.

KUMMAMURU, B. et al., «WBA Global Bioenergy Statistics 2016,» 2016. [En línea]. Available: www.worldbioenergy.org.

LARSON, H. JIN, H., CELIK, F., «Large - scale gasification - based coproduction of fuels and electricity from switchgrass,» *Biofuels, Bioproducts, and Biorefinery,* vol. 3, pp. 174-194, 2009.

LECHÓN et al., «Análisis de ciclo de vida de combustibles alternativos para el transporte. Fase II. Análisis de ciclo de vida comparativo del biodiésel y del diésel. Energía y cambio climático (Informe técnico),» CIEMAT- Ministerio del Medio Ambiente, Madrid, 2006.

LIM, H.W. et al., «Modeling of the kinetics for methanol synthesis using Cu/ZnO/Al2O3/ZrO2 catalyst: Influence of carbon dioxide during hydrogenation,» *Industrial & Engineering Chemistry Research,* vol. 48, p. 10448–10455, 2009.

LIN, L. et al., «Opportunities and challenges for biodiesel fuel,» *Applied Energy,* vol. 88, pp. 1020-1031, 2011.

LIU, X.H. et al., «A novel solid superbase of Eu2O3/Al2O3 and its catalytic performance for the transesterification of soybean oil to biodiesel,» *Catalysis Communications,* vol. 8, p. 1969–1972, 2007.

LORENZ. D. AND MORRIS, D., « How much energy does it take to make a gallón of ethanol?,» Institute for Local Self-Reliance, Washington, DC, 1995.

LUQUE, R., CAMPELO, J., CLARK, J., Handbook of biofuels production - processes and technologies, Woodhead Publishing, 2011.

LUYBEN, W.L., «Compressor heuristics for conceptual process design,» *Industrial & Chemical Engineering Research,* vol. 50, pp. 13984-13989, 2011.

Ma, F., CLEMENTS, L. D., HANNA, M., «The effects of catalyst, free fatty acids, and water on transesterification of beef tallow. Industrial Agricultural Products Center -- Publications & Information. Paper 12,» 1998. [En línea]. Available: http://digitalcommons.unl.edu/iapcpubs?utm_source=digitalcommons.unl.edu%2Fiapcpubs%2F12&utm_medium=PDF&utm_campaign=PDFCoverPages.

MADANI, K., HADIAN, S., «A system of systems approach to energy sustainability assessment: Are all renewables really green?,» *Ecological Indicators,* vol. 52, pp. 194-206, 2015.

MARCHETTI, J.M., MIGUEL, V.U., Errazu, A.F., «Techno-economic study of different alternatives for biodiesel production,» *Fuel Processing Technology,* vol. 89, pp. 740-748, 2008.

MARTINEZ, D. AND ROMERO, J., «Estudio de alternativas estratégicas para mejorar la competitividad de Propilco S.A. a partir de sus materias primas (Propileno),» EAN, Bogotá, 2012.

MARTINEZ, D., ACEVEDO, P., KAFAROV, V., «Life cycle assessment for joint production of biodiesel and bioethanol from African palm,» *Chemical Engineering Transactions,* vol. 21, pp. 1309-1314, 2010.

MARTINEZ, D., KAFAROV, V., «Computer aided estimation of sustainability of biodiesel production from palm oil,» *Computer Aided Chemical Engineering,* vol. 30, pp. 222-226, 2012.

MÄYRÄ, O., LEIVISKÄ, K., «Modelling in methanol synthesis,» Control Engineering Laboratory, University of Oulu, Oulu, 2008.

MEHER, L.C., KULKARNI, M.G., DALA,I A.K., NAIK, S.N., «Transesterification of karanja (Pongamia Pinnata) oil by solid basic catalist,» *European Journal of Lipid Science and Technology,* vol. 108, pp. 389-397, 2006.

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

MORENO, J., DUFOUR, J., «Life cycle assessment of hydrogen production from biomass gasification. Evaluation of different Spanish feedstocks,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 38, pp. 7616-7622, 2013.

MUÑOZ, J., POSADA, A., «Simulación de la producción de hidrógeno y metanol a partir de la gasificación de la cascarilla de arroz con vapor,» *Dyna,* nº 165, pp. 122-131, 2011.

MURPHY, R., «Life Cycle Assessment,» de *Green Composites - Polymer Composites and the Environment*, Woodhead Publishing, 2004, pp. 23-48.

NATIONAL ENERGY TECHNOLOGY LABORATORY (NETL),» U.S Department od Energy, 2010. [En línea]. Available: http://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasification-plant-databases/summary. [Último acceso: 2014].

NATTHAKICH, A., CHAKKAWAN, B., «State of the art of biomass gasification power plants in Thailand,» *Energy Procedia,* vol. 9, p. 299–305, 2011.

NEGI, D.S. et al. , «Liquid-Liquid Phase Equilibrium in Glycerol-Methanol-Methyl Oleate and Glycerol-Monoolein-Methyl Oleate Ternary System,» *Industrial & Enegineering Chemistry Research,* vol. 45, pp. 3693-3696, 2006.

NORDBERG, A. et al., «Energy balance and global warming potential of biogas-based fuels from a life cycle perspective,» *Fuel Processing Technology,* vol. 132, pp. 74-82, 2015.

NURFITRI, I., MANIAM, GP., HINDRYAWATI, N., YUSOFF, MM., GANESAN, S., «Potential of feedstock and catalysts from waste in biodiesel preparation: A review,» *Energy Conversion Management,* vol. 74, pp. 395-402, 2013.

OECD-FAO, «Agricultural outlook 2013,» 2013. [En línea]. Available: http://stats.oecd.org/viewhtml.aspx?QueryId=58642&vh=0000&vf=0&l&il=&lang=en.

OJEDA, K., Aplicación de análisis exergético para la evaluación de procesos de producción de bioetanol de segunda generación (Tesis doctoral), Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2011.

OJEDA, K., AVILA, J., KAFAROV, V., «Evaluation of technological alternatives for process integration of sugarcane bagasse for sustainable biofuels production-Part 1.,» *Chemical Engineering Research and Design,* vol. 89, pp. 370-379, 2011.

OJEDA, K., SÁNCHEZ, E., KAFAROV, V., «Sustainable ethanol production from lignocellulosic biomass – Application of exergy analysis,» *Energy,* vol. 36, p. 2119–2128, 2011.

OLIVEIRA, M., Phase equilibria modeling for biofuels production (Tesis doctoral), Aveiro, Portugal: Unversidad de Aveiro, 2010.

OLIVEIRA, M.B. ET AL., «Liquid-liquid equilibria for the canola oil biodiese-ethanol-glicerol system,» *Fuel,* vol. 90, pp. 2738-2745, 2011.

OZBILEN, A., DINCER, I., ROSEN, M., «Exergetic life cycle assessment of a hydrogen production process,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 37, pp. 5665-5675, 2012.

PANDEY, A., LARROCHE, C., RICKE, S., DUSSAP, C., GNANSOUNOU, E., Biofuels - Alternative feedstocks and conversion processes, Elsevier Science Publishing Co Inc., 2011.

PARERA, N., «Modelling and simulation of Fischer-Tropsch reaction in microreactors (Tesis de Maestria),» University of Liemrick, Irlanda, 2010.

PAULOVÁ, L. et al, «Lignocellulosic ethanol: Technology design and its impact on process efficiency,» *Biotechnology Advances,* vol. 33, p. 1091–1107, 2014.

PELLEGRINI, L.F., DE OLIVEIRA, S. Jr., «Exergy analysis of sugarcane bagasse gasificaction,» *Energy,* vol. 32, pp. 314-327, 2007.

PEREIRA DE SOUZA, S., PACCA, S., TURRA, M., BORGES, J.L., «Greenhouse gas emissions and energy balance of palm oil biofuel,» *Renewable Energy,* vol. 35, p. 2552–2561, 2010.

PETERS, M. AND TIMMERHAUS, K., Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Mc Graw Hill, 1991.

PHILLIPS, S. et al, Thermochemical ethanol via indirect gasification and mixed alcohol synthesis of lignocellulosic biomass, Golden, CO: National Renewable Energy Laboratory, 2007.

PIARPUZAN, D., CARDONA, C., QUINTERO J.A., «Empty fruit bunches from oil palm as a potential raw material for fuel ethanol production,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 35, pp. 1130-1137, 2011.

PIMENTEL, D. AND PATZEK, T.W., «Ethanol production using com, witchgrass, and wood; biodiesel, production using soybean and sunflower,» *Natural Resources Research,* vol. 14, pp. 65-76, 2005.

PLEANJAI, S., GHEEWALA, S.H., «Full chain energy analysis of biodiesel production from palm oil in Thailand,» *Applied Energy,* vol. 86, p. S209–S214, 2009.

POSADA-DUQUE, J.A., CARDONA-ALZATE C.A., «Análisis de la refinación de glicerina obtenida como coproducto en la producción de biodiesel,» *Ingeniería y Universidad,* vol. 14, pp. 9-27, 2010.

PRINS, M.J., PTASINSKI, K.J., JANSSEN, F., «Exergetic optimisation of a production process of Fischer–Tropsch fuels from biomass,» *Fuel Processing Technology,* vol. 86, pp. 375-389, 2004.

PTASINSKI, J. et al., «Exergy analysis of biomass-to-synthetic natural gas (SNG) process via indirect gasification of various biomass feedstock,» *Energy ,* vol. 36, pp. 3825-3837, 2011.

PTASINSKI, K.J., «Thermodynamic efficiency of biomass gasification and biofuels conversion,» *Biofuels, Bioproducts & Biorefining,* vol. 2, pp. 239-253, 2008.

QUINTERO V., Evaluación del potencial de producción de etanol combustible a partir de biomasa secundaria disponible en la agroindustria azucarera colombiana (Tesis de maestría), Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2009.

QUINTERO, J. A., MONTOYA, M. I., SÁNCHEZ, Ó. J., & CARDONA, C. A., «Evaluation of fuel ethanol dehydration through process simulation.,» *Facultad de Ciencias Agropecuarias,* vol. 5, nº 2, 2007.

QUINTERO, J.A., MONCADA, J., CARDONA, C.A., «Techno-economic analysis of bioethanol production from lignocellulosic residues in Colombia: A process simulation approach,» *Bioresource Technology,* vol. 139, pp. 300-307, 2013.

RAHMAN, D., «Kinetic modeling of methanol synthesis from carbon monoxide, carbon dioxide, and hydrogen over a Cu/ZnO/Cr2O3 (Tesis de Maestria),» San José State University, San Jose, California, 2012.

RAMOS, M.J., FERNÁNDEZ, C.M., CASAS, A., RODRÍGUEZ, L., PÉREZ, Á., «Influence of fatty acid composition of raw materials on biodiesel properties,» *Bioresource Technology,* vol. 100, p. 261–268, 2009.

RIBA, A., RODULFO, I., «Diseño del proceso Fischer-Tropsch para la obtencion de biodiesel en México (Tesis de grado),» Instituto Politécnico Nacional , México D.F., 2013.

RIZKIANA, J. et al., «Promoting effect of various biomass ashes on the steam gasification of low-rank coal,» *Applied Energy,* vol. 133, pp. 282-288, 2014.

ROCHA, M.H. et al., «Life cycle assessment (LCA) for biofuels in Brazilian conditions: A meta-analysis,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 37, p. 435–459, 2014.

RODOREDA-ROSSELL, M., «Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor (Tesis de pregrado),» Universidad de las Américas Puebla, Ciudad de Mexico, 2005.

ROJAS, I., Analisis de exergía en dos puntos críticos en una industria productora de harina de pescado (Tesis de pregrado), Puerto Rico: Universidad de Puerto Rico, 2005.

ROMERO, J., LINARES, P., «Exergy as a global energy sustainability indicator. A review of the state of the art,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 33, p. 427–442, 2014.

ROSEN, M.A., DINCER, I., «Exergy–cost–energy–mass analysis of thermal systems and processes,» *Energy Conversion and Management,* vol. 44, pp. 1633-1651, 2003.

ROSSELL, M., Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor (Tesis de pregrado), México: Universidad de las Américas, 2005.

RUIZ, J.A., JUAREZ, M.C., MORALES, M.P., MUÑOZ, P., MENDIVIL, M.A., «Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers,» *Renewable and Sustainable Energy Reviews,* vol. 18, pp. 174-183, 2013.

SAGA, K. et al., «Net energy analysis of bioethanol production system from high-yield rice plant in Japan,» *Applied Energy,* vol. 87, pp. 2164-2168, 2010.

SCHAUMANN, G., «The efficiency of the rational use of energy,» *Applied Energy,* vol. 84, pp. 719-728, 2007.

SCOTT, D., «Exergy,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 28, pp. 369-375, 2003.

SEGGIANI, M., VITOLO, S., PUCCINI, M., BELLINI, A., «Cogasification of sewage sludge in an updraft gasifier,» *Fuel,* vol. 93, pp. 486-491, 2012.

SHAHBAZI, M.R., KHOSHANDAM, B., NASIRI, M., GHAZVINI, M., «Biodiesel production via alkali-catalyzed transesterification of Malaysian RBD palm oil – Characterization, kinetics model,» *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers,* vol. 43, pp. 504-510, 2012.

SHAPOURI, H., DUFFIELD, A., WANG, M., «The energy balance of corn-Ethanol: An update,» U.S. Department of Agriculture, Agricultural Economic Report No. 814, 2002.

SHETH, P.N., BABU, B.V. , «Experimental studies on producer gas generation from wood waste in a downdraft gasifier,» *Bioresource Technology,* vol. 100, pp. 3127-3133, 2009.

SHU, Q., YANG, BL., YUAN, H., QING, S., ZHU, GL., «Synthesis of biodiesel from soybean oil and methanol catalyzed by zeolite beta modified with La3+,» *Catalysis Communications,* vol. 8, p. 2158–2164, 2007.

SIEMONS R., «Identifying a role for biomass gasification in rural electrification in developing countries: The economic perspective,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 20, pp. 271-285, 2001.

SILALERTRUKSA, T., GHEEWALA, S.H., «Environmental sustainability assessment of palm biodiesel production in Thailand,» *Energy,* vol. 43, pp. 306-314, 2012.

SIMO, M., BROWN, C., & HLAVACEK, V., « Simulation of pressure swing adsorption in fuel ethanol production process.,» *Computers and chemical engineering,* vol. 32, pp. 1635-1649, 2008.

SINADINOVIC-FISER, S.V., JANKOVIC, M.R., RADICEVIC, R.Z., «Simulation of the fixed-bed reactor for methanol synthesis,» *Petroleum and Coal,* vol. 43, pp. 31-34, 2001.

SMITH, B., SHEKHAR, S., LOGANATHAN, M., «A review of the water gas shift reaction kinetics,» *International Journal of Chemical Reactor Engineering,* vol. 8, pp. 1-34, 2010.

SUN, J. et al., «Energy and exergy analysis of a five-column methanol distillation scheme,» *Energy,* vol. 45, pp. 696-703, 2012.

SWANSON, R., PLATON, A., SATRIO, J., BROWN, R., «Techno-economic analysis of biomass-to-liquids production based on gasification,» *Fuel,* vol. 89, p. S11–S19, 2010.

SWANSON, R.M. et al., «Techno-economic analysis of biofuels production based on gasification,» National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-6A20-46587, Golden, Colorado, 2010.

SZARGUT, J., MORRIS, D.R., STEWARD, F.R., Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes, New York: Hemisphere Publishing Corporation, 1988.

TALEBIAN-KIAKALAIEH, A., MAZAHER, H., «A review on novel processes of biodiesel production from waste cooking oil,» *Applied Energy,* vol. 104, p. 683–710, 2013.

TALENS, L. et al., «Life cycle assessment (LCA) and exergetic life cycle assessment (ELCA) of the production of biodiesel from used cooking oil (UCO),» *Energy,* vol. 35, pp. 889-893, 2010.

TAN, H.T., LEE, K.T., MOHAMED, A.R., «Second-generation bio-ethanol (SGB) from Malaysian palm empty fruit bunch: Energy and exergy analyses,» *Bioresource Technology,* vol. 101, p. 5719–5727, 2010.

TANG, H., SALLEY, S.O., SIMON, K.Y., «Fuel properties and precipitate formation at low temperature in soy-, cottonseed-, and poultry fat-based biodiesel blends,» *Fuel,* vol. 87, p. 3006–3017, 2008.

TANG, Y., MENG, M., ZHANG, J., LU, Y., «Efficient preparation of biodiesel from rapeseed oil over modified CaO,» *Applied Energy,* vol. 88, pp. 2735-2739, 2011.

TANIGUCHI, H. et al., «Exergy analysis on combustion and energy conversion processes,» *Energy,* vol. 30, pp. 111-117, 2005.

TARIQ, M., ALI, S., KHALID, N., «Activity of homogeneous and heterogeneous catalysts, spectroscopic and chromatographic characterization of biodiesel: A review,» *Renewable & Sustainable Energy Reviews,* vol. 16, pp. 6303-6316, 2012.

TASIC, M., STAMENKOVIC, O., VELJKOVIC, V., «Cost analysis of simulated base-catalyzed biodiesel production processes,» *Energy Conversion and Management,* vol. 84, pp. 405-413, 2014.

TAUFIQ-YAP, Y.H., SIVASANGAR, S., SALMIATON, A., «Enhancement of hydrogen production by secondary metal oxide dopants on NiO/CaO material for catalytic gasification of empty palm fruit bunches,» *Energy,* vol. 47, pp. 158-165, 2012.

THIRUMALESHWAR, M., «Exergy method of analysis and its application to a helium cryorefrigerator,» *Cryogenics,* vol. 19, pp. 355-361, 1979.

TOONSSEN, R., WOUDSTRA, N., VERKOOIJEN, A., «Exergy analysis of hydrogen production plants based on biomass gasification,» *International Journal of Hydrogen Energy,* vol. 33, p. 4074–4082, 2008.

TURTON, R., BAILIE, R., WHITHING, W., SHAEIWITZ, J., Analysis, synthesis and design of chemical processes, Third Edit. 2009, p. Cap. 9., Prentice Hall, 2009.

TWU, C.H., «Generalized method for predicting viscosities of petroleum fractions,» *American Institute of Chemical Enegineers journal,* vol. 32, p. 2091–2094, 1986.

U.S. DEPARTMENT OF ENERGY, «U.S. Energy Information Administration,» [En línea]. Available: http://www.eia.gov/cfapps/ipdbproject/iedindex3.cfm?tid=79&pid=81&aid=2&cid=regions,&syid=2000&eyid=2012&unit=TBPD. [Último acceso: Noviembre 2014].

UMI, K. et al., «Effect of steam pretreatment on oil palm empty fruit bunch for the production of sugars,» *Biomass and bioenergy,* vol. 36, pp. 280-288, 2012.

UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICO - UPME. (2003)., «Potencialidades de los cultivos energéticos y residuos agrícolas en Colombia,» Aene consulturia S.A, 2003. [En línea]. Available: http://www.si3ea.gov.co/si3ea/documentos/documentacion/energias_alternativas/potencialidades/biomasa_CULTIVOS%20ENERGETICOS.pdf. [Último acceso: 2012].

VALENCIA, H., Dinámica de los fluidos aplicada a la ingeniería química, Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander.

VAN EIJCK, J., ATIDZIRAI, B., FAAIJ, A., «Current and future economic performance of first and second generation biofuels in developing countries,» *Applied Energy,* vol. 135, pp. 115-141, 2014.

VANDEN, K.M., FROMENT, G.F, «A steady-state kinetic model for methanol synthesis and the water gas shift reaction on a commercial Cu/ZnO/Al2O3 catalyst.,» *Journal of Catalysis,* vol. 161, pp. 1-10, 1996.

VELÁSQUEZ, H.I., BENJUMEA, P., OLIVEIRA, S., «Exergy analysis of palm oil biodiesel production by base catalyzed methanolysis,» de *19th International Congress of Mechanical Engineering*, Brasilia, DF, 2007.

WALAS, S.M., «Heuristics in chemical engineering,» Butterworth-Heinemann, Boston, 2002.

WEST, A.H., POSARAC, D., ELLIS, N., «Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant,» *Bioresource Technology,* vol. 99, p. 6587–6601, 2008.

WILSON, M.A., HOEHN, J.P., «Valuing environmental goods and services using benefit transfer: The state-of-the art and science,» *Ecological Economics,* vol. 60, p. 335–342, 2006.

WOOLEY, R. et al., «Lignocellulosic biomass to ethanol process design and economics utilizing co-current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis current and futuristics scenarios,» National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-580- 26157, Golden, Colorado, 1999.

WOOLEY, R., PUTSCHE, V., «Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components,» National Renewable Energy Laboratory, NREL/TP-425-20685, Golden, Colorado, 1996.

XIE, W.L., LI, H.T., «Alumina-supported potassium iodide as a heterogeneous catalyst for biodiesel production from soybean oil,» *Journal of Molecular Catalysis A: Chemical,* vol. 255, pp. 1-9, 2006.

XIN, M., ZHONG, X., «Preparation of biodiesel from soybean oil by transesterification on KF/CaO catalyst,» *Petrochemical Technology,* vol. 34, pp. 282-286, 2005.

XUAN-DO, T., LIM, Y., JANG, S., CHUNG, H., «Hierarchical economic potential approach for techno-economic evaluation of bioethanol production from palm empty fruit bunches,» *Bioresource Technology,* vol. 189, pp. 224-235, 2015.

YALKUNJAN, T., SHAOPING, X., GUANGYONG, W., CHAO, W., YAHUI, X., «Tar formation during co-gasification of biomass and coal under different gasification condition,» *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis,* vol. 111, pp. 191-199, 2015.

YAÑES, E., SILVA, E., DA COSTA, E., ANDRADE, E., «The energy balance in the Palm Oil-Derived Methyl Ester (PME) life cycle for the cases in Brazil and Colombia,» *Renewable Energy,* vol. 34, p. 2905–2913, 2009.

YEE, K.F., TAN, K.T., ABDULLAH, A.Z., LEE, K.T., «Life cycle assessment of palm biodiesel: revealing facts and benefits for sustainability,» *Applied Energy,* vol. 86, pp. 189-196, 2009.

ZAPATA, C., MARTINEZ, I., ARENAS, E., HENAO, C., «Producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma: 1. Diseño y simulación de dos procesos continuos,» *Dyna,* vol. 74, pp. 71-82, 2007.

ZAPATA, C.D., MARTINEZ, I., CASTIBLANCO, E., HENAO, C., «Producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma: 2. Evaluación económica,» *Dyna,* vol. 74, nº 151, 2007.

ZHANG Y., DUBÉ MA, MCLEAN DD, KATES M., «Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic assessment and sensitivity analysis,» *Bioresource Technology,* pp. 229-240, 2003.

ZHANG, J., LIANG, S., FENG, X., «A novel multi-effect methanol distillation process,» *Chemical Engineering and Processing,* vol. 49, pp. 1031-1037, 2010.

ZHANG, Y., BROWN, T., HU, G., BROWN, R., «Comparative techno-economic analysis of biohydrogen production via bio-oil gasification and bio-oil reforming,» *Biomass and Bioenergy,* vol. 51, pp. 99-108, 2013.

ZHONGQING, M. et al., «Design and experimental investigation of a 190 kWe biomass fixed bed gasification and polygeneration pilot plant using a double air stage downdraft approach,» *Energy,* vol. 46, p. 140–147, 2012.

NOVEDAD CIENTÍFICA

Las políticas que incentivan la producción de biocombustibles alrededor del mundo tienen como objetivo comercializar productos competitivos y económicamente rentables, que generen progreso social y que tengan el potencial de reducir los impactos ambientales que conlleva el uso de combustibles fósiles. El abanico de opciones técnicamente viables de producción de biocombustibles es amplio; y desde la primera hasta la cuarta generación, con el paso del tiempo, dichas opciones siguen aumentando. El interrogante que se debe responder es si todas estas opciones de procesos productivos cumplen con los objetivos inicialmente planteados, los cuales no son otra cosa que los tres pilares que soportan la sostenibilidad: ambiental, económico y social. La sostenibilidad de un proceso es una variable compleja de evaluar, su cuantificación exige la homogenización de un número no consensuado de factores y/o indicadores heterogéneos entre sí que resultan de cada uno de sus tres pilares: ambiental, económico y social.

La inexistencia de indicadores cuantitativos de sostenibilidad es actualmente una barrera que no permite comparar de manera efectiva dos o más procesos productivos, incluyendo las tecnologías emergentes de producción de biocombustibles, lo cual conlleva a evaluar indicadores ambientales, económicos y sociales de forma independiente. Por tal motivo, el objetivo de esta esta tesis es avanzar en la generación de un indicador cuantitativo de sostenibilidad que integre los aspectos económicos y ambientales para tomar decisiones acertadas en la futura implementación de procesos emergentes relacionados con biocombustibles. Para tal fin, se aplica la metodología del Análisis de Ciclo de Vida (ACV), evaluando seis categorías de impacto ambiental con el método EPD® (*Environmental Product Declarations*) en Simapro 7.1®, las cuales son monetarizadas e incluidas en el análisis financiero para generar un indicador monetario. La inclusión de las externalidades en el análisis económico produce una variación en la rentabilidad del proceso, generando un Valor Presente Neto Extendido (VPN_{ex}), denominado así porque asocia el costo ambiental del biocombustible.

DIVULGACIÓN

Publicaciones

- Diego Martínez, Viatcheslav Kafarov., Computer aided estimation of sustainability of biodiesel production from palm oil. Computer Aided Chemical Engineering, Volume 30, 2012, Pages 222-226.
- Martinez, D., Acevedo, P., Kafarov, V. Life cycle assessment for joint production of biodiesel and bioethanol from African palm. Chemical Engineering Transactions, Volume 21, 2010, Pages 1309-1314.

Eventos académicos

- V Congreso Internacional de Ciencia y Tecnología de los Biocombustibles – CIBSCOL 2012. Bucaramanga. Evaluación ambiental de la producción de biodiesel de palma africana. Libro de Memorias ISBN: 978-958-46-0616-7
- III Congreso Internacional de Materiales, Energía y del Medio Ambiente – CIMEM 2012. Barranquilla. Análisis técnico- económico, ambiental y exergético de la producción de biodiesel de palma en Colombia. Libro de Memorias ISBN: 978-958-8524-58-0.
- XXVI Congreso Colombiano de Ingeniería Química, “Energía y Desarrollo Sostenible” – CCIQ 2011. Barrancabermeja. Análisis técnico- económico, ambiental y exergético de la producción de biodiesel de palma en Colombia. Libro de Memorias ISSN: 1692-925X.
- IV Congreso internacional de Ciencia y Tecnología de los Biocombustibles – CIBSCOL 2010. Bucaramanga. Análisis de ciclo de vida de la producción conjunta de biodiesel y etanol. Libro de Memorias ISBN: 978-958-44-8185-6
- 6th Dubrovnik Conference on Sustainable Development of Energy, Water and Environment Systems (2011). Dubrovnik, Croacia. Comparison of

environmental performance of biodiesel production from palm and castor oil using life cycle assessment

- XXIX Congreso Latinoamericano de Química – CLAQ 2010. ISBN: 978-958-99607-0-7. Cartagena. Evaluación de los impactos ambientales en la producción de biodiesel de palma africana mediante análisis de ciclo de vida “de la cuna a la cuna” ISBN: 978-958-99607-0-7
- 13th Conference on Process Integration, Modeling and Optimization for Energy Saving and Pollution Reduction - PRESS 2010. Republica Checa. Life cycle assessment for joint production of biodiesel and bioethanol from african palm.
- IV Simposio de Química Aplicada - SIQUIA 2010 Armenia. Evaluación de los impactos ambientales en la producción de Biodiesel de palma africana mediante análisis de ciclo de vida “De la Cuna a la Cuna”. ISBN: 978-958-8593-12-8.

Proyectos Co-financiados

- Evaluación de la sostenibilidad de tecnologías emergentes de producción de biocombustibles. Convocatoria 511 de 2010 “Convocatoria Nacional para Estudios de Doctorado en Colombia, Generación del Bicentenario. COLCIENCIAS.
- Desarrollo y Validación de Modelo de Evaluación de Producción con Metodología del Análisis de Ciclo de Vida (ACV). Recuperación Contingente, 2010. COLCIENCIAS.

ANEXO A

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	1NEUTRALIZACION CPO.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 16:29:25 2015

Workbook: A 1.1, Neutralización

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		PS	NaOH	APN	ACP	11
Vapour Fraction		0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	65.00	25.00 *	60.11	25.00 *	94.71
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3 *	101.3 *	1.325
Molar Flow	(kgmole/h)	0.9821	0.9786	7.516	8.498	0.9776
Mass Flow	(kg/h)	275.1	39.14	6349	6602	17.71
Liquid Volume Flow	(m3/h)	0.2648	2.196e-002	6.736	7.024	1.775e-002
Heat Flow	(kJ/h)	3.906e+004	-8.163e+004	-1.479e+007	-1.585e+007	-2.343e+005
Name		10	9	8	7	6
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.1151	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	60.00 *	94.71	94.71	100.0 *	65.00
Pressure	(kPa)	1.325	1.325	1.325	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	7.516	7.516	8.494	8.494	0.0000
Mass Flow	(kg/h)	6349	6349	6366	6366	0.0000
Liquid Volume Flow	(m3/h)	6.736	6.736	6.754	6.754	0.0000
Heat Flow	(kJ/h)	-1.479e+007	-1.455e+007	-1.478e+007	-1.478e+007	0.0000
Name		5	4	3	2	1
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	65.00	65.00 *	65.00	65.00 *	25.00
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	8.494	9.476	0.0000	9.476	9.476
Mass Flow	(kg/h)	6366	6641	0.0000	6641	6641
Liquid Volume Flow	(m3/h)	6.754	7.019	0.0000	7.046	7.046
Heat Flow	(kJ/h)	-1.503e+007	-1.499e+007	0.0000	-1.564e+007	-1.594e+007

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	PS	NaOH	APN	ACP	11
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0039	0.0000 *	0.3900	0.3752 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0012	0.0000 *	0.1200	0.1154 *	0.0015
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	1.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0380 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.9945
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0049	0.0000 *	0.4900	0.4714 *	0.0040
Master Comp Mass Frac (PalmitatoSodio_	0.9900	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Name	10	9	8	7	6
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.3900	0.3900	0.3889	0.3889	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.1200	0.1200	0.1196	0.1196	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0028	0.0028	0.9999
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.4900	0.4900	0.4887	0.4887	0.0001
Master Comp Mass Frac (PalmitatoSodio_	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Name	5	4	3	2	1
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.3889	0.3730	0.0000	0.3730	0.3730
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.1196	0.1147	0.0000	0.1147	0.1147
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0059	0.0059
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0378	0.0378
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0028	0.0027	0.9999	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.4887	0.4686	0.0001	0.4686	0.4686
Master Comp Mass Frac (PalmitatoSodio_	0.0000	0.0410	0.0000	0.0000	0.0000

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 7.3 (25.0.0.7336) Page 1 of 1

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	1ESTERIFICACIÓN CPO.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 16:37:35 2015

Workbook: A 1.2, Esterificación

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		Ácido Sulfúrico	Metanol	Agua	AE	ACP
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	25.00 *	25.00 *	25.00 *	29.71	25.00 *
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	0.6732	1.532	50.69	8.907	8.498
Mass Flow	(kg/h)	66.02	49.09	913.2 *	6577	6602
Liquid Volume Flow	(m3/h)	3.567e-002	6.170e-002	0.9151	7.002	7.024
Heat Flow	(kJ/h)	-5.379e+005	-3.669e+005	-1.444e+007	-1.597e+007	-1.585e+007
Name		17	16	15	14-	14+
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	29.71	25.00 *	25.00 *	25.00 *	25.00
Pressure	(kPa)	195.0	101.3	101.3 *	101.3 *	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	8.907	52.66	16.89	17.06 *	17.06
Mass Flow	(kg/h)	6577	1059	541.0	546.3	546.3
Liquid Volume Flow	(m3/h)	7.002	1.036	0.6798	0.6865	0.6865
Heat Flow	(kJ/h)	-1.597e+007	-1.544e+007	-4.045e+006	-4.085e+006	-4.085e+006
Name		13	12	11	10	9
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	99.49	64.50	35.00	34.99	25.00 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3 *	195.0	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	52.66	16.89	69.55	69.55	18.59
Mass Flow	(kg/h)	1059	541.0	1599	1599	595.4
Liquid Volume Flow	(m3/h)	1.036	0.6798	1.716	1.716	0.7482
Heat Flow	(kJ/h)	-1.513e+007	-3.966e+006	-1.942e+007	-1.942e+007	-4.452e+006
Name		8	7	6	5	4
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	25.01	35.00 *	59.21	60.00 *	46.89
Pressure	(kPa)	195.0 *	265.0	265.0	265.0	265.0
Molar Flow	(kgmole/h)	50.69	27.76	27.76	27.76	27.76
Mass Flow	(kg/h)	913.2	7264	7264	7264	7264
Liquid Volume Flow	(m3/h)	0.9151	7.802	7.802	7.807	7.807
Heat Flow	(kJ/h)	-1.444e+007	-2.095e+007	-2.071e+007	-2.071e+007	-2.084e+007
Name		3	2	1		
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000		
Temperature	(C)	25.00 *	25.00	25.19		
Pressure	(kPa)	265.0 *	101.3	265.0 *		
Molar Flow	(kgmole/h)	19.26	19.26	8.498		
Mass Flow	(kg/h)	661.4	661.4	6602		
Liquid Volume Flow	(m3/h)	0.7838	0.7838	7.024		
Heat Flow	(kJ/h)	-4.990e+006	-4.990e+006	-1.585e+007		

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	Ácido Sulfúrico	Metanol	Agua	AE	ACP
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.3702	0.3752 *
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.1158	0.1154 *
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.4716	0.4714 *
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0019	0.0380 *
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	1.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000 *	1.0000 *	0.0000 *	0.0022	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0382	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000 *	1.0000 *	0.0001	0.0000 *
Name	17	16	15	14-	14+
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.3702	0.0398	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.1158	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.4716	0.0098	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0019	0.0001	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0624	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0022	0.0097	0.9994	0.9994 *	0.9994
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0382	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0001	0.8782	0.0006	0.0006 *	0.0006

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	1ESTERIFICACIÓN CPO.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 16:37:35 2015

Workbook: A 1.2, Esterificación (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	13	12	11	10	9
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0398	0.0000	0.0263	0.0263	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0098	0.0000	0.0065	0.0065	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0624	0.0000	0.0413	0.0413	0.0000
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0097	0.9994	0.3444	0.3444	0.9995
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.8782	0.0006	0.5814	0.5814	0.0005

Name	8	7	6	5	4
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0000	0.3410	0.3410	0.3410	0.3410
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0000	0.1049	0.1049	0.1049	0.1049
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0000	0.4285	0.4285	0.4285	0.4285
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000	0.0018	0.0018	0.0345	0.0345
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0091	0.0091	0.0091	0.0091
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000	0.0778	0.0778	0.0819	0.0819
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000	0.0346	0.0346	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	1.0000	0.0023	0.0023	0.0000	0.0000

Name	3	2	1		
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.3752		
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0000	0.0000	0.1154		
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0000	0.0000	0.4714		
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000	0.0000	0.0380		
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0998	0.0998	0.0000		
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.8997	0.8997	0.0000		
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000	0.0000	0.0000		
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0005	0.0005	0.0000		

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	ESTERIFICACION-HETEROGÉNEA.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 17:04:10 2015

Workbook: A 1.3, Esterificación- T.Heterogénea

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		mezclaV	Metanol	Glicerina	Biodiesel	Aceite
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	64.61	25.00 *	25.00	25.07	60.00 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3	101.3	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	0.9173	23.37	9.255	23.35	8.623 *
Mass Flow	(kg/h)	29.10	748.8	852.3	6582	6557
Liquid Volume Flow	(m3/h)	3.647e-002	0.9410	0.6760	7.480	6.978
Heat Flow	(kJ/h)	-1.840e+005	-5.595e+006	-6.272e+006	-1.735e+007	-1.545e+007
Name		11	10	9	8	7
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	25.00	25.00 *	61.26	60.61 *	64.65 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	299.2	308.5	258.7	258.7	235.3 *
Mass Flow	(kg/h)	2.756e+004	2.841e+004	8865	8865	8116
Liquid Volume Flow	(m3/h)	21.86	22.53	10.86	10.86	9.917
Heat Flow	(kJ/h)	-2.028e+008	-2.091e+008	-6.390e+007	-6.392e+007	-5.831e+007
Name		6	5	4	3	2
Vapour Fraction		-0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	287.8	64.65	39.83	25.00 *	60.00 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3 *	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	308.5	235.6	544.1	301.1 *	266.4
Mass Flow	(kg/h)	2.841e+004	8128	3.654e+004	2.773e+004	1.539e+004
Liquid Volume Flow	(m3/h)	22.53	9.932	32.47	21.99	17.95
Heat Flow	(kJ/h)	-1.875e+008	-5.838e+007	-2.671e+008	-2.040e+008	-8.039e+007
Name		1				
Vapour Fraction		0.0000				
Temperature	(C)	64.61				
Pressure	(kPa)	101.3				
Molar Flow	(kgmole/h)	266.4				
Mass Flow	(kg/h)	1.539e+004				
Liquid Volume Flow	(m3/h)	17.80				
Heat Flow	(kJ/h)	-7.919e+007				

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	Metanol	9	8	mezclaV	1
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.1575
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0495
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.2014
Master Comp Mass Frac (Methanol)	1.0000 *	0.9085	0.9085	0.9869	0.5217
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0000 *	0.0605	0.0605	0.0000	0.0348
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000 *	0.0025	0.0025	0.0000	0.0015
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000 *	0.0002	0.0002	0.0000	0.0001
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000 *	0.0270	0.0270	0.0000	0.0318
Master Comp Mass Frac (Chloroform)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methane)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000 *	0.0003	0.0003	0.0000	0.0010
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000 *	0.0011	0.0011	0.0131	0.0006
Name	2	Biodiesel	4	5	6
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.4752	0.0000	0.2002	0.9000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0794	0.0007	0.7922	0.0658	1.0000
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.1597	0.3701	0.0006	0.0027	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0498	0.1163	0.0000	0.0002	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.2342	0.5109	0.0066	0.0298	0.0000
Master Comp Mass Frac (Chloroform)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methane)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0010	0.0019	0.0001	0.0003	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0006	0.0000	0.0003	0.0012	0.0000

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: HETEROGENEA- ESTERIFICACION.HSC Unit Set: SI Date/Time: Wed June 17 17:04:10 2015

Workbook: A 1.3: Esterificación- T.Heterogénea (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	7	3	10	11	Glicerina
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.9000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0661 *	1.0000 *	1.0000	1.0000	1.0000
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0028 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0002 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0294 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Chloroform)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methane)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0003 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0012 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000

Name	Aceite
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.3698 *
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.1162 *
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.4728 *
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0009 *
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0383 *
Master Comp Mass Frac (Chloroform)	***
Master Comp Mass Frac (Methane)	***
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0019 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000 *

Energy Streams

Fluid Pkg: All

Name	H1	H2	qC1	qR3	qC2
Heat Flow (kJ/h)	-2.069e+004	1.193e+006	2.338e+007	4.458e+007	2.156e+007

Unit Ops

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
MIX-100	Mixer	Metanol 7	9	No	500.0 *
SET-1	Set			No	500.0 *
E-100	Heater	9 H1	8	No	500.0 *
V-100	Tank	8 Aceite	1 mezclaV	No	500.0 *
hoja de calculos	Spreadsheet			No	500.0 *
PBR-100	Plug Flow Reactor	1	2 H2	No	500.0 *
T-100	Liquid-Liquid Extractor	3 2	4 Biodiesel	No	2500 *
T-101	Distillation	4 qR3	6 5 qC1	No	2500 *
RCY-1	Recycle	5	7	No	3500 *
RCY-2	Recycle	11	3	No	3500 *
E-102	Cooler	6	10 qC2	No	500.0 *
TEE-100	Tee	10	11 Glicerina	No	500.0 *

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	NEUTRALIZACION -HETEROGENEA.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 17:17:34 2015

Workbook: A 1.4, Neutralización- T. Heterogénea

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		Metanol	Glicerina	Biodiesel	Aceite	12
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	25.00 *	25.00	26.93	60.11 *	60.51
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3	101.3	101.3 *	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	22.83	9.316	22.67	7.516	0.0000
Mass Flow	(kg/h)	731.5	861.8	6383	6349 *	0.0000
Liquid Volume Flow	(m3/h)	0.9192	0.6856	7.254	6.736	0.0000
Heat Flow	(kJ/h)	-5.466e+006	-6.315e+006	-1.674e+007	-1.479e+007	0.0000

Name		11	10	9	8	7
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
Temperature	(C)	25.00	25.00 *	60.60	60.61 *	64.49 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	301.2	310.5	225.5	225.5	202.7 *
Mass Flow	(kg/h)	2.787e+004	2.873e+004	7230	7230	6499
Liquid Volume Flow	(m3/h)	22.17	22.85	9.084	9.084	8.165
Heat Flow	(kJ/h)	-2.042e+008	-2.105e+008	-5.307e+007	-5.307e+007	-4.760e+007

Name		6	5	4	3	2
Vapour Fraction		0.0010	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	281.0	64.48	38.43	25.00 *	60.00 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3 *	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	310.5	202.8	513.3	303.0 *	233.0
Mass Flow	(kg/h)	2.873e+004	6499	3.523e+004	2.803e+004	1.358e+004
Liquid Volume Flow	(m3/h)	22.85	8.167	31.02	22.30	15.98
Heat Flow	(kJ/h)	-1.894e+008	-4.762e+007	-2.578e+008	-2.054e+008	-6.909e+007

Name		1
Vapour Fraction		0.0000
Temperature	(C)	60.51
Pressure	(kPa)	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	233.0
Mass Flow	(kg/h)	1.358e+004
Liquid Volume Flow	(m3/h)	15.82
Heat Flow	(kJ/h)	-6.786e+007

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	Metanol	Glicerina	Biodiesel	Aceite	12
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.3900 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.1200 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0000 *	0.0000	0.0001	0.4900 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Methanol)	1.0000 *	0.0000	0.0004	0.0000 *	1.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0000 *	0.9932	0.0008	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000 *	0.0007	0.3896	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000 *	0.0001	0.1199	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000 *	0.0061	0.4893	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Chloroform)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methane)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000

Name	11	10	9	8	7
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.9991	0.9991	0.9990 *
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.9932	0.9932	0.0005	0.0005	0.0005 *
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0007	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0061	0.0061	0.0004	0.0004	0.0005 *
Master Comp Mass Frac (Chloroform)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methane)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: HETEROGENEA-NEUTRALIZACION.HSC Unit Set: SI Date/Time: Wed June 17 17:17:34 2015

Workbook: A 1.4, Neutralización- T. Heterogénea (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	6	5	4	3	2
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000	1.0000	0.1845	0.0000 *	0.4788
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.9932	0.0000	0.8099	0.9932 *	0.0512
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0007	0.0000	0.0006	0.0007 *	0.1832
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0001 *	0.0563
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0061	0.0000	0.0050	0.0060 *	0.2305
Master Comp Mass Frac (Chloroform)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methane)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000

Name	1
Master Comp Mass Frac (Triolein*)	0.1824
Master Comp Mass Frac (Trilinolein*)	0.0561
Master Comp Mass Frac (Tripalmitin*)	0.2291
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.5320
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0002
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0002
Master Comp Mass Frac (Chloroform)	***
Master Comp Mass Frac (Methane)	***
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000

Energy Streams

Fluid Pkg: All

Name	H1	H2	H3	H4	H5
Heat Flow (kJ/h)	351.0	1.233e+006	1.781e+007	3.859e+007	2.115e+007

Unit Ops

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
MIX-100	Mixer	Metanol 7	9	No	500.0 *
SET-1	Set			No	500.0 *
E-100	Heater	9 H1	8	No	500.0 *
V-100	Tank	8 Aceite	1 12	No	500.0 *
hoja de calculos	Spreadsheet			No	500.0 *
PBR-100	Plug Flow Reactor	1	2 H2	No	500.0 *
T-100	Liquid-Liquid Extractor	3 2	4 Biodiesel	No	2500 *
T-101	Distillation	4 H4	6 5 H3	No	2500 *
RCY-1	Recycle	5	7	No	3500 *
RCY-2	Recycle	11	3	No	3500 *
E-102	Cooler	6	10 H5	No	500.0 *
TEE-100	Tee	10	11 Glicerina	No	500.0 *

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	HOMOGENEA- NEUTRALIZACION.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 17:52:56 2015

Workbook: A 1.5, Neutralización- T. Homogénea (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	sulfato de sodio	20	21	22	23
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000	0.9940 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000 *	0.0009	0.0000	0.0049
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0002	0.0048 *	0.1883	0.0026	0.9715
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0008	0.0000 *	0.8088	0.9973	0.0132
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Hypo20000*)	0.9990	0.0000 *	0.0020	0.0000	0.0104
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000	0.0005 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000	0.0006 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilino*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000

Name	BPO	9	10	11	16
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0049	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.3895	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0000	0.0026	0.9715	0.0029 *	0.0029
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0013	0.9973	0.0132	0.9971 *	0.9971
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Hypo20000*)	0.0000	0.0000	0.0104	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.4895	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.1198	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilino*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000

Name	19
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	***
Master Comp Mass Frac (Methanol)	1.0000 *
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Hypo20000*)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Trilino*)	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000 *

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	NEUTRALIZACION- HOMOGENEA.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 17:52:56 2015

Workbook: A 1.5, Neutralización- T. Homogénea

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		NBDPO	metanol	1	NaOH	3
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	60.11 *	53.09	52.31	25.00 *	55.59
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3	101.3 *	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	7.516	76.66	78.25	1.587	85.77
Mass Flow	(kg/h)	6349 *	2464	2527	63.49	8876
Liquid Volume Flow	(m3/h)	6.814	3.092	3.128	3.562e-002	9.941
Heat Flow	(kJ/h)	-1.480e+007	-1.815e+007	-1.828e+007	-1.324e+005	-3.308e+007

Name		4	5	6	7	8
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2835
Temperature	(C)	55.87	65.00 *	65.00 *	64.53	279.2
Pressure	(kPa)	470.0 *	470.0	470.0	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	85.77	85.77	85.77	54.12	31.65
Mass Flow	(kg/h)	8876	8876	8876	1741	7135
Liquid Volume Flow	(m3/h)	9.941	9.941	10.02	2.184	7.835
Heat Flow	(kJ/h)	-3.307e+007	-3.292e+007	-3.411e+007	-1.275e+007	-1.707e+007

Name		Mezcla	Agua	Biodiesel	12	13
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.1720	1.0000
Temperature	(C)	200.0 *	25.00 *	62.75	101.7	25.03
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	31.65	166.1	22.99	174.8	0.0000
Mass Flow	(kg/h)	7135	3000 *	6387	3748	0.0000
Liquid Volume Flow	(m3/h)	7.835	3.004	7.258	3.581	0.0000
Heat Flow	(kJ/h)	-1.913e+007	-4.737e+007	-1.637e+007	-5.013e+007	0.0000

Name		14	15	Acido Sulfurico	17	18
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	25.03	80.00 *	25.00 *	25.03	25.03
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3 *	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	175.6	174.8	0.7504	0.0000	174.8
Mass Flow	(kg/h)	3821	3748	73.60 *	0.0000	3722
Liquid Volume Flow	(m3/h)	3.614	3.581	3.977e-002	0.0000	3.577
Heat Flow	(kJ/h)	-5.226e+007	-5.166e+007	-5.996e+005	0.0000	-5.274e+007

Name		sulfato de sodio	20	21	22	23
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.9532	1.0000	0.0000
Temperature	(C)	25.03	64.53	111.0 *	111.0	111.0
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	0.7027	54.11 *	174.8	166.7	8.185
Mass Flow	(kg/h)	99.24	1741	3722	3009	713.2
Liquid Volume Flow	(m3/h)	3.682e-002	2.184	3.577	3.013	0.5637
Heat Flow	(kJ/h)	4.724e+005	-1.275e+007	7.275e+007	-3.972e+007	1.125e+008

Name		BPO	9	10	11	16
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	25.00 *	25.00 *	25.00 *	25.00 *	25.00
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3 *	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	22.99	166.7	8.185	167.7 *	1.533
Mass Flow	(kg/h)	6387	3009	713.2	3028	27.68
Liquid Volume Flow	(m3/h)	7.258	3.013	0.5637	3.032	2.772e-002
Heat Flow	(kJ/h)	-1.684e+007	-4.752e+007	-5.253e+006	-4.781e+007	-4.370e+005

Name		19
Vapour Fraction		0.0000
Temperature	(C)	25.00 *
Pressure	(kPa)	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	22.55
Mass Flow	(kg/h)	722.6
Liquid Volume Flow	(m3/h)	0.9082
Heat Flow	(kJ/h)	-5.400e+006

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	HOMOGENEA- NEUTRALIZACION.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 17:52:56 2015

Workbook: A 1.5, Neutralización- T. Homogénea (continued)

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	NBDPO	metanol	1	NaOH	3
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.3900 *	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.2790
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000 *	0.9958	0.9707	0.0000 *	0.2764
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000 *	0.0000	0.0251	1.0000 *	0.0072
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0000 *	0.0034	0.0033	0.0000 *	0.0009
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Hypo20000*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000 *	0.0004	0.0004	0.0000 *	0.0001
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000 *	0.0004	0.0004	0.0000 *	0.0001
Master Comp Mass Frac (Trilino*)	0.1200 *	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0858
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.4900 *	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.3505

Name	4	5	6	7	8
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.2790	0.2790	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.2764	0.2764	0.1950	0.9940	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0072	0.0072	0.0072	0.0000	0.0089
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.2803	0.0000	0.3487
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0009	0.0009	0.0789	0.0048	0.0970
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Hypo20000*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0001	0.0001	0.3523	0.0005	0.4382
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0001	0.0001	0.0863	0.0006	0.1072
Master Comp Mass Frac (Trilino*)	0.0858	0.0858	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.3505	0.3505	0.0000	0.0000	0.0000

Name	Mezcla	Agua	Biodiesel	12	13
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0089	0.0000	0.0000	0.0169	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.3487	0.0000	0.3895	0.0000	0.0162
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0970	0.0029	0.0000	0.1870	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000	0.9971	0.0013	0.7960	0.8119
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Hypo20000*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.4382	0.0000	0.4895	0.0000	0.1719
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.1072	0.0000	0.1198	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilino*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	14	15	Acido Sulfurico	17	18
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	***	***	***	***	***
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0009	0.0169	0.0000 *	0.0000	0.0009
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0162	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.1834	0.1870	0.0000 *	0.0000	0.1883
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.7878	0.7960	0.0000 *	0.8119	0.8088
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	1.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Hypo20000*)	0.0279	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0020
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1719	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilino*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	ESTERIFICACIÓN- HOMOGENEA.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 18:04:04 2015

Workbook: A 1.6, Esterificación- T. Homogénea

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		Sulfato de sodio	NaOH	Metanol	Glicerol	Biodiesel
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	25.03	25.00 *	25.00 *	25.00 *	25.00 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3 *	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	0.7531	1.654	21.16	8.248	23.93
Mass Flow	(kg/h)	106.6	66.16	677.9	716.7	6598
Name		Agua	Acido Sulfurico	Aceite	23	22
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	25.00 *	25.00 *	30.33 *	111.0	111.0
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	165.8	0.7504	9.966	8.248	166.4
Mass Flow	(kg/h)	3000 *	73.60 *	6616 *	716.7	3013
Name		21	20	19	18	17
Vapour Fraction		0.9528	0.0075	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	111.0 *	62.36 *	56.49	25.03	25.03
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3 *	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	174.7	80.50 *	101.7	174.7	0.0000
Mass Flow	(kg/h)	3730	2567	3245	3730	0.0000
Name		16	15	14	13	12
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.1777
Temperature	(C)	25.00 *	80.00 *	25.03	25.03	101.3
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	0.8160	174.7	175.4	0.0000	174.7
Mass Flow	(kg/h)	14.76	3763	3837	0.0000	3763
Name		11	10	9	8	7
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0369	0.0075
Temperature	(C)	25.00 *	65.83	25.00 *	269.8	62.36
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	166.6 *	23.93	166.4	32.80	80.48
Mass Flow	(kg/h)	3015	6598	3013	7361	2567
Name		6	5	4	3	2
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	65.00 *	65.00 *	46.39	46.38	200.0 *
Pressure	(kPa)	116.5	116.5	116.5 *	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	113.3	113.3	113.3	113.3	32.80
Mass Flow	(kg/h)	9928	9928	9928	9928	7361
Name		1				
Vapour Fraction		0.0000				
Temperature	(C)	55.80				
Pressure	(kPa)	101.3				
Molar Flow	(kgmole/h)	103.3				
Mass Flow	(kg/h)	3311				

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	Sulfato de sodio	NaOH	Metanol	Glicerol	Biodiesel
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0175	0.0000
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000	0.0000 *	1.0000 *	0.0003	0.0006
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	1.0000 *	0.0000 *	0.0086	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.3714
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0001	0.0000 *	0.0000 *	0.9591	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0004	0.0000 *	0.0000 *	0.0145	0.0013
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.9995	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.5106
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.1160
Master Comp Mass Frac (Trilinoleina*)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	HOMOGENEA-ESTERIFICACIÓ.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 18:04:04 2015

Workbook: A 1.6, Esterificación- T. Homogénea (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	Agua	Acido Sulfurico	Aceite	23	22
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000	0.0000 *	0.3687 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000	0.0000 *	0.0019 *	0.0175	0.0000
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0048	0.0000 *	0.0072 *	0.0003	0.0063
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0086	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0026	0.0000 *	0.0000 *	0.9591	0.0026
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.9926	0.0000 *	0.0001 *	0.0145	0.9911
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	1.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000	0.0000 *	0.0380 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinoleina*)	0.0000	0.0000 *	0.1152 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000	0.0000 *	0.4689 *	0.0000	0.0000

Name	21	20	19	18	17
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0034	0.0000 *	0.0000	0.0034	0.0033
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0051	0.9940 *	0.9953	0.0051	0.0050
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0016	0.0000 *	0.0000	0.0016	0.0016
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.1864	0.0000 *	0.0000	0.1864	0.1812
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.8034	0.0060 *	0.0047	0.8034	0.7811
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0278
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinoleina*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000

Name	16	15	14	13	12
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000	0.0033	0.0033	0.0000	0.0033
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0048	0.0051	0.0050	0.1453	0.0051
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0176	0.0016	0.0000	0.0176
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0061	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0026	0.1848	0.1812	0.0000	0.1848
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.9926	0.7892	0.7811	0.7243	0.7892
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0278	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1243	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinoleina*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	11	10	9	8	7
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0017	0.0000
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.0048 *	0.0006	0.0063	0.0012	0.9940
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0090	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000 *	0.3714	0.0000	0.3329	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0026 *	0.0000	0.0026	0.0934	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.9926 *	0.0013	0.9911	0.0001	0.0060
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000 *	0.5106	0.0000	0.4577	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000 *	0.1160	0.0000	0.1040	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinoleina*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	HOMOGENEA-ESTERIFICACIÓ.HSC
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Wed June 17 18:04:04 2015

Workbook: A 1.6: Esterificación- T. Homogénea (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	6	5	4	3	2
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000	0.2457	0.2457	0.2457	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0013	0.0013	0.0013	0.0013	0.0017
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.2579	0.3301	0.3301	0.3301	0.0012
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0067	0.0067	0.0067	0.0067	0.0090
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.2469	0.0000	0.0000	0.0000	0.3329
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0692	0.0000	0.0000	0.0000	0.0934
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016	0.0001
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.3394	0.0253	0.0253	0.0253	0.4577
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0771	0.0000	0.0000	0.0000	0.1040
Master Comp Mass Frac (Trilinoleina*)	0.0000	0.0768	0.0768	0.0768	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000	0.3125	0.3125	0.3125	0.0000

Name	1
Master Comp Mass Frac (Triolein)	0.0000
Master Comp Mass Frac (1C16oicAcid)	0.0000
Master Comp Mass Frac (Methanol)	0.9754
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0200
Master Comp Mass Frac (M-Oleate)	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glycerol)	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0047
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Palmitate)	0.0000
Master Comp Mass Frac (M-Linoleate)	0.0000
Master Comp Mass Frac (Trilinoleina*)	0.0000
Master Comp Mass Frac (tripalmitina*)	0.0000

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

ANEXO B

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SINTESIS DE METANOL
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Jul /2015

Workbook: B 2.1, Síntesis de metanol

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		4	76	5	86	10
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	950.0 *	950.0	750.0 *	750.0	160.0 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	281.9
Molar Flow	(kgmole/h)	255.5	0.0000	255.5	0.0000	297.0
Mass Flow	(kg/h)	3761	0.0000	3761	0.0000	4508
Liquid Volume Flow	(m3/h)	7.745	0.0000	7.928	0.0000	8.677
Heat Flow	(kJ/h)	-1.733e+007	0.0000	-1.936e+007	0.0000	-3.419e+007
Name		12	13	6	9	11
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	160.0 *	335.5	300.0	335.1	335.2
Pressure	(kPa)	784.7	2184	101.3 *	281.9	784.7
Molar Flow	(kgmole/h)	297.0	297.0	255.5	297.0	297.0
Mass Flow	(kg/h)	4508	4508	3761	4508	4508
Liquid Volume Flow	(m3/h)	8.677	8.677	7.928	8.677	8.677
Heat Flow	(kJ/h)	-3.420e+007	-3.253e+007	-2.322e+007	-3.252e+007	-3.252e+007
Name		14	15	16	Agua	2
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	160.0 *	336.1	250.0 *	25.00 *	25.00 *
Pressure	(kPa)	2184	6078	6078	101.3 *	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	297.0	297.0	297.0	78.29	41.47 *
Mass Flow	(kg/h)	4508	4508	4508	1410	747.2
Liquid Volume Flow	(m3/h)	8.677	8.677	8.677	1.413	0.7487
Heat Flow	(kJ/h)	-3.423e+007	-3.256e+007	-3.342e+007	-2.236e+007	-1.184e+007
Name		8	Raquis	Vapor	Raquis seco	A-101 in
Vapour Fraction		1.0000	0.2594	1.0000	0.5740	0.0000
Temperature	(C)	160.0 *	25.00 *	100.0 *	100.0 *	25.00 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	297.0	407.3	202.6	204.7	900.0 *
Mass Flow	(kg/h)	4508	6000 *	3649	2351	1.621e+004
Liquid Volume Flow	(m3/h)	8.677	7.501	3.657	3.844	16.25
Heat Flow	(kJ/h)	-3.419e+007	-6.206e+007	-4.848e+007	-3.363e+006	-2.570e+008
Name		A-101 out	A-102 in	A-102 out	A-103 in	A-103 out
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	50.59	25.00 *	53.89	25.00 *	52.43
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3	101.3 *	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	900.0	800.0 *	800.0	850.0 *	850.0
Mass Flow	(kg/h)	1.621e+004	1.441e+004	1.441e+004	1.531e+004	1.531e+004
Liquid Volume Flow	(m3/h)	16.25	14.44	14.44	15.34	15.34
Heat Flow	(kJ/h)	-2.554e+008	-2.285e+008	-2.268e+008	-2.428e+008	-2.411e+008
Name		A-104 in	A-104 out	3	1	7
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	25.00 *	52.90	100.0 *	187.8	269.6
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	420.0 *	420.0	41.47	78.29	297.0
Mass Flow	(kg/h)	7566	7566	747.2	1410	4508
Liquid Volume Flow	(m3/h)	7.582	7.582	0.7487	1.413	8.677
Heat Flow	(kJ/h)	-1.200e+008	-1.191e+008	-9.927e+006	-1.850e+007	-3.315e+007
Name		A-100 in	A-100 out			
Vapour Fraction		0.0000	0.0000			
Temperature	(C)	25.00 *	53.59			
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3			
Molar Flow	(kgmole/h)	500.0 *	500.0			
Mass Flow	(kg/h)	9008	9008			
Liquid Volume Flow	(m3/h)	9.026	9.026			
Heat Flow	(kJ/h)	-1.428e+008	-1.418e+008			

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 7.3 (25.0.0.7336) Page 1 of 2

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SINTESIS DE METANOL
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Jul / 2015

Workbook: B 2.1, Síntesis de metanol (continued)

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	4	76	5	86	10
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.4855	0.4855	0.5102	0.5102	0.4390
Comp Mole Frac (CO2)	0.0663	0.0663	0.0910	0.0910	0.0783
Comp Mole Frac (CO)	0.2749	0.2749	0.2502	0.2502	0.2153
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
Comp Mole Frac (H2O)	0.1733	0.1733	0.1486	0.1486	0.2675

Name	12	13	6	9	11
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.4390	0.4390	0.5102	0.4390	0.4390
Comp Mole Frac (CO2)	0.0783	0.0783	0.0910	0.0783	0.0783
Comp Mole Frac (CO)	0.2153	0.2153	0.2502	0.2153	0.2153
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
Comp Mole Frac (H2O)	0.2675	0.2675	0.1486	0.2675	0.2675

Name	14	15	16	Agua	2
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000 *
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.4390	0.4390	0.4390	0.0000 *	0.0000 *
Comp Mole Frac (CO2)	0.0783	0.0783	0.0783	0.0000 *	0.0000 *
Comp Mole Frac (CO)	0.2153	0.2153	0.2153	0.0000 *	0.0000 *
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000 *	0.0000 *
Comp Mole Frac (H2O)	0.2675	0.2675	0.2675	1.0000 *	1.0000 *

Name	8	Raquis	Vapor	Raquis seco	A-101 in
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.2141 *	0.0000	0.4260	0.0000 *
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0673 *	0.0000	0.1340	0.0000 *
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.4390	0.1837 *	0.0000	0.3655	0.0000 *
Comp Mole Frac (CO2)	0.0783	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (CO)	0.2153	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (H2O)	0.2675	0.5348 *	1.0000	0.0745	1.0000 *

Name	A-101 out	A-102 in	A-102 out	A-103 in	A-103 out
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	1.0000 *	1.0000	1.0000 *	1.0000

Name	A-104 in	A-104 out	3	1	7
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.4390
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0783
Comp Mole Frac (CO)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.2153
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	1.0000	1.0000	0.2675

Name	A-100 in	A-100 out
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: SINTESIS DE METANOL Unit Set: SI Date/Time: Jul /2015

Workbook: B 2.1, Síntesis de metanol (continued)

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		16	18	19	20	21
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	1.0000	0.4385	1.0000
Temperature	(C)	250.0 *	250.0 *	250.0 *	50.00 *	50.00
Pressure	(kPa)	6078 *	6078	6078	6078 *	6078
Molar Flow	(kgmole/h)	297.0	407.1	279.0	279.0	122.3
Mass Flow	(kg/h)	4508 *	8537	8537	8537	4477
Liquid Volume Flow	(m3/h)	8.677	15.92	10.70	10.70	5.987
Heat Flow	(kJ/h)	-3.346e+007	-7.066e+007	-7.486e+007	-8.304e+007	-3.972e+007
Name		24	Reciclo	17	25	27
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	1.0000	0.0971	1.0000
Temperature	(C)	50.00	50.00 *	182.4	39.71	10.00
Pressure	(kPa)	6078	6078 *	6078	101.3 *	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	156.7	110.1 *	407.1	156.7	13.10
Mass Flow	(kg/h)	4060	4029	8537	4060	568.5
Liquid Volume Flow	(m3/h)	4.713	5.388	14.06	4.713	0.6909
Heat Flow	(kJ/h)	-4.331e+007	-3.575e+007	-6.921e+007	-4.331e+007	-5.075e+006
Name		28	26	32	29	30
Vapour Fraction		0.0000	0.0836	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	10.00	10.00 *	67.64	67.64	99.95
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	143.6	156.7	0.8468	130.0	12.73
Mass Flow	(kg/h)	3491	4060	30.00	3232	229.3
Liquid Volume Flow	(m3/h)	4.022	4.713	3.653e-002	3.756	0.2298
Heat Flow	(kJ/h)	-3.874e+007	-4.382e+007	-2.421e+005	-3.406e+007	-3.569e+006
Name		31	Metanol	33	Agua 2	23
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	99.95	62.29	62.29	99.95	50.00
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	6078
Molar Flow	(kgmole/h)	66.63	63.16	0.2000	79.36	110.1
Mass Flow	(kg/h)	1201	2024	6.807	1430	4029
Liquid Volume Flow	(m3/h)	1.203	2.544	8.489e-003	1.433	5.388
Heat Flow	(kJ/h)	-1.868e+007	-1.502e+007	-4.637e+004	-2.225e+007	-3.575e+007
Name		22	A-107 in	A-107 out	1	
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature	(C)	50.00	25.00 *	53.41	250.0 *	
Pressure	(kPa)	6078	101.3 *	101.3	6078 *	
Molar Flow	(kgmole/h)	12.23	3700 *	3700	297.0 *	
Mass Flow	(kg/h)	447.7	6.666e+004	6.666e+004	4508	
Liquid Volume Flow	(m3/h)	0.5987	66.79	66.79	8.677	
Heat Flow	(kJ/h)	-3.972e+006	-1.059e+009	-1.051e+009	-3.346e+007	

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	16	18	19	20	21
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001 *	0.0004	0.0005	0.0005	0.0012
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.4390 *	0.5240	0.0759	0.0759	0.1726
Comp Mole Frac (CO)	0.2153 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0783 *	0.4352	0.4054	0.4054	0.8173
Comp Mole Frac (H2O)	0.2675 *	0.0386	0.2859	0.2859	0.0021
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0000 *	0.0019	0.2322	0.2322	0.0069
Name	24	Reciclo	17	25	27
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0012 *	0.0004	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0005	0.1725 *	0.3669	0.0005	0.0056
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0000 *	0.1571	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0838	0.8173 *	0.2781	0.0838	0.9678
Comp Mole Frac (H2O)	0.5075	0.0021 *	0.1957	0.5075	0.0050
Comp Mole Frac (Methanol)	0.4082	0.0069 *	0.0019	0.4082	0.0215
Name	28	26	32	29	30
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0031	0.0838	0.4233	0.0007	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.5533	0.5075	0.1196	0.5124	1.0000
Comp Mole Frac (Methanol)	0.4435	0.4082	0.4571	0.4869	0.0000

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SINTESIS DE METANOL
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Jul/ 2015

Workbook: B 2.1, Síntesis de metanol (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	31	Metanol	33	Agua 2	23
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0012
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1726
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0010	0.1667	0.0000	0.8173
Comp Mole Frac (H2O)	0.9997	0.0000	0.0000	0.9997	0.0021
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0003	0.9990	0.8333	0.0003	0.0069

Name	22	A-107 in	A-107 out	1	
Comp Mole Frac (Methane)	0.0012	0.0000 *	0.0000	0.0001 *	
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.1726	0.0000 *	0.0000	0.4390 *	
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.2153 *	
Comp Mole Frac (CO2)	0.8173	0.0000 *	0.0000	0.0783 *	
Comp Mole Frac (H2O)	0.0021	1.0000 *	1.0000	0.2675 *	
Comp Mole Frac (Methanol)	0.0069	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	PRODUCCION DE HIDROGENO
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Jul /2015

Workbook: B 2.2, Producción de Hidrógeno

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		4	50	9	11	12
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	820.0	820.0 *	160.0 *	160.0 *	314.4
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	249.0	612.2	1505
Molar Flow	(kgmole/h)	235.2	0.0000	273.5	273.5	273.5
Mass Flow	(kg/h)	3408	0.0000	4098	4098	4098
Liquid Volume Flow	(m3/h)	7.334	0.0000	8.025	8.025	8.025
Heat Flow	(kJ/h)	-1.441e+007	0.0000	-2.856e+007	-2.856e+007	-2.723e+007
Name		5	10	13	14	17
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	226.6	314.2	160.0 *	314.7	282.7
Pressure	(kPa)	101.3 *	612.2	1505	3700	3000 *
Molar Flow	(kgmole/h)	235.2	273.5	273.5	273.5	274.0
Mass Flow	(kg/h)	3408	4098	4098	4098	4098
Liquid Volume Flow	(m3/h)	7.334	8.025	8.025	8.025	8.494
Heat Flow	(kJ/h)	-1.899e+007	-2.723e+007	-2.858e+007	-2.725e+007	-2.809e+007
Name		18	65	20	21	78
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	0.9983	1.0000	0.0000
Temperature	(C)	390.0	390.0	119.1	200.0	200.0
Pressure	(kPa)	3000	3000	2500 *	2500	2500
Molar Flow	(kgmole/h)	274.0	0.0000	274.0	274.0	0.0000
Mass Flow	(kg/h)	4098	0.0000	4098	4098	0.0000
Liquid Volume Flow	(m3/h)	9.230	0.0000	9.230	9.766	0.0000
Heat Flow	(kJ/h)	-2.809e+007	0.0000	-3.056e+007	-3.056e+007	0.0000
Name		15	55	Hidrógeno	22	1
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	850.0 *	850.0	199.3	199.3	130.0 *
Pressure	(kPa)	3700	3700	2500 *	101.3 *	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	274.0	0.0000	139.9	134.0	97.00
Mass Flow	(kg/h)	4098	0.0000	282.1	3816	1747
Liquid Volume Flow	(m3/h)	8.494	0.0000	4.038	5.727	1.751
Heat Flow	(kJ/h)	-2.270e+007	0.0000	7.052e+005	-3.127e+007	-2.312e+007
Name		2	3	7	Agua	16
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	130.0	130.0	160.0 *	25.00 *	283.2 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3 *	3700
Molar Flow	(kgmole/h)	58.71	38.28	273.5	97.00 *	274.0
Mass Flow	(kg/h)	1058	689.7	4098	1747	4098
Liquid Volume Flow	(m3/h)	1.060	0.6911	8.025	1.751	8.494
Heat Flow	(kJ/h)	-1.399e+007	-9.124e+006	-2.856e+007	-2.770e+007	-2.809e+007
Name		19	8	A-101 in	A-101 out	A-102 in
Vapour Fraction		0.9950	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	123.3 *	314.2	25.00 *	50.00 *	25.00 *
Pressure	(kPa)	3000	249.0	101.3 *	101.3	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	274.0	273.5	734.2	734.2	650.0 *
Mass Flow	(kg/h)	4098	4098	1.323e+004	1.323e+004	1.171e+004
Liquid Volume Flow	(m3/h)	9.230	8.025	13.25	13.25	11.73
Heat Flow	(kJ/h)	-3.056e+007	-2.722e+007	-2.097e+008	-2.084e+008	-1.856e+008
Name		A-102 out	A-103 in	A-103 out	A-104 in	A-104 out
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	53.30	25.00 *	53.45	25.00 *	53.33
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3	101.3 *	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	650.0	650.0 *	650.0	1200 *	1200
Mass Flow	(kg/h)	1.171e+004	1.171e+004	1.171e+004	2.162e+004	2.162e+004
Liquid Volume Flow	(m3/h)	11.73	11.73	11.73	21.66	21.66
Heat Flow	(kJ/h)	-1.843e+008	-1.856e+008	-1.843e+008	-3.427e+008	-3.402e+008
Name		Raquis	Vapor	Raquis seco	6	A-100 in
Vapour Fraction		0.2594	1.0000	0.5740	1.0000	0.0000
Temperature	(C)	25.00 *	100.0 *	100.0	211.5	25.00 *
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	407.3	202.6	204.7	273.5	220.0 *
Mass Flow	(kg/h)	6000 *	3649	2351	4098	3963
Liquid Volume Flow	(m3/h)	7.501	3.657	3.844	8.025	3.971
Heat Flow	(kJ/h)	-6.206e+007	-4.848e+007	-3.363e+006	-2.812e+007	-6.283e+007

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	PRODUCCION DE HIDROGENO
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Jul /2015

Workbook: B 2.2, Producción de Hidrógeno(continued)

Material Streams (continued)

Fluid Pkg: All

Name		A-100 out				
Vapour Fraction		0.0000				
Temperature	(C)	52.54				
Pressure	(kPa)	101.3				
Molar Flow	(kgmole/h)	220.0				
Mass Flow	(kg/h)	3963				
Liquid Volume Flow	(m3/h)	3.971				
Heat Flow	(kJ/h)	-6.239e+007				

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	4	50	9	11	12
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5170	0.5170	0.4446	0.4446	0.4446
Comp Mole Frac (CO2)	0.0663	0.0663	0.0570	0.0570	0.0570
Comp Mole Frac (CO)	0.3028	0.3028	0.2604	0.2604	0.2604
Comp Mole Frac (Methane)	0.0017	0.0017	0.0014	0.0014	0.0014
Comp Mole Frac (H2O)	0.1123	0.1123	0.2366	0.2366	0.2366
Name	5	10	13	14	17
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5170	0.4446	0.4446	0.4446	0.5038
Comp Mole Frac (CO2)	0.0663	0.0570	0.0570	0.0570	0.1143
Comp Mole Frac (CO)	0.3028	0.2604	0.2604	0.2604	0.2034
Comp Mole Frac (Methane)	0.0017	0.0014	0.0014	0.0014	0.0006
Comp Mole Frac (H2O)	0.1123	0.2366	0.2366	0.2366	0.1779
Name	18	65	20	21	78
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5962	0.5962	0.5962	0.6634	0.0069
Comp Mole Frac (CO2)	0.2067	0.2067	0.2067	0.2739	0.0408
Comp Mole Frac (CO)	0.1110	0.1110	0.1110	0.0438	0.0005
Comp Mole Frac (Methane)	0.0006	0.0006	0.0006	0.0006	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0855	0.0855	0.0855	0.0183	0.9519
Name	15	55	Hidrógeno	22	1
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5038	0.5038	1.0000	0.3119	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.1143	0.1143	0.0000	0.5599	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	0.2034	0.2034	0.0000	0.0896	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	0.0006	0.0006	0.0000	0.0012	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.1779	0.1779	0.0000	0.0375	1.0000
Name	2	3	7	Agua	16
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.0000	0.4446	0.0000 *	0.5038
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0570	0.0000 *	0.1143
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0000	0.2604	0.0000 *	0.2034
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0014	0.0000 *	0.0006
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	1.0000	0.2366	1.0000 *	0.1779
Name	19	8	A-101 in	A-101 out	A-102 in
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5962	0.4446	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (CO2)	0.2067	0.0570	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (CO)	0.1110	0.2604	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (Methane)	0.0006	0.0014	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (H2O)	0.0855	0.2366	1.0000 *	1.0000	1.0000 *

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	PRODUCCION DE HIDROGENO
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Jul /2015

Workbook: B 2.2, Producción de Hidrógeno (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	A-102 out	A-103 in	A-103 out	A-104 in	A-104 out
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	1.0000 *	1.0000	1.0000 *	1.0000

Name	Raquis	Vapor	Raquis seco	6	A-100 in
Comp Mole Frac (Carbon)	0.2141 *	0.0000	0.4260	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0673 *	0.0000	0.1340	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.1837 *	0.0000	0.3655	0.4446	0.0000 *
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0570	0.0000 *
Comp Mole Frac (CO)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.2604	0.0000 *
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0014	0.0000 *
Comp Mole Frac (H2O)	0.5348 *	1.0000	0.0745	0.2366	1.0000 *

Name	A-100 out
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000

Energy Streams

Fluid Pkg: All

Name		Q-101	Q-102	Q-103	Q-104	Q-105
Heat Flow	(kJ/h)	2.949e+006	1.334e+006	1.334e+006	1.333e+006	1.332e+006

Name		Q-100	Q-107	Q-106	Q-108	
Heat Flow	(kJ/h)	1.021e+007	4.547e+006	5.388e+006	4.587e+006 *	

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SINTESIS DE FISCHER-TROPSCH
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Jul /2015

Workbook: B 2.3, Síntesis de Fischer-Tropsch

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		Agua 1	Vapor	1	15	3
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	25.00 *	138.5	950.0 *	950.0	650.0 *
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3	101.3	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	78.29	78.29	255.5	0.0000	255.5
Mass Flow	(kg/h)	1410	1410	3761	0.0000	3761
Liquid Volume Flow	(m3/h)	1.413	1.413	7.745	0.0000	8.071
Heat Flow	(kJ/h)	-2.236e+007	-1.863e+007	-1.733e+007	0.0000	-2.043e+007

Name		20	6	8	9	4
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	650.0	160.0 *	160.0 *	337.8	160.0 *
Pressure	(kPa)	101.3	281.9	784.7	2184	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	0.0000	255.5	255.5	255.5	255.5
Mass Flow	(kg/h)	0.0000	3761	3761	3761	3761
Liquid Volume Flow	(m3/h)	0.0000	8.071	8.071	8.071	8.071
Heat Flow	(kJ/h)	0.0000	-2.455e+007	-2.455e+007	-2.311e+007	-2.455e+007

Name		5	7	10	11	12
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	337.5	337.6	160.0 *	338.3	250.0 *
Pressure	(kPa)	281.9	784.7	2184	6078	6078
Molar Flow	(kgmole/h)	255.5	255.5	255.5	255.5	255.5
Mass Flow	(kg/h)	3761	3761	3761	3761	3761
Liquid Volume Flow	(m3/h)	8.071	8.071	8.071	8.071	8.071
Heat Flow	(kJ/h)	-2.311e+007	-2.311e+007	-2.456e+007	-2.311e+007	-2.384e+007

Name		2	Raquiz	Agua	Raquiz seco	A-101 in
Vapour Fraction		1.0000	0.2594	1.0000	0.5740	0.0000
Temperature	(C)	530.0 *	25.00 *	100.0 *	100.0 *	25.00 *
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3 *	101.3 *	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	255.5	407.3	202.6	204.7	2000 *
Mass Flow	(kg/h)	3761	6000 *	3649	2351	3.603e+004
Liquid Volume Flow	(m3/h)	7.745	7.501	3.657	3.844	36.10
Heat Flow	(kJ/h)	-2.106e+007	-6.206e+007	-4.848e+007	-3.363e+006	-5.712e+008

Name		A-101 out	A-102 in	A-102 out	A-103 in	A-103 out
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	53.31	25.00 *	53.33	25.00 *	53.38
Pressure	(kPa)	101.3	101.3 *	101.3	101.3 *	101.3
Molar Flow	(kgmole/h)	2000	700.0 *	700.0	700.0 *	700.0
Mass Flow	(kg/h)	3.603e+004	1.261e+004	1.261e+004	1.261e+004	1.261e+004
Liquid Volume Flow	(m3/h)	36.10	12.64	12.64	12.64	12.64
Heat Flow	(kJ/h)	-5.671e+008	-1.999e+008	-1.985e+008	-1.999e+008	-1.985e+008

Name		A-104 in	A-104 out	A-105 in	A-105 out	13
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.8997
Temperature	(C)	25.00 *	53.51	25.00 *	53.79	25.00 *
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3	101.3 *	101.3	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	700.0 *	700.0	350.0 *	350.0	255.5 *
Mass Flow	(kg/h)	1.261e+004	1.261e+004	6305	6305	3761
Liquid Volume Flow	(m3/h)	12.64	12.64	6.318	6.318	8.071
Heat Flow	(kJ/h)	-1.999e+008	-1.985e+008	-9.996e+007	-9.923e+007	-2.673e+007

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	Agua 1	Vapor	1	15	3
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000 *	0.0000	0.4855	0.4855	0.5294
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0663	0.0663	0.1102
Comp Mole Frac (CO)	0.0000 *	0.0000	0.2749	0.2749	0.2310
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.0001	0.0001	0.0001
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	0.1733	0.1733	0.1293

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SINTESIS DE FISCHER-TROPSCH
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Jul /2015

Workbook: B 2.3, Síntesis de Fischer-Tropsch (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	20	6	8	9	4
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5294	0.5294	0.5294	0.5294	0.5294
Comp Mole Frac (CO2)	0.1102	0.1102	0.1102	0.1102	0.1102
Comp Mole Frac (CO)	0.2310	0.2310	0.2310	0.2310	0.2310
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
Comp Mole Frac (H2O)	0.1293	0.1293	0.1293	0.1293	0.1293

Name	5	7	10	11	12
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5294	0.5294	0.5294	0.5294	0.5294
Comp Mole Frac (CO2)	0.1102	0.1102	0.1102	0.1102	0.1102
Comp Mole Frac (CO)	0.2310	0.2310	0.2310	0.2310	0.2310
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
Comp Mole Frac (H2O)	0.1293	0.1293	0.1293	0.1293	0.1293

Name	2	Raquiz	Agua	Raquiz seco	A-101 in
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.2141 *	0.0000	0.4260	0.0000 *
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0673 *	0.0000	0.1340	0.0000 *
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.4855	0.1837 *	0.0000	0.3655	0.0000 *
Comp Mole Frac (CO2)	0.0663	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (CO)	0.2749	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (H2O)	0.1733	0.5348 *	1.0000	0.0745	1.0000 *

Name	A-101 out	A-102 in	A-102 out	A-103 in	A-103 out
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	1.0000 *	1.0000	1.0000 *	1.0000

Name	A-104 in	A-104 out	A-105 in	A-105 out	13
Comp Mole Frac (Carbon)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (Oxygen)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.5294 *
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.1102 *
Comp Mole Frac (CO)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.2310 *
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0001 *
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	1.0000 *	1.0000	0.1293 *

Energy Streams

Fluid Pkg: All

Name		Q-101	Q-102	Q-103	Q-104	Q-105
Heat Flow	(kJ/h)	4.664e+006	1.443e+006	1.443e+006	1.445e+006	1.451e+006

Name		Q-100	Q-107	Q-106		
Heat Flow	(kJ/h)	1.021e+007	6.292e+005	3.725e+006 *		

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SINTESIS DE FISCHER-TROPSCH
		Unit Set:	SI
		Date/Time:	Jul / 2015

Workbook: B 2.3, Síntesis de Fischer-Tropsch (continued)

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		13	20	15	30	14
Vapour Fraction		0.9915	1.0000	0.0000	0.0000	0.3359
Temperature	(C)	250.0 *	137.8	137.8	137.8	137.8 *
Pressure	(kPa)	6078	6078	6078	6078	6078 *
Molar Flow	(kgmole/h)	137.9	46.34	2.903	88.70	137.9
Mass Flow	(kg/h)	3761	1627	524.9	1609	3761
Liquid Volume Flow	(m3/h)	4.778	2.482	0.6798	1.616	4.778
Heat Flow	(kJ/h)	-3.423e+007	-1.259e+007	-1.090e+006	-2.463e+007	-3.831e+007

Name		12	21	22	23	27
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	0.9377	1.0000	0.0000
Temperature	(C)	250.0 *	111.1	48.89 *	48.89	48.89
Pressure	(kPa)	6078 *	689.5 *	689.5 *	689.5	689.5
Molar Flow	(kgmole/h)	255.5	46.34	46.34	43.46	0.1883
Mass Flow	(kg/h)	3761 *	1627	1627	1554	24.31
Liquid Volume Flow	(m3/h)	8.071	2.482	2.482	2.400	3.354e-002
Heat Flow	(kJ/h)	-2.387e+007	-1.259e+007	-1.284e+007	-1.202e+007	-5.313e+004

Name		26	24	25	29	28
Vapour Fraction		0.0000	0.9725	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	48.89	1.667 *	1.667	1.667	1.667
Pressure	(kPa)	689.5	689.5 *	689.5	689.5	689.5
Molar Flow	(kgmole/h)	2.697	43.46	42.26	0.4593	0.7376
Mass Flow	(kg/h)	48.67	1554	1500	41.20	13.36
Liquid Volume Flow	(m3/h)	4.880e-002	2.400	2.326	6.069e-002	1.342e-002
Heat Flow	(kJ/h)	-7.673e+005	-1.215e+007	-1.183e+007	-1.068e+005	-2.128e+005

Name		19	33	34	16	17
Vapour Fraction		0.9892	1.0000	0.0000	0.2872	0.2721
Temperature	(C)	1.667	-28.89	-28.89	135.7	131.9
Pressure	(kPa)	689.5	689.5	689.5	689.5 *	689.5
Molar Flow	(kgmole/h)	42.72	41.60	1.121	2.903	3.091
Mass Flow	(kg/h)	1541	1460	81.08	524.9	549.2
Liquid Volume Flow	(m3/h)	2.387	2.264	0.1230	0.6798	0.7134
Heat Flow	(kJ/h)	-1.194e+007	-1.175e+007	-2.592e+005	-1.090e+006	-1.143e+006

Name		18	DIESEL Y CERAS	31	32	NAFTA
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	0.0073	0.9738	0.6068
Temperature	(C)	182.5	417.1	133.8	-28.89 *	101.2
Pressure	(kPa)	689.5	689.5	689.5	689.5	689.5
Molar Flow	(kgmole/h)	1.500	1.591	92.14	42.72	2.621
Mass Flow	(kg/h)	104.6	444.6	1671	1541	185.7
Liquid Volume Flow	(m3/h)	0.1505	0.5628	1.678	2.387	0.2735
Heat Flow	(kJ/h)	-3.562e+005	-3.577e+005	-2.561e+007	-1.201e+007	-6.153e+005

Name		A-107 in	A-107 out	A-108 in	A-108 out	1
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4241
Temperature	(C)	25.00 *	53.35	25.00 *	41.24	25.00 *
Pressure	(kPa)	101.3 *	101.3	101.3 *	101.3	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	1850 *	1850	200.0 *	200.0	1.206 *
Mass Flow	(kg/h)	3.333e+004	3.333e+004	3603	3603	86.28
Liquid Volume Flow	(m3/h)	33.40	33.40	3.610	3.610	0.1331
Heat Flow	(kJ/h)	-5.295e+008	-5.254e+008	-5.724e+007	-5.699e+007	-2.432e+005

Name		2
Vapour Fraction		0.0000
Temperature	(C)	25.00 *
Pressure	(kPa)	101.3 *
Molar Flow	(kgmole/h)	1.592 *
Mass Flow	(kg/h)	444.6
Liquid Volume Flow	(m3/h)	0.5628
Heat Flow	(kJ/h)	-8.706e+005

user.

Workbook: B 2.3, Síntesis de Fischer-Tropsch (continued)

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	13	20	15	30	14
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0148	0.0436	0.0038	0.0000	0.0148
Comp Mole Frac (CO2)	0.2041	0.5873	0.1843	0.0046	0.2041
Comp Mole Frac (CO)	0.0017	0.0051	0.0006	0.0000	0.0017
Comp Mole Frac (Methane)	0.0700	0.2057	0.0414	0.0000	0.0700
Comp Mole Frac (H2O)	0.6657	0.0750	0.0234	0.9953	0.6657
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0127	0.0369	0.0163	0.0000	0.0127
Comp Mole Frac (Propane)	0.0057	0.0162	0.0131	0.0000	0.0057
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0035	0.0095	0.0142	0.0000	0.0035
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0027	0.0069	0.0181	0.0000	0.0027
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0020	0.0046	0.0213	0.0000	0.0020
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0018	0.0035	0.0278	0.0000	0.0018
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0014	0.0022	0.0309	0.0000	0.0014
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0012	0.0014	0.0329	0.0000	0.0012
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0009	0.0008	0.0316	0.0000	0.0009
Comp Mole Frac (n-C11)	0.0008	0.0005	0.0312	0.0000	0.0008
Comp Mole Frac (n-C12)	0.0008	0.0003	0.0338	0.0000	0.0008
Comp Mole Frac (n-C13)	0.0008	0.0002	0.0358	0.0000	0.0008
Comp Mole Frac (n-C14)	0.0008	0.0001	0.0371	0.0000	0.0008
Comp Mole Frac (n-C15)	0.0006	0.0001	0.0269	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C16)	0.0006	0.0000	0.0272	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C17)	0.0005	0.0000	0.0219	0.0000	0.0005
Comp Mole Frac (n-C18)	0.0005	0.0000	0.0220	0.0000	0.0005
Comp Mole Frac (n-C19)	0.0005	0.0000	0.0221	0.0000	0.0005
Comp Mole Frac (n-C20)	0.0006	0.0000	0.0277	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C21)	0.0006	0.0000	0.0277	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C22)	0.0006	0.0000	0.0277	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C23)	0.0006	0.0000	0.0277	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C24)	0.0006	0.0000	0.0277	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C25)	0.0006	0.0000	0.0278	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C26)	0.0006	0.0000	0.0278	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C27)	0.0006	0.0000	0.0278	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C28)	0.0005	0.0000	0.0222	0.0000	0.0005
Comp Mole Frac (n-C29)	0.0005	0.0000	0.0222	0.0000	0.0005
Comp Mole Frac (n-C30)	0.0003	0.0000	0.0162	0.0000	0.0003

ed by user.

Workbook: B 2.3, Síntesis de Fischer-Tropsch (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	12	21	22	23	27
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.5294	0.0436	0.0436	0.0465	0.0003
Comp Mole Frac (CO2)	0.1102	0.5873	0.5873	0.6260	0.0458
Comp Mole Frac (CO)	0.2310	0.0051	0.0051	0.0055	0.0001
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.2057	0.2057	0.2193	0.0067
Comp Mole Frac (H2O)	0.1293	0.0750	0.0750	0.0180	0.0014
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0369	0.0369	0.0393	0.0054
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0162	0.0162	0.0173	0.0073
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0095	0.0095	0.0101	0.0132
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0069	0.0069	0.0072	0.0277
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0046	0.0046	0.0047	0.0512
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0035	0.0035	0.0033	0.0991
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0022	0.0022	0.0018	0.1458
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0014	0.0014	0.0008	0.1700
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0008	0.0008	0.0002	0.1405
Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0005	0.0005	0.0001	0.1019
Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0003	0.0003	0.0000	0.0740
Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0002	0.0002	0.0000	0.0469
Comp Mole Frac (n-C14)	0.0000	0.0001	0.0001	0.0000	0.0275
Comp Mole Frac (n-C15)	0.0000	0.0001	0.0001	0.0000	0.0134
Comp Mole Frac (n-C16)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0086
Comp Mole Frac (n-C17)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0045
Comp Mole Frac (n-C18)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0030
Comp Mole Frac (n-C19)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0021
Comp Mole Frac (n-C20)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0013
Comp Mole Frac (n-C21)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0008
Comp Mole Frac (n-C22)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006
Comp Mole Frac (n-C23)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003
Comp Mole Frac (n-C24)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002
Comp Mole Frac (n-C25)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-C26)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-C27)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C28)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C29)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C30)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

d by user.

Workbook: B 2.3, Síntesis de Fischer-Tropsch (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	26	24	25	29	28
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000	0.0465	0.0478	0.0002	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0013	0.6260	0.6427	0.0831	0.0040
Comp Mole Frac (CO)	0.0000	0.0055	0.0056	0.0001	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.2193	0.2254	0.0095	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.9987	0.0180	0.0011	0.0002	0.9960
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0393	0.0403	0.0119	0.0000
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0173	0.0175	0.0220	0.0000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0101	0.0098	0.0523	0.0000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0072	0.0060	0.1266	0.0000
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0047	0.0026	0.2037	0.0000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0033	0.0008	0.2341	0.0000
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0018	0.0001	0.1524	0.0000
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000	0.0008	0.0000	0.0716	0.0000
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0002	0.0000	0.0233	0.0000
Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000	0.0001	0.0000	0.0064	0.0000
Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0020	0.0000
Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000
Comp Mole Frac (n-C14)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
Comp Mole Frac (n-C15)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C16)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C17)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C18)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C19)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C20)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C21)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C22)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C23)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C24)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C25)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C26)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C27)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C28)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C29)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C30)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Workbook: B 2.3, Síntesis de Fischer-Tropsch (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	19	33	34	16	17
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0473	0.0486	0.0002	0.0038	0.0036
Comp Mole Frac (CO2)	0.6367	0.6499	0.1495	0.1843	0.1758
Comp Mole Frac (CO)	0.0056	0.0057	0.0001	0.0006	0.0006
Comp Mole Frac (Methane)	0.2231	0.2288	0.0128	0.0414	0.0393
Comp Mole Frac (H2O)	0.0011	0.0001	0.0373	0.0234	0.0220
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0400	0.0405	0.0231	0.0163	0.0156
Comp Mole Frac (Propane)	0.0176	0.0166	0.0526	0.0131	0.0127
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0103	0.0072	0.1254	0.0142	0.0141
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0073	0.0022	0.1970	0.0181	0.0187
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0047	0.0004	0.1661	0.0213	0.0232
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0033	0.0001	0.1246	0.0278	0.0322
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0018	0.0000	0.0678	0.0309	0.0379
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0008	0.0000	0.0301	0.0329	0.0412
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0003	0.0000	0.0096	0.0316	0.0382
Comp Mole Frac (n-C11)	0.0001	0.0000	0.0026	0.0312	0.0355
Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0000	0.0008	0.0338	0.0362
Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0000	0.0002	0.0358	0.0364
Comp Mole Frac (n-C14)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0371	0.0365
Comp Mole Frac (n-C15)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0269	0.0261
Comp Mole Frac (n-C16)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0272	0.0261
Comp Mole Frac (n-C17)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0219	0.0209
Comp Mole Frac (n-C18)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0220	0.0209
Comp Mole Frac (n-C19)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0221	0.0209
Comp Mole Frac (n-C20)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0277	0.0261
Comp Mole Frac (n-C21)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0277	0.0261
Comp Mole Frac (n-C22)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0277	0.0261
Comp Mole Frac (n-C23)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0277	0.0261
Comp Mole Frac (n-C24)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0277	0.0261
Comp Mole Frac (n-C25)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0278	0.0261
Comp Mole Frac (n-C26)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0278	0.0261
Comp Mole Frac (n-C27)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0278	0.0261
Comp Mole Frac (n-C28)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0222	0.0209
Comp Mole Frac (n-C29)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0222	0.0209
Comp Mole Frac (n-C30)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0162	0.0152

Workbook: B 2.3, Síntesis de Fischer-Tropsch (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	18	DIESEL Y CERAS	31	32	NAFTA
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0074	0.0000	0.0000	0.0473	0.0043
Comp Mole Frac (CO2)	0.3624	0.0000	0.0045	0.6367	0.2713
Comp Mole Frac (CO)	0.0013	0.0000	0.0000	0.0056	0.0008
Comp Mole Frac (Methane)	0.0809	0.0000	0.0000	0.2231	0.0518
Comp Mole Frac (H2O)	0.0454	0.0000	0.9954	0.0011	0.0419
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0322	0.0000	0.0000	0.0400	0.0283
Comp Mole Frac (Propane)	0.0263	0.0000	0.0000	0.0176	0.0375
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0291	0.0000	0.0000	0.0103	0.0702
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0386	0.0000	0.0000	0.0073	0.1063
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0477	0.0000	0.0000	0.0047	0.0984
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0663	0.0000	0.0000	0.0033	0.0912
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0781	0.0000	0.0000	0.0018	0.0737
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0850	0.0000	0.0000	0.0008	0.0615
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0787	0.0001	0.0000	0.0003	0.0492
Comp Mole Frac (n-C11)	0.0208	0.0495	0.0000	0.0001	0.0130
Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000	0.0703	0.0000	0.0000	0.0004
Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000	0.0708	0.0000	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-C14)	0.0000	0.0709	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C15)	0.0000	0.0506	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C16)	0.0000	0.0506	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C17)	0.0000	0.0405	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C18)	0.0000	0.0405	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C19)	0.0000	0.0405	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C20)	0.0000	0.0506	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C21)	0.0000	0.0506	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C22)	0.0000	0.0506	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C23)	0.0000	0.0506	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C24)	0.0000	0.0506	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C25)	0.0000	0.0506	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C26)	0.0000	0.0506	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C27)	0.0000	0.0506	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C28)	0.0000	0.0405	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C29)	0.0000	0.0405	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C30)	0.0000	0.0295	0.0000	0.0000	0.0000

LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SINTESIS DE FISCHER-TROPSCH	
	Unit Set:	SI	
	Date/Time:	Jul / 2015	

Workbook: B 2.3, Síntesis de Fischer-Tropsch (continued)

Compositions (continued)

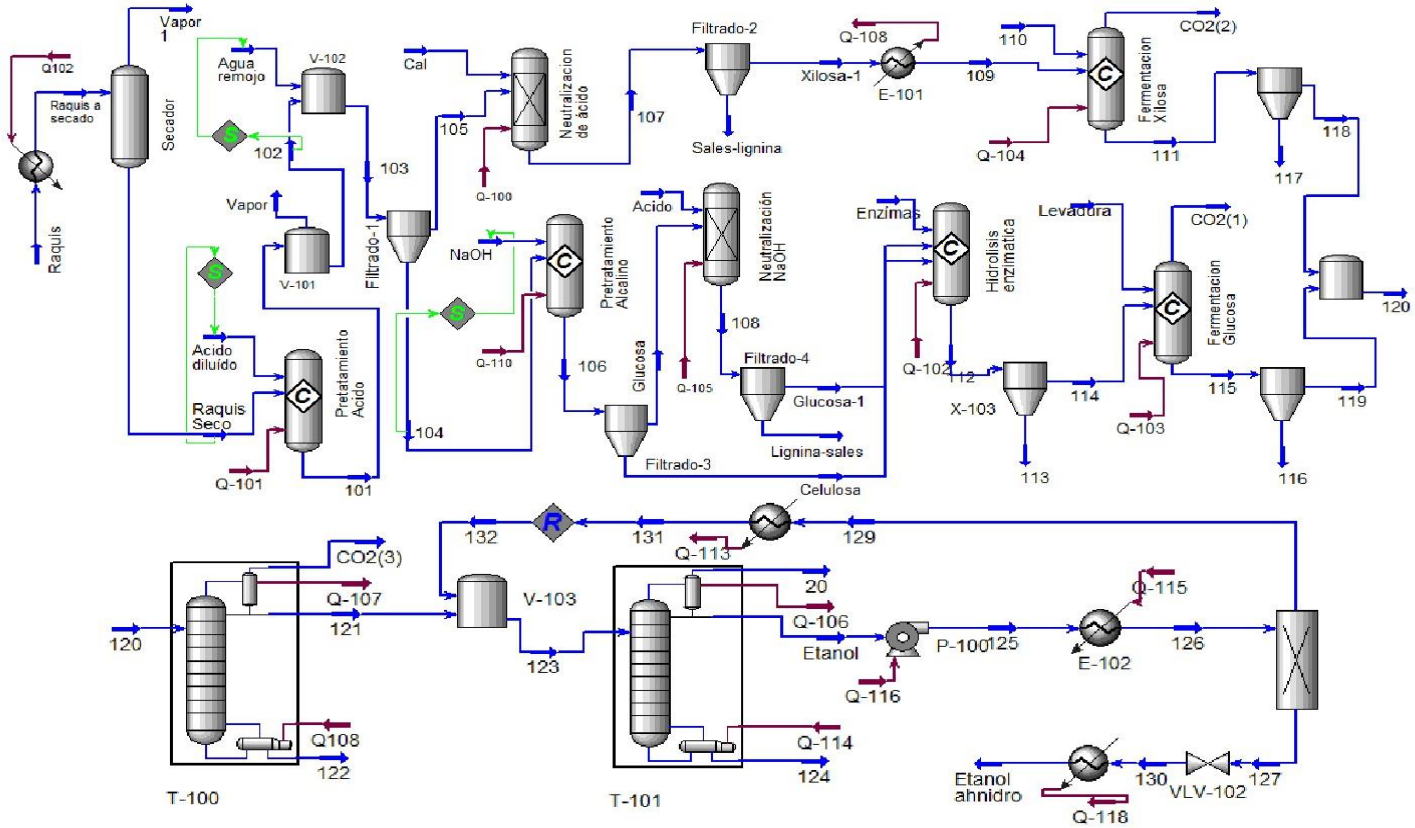
Fluid Pkg: All

Name	A-107 in	A-107 out	A-108 in	A-108 out	1
Comp Mole Frac (Hydrogen)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0006 *
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.1107 *
Comp Mole Frac (CO)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0165 *
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000 *	1.0000	1.0000 *	1.0000	0.0308 *
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0298 *
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0670 *
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.1500 *
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.2132 *
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.1668 *
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.1186 *
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0606 *
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0252 *
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0076 *
Comp Mole Frac (n-C11)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0020 *
Comp Mole Frac (n-C12)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0006 *
Comp Mole Frac (n-C13)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0001 *
Comp Mole Frac (n-C14)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C15)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C16)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C17)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C18)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C19)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C20)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C21)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C22)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C23)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C24)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C25)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C26)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C27)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C28)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C29)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Comp Mole Frac (n-C30)	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *

* Specified by user.

ANEXO C

Tabla C 3.1 Simulación del proceso de producción de etanol con el pretratamento ácido/base



aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	PRETRATAMIENTO ACIDO/BASE. HSC
		Unit Set:	Multiset
		Date/Time:	Jul/2015

Workbook: C 3.1, Pretratamiento ácido/base

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		Xilosa-1	Vapor1	Vapor	Sales-lignina	Raquis Seco
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	80.00	100.0	121.0	80.00	100.0
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	239.8	208.7	1084	11.58	14.24
Mass Flow	(kg/h)	4927	3760	1.956e+004	1157	2240
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	4.783	3.768	19.59	0.5371	1.464
Heat Flow	(kJ/h)	-6.771e+007	-4.996e+007	-2.588e+008	1.471e+006	-1.397e+007
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.824e+005	-2.393e+005	-2.387e+005	1.271e+005	-9.810e+005
Name		Raquis a secado	Raquis	NaOH	Lignina-sales	Levadura
Vapour Fraction		0.9361	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	100.0 *	25.00 *	25.00 *	35.00	25.00 *
Pressure	(atm)	1.000	1.000 *	1.000 *	1.000	1.000 *
Molar Flow	(kgmole/h)	223.0	223.0	257.7	31.27	4.121
Mass Flow	(kg/h)	6000	6000 *	5951	4508	81.55 *
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	5.232	5.232	4.914	1.749	7.256e-002
Heat Flow	(kJ/h)	-6.393e+007	-7.415e+007	-5.618e+007	-9.697e+006	-1.003e+006
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.867e+005	-3.325e+005	-2.180e+005	-3.101e+005	-2.435e+005
Name		H20	glucose-1	Glucosa	Etanol anhídro	Etanol
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000
Temperature	(C)	121.0	35.00	25.00	78.15	59.66
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	1084	261.1	259.2	15.84	24.79
Mass Flow	(kg/h)	1.956e+004	4808	6329	724.6	1036
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	19.59	4.791	5.174	0.9094	1.285
Heat Flow	(kJ/h)	-2.588e+008	-7.433e+007	-5.689e+007	-4.276e+006	-6.800e+006
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.387e+005	-2.847e+005	-2.194e+005	-2.699e+005	-2.743e+005
Name		Enzimas	CO2(3)	CO2(2)	CO2(1)	Celulosa
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature	(C)	25.00 *	38.84	37.00 *	32.00 *	25.00
Pressure	(atm)	1.000 *	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	5.843	0.2348	6.369	10.82	6.804
Mass Flow	(kg/h)	107.0 *	9.993	270.5	463.7	1110
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	0.1044	1.209e-002	0.3265	0.5605	0.7257
Heat Flow	(kJ/h)	-1.589e+006	-8.723e+004	-2.425e+006	-4.142e+006	-7.059e+006
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.719e+005	-3.715e+005	-3.808e+005	-3.829e+005	-1.037e+006
Name		Cal	Agua remojo	Acido diluido	Acido	132
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	25.00 *	25.00 *	25.00 *	25.00 *	34.24 *
Pressure	(atm)	1.000 *	1.000 *	1.000 *	1.000 *	1.000 *
Molar Flow	(kgmole/h)	115.8	112.7	1102	33.16	8.931 *
Mass Flow	(kg/h)	2700 *	2030	2.016e+004 *	2987 *	311.2
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	2.260	2.034	20.03	1.641	0.3746
Heat Flow	(kJ/h)	-2.604e+007	-3.210e+007	-3.163e+008	-2.706e+007	-2.498e+006
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.248e+005	-2.849e+005	-2.869e+005	-8.161e+005	-2.797e+005
Name		131	130	129	128	127
Vapour Fraction		0.0000	0.1651	1.0000	1.0000	0.0000 *
Temperature	(C)	34.24 *	78.15	166.7 *	166.7 *	115.8
Pressure	(atm)	1.000	1.000 *	1.000 *	3.742 *	3.742 *
Molar Flow	(kgmole/h)	8.938	15.84	8.938	1.288e-002	15.84
Mass Flow	(kg/h)	311.3	724.6	311.3	0.5667	724.6
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	0.3747	0.9094	0.3747	6.866e-004	0.9094
Heat Flow	(kJ/h)	-2.500e+006	-4.175e+006	-2.050e+006	-4998	-4.175e+006
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.797e+005	-2.636e+005	-2.294e+005	-3.881e+005	-2.636e+005
Name		126	125	124	123	122
Vapour Fraction		0.4090	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	115.7	59.79	99.75	38.26	100.1
Pressure	(atm)	3.742	3.742 *	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	24.79	24.79	69.00	93.85	433.5
Mass Flow	(kg/h)	1036	1036	1245	2284	7950
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	1.285	1.285	1.248	2.536	7.929
Heat Flow	(kJ/h)	-6.230e+006	-6.799e+006	-1.927e+007	-2.648e+007	-1.212e+008
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.513e+005	-2.742e+005	-2.792e+005	-2.822e+005	-2.795e+005

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	PRETRATAMIENTO ACIDO/BASE.HSC
		Unit Set:	Multiset
		Date/Time:	Jul/2015

Workbook: C 3.1, Pretratamiento ácido/base (continued)

Material Streams (continued)

Fluid Pkg: All

Name		121	120	119	118	117
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	38.84	34.35	32.00	37.00	37.00
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	84.92	518.6	274.1	244.5	0.9925
Mass Flow	(kg/h)	1973	9933	5227	4706	24.45
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	2.161	10.10	5.352	4.751	1.628e-002
Heat Flow	(kJ/h)	-2.399e+007	-1.474e+008	-7.794e+007	-6.951e+007	-1.283e+005
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.825e+005	-2.843e+005	-2.843e+005	-2.843e+005	-1.293e+005

Name		116	115	114	113	112
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	32.00	32.00	42.00	42.00	42.00 *
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	1.106	275.2	266.6	2.663	269.3
Mass Flow	(kg/h)	27.24	5255	5637	388.4	6025
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	1.814e-002	5.370	5.448	0.2540	5.702
Heat Flow	(kJ/h)	-1.435e+005	-7.809e+007	-7.638e+007	-2.662e+006	-7.904e+007
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-1.298e+005	-2.837e+005	-2.865e+005	-9.998e+005	-2.935e+005

Name		111	110	109	107	106
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	37.00	25.00 *	37.00 *	80.00 *	25.00 *
Pressure	(atm)	1.000	1.000 *	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	245.5	3.699	239.8	251.4	266.0
Mass Flow	(kg/h)	4730	73.20 *	4927	6085	7439
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	4.767	6.513e-002	4.783	5.320	5.900
Heat Flow	(kJ/h)	-6.963e+007	-9.006e+005	-6.851e+007	-6.624e+007	-6.394e+007
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.836e+005	-2.435e+005	-2.857e+005	-2.635e+005	-2.404e+005

Name		105	104	103	102	101
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	72.93	72.93	72.93	121.0	121.0 *
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	131.9	8.911	140.8	28.12	28.12
Mass Flow	(kg/h)	3385	1488	4873	2843	2843
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	3.031	0.9726	4.003	1.970	1.970
Heat Flow	(kJ/h)	-3.972e+007	-9.748e+006	-4.947e+007	-1.737e+007	-1.737e+007
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-3.012e+005	-1.094e+006	-3.514e+005	-6.177e+005	-6.177e+005

Name		74	47	44	42	41
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	42.00	72.93	38.26	25.00	42.00
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow	(kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Heat Flow	(kJ/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.836e+005	-2.403e+005	-3.686e+005	-2.419e+005	-2.413e+005

Name		37	36	34	27	26
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	25.00	80.00	72.93	37.00	34.35
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow	(kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Heat Flow	(kJ/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.849e+005	-2.400e+005	-2.813e+005	-3.808e+005	-3.819e+005

Name		20	19	18	17	14
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature	(C)	59.66	35.00	35.00 *	32.00	80.00
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	6.024e-002	0.0000	292.4	0.0000	0.0000
Mass Flow	(kg/h)	2.599	0.0000	9316	0.0000	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	3.184e-003	0.0000	6.540	0.0000	0.0000
Heat Flow	(kJ/h)	-1.924e+004	0.0000	-8.403e+007	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-3.194e+005	-2.841e+005	-2.874e+005	-3.829e+005	-2.807e+005

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	PRETRATAMIENTO ACIDO/BASE.HSC
		Unit Set:	Multiset
		Date/Time:	Jul/2015

Workbook: C 3.1, Pretratamiento ácido/base (continued)

Material Streams (continued)

Fluid Pkg: All

Name		11				
Vapour Fraction		1.0000				
Temperature	(C)	35.00				
Pressure	(atm)	1.000				
Molar Flow	(kgmole/h)	0.0000				
Mass Flow	(kg/h)	0.0000				
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	0.0000				
Heat Flow	(kJ/h)	0.0000				
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-2.416e+005				

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	Xilosa-1	Vapor1	Vapor	Sales-lignina	Raquis Seco
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.4651	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.4314	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.8603	1.0000	0.9985	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.1260	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0137	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.3996
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.3030
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1035	0.2801
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0173
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0001	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	Raquis a secado	Raquis	NaOH	Lignina-sales	Levadura
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.6267	0.6267 *	0.6000 *	0.0000	0.6660 *
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.1492	0.1492 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.1131	0.1131 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.1045	0.1045 *	0.0000 *	0.0623	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0065	0.0065 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000 *	0.4000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.3340 *
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000 *	0.0000 *	0.9377	0.0000 *

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

Workbook: C 3.1, Pretratamiento ácido/base (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	H20	glucose-1	Glucosa	Etanol anhídro	Etanol
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.9953	0.9340
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.9985	0.9759	0.5625	0.0047	0.0655
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0005
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0224	0.0170	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0006	0.0018	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0002	0.0000	0.0444	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.3761	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	Enzímas	CO2(3)	CO2(2)	CO2(1)	Celulosa
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000 *	0.0840	0.0227	0.0251	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.9229 *	0.0262	0.0259	0.0193	0.0000
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000 *	0.8897	0.9514	0.9556	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.6642
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.1008
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.2001
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0349
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0771 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	Cal	Agua remojo	Acido diluido	Acido	132
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.3000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.7932 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.7000 *	1.0000 *	0.9816 *	0.0200 *	0.2068 *
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000 *	0.0000 *	0.0184 *	0.9800 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *

* Specified by user.

Workbook: C 3.1, Pretratamiento ácido/base (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	131	130	129	128	127
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.7929	0.9953	0.7929	0.0000	0.9953
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.2071	0.0047	0.2071	0.0000	0.0047
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	126	125	124	123	122
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.9340	0.9340	0.0022	0.4255	0.0001
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0655	0.0655	0.9976	0.5735	0.9798
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0130
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0005	0.0005	0.0000	0.0009	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0060
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0011
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000	0.0002	0.0001	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	121	120	119	118	117
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.3675	0.0732	0.0876	0.0571	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.6313	0.9096	0.9096	0.9097	0.0000
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0104	0.0000	0.0220	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0010	0.0011	0.0011	0.0011	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0048	0.0000	0.0101	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0009	0.0016	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

* Specified by user.

Workbook: C 3.1, Pretratamiento ácido/base (continued)

Compositions (continued)

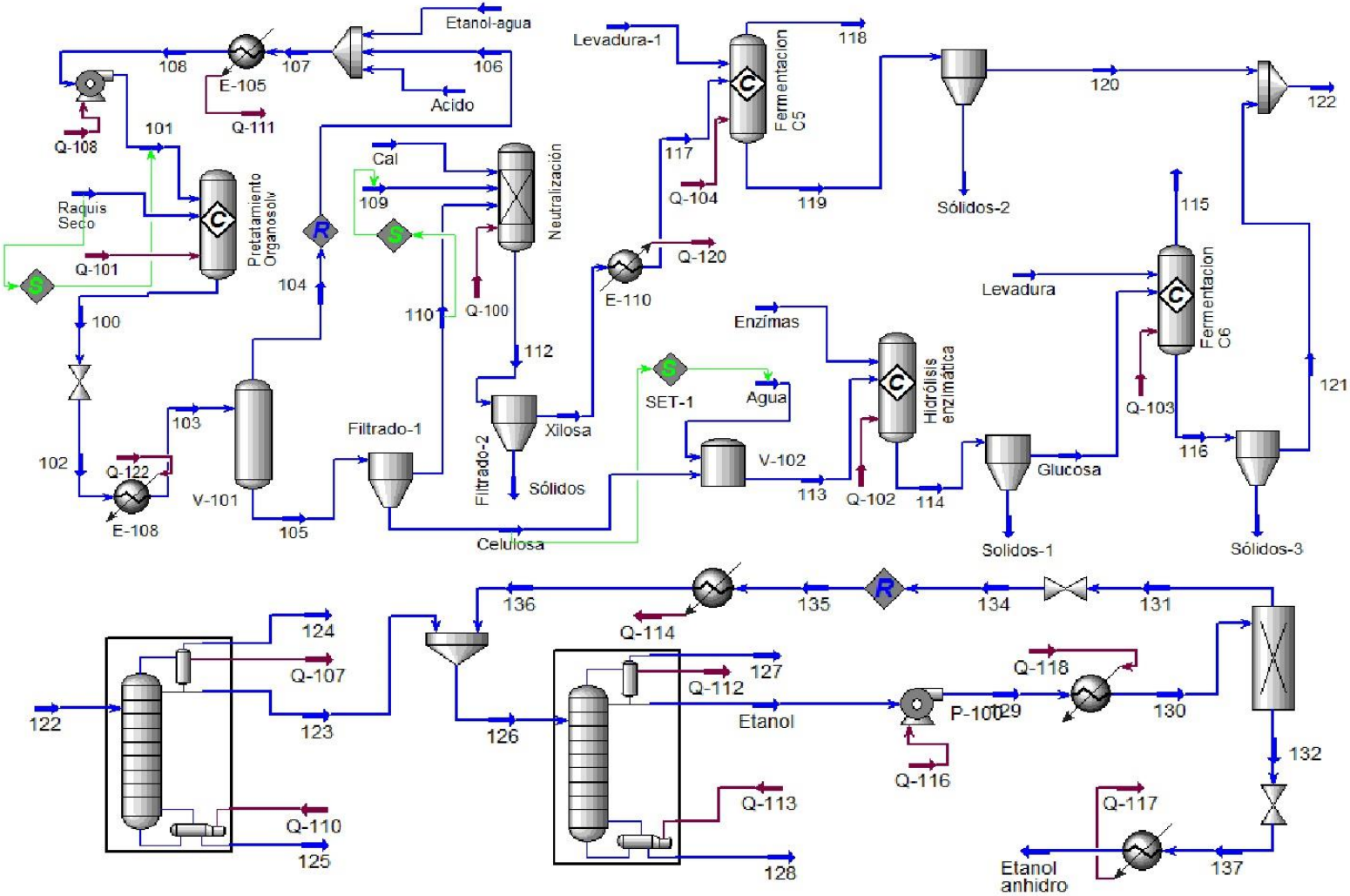
Fluid Pkg: All

Name	116	115	114	113	112
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.0872	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000	0.9049	0.8355	0.0000	0.7817
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.1630	0.0000	0.1525
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0190	0.0012
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.2881	0.0186
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.5719	0.0369
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0998	0.0064
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0016	0.0015	0.0000	0.0014
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	1.0000	0.0052	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0212	0.0014
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	111	110	109	107	106
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0885	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0820	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0568	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.9050	0.6660 *	0.8603	0.6966	0.4786
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0219	0.0000 *	0.1260	0.1020	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0011	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0100	0.0000 *	0.0137	0.0111	0.0145
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0991
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0150
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0197	0.0299
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0052
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0001	0.0000 *	0.0001	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0378
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.3200
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0052	0.3340 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000

Name	105	104	103	102	101
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.6549	0.0000	0.4549	0.0658	0.0658
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.1834	0.0000	0.1274	0.2183	0.2183
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0200	0.0000	0.0139	0.0238	0.0238
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.5606	0.1712	0.2934	0.2934
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0752	0.0230	0.0394	0.0394
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.3381	0.1032	0.1769	0.1769
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0261	0.0080	0.0136	0.0136
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.1063	0.0000	0.0738	0.1265	0.1265
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0001	0.0000	0.0001	0.0001	0.0001
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0354	0.0000	0.0246	0.0421	0.0421
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de Sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Tabla C 3.2 Simulación del proceso de producción de etanol con pretratamiento de organosolv



Fuente: Autor.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SIM ORGANOSOLV.HSC
		Unit Set:	Multiset
		Date/Time:	Jul/2015

Workbook: C 3.2, Pretratamiento organosolv

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		Xilosa	Sólidos-3	Sólidos-2	Sólidos	Solidos-1
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	45.00	32.00	37.00	45.00	40.00
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	262.4	1.998	1.390	6.430	2.901
Mass Flow	(kg/h)	5847	49.22	34.24	911.6	358.1
Liquid Volume Flow	(L/h)	5728	32.77	22.80	508.5	234.3
Heat Flow	(kJ/h)	-7.505e+007	-2.593e+005	-1.797e+005	-8.737e+005	-2.005e+005
Name		Raquis Seco	Levadura-1	Levadura	Glucosa	Etanol-agua
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	100.0 *	25.00 *	25.00 *	40.00	25.00 *
Pressure	(atm)	14.80 *	1.000 *	1.000 *	1.000	1.000 *
Molar Flow	(kgmole/h)	14.24 *	5.180	7.446	110.1	46.34
Mass Flow	(kg/h)	2240	102.5 *	147.4 *	2477	1059
Liquid Volume Flow	(L/h)	1464	91.22	131.1	2365	1154
Heat Flow	(kJ/h)	-3.445e+006	-1.261e+006	-1.813e+006	-3.166e+007	-1.315e+007
Name		Etanol anhidro	Etanol	Enzímas	Celulosa	Cal
Vapour Fraction		0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	78.15	50.59	25.00 *	94.00	25.00 *
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000 *	1.000	1.000 *
Molar Flow	(kgmole/h)	21.47	33.27	5.064	5.162	26.51
Mass Flow	(kg/h)	981.2	1398	95.03 *	834.6	685.0 *
Liquid Volume Flow	(L/h)	1231	1734	89.16	545.6	535.8
Heat Flow	(kJ/h)	-5.796e+006	-9.166e+006	-1.277e+006	-2.901e+006	-5.206e+006
Name		Agua	Acido	137	136	135
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	25.00 *	25.00 *	162.8	36.00 *	166.7 *
Pressure	(atm)	1.000 *	1.000 *	1.000 *	1.000	1.000 *
Molar Flow	(kgmole/h)	105.8	2.087	21.47	11.77	11.77 *
Mass Flow	(kg/h)	1906	204.7 *	981.2	415.5	415.5
Liquid Volume Flow	(L/h)	1910	110.6	1231	501.2	501.2
Heat Flow	(kJ/h)	-3.014e+007	-1.826e+006	-4.826e+006	-3.288e+006	-2.697e+006
Name		134	133	132	131	130
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	166.7	166.7 *	165.7	166.7 *	166.9 *
Pressure	(atm)	1.000 *	3.742 *	3.742 *	1.000 *	3.742
Molar Flow	(kgmole/h)	11.77	2.349e-002	21.47	11.77	33.27
Mass Flow	(kg/h)	415.4	1.034	981.2	415.4	1398
Liquid Volume Flow	(L/h)	501.2	1.253	1231	501.2	1734
Heat Flow	(kJ/h)	-2.697e+006	-9117	-4.826e+006	-2.697e+006	-7.532e+006
Name		129	128	127	126	125
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	50.73	99.79	50.59	35.35	100.2
Pressure	(atm)	3.742 *	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	33.27	72.91	4.598e-002	106.2	292.2
Mass Flow	(kg/h)	1398	1315	2.000	2715	5545
Liquid Volume Flow	(L/h)	1734	1319	2.441	3055	5488
Heat Flow	(kJ/h)	-9.165e+006	-2.036e+007	-1.586e+004	-2.997e+007	-8.182e+007
Name		124	123	122	121	120
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	35.24	35.24	35.49	32.00	37.00
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	0.1633	94.45	386.8	118.1	268.8
Mass Flow	(kg/h)	6.997	2300	7851	2301	5550
Liquid Volume Flow	(L/h)	8.470	2554	8050	2372	5678
Heat Flow	(kJ/h)	-6.125e+004	-2.668e+007	-1.100e+008	-3.355e+007	-7.646e+007
Name		119	118	117	116	115
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	37.00	37.00 *	37.00 *	32.00	32.00 *
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	270.2	8.577	262.4	120.1	6.396
Mass Flow	(kg/h)	5584	364.9	5847	2350	274.3
Liquid Volume Flow	(L/h)	5701	441.0	5728	2405	331.6
Heat Flow	(kJ/h)	-7.664e+007	-3.242e+006	-7.522e+007	-3.381e+007	-2.444e+006

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SIM ORGANOSOLV.HSC
		Unit Set:	Multiset
		Date/Time:	Jul/2015

Workbook: C 3.2, Pretratamiento organosolv (continued)

Material Streams (continued)

Fluid Pkg: All

Name		114	113	112	110	109
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	40.00 *	45.84	45.00 *	94.00	25.00 *
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000 *
Molar Flow	(kgmole/h)	113.0	110.9	268.8	51.10	189.1
Mass Flow	(kg/h)	2835	2740	6758	2667	3407
Liquid Volume Flow	(L/h)	2599	2455	6236	2276	3414
Heat Flow	(kJ/h)	-3.186e+007	-3.304e+007	-7.592e+007	-1.647e+007	-5.388e+007

Name		108	107	106	105	104
Vapour Fraction		0.0000 *	0.8479	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	80.84	87.50	94.00 *	94.00	94.00
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000 *	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	346.1	346.1	297.7 *	56.26	297.7
Mass Flow	(kg/h)	1.020e+004	1.020e+004	8938	3501	8940
Liquid Volume Flow	(L/h)	1.171e+004	1.171e+004	1.045e+004	2821	1.045e+004
Heat Flow	(kJ/h)	-9.682e+007	-8.509e+007	-7.011e+007	-1.937e+007	-7.013e+007

Name		103	102	101	100	79
Vapour Fraction		0.8411	0.2559	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	94.00 *	82.71	81.31	160.0 *	45.00
Pressure	(atm)	1.000	1.000 *	14.80 *	14.80	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	354.0	354.0	346.1	354.0	0.0000
Mass Flow	(kg/h)	1.244e+004	1.244e+004	1.020e+004	1.244e+004	0.0000
Liquid Volume Flow	(L/h)	1.327e+004	1.327e+004	1.171e+004	1.327e+004	0.0000
Heat Flow	(kJ/h)	-8.950e+007	-9.799e+007	-9.680e+007	-9.799e+007	0.0000

Name		56	47	36	33	27
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	94.00	45.84	40.00	160.0	37.00
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	14.80	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow	(kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid Volume Flow	(L/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Heat Flow	(kJ/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name		17	10	5		
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	0.0000		
Temperature	(C)	32.00	45.00	40.00		
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000		
Molar Flow	(kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000		
Mass Flow	(kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000		
Liquid Volume Flow	(L/h)	0.0000	0.0000	0.0000		
Heat Flow	(kJ/h)	0.0000	0.0000	0.0000		

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	Xilosa	Sólidos-3	Sólidos-2	Sólidos	Solidos-1
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.1309	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.3117	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0627	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.7643	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.1133	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0595	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2437
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2651
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.5574	0.3328
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1082
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0503
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SIM ORGANOSOLV.HSC
		Unit Set:	Multiset
		Date/Time:	Jul/2015

Workbook: C 3.2, Pretratamiento organosolv (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	Raquis Seco	Levadura-1	Levadura	Glucosa	Etanol-agua
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.3471 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000 *	0.6660 *	0.6660 *	0.7782	0.6529 *
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.2218	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.3996 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.3030 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.2801 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0173 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000 *	0.3340 *	0.3340 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *

Name	Etanol anhidro	Etanol	Enzímas	Celulosa	Cal
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.4000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.9947	0.9373	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0053	0.0620	0.8106 *	0.0000	0.6000 *
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0007	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.6970	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1137	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1428	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0464	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.1894 *	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000 *

Name	Agua	Acido	137	136	135
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000 *	0.0000 *	0.9947	0.8041	0.8041 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	1.0000 *	0.0000 *	0.0053	0.1959	0.1959 *
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000 *	1.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

Workbook: C 3.2, Pretratamiento organosolv (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	134	133	132	131	130
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.8041	0.0000	0.9947	0.8041	0.9373
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.1959	0.0000	0.0053	0.1959	0.0620
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0007
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	129	128	127	126	125
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.9373	0.0019	0.2779	0.4836	0.0001
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0620	0.9978	0.0168	0.5153	0.9434
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0200
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0007	0.0000	0.7053	0.0009	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0365
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0003	0.0000	0.0002	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	124	123	122	121	120
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0730	0.4257	0.1248	0.1160	0.1285
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0212	0.5730	0.8341	0.8782	0.8158
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0141	0.0000	0.0199
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.9058	0.0011	0.0011	0.0011	0.0011
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0258	0.0048	0.0345
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0002	0.0001	0.0000	0.0001
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

* Specified by user.

Workbook: C 3.2, Pretratamiento organosolv (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	119	118	117	116	115
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.1277	0.0434	0.0627	0.1135	0.0311
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.8108	0.0251	0.7643	0.8598	0.0191
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0198	0.0000	0.1133	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0011	0.9315	0.0000	0.0011	0.9498
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0343	0.0000	0.0595	0.0047	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0061	0.0000	0.0000	0.0209	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	114	113	112	110	109
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0177	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0420	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000	0.0543	0.1376	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.6799	0.6954	0.6612	0.2160	1.0000 *
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0980	0.2485	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.1938	0.0000	0.0515	0.1305	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0308	0.2123	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0335	0.0346	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0420	0.0435	0.0752	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0137	0.0141	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0768	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000	0.0001	0.0002	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.1905	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0063	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *

Name	108	107	106	105	104
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.6114	0.6114	0.6567 *	0.1048	0.6566
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.3684	0.3684	0.3432 *	0.1645	0.3432
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1892	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0994	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1662	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0271	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0340	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0111	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0201	0.0201	0.0000 *	0.0585	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0001	0.0001	0.0001 *	0.0001	0.0001
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.1451	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	SIM ORGANOSOLV.HSC
		Unit Set:	Multiset
		Date/Time:	Jul/2015

Workbook: C 3.2, Pretratamiento organosolv (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	103	102	101	100	79
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.5013	0.5013	0.6114	0.5013	0.3646
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.2929	0.2929	0.3684	0.2929	0.6354
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0533	0.0533	0.0000	0.0533	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0280	0.0280	0.0000	0.0280	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0468	0.0468	0.0000	0.0468	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0076	0.0076	0.0000	0.0076	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0096	0.0096	0.0000	0.0096	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0031	0.0031	0.0000	0.0031	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0165	0.0165	0.0201	0.0165	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0409	0.0409	0.0000	0.0409	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

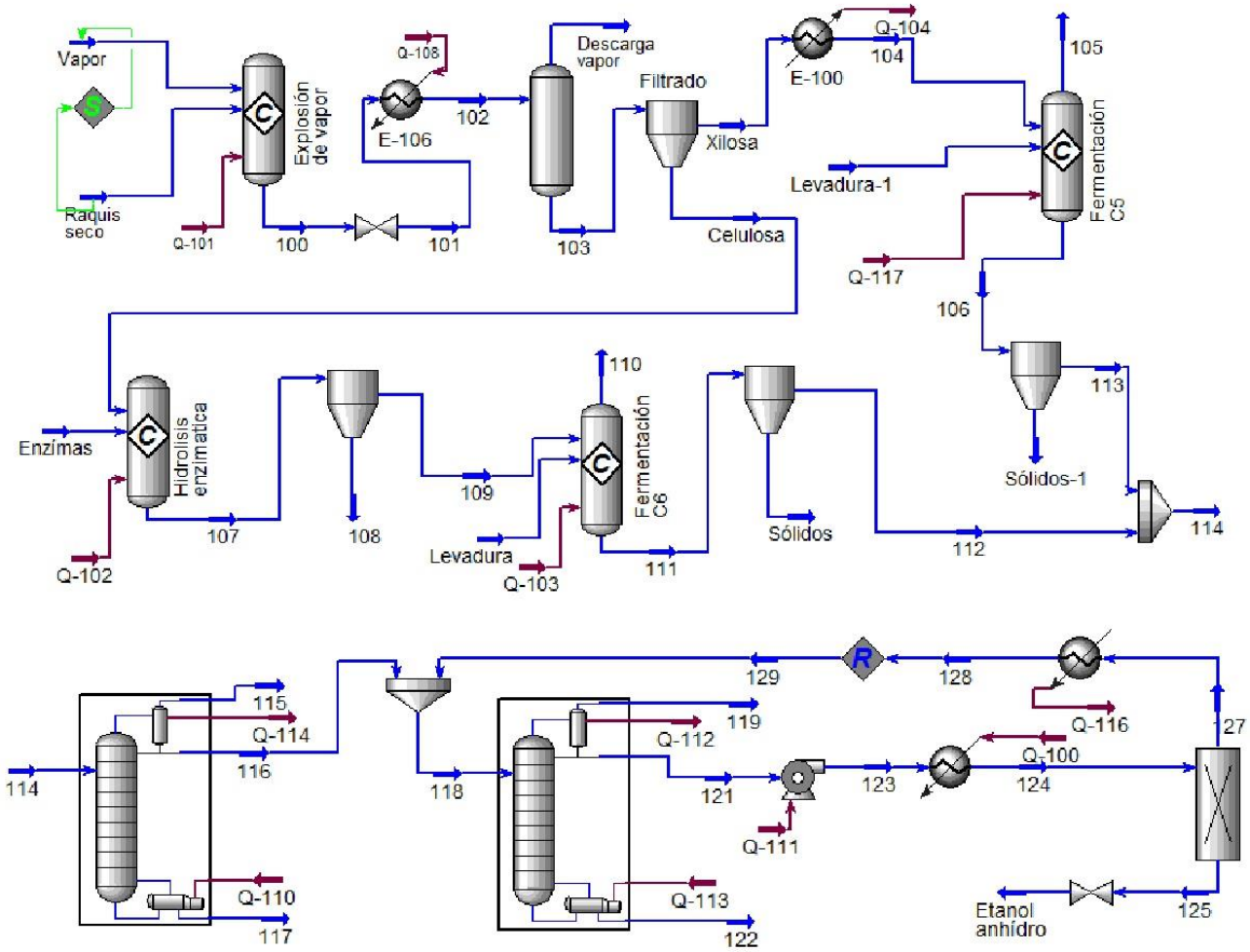
Name	56	47	36	33	27
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.6566	0.0000	0.0000	0.7640	0.0434
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.3432	1.0000	1.0000	0.2359	0.0251
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9315
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	17	10	5
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0311	0.3646	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0191	0.6354	1.0000
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.9498	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

Tabla C 3.3 Simulación del proceso de producción etanol con pretratamiento de explosión de vapor



aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	PRETRATAMIENTO EXPLOSION DE VAPOR.HSC
		Unit Set:	Multiset
		Date/Time:	Jul/2015

Workbook: C 3.3, Pretratamiento explosión de vapor

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name		Xilosa	Vapor	Sólidos-1	Sólidos	Raquis seco
Vapour Fraction		0.0000	1.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	100.5	210.0 *	37.00	32.00	100.0 *
Pressure	(atm)	1.000	18.83	1.000	1.000	20.03 *
Molar Flow	(kgmole/h)	298.4	860.4	15.50	0.9076	22.30 *
Mass Flow	(kg/h)	6098	1.550e+004	381.8	22.35	2385
Liquid Volume Flow	(L/h)	5925	1.553e+004	254.2	14.88	1609
Heat Flow	(kJ/h)	-8.389e+007	-2.033e+008	-2.004e+006	-1.178e+005	-5.693e+006
Name		Levadura-1	Levadura	Etanol anhídro	Enzímas	Descarga vapor
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	25.00 *	25.00 *	162.8	25.00 *	100.5
Pressure	(atm)	1.000 *	1.000 *	1.000 *	1.000 *	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	57.74	3.382	10.65	191.5	570.5
Mass Flow	(kg/h)	1143	66.93 *	487.0	3457 *	1.028e+004
Liquid Volume Flow	(L/h)	1017 *	59.55	611.2	3454	1.030e+004
Heat Flow	(kJ/h)	-1.406e+007	-8.233e+005	-2.392e+006	-5.429e+007	-1.365e+008
Name		Celulosa	129	128	127	126
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature	(C)	100.5	46.00 *	46.00 *	166.7 *	166.7 *
Pressure	(atm)	1.000	1.000 *	1.000	1.000 *	3.742 *
Molar Flow	(kgmole/h)	8.800	5.937 *	5.940	5.940	1.175e-002
Mass Flow	(kg/h)	1503	210.7	210.7	210.7	0.5171
Liquid Volume Flow	(L/h)	982.8	254.4	254.4	254.4	0.6266
Heat Flow	(kJ/h)	3.473e+005	-1.651e+006	-1.652e+006	-1.361e+006	-4561
Name		125	124	123	122	121
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature	(C)	165.7	166.9 *	50.67	99.33	50.54
Pressure	(atm)	3.742 *	3.742	3.742 *	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	10.65	16.60	16.60	28.67	16.60
Mass Flow	(kg/h)	487.0	698.2	698.2	519.2	698.2
Liquid Volume Flow	(L/h)	611.2	866.3	866.3	520.9	866.3
Heat Flow	(kJ/h)	-2.392e+006	-3.758e+006	-4.573e+006	-8.006e+006	-4.574e+006
Name		119	118	117	116	115
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	50.54	36.46	100.1	34.60	34.60
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	1.838e-002	45.29	497.9	39.35	7.453e-002
Mass Flow	(kg/h)	0.7998	1218	9138	1008	3.198
Liquid Volume Flow	(L/h)	0.9762	1388	9113	1134	3.871
Heat Flow	(kJ/h)	-6341	-1.276e+007	-1.392e+008	-1.111e+007	-2.797e+004
Name		114	113	112	111	110
Vapour Fraction		0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	35.17	37.00	32.00	32.00	32.00 *
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	537.3	342.8	194.5	195.4	3.987
Mass Flow	(kg/h)	1.015e+004	6537	3611	3634	170.7
Liquid Volume Flow	(L/h)	1.025e+004	6587	3664	3679	206.3
Heat Flow	(kJ/h)	-1.527e+008	-9.747e+007	-5.528e+007	-5.540e+007	-1.532e+006
Name		109	108	107	106	105
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature	(C)	50.00 *	50.00	50.00	37.00 *	37.00
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	(kgmole/h)	190.2	8.196	198.4	358.3	7.574
Mass Flow	(kg/h)	3738	1223	4960	6919	321.5
Liquid Volume Flow	(L/h)	3671	799.5	4471	6841	388.1
Heat Flow	(kJ/h)	-5.421e+007	1.774e+006	-5.243e+007	-9.947e+007	-2.887e+006
Name		104	103	102	101	100
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.6500 *	0.2366	0.0000
Temperature	(C)	37.00 *	100.5	100.5	100.2	210.0 *
Pressure	(atm)	1.000	1.000	1.000	1.000 *	18.83
Molar Flow	(kgmole/h)	298.4	307.2	877.6	877.6	877.6
Mass Flow	(kg/h)	6098	7601	1.789e+004	1.789e+004	1.789e+004
Liquid Volume Flow	(L/h)	5925	6908	1.721e+004	1.721e+004	1.721e+004
Heat Flow	(kJ/h)	-8.538e+007	-8.354e+007	-2.201e+008	-2.345e+008	-2.345e+008

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: PRETRATAMIENTO EXPLOSION DE VAPOR.HSC Unit Set: Multiset Date/Time: Jul/2015

Workbook: C 3.3, Pretratamiento explosión de vapor (continued)

Material Streams (continued)

Fluid Pkg: All

Name	78	75	73	72	23
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	50.00	100.5	37.00	50.00	210.0
Pressure (atm)	1.000	1.000	1.000	1.000	18.83
Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow (kg/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid Volume Flow (L/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Heat Flow (kJ/h)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	17
Vapour Fraction	1.0000
Temperature (C)	32.00
Pressure (atm)	1.000
Molar Flow (kgmole/h)	0.0000
Mass Flow (kg/h)	0.0000
Liquid Volume Flow (L/h)	0.0000
Heat Flow (kJ/h)	0.0000

Compositions

Fluid Pkg: All

Name	Xilosa	Vapor	Sólidos-1	Sólidos	Raquis seco
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.8657	1.0000 *	0.0000	0.0000	0.0608 *
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.1190	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0130	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.3753 *
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.2846 *
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.2630 *
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0163 *
Master Comp Mass Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0002	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0020	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000 *	1.0000	1.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000 *

Name	Levadura-1	Levadura	Etanol anhídro	Enzímas	Descarga vapor
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000 *	0.0000 *	0.9954	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.6659 *	0.6660 *	0.0046	0.9913 *	0.9992
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Oxygen)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0008
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.3341 *	0.3340 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0087 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.0000

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	PRETRATAMIENTO EXPLOSION DE VAPOR.HSC
		Unit Set:	Multiset
		Date/Time:	Jul/2015

Workbook: C 3.3, Pretratamiento explosión de vapor (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	Celulosa	129	128	127	126
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.8084 *	0.8082	0.8082	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0000	0.1916 *	0.1918	0.1918	0.0000
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	1.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.5477	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0177	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.4089	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0258	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0000

Name	125	124	123	122	121
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.9954	0.9381	0.9381	0.0059	0.9381
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0046	0.0611	0.0611	0.9923	0.0611
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0007	0.0007	0.0000	0.0007
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0018	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	119	118	117	116	115
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.2776	0.5404	0.0001	0.4844	0.0735
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0166	0.4580	0.9791	0.5137	0.0201
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0133	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.7058	0.0009	0.0000	0.0011	0.9063
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0061	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0007	0.0001	0.0009	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0014	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

aspentech	LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	PRETRATAMIENTO EXPLOSION DE VAPOR.HSC
		Unit Set:	Multiset
		Date/Time:	Jul/2015

Workbook: C 3.3, Pretratamiento explosión de vapor (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	114	113	112	111	110
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0482	0.0482	0.0482	0.0479	0.0152
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.9326	0.9226	0.9507	0.9448	0.0196
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0119	0.0185	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0004	0.0000	0.0011	0.0011	0.9652
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0055	0.0085	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0001	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0012	0.0019	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0062	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	109	108	107	106	105
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0455	0.0194
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.9076	0.0000	0.6839	0.8717	0.0260
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0175	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9545
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0924	0.0000	0.0696	0.0080	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.4192	0.1033	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0218	0.0054	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.5028	0.1239	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0317	0.0078	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0018	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0552	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0245	0.0060	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	104	103	102	101	100
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.8657	0.6945	0.8697	0.8697	0.8697
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.1190	0.0954	0.0406	0.0406	0.0406
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0130	0.0105	0.0044	0.0044	0.0044
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.1083	0.0460	0.0460	0.0460
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0035	0.0015	0.0015	0.0015
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0809	0.0344	0.0344	0.0344
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0051	0.0022	0.0022	0.0022
Master Comp Mass Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0002	0.0002	0.0006	0.0006	0.0006
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0020	0.0016	0.0007	0.0007	0.0007
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

Workbook: C 3.3, Pretratamiento explosión de vapor (continued)

Compositions (continued)

Fluid Pkg: All

Name	78	75	73	72	23
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0000	0.0000	0.2866	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2O)	1.0000	0.9992	0.7133	1.0000	0.9984
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Oxygen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000	0.0008	0.0001	0.0000	0.0015
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Name	17
Master Comp Mass Frac (hidroxido de ca	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato Calcio*)	0.0000
Master Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0152
Master Comp Mass Frac (H2O)	0.0196
Master Comp Mass Frac (XILOSA*)	0.0000
Master Comp Mass Frac (CO2)	0.9652
Master Comp Mass Frac (Glucosa*)	0.0000
Master Comp Mass Frac (CELULOSA*)	0.0000
Master Comp Mass Frac (HEMICELULO	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaSolida*)	0.0000
Master Comp Mass Frac (CENIZAS*)	0.0000
Master Comp Mass Frac (Oxygen)	0.0000
Master Comp Mass Frac (Nitrogen)	0.0000
Master Comp Mass Frac (H2SO4)	0.0000
Master Comp Mass Frac (Furfural)	0.0000
Master Comp Mass Frac (LigninaLiquida*	0.0000
Master Comp Mass Frac (Levadura*)	0.0000
Master Comp Mass Frac (Celulasa*)	0.0000
Master Comp Mass Frac (Sulfato de sodi	0.0000
Master Comp Mass Frac (NaOH)	0.0000

* Specified by user.

ANEXO D

Tabla D 4.1.1 *Costo de los equipos para los procesos de producción de biodiesel*

Equipo	Flujo		Volumen	Dimensiones		Material	Presión máxima	Espesor	Área	Precio aislante A	Volumen	Peso equipo	Precio uninario material	Precio material B	Costo equipo A+B
	Ton/hora	m3/hora	m3	Altura(m)	Diametro (m)		psi	mm	m2	USD	m3	Ton	US$/ton	USD	USD
Calentador de aceite	13,05	14,17	1,27	5	0,57				9,59	7373,74751				142845,334	150219,0819
Reactor	14,05	14,44	10,83	3,8	1,9	Acero inox	19,69	5	28,41	21855,6814	0,151	1,2	23400	248264,253	270119,9342
Calentador de aceite	0	0	1,54	5	0,63				10,62	8170,43091				190442,742	198613,1727
Reactor Refinación	15,14	16,13	1,61	2,02	1,01	Acero inox	17,39	5	8	6152,16629	0,042	0,34	23400	69869,1345	76021,30084
Calentador de aceite	12,46	13,53	1,16	5	0,54	ND			9,13	7019,66599				133054,981	140074,6465
Reactor esterificacion	15,26	16,73	16,73	4,4	2,2	Acero inox	20,4	5	37,96	29202,8728	0,201	1,6	23400	646782,996	675985,8685
Decantador	15,26	16,73	3,28	1	2,04	Acero	15,99	5	12,98	9985,09867	0,075	0,59	2054	10666,7056	20651,80424
Reactor neutralización	13,53	15,35	15,35	4,27	2,14	Acero inox	20,05	5	35,84	27574,0978	0,19	1,51	23400	610764,054	638338,1516
Decantador	13,53	15,35	11,21	1	3,78	Acero	15,95	5	34,29	26379,0727	0,205	1,61	2054	29273,6891	55652,7618
Calentador	13,53	15,41	0,6	5	0,39	ND			6,45	4957,14118				63079,6215	68036,76272
Columna de lavado	15,4	17,14	8,57	5,59	1,4	Acero inox	21,84	5	27,58	21218,3347	0,142	1,13	23400	234941,936	256160,2706
Calentador	2,57	2,57	0,62	5	0,4	ND			6,56	5045,66156				201295,34	206341,0017
Decantador agua	12,76	14,44	4,91	1	2,5	Acero inox	15,95	5	17,67	13596,7301	0,103	0,82	23400	169967,978	183564,7084
Economizador	12,51	14,21	5,02	7	0,96	ND			22,88	17597,8512	0,808			687776,783	705374,634
Calentador	12,51	14,21	0,49	5	0,35	ND			5,79	4452,57503				174154,992	178607,5672
Enfriador	12,5	14,19	4,01	7	0,85	ND			20,27	15597,2906				1086233,56	1101830,852
Reactor FFA	3,85	3,66	3,66	2,65	1,33	Acero inox	18,66	5	13,8	0	0,073	0,58	23400	120617,867	120617,8674
Decantador	3,85	3,66	4,91	1	2,5	Acero inox	16,19	5	17,67	0	0,103	0,82	23400	169967,978	169967,9783
Reactor Neutralizacion pH	3,91	3,71	0,62	1,47	0,73	Acero inox	16,89	5	4,22	0	0,022	0,18	23400	36895,2937	36895,29365
Economizador	3,91	3,71	4,25	7	0,88	ND			20,92	16093,0048	0,702			1125855,28	1141948,288
Calentador	3,91	3,71	1	5	0,5	ND			8,45	6497,39576				217733,574	224230,9701
Stripper	3,91	3,71	1,33	1,89	0,95	Acero inox	75,53	5	7,03	5408,59511	0,037	0,3	23400	61406,5864	66815,1815
Columna de rectificación	7,61	8,01	16,97	11,44	0,95	Acero inox			35,63	27405,9091				730629,498	758035,4071
Reboiler	5,77	5,77	1,05	5	0,52	ND			8,68	6674,43652				214741,586	221416,0221
Condensador	7,69	9,71	0,81	5	0,45	ND			7,55	5806,93681				210961,765	216768,7022

Costo Equipos sistema BDIE1	US$ 7882288,23	COP $ 14330 Millones
Costo Equipos sistema BDIE2	US$ 7645764,58	COP $ 13900 Millones
Costo Equipos sistema BDIE3	US$ 7409240,92	COP $ 13470 Millones
Costo Equipos sistema BDIE4	US$ 7013201,32	COP $ 12750 Millones

Tabla D 4.2.1 *Costo Equipos de la planta de producción de Hidrógeno*

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

Tabla D 4.2.2 Costo de equipos de la planta de producción Fischer-Tropsch.

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

Fuente: Autor.

Tabla D 4.2.3 Costo de equipos de la planta de producción de metanol.

EQUIPO	Número de Equipos Requeridos	Equipo base		Año Base	Costo Total en Año Base [US]	Exponente de escala	Equipo Escalado en 2012		Factor de Instalación	Costo Instalado 2012 [US]	Factor de Traslado	Costo Trasladado 2012 [US]	Fuente del Costo Base
		Costo [US]	Capacidad				Costo [US]	Capacidad					
Cargador con Ruedas	4	$ 25.100	680 kg	2012	$ 100.400	NA	$ 100.400	1440 ton	1,00	$ 100.400	1,00	$ 100.400	Caterpillar
Trituradora	1	$ 105.100	3181 ton/d	2007	$ 105.100	0,60	$ 80.793	1440 ton/d	2,63	$ 212.486	1,30	$ 276.232	Swanson et al. 2010
Tolvas	2	$ 61.400	3181 ton/d	2007	$ 122.800	0,60	$ 84.928	1440 ton/d	3,02	$ 256.482	1,30	$ 333.426	Swanson et al. 2010
Banda Transportadora	3	$ 20.800	3181 ton/d	2000	$ 62.400	0,60	$ 43.155	1440 ton/d	1,38	$ 59.555	1,30	$ 77.421	Swanson et al. 2010
Secador	3	$ 633.700	266,67 ton/d	2007	$ 1.901.100	0,60	$ 3.009.774	1440 ton/d	2,40	$ 7.223.459	1,30	$ 9.390.496	Swanson et al. 2010
Molino	1	$ 167.100	2223 ton/d	2007	$ 167.100	0,60	$ 128.454	564,24 ton/d	2,63	$ 337.835	1,30	$ 439.185	Swanson et al. 2010
Gasificador	1	$ 6.410.000	41,7 ton/h	2003	$ 6.410.000	0,70	$ 7.171.461	23,51 ton/h	2,35	$ 16.852.933	1,30	$ 21.908.813	Swanson et al. 2010
Ciclón	1	$ 24.900	2954 ton/d	2007	$ 24.900	0,66	$ 12.669	902,64 ton/d	1,20	$ 15.203	1,30	$ 19.763	Swanson et al. 2010
Intercambiador de Calor E-105	1	$ 10.600	74,47 ft2	2007	$ 10.600	0,60	$ 6.879	30,32 ft2	2,47	$ 16.991	1,30	$ 22.088	Philips et al. 2011
WGS	1	$ 136.600	927 ton/d	2007	$ 136.600	0,70	$ 149.185	902,64 ton/d	3,02	$ 450.537	1,30	$ 585.699	Swanson et al. 2010
Compresor	1	$ 1.176.900	25 bar; 180 ton/d	2007	$ 1.176.900	0,82	$ 1.276.836	bar; 1082 ton	1,20	$ 1.532.203	1,30	$ 1.991.864	Swanson et al. 2010
Reactor	1	$ 987.804	283816 lb/h	2007	$ 987.804	0,57	$ 871.487	188900 lb/h	2,47	$ 2.152.572	1,30	$ 2.798.344	Philips et al. 2011
Intercambiador de Calor E-107	1	$ 30.600	1446,53 ft2	2007	$ 30.600	0,60	$ 73.359	5172,65 ft2	2,47	$ 181.197	1,30	$ 235.556	Philips et al. 2011
Intercambiador E-108	1	$ 30.600	1446,53 ft2	2007	$ 30.600	0,60	$ 35.218	1530,35 ft2	2,47	$ 86.989	1,30	$ 113.086	Philips et al. 2011
Tanque de Separación V-100	1	$ 72.100	4274 ton/d	2007	$ 72.100	0,52	$ 54.831	2056 ton/d	3,02	$ 165.589	1,30	$ 215.266	Swanson et al. 2010
Tanque de Separación V-101	1	$ 72.100	4274 ton/d	2007	$ 72.100	0,52	$ 37.193,67	975 ton/d	3,02	$ 112.325	1,30	$ 146.022	Swanson et al. 2010
Columna 1	1	$ 633.530	78875 Kg/h	2000	$ 633.530	0,68	$ 580.617,56	34910 Kg/h	2,10	$ 1.219.297	1,30	$ 1.585.086	Aden et al. 2002
Condensador Columna 1	1	$ 15.530	3,7E5 kCal/h	2000	$ 15.530	0,68	$ 527.469,80	3,7E7 kCal/h	2,10	$ 1.107.687	1,30	$ 1.439.993	Aden et al. 2002
Rehervidor Columna 1	1	$ 33.845	4,21E6 kCal/h	2000	$ 33.845	0,68	$ 228.195,65	3,9E7 kCal/h	2,10	$ 479.211	1,30	$ 622.974	Aden et al. 2002
Bomba Condensador	1	$ 12.565	437 gpm	2000	$ 12.565	0,79	$ 13.847,15	300 gpm	2,80	$ 38.772	1,30	$ 50.404	Aden et al. 2002
Bomba Rehervidor	1	$ 12.565	437 gpm	2000	$ 12.565	0,79	$ 14.806,94	327 gpm	2,80	$ 41.459	1,30	$ 53.897	Aden et al. 2002
Tanque de condensados	1	$ 4.820	346 gal	2000	$ 4.820	0,72	$ 45.339,59	4500 gal	2,10	$ 95.213	1,30	$ 123.777	Aden et al. 2002
Columna 2	1	$ 633.530	78875 Kg/h	2000	$ 633.530	0,68	$ 550.965,99	32320 Kg/h	2,10	$ 1.157.029	1,30	$ 1.504.137	Aden et al. 2002
Condensador Columna 2	1	$ 15.530	3,7E5 kCal/h	2000	$ 15.530	0,68	$ 277.546,67	1,44E7 kCal/h	2,10	$ 582.848	1,30	$ 757.702	Aden et al. 2002
Rehervidor Columna 2	1	$ 33.845	4,21E6 kCal/h	2000	$ 33.845	0,68	$ 119.764,26	1,51E7 kCal/h	2,10	$ 251.505	1,30	$ 326.956	Aden et al. 2002
Bomba Condensador	1	$ 12.565	437 gpm	2000	$ 12.565	0,79	$ 8.781,54	168,56 gpm	2,80	$ 24.588	1,30	$ 31.965	Aden et al. 2002
Bomba Rehervidor	1	$ 12.565	437 gpm	2000	$ 12.565	0,79	$ 9.075,75	175,74 gpm	2,80	$ 25.412	1,30	$ 33.036	Aden et al. 2002
Tanque de condensados	1	$ 4.820	346 gal	2000	$ 4.820	0,72	$ 29.937,37	2528,4 gal	2,10	$ 62.868	1,30	$ 81.729	Aden et al. 2002
Bomba Metanol	1	$18.145,75	84353 lb/h	2007	$ 18.146	0,79	$ 12.210,39	44630 lb/h	2,47	$ 30.160	1,30	$ 39.208	Philips et. al 2011
Tanque almacenamiento Metanol	2	$391.181,43	604133 gal	2007	$ 782.363	0,51	$ 1.160.541,30	1200000 gal	1,40	$ 1.624.758	1,30	$ 2.112.185	Aden et al. 2002
Caldera	1	$ 1.450.500	4000 ton/d	2007	$ 1.450.500	0,80	$ 2.457.453,93	8061,05 ton/d	1,30	$ 3.194.690	1,30	$ 5.111.504	Swanson et al. 2010
										TOTAL		$ 52.528.215	

Tabla D 4.3.1 *Costos de los equipos del proceso de producción de etanol con pretratamiento acido/base*

CANTIDAD REQUERIDA	NOMBRE DE QUIPO	ESCALADO CON BASE EN	PROPIEDAD AÑO BASE	PROPIEDAD 2013	PROPIEDAD 2013-2	(2013/BASE)	COSTO ORIGINAL EQUIPO POR UNIDAD (USD)	COSTO TOTAL DE EQUIPOS AÑO BASE	AÑO BASE	EXPONENTE DE ESCALADO	COSTO ESCALADO AÑO BASE	INDICE DE COSTOS AÑO BASE	INDICE DE COSTOS 2013	COSTO AÑO 2013
1	BANDA TRANSPORTADORA	LONGITUD (m)	120,00	1	10	0,08	$ 400.000,00	$ 400.000,00	2000	0,6	$ 90.064,00	394,1	567,5	$ 129.691,25
1	TRANSPORTADOR DE TORNILLO TORTA	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00	2239,58756	22395,8756	0,23	$ 60.000,00	$ 60.000,00	2000	0,6	$ 24.740,59	394,1	567,5	$ 35.626,20
1	TRANSPORTADOR DE TORNILLO ALIMENTADOR CAL	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00	810	8100	0,08	$ 60.000,00	$ 60.000,00	2000	0,6	$ 13.440,03	394,1	567,5	$ 19.353,51
1	TRANSPORTADOR DE TORNILLO CELULOSA +LIGNINA (ANTES DE PRETRATAMIENTO	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00	1487,82879	14878,2879	0,15	$ 60.000,00	$ 60.000,00	2000	0,6	$ 19.357,13	394,1	567,5	$ 27.874,08
1	TRANSPORTADOR DE TORNILLO ANTES DE HIDRÓLISIS	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00	1110,17	11101,7	0,11	$ 60.000,00	$ 60.000,00	2000	0,6	$ 16.238,39	394,1	567,5	$ 23.383,12
1	TRANSPORTADOR DE TANQUE DE PURGA	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00	28428,7923	284287,923	2,90	$ 60.000,00	$ 60.000,00	2000	0,6	$ 113.648,66	394,1	567,5	$ 163.652,92
5	TRANSPORTADOR DE TORNILLO	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00		44762,3619	0,46	$ 60.000,00	$ 300.000,00	2000	0,6	$ 187.424,81	394,1	567,5	$ 269.889,82
1	TORRE DE DESTILACION CONCENTRADA	FLUJO (Kg/Hr)	56477,00	9933,0555	99330,555	1,76	$ 525.800,00	$ 525.800,00	1996	0,68	$ 771.905,66	381,7	567,5	$ 1.147.645,96
1	TORRE DE DESTILACIÓN RECTIFICADORA	FLUJO (Kg/Hr)	56477,00	2283,92281	22839,2281	0,40	$ 525.800,00	$ 525.800,00	1996	0,68	$ 284.086,93	381,7	567,5	$ 422.371,84
1	REACTOR FERMENTADOR DE XILOSA	VOLUMEN (m^3)	3644,00	300	3000	0,82	$ 493.391,00	$ 493.391,00	2010	0,6	$ 439.053,01	550,8	567,5	$ 452.364,89
1	REACTOR FERMENTADOR DE GLUCOSA	VOLUMEN (m^3)	3644,00	268	2680	0,74	$ 493.391,00	$ 493.391,00	2010	0,6	$ 410.322,26	550,8	567,5	$ 422.763,04
2	FERMENTADOR DE ETANOL	VOLUMEN (m^3)	3644,00	283,819581	2838,19581	0,78	$ 493.391,00	$ 986.782,00	2010	0,6	$ 849.375,27	550,8	567,5	$ 875.127,93
1	CONDENSADOR TORRE CONCENTRADORA	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	5939	59390	1,68	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1997	0,68	$ 78.900,00	386,5	567,5	$ 115.849,29
1	CONDENSADOR TORRE RECTIFICADORA	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	4675	46750	1,68	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1997	0,68	$ 78.900,00	386,5	567,5	$ 115.849,29
1	CONDENSADOR DE ETANOL ANHIDRIDO A ALMACENAJE	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	724,558978	7245,58978	1,68	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1997	0,68	$ 44.900,00	386,5	567,5	$ 65.926,91
1	STAR-UP RECT TORRE CONCENTRADORA	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	6142	61420	1,68	$ 86.174,00	$ 86.174,00	1997	0,68	$ 75.000,00	386,5	567,5	$ 110.122,90
1	STAR-UP RECT TORRE RECTIFICADORA	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	2306	23060	1,68	$ 86.174,00	$ 86.174,00	1997	0,68	$ 75.000,00	386,5	567,5	$ 110.122,90
1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DESPUES DE TORRE RECTIFICADORA	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	1036,45481	10364,5481	1,68	$ 35.477,00	$ 35.477,00	1997	0,68	$ 61.900,00	386,5	567,5	$ 90.888,10
1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE REFLUJO	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	311,329116	3113,29116	1,68	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1996	0,68	$ 58.600,00	381,7	567,5	$ 87.124,71
1	TRITURADOR	FLUJO (Kg/Hr)	98040,0000	6000	60000	0,61	$ 302.000,00	$ 302.000,00	2000	0,6	$ 224.934,31	394,1	567,5	$ 323.903,13
1	TANQUE DE PRETRATAMIENTO ACIDO	FLUJO (Kg/Hr)	271313,00	370,708416	3707,08416	0,01	$ 2.498.303,67	$ 2.498.304	2000	0,6	$ 190.100,09	394,1	567,5	$ 273.742,21
1	TANQUE DE PRETRATAMIENTO ALCALINO	FLUJO (Kg/Hr)	271313,00	7439,14685	74391,4685	0,27	$ 2.498.303,67	$ 2.498.304	2000	0,6	$ 1.149.414,69	394,1	567,5	$ 1.655.145,48
2	TANQUE DE PRETRATAMIENTO ALCALINO	FLUJO (Kg/Hr)	271313,00		30240,6273	0,11	$ 2.498.304,67	$ 4.996.609	2000	0,6	$ 1.339.514,78	394,1	567,5	$ 1.928.887,69
1	TAMICES MOLECULARES	FLUJO (Kg/Hr)	20491,00	1036,45481	10364,5481	0,51	$ 2.498.303,67	$ 2.498.304	1998	0,7	$ 1.550.373,29	389,5	567,5	$ 2.258.887,91
1	BOMBA DE ACIDO SULFÚRICO (ACIDO DILUIDO)	CAUDAL (m^3/Hr)	0,91	20	200	220,19	$ 34.446,00	$ 34.446,00	2000	0,79	$ 2.443.156,77	394,1	567,5	$ 3.518.120,95
1	BOMBA DE PRETRATAMIENTO ACIDO	CAUDAL (m^3/Hr)	0,91	1,969591	19,69591	21,68	$ 34.446,00	$ 34.446,00	2000	0,79	$ 391.466,60	394,1	567,5	$ 563.707,94
1	BOMBA DE NaOH	CAUDAL (m^3/Hr)	0,91	4,913636	49,13636	54,10	$ 34.446,00	$ 34.446,00	2000	0,79	$ 806.020,33	394,1	567,5	$ 1.160.661,09
1	BOMBA DE ACIDO SULFÚRICO (NEUTRALIZACIÓN GLUCOSA)	CAUDAL(m^3/Hr)	0,91	1,64	16,4	18,06	$ 34.446,00	$ 34.446,00	2000	0,79	$ 338.738,28	394,1	567,5	$ 487.779,69
4		CAUDAL(m^3/Hr)	0,91		64,1350492	70,61	$ 34.447,00	$ 137.788,00	2000	0,79	$ 3.979.381,98	394,1	567,5	$ 5.730.269,67
1	BOMBA DESPUES DE HIDROLISIS ENZIMATICA	CAUDAL(m^3/Hr)	227,10	5,7016	57,016	0,25	$ 14.859,67	$ 14.859,67	2000	0,79	$ 4.986,97	394,1	567,5	$ 7.181,18
1	BOMBA DESPUES DE TANQUE DE PURGA	CAUDAL(m^3/Hr)	227,10	19,6	196	0,86	$ 14.859,67	$ 14.859,67	2000	0,79	$ 13.227,61	394,1	567,5	$ 19.047,62
2		CAUDAL(m^3/Hr)	227,10		122,20134	0,538	$ 14.859,67	$ 29.719,33	2000	0,79	$ 18.214,58	394,1	567,5	$ 26.228,80
1	BOMBA DESPUES DE NEUT. XILOSA	CAUDAL(m^3/Hr)	227,10	5,319994	53,19994	0,23	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 10.341,80	394,1	567,5	$ 14.892,09
1	BOMBA ANTES REACTOR DE NEUTRALIZACION DE XILOSA	CAUDAL(m^3/Hr)	227,10	3,030764	30,30764	0,13	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 6.630,60	394,1	567,5	$ 9.547,99
1	BOMBA DE GLUCOSA ANTES DE HIDRÓLISIS	CAUDAL(m^3/Hr)	227,10	5,1	51	0,22	$ 34.446,00	$ 34.446,00	2000	0,79	$ 10.585,42	394,1	567,5	$ 15.242,89
1	BOMBA DESPUES DE REACTOR PRETRATAMIENTO ALCALINO	CAUDAL(m^3/Hr)	227,10	5,9	59	0,26	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 11.222,76	394,1	567,5	$ 16.160,65

Tabla D 4.3.1 *Costos de los equipos del proceso de producción de etanol con pretratamiento acido/base (Continuación)*

CANTIDAD REQUERIDA	NOMBRE DE QUIPO	ESCALADO CON BASE EN	PROPIEDAD AÑO BASE	PROPIEDAD 2013	PROPIEDAD 2013-2	(2013/BASE)	COSTO ORIGINAL EQUIPO POR UNIDAD (USD)	COSTO TOTAL DE EQUIPOS AÑO BASE	AÑO BASE	EXPONENTE DE ESCALADO	COSTO ESCALADO AÑO BASE	INDICE DE COSTOS AÑO BASE	INDICE DE COSTOS 2013	COSTO AÑO 2013
1	BOMBA HIDROLISIS ENZIMATICA	CAUDAL(m^3	227,10	4,791	47,91	0,21	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 9.520,57	394,1	567,5	$ 13.709,53
1	BOMBA DESPUES DE NEUT GLUCOSA LIGNINA + SAL	CAUDAL(m^3	227,10	6,5	65	0,29	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 12.115,13	394,1	567,5	$ 17.445,66
6	BOMBA DESPUES DE NEUT GLUCOSA LIGNINA + SAL	CAUDAL(m^3	227,10		51,4302785	0,23	$ 32.550,00	$ 195.300,00	2000	0,79	$ 60.416,27	394,1	567,5	$ 86.998,82
1	BOMBA ANTES DE FERMENTACION DE XILOSA	CAUDAL (m ³	370,63	4,782925	47,82925	0,13	$ 17.300,00	$ 17.300,00	1997	0,79	$ 3.431,97	386,5	567,5	$ 5.039,18
1	BOMBA DESPUES DE FERMENTACIÓN XILOSA	CAUDAL (m ³	370,63	4,767293	47,67293	0,13	$ 17.300,00	$ 17.300,00	1997	0,79	$ 3.423,11	386,5	567,5	$ 5.026,17
1	BOMBA ANTES DE TORRE RECTIFICADORA	CAUDAL (m ³	370,63	2,53605	25,3605	0,07	$ 17.300,00	$ 17.300,00	1998	0,79	$ 2.079,06	389,5	567,5	$ 3.029,19
1	BOMBA DESPUES D EFERMENTACIÓN DE GLUCOSA	CAUDAL (m ³	370,63	5,3698	53,698	0,14	$ 17.300,00	$ 17.300,00	1997	0,79	$ 3.760,56	386,5	567,5	$ 5.521,65
1	BOMBA ANTES DE FERMENTACION DE GLUCOSA	CAUDAL (m ³	370,63	5,4476	54,476	0,15	$ 17.300,00	$ 17.300,00	1997	0,79	$ 3.803,54	386,5	567,5	$ 5.584,76
1	BOMBA A TANQUE MIX V-100	CAUDAL (m ³	370,63	4,751016	47,51016	0,13	$ 17.300,00	$ 17.300,00	1997	0,79	$ 3.413,87	386,5	567,5	$ 5.012,61
1	BOMBA ANTES DE MIX V-100 (GLUCOSA)	CAUDAL (m ³	370,63	5,351729	53,51729	0,14	$ 17.300,00	$ 17.300,00	1997	0,79	$ 3.750,56	386,5	567,5	$ 5.506,97
1	BOMBA DE RECICLO	CAUDAL (m ³	370,63	0,374728	3,74728	0,01	$ 17.300,00	$ 17.300,00	1998	0,79	$ 459,01	389,5	567,5	$ 668,77
8	BOMBA DE RECICLO	CAUDAL (m ³	370,63		40,9571435	0,11	$ 17.300,00	$ 138.400,00	1998	0,79	$ 24.289,21	389,5	567,5	$ 35.389,29
1	BOMBA DE FONDOS TORRE RECTIFICADORA	CAUDAL (m ³	34,97	3,572	35,72	1,02	$ 4.916,00	$ 4.916,00	1998	0,79	$ 4.999,11	389,5	567,5	$ 7.283,68
1	BOMBA DE FONDOS TORRE CONCENTRADORA	CAUDAL (m ³	34,97	14,09	140,9	4,03	$ 4.916,00	$ 4.916,00	1998	0,79	$ 14.781,96	389,5	567,5	$ 21.537,26
2		CAUDAL (m ³	34,97		84,7245608	2,42	$ 4.916,00	$ 9.832,00	1998	0,79	$ 19.781,07	389,5	567,5	$ 28.820,94
1	BOMBA DE REFLUJO TORRE RECTIFICADORA	CAUDAL (m ³	99,24	5,796	57,96	0,58	$ 4.782,00	$ 4.782,00	1998	0,79	$ 3.126,79	389,5	567,5	$ 4.555,72
1	BOMBA DE REFLUJO TORRE CONCENTRADORA	CAUDAL (m ³	99,24	6,508	65,08	0,66	$ 4.782,00	$ 4.782,00	1998	0,79	$ 3.426,50	389,5	567,5	$ 4.992,40
2	BOMBA DE REFLUJO TORRE CONCENTRADORA	CAUDAL (m ³	99,24		61,4983538	0,62	$ 4.782,00	$ 9.564,00	1998	0,79	$ 6.553,29	389,5	567,5	$ 9.548,11
1	BOMBA DE TRANSFERENCIA(TANQUE DE ALMACENAMIENTO)	CAUDAL (m ³	73,58	0,90941	9,0941	0,12	$ 9.400,00	$ 9.400,00	1997	0,79	$ 1.802,22	386,5	567,5	$ 2.646,21
1	SEPARADOR S-L (CELULOSA+LIGNINA) DESPUES DE TANQUE DE LAVADO	FLUJO (Kg/H	50299,00	4872,5465	48725,465	0,97	$ 1.575.000,00	$ 1.575.000,00	2000	0,6	$ 1.545.249,25	394,1	567,5	$ 2.225.143,24
1	SEPARADOR S-L (CELULOSA) DESPUES DE PRET ALCALINO	FLUJO (Kg/H	50299,00	7439,14685	74391,4685	1,48	$ 1.575.000,00	$ 1.575.000,00	2000	0,6	$ 1.991.860,08	394,1	567,5	$ 2.868.258,29
1	SEPARADOR DESPUES DE HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA	FLUJO (Kg/H	50299,00	6025,21445	60252,1445	1,20	$ 1.575.000,00	$ 1.575.000,00	2000	0,6	$ 1.755.207,45	394,1	567,5	$ 2.527.480,91
3	SEPARADOR DESPUES DE HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA	FLUJO (Kg/H	50299,00		60762,0916	1,21	$ 1.575.000,00	$ 4.725.000,00	2000	0,6	$ 5.292.316,78	394,1	567,5	$ 7.620.882,44
1	SEPARADOR S-L (SALES Y LIGNINA) XILOSA	FLUJO (Kg/H	5195,00	6084,70744	60847,0744	11,71	$ 165.000,00	$ 165.000,00	1998	0,39	$ 430.783,50	389,5	567,5	$ 627.649,90
1	SEPARADOR MICROORGANISMOS DESPUES DE FERM. XILOSA	FLUJO (Kg/H	5195,00	4730,09913	47300,9913	9,11	$ 165.000,00	$ 165.000,00	1998	0,39	$ 390.485,56	389,5	567,5	$ 568.935,95
1	SEPARADOR S-L DESPUES DE NEUT GLUCOSA	FLUJO (Kg/H	5195,00	9315,8618	93158,618	17,93	$ 165.000,00	$ 165.000,00	1998	0,39	$ 508.630,69	389,5	567,5	$ 741.072,96
1	SEPARADOR DE MICROORGANISMOS DESPUES DE FERM. GLUCOSA	FLUJO (Kg/H	5195,00	5254,6417	52546,417	10,11	$ 165.000,00	$ 165.000,00	1998	0,39	$ 406.834,14	389,5	567,5	$ 592.755,78
4		FLUJO (Kg/H	5195,00		62086,0636	11,95	$ 165.000,00	$ 660.000,00	1998	0,39	$ 1.736.733,89	389,5	567,5	$ 2.530.414,59
1	TANQUE DE ACIDO SULFÚRICO	VOLUMEN (n	1647,00	20,029522	200,29522	0,12	$ 9.411,00	$ 9.411,00	1996	0,71	$ 2.108,48	381,7	567,5	$ 3.134,82
1	TANQUE ALMACENAMIENTO NAOH	CAUDAL (m ³	1647,00	4,913636	49,13636	0,03	$ 9.411,00	$ 9.411,00	1996	0,71	$ 777,46	381,7	567,5	$ 1.155,91
2		CAUDAL (m ³	1647,00		117,403796	0,07	$ 9.411,00	$ 18.822,00	1996	0,71	$ 2.885,94	381,7	567,5	$ 4.290,73
1	TANQUE DE PURGA	FLUJO (Kg/H	270300,00	74391,468	743914,68	2,75	$ 65.987,00	$ 65.987,00	1997	0,6	$ 121.133,60	386,5	567,5	$ 177.861,11
1	TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN DE GLUCOSA	VOLUMEN (n	174,89	15	150	0,86	$ 100.144,00	$ 100.144,00	1997	0,71	$ 89.802,12	386,5	567,5	$ 131.856,93
1	TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN DE XILOSA	VOLUMEN (n	174,89	7	70	0,40	$ 100.144,00	$ 100.144,00	1997	0,71	$ 52.273,48	386,5	567,5	$ 76.753,43
2	TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN DE XILOSA	VOLUMEN (n	174,89		107,82391	0,62	$ 100.144,00	$ 200.288,00	1997	0,71	$ 142.075,60	386,5	567,5	$ 208.610,36
1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO AGUA + ETANOL (MIX V-100)	VOLUMEN (n	1728,50	130	1300	0,75	$ 266.897,00	$ 266.897,00	1998	0,71	$ 218.020,94	389,5	567,5	$ 317.655,67
1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO Y MEZCLA (ENTRE TORRES)	VOLUMEN (n	1728,50	35	350	0,20	$ 266.897,00	$ 266.897,00	1998	0,71	$ 85.878,95	389,5	567,5	$ 125.125,30
2		VOLUMEN (n	1728,50		781,81065	0,45	$ 266.897,00	$ 533.794,00	1998	0,71	$ 303.899,89	389,5	567,5	$ 442.780,98
6	TANQUE DE HIDROLIZIS ENZIMÁTICA	VOLUMEN (n	3644,00	464	4640	1,27	$ 493.391,00	$ 2.960.346,00	1998	0,71	$ 3.514.387,12	389,5	567,5	$ 5.120.448,50
2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ETANOL	VOLUMEN (n	2286,90	50	500	0,22	$ 46.684,00	$ 93.368,00	1997	0,51	$ 42.998,84	386,5	567,5	$ 63.135,42

Tabla D 4.3.2 *Costos de los equipos del proceso de producción de etanol con pretratamiento de explosión de vapor*

NOMBRE DE QUIPO	ESCALADO CON BASE EN	PROPIEDAD AÑO BASE	PROPIEDAD 2013	PROPIEDAD 2013-2	(2013/BASE)	COSTO ORIGINAL EQUIPO POR UNIDAD (USD)	COSTO TOTAL DE EQUIPOS AÑO BASE	AÑO BASE	EXPONENTE DE ESCALADO	COSTO ESCALADO AÑO BASE	INDICE DE COSTOS AÑO BASE	INDICE DE COSTOS 2013	COSTO 2013
BANDA TRANSPORTADORA	LONGITUD (r	120,00	1	10	0,08	$ 400.000,00	$ 400.000,00	2000	0,6	$ 90.064,00	394,1	567,5	$ 129.691,25
TRANSPORTADOR DE TORNILLO ANTES DE PRETRATAMIENTO	FLUJO (Kg/H	98040,00	2384,68745	23846,87451	0,24	$ 60.000,00	$ 60.000,00	2000	0,6	$ 25.690,24	394,1	567,5	$ 36.993,68
TRANSPORTADOR DE TORNILLO A HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA	FLUJO (Kg/H	98040,00	1503,43623	15034,36229	0,15	$ 60.000,00	$ 60.000,00	2000	0,6	$ 19.478,71	394,1	567,5	$ 28.049,15
	FLUJO (Kg/H	98041,00		19238,01675	0,20	$ 60.001,00	$ 120.002,00	2000	0,6	$ 45.168,95	394,1	567,5	$ 65.042,83
TORRE DE RECTIFICACIÓN	FLUJO (Kg/H	56477,00	1217,92942	12179,2942	0,22	$ 525.800,00	$ 525.800,00	1996	0,68	$ 185.255,42	381,7	567,5	$ 275.432,15
TORRE CONCENTRADORA	FLUJO (Kg/H	56477,00	10148,5874	101485,874	1,80	$ 525.800,00	$ 525.800,00	1996	0,68	$ 783.255,92	381,7	567,5	$ 1.164.521,18
REACTOR FERMENTADOR C6	VOLUMEN (r	3644,00	7,0344	70,344	0,02	$ 493.391,00	$ 493.391,00	1998		$ 493.391,00	389,5	567,5	$ 718.868,79
REACTOR DE FERMENTADOR C5	VOLUMEN (r	3644,00	8,66268	86,6268	0,02	$ 493.391,00	$ 493.391,00	1998		$ 493.391,00	389,5	567,5	$ 718.868,79
	VOLUMEN (r	3644,00		6492,159049	1,78	$ 493.391,00	$ 986.782,00	2010	0,6	$ 1.395.428,82	550,8	567,5	$ 1.437.737,57
CONDENSADOR DE PSA A ALMACENAMIENTO	FLUJO (Kg/Hr)		486,96	4869,6	0,20	$ 86.174,00	$ 86.174,00	1997	0,68	$ 60.900,00	386,5	567,5	$ 89.419,79
CONDENSADOR ANTES DE FERMENTADOR C5	FLUJO (Kg/Hr)		6097,68	60976,81724	0,20	$ 86.174,00	$ 86.174,00	1997	0,68	$ 60.900,00	386,5	567,5	$ 89.419,79
CONDENSADOR	FLUJO (Kg/Hr)				0,20			1997	0,68	$ 121.800,00	386,5	567,5	$ 178.839,59
CONDENSADOR TORRE CONCENTRADORA	FLUJO (Kg/Hr)		2726	27260	0,20	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1997	0,68	$ 98.500,00	381,7	567,5	$ 146.446,82
CONDENSADOR TORRE RECTIFICADORA	FLUJO (Kg/Hr)		3494	34940	0,20	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1997	0,68	$ 98.500,00	381,7	567,5	$ 146.446,82
STAR-UP RECT TORRE CONCENTRADORA	FLUJO (Kg/Hr)		3276	32760	0,20	$ 86.174,00	$ 86.174,00	1997	0,68	$ 76.100,00	381,7	567,5	$ 113.143,18
STAR-UP RECT TORRE RECTIFICADORA	FLUJO (Kg/Hr)		1741	17410	0,20	$ 86.174,00	$ 86.174,00	1997	0,68	$ 87.300,00	381,7	567,5	$ 129.795,00
CALENTADOR ANTES DE PSA	FLUJO (Kg/Hr)		698,085612	6980,85612	0,20	$ 58.400,00	$ 58.400,00	1997	0,68	$ 64.200,00	386,5	567,5	$ 94.265,20
INTERCAMBIADOR REFLUJO	FLUJO (Kg/Hr)		210,60	2106,03872	0,20	$ 86.175,00	$ 86.175,00	1997	0,68	$ 45.600,00	386,5	567,5	$ 66.954,72
TRITURADOR	FLUJO (Kg/H	98040,00	2384,68745	23846,87451	0,24	$ 325.551,25	$ 325.551,25	2000	0,6	$ 139.391,49	394,1	567,5	$ 200.722,33
TAMISES MOLECULARES PSA	FLUJO (Kg/H	20491,00	698,085612	6980,85612	0,34	$ 2.700.000,00	$ 2.700.000,00	1998	0,7	$ 1.270.590,60	389,5	567,5	$ 1.851.245,61
BOMBA ANTES DEL TANQUE DE ALIVIO	FLUJO (Kg/H	50229,00	17885,133	178851,3301	3,56	$ 14.859,67	$ 14.859,67	2000	0,79	$ 40.525,07	394,1	567,5	$ 58.355,69
BOMBA DESPUES DEL TANQUE DE ALIVIO	FLUJO (Kg/H	50229,00	7601,11	76011,1	1,51	$ 14.859,67	$ 14.859,67	2000	0,79	$ 20.613,31	394,1	567,5	$ 29.682,96
BOMBA DESPUES DE HIDROLIZIS ENZIMÁTICA	FLUJO (Kg/H	50229,00	4960,17304	49601,73041	0,99	$ 14.859,67	$ 14.859,67	2000	0,79	$ 14.712,87	394,1	567,5	$ 21.186,39
BOMBA A TORRE 2	CAUDAL (m ³	136350,00	1217,92942	12179,29423	0,09	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 4.828,38	394,1	567,5	$ 6.952,82
BOMBA ANTES DE FERMENTACIÓN C6	FLUJO (Kg/H	381701,00	3737,64507	37376,45065	0,10	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 3.139,18	386,5	567,5	$ 4.609,27
BOMBA DE SALIDA DEL FERMENTADOR C5	FLUJO (Kg/H	381701,00	6918,890	69188,89957	0,18	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 5.106,14	386,5	567,5	$ 7.497,37

Tabla D 4.3.2 *Costos de los equipos del proceso de producción de etanol con pretratamiento de explosión de vapor (Continuación)*

NOMBRE DE QUIPO	ESCALADO CON BASE EN	PROPIEDAD AÑO BASE	PROPIEDAD 2013	PROPIEDAD 2013-2	(2013/BASE)	COSTO ORIGINAL EQUIPO POR UNIDAD (USD)	COSTO TOTAL DE EQUIPOS AÑO BASE	AÑO BASE	EXPONENTE DE ESCALADO	COSTO ESCALADO AÑO BASE	INDICE DE COSTOS AÑO BASE	INDICE DE COSTOS 2013	COSTO 2013
BOMBA DESPUES DE FERMENTACIÓN C6	FLUJO (Kg/H	381701,00	3633,82432	36338,2432	0,10	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 3.070,09	386,5	567,5	$ 4.507,83
BOMBA ANTES DE MIX 100 GLUCOSA	FLUJO (Kg/H	381701,00	3611,470	36114,7032	0,09	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 3.055,16	386,5	567,5	$ 4.485,91
BOMBA A FERMENTADOR C5	FLUJO (Kg/H	381701,00	6097,682	60976,8172	0,16	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 4.621,08	386,5	567,5	$ 6.785,16
BOMBA A TORRE CONCENTRADORA	FLUJO (Kg/H	381701,00	10148,587	101485,874	0,27	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 6.910,73	386,5	567,5	$ 10.147,07
BOMBA DE FONDOS TORRE CONCENTRADORA	CAUDAL (m ³	34,97	12,4	124	3,55	$ 4.916,00	$ 4.916,00	1998	0,79	$ 13.362,74	389,5	567,5	$ 19.469,46
BOMBA DE FONDOS TORRE RECTIFICADORA	CAUDAL (m ³	34,97	2,291	22,91	0,66	$ 4.916,00	$ 4.916,00	1998	0,79	$ 3.519,75	389,5	567,5	$ 5.128,27
BOMBA DE REFLUJO TORRE CONCENTRADORA	CAUDAL (m ³	99,24	1007	10070	101,47	$ 4.782,00	$ 4.782,00	1998	0,79	$ 183.916,34	389,5	567,5	$ 267.965,40
BOMBA DE REFLUJO TORRE RECTIFICADORA	CAUDAL (m ³	99,24	6018	60180	606,41	$ 4.782,00	$ 4.782,00	1998	0,79	$ 755.082,25	389,5	567,5	$ 1.100.151,93
BOMBA DE TRANSFERENCIA(TANQUE DE ETANOL)	FLUJO (Kg/H	18549,00	486,964436	4869,64436	0,26	$ 9.400,00	$ 9.400,00	1997	0,79	$ 3.267,97	386,5	567,5	$ 4.798,37
SEPARADOR SÓLIDO LÍQUIDOS DESPUES DE ALIVIO	FLUJO (Kg/H	50299,00	7601,11795	76011,1795	1,51	$ 1.531.637,00	$ 1.531.637,00	2000	0,6	$ 1.962.215,59	394,1	567,5	$ 2.825.570,53
SEPARADOR S-L ANTES DE FERMENTACIÓN C6	FLUJO (Kg/H	5195,00	4960,17304	49601,7304	9,55	$ 165.000,00	$ 165.000,00	1998	0,39	$ 397.785,86	389,5	567,5	$ 579.572,47
SEPARADOR S-L DESPUES DE FERMENTACIÓN C6 (LEVADURAS)	FLUJO (Kg/H	5195,00	3633,82432	36338,2432	6,99	$ 165.000,00	$ 165.000,00	1998	0,39	$ 352.328,29	389,5	567,5	$ 513.340,96
SEPARADOR S-L DESPUES DE FERMENTACIÓN C5	FLUJO (Kg/H	5195,00	6918,88996	69188,8996	13,32	$ 165.000,00	$ 165.000,00	1998	0,39	$ 452.918,21	389,5	567,5	$ 659.900,09
TANQUE DE ALIVIO	FLUJO (Kg/H	270300,00	17885,133	178851,33	0,66	$ 65.987,00	$ 65.987,00	1997	0,6	$ 51.504,61	386,5	567,5	$ 75.624,48
TANQUE DE ALMACENAMIENTO Y MEZCLA MIX 102	FLUJO (Kg/H	381700,00	1217,92942	12179,2942	0,03	$ 237.701,00	$ 237.701,00	1998	0,71	$ 20.596,81	389,5	567,5	$ 30.009,47
TANQUE DE ALMACENAMIENTO Y MEZCLA MIX 100	FLUJO (Kg/H	381700,00	10148,5874	101485,874	0,27	$ 237.700,00	$ 237.700,00	1998	0,71	$ 92.801,38	389,5	567,5	$ 135.211,25
TANQUE DE PRETRATAMIENTO DE VAPOR	FLUJO (Kg/H	67737,00	17885,133	178851,33	2,64	$ 493.391,00	$ 493.391,00	1998	0,71	$ 983.046,90	389,5	567,5	$ 1.432.295,54
TANQUE DE HIDROLIZIS ENZIMÁTICA	FLUJO (Kg/H	67737,00	4960,17304	49601,7304	0,73	$ 493.391,00	$ 493.391,00	1998	0,71	$ 395.464,53	389,5	567,5	$ 576.190,30
TANQUE DE LAMACENAMIENTO DE ETANOL	FLUJO (Kg/H	18549,00	486,964436	4869,64436	0,26	$ 46.684,00	$ 46.684,00	1997	0,51	$ 23.601,97	386,5	567,5	$ 34.654,89

Tabla D 4.3.3 *Costos de los equipos del proceso de producción de etanol con pretratamiento organosolv*

NOMBRE DE QUIPO	ESCALADO CON BASE EN	PROPIEDAD AÑO BASE	PROPIEDAD 2013-2	PROPIEDAD 2013	(2013/BASE)	COSTO ORIGINAL EQUIPO POR UNIDAD (USD)	COSTO TOTAL DE EQUIPOS AÑO BASE	AÑO BASE	EXPONENTE DE ESCALADO	COSTO ESCALADO AÑO BASE	INDICE DE COSTOS AÑO BASE	INDICE DE COSTOS 2013	COSTO 2013
TRANSPORTADOR DE TORNILLO RAQUIS SECO	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00	22395,88	2239,58756	0,23	$ 60.000,00	$ 60.000,00	2000	0,6	$ 24.740,59	394,1	567,5	$ 35.626,20
TRANSPORTADOR DE TORNILLO ALIMENTADOR CAL	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00	2740,00	274	0,03	$ 60.000,00	$ 60.000,00	2000	0,6	$ 7.013,90	394,1	567,5	$ 10.099,95
TRANSPORTADOR DE TORNILLO DESPUES DE TANQUE DE ALIVIO	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00	8345,90	834,59	0,09	$ 60.000,00	$ 60.000,00	2000	0,6	$ 13.683,37	394,1	567,5	$ 19.703,92
TRANSPORTADOR DE TORNILLO	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00	9885,05		0,10	$ 60.000,00	$ 180.000,00	2000	0,6	$ 45.437,87	394,1	567,5	$ 65.430,07
TORRE DE DESTILACION CONCENTRADORA	FLUJO (Kg/Hr)	56477,00	78511,03	7851,103	1,39	$ 525.800,00	$ 525.800,00	1996	0,68	$ 657.810,41	381,7	567,5	$ 978.012,59
TORRE DE DESTILACIÓN RECTIFICADORA	FLUJO (Kg/Hr)	56477,00	27149,57	2714,95681	0,48	$ 525.800,00	$ 525.800,00	1996	0,68	$ 319.526,34	381,7	567,5	$ 475.062,09
TORRES DE DESTILACIÓN	FLUJO (Kg/Hr)	56477,00	49299,59		0,87	$ 525.800,00	$ 1.051.600,00	1996	0,39	$ 997.308,53	389,5	567,5	$ 1.453.074,68
REACTOR FERMENTADOR DE XILOSA	VOLUMEN (m^3)	3644,00	300,00	30	0,08	$ 493.391,00	$ 2.960.346,00	2010	0,6	$ 661.710,77	550,8	567,5	$ 681.773,54
REACTOR FERMENTADOR DE GLUCOSA	VOLUMEN (m^3)	3644,00	335,00	33,5	0,09	$ 493.391,00	$ 3.947.128,00	2010	0,6	$ 942.673,01	550,8	567,5	$ 971.254,42
FERMENTADOR DE ETANOL	VOLUMEN (m^3)	3644,00	319,81		0,09	$ 493.391,00	$ 6.907.474,00	2010	0,6	$ 1.604.383,78	550,8	567,5	$ 1.653.027,96
CONDENSADOR TORRE CONCENTRADORA	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	57620,00	5762,00	0,09	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1996	0,68	$ 98.500,00	381,7	567,5	$ 146.446,82
CONDENSADOR TORRE RECTIFICADORA	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	69980,00	6998,00	0,09	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1996	0,68	$ 98.500,00	381,7	567,5	$ 146.446,82
CONDENSADOR DESPUES DE PSA	FLUJO (Kg/Hr)	N/A		981,15	0,09	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1996	0,68	$ 58.600,00	381,7	567,5	$ 87.124,71
CONDENSADOR DE RECUPERACIÓN ANTES DE PRET. ORGANOSOLV	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	102010,56	10201,06	0,09	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1996	0,68	$ 74.300,00	381,7	567,5	$ 110.466,99
CONDENSADOR DE FERMENTADOR C5	FLUJO (Kg/Hr)	N/A	58466,40	5846,64	0,09	$ 15.042,00	$ 15.042,00	1996	0,68	$ 79.300,00	381,7	567,5	$ 117.900,84
CONDENSADOR		N/A			0,09			1996	0,68	$ 212.200,00	381,7	567,5	$ 315.492,53
STAR-UP RECT TORRE CONCENTRADORA	FLUJO (Kg/Hr)		54570,00	5457,00	0,09	$ 86.174,00	$ 86.174,00	1997	0,68	$ 103.000,00	381,7	567,5	$ 153.137,28
STAR-UP RECT TORRE RECTIFICADORA	FLUJO (Kg/Hr)		34440,00	3444,00	0,09	$ 86.174,00	$ 86.174,00	1997	0,68	$ 87.600,00	381,7	567,5	$ 130.241,03
INTERCAMBIADOR DE CALOR DDESPUES DE TORRE RECTIFICADORA	FLUJO (Kg/Hr)	415,00	13976,30	1397,63	33,68	$ 35.477,00	$ 35.477,00	1996	0,68	$ 387.740,25	381,7	567,5	$ 576.480,46
INTERCAMBIADOR DE CALOR DE REFLUJO	FLUJO (Kg/Hr)	415,00	4154,53	415,45	10,01	$ 15.043,00	$ 15.043,00	1996	0,68	$ 72.053,70	381,7	567,5	$ 107.127,26
INTERCAMBIADOR DE CALOR	FLUJO (Kg/Hr)	415,00						1996	0,68	$ 459.793,95	382,7	567,5	$ 681.821,45
TRITURADOR	FLUJO (Kg/Hr)	98040	60000,00	6000	0,61	$ 325.551,25	$ 325.551,25	2000	0,6	$ 242.475,65	394,1	567,5	$ 349.162,48
TAMISES MOLECULARES PSA	FLUJO (Kg/Hr)	20491	13976,30	1397,63	0,68	$ 2.498.303,67	$ 2.498.303,67	1998	0,7	$ 1.911.285,51	389,5	567,5	$ 2.784.735,63
BOMBA DE TANQUE DE MEZCLADO	FLUJO (Kg/Hr)	1647	102010,56	10201,0556	61,94	$ 34.446,00	$ 34.446,00	2000	0,79	$ 896.975,32	394,1	567,5	$ 1.291.635,36
BOMBA DESPUES DE TANQUE ALIVIO	FLUJO (Kg/Hr)	50299	35011,09	3501,10885	0,70	$ 14.859,67	$ 14.859,67	2000	0,79	$ 11.160,91	394,1	567,5	$ 16.071,60
BOMBA DESPUES DE HIDROLISIS ENZIMÁTICA	FLUJO (Kg/Hr)	50299	28353,92	2835,39209	0,56	$ 14.859,67	$ 14.859,67	2000	0,79	$ 9.448,04	394,1	567,5	$ 13.605,08
Bomba de alimentación Pneumapress	FLUJO (Kg/Hr)	50299	31645,70		0,63	$ 14.859,67	$ 29.719,33	2000	0,79	$ 20.608,95	394,1	567,5	$ 29.676,67
BOMBA DE ETANOL+AGUA A MIX 100 (TANQUE MEZCLADOR)	FLUJO (Kg/Hr)	136350	10585,61	1058,56099	0,08	$ 14.859,67	$ 14.859,67	2000	0,79	$ 1.973,14	394,1	567,5	$ 2.841,30
BOMBA DE AVIDO SULFÚRICO A TANQUE MEZCLADOR	FLUJO (Kg/Hr)	136351	89387,95	8938,7946	0,66	$ 32.550,00	$ 32.550,00	2000	0,79	$ 23.317,46	394,1	567,5	$ 33.576,91
BOMBA TANQUE DE ALIVIO A MIX 100	FLUJO (Kg/Hr)	136350	89377,95	8937,7946	0,66	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 23.314,82	394,1	567,5	$ 33.573,11
BOMBA DE SEPARADOR A NEUTRALIZADOR DE XILOSA	FLUJO (Kg/Hr)	136350	26665,17	2666,5167	0,20	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 8.967,18	394,1	567,5	$ 12.912,65
BOMBA DESPUES DE NEUTRALIZACIÓN XILOSA	FLUJO (Kg/Hr)	136350	67582,03	6758,20295	0,50	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 18.695,06	394,1	567,5	$ 26.920,69
BOMBA DESPUES DE TANQUE DE LAVADO	FLUJO (Kg/Hr)	136350	27403,51	2740,35084	0,20	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 9.162,77	394,1	567,5	$ 13.194,30
BOMBA TANQUE DE MEZCLA MIX 105 TORRES	FLUJO (Kg/Hr)	136350	27149,57	2714,95681	0,20	$ 32.549,00	$ 32.549,00	2000	0,79	$ 9.095,63	394,1	567,5	$ 13.097,62
Bomba primaria	FLUJO (Kg/Hr)	136350	44771,78		0,33	$ 32.549,00	$ 227.843,00	2000	0,79	$ 94.526,06	394,1	567,5	$ 136.116,57
BOMBA DESPUES DE FERMENTACIÓN DE XILOSA	CAUDAL (m ^3/H	370,63	57,00	5,700	0,15	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 4.484,42	386,5	567,5	$ 6.584,49
BOMBA DESPUES DE SEPARADOR DE SALES	CAUDAL (m ^3/H	370,63	62,36	6,236	0,17	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 4.814,61	386,5	567,5	$ 7.069,32
BOMBA DESPUES DE MO XILOSA	CAUDAL (m ^3/H	370,63	56,70	5,670	0,15	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 4.465,76	386,5	567,5	$ 6.557,10

Tabla D 4.3.3 *Costos de los equipos del proceso de producción de etanol con pretratamiento organosolv (Continuación)*

NOMBRE DE QUIPO	ESCALADO CON BASE EN	PROPIEDAD AÑO BASE	PROPIEDAD 2013-2	PROPIEDAD 2013	(2013/BASE)	COSTO ORIGINAL EQUIPO POR UNIDAD (USD)	COSTO TOTAL DE EQUIPOS AÑO BASE	AÑO BASE	EXPONENTE DE ESCALADO	COSTO ESCALADO AÑO BASE	INDICE DE COSTOS AÑO BASE	INDICE DE COSTOS 2013	COSTO 2013
BOMBA ANTES DE FERMENTACION DE GLUCOSA	CAUDAL (m ^3/Hr)	370,63	23,65	2,365	0,06	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 2.238,16	386,5	567,5	$ 3.286,30
BOMBA DESPUES DE TANQUE FERMENTACION GLUCOSA	CAUDAL (m ^3/Hr)	370,63	24,50	2,45	0,07	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 2.301,47	386,5	567,5	$ 3.379,27
BOMBA ANTES DE MIX 102 GLUCOSA	CAUDAL (m ^3/Hr)	370,63	23,71	2,371	0,06	$ 19.680,00	$ 19.680,00	1997	0,79	$ 2.242,63	386,5	567,5	$ 3.292,87
Bomba de transferencia	CAUDAL (m ^3/Hr)	370,63	40,52		0,11	$ 19.680,00	$ 118.080,00	1997	0,79	$ 20.547,06	386,5	567,5	$ 30.169,35
BOMBA DE FONDOS TORRE CONCENTRADORA	CAUDAL (m ^3/Hr)	34,97	109,60	10,96	3,13	$ 4.916,00	$ 4.916,00	1998	0,79	$ 12.121,12	389,5	567,5	$ 17.660,42
BOMBA DE FONDOS TORRE RECTIFICADORA	CAUDAL (m ^3/Hr)	34,97	47,80	4,78	1,37	$ 4.916,00	$ 4.916,00	1998	0,79	$ 6.292,75	389,5	567,5	$ 9.168,51
BOMBA DE REFLUJO TORRE CONCENTRADORA	CAUDAL (m ^3/Hr)	99,24	63,80	6,38	0,64	$ 4.782,00	$ 4.782,00	1998	0,79	$ 3.373,15	389,5	567,5	$ 4.914,66
BOMBA DE REFLUJO TORRE RECTIFICADORA	CAUDAL (m ^3/Hr)	99,24	86,79	8,679	0,87	$ 4.782,00	$ 4.782,00	1998	0,79	$ 4.301,48	389,5	567,5	$ 6.267,24
BOMBA DE TRANSFERENCIA(TANQUE DE ALMACENAMIENTO)	CAUDAL (m ^3/Hr)	73,58	12,30	1,23	0,17	$ 9.400,00	$ 9.400,00	1997	0,79	$ 2.287,77	386,5	567,5	$ 3.359,15
SEPARADOR S-L DESPUES DE TANQUE DE ALIVIO (CELULOSA+LIGNINA)	FLUJO (Kg/Hr)	50299,00	35011,10	3501,11	0,70	$ 1.575.000,00	$ 1.575.000,00	2000	0,6	$ 1.267.267,80	394,1	567,5	$ 1.824.852,77
SEPARADOR S-L DESPUES DE HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA (RESIDUOS)	FLUJO (Kg/Hr)	50299,00	28353,90	2835,39	0,56	$ 1.575.000,00	$ 1.575.000,00	2000	0,6	$ 1.116.638,58	394,1	567,5	$ 1.607.948,22
Filtro Pneumapress	FLUJO (Kg/Hr)	50299,00	31612,37		0,63	$ 1.575.000,00	$ 3.150.000,00	2000	0,6	$ 2.383.906,39	394,1	567,5	$ 3.432.801,00
SEPARADOR S-L DEPSUES DE NEUTRALIZACIÓN DE XILOSA (SALES)	FLUJO (Kg/Hr)	5195,00	67582,00	6758,2	13,01	$ 165.000,00	$ 165.000,00	1998	0,39	$ 448.786,40	389,5	567,5	$ 653.880,05
SEPARADOR MO DESPUESS DE FERMENTACIÓN DE XILOSA	FLUJO (Kg/Hr)	5195,00	55840,00	5584	10,75	$ 165.000,00	$ 165.000,00	1998	0,39	$ 416.595,23	389,5	567,5	$ 606.977,64
SEPARADOR S-L DESPUES DE FERMENTACIÓN C6	FLUJO (Kg/Hr)	5195,00	23503,30	2350,33	4,52	$ 165.000,00	$ 165.000,00	1998	0,39	$ 297.266,40	389,5	567,5	$ 433.116,00
SEPARADOR DE FERMENTACION	FLUJO (Kg/Hr)	5195,00	46394,36		8,93	$ 165.000,00	$ 495.000,00	1998	0,39	$ 1.162.648,03	389,5	567,5	$ 1.693.973,70
TANQUE DE LAVADO	FLUJO (Kg/Hr)	98040,00	27403,51	2740,35084	0,28	$ 50.000,00	$ 50.000,00	2000	0,51	$ 26.099,70	394,1	567,5	$ 37.583,30
TANQUE DE ACIDO	FLUJO (Kg/Hr)	1647,00	2047,00	204,7	1,24	$ 9.411,00	$ 9.411,00	1996	0,71	$ 10.981,89	381,7	567,5	$ 16.327,54
TANQUE DE MEZCLADO MIX 102	FLUJO (Kg/Hr)	10647,00	78511,04	7851,10	7,37	$ 9.411,00	$ 9.411,00	1996	0,71	$ 38.878,12	381,7	567,5	$ 57.802,81
TANQUE DE MEZCLADO MIX 105 TORRES	FLUJO (Kg/Hr)	10647,00	27149,57	2714,96	2,55	$ 9.411,00	$ 9.411,00	1996	0,71	$ 18.292,63	381,7	567,5	$ 27.196,93
Tanque de ácidos		10647,00	107424,02		10,09	$ 9.411,00	$ 28.233,00	1996	0,39	$ 69.545,33	389,5	567,5	$ 101.327,27
TANQUE DE ALIVIO	FLUJO (Kg/Hr)	270300,00	124406,30	12440,6301	0,46	$ 65.987,00	$ 65.987,00	1997	0,6	$ 41.424,40	386,5	567,5	$ 60.823,66
TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN	FLUJO (Kg/Hr)	167050,00	67582,03	6758,20295	0,40	$ 100.144,00	$ 100.144,00	1997	0,71	$ 52.672,52	386,5	567,5	$ 77.339,34
TANQUE MEZCLADOR MIX 100 (RECUPERACIÓN)	FLUJO (Kg/Hr)	10648,00	102010,56	10201,06	9,58	$ 9.412,00	$ 9.412,00	1996	0,71	$ 46.823,04	381,7	567,5	$ 69.615,08
TANQUE DE ETANOL	FLUJO (Kg/Hr)	381700,00	10585,61	1058,56099	0,03	$ 266.897,00	$ 266.897,00	1998	0,71	$ 20.934,82	389,5	567,5	$ 30.501,95
TANQUE DE PRETRATAMIENTO DE ORGANOSOLV	FLUJO (Kg/Hr)	67737,00	124406,30	12440,6301	1,84	$ 493.391,00	$ 493.391,00	1998	0,71	$ 759.701,32	389,5	567,5	$ 1.106.881,90
TANQUE DE HIDROLISIS ENZIMATICA	FLUJO (Kg/Hr)	67737,00	28353,92	2835,39209	0,42	$ 493.391,00	$ 493.391,00	1998	0,71	$ 265.864,35	389,5	567,5	$ 387.363,34
Tanque de hidrólisis		67737,00	78751,22		1,16	$ 493.391,00	$ 986.782,00	1998	0,39	$ 1.046.500,49	389,5	567,5	$ 1.524.747,19
TANQUE DE LAMACENAMIENTO DE ETANOL	FLUJO (Kg/Hr)	18549,00	9811,54	981,154	0,53	$ 46.684,00	$ 93.368,00	1997	0,51	$ 67.474,64	386,5	567,5	$ 99.073,37