

**ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE LA PIRÓLISIS DE BIOMASA RESIDUAL
AGRÍCOLA EN SANTANDER: PERSPECTIVAS Y ESCENARIOS.**

**ANDREA LUCÍA CÁRDENAS GARCÍA
JENNY MARCELA SÁNCHEZ CARREÑO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2015

**ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE LA PIRÓLISIS DE BIOMASA RESIDUAL
AGRÍCOLA EN SANTANDER: PERSPECTIVAS Y ESCENARIOS.**

**ANDREA LUCÍA CÁRDENAS GARCÍA
JENNY MARCELA SÁNCHEZ CARREÑO**

**Trabajo de Grado para optar al título de
Ingeniero Químico**

Director:

María Paola Maradei García

Ing. Química Ph.D

Co-Director:

Humberto Escalante Hernández

Ing. Químico Ph.D

Reynel Rodríguez de la Vega

Ing. Químico

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2015

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	12
1. METODOLOGÍA.....	16
1.1. Etapa 1: Selección de residuos agrícolas.....	16
1.2. Etapa 2: Optimización de la red de suministro	17
1.3. Etapa 3: Diseño preliminar y evaluación técnico-económica	19
1.3.1. Diseño básico de la planta	19
1.3.2. Inversión Total de Capital [ITC]	20
1.3.3. Costo Total de Producción (CTP)	22
1.4. Análisis de rentabilidad: perspectivas y escenarios	25
2. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	26
2.1. Selección de residuos agrícolas.....	26
2.2. Optimización de la red de suministro	27
2.3. Diseño preliminar y evaluación técnico-económica	28
2.3.1. Diseño preliminar de la unidad de producción de biooil.....	28
2.3.2. Evaluación técnico-económica de la unidad de producción	33
2.4. Análisis de rentabilidad: perspectivas y escenarios.....	35
3. CONCLUSIONES.....	38
4. RECOMENDACIONES.....	39
REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA	40
BIBLIOGRAFÍA	43
ANEXOS.....	47

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Criterios de selección.....	17
Tabla 2. Condiciones de entrada para la simulación del proceso de pirólisis.	20
Tabla 3. Costos directos y costos indirectos de inversión..	21
Tabla 4. Factores para el costo de equipo.	22
Tabla 5. Costos de producción y gastos generales.	23
Tabla 6. Calificación de los residuos.	27
Tabla 7. Resultados de la optimización del costo de transporte para el bagazo de caña de panela.	29
Tabla 8. Resultados de la optimización del costo de transporte para raquis de palma de aceite.....	30
Tabla 9. Especificaciones de equipos.	34
Tabla 10. Indicadores para el raquis de palma de aceite.....	36
Tabla 11. Indicadores para el bagazo de caña de panela.	36
Tabla 12. Diferencias de criterios entre los escenarios.	37
Tabla 13. Propiedades físico-químicas, tradición y rendimiento de la biomasa.....	47
Tabla 14. Propiedades físico-químicas normalizadas de la biomasa.	48
Tabla 15. Matriz suministro para el bagazo de caña de panela y el raquis de palma de aceite.....	53
Tabla 16. Balances de masa en los equipos.....	56
Tabla 17. Balance de masa para 10000 kg/h.....	57
Tabla 18. Balance estequiométrico del combustor.	57
Tabla 19. Balance con exceso de aire en el combustor.	58
Tabla 20. Balances de energía.....	58
Tabla 21. Composición del biooil.	59
Tabla 22. Parámetros de ajuste para el polinomio del Cp del biooil.	63
Tabla 23. Capacidades caloríficas de gases en estado ideal para el biogás.	63
Tabla 24. Capacidades caloríficas de gases en estado ideal para el gas de combustión.	64
Tabla 25. Características del lecho y gas fluidizante.....	65

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de bloques de la metodología del proyecto.	16
Figura 2. Distribución geográfica de la biomasa en el departamento de Santander	18
Figura 3. Diagrama de bloques del proceso.	20
Figura 4. Diagrama de los criterios de selección.	26
Figura 5. Puntos de biomasa seleccionados	27
Figura 6. Diagrama de flujo del proceso de obtención de biooil.	31
Figura 7. ITC vs CTP para el raquis de palma de aceite.	35
Figura 8. ITC vs CTP para el bagazo de caña de panela.	35
Figura 9. Distribución de ITC para una planta de 10400 t de bagazo de caña/año	37
Figura 10. Distribución de CTP para una planta de 10400 t de bagazo de caña/año.	37
Figura 11. Resultados de la capacidad calorífica, C_p [kJ/kg°C] de la fase orgánica del biooil vs temperatura, T [°C].	62
Figura 12. Diagrama de la capacidad calorífica, C_p [kJ/kg°C] de la fase orgánica del biooil vs temperatura, T [°C].	62

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A: Procedimiento de selección de biomasa.....	47
ANEXO B: Optimización	52
ANEXO C: Balances de masa y energía	54
ANEXO D: Propiedades termodinámicas.....	61
ANEXO E: Cálculo velocidad de fluidización.....	65
ANEXO F: Algoritmo de programación.....	67

RESUMEN

TÍTULO: ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE LA PIRÓLISIS DE BIOMASA RESIDUAL AGRÍCOLA EN SANTANDER: PERSPECTIVAS Y ESCENARIOS.*

AUTORES: CÁRDENAS GARCÍA ANDREA LUCÍA
SÁNCHEZ CARREÑO JENNY MARCELA**

PALABRAS CLAVE: Pirólisis, lecho fluidizado, biooil, biomasa residual agrícola.

DESCRIPCIÓN:

El incremento de residuos agrícolas tanto domésticos como industriales ha creado la necesidad de buscarles una utilidad a través de nuevas tecnologías. La pirólisis es una técnica en desarrollo que surge como alternativa para un mejor manejo de los residuos. Esta consiste en la descomposición térmica de material orgánico a elevadas temperaturas en ausencia de oxígeno, sus productos son biochar, biooil y biogás. Tanto el biooil como el biochar han tomado gran importancia en la industria como sustituyentes de los combustibles fósiles tradicionales. Se presenta un estudio tecno-económico de la producción de biooil a partir de biomasa residual agrícola en Santander, Colombia. Dada la variedad existente de residuos orgánicos en la región, se tomaron como caso de estudio dos residuos agrícolas seleccionados por medio del método TOPSIS; raquis de palma de aceite y bagazo de caña de panela. Finalmente, se desarrolló una función de costos en función de la capacidad de planta y se determinó la mínima capacidad a la cual el precio del producto llega a ser competitivo en el mercado. Los resultados muestran que con el bagazo de caña de panela es posible obtener un balance positivo con una capacidad de planta de 10400 t/año para el cual el precio del biooil es de 1,06 USD/l y un valor presente para el último periodo del horizonte del proyecto de 708103 USD.

*Trabajo de grado

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: María Paola Maradei García, Ph.D; Codirector: Humberto Escalante Hernández, Ph.D., Reynel Rodríguez de la Vega, Ing Químico.

ABSTRACT

TITLE: TECHNO-ECONOMIC ANALYSIS OF BIOMASS FAST PYROLYSIS FROM AGRICULTURAL WASTES OF SANTANDER: PERSPECTIVES AND SCENARIOS.*

AUTHORS: CÁRDENAS GARCÍA ANDREA LUCÍA
SÁNCHEZ CARREÑO JENNY MARCELA**

KEYWORDS: Pyrolysis, fluidized bed, bio-oil, agricultural wastes.

DESCRIPTION:

The growth of agricultural residues makes necessary to find a solution to their management. Pyrolysis is a new technology that promises to be an alternative for a better handling of residue. It consists in the thermal decomposition of the organic matter at high temperatures in the absence of oxygen. The main products are bio-char, bio-oil and gas. As bio-oil, bio-char has being taken importance in the industry as substituents of fossil fuels. A techno-economic study of the bio-oil production from agricultural residues in Santander, Colombia is presented here. Two cases were taken as case of study palm empty fruit bunches and sugarcane bagasse, given by the big diversity of agricultural residues in the region. The biomass residues were selected using the multi-criteria method TOPSIS. Thereafter, a cost function was developed depending of plant capacity, the aim was obtain a minimum plant capacity. The results imply that with the sugar cane bagasse is possible to get a positive balance at a 10400 t/y plant capacity with a bio-oil price of 1,06 USD/l. The present value at the last period of the project life is 708103 USD.

*Thesis

**Physicochemical Engineering Department. Chemical Engineering. Director: María Paola Maradei García, Ph.D; Codirector. Humberto Escalante Hernández, Ph.D., Reynel Rodríguez de la Vega, Chemical Engineer.

INTRODUCCIÓN

Fuentes de energía basadas en la conversión de biomasa se ven como una posible solución al problema energético a nivel mundial [1]. Hay dos tipos de técnicas de conversión: las biológicas (fermentación y digestión anaerobia) y las termoquímicas (gasificación, combustión y pirólisis, entre otras). Diversos estudios se han realizado a fin de determinar qué tipo de biomasa es la adecuada para la conversión a combustible [2]. Sin embargo, al comparar el potencial energético de la biomasa y de los combustibles convencionales, las bajas eficiencias y la logística de transporte necesaria son las desventajas principales para la implementación de una planta bioenergética.

Actualmente, un tema de gran discusión es el uso de cultivos energéticos como posibilidad para la producción de energía; no obstante, esta alternativa puede necesitar grandes extensiones de tierra y finalmente terminar siendo competitivos con cultivos para suministro alimenticio [3].

Una alternativa viable como fuente de energía son los residuos producidos durante la explotación agrícola ya que pueden ser abundantes, su costo de producción es bajo y son relativamente sencillos de recolectar. Actualmente, la mayoría de estos residuos se manejan de forma inapropiada causando un impacto negativo al medio ambiente [4].

De acuerdo a los estudios realizados para cuantificar el potencial energético de estos residuos, se estima que Colombia por su posición geográfica y variedad de climas, ofrece condiciones favorables para el desarrollo de las actividades agropecuarias y por lo tanto, dispone de un abanico amplio de alternativas de fuentes de biomasa [5].

Dentro de los procesos de transformación posibles para valorizar energéticamente estos residuos está la pirólisis. La pirólisis es una técnica que consiste en la descomposición térmica de material orgánico a temperaturas relativamente elevadas (400-600°C) en atmósfera inerte. De acuerdo a las condiciones de

operación y según el producto que se desea obtener, existen diferentes tipos de pirólisis, la convencional o lenta que consiste en la degradación térmica e irreversible de los componentes orgánicos de la biomasa en ausencia de oxígeno, obteniéndose como producto principal un sólido conocido como biochar. Otro tipo de pirólisis son la pirólisis rápida y flash donde se favorecen la producción de líquidos (conocidos como biooil) o de gases. Existe igualmente, la pirólisis ultrarápida que favorece principalmente la producción de gases [6].

Para la producción de energía mediante la pirólisis rápida de residuos agrícolas en Santander, es necesario realizar un estudio de viabilidad económica que apoye la implementación de una planta bioenergética. Este tipo de estudio debe tener en cuenta no solamente de un análisis detallado de las etapas de pretratamiento y de conversión de la materia prima, sino los costos incurridos en logística (principalmente transporte y recolección de residuos). Estudios previos muestran análisis similares en diferentes zonas del país [7].

De manera general, los pretratamientos son de gran importancia para mejorar la eficiencia del proceso mediante el ajuste de las características físico-químicas de la biomasa en los rangos de operación requeridos por la etapa de conversión.

La humedad, según la literatura, es una de las condiciones que se debe controlar específicamente antes de entrar a la unidad de conversión. La humedad es inherente a la biomasa y, para ciertos tipos de residuos su contenido es elevado. En esos casos, ésta debe ser removida previamente hasta alcanzar niveles de humedad entre 5-10%p [8]. Las razones son puramente energéticas; a menor contenido de humedad, menor es la cantidad de energía utilizada en la evaporación del agua durante la etapa de pirólisis y mejor es la calidad del biooil [6]. El secado hace parte entonces de los pretratamientos de la biomasa cuando ésta se desea valorizar energéticamente por medio de la pirólisis.

Otro pretratamiento necesario para el mejoramiento de la eficiencia del proceso de pirólisis es la reducción de tamaño. En la práctica, la reducción de tamaño de partícula debe llevarse hasta un diámetro medio de 1-2 mm [8].

En cuanto a los costos logísticos dentro de los estudios económicos de viabilidad de un proceso de valorización energética de biomasa, existen algunos estudios ya realizados a nivel mundial que hacen referencia. Gao [9] propuso minimizar los costos del transporte de maleza (*Panicumvirgatum*) desde el campo hasta la planta teniendo en cuenta diversas condiciones de almacenamiento y sistema logístico. De igual manera el autor se focalizó en determinar el valor económico del pretratamiento de maleza en la cadena de abastecimiento. Se plantearon dos escenarios para resolver por medio de programación: el primero sólo tiene en cuenta los costos de transporte desde la zona de recolección hasta la biorefinería, en el segundo escenario tiene en cuenta los mismos costos de transporte del escenario uno y adiciona además los costos de pretratamiento. Se concluye que al minimizar los costos el escenario que tiene en cuenta el pretratamiento tiene una mejoría en eficiencias para diferentes capacidades de planta. Esto se evidenció en un ahorro de costos de 12-21%.

Bruglieri y Liberti [10] formularon modelos de programación matemática para la solución de los problemas derivados de la planificación y ejecución de un proceso de producción de energía con base en la quema de biomasa. Ellos utilizaron métodos de programación matemática lineal entera mixta integrada para el modelamiento del funcionamiento de un proceso de producción de energía basado en biomasa y métodos no lineales para la simplificación de la instalación de plantas de procesamiento para el proceso de producción. Los resultados muestran que el modelo no lineal no converge pero se puede utilizar un tipo especial de algoritmo para reformularlo a un modelo lineal que converja en el resultado deseado para circunstancias específicas de casos reales.

K.Q. Fan, P.F. Zhang, Z.J. Pei [11] proponen un modelo de evaluación para estudiar los costos de materias primas, el consumo de energía y las emisiones de CO₂ asociados a la recolección y transporte de la biomasa celulósica de una granja a los lugares de almacenamiento. Se estudiaron cuatro escenarios de logística para la recolección y transporte de residuos de maíz. Los resultados

muestran que los costos de materias primas dependen en gran parte de la capacidad de la planta.

Leboreiro y Hilaly [12] desarrollaron un modelo detallado basado en un factor de transporte adimensional para evaluar la economía de la recolección de biomasa, el transporte y el almacenamiento. Los dos elementos principales del modelo son los componentes de los costos de producción y transporte. En el primer paso, de acuerdo con “The Farm Model” se determinó un factor de transporte adimensional para un solo tamaño de la planta. En el segundo paso, el factor adimensional se utilizó en un modelo de transporte simplificado que logró escalar el costo de transporte en función de la capacidad de planta. El modelo de transporte simplificado junto con el modelo de costos de producción se combinan para realizar el análisis de optimización. Se concluye que el tamaño óptimo de las plantas es función de la infraestructura de transporte alrededor de la planta y que los costos asociados con el almacenamiento representan una parte significativa de los costos de producción.

El propósito de este estudio es desarrollar un modelo de evaluación técnico-económica de la conversión de residuos agrícolas de Santander a biooil a través de la pirólisis rápida; ésta región por su gran oferta agrícola permite la obtención de múltiples residuos de diferentes cultivos lo que garantiza un flujo constante de biomasa. Este proyecto de investigación se realiza dentro del grupo de investigación en tecnologías de valorización de residuos agrícolas (INTERFASE).

1. METODOLOGÍA

Esta investigación se estructuró en cuatro etapas: 1) Selección de los residuos agrícolas de la región de Santander disponibles para su tratamiento por pirólisis rápida, 2) Optimización de la red de suministro de biomasa del departamento, 3) Diseño conceptual preliminar y evaluación técnico-económica del proceso de conversión y 4) Análisis de rentabilidad: perspectivas y escenarios. En la Figura 1 se observa los pasos a seguir para desarrollar el objetivo propuesto.

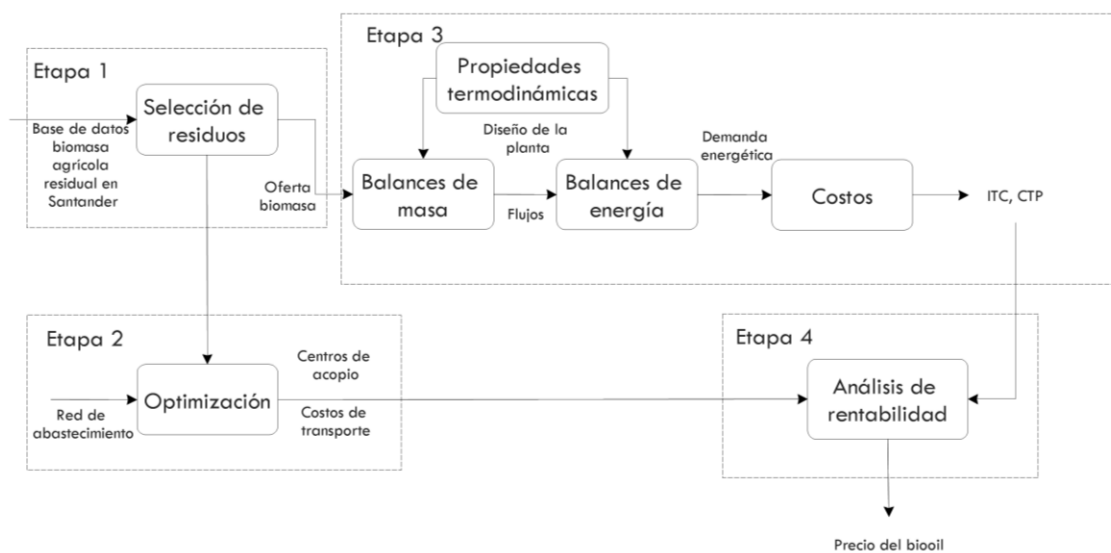


Figura 1. Diagrama de bloques de la metodología del proyecto.

1.1. Etapa 1: Selección de residuos agrícolas

El primer paso en este estudio es determinar para el departamento de Santander, aquellos residuos agrícolas idóneos para la conversión por pirólisis rápida dentro del abanico de alternativas disponibles. Uno de los principales criterios a considerar es la oferta del residuo: la biomasa como materia prima se debe encontrar en concentraciones y volúmenes suficientes para permitir la operación continua de una planta de pirólisis rápida a escala comercial. Además de la oferta,

otros criterios a considerar están relacionados con la naturaleza fisicoquímica de la biomasa que afectan directamente aspectos técnico-económicos de la tecnología de conversión, tales como la humedad y el contenido de lignina del residuo. Una metodología de análisis multicriterio TOPSIS fue implementada a fin de determinar los residuos idóneos para la conversión por pirólisis (Ver detalles en el Anexo A).

La información sobre las propiedades fisicoquímicas, distribución geográfica y rendimiento a biooil fue suministrado con base a estudios realizados previamente. La Tabla 1 muestra el efecto de los criterios tenidos en cuenta en el análisis multicriterio utilizado. En total se analizaron 67 residuos de 24 cultivos representativos [13 -16].

Identificador	Criterio	Atributo
X ₁	Humedad	▼
X ₂	Contenido de lignina	▼
X ₃	Rendimiento	▲
X ₄	Oferta de biomasa	▲
X ₅	Tradicación del cultivo	▲

Tabla 1. Criterios de selección ▼ No favorece ▲ Favorece

1.2. Etapa 2: Optimización de la red de suministro

Debido a la dispersión geográfica de la biomasa y a los costos de logística y transporte asociados para proveer la demanda de materia prima a la planta, se buscó optimizar una red de suministro que tiene en cuenta los residuos agrícolas que se encuentren ubicados lo suficientemente cerca de la posible biorefinería. Esto basado en permitir un transporte económico de los residuos.

Un modelo de programación fue diseñado con el objetivo de minimizar los costos de transporte desde los PB (Puntos de biomasa; zonas con acopio de residuos) hasta la planta, asumiendo que ésta se localiza en el PB con mejores características tanto de oferta de biomasa como accesibilidad en las vías. Así mismo, el modelo permite determinar los PB que se tendrán en cuenta para asegurar un flujo de biomasa constante a la planta de procesamiento (Ver detalles en el Anexo B).

La Figura 2 muestra la red de suministro de biomasa que consiste en un conjunto de PB con una oferta de residuo asignada y asociada a una matriz de origen-destino, que permite el cálculo de distancias, tiempos de viaje y costos de transporte entre pares de puntos hipotéticos. La información sobre rutas, oferta y costos de transporte entre los PB se obtuvo del trabajo de investigación en curso de doctorado del estudiante Reynel Rodríguez de la Vega, grupo de investigación en tecnologías de valorización de residuos agrícolas (INTERFASE).

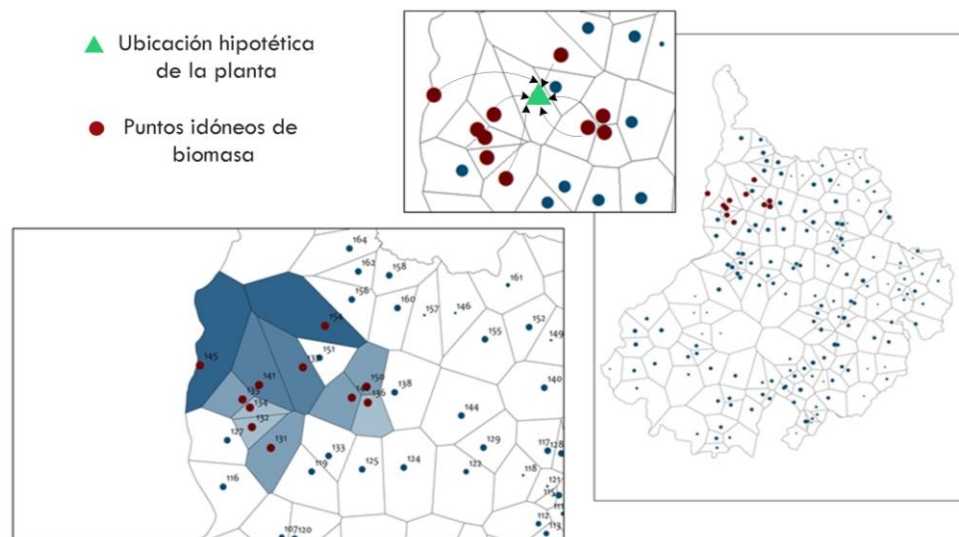


Figura 2. Distribución geográfica de la biomasa en el departamento de Santander.

1.3. Etapa 3: Diseño preliminar y evaluación técnico-económica

En esta etapa, se desarrolla un modelo de evaluación técnico-económica de la conversión de residuos agrícolas en productos combustibles valiosos a través de la pirólisis rápida. Un diseño preliminar de la planta fue construido a partir de información encontrada en la literatura especializada [17]. Para evaluar los efectos de la economía de escala, se estima una función de costos con respecto a la capacidad de la planta. Esta se obtiene mediante el cálculo de la inversión total de capital (ITC) y el costo total de producción (CTP). Los costos de materia prima son representados por los costos de recolección y transporte calculados a partir de la red de suministro óptima de acuerdo a la capacidad de la planta instalada.

1.3.1. Diseño básico de la planta

El proceso de pirólisis consiste en cuatro áreas principales: (1) pretratamiento; (2) conversión; (3) separación y (4) combustión del residuo sólido, tal y como se muestra en la Figura 3.

La etapa de conversión se realiza en un reactor de pirólisis en lecho fluidizado, seleccionado debido a su potencial escalamiento y flexibilidad operacional [18]. Ciclones de alta eficiencia remueven la materia sólida formada en gran parte por el residuo carbonizado [17]. Un tren de condensación separa la fase volátil de la fase gaseosa en esta corriente para la recuperación del biooil, mientras, el biogás y el residuo carbonizado son enviados al horno de combustión para proporcionar calor al proceso. La simulación fue implementada en Matlab R2013a con el fin de generar los datos de masa y energía necesarios para la evaluación técnico-económica. La descripción de los balances en los equipos así como el cálculo de las propiedades termodinámicas necesarias para los balances es ampliamente explicado en el Anexo C y D.

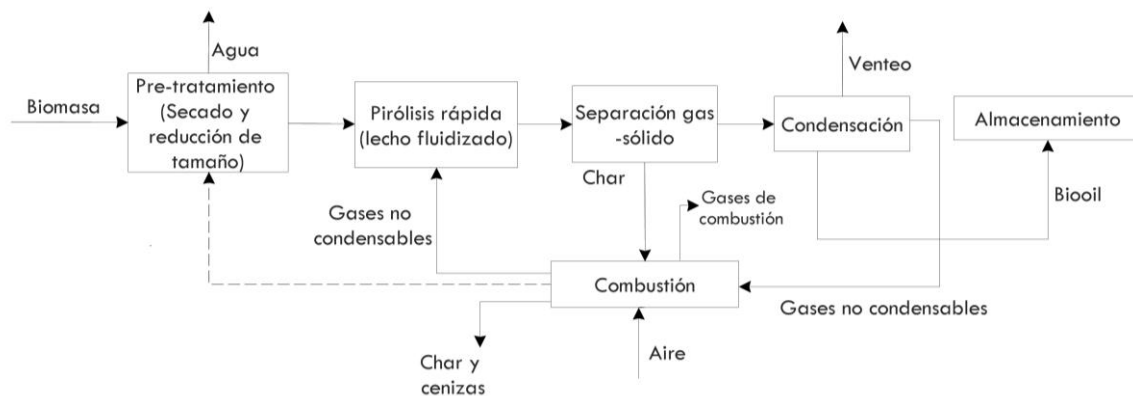


Figura 3. Diagrama de bloques del proceso. Adaptado de Truong et al. [18].

Los datos de entrada utilizados en la simulación del proceso por Matlab son presentados en la Tabla 2. La temperatura de reacción utilizada varía dependiendo de los datos de optimización del rendimiento de biooil para cada biomasa reportados en la bibliografía [13-16].

Condiciones de entrada	T (°C)	Presión
Entrada del secador	25°C	1 atm relativa
Salida del secador	100°C	
Reactor (lecho)	450-600°C	
Salida del sistema de condensación	25°C	

Tabla 2. Condiciones de entrada para la simulación del proceso de pirólisis.

1.3.2. Inversión Total de Capital [ITC]

Toda actividad económica requiere de una inversión, esta se puede descomponer en una inversión fija y una inversión de trabajo de acuerdo a la Ecuación 1. La división de esta inversión está relacionada al riesgo que implica, si el proyecto fracasara la inversión fija sería la más difícil de recuperar mientras que el capital de trabajo presenta un menor grado de riesgo [19].

$$\text{ITC} = \text{Inversión de Capital Fijo (ICF)} \\ + \text{Inversión de Capital de Trabajo (ICT)} \quad (\text{Ec. -1})$$

Donde el ICF es la suma de los costos directos e indirectos. La Tabla 3 presenta un listado de los tipos de costos directos e indirectos que comúnmente se tienen en cuenta en el análisis de factibilidad económica de un proceso químico a nivel industrial. Para el cálculo del ITC, la variable principal que se debe considerar es el costo de los equipos. Este se puede calcular teniendo en cuenta la escala de operación como lo muestra la Ecuación 2.

$$C_{\text{Eq}}^{[A]} = C_{\text{Eq}}^{[B]} * \left(\frac{\text{Capacidad}_A}{\text{Capacidad}_B} \right)^\alpha * \left(\frac{I_A}{I_B} \right) \quad (\text{Ec. -2})$$

Costos Directos [CD]	Costos Indirectos [CI]
Compra de Equipo [CE]	Ingeniería y supervisión (18% del CD)
Instalación del equipo (aislamiento y pintura) (39% del CE)	Gastos de construcción (18% del CD)
Instrumentación y control (18% del CE)	Contingencia (10% del ICF)
Tubería y cañería (instalación) (45% del CE)	
Electricidad (instalación) (25% del CE)	
Edificio, proceso y auxiliares (40% del CE)	
Instalación de servicios y mejora del terreno (70% del CE)	
Terreno (6% del CE)	

Tabla 3. Costos directos y costos indirectos de inversión. Adaptado de Peters y Timmerhaus [19].

Donde α es un factor de escala característico de cada equipo (ver Tabla 4). Según Peters y Timmerhaus, los valores reales de este factor en función a la capacidad y el material pueden variar desde 0,2 hasta 1,22, sin embargo en caso de no estar

disponible se utiliza 0,6. En cuanto a la Inversión de Capital de Trabajo (ICT), ésta generalmente representa entre el 10 – 20% del ITC [19].

Dado que el análisis económico requiere el uso de los costos para un mismo año. El costo de los equipos se actualiza a través del índice de costo de la planta de ingeniería química (CEPCI). De acuerdo con la revista Chemical Engineering el valor promedio de este índice para los primeros 9 meses del año 2014 es de 578 [20]. El costo de los equipos de referencia se obtuvo de bibliografía pertinente [17].

Equipo	Factor
Cortador	0,6
Secador rotatorio	0,76
Molino de martillo	0,6
Reactor, acero inoxidable	0,56
Tornillo sin fin	0,6
Ciclón	0,49
Intercambiador de calor, carcasa y tubo	0,44
Unidad flash, acero inoxidable	0,6
Precipitador electrostático	0,6
Tanque, acero inoxidable	0,6
Bomba, acero inoxidable	0,6
Cono almacenamiento residuo sólido	0,6
Ventilador centrífugo	0,59
Combustor	0,6

Tabla 4. Factores para el costo de equipo [19].

1.3.3. Costo Total de Producción (CTP)

Además de la inversión, otra parte importante es la estimación de los costos de operación de la planta. El CTP representa tanto los costos directos de servicios industriales y mano de obra, como los gastos generales (administrativos,

distribución del producto, etc.) [19]. La Tabla 5 presenta una lista de los costos a tener en cuenta para el cálculo del CTP representado en la Ecuación 3.

$$\text{CTP} = \text{Costos de Operación} + \text{Gastos Generales} \quad (\text{Ec.}-3)$$

1.3.3.1. Costo mano de obra (CMO)

La mano de obra requerida para el funcionamiento de la planta se estimó calculando la cantidad de hora-hombre necesaria para la producción del biooil. La Ecuación 4 muestra el costo total de mano de obra (CMO) acorde al salario mínimo legal vigente (SMLV) por hora. Para el año 2014 el SMLV en Colombia es 1,284 USD/hora [21].

$$\text{CMO} = h * \text{SMLV} \quad (\text{Ec.}-4)$$

Costos de Operación	Gastos Generales
Costos Directos de Producción	Administrativos (4% del CTP)
Mano de obra	Distribución (11% del CTP)
Servicios industriales	Investigación y desarrollo (5% del CTP)
Mantenimiento y reparación (6% del ICF)	Financiación (5% del ITC)
Suministros de operación (1% del ICF)	
Cargos Fijos	
Depreciación (10% del ICF)	
Impuestos locales (3% del ICF)	
Seguro (1% del ICF)	
Costos Generales (10% del CTP)	

Tabla 5. Costos de producción y gastos generales. Adaptado de Peters y Timmerhaus [19].

Se determina el total de hora-hombre al día (h) (Ecuación 5) en función de la capacidad de la planta a partir de las estimaciones propuestas por Peters y Timmerhaus [19] para el funcionamiento de una planta química en condiciones promedias.

$$h = \text{No. proceso} * (17,053 * F_{\text{biooil}}^{0,2247}) \quad (\text{Ec. -5})$$

F_{biooil} = cantidad de biooil producido al día, [t/día].

El número de procesos se define como cualquier unidad de operación, que tiene lugar en una o más unidades de equipo, por ejemplo, la reacción, destilación, evaporación, secado, filtración, etc. [19]. En este caso definimos 4 etapas de proceso (pre-tratamiento, conversión, recuperación del biooil y combustión).

1.3.3.2. Costo Servicios Industriales

La planta requiere de los servicios de electricidad, agua de enfriamiento y energía (calor). Con base a datos publicados en Jones [22], se construyó un modelo (Ecuación 6) que determina la cantidad de consumo eléctrico total de la planta (e) en función del flujo de biomasa alimentada (F_{Biomasa}).

$$e \left[\frac{\text{kWh}}{\text{t}} \right] = 0,3119 * F_{\text{Biomasa}} \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right] + 8,441 \quad (\text{Ec. -6})$$

El costo de la electricidad que se tuvo en cuenta concierne al año 2014 para la región de Santander y corresponde a 0,2554 USD/kWh [23].

A partir de los balances de energía se determina el requerimiento térmico de la planta. El precio para el agua de enfriamiento y calor demandado corresponde a

4,43 USD/GJ y 5,00 USD/GJ respectivamente [17]. Este último será utilizado en caso de que la planta no sea energéticamente auto-sostenible.

1.4. Análisis de rentabilidad: perspectivas y escenarios

Se plantean dos escenarios con el propósito de abarcar las diferentes posibilidades que se pueden presentar en la planeación de una planta bioenergética de acuerdo a la oferta de la biomasa y sus propiedades fisicoquímicas. Cada uno de ellos comprende la puesta en marcha de la planta con alimentación exclusiva de los residuos seleccionados; ya sea con el bagazo de la caña de panela o raquis de palma de aceite.

Un diagrama de flujo de caja es construido para calcular el precio mínimo de venta del biooil, definido como el valor del producto necesario para un Valor Presente Neto (VPN) igual a cero con una tasa interna de retorno del 10% [22]. Todos los costos fueron calculados con base al año 2014. Se proyectó la operación de la planta con un horizonte de 10 años, para los cuales el incremento de la oferta de biomasa seleccionada se determinó de acuerdo a la tendencia de crecimiento a lo largo de los últimos 10 años [24].

El precio mínimo de venta del biooil se compara con el precio en el mercado del biodiesel de 1,09 USD/l establecido para el año 2014 [25], debido a que este sería la competencia directa del biooil como fuente de energía renovable.

2. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

2.1. Selección de residuos agrícolas

Se utilizan los valores normalizados de los atributos utilizados para evaluar la diferencia entre los residuos. El residuo cuyo polígono abarque mayor área será el idóneo para su transformación por pirólisis. De la Figura 4 se puede observar que el bagazo de la caña de panela y el raquis de la palma de aceite tienen una sección representativa y fueron los residuos seleccionados como caso de estudio debido al alcance de este proyecto.

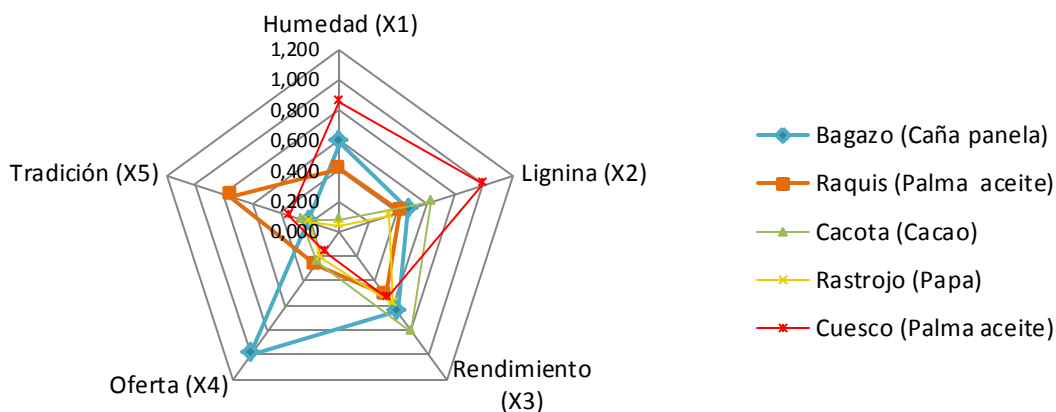


Figura 4. Diagrama de los criterios de selección.

En la Tabla 6 se presentan los resultados finales del proceso de selección utilizando el análisis multicriterio. El score es la calificación del residuo considerando los criterios presentados anteriormente con sus respectivos pesos ($w_1 = 0,1283$, $w_2 = 0,0541$, $w_3 = 0,2591$, $w_4 = 0,3823$, $w_5 = 0,1761$, ver Anexo A). El método TOPSIS permite calcular la distancia entre las alternativas ideales y anti-ideales; la distancia positiva toma significado como la cercanía a la solución ideal, es decir a menor distancia, más cercana estará la solución. Por otro lado la distancia negativa representa la cercanía a la peor solución posible.

Cultivo	Residuo	Score	Distancia +	Distancia -
Caña Panela	Bagazo	0,841	0,0564	0,2977
Palma	Raquis	0,314	0,2173	0,0996
Cacao	Cacota	0,282	0,228	0,0895
Papa	Rastrojo	0,233	0,2404	0,0731

Tabla 6. Calificación de los residuos.

2.2. Optimización de la red de suministro

La red de suministro fue utilizada mediante el método MILP, en donde se buscaba minimizar el costo de transporte de un determinado producto desde los orígenes a los destinos. La restricción del problema fue satisfacer la demanda de cada destino sin superar la oferta disponible en cada región (ver Anexo B).

Al construir el modelo de optimización con la distancia entre puntos de biomasa, la oferta en cada uno de ellos y el costo asociado al transporte entre diferentes puntos, se garantiza la minimización en los gastos de transporte. La Figura 5 representa los PB de la caña de panela (a) y de raquis de palma (b) que abastecerán a cada planta, el punto 47 es la ubicación virtual de dicha planta usando de bagazo de caña y el punto 138 para la planta usando raquis.

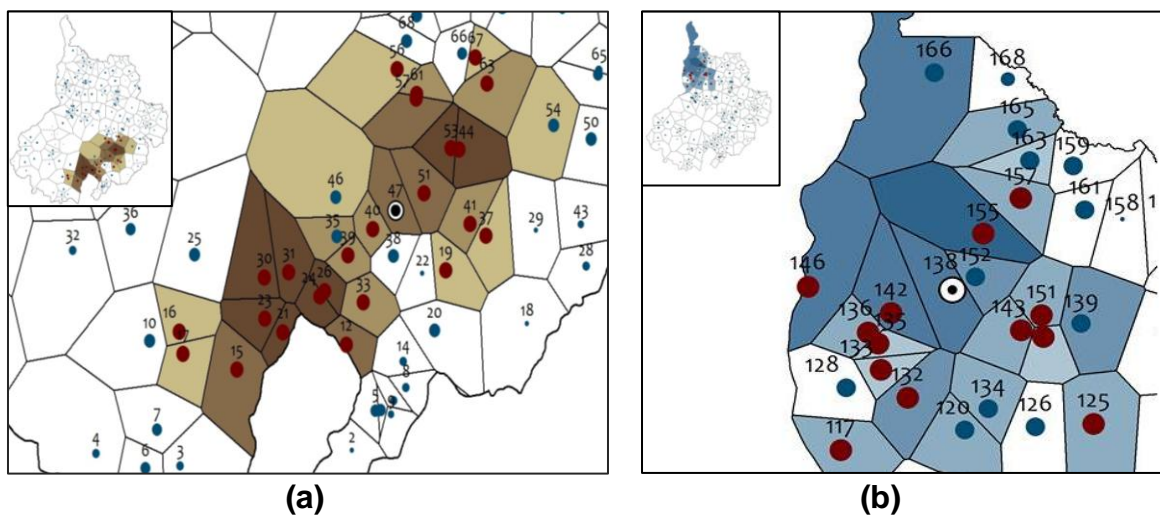


Figura 5. Puntos de biomasa seleccionados (a) bagazo de caña de panela, (b) raquis de palma.

Las Tablas 7 y 8 muestran las cantidades de biomasa recogida en cada uno de los puntos escogidos para diferentes capacidades de planta, como resultado de la optimización para el bagazo de la caña de panela y el raquis de palma, se evidencia que el punto 47 y 138 son las ubicaciones idóneas de la planta, respectivamente. De igual forma se muestran los costos para diferentes capacidades de planta y para estos se tienen en cuenta las diferentes variables del transporte como: la calidad de las vías, la capacidad y el tipo del vehículo a utilizar.

2.3. Diseño preliminar y evaluación técnico-económica

Esta etapa se dividió en dos para mostrar los resultados más detallados del diseño preliminar de la planta y el análisis económico.

2.3.1. Diseño preliminar de la unidad de producción de biooil

A partir de un estudio bibliográfico se construyó un diagrama de flujo del proceso (PFD) de la producción de biooil a partir de residuos agrícolas como se ilustra en la Figura 6. Las líneas continuas representan flujo de masa mientras que líneas discontinuas flujos de calor y/o trabajo.

Para el pretratamiento se incluyeron los procesos de reducción de tamaño y secado. La maquinaria tenida en cuenta fue: cortador, molino de martillo y secador directo rotatorio. Estos son los equipos comúnmente utilizados en una planta bioenergética a gran escala [8].

La materia prima previamente tratada es enviada a la etapa de conversión que consta de un reactor de pirólisis en lecho fluidizado, el cual fue seleccionado debido a su potencial escalamiento y flexibilidad operacional [18]. En la salida del lecho fluidizado se incluyeron ciclones de alta eficiencia (90 - 95%) para remover la materia sólida formada en gran parte por el residuo carbonizado que acompaña el gas producido [17].

Identificador de biomasa	Cantidad de biomasa transportada	Capacidad[t/año]		
		40 000	80 000	120 000
47	X ₄₇	6 476	6 476	6 476
53	X ₅₃	0	5 234	5 234
67	X ₆₇	0	0	2 160
57	X ₅₇	7 438	7 438	7 438
21	X ₂₁	0	0	3 234
24	X ₂₄	0	3 494	3 494
26	X ₂₆	0	3 207	3 207
33	X ₃₃	5 342	5 342	5 342
39	X ₃₉	3 044	3 044	3 044
41	X ₄₁	2 660	5 789	5 789
44	X ₄₄	0	0	8 976
51	X ₅₁	7 755	7 755	7 755
12	X ₁₂	0	4 002	4 002
40	X ₄₀	3 295	3 295	3 295
37	X ₃₇	0	5 796	5 796
63	X ₆₃	0	0	1 387
19	X ₁₉	0	5 312	5 312
56	X ₅₆	0	0	10 556
35	X ₃₅	3 990	3 990	3 990
46	X ₄₆	0	9 826	23 513
Costo transporte [USD/año]		102 065	315 959	570 800

Tabla 7. Resultados de la optimización del costo de transporte para el bagazo de caña de panela.

Identificador de biomasa	Cantidad de biomasa transportada	Capacidad[t/año]		
		1 000	5 000	8 000
151	X ₁₅₁	0	255,83	255,83
138	X ₁₃₈	703,11	703,11	703,11
142	X ₁₄₂	296,89	675,82	675,82
155	X ₁₅₅	0	1 148	1 148
137	X ₁₃₇	0	194,79	194,79
132	X ₁₃₂	0	386,96	430,29
133	X ₁₃₃	0	161,55	161,55
135	X ₁₃₅	0	139,39	139,39
136	X ₁₃₆	0	263	263
146	X ₁₄₆	0	0	955,34
157	X ₁₅₇	0	0	319,46
143	X ₁₄₃	0	306,05	306,05
117	X ₁₁₇	0	0	232,82
125	X ₁₂₅	0	0	300,17
120	X ₁₂₀	0	0	285,39
134	X ₁₃₄	0	0	257,02
139	X ₁₃₉	0	415,09	415,09
152	X ₁₅₂	0	350,29	350,29
163	X ₁₆₃	0	0	122,32
165	X ₁₆₅	0	0	276,59
166	X ₁₆₆	0	0	207,56
Costo transporte [USD/año]		913,2	16 173	37 911

Tabla 8. Resultados de la optimización del costo de transporte para raquis de palma de aceite.

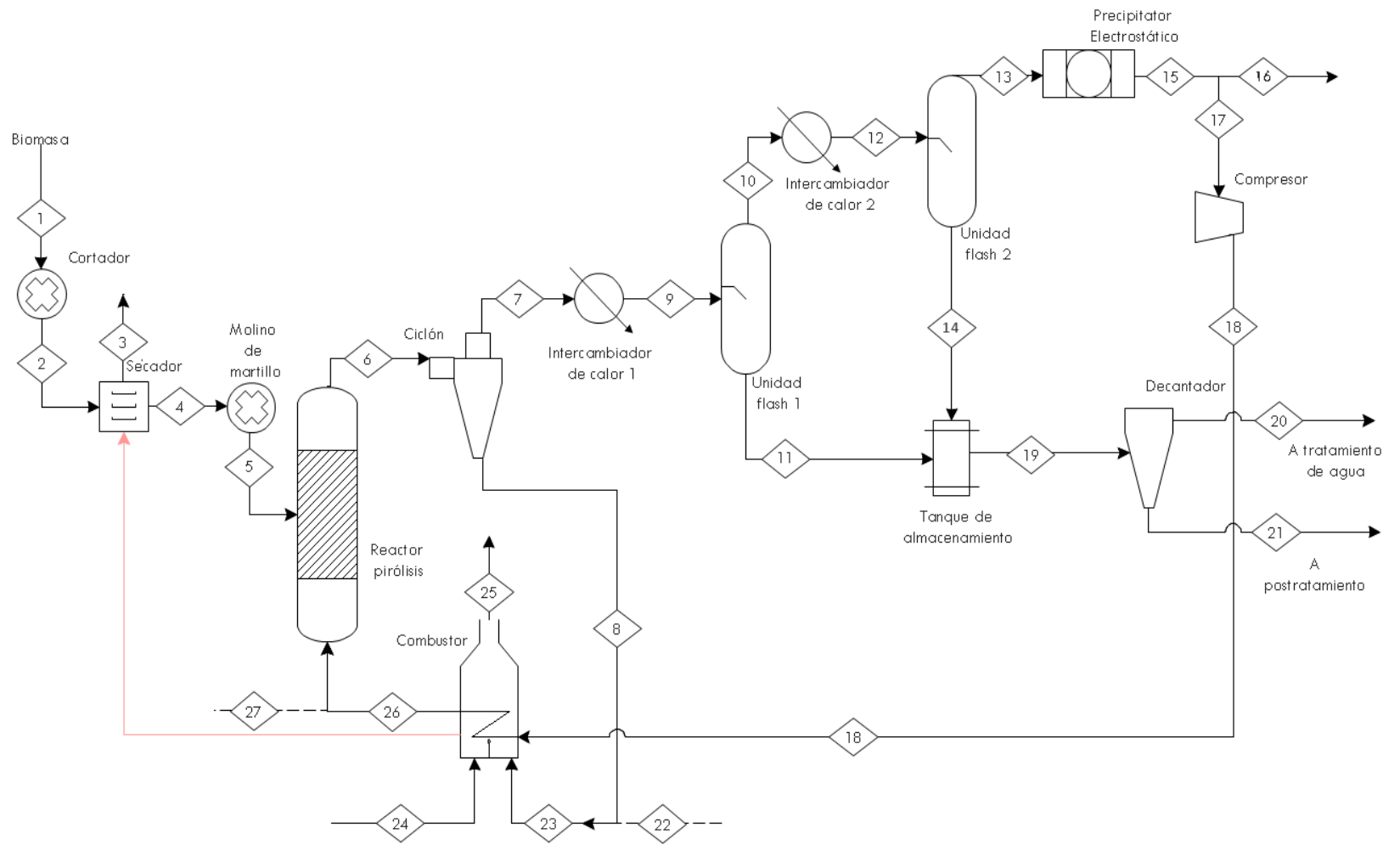


Figura 6. Diagrama de flujo del proceso de obtención de biooil.

En este estudio todo el residuo sólido es utilizado para la cubrir parte de la demanda energética de la planta. Se ha tenido en cuenta en el modelo desarrollado en Matlab R2013a que si el calor generado por la combustión del residuo sólido excede la cantidad requerida para la pirólisis, tal exceso de calor será considerado como un subproducto debido a sus potenciales aplicaciones para generar vapor y electricidad.

El gas de pirólisis producido que sale de los ciclones es enviado a un tren de condensación que separa la fase condensable de la fase gaseosa permitiendo la recuperación del biooil. Existen distintas alternativas posibles para la recolección de los líquidos de pirólisis. No obstante, estas alternativas deben reducir los tiempos de residencias para evitar las reacciones secundarias (como craqueo) que pueden tener lugar a temperaturas relativamente altas en la fase gaseosa y mantener así altos rendimientos. Para lograr una rápida condensación de los vapores de la pirólisis, en este estudio se tuvo en cuenta dos intercambiadores de calor con agua como refrigerante, dos unidades de vaporización instantáneas y un precipitador electrostático. Las altas temperaturas a la salida del reactor no permiten la flexibilidad en la configuración del tren de condensación. [17]. Para los balances de energía en esta etapa fue necesaria la determinación de la capacidad calorífica del biooil (ver Anexo D).

El 99%p del gas que sale de esta zona de enfriamiento es recirculado como gas de fluidización del lecho y por lo tanto es enviado previamente al horno para ser calentado a la temperatura de reacción antes de ingresar de nuevo al reactor. Se verificó mediante cálculo que la cantidad de gas enviada de regreso al reactor garantizará una velocidad superior a la velocidad mínima de fluidización de acuerdo con los criterios de diseño para este tipo de reactor (Ver anexo E); para los cálculos se consideró que el lecho estaba constituido por biomasa y arena. Por otro lado para compensar las pérdidas de presión que puede presentar el gas se incluyó en el sistema de reciclo un compresor. El 1%p de gas restante, no utilizado

en la fluidización, se ventiló [17]. Los resultados del balance de masa para los dos escenarios se muestran en el Anexo C.

Los equipos que entran en contacto con el biooil están fabricados en acero inoxidable para evitar problemas de corrosión. Información adicional sobre las especificaciones de cada uno de los equipos se observan en la Tabla 9.

2.3.2. Evaluación técnico-económica de la unidad de producción

Los datos de los costos de inversión total de capital (ITC) y costos totales de producción (CTP) están relacionados con la capacidad de planta como se muestra en las Figuras 7 y 8 para el raquis de palma de aceite y el bagazo de caña de panela, respectivamente. De igual forma se observa que al aumentar la capacidad de planta los costos aumentan hasta un punto de inflexión en el que la función se amortigua.

Se comprueba la relación directa entre los costos y las variables tenidas en cuenta (humedad, rendimiento a biooil y oferta). Para el caso del bagazo de caña de panela se evidencia de manera más notoria el efecto de economía de escala donde a mayor capacidad de planta los costos de inversión tienden a ser constantes. La tendencia lineal de los costos de producción se debe a que se mantuvieron constantes los precios de electricidad, agua de enfriamiento y calor requerido. En un caso más realista estos tendrían la misma forma que los costos de inversión.

Unidad	Modelo	Especificación
Secador	Horno rotatorio de calentamiento directo	Reduce la humedad del residuo agrícola hasta el 10%p
Reductor de partícula	Molino de martillo	Disminuye el diámetro medio de partícula hasta 2mm
Reactor de Pirólisis	Reactor de lecho fluidizado	Desintegra térmicamente el residuo agrícola a biooil, biogás y residuo sólido. La composición de la corriente de salida es fija y es establecida por el modelo de regresión.
Combustor		Quema completamente el residuo carbonizado para proporcionar energía al biogás y que de esta forma sirva como agente fluidizante.
Separador gas-sólido	Ciclones	Separa con un 95% de eficiencia el producto gaseoso del residuo carbonizado.
Precipitador electrostático		Recupera el biooil en forma de aerosol.
Unidad flash		Separa la fase volátil de la fase gaseosa para recuperar el producto deseado.
Compresor		Compensa las pérdidas de presión progresivas en la línea del biogás.

Tabla 9. Especificaciones de equipos.

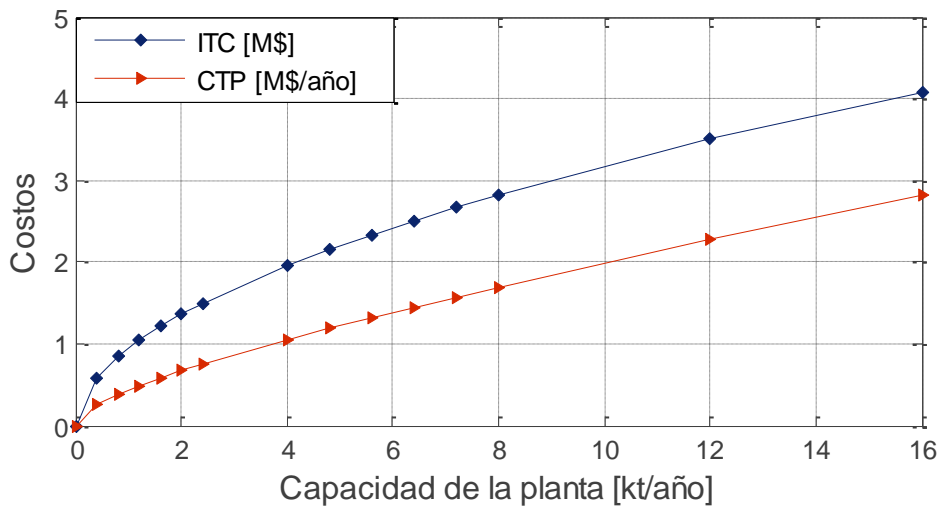


Figura 7. ITC vs CTP para el raquis de palma de aceite.

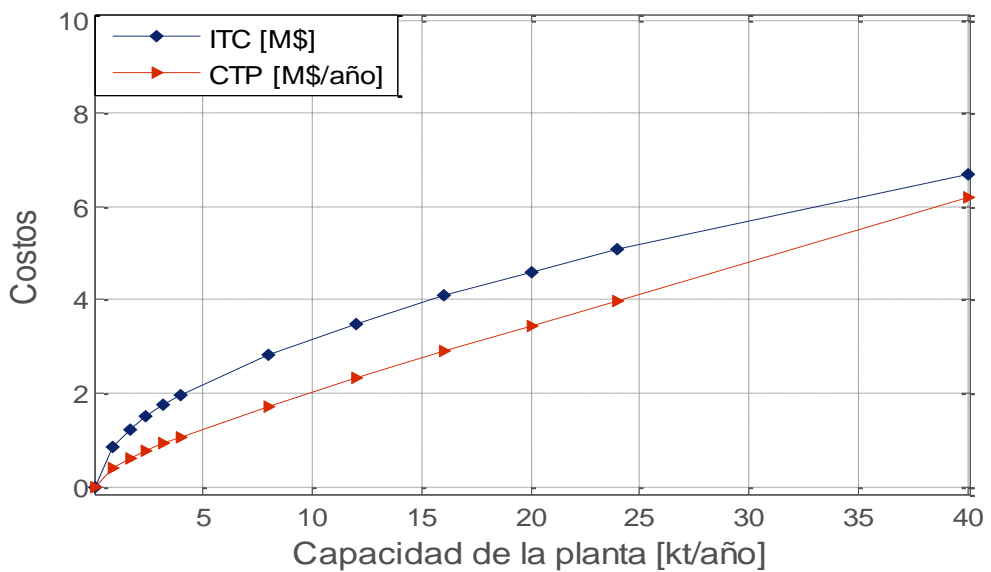


Figura 8. ITC vs CTP para el bagazo de caña de panela.

2.4. Análisis de rentabilidad: perspectivas y escenarios

Para cada uno de los escenarios propuestos se compara los diferentes indicadores asociados a los costos tanto de inversión como de producción (Ver Tablas 10 y 11). Además, se evidencia el precio mínimo de venta del biooil a

diferentes capacidades de planta, a fin de determinar la capacidad mínima para la cual el precio de venta del biooil es competitivo en el mercado.

Indicadores	Capacidades [t/año]			
	800	3 200	5 600	8 000
ITC [MUSD]	0,72413	1,787	2,472	2,780
CTP [MUSD/año]	0,338	0,929	1,382	1,698
Precio biooil [USD/l]	4,99	3,31	2,64	2,06

Tabla 10. Indicadores para el raquis de palma de aceite.

Indicadores	Capacidades [t/año]				
	4 000	8 000	16 000	40 000	80 000
ITC [MUSD]	2,052	2,754	3,263	6,218	10,222
CTP [MUSD/año]	1,157	1,813	2,500	5,802	12,369
Precio Biooil [USD/l]	1,75	1,35	0,73	0,69	0,74

Tabla 11. Indicadores para el bagazo de caña de panela.

En el escenario en el que la planta utiliza como materia prima el raquis de palma, no se puede alcanzar una capacidad mínima debido a las restricciones en la oferta del residuo. Una perspectiva totalmente diferente se observa en el escenario del bagazo de caña de panela, para el cual la capacidad mínima será aproximadamente entre 8000 y 16000 t/año. Las diferencias de los criterios entre los escenarios se muestran en la Tabla 12.

Se determinó como capacidad mínima del bagazo 10400 t/año con un precio de biooil de 1,06 USD/l. Las Figuras 9 y 10 muestran la distribución de los costos de inversión total de capital y costo total de producción y se infiere que los costos con mayor impacto son la compra de equipos y servicios industriales respectivamente.

Criterios	Escenarios		Fuente
	Raquis	Bagazo	
Humedad de biomasa	0,5913	0,4339	[13]
Rendimiento a biooil (fase orgánica)	0,1842	0,2439	[24]
Oferta del cultivo [t/año]	9 137	190 351	[21]
Incremento promedio porcentual anual de la oferta	8,43%	5,45%	[21]

Tabla 12. Diferencias de criterios entre los escenarios.

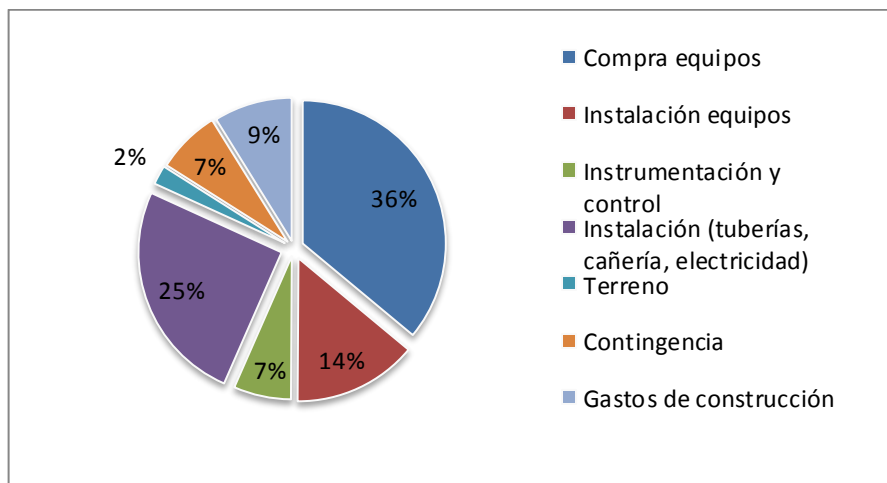


Figura 9. Distribución de ITC para una planta de 10.400 t de bagazo de caña/año.

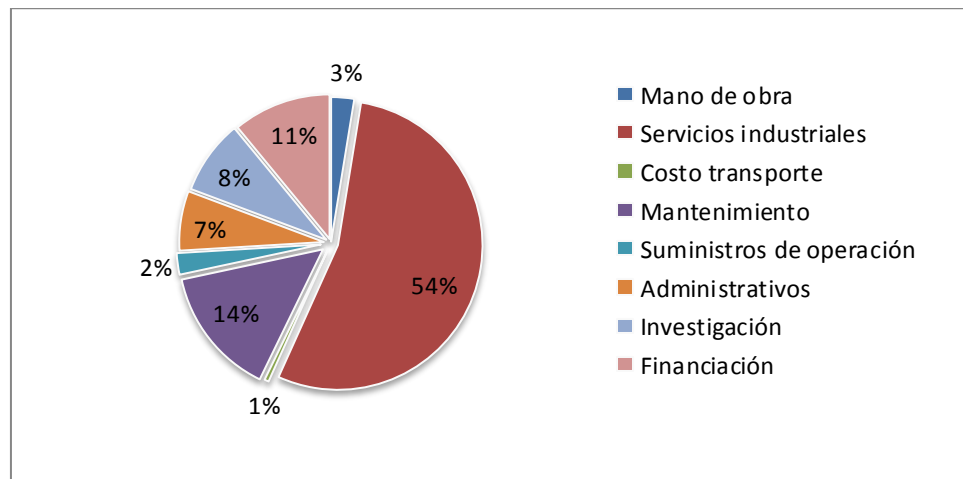


Figura 10. Distribución de CTP para una planta de 10.400 t de bagazo de caña/año.

3. CONCLUSIONES

Los resultados del análisis económico muestran que tanto los costos de inversión de capital como los totales de producción siguen la tendencia del concepto de economía de escala para cada uno de los escenarios. La perspectiva del horizonte del proyecto fijado en 10 años es positiva para el escenario del bagazo de caña, para el cual con la capacidad de planta mínima y un precio por unidad de biooil mínimo de 1,06 USD/l, el valor presente es 708103 USD.

Las ventajas económicas del escenario del bagazo de caña de panela se deben tanto a un mejor rendimiento a biooil como a una mayor cantidad de oferta de biomasa. La restricción en la oferta de biomasa del raquis de palma de aceite no permite analizar el escenario para grandes capacidades de planta en las que es mas evidente el efecto de economía de escala.

Además de lo anterior también se puede concluir que los costos de inversión de capital más representativos son los relacionados a la compra de los equipos (36%) y los más significativos de los costos totales de producción son los costos de servicios industriales (54%).

4. RECOMENDACIONES

- Mejorar la determinación de las propiedades termodinámicas de los productos de la pirolisis, en especial el poder calorífico con el fin de proporcionar más precisión a los resultados aquí obtenidos.
- Para minimizar los costos de servicios industriales se debería optimizar el sistema de recuperación de biooil. A fin de disminuir el gradiente de temperatura en los intercambiadores de calor y así reducir el servicio de agua de enfriamiento.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Bridgwater A.V., Peacocke G.V.C. (2000). Fast pyrolysis processes for biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 1-73.
- [2] Jahirul M.I., Rasul M. G., Chowdhury A. A., Ashwath N. Biofuels Production through Biomass Pyrolysis—A Technological Review.
- [3] Runge C.F., Senauer B. (2007). How biofuels could starve the poor. In: *Foreign affairs*.
- [4] Pannrathat Takolpuckdee. (2014). Transformation of Agricultural Market Waste Disposal to Biochar Soil Amendments. *Procedia Environmental Sciences*. 64-70.
- [5] Escalante H, Orduz J, Zapata HJ, Cardona MC, Duarte M. Atlas del Potencial Energético de la Biomasa Residual en Colombia. Reporte preparado para la Unidad de Planeación Minero Energética (UPME) y el Instituto de Hidrología, Meteorología y Estudios Ambientales de Colombia (IDEAM); 2011.
- [6] Prabir Basu. (2013) *Biomass Gasification, Pyrolysis and torrefaction (Second Edition)*. 47- 176.
- [7] Duarte. A.E, Sarache. W.A, Cardona. C.A. (2012). Cost analysis of location of colombian biofuels plant.
- [8] Fagernäs L., Brammer J., Wilén C., Lauer M., Verhoeff F. (2010). Drying of biomass for second generation synfuel production. *Biomass & Bioenergy*. 1267-1277.
- [9] Gao Y. (2011). Evaluation of pre-processing and storage options in biomass supply logistics: a case study in east Tennessee.
- [10] Bruglieri, M., & Liberti, L. (2008). Optimal running and planning of a biomass-based energy production process . *Energy Policy*.
- [11] Fan K.Q., Zhang P.F., Z.J. Pei. (2013). An assessment model for collecting and transporting cellulosic biomass. *Renewable energy*. 786-794.

- [12] Leboreiro J., Hilaly A.K. (2011). Biomass transportation model and optimum plant size for the production of ethanol. *Bioresource Technology*. 2712-2723
- [13] Cabana U. D., Aparicio A. A. (2013). Modelo matemático predictivo del rendimiento de biooil en el proceso de pirólisis en lecho fluidizado y lecho fijo de biomasa residual agrícola. (Trabajo de grado) Bucaramanga. Colombia, Universidad Industrial de Santander.
- [14] Solano A.U. (2014). Caracterización de los residuos de cultivos agrícolas de aguacate, arracacha, frijol, guayaba y piña producidos en Santander, Colombia. (Trabajo de grado) Bucaramanga. Colombia, Universidad Industrial de Santander.
- [15] Mejía J., Rondón J.V. (2013). Caracterización fisicoquímica de biomasa agrícola representativa en Santander: “Papa, yuca, mora, papaya, cebolla junca”. (Trabajo de grado) Bucaramanga. Colombia, Universidad Industrial de Santander.
- [16] Gómez D.C., Parra J.M. (2013). Caracterización fisicoquímica de residuos agrícolas en Santander: “Cacao, cítricos, fique y tomate”. (Trabajo de grado) Bucaramanga. Colombia, Universidad Industrial de Santander.
- [17] Wright, M.M., Daugaard D.E., Satrio J.A., Brown R.C. (2010). Techno-economic analysis of biomass fast pyrolysis to transportation fuels. *Fuel*.
- [18] Truong X.D., Young-il L., Heejung Y. (2014). Techno-economic analysis of biooil production process from palm empty fruit bunches. *Energy Conversion and Management* 80 525–534
- [19] Peters M., Timmerhaus K.D.; “Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos”; Editorial Géminis S.R.L.; 1978
- [20] Plant Cost Index. (2014, 16 de noviembre). *Chemical Engineering*. [chemgoonline.com].
- [21] Decreto 2731 de 30 de diciembre de 2014 (2015, 15 de enero). Ministerio del trabajo. [mintrabajo.gov.co].

- [22] Jones S.B, Holladay J.E, Valkenburg C, Stevens D.J, Walton C.W, Kinchin C, Elliott D.C, Czernik S. (2009). Production of Gasoline and Diesel from Biomass via Fast Pyrolysis, Hydrotreating and Hydrocracking: A Design Case. Pacific Northwest National Laboratory. U.S Energy Department.
- [23] Tarifa eléctrica 2014-10 (2014, 6 de octubre). Electrificadora de Santander. [essa.gov.co].
- [24] Evaluaciones Agropecuarias. (2014, 26 de enero). Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural. [agronet.gov.co].
- [25] Indicador precio de biodiesel. (2014, 19 de diciembre). Federación nacional de biocombustibles de Colombia. [fedebicombustible.com].
- [26] Kumar, A., & Agrawal, V.P. (2009). Attribute based specification, comparison and selection of electroplating system using MADM approach. Expert Systems with Applications. 10815-10827.
- [27] Surikan M. A., Kheang L. S., Bakar N. A., May C. Y. (2011). Production and characterization of bio-char from the pyrolysis of empty fruit bunches. American Journal of Applied Sciences. 984-988.
- [28] Smith J.M., Van Ness H.C., Abbott M. M. Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. 5ª Ed. McGRAW-HILL (1997). 97-100.
- [29] McCabe, W.L., Smith, J.C. i Harriot, P. Operaciones unitarias en ingeniería química. Sexta edición. México: McGraw-Hill, 2002.
- [30] Ramírez J. J., Martínez J.D., Petro S.L. (2007). Basic design of a fluidized bed gasifier for rice husk on a pilot scale. Latin American Applied Research. 299-306.

BIBLIOGRAFÍA

Bridgwater A.V., Peacocke G.V.C. (2000). Fast pyrolysis processes for biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 1-73.

Bruglieri, M., & Liberti, L. (2008). Optimal running and planning of a biomass-based energy production process . *Energy Policy*.

Cabana U. D., Aparicio A. A. (2013). Modelo matemático predictivo del rendimiento de biooil en el proceso de pirólisis en lecho fluidizado y lecho fijo de biomasa residual agrícola. (Trabajo de grado) Bucaramanga. Colombia, Universidad Industrial de Santander.

Decreto 2731 de 30 de diciembre de 2014 (2015, 15 de enero). Ministerio del trabajo. [mintrabajo.gov.co].

Duarte. A.E, Sarache. W.A, Cardona. C.A. (2012). Cost analysis of location of colombian biofuels plant.

Escalante H, Orduz J, Zapata HJ, Cardona MC, Duarte M. Atlas del Potencial Energético de la Biomasa Residual en Colombia. Reporte preparado para la Unidad de Planeación Minero Energética (UPME) y el Instituto de Hidrología, Meteorología y Estudios Ambientales de Colombia (IDEAM); 2011.

Evaluaciones Agropecuarias. (2014, 26 de enero). Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural. [agronet.gov.co].

Fagnäs L., Brammer J., Wilén C., Lauer M., Verhoeff F. (2010). Drying of biomass for second generation synfuel production. *Biomass & Bioenergy*. 1267-1277.

Fan K.Q., Zhang P.F., Z.J. Pei. (2013). An assessment model for collecting and transporting cellulosic biomass. *Renewable energy*. 786-794

Gao Y. (2011). Evaluation of pre-processing and storage options in biomass supply logistics: a case study in east Tennessee.

Gómez D.C., Parra J.M. (2013). Caracterización fisicoquímica de residuos agrícolas en Santander: "Cacao, cítricos, fique y tomate". (Trabajo de grado) Bucaramanga. Colombia, Universidad Industrial de Santander.

Indicador precio de biodiesel. (2014, 19 de diciembre). Federación nacional de biocombustibles de Colombia. [fedebicombustible.com].

Jahirul M.I., Rasul M. G., Chowdhury A. A., Ashwath N. Biofuels Production through Biomass Pyrolysis—A Technological Review.

Jones S.B, Holladay J.E, Valkenburg C, Stevens D.J, Walton C.W, Kinchin C, Elliott D.C, Czernik S. (2009). Production of Gasoline and Diesel from Biomass via Fast Pyrolysis, Hydrotreating and Hydrocracking: A Design Case. Pacific Northwest National Laboratory. U.S Energy Department.

Kumar, A., & Agrawal, V.P. (2009). Attribute based specification, comparison and selection of electroplating system using MADM approach. *Expert Systems with Applications*. 10815-10827.

Leboreiro J., Hilaly A.K. (2011). Biomass transportation model and optimum plant size for the production of ethanol. *Bioresource Technology*. 2712-2723

McCabe, W.L., Smith, J.C. i Harriot, P. Operaciones unitarias en ingeniería química. Sexta edición. México: McGraw-Hill, 2002.

Mejía J., Rondón J.V. (2013). Caracterización fisicoquímica de biomasa agrícola representativa en Santander: "Papa, yuca, mora, papaya, cebolla junca". (Trabajo de grado) Bucaramanga. Colombia, Universidad Industrial de Santander.

Pannrath Takolpuckdee. (2014). Transformation of Agricultural Market Waste Disposal to Biochar Soil Amendments. *Procedia Environmental Sciences*. 64-70.

Peters M., Timmerhaus K.D.; "Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos"; Editorial Géminis S.R.L.; 1978

Plant Cost Index. (2014, 16 de noviembre). *Chemical Engineering*. [chemgoonline.com].

Prabir Basu. (2013) Biomass Gasification, Pyrolysis and torrefaction (Second Edition). 47- 176.

Ramírez J. J., Martínez J.D., Petro S.L. (2007). Basic design of a fluidized bed gasifier for rice husk on a pilot scale. *Latin American Applied Research*. 299-306.

Runge C.F., Senauer B. (2007). How biofuels could starve the poor. In: *Foreign affairs*.

Smith J.M., Van Ness H.C., Abbott M. M. Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. 5ª Ed. McGRAW-HILL (1997). 97-100.

Solano A.U. (2014). Caracterización de los residuos de cultivos agrícolas de aguacate, arracacha, frijol, guayaba y piña producidos en Santander, Colombia. (Trabajo de grado) Bucaramanga. Colombia, Universidad Industrial de Santander.

Surikan M. A., Kheang L. S., Bakar N. A., May C. Y. (2011). Production and characterization of bio-char from the pyrolysis of empty fruit bunches. American Journal of Applied Sciences. 984-988.

Tarifa eléctrica 2014-10 (2014, 6 de octubre). Electrificadora de Santander. [essa.gov.co].

Truong X.D., Young-il L., Heejung Y. (2014). Techno-economic analysis of biooil production process from palm empty fruit bunches. Energy Conversion and Management 80 525–534.

Wright, M.M., Daugaard D.E., Satrio J.A., Brown R.C. (2010). Techno-economic analysis of biomass fast pyrolysis to transportation fuels. Fuel.

ANEXO A PROCEDIMIENTO DE SELECCIÓN DE BIOMASA

Se propone un procedimiento de tres etapas para la selección de los casos de estudio a partir del gran abanico de oferta de biomasa agrícola residual en Santander, los criterios utilizados garantizan un alto rendimiento a biooil. Las etapas son las siguientes:

1. Selección de criterios

Al existir diversas variables que afectan el proceso de pirólisis, se toman como criterios las más relevantes y que se consideran tienen mayor influencia en el proceso de selección.

- Humedad [X₁]
- Contenido de lignina [X₂]
- Rendimiento a biooil [X₃]
- Oferta de biomasa [X₄]
- Tradición del cultivo (incremento porcentual anual) [X₅]

2. Procedimiento de evaluación

Para evaluar las opciones o alternativas de los residuos, se proponen los siguientes pasos seguidos de la literatura para la selección multicriterio [26]:

2.1 Matriz Decisión

Representa toda la información disponible en la base de datos acerca de los registros de biomasa agrícola residual en forma de matriz. Cada fila de esta matriz [D] se asigna a un registro o alternativa y cada columna a un criterio seleccionado como se muestra en las Tablas 13 y 14.

Cultivo	Residuo	Humedad %p	Lignina	Rendimiento %	Oferta biomasa [t/año]	Tradicón
Caña Panela	Bagazo	43,39	32,33	58,64	190 927	0,213
Piña	Poda	86,4	13,03	55,59	260 451	0,229
Frijol	Poda	83,72	14,68	49,20	92 105	0,194
Palma	Raquis	59,13	29,14	55,56	9 759	0,346
Cacao	Cacota	87,41	41,19	62,24	65 287	0,260
Papa	Rastrojo	91,58	24,00	57,26	55 605	0,213

Tabla 13. Propiedades físico-químicas, tradición y rendimiento de la biomasa.

Cultivo	Residuo	X1	X2	X3	X4	X5	Score
Caña	Bagazo	0,588	0,481	0,652	1,000	0,213	0,841
Panela							
Piña	Poda	0,094	0,147	0,520	0,453	0,229	0,441
Frijol	Poda	0,124	0,176	0,242	0,354	0,194	0,341
Palma	Raquis	0,407	0,426	0,518	0,273	0,754	0,314
Cacao	Cacota	0,082	0,634	0,809	0,251	0,260	0,282
Papa	Rastrojo	0,034	0,337	0,592	0,213	0,213	0,233

Tabla 14. Propiedades físico-químicas normalizadas de la biomasa.

2.2 Normalización

Al construir una matriz normalizada de la matriz de decisión, los elementos se encuentran en un rango de 0 a 1. Un elemento de la n_{ij} de la matriz normalizada [N] se calcula:

$$n_{ij} = \frac{d_{ij}}{(\sum_{i=1}^M d_{ij}^2)^{\frac{1}{2}}} \quad (\text{Ec. A - 1})$$

Donde d_{ij} es un elemento de la matriz decisión D.

2.3 Matriz de importancia relativa

El siguiente paso es la obtención de información sobre la importancia relativa de un criterio con respecto a otro. Todas las comparaciones se hacen según el juicio de los autores y se almacena en una matriz denominada matriz de importancia relativa [A]. Los términos simétricos de esta matriz serán recíprocos el uno al otro mientras la diagonal será la unidad.

$$\begin{bmatrix} \backslash & X_1 & X_2 & X_3 & X_4 & X_5 \\ X_1 & 1 & 3 & 0,5 & 0,5 & 0,5 \\ X_2 & 0,33 & 1 & 0,33 & 0,2 & 0,2 \\ X_3 & 2 & 3 & 1 & 1 & 2 \\ X_4 & 3 & 5 & 2 & 1 & 3 \\ X_5 & 2 & 5 & 0,5 & 0,33 & 1 \end{bmatrix} = A \quad (\text{Ec. A - 2})$$

2.4 Vector w

El método del eigen vector busca encontrar un vector de peso [W] así:

$$(A - \lambda_{max}I) \cdot W = 0 \quad (\text{Ec. A - 3})$$

Donde λ_{max} es máximo eigen valor de la matriz A, y $(A - \lambda_{max}I)$ corresponde al eigen vector.

$$\begin{bmatrix} 1 - \lambda & 3 & 0,5 & 0,5 & 0,5 \\ 0,33 & 1 - \lambda & 0,33 & 0,2 & 0,2 \\ 2 & 3 & 1 - \lambda & 1 & 2 \\ 3 & 5 & 2 & 1 - \lambda & 3 \\ 2 & 5 & 0,5 & 0,33 & 1 - \lambda \end{bmatrix} = (A - \lambda_{max}I) \quad (Ec. A - 4)$$

Donde $\lambda_{max} = 7,51$

$$\begin{bmatrix} -6,5 & 3 & 0,5 & 0,5 & 0,5 \\ 0,33 & -6,5 & 0,33 & 0,2 & 0,2 \\ 2 & 3 & -6,5 & 1 & 2 \\ 3 & 5 & 2 & -6,5 & 3 \\ 2 & 5 & 0,5 & 0,33 & -6,5 \end{bmatrix} = (A - \lambda_{max}I) \quad (Ec. A - 5)$$

$$(A - \lambda_{max}I) \cdot W = 0$$

$$\begin{bmatrix} -6,5 & 3 & 0,5 & 0,5 & 0,5 \\ 0,33 & -6,5 & 0,33 & 0,2 & 0,2 \\ 2 & 3 & -6,5 & 1 & 2 \\ 3 & 5 & 2 & -6,5 & 3 \\ 2 & 5 & 0,5 & 0,33 & -6,5 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} w1 \\ w2 \\ w3 \\ w4 \\ w5 \end{bmatrix} = 0 \quad (Ec. A - 6)$$

$$w_1 + w_2 + w_3 + w_4 + w_5 = 1 \quad (Ec. A - 7)$$

Realizando las operaciones previas, los valores de los pesos son:

$$w_1 = 0,1283$$

$$w_2 = 0,0541$$

$$w_3 = 0,2591$$

$$w_4 = 0,3823$$

$$w_5 = 0,1761$$

2.5 Vector normalizado ponderado

Los pesos obtenidos a partir de la matriz de importancia relativa se deben aplicar a las especificaciones normalizadas ya que todos los atributos tienen diferente importancia en el proceso de selección. La matriz que combina los pesos relativos y especificaciones normalizadas de los candidatos es el vector normalizado

ponderado, 'V'. Le dará a los verdaderos valores comparables de los atributos. Esto se puede conseguir de la siguiente manera:

$$V = N \cdot W \quad (\text{Ec. A - 8})$$

3. Ranking y procedimiento de selección

El ranking de las alternativas de biomasa agrícola residual para la pirólisis puede hacerse matemáticamente por el método TOPSIS. Este método se basa en el concepto de que es deseable que una alternativa determinada se ubique a la menor distancia respecto de una alternativa ideal que representa lo mejor (ideal positiva o simplemente ideal), y a la mayor distancia respecto a una alternativa ideal representa lo peor (ideal negativa o anti-ideal).

3.1 Método TOPSIS

A partir de la matriz ponderada normalizada V, se obtienen los valores máximos (+) y mínimos (-) de cada columna, así:

$$V^+ = [v_1^+, v_2^+, v_3^+, \dots, v_n^+] \quad (\text{Ec. A - 9})$$

$$V^- = [v_1^-, v_2^-, v_3^-, \dots, v_n^-] \quad (\text{Ec. A - 10})$$

-El cálculo de la distancia entre las alternativas ideales y anti-ideales está dado por:

$$S_i^+ = \sqrt{\sum_{j=1}^n (v_{ij} - v_j^+)^2} \quad (\text{Ec. A - 11})$$

$$S_i^- = \sqrt{\sum_{j=1}^n (v_{ij} - v_j^-)^2} \quad (\text{Ec. A - 12})$$

Para $i = 1, 2, 3, \dots, m$.

-La cercanía relativa C, es una medida entre 0 y 1 la cual indica cual alternativa se ajusta mejor al proceso según los criterios dados y viene dada por la siguiente expresión:

$$C_i = \frac{S_i^-}{(S_i^+ + S_i^-)} \quad (\text{Ec. A - 13})$$

Para $i = 1, 2, 3, \dots, m$.

La selección de las mejores alternativas de biomasa residual agrícola se dará a aquellos que tengan mayor score.

De acuerdo a la metodología se concluye que tanto el bagazo de caña de panela como el raquis de la palma de aceite tienen buenas características para la conversión a pirólisis según los criterios utilizados.

ANEXO B OPTIMIZACIÓN

Uno de los ejemplos típicos en la programación lineal es minimizar el costo de transporte de un determinado producto desde los orígenes a los destinos. Este problema tiene como restricción satisfacer la demanda de cada destino sin superar la oferta disponible en cada región.

Se definió como orígenes los puntos de biomasa de cada residuo y como destino la ubicación hipotética de la planta bioenergética.

Función objetivo:

$$\min_{X_i} \sum_{i=1}^m C_{ij} X_i \quad (\text{Ec. B - 1})$$

Sujeto a:

$$0 \leq X_i \leq a_i \quad \forall i = 1, 2, 3, \dots, m \quad (\text{Ec. B - 2})$$

$$\sum_{i=1}^m X_i = b_j \quad (\text{Ec. B - 3})$$

Donde a_i : Oferta de biomasa en el origen i .

b_j : Demanda de producto en el destino j (ubicación de la planta).

C_{ij} : Costo de transporte desde i hasta j en camión de dos ejes

X_i : Cantidad de biomasa a transportar

m : Número de orígenes

En la Tabla 15 se observan los datos relacionados a la oferta de cada uno de los puntos de biomasa y el costo que implica el transporte de esta a la planta hipotética para el bagazo de caña de panela y el raquis de palma (PB: 47 y 138, respectivamente).

Bagazo de caña de panela			Raquis de palma de aceite		
PB	C_{ij} [COP/t]	a_i [t]	PB	C_{ij} [COP/t]	a_i [t]
47	0	6 476	151	8 677	255,82
53	11 489	5 234	138	0	703,11
67	13 227	2 160	142	6 151	675,82
57	7 684	7 438	155	6 463	1 148
21	13 909	3 234	137	7 942	194,79
23	14 856	6 150	132	10 304	430,29
24	10 035	3 494	133	7 758	161,54
26	9 230	3 207	135	6 903	139,39
33	6 552	5 342	136	7 721	263,00
39	5 588	3 044	146	11 543	955,34
41	8 718	5 789	157	11 334	319,46
44	12 471	8 976	143	6 429	306,05
51	4 499	7 755	117	13 533	232,82
12	10 123	4 002	125	20 075	300,16
15	19 168	13 936	120	14 537	285,38
31	20 343	8 436	134	13 610	257,02
40	2 654	3 295	139	10 042	415,09
16	26 133	5 520	152	7 510	350,29
17	24 161	5 463	163	19 915	122,32
37	10 414	5 796	165	16 336	276,58
63	14 597	9 019	166	22 169	1 345
30	17 850	11 838			
61	16 180	2 891			
19	11 301	5 312			
56	13 639	10 556			
35	7 053	3 990			
46	11 685	23 513			
54	21 932	8 484			

Tabla 15. Matriz suministro para el bagazo de caña de panela y el raquis de palma de aceite.

ANEXO C BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

1. Detalles de las corrientes del proceso

- **Corriente 6:** Productos (biooil, biogás, char) – Los rendimientos a cada uno de los productos se obtienen del modelo matemático predictivo. Este tiene en cuenta la humedad de la biomasa [13].
- **Corriente 8:** Char - Contiene el 90% del residuo sólido gracias a la eficiencia del ciclón. El restante se considera despreciable y no se tiene en cuenta en los balances de masa.
- **Corriente 16:** Biogás - Es la purga de los gases no condensables que evita la acumulación de los mismos en el proceso. Representa el 1% de la corriente 15.
- **Corriente 22:** Carbón - Punto de arranque de combustible sólido para la combustión.
- **Corriente 24:** Aire – Con un exceso de 20% para aumentar la conversión del residuo sólido y que los gases de combustión proporcionen el calor emitido a los gases no condensables.
- **Corriente 27:** Nitrógeno – Punto de arranque del gas de fluidización.

2. Detalles de equipos

- **Reactor:** Las condiciones de temperatura y presión deben garantizar el máximo rendimiento a biooil. La temperatura debe estar alrededor de 400-500 °C y la presión es la atmosférica.
- **Intercambiador de calor 1:** Para lograr un grado aceptable de condensación, la temperatura de la salida debe ser mínimo de 100 °C.
- **Intercambiador de calor 2:** La mayor cantidad de biooil debe condensarse en este paso y para esto la temperatura de salida se fijó en 25 °C.

$F_{BM}^{[4]} = F_{BM}^{[2]}$	Ec.C-1	Balance biomasa (secador)
$F_{H2O}^{[3]} = F_{H2O}^{[2]} - F_{H2O}^{[4]}$	Ec.C-2	Balance agua (secador)
$F_{Gas}^{[7]} = F_{Gas}^{[6]}$	Ec.C-3	Balance gas (ciclón)
$F_{Oil}^{[7]} = F_{Oil}^{[6]}$	Ec.C-4	Balance biooil (ciclón)
$F_{H2O}^{[7]} = F_{H2O}^{[6]}$	Ec.C-5	Balance agua(ciclón)
$F_{Char}^{[7]} + F_{Char}^{[8]} = F_{Char}^{[6]}$	Ec.C-6	Balance char (ciclón)
$F_{Gas}^{[9]} = F_{Gas}^{[15]}$	Ec.C-7	Balance gas (condensación)
$F_{Oil}^{[9]} = F_{Oil}^{[19]}$	Ec.C-8	Balance biooil (condensación)
$F_{Char}^{[9]} = F_{Char}^{[19]}$	Ec.C-9	Balance char (condensación)
$F_{H2O}^{[9]} = F_{H2O}^{[19]}$	Ec.C-10	Balance agua (condensación)
$F_{Oil}^{[19]} = F_{Oil}^{[21]}$	Ec.C-11	Balance biooil (decantador)
$F_{H2O}^{[19]} = F_{H2O}^{[20]}$	Ec.C-12	Balance agua (decantador)
$F_{Char}^{[19]} = F_{Char}^{[21]}$	Ec.C-13	Balance char (decantador)
$F_{Gas}^{[15]} = F_{Gas}^{[16]} + F_{Gas}^{[17]}$	Ec.C-14	Balance gas (purga)

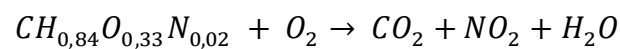
$(1 - X_2)F_{H2O}^{[2]} = X_2 * F_{BM}^{[2]}$	Ec.C-15	Humedad biomasa corriente 2
$(1 - X_4)F_{H2O}^{[4]} = X_4 * F_{BM}^{[4]}$	Ec.C-16	Humedad biomasa corriente 4
$F_{BM}^{[2]} + F_{H2O}^{[2]} = Flujo\ de\ biomasa$	Ec.C-17	Flujo de entrada de biomasa
$F_{Char}^{[8]} = \beta F_{Char}^{[6]}$	Ec.C-18	Relación de eficiencia de ciclón
$F_{Gas}^{[14]} = \varepsilon * F_{Gas}^{[12]}$	Ec.C-19	Relación de porcentaje de purga
$F_{Oil}^{[6]} = \gamma_{oil} * (F_{BM}^{[4]} + F_{H2O}^{[4]})$	Ec.C-20	Relación de rendimiento de biooil
$F_{Gas}^{[6]} = \gamma_{Gas} * (F_{BM}^{[4]} + F_{H2O}^{[4]}) + F_{Gas}^{[18]}$	Ec.C-21	Relación de rendimiento de gas
$F_{Char}^{[6]} = \gamma_{Char} * (F_{BM}^{[4]} + F_{H2O}^{[4]})$	Ec.C-22	Relación de rendimiento de char
$F_{H2O}^{[6]} = (1 - \gamma_{oil} - \gamma_{Gas} - \gamma_{Char}) * (F_{BM}^{[4]} + F_{H2O}^{[4]})$	Ec.C-23	Balance agua en el reactor

Tabla 16. Balances de masa en los equipos.

La base de cálculo para realizar los balances de masa es de 10000 kg/h y los resultados de los dos escenarios se muestran en la Tabla 17.

3. Balance de masa en el horno de combustión

Los balances en esta unidad son de tipo elemental. La composición del char se obtuvo de la bibliografía. [27] Para determinar la cantidad estequiométrica de oxígeno se considera combustión completa y los balances se muestran en las Tablas 17 y 18:



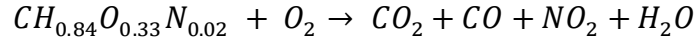
Corriente	Bagazo	Raquis
	1x10 ⁴ (kg/h)	
F2-Biomasa	0,5661	0,4087
F2-H2O	0,4339	0,5913
F3-H2O	0,371	0,5459
F4-Biomasa	0,5661	0,4087
F4-H2O	0,0629	0,0454
F6-BioOil	0,1534	0,0836
F6-BioGás	8,9255	8,451
F6-BioChar	0,1086	0,1403
F6-H2O	0,2777	0,1456
F7-BioOil	0,1534	0,0836
F7-BioChar	0,0011	0,0014
F7-BioGás	8,9255	8,451
F7-H2O	0,2777	0,1456
F8-BioChar	0,1075	0,1389
F15-BioGás	8,9255	8,451
F-16BioGás	0,0893	0,0845
F19-BioOil	0,1534	0,0836
F19-H2O	0,2777	0,1456
F19-BioChar	0,0011	0,0014
F20-H2O	0,2777	0,1456
F21-BioOil	0,1534	0,0836
F21-BioChar	0,0011	0,0014
F18-BioGas	8,8363	8,3665

Tabla 17. Balance de masa para 10000 kg/h.

$N_{Char}^{[23]} - N_{CO_2}^{[25]} = 0$	Ec.C-24	Balance de C
$0,84N_{Char}^{[23]} - 2N_{H_2O}^{[25]} = 0$	Ec.C-25	Balance de H
$0,33N_{Char}^{[23]} + 2N_{O_2}^{[24]} - 2N_{CO_2}^{[25]} - 2N_{NO_2}^{[25]} - N_{H_2O}^{[25]} = 0$	Ec.C-26	Balance de O
$0,02N_{Char}^{[23]} - N_{NO_2}^{[25]} = 0$	Ec.C-27	Balance de N

Tabla 18. Balance estequiométrico del combuster.

Un exceso de aire de 20% permite realizar el balance real



$N_{Char}^{[23]} - N_{CO_2}^{[25]} - N_{CO}^{[25]} = 0$	Ec.C-28	Balance de C
$0,84N_{Char}^{[23]} - 2N_{H_2O}^{[25]} = 0$	Ec.C-29	Balance de H
$0,33N_{Char}^{[23]} + 2N_{O_2}^{[24]} - 2N_{CO_2}^{[25]} - 2N_{NO_2}^{[25]} - N_{H_2O}^{[25]} - N_{CO}^{[25]} = 0$	Ec.C-30	Balance de O
$0,02N_{Char}^{[23]} - N_{NO_2}^{[25]} = 0$	Ec.C-31	Balance de N

Tabla 19. Balance con exceso de aire en el combustor.

4. Balance de energía

Las unidades que necesitan un balance de energía son los intercambiadores de calor el secador y el horno de combustión.

$F_{H_2O}^{[2]}(h_{H_2O}^{[2]}) + Q = F_{H_2O}^{[3]}(h_{H_2O}^{[3]}) + F_{H_2O}^{[4]}(h_{H_2O}^{[4]})$	Ec.C-32
$F^{[7]}(h^{[7]} - h^{[9]}) = Q$	Ec.C-33
$N^{[25]} * h^{[25]} = Q_{combustión}$	Ec.C-34

Tabla 20. Balances de energía.

5. Equilibrio líquido vapor

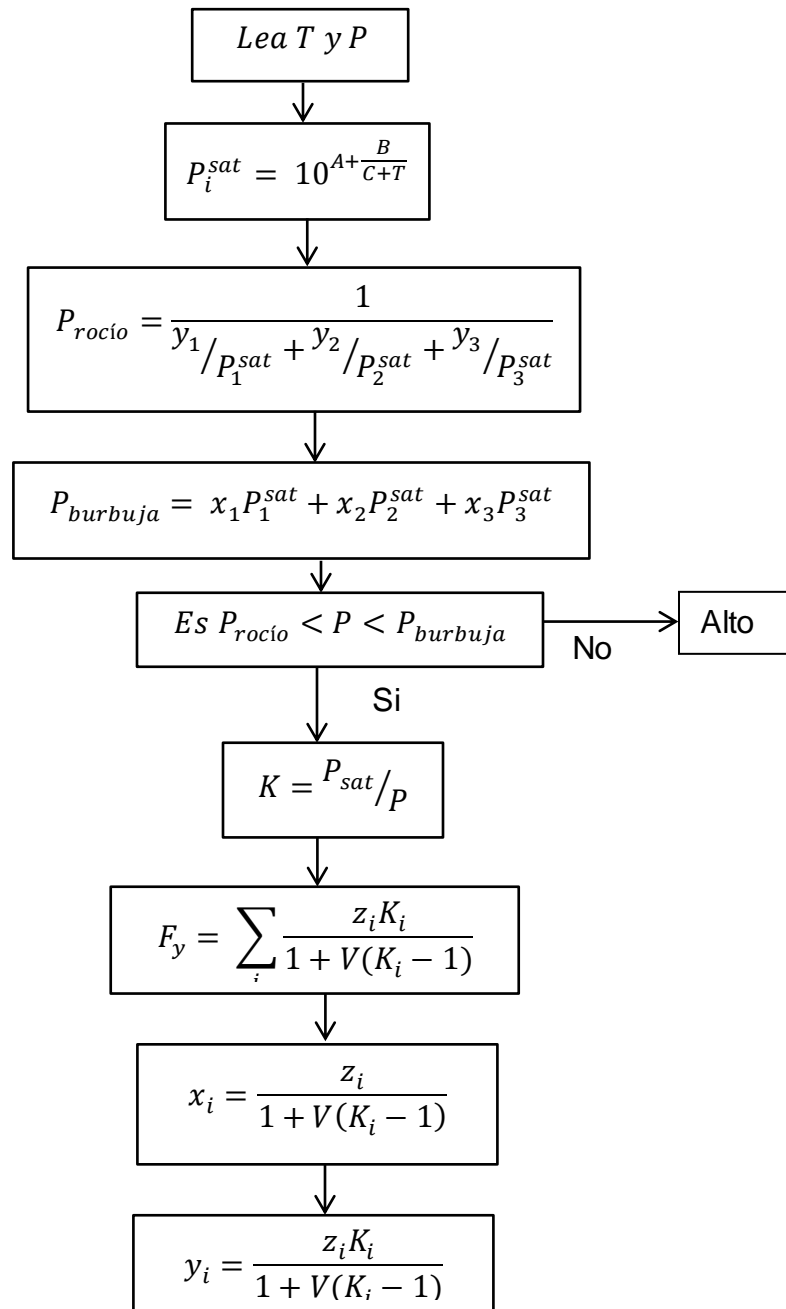
El tren de condensación es una de las etapas más importantes para la producción de biooil. Con el fin de desarrollar los balances de masa en las unidades flash se debe conocer el equilibrio líquido vapor entre los

componentes relevantes (agua y biooil). La composición del biooil se consideró de la siguiente manera:

Compuesto	% Peso	Fracción másica
Ácido acético	17,07	0,4290
Ácido propanóico (acetol)	0,47	0,0118
1-Hydroxy-2-butanona	1,54	0,0387
2-Furanona	0,14	0,0035
2-Ciclopenten-1-ona, 2-hydroxy-3-metil	4,44	0,1116
Fenol	11,3	0,2840
Fenol, 2-metoxo -(guaiacol)	1,06	0,0266
Fenol, 2.6-dimetioxy - (syringol)	2,24	0,0563
Levoglucosan	1,53	0,0385
Total	39,79	1,0000

Tabla 21. Composición del biooil. [18] *Corresponde a la fracción másica normalizada a 1.

Las relaciones que determinan la composición de la fase líquida y la fase acuosa son:



Donde las constantes de la ecuación de Antoine para cada uno de los compuestos del biooil (Tabla 21) se obtuvieron de la base de datos de HYSYS. Las ecuaciones se tradujeron al lenguaje de programación de Matlab R2013a para determinar la composición de las fases en cada una de las unidades flash.

ANEXO D PROPIEDADES TERMODINÁMICAS

Los balances de masa y energía son necesarios a fin de determinar el estado termodinámico de las corrientes de proceso, el requerimiento energético de la planta y el dimensionamiento de la misma. En este estudio conocer las propiedades de los componentes principales, biooil y biogás, representó un desafío al tener poca referencia bibliográfica sobre la capacidad calorífica y la presión de saturación. A continuación se presenta como se abarcó la solución al problema:

1. Capacidad calorífica para el biooil

La estimación de la capacidad calorífica del biooil se realizó experimentalmente por calorimetría diferencial de barrido (DSC por sus siglas en inglés) para una muestra de la fase orgánica del biooil obtenido por pirólisis rápida del bagazo de caña.

En este estudio la etapa de preselección permite agrupar la biomasa con propiedades favorables para la pirólisis, el análisis elemental del bagazo de caña es similar al de los dos residuos utilizados y por lo tanto permite tener una buena aproximación de la capacidad calorífica.

$$C_p = \frac{\text{Flujo de Calor}}{\text{Velocidad de calentamiento}} * K \quad (\text{Ec. D - 1})$$

Donde C_p es la capacidad calorífica [=] J/g °C.
El flujo de calor [=] W/g.
La velocidad de calentamiento [=] °C/min.
K es la constante de calibración.

El experimento se realizó bajo las siguientes condiciones:

- Equipo DSC: Discovery DSC TA instruments.
- Velocidad de calentamiento: 20 °C/s desde 0° a 300°.
- Calibrado con zafiro.
- Constante de calibración K=0,9678.

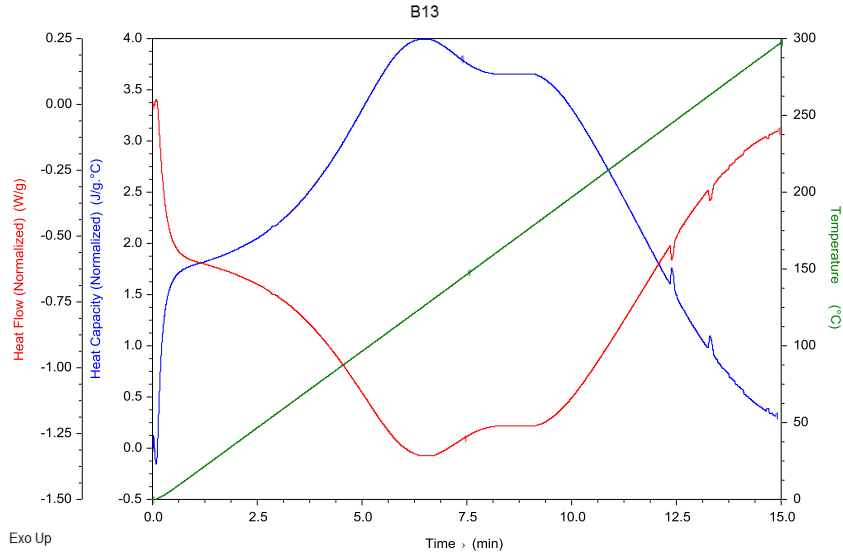


Figura 11. Resultados de la capacidad calorífica, C_p [kJ/kg°C] de la fase orgánica del biooil vs temperatura, T [°C].

Ajustando los valores experimentales de la capacidad calorífica (Figura 11) con el software Matlab R2013a se obtuvieron los resultados de la Figura 12 y de la Tabla 22:

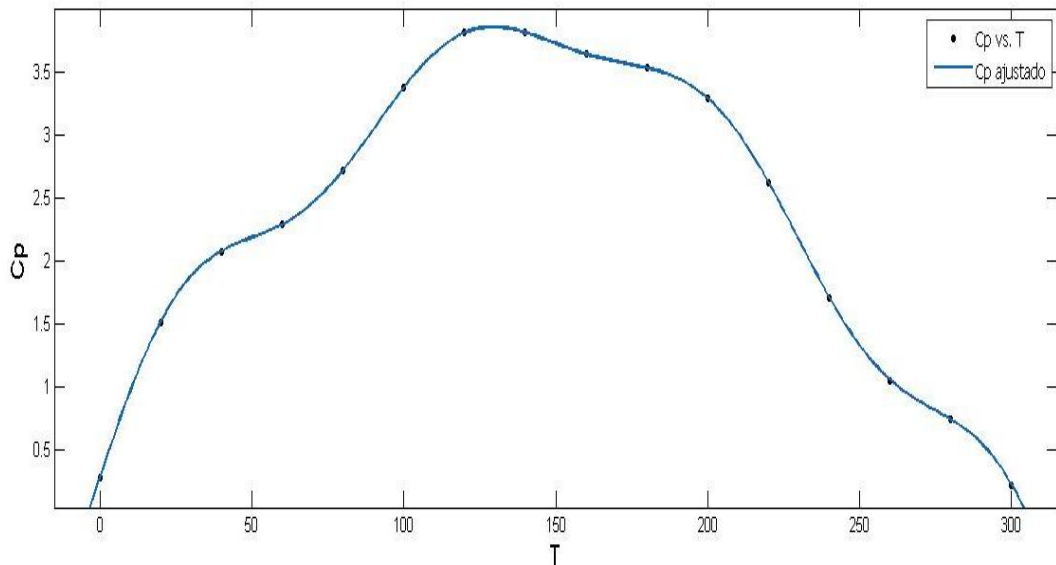


Figura 12. Diagrama de la capacidad calorífica, C_p [kJ/kg°C] de la fase orgánica del biooil vs temperatura, T [°C].

$$Cp(T) = a_1 \sin(b_1 T + c_1) + a_2 \sin(b_2 T + c_2) + a_3 \sin(b_3 T + c_3) \quad (Ec. D - 2)$$

General model Sin3:	
Cp(T)= a1*sin(b1*T+c1) + a2*sin(b2*T+c2) + a3*sin(b3*T+c3)	
Coefficients (with 95% confidence bounds):	
a1 =	3.779 (3.777, 3.78)
b1 =	0.01045 (0.01044, 0.01045)
c1 =	0.07796 (0.0772, 0.07872)
a2 =	1.453 (-1.115, 4.021)
b2 =	0.05807 (0.05599, 0.06015)
c2 =	-1.545 (-1.869, -1.221)
a3 =	1.529 (-1.039, 4.097)
b3 =	0.06041 (0.05843, 0.06238)

Tabla 22. Parámetros de ajuste para el polinomio del Cp del biooil.

2. Capacidad calorífica del biogás y del gas de combustión.

El biogás está compuesto principalmente por CO₂, CH₄, H₂, N₂. Las fracciones másicas se tomaron de la bibliografía [17] ($x_{CO_2} = 0,2685$; $x_{CH_4} = 0,2898$; $x_{H_2} = 0,4112$; $x_{N_2} = 0,0305$) y fue posible determinar una capacidad calorífica promedio para la temperatura deseada utilizando las siguientes relaciones con los parámetros de las Tablas 23 y 24:

$$C_{gas} = \sum_{i=1}^M x_i * C_{p_i} \quad (Ec. D - 3)$$

$$\frac{Cp^{gi}}{R} = A + BT + CT^2 + DT^{-2}; T [=]K \quad (Ec. D - 4)$$

Especie química	% w	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
CO ₂	0,2685	5,457	1,045	0	-1,157
CH ₄	0,2898	1,020	9,081	-2,164	0
H ₂	0,4112	3,249	0,422	0	0,083
N ₂	0,0305	3,28	0,593	0	0,04

Tabla 23. Capacidades caloríficas de gases en estado ideal para el biogás [29].

Las composiciones del gas de combustión se obtienen de balances de masa.

Especie química	A	10³B	10⁶ C	10⁻⁵ D
CO ₂	5,457	1,045	0	-1,157
CO	3,376	0,557	0	-0,031
H ₂ O	3,47	1,45	0	0,121
N ₂	3,28	0,593	0	0,04
O ₂	3,639	0,506	0	-0,227

Tabla 24. Capacidades caloríficas de gases en estado ideal para el gas de combustión [29].

ANEXO E CÁLCULO VELOCIDAD DE FLUIDIZACIÓN

En esta sección se presentan las expresiones para el cálculo de la velocidad del gas requerida en el reactor para que el lecho fluidice según los parámetros de porosidad, tamaño y densidad de partícula del lecho, al igual que las propiedades del gas fluidizante (gas no condensable). El lecho está constituido de partículas de biomasa y arena como agente fluidizante.

Las propiedades del gas fluidizante y del agente fluidizante se muestran en la Tabla 25.

Datos	Símbolo	Valor
Tamaño partícula	d_p	5×10^{-4} m
Densidad del gas (T=540°C)	ρ	0,4 kg/m ³
Densidad de partícula	ρ_p	1 850 kg/m ³
Esfericidad	\emptyset	0,78
Viscosidad del gas	μ	$3,5 \times 10^{-5}$ Pa/s
Gravedad	g	9,8 m/s ²

Tabla 25. Características del lecho y gas fluidizante.

La Ecuación de Ergun (Ec.E-1) representa la caída de presión a lo largo del lecho y abarca todo el intervalo de velocidades de flujo.

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\mu V_o(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3(\emptyset d_p)^2} + \frac{1,75\rho V_o^2(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3 \emptyset d_p} \quad (Ec. E - 1)$$

Caída de presión a través del lecho fluidizado:

$$\frac{\Delta P}{L} = g(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho) \quad (Ec. E - 2)$$

Utilizando la Ecuación (E-2) y la Ecuación de Ergun (E-1) para $\Delta P/L$ en el punto de fluidización incipiente, se obtiene una ecuación cuadrática para la velocidad de fluidización mínima V_{mf} . [29].

$$g(\rho_p - \rho) = \frac{150\mu V_{mf}(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3(\emptyset d_p)^2} + \frac{1,75\rho V_{mf}^2}{\varepsilon_{mf}^3 \emptyset d_p} \quad (Ec. E - 3)$$

Donde la porosidad mínima de fluidización se expresa como:

$$\frac{1}{\emptyset \varepsilon_{mf}^3} \cong 14 \quad (Ec. E - 4)$$

La velocidad de fluidización V_f del gas durante el proceso de conversión en el reactor se formula acorde a la literatura pertinente [30]

$$\frac{H}{H_{mf}} = 1 + \frac{10,978(V_f - V_{mf})^{0,738} \cdot \rho_p^{0,376} \cdot d_p^{1,006}}{V_{mf}^{0,937} \cdot \rho^{0,126}} \quad (Ec. E - 5)$$

Donde el valor de $\frac{H}{H_{mf}}$ para lechos fluidizados varía entre 1,2 y 1,4. [30]

Los valores de la velocidad de mínima y velocidad de fluidización son 0,14 y 0,58 m/s, respectivamente. Una velocidad entre este rango debe ser garantizada por el flujo de los gases no condensables que salen de la pirólisis para fluidizar las partículas del lecho en el reactor. En el modelo se buscó que la relación H/H_{mf} estuviera entre 1,2 y 1,4.

ANEXO F ALGORITMO PROGRAMACIÓN

```
variables={'X1','X2','X3',...,'XN'}; %Cantidad de biomasa a
                                     transportar en cada PB
N = length(variables);

% Crear variables para indexar
for v = 1:N
    eval([variables{v},' = ', num2str(v),';']);
end

% Límites inferiores
lb = zeros(size(variables));

% Límites superiores // insertar oferta en cada punto de biomasa
ub = Inf(size(variables));
ub([X1,X2,X3,...,XN]) = [a1,a2,a3,...,aN]';

% Desigualdades
A = zeros(1,N);
A(1,[X1,X2,X3,...,XN]) = -ones(size(variables));
b(1) = -bj; %Insertar demanda de biomasa de la planta j[t/año]

% Función objetivo
f = zeros(size(variables));
f([X1,X2,X3,...,XN]) = [c1j c2j c3j ... cNj]; %Costo de transporte
                                               desde el PB hasta la
                                               planta j

[x fval] = linprog(f,A,b,[],[],lb,ub);
for d = 1:N
    fprintf('%12.2f \t%s\n',x(d),variables{d})
end

fval
```