

**“PIRÓLISIS DE RESIDUOS DE COSECHA DE CAÑA DE AZÚCAR (RAC)
COMO ALTERNATIVA DE APROVECHAMIENTO EN PROCESOS DE
COGENERACIÓN”**



DIEGO FERNANDO COBO BARRERA

**PROGRAMA DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA MECÁNICA
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA
FACULTAD DE INGENIERÍA
UNIVERSIDAD DEL VALLE
CALI
MAYO 2012**

**“PIRÓLISIS DE RESIDUOS DE COSECHA DE CAÑA DE AZÚCAR (RAC)
COMO ALTERNATIVA DE APROVECHAMIENTO EN PROCESOS DE
COGENERACIÓN”**



DIEGO FERNANDO COBO BARRERA

0902729

Documento escrito presentado como Proyecto de
investigación al programa de Maestría en
Ingeniería con énfasis en Ingeniería Mecánica

DIRECTOR:

ADOLFO L. GÓMEZ P.

CODIRECTOR:

NICOLÁS J. GIL

PROGRAMA DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA MECÁNICA

ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA

FACULTAD DE INGENIERÍA

UNIVERSIDAD DEL VALLE

CALI

MAYO 2012

DEDICATORIA

A Dios por brindarme la oportunidad, a mis padres por entregarme parte de su vida, a mi esposa Saira por su amor y entendimiento y a mis hijos Juan y José por darme una razón de vida.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a mis hermanos y familiares más cercanos por su apoyo en los momentos requeridos. A mis profesores y compañeros de estudio en el compartir del aprendizaje. A mis compañeros de trabajo en Cenicaña quienes brindaron toda su colaboración en el desarrollo de este trabajo, especialmente los compañeros del programa de Fábrica, Alexander, Jairo, Jorge Iván, Juan Gabriel, Juan Carlos, Norley, Pedro, Sara, Tatiana, Julián y Vicky. Igualmente, a los Ingenieros Adolfo L. Gómez y Nicolás J. Gil, director y codirector de este trabajo, respectivamente, quienes sirvieron de guías para alcanzar las metas planteadas. Por último a todas aquellas personas que de una u otra forma colaboraron en el desarrollo y finalización de las actividades consignadas en este documento.

RESUMEN

El presente documento consigna los principales resultados del proyecto de investigación cuyo objetivo principal es el de determinar el potencial de aplicación de la ruta termoquímica de la pirólisis, a la biomasa residual de cosecha de caña de azúcar (RAC), particularmente en los esquemas de cogeneración actuales de los ingenios azucareros en Colombia. En los primeros capítulos del documento se hace una introducción a la teoría básica del proceso de pirólisis aplicado a la biomasa y se resumen las principales experiencias en biomasa residual cañera encontradas en la revisión bibliográfica. A continuación, se describen las principales tecnologías en la aplicación de pirólisis y la cogeneración como alternativa de producción energética en los ingenios azucareros.

En la segunda parte, se determinó en forma teórica el potencial de producción de productos líquidos en un proceso de pirólisis rápida para el RAC. Seguidamente, se describen las experiencias propias en la pirólisis de RAC, realizadas en un equipo piloto implementado durante el desarrollo del presente trabajo. Se encontraron relaciones entre la temperatura del reactor, la velocidad de alimentación, el tamaño de partícula y la temperatura del agua de condensación con la distribución de los productos del proceso. Además, se realizó una propuesta de balance de masa y energía para el proceso de pirólisis en un reactor alimentado mecánicamente por un tornillo sinfín.

Finalmente, se realizó el análisis del esquema de cogeneración de un ingenio Colombiano, determinando su valor de rendimiento eléctrico equivalente (REE). Posteriormente, se incluyó en este esquema, el proceso de pirólisis de RAC, empleando el biocarbón y el gas producidos como fuente de energía y el bioaceite como producto de venta. Se determinó que la pirólisis rápida, produciendo una mayor cantidad de bioaceite a partir de RAC es más rentable que la quema directa en las calderas.

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN.....	11
1.1 OBJETIVO GENERAL	13
1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	14
2. BIOMASA	15
2.1 TIPOS DE BIOMASA.....	15
2.2 COMPOSICIÓN DE LA BIOMASA.....	16
2.3 BIOMASA EN EL CULTIVO DE CAÑA DE AZÚCAR	18
3. PROCESOS TERMOQUÍMICOS APLICADOS A LA BIOMASA	21
3.1 COMBUSTION	21
3.2 GASIFICACIÓN	21
3.3 PIRÓLISIS	22
3.3.1 REACCIÓN DE PIRÓLISIS DE BIOMASA.....	26
3.3.2 CONSTANTE CINÉTICA DE LA REACCIÓN	27
3.3.3 PIRÓLISIS EN UNA PARTÍCULA DE BIOMASA	29
3.3.4 PRODUCTOS DE LA PIRÓLISIS DE BIOMASA.....	30
3.3.4.1 BIOCARBÓN	30
3.3.4.2 BIOACEITE.....	32
3.3.4.3 BIOGAS	35
3.4 TECNOLOGÍAS PARA LA REALIZACIÓN DE PIRÓLISIS DE BIOMASA.....	36
4. COGENERACIÓN COMO APROVECHAMIENTO DE LA BIOMASA RESIDUAL INDUSTRIAL EN LA INDUSTRIA AZUCARERA	39

4.1 ESQUEMAS BÁSICOS DE COGENERACIÓN EN LOS INGENIOS DE LA REGIÓN VALLECAUCANA	39
5. PIRÓLISIS APLICADA A LA BIOMASA RESIDUAL CAÑERA.....	44
5.1 MODELO CINÉTICO DE MANYÁ, J & ARAUZO, J. (2008) APLICADO AL RAC.....	44
5.2 ANÁLISIS TERMOGRAVIMÉTRICO DE RAC	47
5.2 EQUIPO DE EXPERIMENTACIÓN BÁSICA EN PIRÓLISIS DE RAC	48
5.3 EXPERIMENTOS REALIZADOS CON EL EQUIPO PILOTO	51
5. 4 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL EQUIPO PILOTO	57
6. PROPUESTA DE UN ESQUEMA DE ANÁLISIS PARA BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL PROCESO DE PIRÓLISIS DE RAC	60
6.1 VALIDACIÓN DEL ESQUEMA PROPUESTO PARA BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL PROCESO DE PIRÓLISIS DE RAC	63
7. INCORPORACIÓN DEL PROCESO DE PIRÓLISIS A LA GENERACIÓN DE ENERGÍA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR.....	68
7.1 CÁLCULO APROXIMADO DE LA CANTIDAD DE RAC PARA APROVECHAMIENTO EN PROCESOS DE PRODUCCIÓN ENERGÉTICA.....	68
7.2 CASO BASE	70
7.3 CASO I: COMBUSTIÓN DIRECTA DE RAC EN CALDERAS	73
7.4 CASO II: PROCESO DE PIRÓLISIS INTERMEDIA	74
7.5 CASO III: PROCESO DE PIRÓLISIS RÁPIDA.....	76
7.6 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.....	77
7.7 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LOS CASOS PRESENTADOS	79
8. CONCLUSIONES	82
9. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	85

ANEXO 1. SOLUCIÓN SISTEMA DE ECUACIONES MODELO CINÉTICO DE REACCIÓN DE MANYA, J. ARAUZO , J (2008)	89
ANEXO 2. ECUACIONES EMPLEADAS EN EL ESQUEMA PROPUESTO PARA BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DEL PROCESO DE PIRÓLISIS DE RAC	90
ANEXO 3. RESULTADOS DE UNA PRUEBA PARA ESQUEMA PROPUESTO DE BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DEL PROCESO DE PIRÓLISIS DE RAC	100

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1. Estructura de la celulosa.....	16
Figura 2. Estructura de la hemicelulosa	17
Figura 3. Tres tipos de lignina.....	18
Figura 4. Fase líquida obtenida a partir de pirólisis de RAC en equipo piloto de Cenicaña	33
Figura 5. Configuraciones para reactor en un proceso de pirolisis.....	37
Figura 6. Comparativo entre reactores para pirolisis rápida de biomasa.....	38
Figura 7. Esquema básico de cogeneración típico en un ingenio.....	40
Figura 8. Resultados Modelo de Manya J para reacción de pirólisis de RAC.....	46
Figura 9. Análisis termogravimétrico de RAC.....	47
Figura 10. Equipo micropirolizador piloto de Cenicaña. a) esquema; b) equipo real	50
Figura 11. Resultados de la experimentación inicial en micropirolizador piloto de Cenicaña. Se incluyen los resultados reportados por W.Tsai (2006)	54
Figura 12. Influencia de la temperatura inicial del agua de condensación en la cantidad final de bioaceite recuperado	55
Figura 13. Recuperación de biochar y bioceite para diferentes tamaños de partícula de la biomasa.....	57
Figura 14. Balance unitario de energía en el equipo experimental para pirólisis	58
Figura 15. Diagrama de flujo del proceso de pirólisis en el modelo propuesto de balance de masa y energía	60

Figura 16. Esquema básico del modelo propuesto para cálculo del balance de masa y energía en el proceso de pirólisis de RAC	61
Figura 17. Diferencia entre valores porcentuales de composición final de productos reales y los calculados por el modelo propuesto para el balance de masa y energía	65
Figura 18. Relación entre la eficiencia energética y la composición de los productos en cada una de las pruebas de validación del modelo propuesto	66
Figura 19. Relación entre la eficiencia energética y la composición elemental de los productos en cada una de las pruebas de validación del modelo propuesto	67
Figura 20. Cálculo de la energía total disponible en RAC para el año 2010	70
Figura 21. Esquema básico de cogeneración del ingenio analizado	72
Figura 22. Esquema de Cogeneración para el Ingenio en el Caso II.....	75
Figura 23. Principales valores de la evaluación económica	80

LISTADO DE TABLAS

Tabla 1. Análisis próximo y poder calorífico (RAC).	19
Tabla 2. Composición química de RAC.....	19
Tabla 3. Diferentes Clasificaciones de los procesos de pirolisis.....	22
Tabla 5. Modelos de reacción de pirolisis de biomasa	27
Tabla 6. Parámetros cinéticos para reacción de pirolisis en bagazo de caña.....	29
Tabla 7. Propiedades fisicoquímicas de bioaceites de pirólisis de bagazo de caña de azúcar.....	34
Tabla 9. Parámetros principales esquemas de cogeneración en algunos ingenios Colombianos (Castillo, E. F. 2010).....	42
Tabla 10. Resumen primer ensayo en micropirolizador piloto de Cenicaña	51
Tabla 11. Resultados segundo ensayo en micropirolizador piloto de Cenicaña	52
Tabla 12. Resumen tercer ensayo en micropirolizador piloto de Cenicaña	56
Tabla 13. Cálculo de la eficiencia térmica del proceso de pirólisis en el equipo piloto.....	59
Tabla 14. Resumen de resultados en la validación del modelo propuesto de balance de masa y energía para pirólisis de biomasa (valores porcentuales)	64

Tabla 15. Estimación de la cantidad total de RAC disponible en la región del valle geográfico del río Cauca en el 2010	69
Tabla 16. Cálculo del potencial de RAC para el ingenio analizado en el 2010	73
Tabla 17. Resultados análisis Caso I: Combustión directa en calderas	74
Tabla 18. Resultados análisis Caso II: Pirólisis intermedia	76
Tabla 18. Resultados análisis Caso III: Pirólisis rápida	77
Tabla 20. Resumen resultados casos de análisis de inclusión del proceso de pirólisis en el esquema de cogeneración del ingenio analizado.....	78
Tabla 21. Resumen de evaluación económica de cada uno de los casos.....	79

1. INTRODUCCIÓN

Las fuentes de energía fósiles (carbón, gas, petróleo) se consideran como recursos agotables cuya demanda se incrementa conforme se desarrolla la economía mundial. Una alternativa es reemplazar esta energía de origen fósil por otras fuentes como las renovables, dentro de las cuales se encuentra la biomasa. La otra razón fundamental para explorar el uso de energía renovable es el efecto del calentamiento global, ocasionado por la producción de gases de efecto invernadero. La biomasa se considera como fuente natural que mantiene el concepto del carbón neutral, favoreciendo la disminución en la producción de gases que contribuyen al calentamiento global. En Colombia, el cultivo de la caña de azúcar produce una cantidad apreciable de residuos de cosecha, se calculan alrededor de **8'200.000 t** para el año 2010, la cual es vista como una fuente renovable de energía para el país. Para lograr el aprovechamiento de esta fuente de energía se propone en el presente trabajo **la aplicación de procesos termoquímicos como la pirólisis**, que permitan la densificación energética de la biomasa proveniente de la cosecha de la caña de azúcar.

Existen ciertas dificultades en el tema de la adopción, en el sector azucarero colombiano, de una nueva tecnología como la pirólisis para la utilización de los residuos de cosecha de caña de azúcar (RAC) como fuente de energía. A continuación se especifican algunas de las más importantes:

- No hay una logística confiable y definida para la recolección y transporte de residuos. Amu, L. G. y colaboradores (2005) determinaron que la densidad del RAC transportado hacia la fábrica es determinante en el costo total de recolección.

- No existe una noción clara acerca de la cantidad de biomasa RAC de caña de azúcar que podría retirarse del suelo sin afectar la recuperación de los suelos y la productividad de los mismos. Torres, J y colaboradores (2006)

$$Re = \frac{\rho_{Gas} \cdot vel_{Gas} \cdot 2r_{IntGas}}{\mu_{Gas}}$$

concluyen que el aporte continuo de materia orgánica al suelo permitirá a largo plazo mejorar las propiedades físicas y químicas del suelo.

- Los procesos de pre-tratamiento para biomasa como secado y disminución del tamaño de partícula se consideran grandes consumidores de energía. Rosero. J. C. (2009) determinó que la energía específica requerida por un picador, procesando RAC de caña de azúcar proveniente de un ingenio colombiano, es de 43 Kwh/t para alcanzar tamaños de partícula inferiores a 6 mm.
- No existe un mercado definido para el empleo del biocarbón, producto de la pirólisis.
- Los procesos para posterior procesamiento de los bioaceites aún no están desarrollados completamente.
- No hay una noción clara para el sector azucarero colombiano acerca de los beneficios económicos, ambientales y sociales en el uso del RAC para la producción energética.

A favor de un proceso de adopción de la pirólisis como tecnología para aprovechamiento de la biomasa proveniente de la labor de cosecha se destacan:

- La caña de azúcar proporciona actualmente una cantidad no utilizada de biomasa (RAC), siendo parte de biomasa una alternativa de generación eléctrica.

- Existe una infraestructura de sistemas de cogeneración (vapor – energía eléctrica) y corte, alce, transporte y entrega (CATE) que podría ser aprovechada o adaptada en la utilización del RAC.
- Las normas ambientales actuales para cosecha de caña de azúcar en Colombia prohíben la requema de residuos de cosecha en el campo. Una cantidad excesiva de RAC dificulta labores de cultivo y acondicionamiento del terreno posterior a la cosecha.
- Posibilidad de diversificación de productos: aumento en la generación eléctrica, bioaceites, biocarbón, briquetas.
- Potencial para desarrollo de proyectos Mecanismo de desarrollo limpio (MDL) con disminución de emisiones en gases invernadero.

Teniendo en cuenta lo expuesto hasta el momento, el problema planteado como objeto principal del trabajo de investigación consiste en definir el potencial de aplicación de procesos termoquímicos como la pirolisis en el Valle del Cauca para el aprovechamiento de la biomasa proveniente de la cosecha de la caña de azúcar (RAC), el cual debe definirse desde el punto de vista técnico, económico, ambiental y social, de manera que le permita a quienes corresponda en su momento, trazar las estrategias para el aprovechamiento energético del recurso. El objetivo general y los objetivos específicos planteados para este trabajo de investigación se definen a continuación.

1.1 OBJETIVO GENERAL

Estimar el potencial técnico, económico y ambiental de la ruta termoquímica de pirólisis aplicada a los residuos de cosecha de la caña de azúcar (RAC) para su aprovechamiento energético en proyectos de cogeneración.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Realizar el análisis técnico de las diferentes tecnologías disponibles en el proceso termoquímico de pirólisis de biomasa.
- Definir la línea base en Colombia, específicamente en el sector azucarero, en los aspectos de cogeneración, identificando los esquemas actuales.
- Determinar las condiciones de operación necesarias (temperatura del reactor, caudal de alimentación, etc.) en una unidad piloto experimental para un proceso de pirólisis aplicado al RAC de la caña de azúcar.
- Establecer los balances de masa y energía en la unidad piloto experimental.
- Realizar el esquema de cogeneración para al menos un ingenio azucarero colombiano, incorporando procesos de pirólisis de RAC, para visualizar las posibilidades de incremento en eficiencia y generación de energía eléctrica.
- Estimar los impactos de proyectos de pirólisis sobre emisiones de gases invernadero.

2. BIOMASA

La biomasa se puede definir como cualquier materia orgánica que hizo o hace parte de un organismo vivo, la cual es una fuente de energía renovable. La canasta energética mundial presenta en los últimos años un claro interés por las fuentes de energía renovables, debido a la posibilidad de agotamiento de las fuentes de energía de origen fósil. La producción energética mundial apunta hacia un incremento en el porcentaje de energía renovable y la relación cada vez más cercana entre energía y medio ambiente indica que la fuente principal de energía debe mantener un marco sostenible con su entorno.

2.1 TIPOS DE BIOMASA

Desde el punto de vista del aprovechamiento energético de la biomasa residual, se pueden identificar diferentes tipos de biomasa:

- Biomasa residual forestal: es la generada en procesos de aprovechamiento de la madera.
- Biomasa residual agrícola: es la proveniente de los procesos de cosecha en cultivos.
- Biomasa residual industrial: es la generada como corrientes de desecho en procesos industriales.
- Biomasa residual urbana: es la originada en las ciudades.

La biomasa residual objeto del presente trabajo es la de origen agrícola, proveniente del proceso de cosecha del cultivo de la caña de azúcar (RAC) en la región del valle geográfico del río Cauca.

2.2 COMPOSICIÓN DE LA BIOMASA

La biomasa de origen vegetal, entre la que se cuenta la biomasa residual de origen agrícola, se compone de tres estructuras básicas de cadenas poliméricas: celulosa, hemicelulosa y lignina. Estos se constituyen principalmente de carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno. En la biomasa también está presente el azufre pero en menores proporciones que el carbono y algunos tipos de biomasa también contienen proporciones significativas de compuestos inorgánicos. La concentración de ceniza normalmente está entre el 1% en maderas blandas y hasta el 15% en biomasa herbácea y residuos agrícolas.

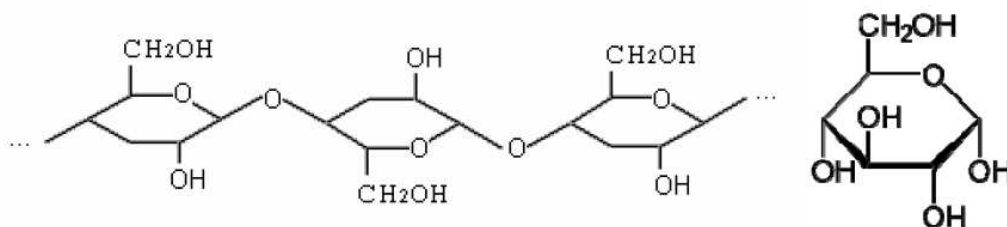


Figura 1. Estructura de la celulosa. Tomado de: Belderok, H.J.M. Experimental investigation and modelling of the pyrolysis of biomass. 2007

La Celulosa es un polisacárido con fórmula general $(C_6H_{10}O_5)_n$ (ver **Figura 1**). El algodón es casi α -Celulosa pura, mientras que la celulosa de madera, usada en la fabricación de papel, siempre aparece en asociación con hemicelulosa y ligninas. La celulosa es insoluble en agua, forma la estructura esquelética de la mayor parte de la biomasa terrestre y constituye aproximadamente el 50% del material de la pared celular. La degradación térmica de la celulosa empieza alrededor de los 370°C . Durante la pirólisis la cadena polimérica se divide en polímeros más pequeños o en especies gaseosas mucho más pequeñas que un monómero.

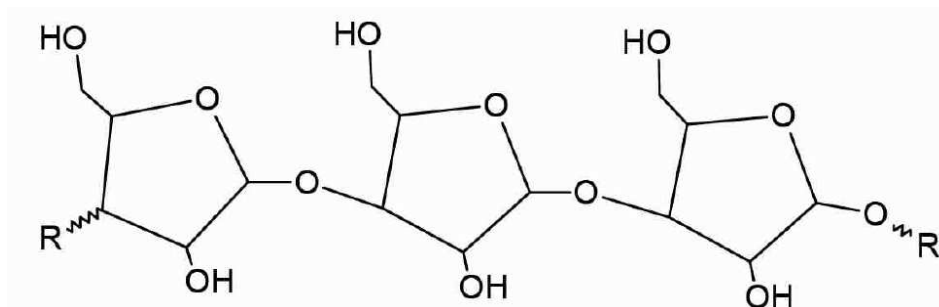


Figura 2. Estructura de la hemicelulosa. Tomado de: Belderok, H.J.M. Experimental investigation and modelling of the pyrolysis of biomass. 2007

Las hemicelulosas son polisacáridos complejos asociados a la celulosa en la pared celular (ver **Figura 2**), pero a diferencia de la celulosa, las hemicelulosas son solubles en alkalis diluidos y consisten en estructuras ramificadas, las cuales varían considerablemente entre las diferentes especies de biomasa maderosas y herbáceas. Muchas de ellas tienen fórmula general $(C_6H_8O_4)_n$. Las hemicelulosas usualmente tienen 50 a 200 unidades monoméricas y unos pocos residuos de azúcares simples. El más abundante es el Xylan. El Xylan existe en maderas suaves y duras en alrededor del 10% y 30% respectivamente del peso seco de las especies. Su estabilidad térmica es más baja que la celulosa, iniciando alrededor de los 270°C.

Las ligninas son polímeros aromáticos mononucleares, altamente ramificados y sustituidos presentes en las paredes celulares de determinada biomasa, especialmente en especies leñosas y generalmente están ligadas a fibras adyacentes de celulosa para formar un complejo lignocelulósico. Este complejo y las ligninas son resistentes a la conversión por sistemas microbianos y por muchos agentes químicos. El complejo puede ser descompuesto y la fracción de lignina separada por tratamiento con ácido sulfúrico fuerte, en el cual las ligninas son insolubles. El contenido de lignina en base seca en maderas suaves y duras está entre el 20% y el 40% por peso y desde el 10% al 40% por peso en varias

especies herbáceas como el bagazo. La degradación térmica de la lignina inicia alrededor de los 390°C y toma lugar en amplio rango de temperatura, debido a las diferentes estructuras químicas presentes en la lignina. La lignina es clasificada en tres grupos diferentes: lignina C, representativa de maderas suaves; lignina H y lignina O, se encuentran en maderas duras (ver **Figura 3**).

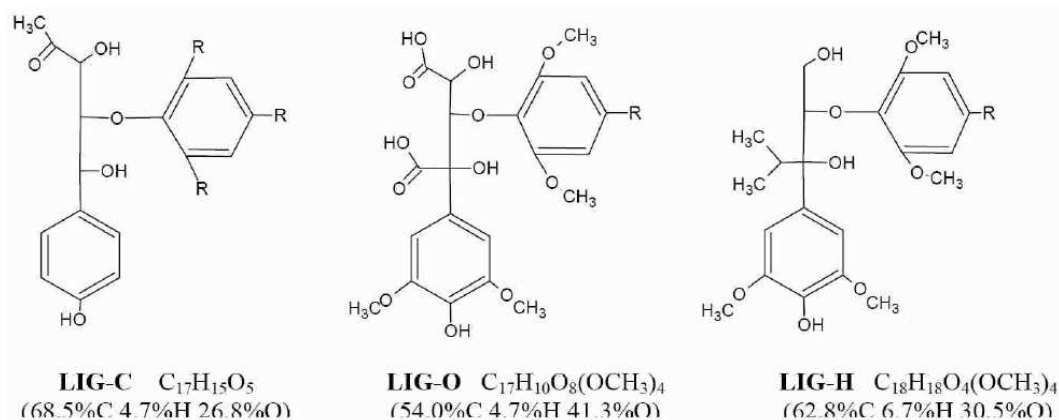


Figura 3. Tres tipos de lignina. Tomado de: Belderok, H.J.M. Experimental investigation and modelling of the pyrolysis of biomass. 2007

2.3 BIOMASA EN EL CULTIVO DE CAÑA DE AZÚCAR

La caña de azúcar es un cultivo cuyos tallos son aprovechados en las fábricas para separar de ellos la sacarosa y los azúcares reductores para producir el azúcar o el etanol carburante. El residuo remanente del proceso de separación, llamado bagazo se emplea principalmente como combustible en las calderas de las fábricas. Durante la labor de cosecha en el campo, las partes que no son tallos (hojas, cogollos y chulquines) se separan y permanecen en el campo. Villegas T.F., y colaboradores (1999) determinaron que el porcentaje de residuos en relación a las toneladas de caña por hectárea cosechada oscila entre 30% y 80% dependiendo entre otras de la variedad de cultivo. Se estimó que un valor promedio cercano al 50%, causa dificultades en labores de cosecha y manejo del RAC.

Diferentes análisis se han llevado a cabo acerca de la composición del RAC. En la **Tabla 1** se presentan los resultados de análisis elemental y de poder calorífico realizados por Carvajal (2006) a muestras de RAC en Colombia, en los cuales se discriminan las propiedades para cogollos, hojas verdes y hojas secas. Mientras que en la **Tabla 2** se muestra la composición química del RAC, obtenida en Brasil y Colombia. Gil, N. J. (2011) y colaboradores, reportan valores de celulosa, hemicelulosa, lignina y cenizas del 43.8%, 24.9%, 12.2% y 5.8% respectivamente, para RAC de caña de azúcar en Colombia, valores muy similares a los reportados en Brasil para los tres componentes principales.

Tabla 1. Análisis próximo y poder calorífico (RAC).

Tomado de: Carvajal, A. Características de las mezclas bagazo/residuos como combustible de caldera. Congreso colombiano de la asociación de técnicos de la caña de azúcar, VII. 2006

MATERIAL	Cogollo	Hoja verde	Hoja seca
HUMEDAD RESIDUAL (%)	6.04	6.22	5.94
MATERIA VOLÁTIL (%)	71.21	66.88	68.57
CARBÓN FIJO (%)	15.62	17.11	13.9
CENIZAS (%)	7.13	9.75	1.59
AZUFRE (%)	0.20	0.26	0.22
PC (KJ/Kg)	17922	16946	16825

Tabla 2. Composición química de RAC. Tomado de:

[http://www.seic.gov.do/baseConocimiento/Informacin%20sobre%20Biocombustibles/Proceso%20de%20producci%C3%B3n%20del%20etanol%20\(modelo%20de%20Brasil\).pdf](http://www.seic.gov.do/baseConocimiento/Informacin%20sobre%20Biocombustibles/Proceso%20de%20producci%C3%B3n%20del%20etanol%20(modelo%20de%20Brasil).pdf)

COMPONENTE	CANTIDAD (Brasil)	CANTIDAD (Colombia)
Celulosa	45.1%	43.8%
Hemicelulosa	25.6%	24.9%
Lignina	12.7%	12.2%
Otras materias orgánicas	4.3%	-
Cenizas	8.0%	5.8%
Humedad	9.7%	-

La cantidad de RAC disponible en la región azucarera Colombiana es todavía objeto de investigación. Torres, J. S. y colaboradores (2006) atribuyen la disponibilidad del RAC a diferentes factores como:

- Variedad caña de azúcar: El informe anual de la Asociación de Cultivadores de caña de azúcar de Colombia (asocaña) para el año 2010, reportó que la principal variedad de caña de azúcar cultivada fue la CC 8592, con alrededor del 70% del total de las 210.000 hectáreas cultivadas.
- Condiciones agroclimáticas del cultivo: Factores como la precipitación, la radiación solar, el manejo agronómico del cultivo inciden en la acumulación de biomasa por parte de la planta.
- Tipo de cosecha: En la región del valle geográfico del río Cauca se opera con diferentes esquemas de cosecha, tales como cosecha semi-mecánica con corte manual y cosecha mecanizada sobre caña quemada y caña sin quemar. En Colombia existen ingenios que manejan hasta un 100% de la caña mecanizada, mientras otros solamente llegan al 10%. En promedio la industria azucarera colombiana estima que alrededor del 22% de la caña cosechada es en forma mecánica. Adicionalmente, no existe una metodología definida en la logística de recolección de residuos.
- Práctica agronómica. El RAC que no es cargado en el vagón junto con la caña para llevarse al Ingenio, queda en el campo. Se opta por encallar entre surcos (para facilitar labores posteriores) y dejar esta biomasa como material de aporte orgánico al suelo en un proceso natural de descomposición.

3. PROCESOS TERMOQUÍMICOS APLICADOS A LA BIOMASA

Los procesos termoquímicos de conversión de biomasa en energía se definen como aquellos en los cuales se encuentran implicadas reacciones químicas irreversibles, a altas temperaturas y en condiciones variables de oxidación (Miguez, J.L., 2010). Los procesos termoquímicos se pueden clasificar según la presencia o ausencia de oxígeno y según los productos buscados. Existen tres grandes grupos de interés como lo son la combustión, la gasificación y la pirólisis.

3.1 COMBUSTION

La combustión se puede considerar como la reacción de la biomasa (combustible) y el oxígeno (generalmente aire) para obtener calor. Se busca garantizar que se complete la reacción para alcanzar la mayor cantidad de calor liberado, por esto se adiciona una mayor cantidad de aire a la cantidad determinada por el balance estequiométrico de la reacción.

3.2 GASIFICACIÓN

En la gasificación se busca obtener gas de carácter combustible, los cuales posteriormente liberarán energía en forma de calor. La cantidad de oxígeno adicionado es menor a la cantidad estequiométrica. Según los productos buscados se emplean diferentes agentes gasificantes, entre los que se tienen aire, oxígeno, hidrógeno, dióxido de carbono o vapor de agua. Entre los productos obtenidos se tienen principalmente monóxido de carbono, hidrógeno y metano, en diferentes proporciones dependiendo de las condiciones del proceso y del agente gasificante empleado. En un proceso de gasificación se requieren etapas iniciales de secado y calentamiento de la biomasa, en los cuales se adiciona calor al proceso. Este calor se puede adicionar en forma directa (combustión) o indirecta (transferencia de calor).

3.3 PIRÓLISIS

La pirólisis es básicamente un proceso de calentamiento de la biomasa en ausencia de oxígeno, en el cual se produce una descomposición de la biomasa en una fracción de gases volátiles condensables de los cuales se obtienen los bioaceites, una fracción de gases incondensables y la materia sólida remanente, denominada biocarbón. En la **Tabla 3** se presentan dos clasificaciones de los diferentes tipos de pirolisis, se pueden distinguir diferentes tipos de pirolisis, entre las que se distinguen la carbonización, realizada a bajas temperaturas y bajas velocidades de calentamiento y la pirolisis rápida, realizada a temperaturas altas y altas velocidades de calentamiento.

Tabla 3. Diferentes Clasificaciones de los procesos de pirolisis

Clasificación Fuente: Demirbas (2004)				
Tipo de Pirolisis	Rango de temperatura (°k)	Velocidad de calentamiento (°k/s)	Tamaño de partícula (mm)	Tiempo de residencia (s)
Convencional (Carbonización)	550-950	0.1-1	mayor de 50	450- 550
Pirolisis rápida	850-1250	10-200	<1	<0.2
Pirolisis flash	1050-1300	>1000	0.5-10	<0.5
Clasificación Fuente: L. Zhang (2010)				
Tipo de Pirolisis	Rango de temperatura (°c)	Tiempo de residencia	Distribución de los productos: (Líquido-Sólido-Gas)	
Pirolisis rápida	500	1 s	75% - 12% - 13%	
Pirolisis intermedia	500	10-20 s	50% - 20% - 30%	
Pirolisis lenta (Carbonización)	400	Tiempo prolongado	30% - 35% - 35%	
Gasificación	800	Tiempos prolongado	5% - 10% - 85%	

Desde principios de la década del 1990, las condiciones medioambientales a nivel mundial (efecto de gases de invernadero), hicieron considerar la pirólisis de la biomasa como una alternativa para fijar el carbón de la atmósfera. Los estudios realizados acerca de este proceso se incrementaron notoriamente. Balat, M. (2008) realizó una revisión de los diferentes aportes realizados en el tema, en cuanto a análisis y adelantos del proceso. Zanzi, R. y colaboradores (2002), condujeron experimentos con diferentes tipos de biomasa, entre ellas bagazo de caña de azúcar, en un reactor experimental de pirolisis rápida, a fin de determinar la influencia de diferentes parámetros del proceso en la composición y cantidad del gas final obtenido. El trabajo logró comprobar que la pirólisis rápida es un paso previo a la gasificación, encontrando rendimientos de biocarbón del 10% a 800 ° C para bagazo.

Ueno, M. y colaboradores (2007), desarrollaron una planta piloto para producción de biocarbón empleando bagazo proveniente de un ingenio en Japón. La planta permitió encontrar las temperaturas y tiempos requeridos por una unidad de gasificación de bagazo, la cual permitiera mantener la generación de energía en época de no zafra. Se encontró un rendimiento de hasta 20% de biocarbón, a partir del bagazo. Se consideró el proceso de pirolisis de bagazo como medio fijador del CO₂ en la atmósfera. En términos de balance de masa y energía se determinó que cuando la temperatura alcanzada en el quemador fue de 600 °C, el procesamiento de 82 Kg/h de bagazo con una humedad del 26.7%, produjeron 11.3 Kg/h de biocarbón y 4.14 L/h de bioaceite condensado, con un consumo energético de 7 L/h de Kerosene y 4 Kw de energía eléctrica.

Alonso-Pippo, W y colaboradores (2007), estudiaron la integración de una unidad de pirólisis rápida (módulo de 3 t/h) como una solución para proveer combustible en la generación de energía eléctrica. La inclusión del módulo de pirolisis rápida podría aumentar la generación de energía eléctrica en un 10%, aprovechando hasta 15 t/h de RAC. Las condiciones del reactor se fijaron en 0.15 MPa de presión interna y 723 °K (450°C), procesando 3 t/h de RAC o bagazo en una serie de cinco módulos de pirólisis rápida.

En Colombia, se han desarrollado trabajos iniciales en la pirolisis de RAC. García C.I., (2008) realizaron un trabajo a escala de laboratorio para obtener bioaceite a partir de la pirólisis de RAC en un reactor tubular de lecho fijo. Ellos encontraron un rendimiento cercano al 50% en bioaceite, para temperaturas de 450 °C y tiempos no superiores a 25 minutos. Fajardo, A.J. (2011) proyectó el diseño de una unidad experimental en pirolisis continua de biomasa cañera.

Existen firmas comerciales dedicadas al procesamiento de la biomasa, empleando procesos termoquímicos como la pirólisis rápida para la obtención de bioaceites y biocarbón. Una de las más importantes es Dynamotive Energy System, quienes presentan una tecnología capaz de procesar hasta 200 t/día de biomasa residual forestal, principalmente.

La **Tabla 4** presenta el resumen de diferentes experiencias publicadas en procesos de pirolisis para biomasa proveniente de la caña de azúcar. Se puede observar que los rendimientos en producción de bioaceite cambian desde 20% hasta el 66%. Se destacan los dos primeros casos, los cuales reportan experiencias en procesos continuos empleando aire como gas conductor, mientras los demás son experimentos en reactores tipo batch cuyo gas conductor es helio o nitrógeno. Las temperaturas empleadas están entre los 500 °C y los 700 °C. En los casos reportados en la **Tabla 4**, solamente el primero contempla la utilización de RAC, sin hacer descripción específica al proceso de pretratamiento de la biomasa, mientras que los demás casos utilizan bagazo en condiciones secas (humedad menor a 25%). El tamaño de partícula empleado en la mayoría de los casos es menor de un (1) milímetro.

Tabla 4. Resumen experiencias en pirolisis de biomasa de caña de azúcar

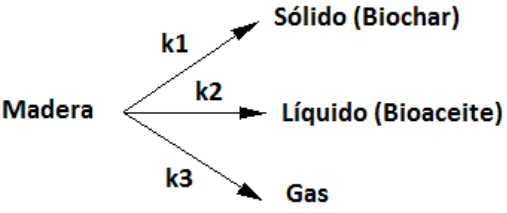
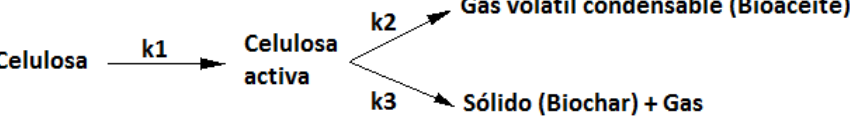
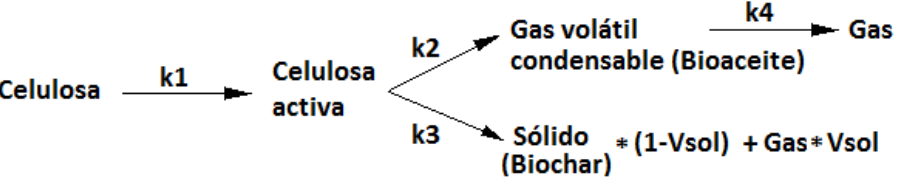
ITEM	AUTOR-TÍTULO	AÑO	TIPO BIOMASA	TIPO DE REACTOR	DIMENSIONES REACTOR (mts)	CAPACIDAD	TEMP. (°C)	RAMPA CALENT.	PRESIÓN (KPa)	CONDENSADOR	% BIOCARBÓN	% BIOACEITE	% BIOGAS	EFICIENCIA DEL PROCESO	APLICACIÓN
1	Pipo, W. "Agro-industry sugarcane residues disposal: the trends of their conversion into energ carriers in Cuba"	2006 (Cuba)	RAC: Humedad = 10%	FP3: Reactor de lecho fluidizado (aire seco (0.1 del requerido en combustión estequiométrica) + arena) Fuente de calefacción : vapor vivo		3000 Kg/h	500		150		10	65	11	61% (Teórico)	Sistema de cogeneración: Gas es no condensables a la caldera, Char para Briquetas, Bioaceite como combustible crudo
2	Ueno, M. " Carbonisation and gasification of bagasse for effective utilisation of sugarcane biomass"	2008 (Japón)	Bagazo: Humedad = 26.7%	Reactor continuo de tres cuerpos (transporte por tornillo y aire) lecho fluidizado (mecánico y neumático)		82 Kg/h	600		Ligero vacío		13.8	10.2	76	56% (real)	Producción de biochar - retener humedad en el suelo
3	Zandersons, J. "Studies of Brazilian sugarcane bagasse carbonisation process and products properties"	1999 (Brasil)	Bagazo: Humedad = 6.2%; 13.7% Tamaño partícula= Briquetas	Circular con agitador tipo batch	Dia: 0.41 Long: 0.35	0.5 Kg	600 (pared)	25°c/min			21.6	29.4	49	20% (calculado)	Producción de biochar
4	García, M. " Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse"	2001 (Canada)	Bagazo : Humedad= 8% tamaño partícula> 450micras	Cilindro batch, calentamiento indirecto desde resistencia eléctrica	Dia: 0.6 Long: 3	20 Kg	530	2,5 °c/min	12	4 condensadores (25,0,-30,-80 °c)	25.6	52.4	22	20% (calculado)	Producción de bioaceite (humedad del 20%/total)
5	Tsai, W.T. "Fast pyrolysis of rice straw, sugarcane bagasse and coconut shell in an induction heater reactor"	2005 (Taiwan)	Bagazo: Humedad =16% tamaño de partícula= 0.5 mm	Cilindro batch, calentamiento indirecto desde resistencia eléctrica, nitrógeno como gas conductor.	Dia: 0,0367 Long: 0,6	0.01 Kg	600	200 °c/min		Sistema agua/glicol -10°c	28	50	22	33% (calculado)	Comparativo con otros residuos (agua en el aceite de 35%/total)
6	Asadullah, M. "Production of bio-oil from fixed bed pyrolysis of bagasse"	2007 (India)	Bagazo: Humedad =4% tamaño de partícula= 0.5-1 mm	Cilindro batch lecho fijo atmósfera de N2	Dia: 0,1 Long 0,6	0.2 Kg	500	50 °c/min		2 condensadores: 60°c:agua -5°c: agua+NaCl	24.9	66.1	9	17% (calculado)	Producción de bioaceite (humedad del 15%)
7	Al Arni, S. " Syngas from sugarcane pyrolysis: an experimental studies for fuel cell applications"	2009 (Italia)	Bagazo : Humedad= 8.5 % tamaño partícula < 1mm	Cilindro batch, lecho fijo, horno cerámico con resistencia eléctrica. Helio como gas conductor.		0.03 Kg	700	60°c/min	atmosférica	4 condensadores: 250 ml (2) y 150 ml (2). Agua glicol al 20%. Temp 0°c.	23	20.6	42	13% (calculado)	Producción de gas para celda de combustible. Pérdidas del 14%

En este resumen (ver **Tabla 4**) se presentan adicionalmente, las eficiencias calculadas de cada uno de los casos a partir de los datos presentados en cada uno de las publicaciones respectivas. Este cálculo se hizo empleando la razón entre energía suministrada al proceso y energía obtenida en cada uno de los tres productos (biocarbón, bioaceites y biogás). En el cálculo se obtuvieron eficiencias desde el 61% para el primer caso (este valor es calculado con base en una proyección teórica), 56% en el segundo caso con valores reales y eficiencias calculadas menores al 33% con suministro de calor vía resistencia eléctrica.

3.3.1 REACCIÓN DE PIRÓLISIS DE BIOMASA

La reacción de la pirólisis ha sido estudiada por diferentes autores. En términos generales existen dos tendencias en modelos cinéticos de reacción. La primera en la cual se propone un modelo básico con reacciones de primer orden que consideran una simple disociación de la biomasa en componente sólido (biocarbón), líquido (condensable) y gaseoso (no condensable), tal como lo propuso Thunman y Leckner (2002) a partir de la madera. La segunda tendencia sigue el modelo propuesto por Broido y Shavizadesh (1994), en el cual se formuló un esquema para la celulosa donde se produce un componente activo inicial a partir del cual se obtienen los componentes sólidos y gaseosos. Millar y Bellan (1997) retoman este modelo adicionando una reacción de segundo orden en la formación de gas a partir de los productos condensables, en este modelo cinético el término V_{sol} de la **Tabla 5** se introduce como un factor experimental para la formación del sólido. Diebold J.D. (1997), realizó un análisis del proceso de pirólisis por ablación, a partir del modelo de Broido y Shavizadesh, para justificar la existencia de una sustancia inicial activa y propone la reacción de pirólisis de biomasa como un proceso de fusión de la misma, en el cual la biomasa sólida cambia a un estado líquido o sustancia activa. En la **Tabla 5** se presentan algunos de los modelos principales para describir la reacción de pirolisis de biomasa reportados por la literatura.

Tabla 5. Modelos de reacción de pirolisis de biomasa

Autor (año)	Modelo cinético de reacción
Thunman y Leckner (2002)	 <pre> graph LR Madera -- k1 --> Sólido["Sólido (Biochar)"] Madera -- k2 --> Líquido["Líquido (Bioaceite)"] Madera -- k3 --> Gas </pre>
Broido y Shavizadesh (1994)	 <pre> graph LR Celulosa -- k1 --> CelulosaActiva["Celulosa activa"] CelulosaActiva -- k2 --> GasVolatil["Gas volátil condensable (Bioaceite)"] CelulosaActiva -- k3 --> SólidoGas["Sólido (Biochar) + Gas"] </pre>
Miller y Bellan (1997)	 <pre> graph LR Celulosa -- k1 --> CelulosaActiva["Celulosa activa"] CelulosaActiva -- k2 --> GasVolatil["Gas volátil condensable (Bioaceite)"] CelulosaActiva -- k3 --> Sólido["Sólido (Biochar)"] GasVolatil -- k4 --> Gas Sólido -- "*(1-Vsol)" --> SólidoFinal["Sólido (Biochar)"] Gas -- "Gas*Vsol" --> GasFinal["Gas"] </pre>

3.3.2 CONSTANTE CINÉTICA DE LA REACCIÓN

Como complemento a tener un modelo cinético de reacción, se debe determinar la rapidez con la cual ocurre la reacción de pirolisis de biomasa. Esta rapidez ha sido modelada siguiendo la fórmula de Arrhenius para encontrar la constante cinética k de la reacción (ver **Ecuación 1**) y de esta forma predecir la rapidez de cambio de biomasa a sus componentes sólido, líquido y gaseoso.

$$k = A * e^{\left(\frac{E_0}{RT} \right)}$$

Ecuación 1. Constante cinética de la reacción

Donde: A = Factor de frecuencia

E_0 = Energía de activación

T = temperatura de la reacción

R = constante universal de los gases

Los diferentes autores reportan valores acordes a sus experimentos, comparando sus resultados con valores experimentales obtenidos por medio de análisis termogravimétrico, argumentando que este es punto de partida para la realización de un modelo matemático del proceso de la pirolisis de biomasa. Sin embargo, los resultados de los experimentos siempre se corrigen por diferentes motivos tales como la precisión del método matemático para análisis de los datos, tamaño de la muestra, rampa de calentamiento empleada, efectos de catálisis por acción de elementos menores en las muestras, entre otros.

En la **Tabla 6** se resumen, los valores de parámetros cinéticos determinados por diferentes autores en bagazo de caña de azúcar. Se observan diferentes enfoques en el modelo empleado de reacción. En el primer reporte se emplea el modelo propuesto por Miller y Bellan (1997), con valores separados de energía de activación y factor preexponencial (factor de frecuencia) para cada componente de biomasa (celulosa, hemicelulosa y lignina), mientras que el segundo ejemplo emplea un modelo de reacciones paralelas más parecido al modelo propuesto por Thunman (2002). El último reporte presentado por Aiman, S. (1993) realiza un análisis global del bagazo, el cual reporta un valor promedio entre componentes.

Tabla 6. Parámetros cinéticos para reacción de pirólisis en bagazo de caña

ITEM	FUENTE	BIOMASA	Componente	Celulosa	Hemicelulosa	Lignina	MODELO DE REACCIÓN	CONDICIONES
1	Manya J. (2008) "An alternative kinetic approach to describe the isothermal ppyrolysis of micro-particles of sugar cane bagasse"	Bagazo (Ingenio Concepción Argentina) tamaño de partícula < 1mm lavado en agua	Factor prexponencial Log A (1/s)	16.45	18.9	2.71	Miller-Bellan (1er orden)	Análisis isotérmico Atmósfera de Nitrógeno Rampa de calentamiento 20°k/min
			Energía de activación (kJ/mol)	198	246.5	57.3		
		Bagazo (Ingenio Concepción Argentina) tamaño de partícula < 1mm	Factor prexponencial Log A (1/s)	16.45	18.9	2.4		
			Energía de activación (kJ/mol)	202.4	253.5	52.3		
ITEM	FUENTE	BIOMASA	Temperatura pico (°C)	400	360	260	MODELO DE REACCIÓN	CONDICIONES
2	Varhegyi G. (1989) "Kinetics of the thermal decomposition of cellulose, hemicellulose and sugar cane bagasse"	Bagazo	Factor prexponencial Log A (1/s)	213	111	187	Modelo de reacciones paralelas (1er orden)	Atmósfera de Argón
			Energía de activación (kJ/mol)	15.3	7.7	17		
3	Aiman S. (1993) The pyrolysis kinetics of bagasse at low heating rate"	Bagazo (Mackay - Queensland) Humedad= 7% y 28% tamaño de partícula 76 micras	Factor prexponencial Log A (1/s)	13			Modelo de reacción simple (1er orden)	Atmósfera de Nitrógeno Rampa de calentamiento entre 5 a 50 °C/min
			Energía de activación (kJ/mol)	93.2				

3.3.3 PIRÓLISIS EN UNA PARTÍCULA DE BIOMASA

Los estudios de modelos de reacción de pirólisis de biomasa se han realizado principalmente en equipos de laboratorio y en pruebas de análisis termogravimétrico, con muestras del orden de gramos. Sin embargo, dado que el proceso de pirólisis se realiza con adición indirecta de calor y en ausencia de oxígeno, el proceso de transferencia de calor a través de la partícula es muy importante, en búsqueda de un valor de flujo de calor, que promueva la formación de productos volátiles. Reed T.B. y Siddartha Gaur (1997), realizaron un estudio en el cual determinaron el calor requerido para alcanzar la pirólisis de partículas de biomasa residual forestal de diferente tamaño. Se determinó que para una partícula de diámetro 3/8", se requieren 3472 J/g de biomasa seca. Si se considera la humedad de la misma (54,4%), se requieren 8060 J/g. Xu, R. y colaboradores (2011) calcularon un valor aproximado de 3000 J/g para RAC de caña de azúcar con humedad del 6% en un proceso de pirólisis a una temperatura de 600°C.

Diebold J.P. y Bridgwater A.V. (1997) realizaron una revisión al proceso de pirólisis de biomasa en el cual destacan el tamaño de partícula como un elemento clave en el proceso de pirólisis. En su publicación se señala que para la biomasa preparada, la forma de la partícula es alargada, presentando un diámetro mucho menor que la longitud. Esta condición es propicia para la utilización de reactores en lecho fluidizado, en la cual el perfil de temperatura a través de la partícula sea como una isoterma, con condiciones similares a la pirólisis por ablación.

3.3.4 PRODUCTOS DE LA PIRÓLISIS DE BIOMASA

Los productos principales de la pirólisis de biomasa son tres: la parte sólida, llamada biocarbón (biochar en inglés), la parte líquida denominada bioaceite y la parte gaseosa biogas o gas pobre. La fracción de cada uno de estos tres componentes depende de las condiciones propias de la biomasa y de los parámetros bajo los cuales es ejecutado el proceso, tal como se presentó en la **Tabla 6** para biomasa residual de caña de azúcar. A continuación se hace una breve descripción de los productos y sus posibles aplicaciones.

3.3.4.1 BIOCARBÓN

La fracción sólida o biocarbón es la que mayor concentración de carbono posee. Experimentos realizados por Joyce J. y colaboradores (2006) en producción de biocarbón a partir de bagazo y RAC, determinaron que la concentración de carbono se incrementó desde un 47-52% presente en la biomasa, hasta un 60-85% en el biocarbón obtenido. Así mismo encontraron que la concentración de especies metálicas aumentó en el biocarbón con respecto a la biomasa. Además en este mismo estudio se determinó que el biocarbón podría ser clasificado como un material mesoporoso con un área superficial menor a 20 m²/g. Esta característica de porosidad del biocarbón lo hace atractivo como material base en

el proceso de activación de carbón, tal como fue tratado por González J.F. y colaboradores (2009) para diferentes tipos de biocarbón provenientes de biomasa forestal. Sin embargo, una de las aplicaciones de mayor expectativa es la de tener un material que ayude al mejoramiento del estado físico y nutricional de suelos pobres para la agricultura.

Este último aspecto se ha tratado ampliamente en diferentes países como en Japón, donde se investiga con biocarbón proveniente de diferentes fuentes de biomasa, entre ellas bagazo. Shinogi Y., y colaboradores (2003) encontraron que el biochar mejora las propiedades físicas del suelo, capacidad de retención del agua, conductividad hidráulica, dureza y densidad. Además, se mejoran las propiedades físicas del suelo alrededor de la zona de crecimiento de la raíz y la producción del cultivo. En particular se realizaron experimentos en cultivo de caña de azúcar en los cuales se encontró que con una cantidad del 2.5% en peso de biocarbón agregado al suelo, se alcanzó un incremento de 1.8 unidades de sacarosa/caña y un incremento del 64% en peso del tallo con respecto al testigo con 0% de biocarbón agregado, aunque no mencionan las características del suelo empleado.

Quirk R.G. y colaboradores (2010) realizaron experimentos en pirolisis lenta de RAC y Bagazo en Australia. Sus resultados presentan rendimientos de 34% de biocarbón en peso de RAC y 31% en peso de bagazo. En la región de Burdekin (Australia) se estimó que a partir de 1.2 millones de toneladas de RAC, se podrían producir hasta 600.000 Mwh, con 400.000 t de biocarbón (equivalentes a 1 TM CO₂ e) disponibles para ser incorporados a los suelos. Experimentos con biocarbón aplicado a suelos de la misma región, revelaron el potencial de mejoramiento de las características del suelo y capacidad de reducción de las emisiones de N₂O que siguen a las aplicaciones de fertilizantes de nitrógeno en los suelos.

El biocarbón también es visto como una alternativa energética. El biocarbón posee en forma general un poder calorífico mayor al poder calorífico de su biomasa residual. González J.F. y colaboradores (2009) reporta incrementos de poder calorífico superior del 55-73% en biomasa residual forestal. La literatura ofrece datos de poder calorífico superior del biocarbón proveniente del bagazo: 36 MJ/Kg (García Pérez M., 2002); 24.57-27.0 MJ/Kg (Tsai W.T., 2006). Con valores como los anteriores se proyecta el empleo de biocarbón como material combustible en calderas, o como materia prima en procesos posteriores de gasificación que generen gases con un poder calorífico mayor al generado en el proceso de pirólisis.

En Colombia, el Centro de investigación en palma de aceite Cenipalma, adelanta estudios tendientes a aplicar la pirólisis a la biomasa residual agrícola proveniente del proceso de cultivo y extracción de aceite de palma, con el objetivo de generar biocarbón para ser incorporado al cultivo (Garzón, M. 2009). En el desarrollo del proyecto de pirólisis de residuos de cosecha de caña de azúcar desarrollado por el Centro de investigación para la caña de azúcar de Colombia Cenicaña, se han realizado procesos de pirólisis en batch para la obtención de biocarbón a partir de residuos de caña, empleando como combustible del proceso, el propio RAC.

3.3.4.2 BIOACEITE

La investigación en procesos termoquímicos de biomasa, en las últimas dos décadas está encaminada a la obtención de productos líquidos, que sean materia prima en tratamientos posteriores para la obtención de hidrocarburos. La necesidad de disminuir las emisiones de CO₂, como principal causante del calentamiento global y los requerimientos energéticos mundiales han impulsado la

investigación en el campo de la pirólisis rápida como tecnología en la obtención de productos líquidos a partir de pirólisis de biomasa residual forestal y agrícola. El bioaceite es una mezcla líquida de compuestos oxigenados, conteniendo varios grupos químicos funcionales tales como carbonilos, carboxilos y fenoles.

En la **Tabla 7** se presenta el análisis de propiedades fisicoquímicas de bioaceites provenientes del proceso de pirólisis de biomasa de la caña de azúcar (bagazo), reportado por diferentes autores. Se destaca en la **Tabla 7** que los datos de los ítems 1 y 3 son cercanos, mientras que el ítem 2 presenta datos de humedad mayor al 70% y poder calorífico de hasta 5 MJ/Kg. Esta diferencia posiblemente se debe a que se trate de dos materiales diferentes. El ítem 2 se puede estar refiriendo al líquido condensado de color rojizo cuyo principal componente es agua proveniente de la humedad original de la biomasa y de la reacción de pirólisis, mientras que los ítems 1 y 3 posiblemente tratan el líquido más oscuro y viscoso. En la **Figura 4** se presenta una muestra de bioceite obtenida en el equipo piloto de Cenicaña, en la cual se muestran los dos tipos de fase líquida obtenida.



Figura 4. Fase líquida obtenida a partir de pirólisis de RAC en equipo piloto de Cenicaña

Tabla 7. Propiedades fisicoquímicas de bioaceites de pirólisis de bagazo de caña de azúcar

ITEM	FUENTE	BIOMASA	PROPIEDAD BIOACEITE	VALOR	UND
1	García, M. (2002) " Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse"	Bagazo : Humedad= 8% tamaño partícula> 450micras	Humedad	13.8	%
			Densidad a 20°C	1211	Kg/m3
			Viscosidad cinemática	26.7	cSt
			Poder calorífico superior	22.4	MJ/Kg
			Cenizas	0.05	%
			pH	2.7	
2	Tsai, W.T. (2006) "Fast pyrolysis of rice straw, sugarcane bagasse and coconut shell in an induction heater reactor"	Bagazo: Humedad =16% tamaño de partícula= 0,5 mm	Humedad	70-86	%
			Poder calorífico superior	3.72 - 5.12	MJ/Kg
			pH	2.04 - 2.32	
3	Asadullah, M. (2007) "Production of bio-oil from fixed bed pyrolysis of bagasse"	Bagazo: Humedad =4% tamaño de partícula= 0,5 1 mm	Humedad	15	%
			Densidad a 20°C	1150	Kg/m3
			Viscosidad cinemática	3.9	cPs
			Poder calorífico superior	17.5	MJ/Kg
			contenido de cenizas	0.03	%
			pH	3.5	

En algunos casos el bioaceite es el combustible principal en una turbina de gas. La universidad de Iowa (U.S.A.) en asocio con la empresa Dynamotive (Canadá), proyectaron una planta para generación de energía eléctrica y vapor en un ciclo combinado con turbina de gas y caldera de recuperación, a partir de biomasa residual forestal tratada por proceso de pirólisis rápida. Además se contempló la posibilidad de obtener derivados químicos del proceso de tratamiento del bioaceite tales como levuglocosan (20%), lignina pirolítica (17%), celobiosan (3%), glicoaldehídos (3%) y ácido acético (1%). El costo total del proyecto fue de \$18.4 millones de dólares, procesando 5.9 t/h de biomasa (residuos de cosecha del maíz), para producir inicialmente 68% de bioaceite y 20% de biogas, con un total de producción de energía eléctrica de 7.8 Mw.

Un segundo estudio fue llevado a cabo por el Departamento de energía en U.S.A. DOE, en el cual se proyectó una planta de producción de gasolina y diesel a partir de la pirólisis de biomasa residual forestal para la producción de bioaceite. La planta con un costo total de \$303 millones de dólares, se proyectó con una capacidad de procesar 2000 t/día de biomasa seca que produjeran 76 millones de galones/año de biodiesel, con un precio final de venta del biodiesel en dólares de \$2.04/galón.

3.3.4.3 BIOGAS

El tercer producto del proceso de pirólisis de biomasa son los gases no condensables. La literatura reporta una composición principal de monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano, hidrógeno, hidrocarburos de bajo peso molecular y otros no especificados. En la **Tabla 8**, se muestra un resumen de la composición de gases no condensables obtenidos en el proceso de pirólisis de bagazo y RAC a temperaturas de 800°C; se observa que los principales componentes son el monóxido de carbono y el dióxido de carbono. En el proceso de pirólisis estos gases no condensables se emplean generalmente como fuente de energía en el mismo proceso, debido a su bajo poder calorífico (5-10 MJ/Nm³). Por otro lado, existen otras aplicaciones tales como la propuesta por Saleh Al Arni y colaboradores (2010) para emplear los gases no condensables con altos contenidos de monóxido y dióxido de carbono en una celda de combustible de carbón fundido. En este trabajo se determinó una eficiencia total del proceso de producción de energía eléctrica del 43%.

Tabla 8. Caracterización de biogas proveniente de proceso de pirólisis de biomasa residual cañera

ITEM	FUENTE	BIOMASA	PROPIEDAD BIOGAS	VALOR	UND	ELEMENTO	% VOL
1	García, M. (2002) "Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse"	Bagazo : Humedad= 8% tamaño partícula> 450micras	Poder calorífico superior	6.4 - 9.8	MJ/Kg	H2	1.1 -2.4
						CH4	2.2 - 6.7
						CO	28.6 -31.8
						CO2	48.2 - 56.0
						C2H4	0.3 - 0.6
						C2H6	0.6 - 0.9
			Peso molecular promedio	38.1 - 38.5	g/mol	C3H6	1.1 - 1.6
						C3H8	0.5 - 0.8
						CH3OH	0.8 - 1.3
						C4H10	0.4 - 0.9
						C5H12	0.1 - 0.6
2	Gabra, M (2001) "Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residues - Parte 2: gasification of cane trash"	RAC: Humedad=6% Pellets menor a 2mm long.	Densidad	510	Kg/m3	H2	7.48
			Contenido de agua	0.22	Kg/Kg gas seco	CH4	2.8
						CO	15.91
						CO2	14.04
						C2H4	0.81
			Poder calorífico inferior	3.36	MJ/Kg	C2H6	0.02
						C2H2	0.41
						N2	53.77

3.4 TECNOLOGÍAS PARA LA REALIZACIÓN DE PIRÓLISIS DE BIOMASA

La pirolisis se puede llevar a cabo en procesos tipos batch y en forma continua. El primero se emplea principalmente cuando el objetivo principal es el de obtener biocarbón, mientras que el segundo se dirige a la producción de bioaceite y gas. Entre las principales configuraciones de reactores se encuentran la fluidización neumática, la cual comprende reactores de lecho fijo y lecho fluidizado. La fluidización mecánica, en la cual el reactor es un cono rotatorio o un tornillo sin fin y por último reactores de calentamiento por contacto directo en un disco caliente o con tanque de vacío, como se muestra en la **Figura 5**.

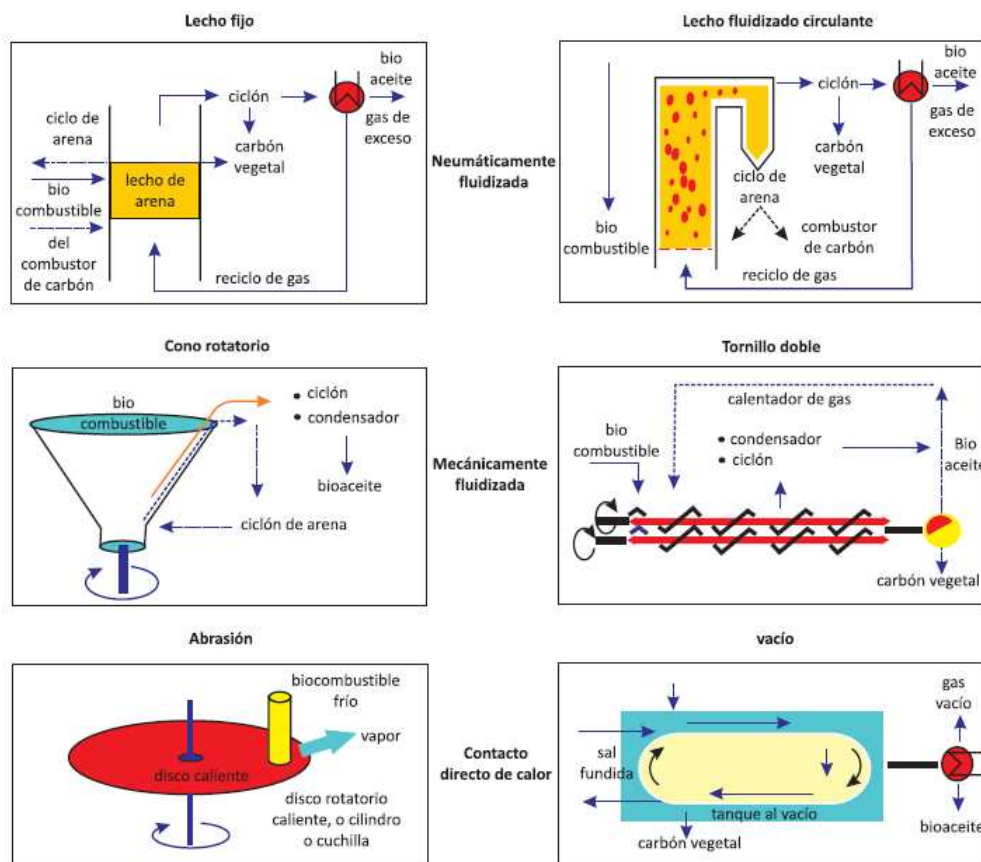


Figura 5. Configuraciones para reactor en un proceso de pirólisis. Tomado de:

<http://www.ctib-tchn.be/weruploads/file/2005-06-Meier-Pyrolysis.pdf>

Se observa una tendencia a emplear la pirólisis rápida en reactores de lecho fluidizado para favorecer la producción de bioaceite. Esta práctica implica un tamaño de partícula pequeño, menor a 1 mm, lo cual hace que para el caso de RAC se deba considerar un proceso de disminución de tamaño de partícula y un proceso de secado de la biomasa que disminuya la presencia de agua en la reacción.

Diebold, J y colaboradores (1988) desarrollaron un reactor tipo vortex en el cual encontraron rendimiento de bioaceite de hasta un 70% para biomasa residual forestal con un tamaño de partícula inferior a 3 mm. En este trabajo se consideró el reactor tipo vortex desarrollado como el ideal para la producción de bioaceite al proporcionar una alta tasa de calentamiento de la biomasa, con coeficientes de

transferencia de calor de 5 a 15 w/°Kcm² y tiempos de residencia cortos para evitar la sucesión de reacciones secundarias en los gases volátiles producidos por la pirolisis.

Brown R.C. y colaboradores realizaron una comparación entre las características principales de diferentes tipos de reactores empleados en pirolisis rápida de biomasa. La **Figura 6** resume la comparación realizada, donde ubica los reactores de tornillo, los de lecho fluidizado y los de lecho de flujo circulante como los de mayores perspectivas de desarrollo a nivel industrial.

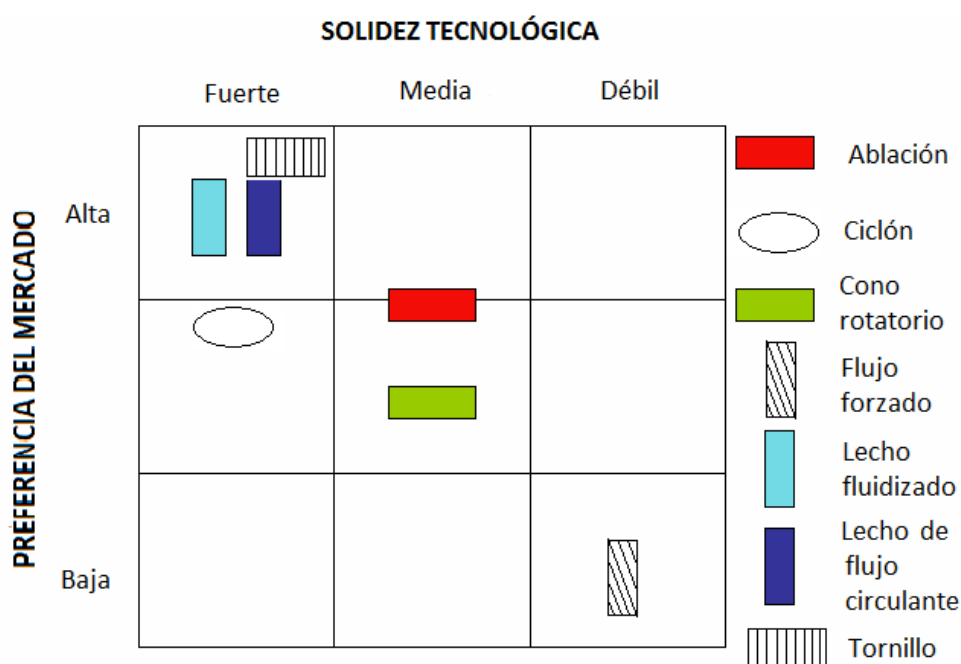


Figura 6. Comparativo entre reactores para pirolisis rápida de biomasa.

Tomado de: [http:// www.ascencion-publishing.com/B12/HD50.pdf](http://www.ascencion-publishing.com/B12/HD50.pdf)

4. COGENERACIÓN COMO APROVECHAMIENTO DE LA BIOMASA RESIDUAL INDUSTRIAL EN LA INDUSTRIA AZUCARERA

La biomasa residual azucarera, llamada bagazo, subproducto principal del proceso de extracción de la sacarosa en los molinos, ha sido tradicionalmente, la fuente de energía en procesos de producción de vapor en calderas. A este primer aprovechamiento térmico de la energía contenida en el bagazo, se sumó posteriormente, la producción de energía eléctrica, dando origen a procesos de cogeneración para consumo propio, inicialmente y con excedentes de producción de energía eléctrica en una segunda etapa del desarrollo. En Colombia hoy en día se calcula un potencial de producción de energía eléctrica de hasta 200 Mw por parte de asocaña en el año 2008, como excedentes de venta a la red pública, considerando los residuos de cosecha de caña de azúcar (RAC) como fuente de energía por emplear en la tarea de alcanzar la cifra apuntada. De los trece (13) Ingenios de la región del valle geográfico del río Cauca, existen 5 proyectos de cogeneración en funcionamiento y otros seis están en vía de desarrollo.

4.1 ESQUEMAS BÁSICOS DE COGENERACIÓN EN LOS INGENIOS DE LA REGIÓN VALLECAUCANA

La cogeneración es una técnica de producción combinada de energía eléctrica y energía térmica la cual hace parte integrante de la actividad productiva. Esta es una forma más eficiente de producción de energía eléctrica, debido al mayor aprovechamiento que se hace del calor proveniente de la corriente de energía térmica. En forma general, los esquemas de cogeneración se pueden dividir en dos tipos: el esquema de ciclo superior, el cual produce inicialmente energía eléctrica y posteriormente aprovecha el calor remanente de la corriente térmica en el proceso; y el ciclo inferior en el cual se produce energía eléctrica después de haber empleado el calor requerido en el proceso, proveniente de la corriente de energía térmica. El esquema empleado en la industria azucarera es el ciclo

superior, en el cual se produce inicialmente vapor a altas presiones y temperaturas. El vapor vivo alimenta una turbina que genera energía eléctrica. El vapor que sale de la turbina a condiciones de menor presión y temperatura va al proceso para que entregue su energía térmica remanente. En la **Figura 7** se presenta un esquema básico de cogeneración típico de un ingenio de la región vallecaucana.

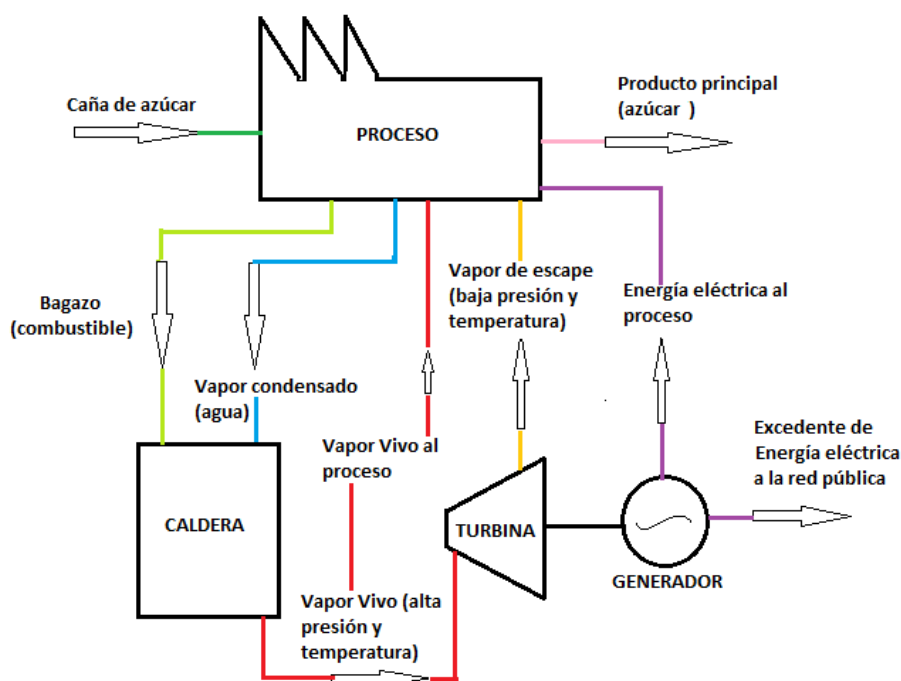


Figura 7. Esquema básico de cogeneración típico en un ingenio

En la **Tabla 9** se presenta un resumen de los principales parámetros de los proyectos de cogeneración (vigentes y futuros) en algunos de los ingenios de la región vallecaucana. En esta tabla se aprecian diferentes características entre las cuales destacan:

- Las condiciones del vapor vivo se encuentra con una presión por encima de los 62 bares (900 psi) y una temperatura cercana a 500°C, excepto para un ingenio. Joyce J.A. y colaboradores (2006), indican que si se eleva la

temperatura del vapor vivo desde 280°C hasta 525°C, se puede incrementar la generación de energía eléctrica hasta en un 150%. Además establecen que la presión más usada es de 85 bar (1250 psi).

- Los turbogeneradores empleados en la generación de la energía eléctrica son de tres clases: la primera a condensación, en cuyo caso no se considera parte del sistema de cogeneración puesto que la corriente de vapor saliendo del turbogenerador no entrega calor útil al proceso; la segunda a contrapresión, donde la energía remanente en el vapor de escape es entregada en procesos de calentamiento del proceso de producción. Por tanto, la energía eléctrica generada que se considere como de cogeneración será aquella generada por el turbogenerador a contrapresión. La tercera es del tipo extracción-condensación, en el cual se realiza una expansión del vapor hasta un cierto nivel de presión requerido por el proceso. En este punto se realiza una extracción de una parte del caudal de vapor, que es enviado al proceso y el caudal restante termina su proceso de expansión en el turbo hasta el estado de condensación.
- Los combustibles empleados para producir la energía primaria en algunos ingenios colombianos son: biomasa residual cañera (bagazo, RAC) y carbón, en este caso por la venta de parte del bagazo a la industria papelera de la región como materia prima de su proceso. Desde el punto de vista ambiental el carbón es un combustible que favorece la acumulación de gases de efecto invernadero en la atmósfera terrestre.

Tabla 9. Parámetros principales esquemas de cogeneración en algunos ingenios Colombianos (Castillo, E. F. 2010)

CARACTERÍSTICAS	INGENIO 1	INGENIO 2	INGENIO 3	INGENIO 4	INGENIO 5	INGENIO 6	INGENIO 7
Molienda (TCH)	400	300	270	370	330	580	230
Caldera (Presión - Temp.)	970 (PSIG) - 510 (°C)	970 (PSIG) - 505 (°C)	913 (PSIG) - 510 (°C)	900 (PSIG) - 480 (°C)	901 (PSIG) - 480 (°C)	650 (PSIG) - 395 (°C)	925 (PSIG) - 500 (°C)
Equipos de generación (C-P : Contrapresión E-T : Extracción - Condensación)	1) C-P (20 MW) 2) E-C (20 MW)	1) CP (27 MW) 2) E-C (10 MW)	1) C-P (25 MW)	1) C-P (20 MW) 2) E-C (20 MW)	1) C-P (20 MW) 2) E-C (18 MW)	1) E-C (35 MW)	1) C-P (10 MW) 2) E-C (10 MW)
Combustible (C : Carbón B: Bagazo BO: Bagacillo R.A.: residuos agrícolas)	C - B	C-B-BO	C - B	C - B	C - B	C-B-R.A	B

La comisión para la regulación de energía y gas de Colombia (CREG), expidió la resolución 162 del 2008 por medio de la cual establece la normativa para los proyectos de cogeneración nuevos y actuales en Colombia. En esta resolución se adopta el indicador de Rendimiento Eléctrico Equivalente (REE) como parámetro de aceptación del proceso de cogeneración. El REE es un indicador empleado como medidor de la eficiencia de un proceso de cogeneración. Este se define como la razón entre la energía eléctrica total producida y la diferencia entre la energía primaria empleada para generar la energía eléctrica y el calor útil entregado al proceso después de haber generado dicha energía eléctrica (ver **ecuación 2**).

$$REE = \frac{EE}{EP - \frac{CU}{\eta_{REF}}} * 100 \quad \text{Ecuación 2. Rendimiento eléctrico equivalente}$$

Donde:

- EE: Producción total anual bruta de energía eléctrica en el proceso.
- EP: Energía primaria del combustible consumida anualmente por el proceso.
- CU: Producción total anual de calor útil del proceso.
- η_{REF} : Eficiencia de referencia para la producción de calor útil. (0.9 establecido por la CREG para cualquier tipo de combustible)

La resolución 005 del 2010 de la CREG, establece valores mínimos de Rendimiento Eléctrico Equivalente (REE), según el tipo de combustible empleado en el proceso estableciendo un valor mínimo del 20% con un combustible como lo es el bagazo de caña. Posteriormente, por medio de la resolución del 047 del 2011 se reglamentó la ejecución de las auditorías respectivas a los cogeneradores, estableciendo para el sector azucarero un límite mínimo del 20% en eficiencia del REE para los proyectos no inscritos ante la UPME. Para los proyectos de cogeneración ya inscritos se aceptará el valor mínimo entre el resultado del REE en la auditoría y el 20% reglamentado.

Para lograr mejorar este indicador y de esta forma el proceso de cogeneración en los ingenios Colombianos se requiere incrementar a su vez las eficiencias de los procesos de producción de energía eléctrica, utilización de la energía primaria del combustible bagazo en las calderas y aumentar el aprovechamiento del calor útil remanente del vapor en el proceso, una vez ha salido de la turbina generadora de energía eléctrica.

5. PIRÓLISIS APLICADA A LA BIOMASA RESIDUAL CAÑERA

La revisión bibliográfica realizada hasta el momento muestra que el bagazo ha sido objeto de estudio en diferentes investigaciones, mientras que el RAC de la caña de azúcar, no lo es. De otro lado, las experiencias de otros autores, revisadas en este trabajo, han sido realizadas en su mayoría en reactores tipo batch, en procesos en los cuales se incluye un gas inerte en el proceso, que neutralice el efecto del oxígeno presente en el aire en la reacción de pirólisis. En el presente trabajo se implementó un equipo de pirólisis en continuo, en una atmósfera de aire en su etapa inicial, empleando RAC como biomasa objeto del proceso de pirólisis. A continuación se muestran los principales resultados de las actividades realizadas con el objeto de determinar el potencial técnico y económico de la tecnología de pirólisis aplicada al RAC proveniente de la caña de azúcar.

5.1 MODELO CINÉTICO DE MANYÀ, J & ARAUZO, J. (2008) APLICADO AL RAC

Inicialmente, se adoptó el modelo cinético de reacción propuesto por Manyà, J. y colaboradores (2008), el cual fue desarrollado a partir del modelo propuesto por Miller-Bellan (ver **Tabla 5**) y empleando los datos de composición de RAC realizado por Gil, N. y colaboradores (2011), presentados en la **Tabla 2**, se realizó una proyección de la cinética de reacción del RAC bajo un proceso de pirólisis a fin de determinar el potencial de formación de productos.

Las ecuaciones y los valores de las constantes cinéticas empleadas en el cálculo fueron tomados de los experimentos realizados en bagazo por Manyà, J. y colaboradores (2008). A continuación se presentan las ecuaciones del modelo adoptado:

$$\frac{d(y_{comp})}{dt} = -k_1 \cdot y_{comp} \quad \text{Ecuación 3}$$

$$\frac{d(y_a)}{dt} = k_1 \cdot y_{comp} - (k_2 + k_3) \cdot y_a \quad \text{Ecuación 4}$$

$$\frac{d(y_l)}{dt} = k_2 \cdot y_a \quad \text{Ecuación 5}$$

$$\frac{d(y_s)}{dt} = x \cdot k_3 \cdot y_a \quad \text{Ecuación 6}$$

$$\frac{d(y_g)}{dt} = (1 - x) \cdot k_3 \cdot y_a \quad \text{Ecuación 7}$$

Donde:

- y_{comp} : fracción en peso del componente virgen: celulosa, hemicelulosa, lignina.
- y_a : fracción en peso del componente virgen en el estado activo de la biomasa.
- y_s , y_l , y_g : fracción en peso del componente virgen de los productos sólido (biocarbón), líquido (bioaceite) y gaseoso (biogas).
- k_1 , k_2 , k_3 : constantes cinéticas de reacción para formar el componente activo, la fase líquida y la fase sólida, respectivamente.
- x : relación de masa para formación de biocarbón a partir de celulosa (0.35), hemicelulosa (0.6) y lignina (0.75), respectivamente.

Las **ecuaciones 3 a 7** fueron resueltas aplicando el método de transformada de Fourier (ver **Anexo1**). Los resultados de la simulación de cinética de la reacción de pirólisis para RAC, empleando la solución de las ecuaciones diferenciales del modelo de Manyà, J. y colaboradores (2008), se muestran en la **Figura 8**.

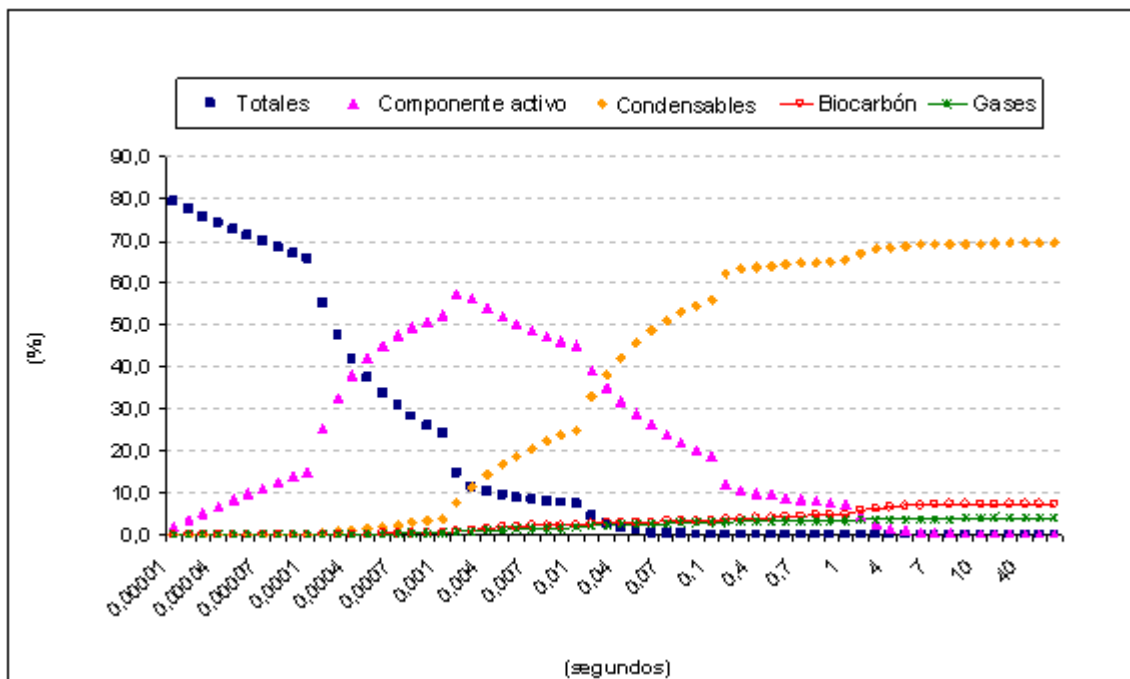


Figura 8. Resultados Modelo de Manyá, J y colaboradores (2008) para reacción de pirólisis de RAC

Se observa (ver **Figura 8**) que después de **0.1 segundos** de tiempo de reacción, la biomasa se ha transformado en un componente activo en su totalidad. La formación de los productos a partir del componente activo es creciente hasta que al cabo de **4 segundos** se ha formado cerca de un **70%** de componentes volátiles condensables, un **7%** de biogás y un **5%** de biocarbón. Estos resultados presentan un potencial de recuperación del bioaceite del **70%** del peso original de la biomasa seca sometida a un proceso de pirólisis con condiciones de transferencia de calor y tiempos de residencia tan cortos como **0.1 segundos** para la biomasa y hasta **4 segundos** para los gases condensables. Seguidamente, se verificó con ayuda de un ensayo TGA, el comportamiento del RAC predicho por el modelo cinético anteriormente analizado.

5.2 ANÁLISIS TERMOGRAVIMÉTRICO DE RAC

Se realizó una prueba de análisis termogravimétrico en una muestra de RAC, con el objetivo de observar el comportamiento de la biomasa a diferentes niveles de temperatura (ver **Figura 9**). El análisis se realizó en los laboratorios de combustibles de la Universidad del Valle a una muestra de RAC proveniente de la región azucarera vallecaucana.

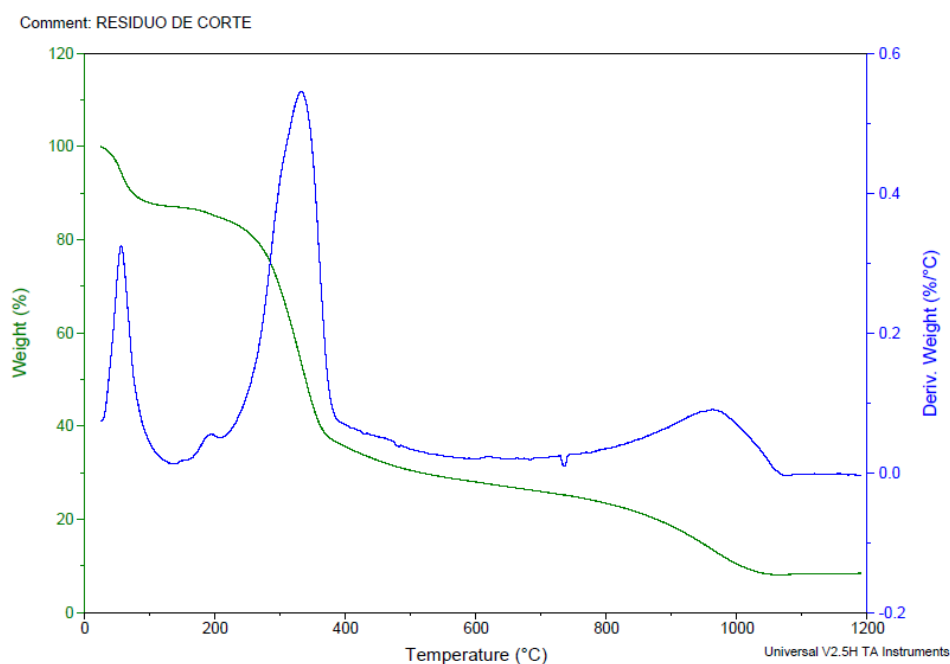


Figura 9. Análisis termogravimétrico de RAC

Se puede observar en la figura anterior que inicialmente se presenta una pérdida de peso hasta alcanzar los **100°C**, lo que corresponde a la pérdida de la humedad de la muestra. Posteriormente, se produce una segunda reducción en el peso iniciando en los **250°C** hasta llegar aproximadamente a los **400°C**, en este caso la pérdida de peso se atribuye a la formación de productos volátiles. Finalmente, se observa una tercera disminución en peso que avanza lentamente desde los **600°C** y finaliza rápidamente después de los **1000°C**, este último paso es consecuencia

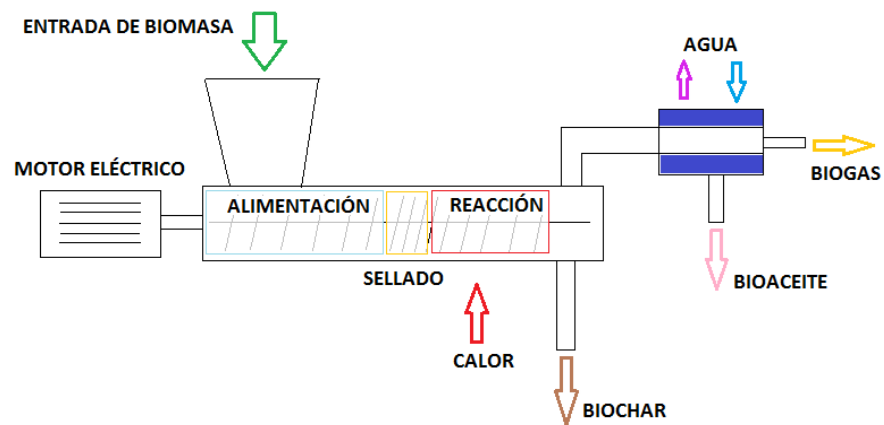
de la transformación de la biomasa sólida remanente a productos gaseosos. En consecuencia, la zona más adecuada para la obtención de productos volátiles es la comprendida entre los 400°C y los 600°C. Resultados similares fueron encontrados por Aiman, S. (1993) en pruebas termogravimétricas para el bagazo de caña de azúcar a diferentes tasas de calentamiento. La primera zona la consideran hasta los 110°C, como la zona de secado de biomasa, la segunda zona como la de formación de volátiles entre los 180°C y los 415°C. Finalmente, detallan una tercera zona entre los 450°C y los 900°C, como una zona de rompimiento de enlaces carbono-carbono.

Si se compara la curva de transformación total de la biomasa (cuadrado sólido) de la **Figura 8** con la curva TGA presentada en la **Figura 9** (línea verde), se aprecia la misma tendencia de las líneas. Se puede distinguir una primera zona donde la pendiente es poca hasta los 0.0001 segundos y posteriormente un aumento en la pendiente de la curva hasta alcanzar los 0.004 segundos, que coincide con el aumento de la temperatura entre los 250°C y los 400°C, donde se da inicio a la formación de componentes volátiles condensables. Esta formación se puede apreciar en la de rombos sólidos de la **Figura 8**. Finalmente, se puede resumir que para alcanzar una recuperación del 70% de bioaceite a partir del proceso de pirólisis de RAC, se deben alcanzar temperaturas en la biomasa de entre 400°C y 600°C, en un tiempo no mayor de 0.004 segundos y tiempo de residencia del gas en el reactor no mayor a 4 segundos. Estas condiciones coinciden por lo planteado por Diebold, J. P. y colaboradores (1988) en el diseño de un reactor tipo vortex para la pirólisis rápida de biomasa residual forestal.

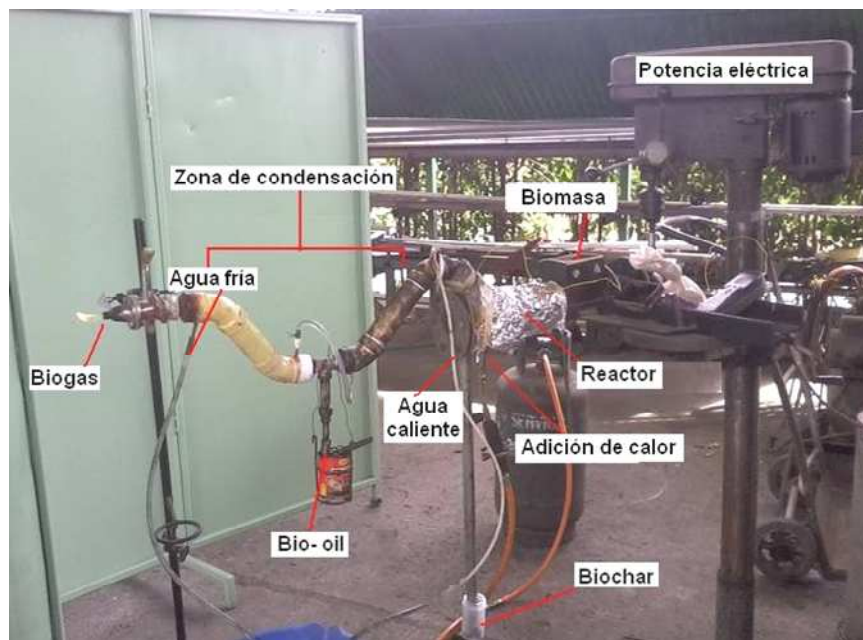
5.2 EQUIPO DE EXPERIMENTACIÓN BÁSICA EN PIRÓLISIS DE RAC

En el desarrollo del proyecto “Estudio de las condiciones de la transformación pirolítica de la biomasa cañera” desarrollado por Cenicaña, se dio origen a la

experimentación en batch y en continuo de pirolisis de RAC. En una primera aproximación se desarrolló un prototipo de pirolizador continuo, cuyo principal objetivo fue comprobar la posibilidad de realizar pirolisis empleando un reactor tipo tornillo. Durante el desarrollo del presente trabajo se logró la implementación de dicho equipo experimental en continuo, de manera que permitiera una primera aproximación en la realización de un balance de masa y energía para el proceso de pirolisis de RAC. En la **Figura 10** se presenta el equipo finalmente acondicionado, con cada una de sus partes principales. Este equipo está constituido principalmente por una unidad motriz de velocidad variable (taladro de banco); un reactor tipo tornillo sinfín, en cual se pueden distinguir dos zonas principales, la primera de alimentación de biomasa y la segunda de reacción; un condensador de contracorriente, empleando agua como corriente fría y un quemador de gas propano empleado como fuente de calor en la zona de reacción. En el diseño del tornillo alimentador, se proyectó una zona intermedia de sellado para evitar la entrada de aire hasta la zona de reacción y de esta forma disminuir la formación de productos acuosos.



a)



b)

Figura 10. Equipo micropirolizador piloto de Cenicaña. a) esquema; b) equipo real

5.3 EXPERIMENTOS REALIZADOS CON EL EQUIPO PILOTO

Con el objetivo de encontrar las condiciones de trabajo más apropiadas para el reactor implementado y considerando la información encontrada en la literatura acerca del proceso de pirolisis de biomasa, se realizaron diferentes experimentos empleando RAC obtenido de la estación de limpieza en seco de un ingenio de la región, con una humedad promedio del 7.8% y un tamaño de partícula no superior a 500 micras (tamiz N° 35). Inicialmente, se realizó un primer ensayo, con tres (3) niveles de velocidad de rotación del tornillo (26, 20 y 12 rpm) para determinar el rango de velocidad de trabajo más apropiado para la alimentación de la biomasa disponible en el tornillo, encontrando que con velocidades de operación de entre 20 y 12 rpm, correspondientes a tiempos de residencia de la biomasa en el equipo de entre 50 s a 80 s y 100 s a 120 s, respectivamente, se mantuvo una alimentación continua de biomasa. En la **Tabla 10** se presenta el resumen de la primera experimentación.

Tabla 10. Resumen primer ensayo en micropirolizador piloto de Cenicaña

N° de prueba	Velocidad del tornillo (rpm)	Temperatura externa reactor (°c)	% de Biocarbón	Observaciones
1	26	457	21.7	Se produce taponamiento de la salida de gases con biochar
2	20	455	21.8	Se logra terminar la prueba (78 g de RAC)
3	12	457	23.8	Se logra terminar la prueba (78 g de RAC)

Posteriormente, se desarrolló un segundo ensayo con tres factores: el primero, la velocidad de rotación del tornillo a dos niveles de (20 y 12 rpm); el segundo, la temperatura máxima alcanzada en las paredes exteriores del reactor, considerando un rango entre **450°C** y **560°C** y un tercer factor de temperatura de entrada del agua al condensador bajo dos niveles: adicionando refrigeración al agua y sin adicionarla. En este segundo ensayo se registró la cantidad final de biocarbón y de bioceite obtenido en cada prueba.

El resumen de los valores de los diferentes parámetros durante la experimentación se presenta a continuación en la **Tabla 11**. Estos mismos resultados se muestran gráficamente en la **Figura 11**. En esta última figura se incluyen los resultados obtenidos por W. Tsai y colaboradores (2006) en pirólisis de bagazo.

Tabla 11. Resultados segundo ensayo en micropirólizador piloto de Cenicaña

Nº de prueba	Velocidad del tornillo (rpm)	Temperatura externa reactor (°C)	% de Biocarbón	% de Bioceite	Temperatura agua de condensador (°C)
1	12	495	26.6	12.8	18
2	12	500	29.1	22.8	10
3	12	510	33.3	23.8	10
4	12	521	34.3	23.3	11
5	12	552	32.0	9.5	18
6	12	560	38.1	18.5	22
7	20	455	26.2	5.5	22
8	20	500	40.9	14.2	23
9	20	502	39.7	12.6	13

Se observa en la **Figura 11**, que los datos obtenidos en el equipo piloto experimental de Cenicaña, mantienen tendencias similares a las obtenidas por W. Tsai y colaboradores en bagazo de caña, especialmente alrededor de los 500 °C. Los resultados de esta experimentación muestran que se obtuvo una mayor recuperación de bioaceite cuando la temperatura externa del reactor alcanzó **510°C** para una frecuencia de rotación del tornillo de **12 rpm** (**100 s** a **120 s** de tiempo de residencia). Sin embargo, al alcanzar temperaturas de **550°C**, la cantidad de bioaceite recuperado disminuyó. El incremento en la temperatura facilita reacciones secundarias de los compuestos volátiles de cadenas de mayor longitud hacia la formación de compuestos gaseosos de cadenas más cortas lo que puede explicar este comportamiento.

Los mayores porcentajes de biocarbón se obtuvieron cuando se operó el equipo experimental a **20 rpm** con una temperatura de **500 °C**, estos resultados se asemejan a los resultados obtenidos a **12 rpm** con temperaturas cercanas a los **560 °C**. Lo observado durante las pruebas a **20 rpm**, fue un aumento en el caudal de producción de gases y debido a restricciones de diseño del equipo, con un diámetro fijo de salida de gases y sin contar con una corriente extractora de los mismos, no se lograba la salida rápida de los gases de la zona de reacción, convirtiéndose en fuente de aporte de calor y favoreciendo la gasificación con altos tiempos de residencia de los volátiles en el reactor.

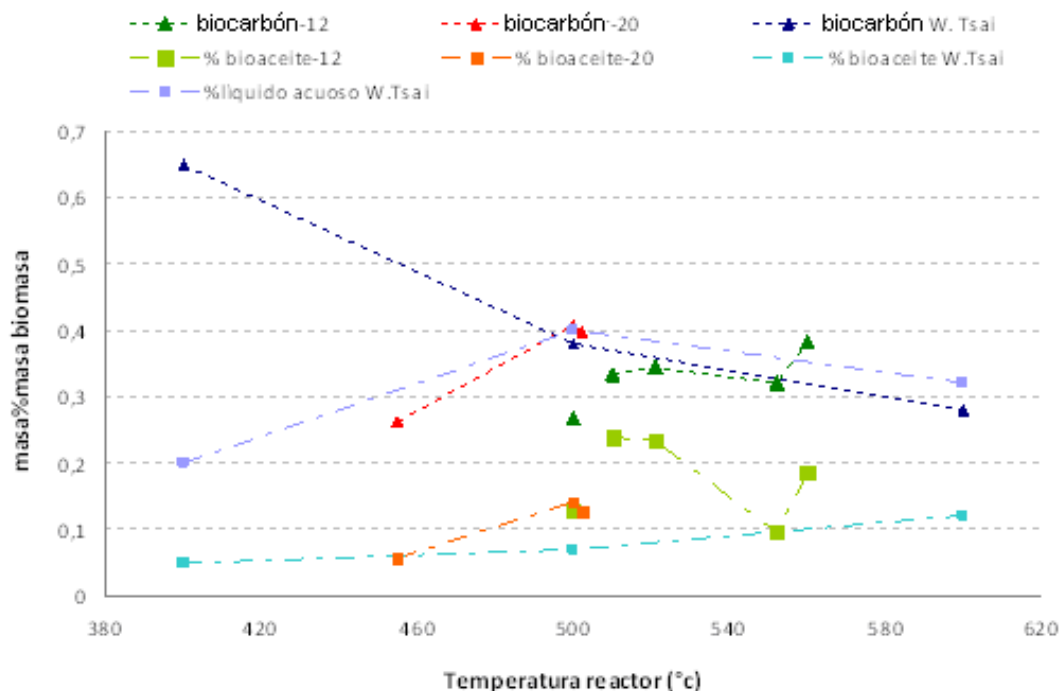


Figura 11. Resultados de la experimentación inicial en micropirólizador piloto de Cenicaña. Se incluyen los resultados reportados por W.Tsai (2006)

Se observó que existe una tendencia a aumentar la cantidad de bioaceite recuperado con las menores temperaturas del agua entrando al condensador (ver **Figura 12**). Para una temperatura promedio de **10°C**, se recuperó una cantidad promedio del **24%** de bioaceite en peso de la biomasa procesada. Estos resultados son congruentes si se tiene en cuenta que para obtener los mayores rendimientos de bioaceite, se deben evitar reacciones secundarias en el proceso de pirólisis que conlleven a la transformación de los volátiles en gas y biochar, según lo planteado por los modelos cinéticos de reacción como el de Miller-Bellan (ver **Tabla 5**).

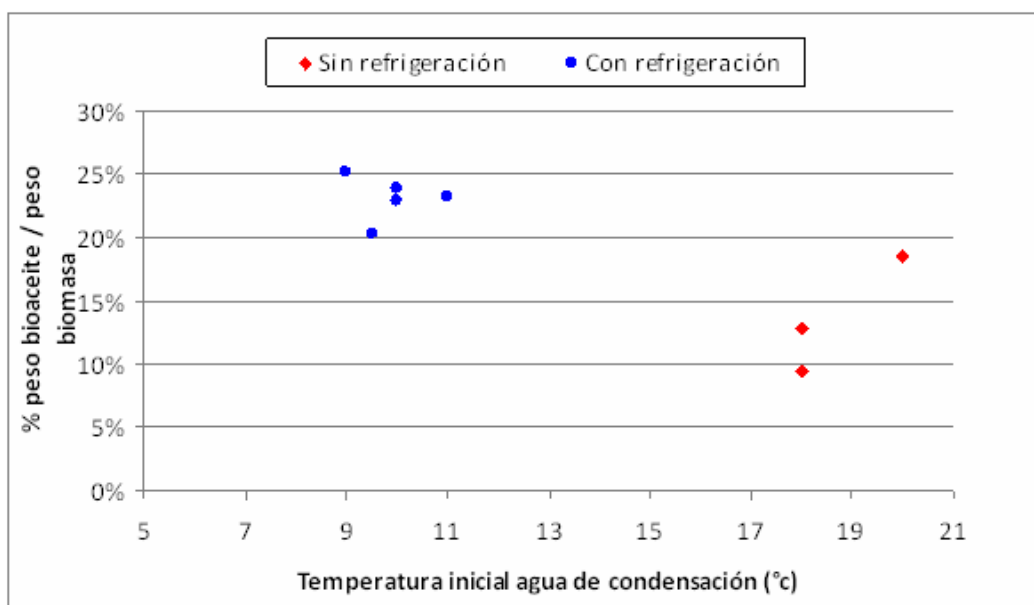


Figura 12. Influencia de la temperatura inicial del agua de condensación en la cantidad final de bioaceite recuperado

Los resultados obtenidos en esta etapa de experimentación son comparables a un proceso de pirolisis intermedia, con un tasa de calentamiento calculada de entre **7 y 12 °C/min**, con una mayor recuperación de biochar (**33%** en peso de la biomasa procesada) que de bioaceite (**24%** en peso de la biomasa procesada). Resultados similares en recuperación de bioaceite fueron obtenidos en reactores “batch” por Saleh Al Arni y colaboradores (2010) y Zandersons J. y colaboradores (1999) con tasas de calentamiento de 60°C/min y 20°C/min, respectivamente.

Finalmente, se desarrolló una tercera etapa experimental en la cual se realizaron pruebas con un tamaño de partícula menor (212 micras como tamaño máximo de malla) y mayor (850 micras como tamaño máximo de malla) al tamaño de partícula empleado en las pruebas anteriores (500 micras), aunque el tipo de biomasa empleado fue RAC tomado directamente del campo. En la **Tabla 12** se presentan los resultados de dos corridas, comparadas con una prueba anterior de tamaño de partícula de 500 micras, en las cuales se observan valores de velocidad de alimentación, temperatura del reactor y temperatura del agua de condensación similares para las tres pruebas comparadas.

Tabla 12. Resumen tercer ensayo en micropirólizador piloto de Cenicaña

Nº de prueba	Velocidad del tornillo (rpm)	Temperatura externa reactor (°C)	% de Biocarbón	% de Bioceite	Temperatura agua de condensador (°C)	Tamaño de partícula (micras)
10	12	500	27.5	25.1	9	212
2	12	500	29.1	22.8	10	500
13	12	506	42.0	12.1	10	850

En la **Figura 13** se presenta la cantidad de biocarbón y de bioaceite recuperado para cada una de las pruebas presentadas en la **Tabla 12**. Se puede observar que cuando el tamaño de partícula de biomasa se incrementa, de **212** micras hasta **850** micras, se disminuye la cantidad bioceite recuperado (de **25.1%** hasta **12.1%**) y se incrementa la cantidad de biocarbón (de **27.5%** hasta **42%**). Este resultado se puede explicar si se considera que al incrementar el tamaño de partícula de la biomasa y conservar un mismo flujo de calor, el tiempo para alcanzar la temperatura de pirólisis al interior de la partícula se incrementa, lo que disminuiría la velocidad total de calentamiento de la partícula, favoreciendo el proceso de pirólisis lenta y la producción de biocarbón.

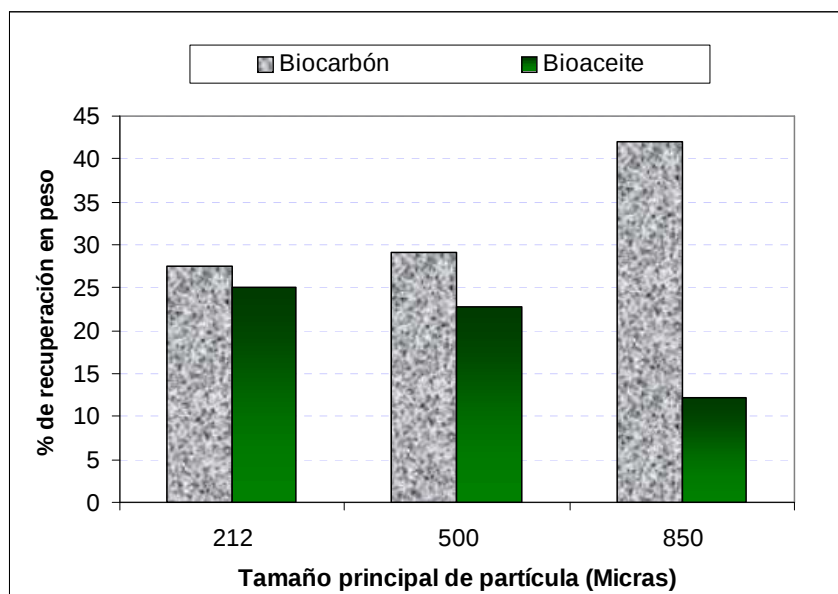


Figura 13. Recuperación de biocarbón y bioaceite para diferentes tamaños de partícula de la biomasa.

5. 4 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL EQUIPO PILOTO

Además de determinar las cantidades de cada producto obtenido en el proceso de pirólisis desarrollado para RAC, se calculó la eficiencia energética del proceso (ver **Ecuación 8**), considerando la energía disponible en las corrientes de salida sobre la energía de las corrientes de entrada. Se determinaron los poderes caloríficos de la biomasa, el biocarbón y el bioaceite, mientras que la composición del gas y su poder calorífico fue supuesta de la literatura (ver **Tabla 8**). En este cálculo se consideró adicionalmente la energía eléctrica suministrada por el motoreductor y la energía requerida para disminuir la temperatura del agua de condensación. El caudal de gas propano requerido como fuente de calor de aporte al proceso se determinó siguiendo un modelo de transferencia de calor por conducción y convección para un cilindro con resistencia interna despreciable. En la **Tabla 13** y en la **Figura 14** se presenta el balance unitario de energía.

$$\eta = \frac{\dot{E}_{Biocarbon} + \dot{E}_{Bioaceite} + \dot{E}_{Biogas}}{\dot{E}_{Biomasa} + \dot{E}_{Combustible} + \dot{E}_{Transporte} + \dot{E}_{Condensación}}$$

Ecuación 8. Eficiencia energética

equipo piloto Cenicaña.

Donde:

- $E_{biocarbón, bioaceite, gas}$ = energía saliendo con los productos
- $E_{biomasa}$ = energía entrando con la biomasa a procesar (RAC)
- $E_{Combustible}$ = energía del gas propano para aporte de calor al reactor
- $E_{Transporte}$ = energía eléctrica aportada por el motor del taladro de banco
- $E_{Condensación}$ = energía empleada para disminuir la temperatura del agua de condensación

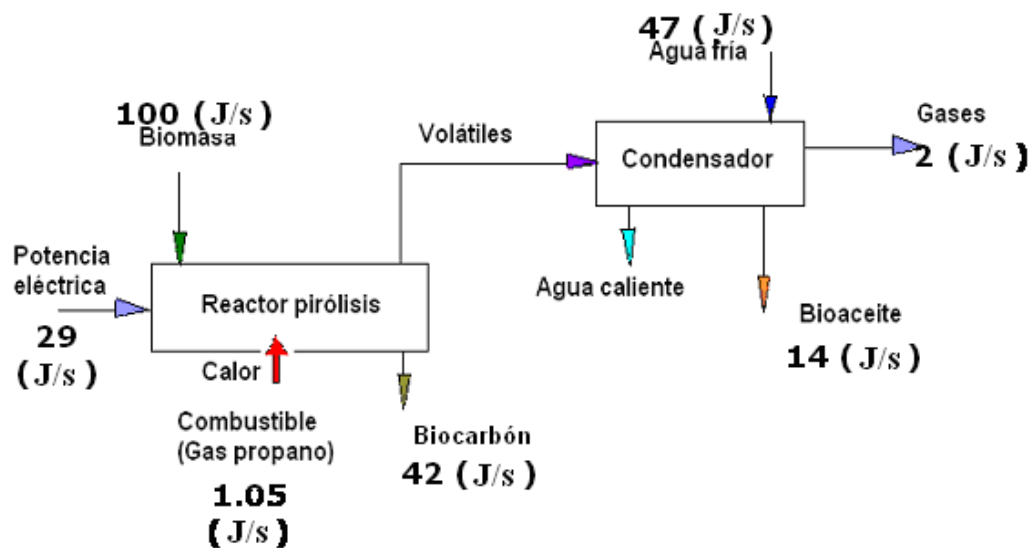


Figura 14. Balance unitario de energía en el equipo piloto para pirólisis de RAC

Tabla 13. Cálculo de la eficiencia térmica del proceso de pirólisis en el equipo piloto

Corrientes de entrada	Caudal (Kg/s)	Energía (Kj/Kg)	Potencia (Kj/s)
Biomasa	0,000083	14700	1,220
Gas Propano	2,77635E-07	46000	0,013
Energía eléctrica			0,350
Energía de condensación:			
Agua fría	0,06308	46	2,901
Agua caliente	0,06308	55	3,469
Total entrando:			2,15
Corrientes de salida	Caudal (Kg/s)	Energía (Kj/Kg)	Potencia (Kj/s)
Biocarbón	0,000027	18830	0,516
Bioaceite	0,000020	8700	0,173
Biogas	0,000036	570	0,020
Total saliendo:			0,71
Eficiencia del proceso:			33%

Los datos muestran una eficiencia energética del proceso del **33%**, la cual es inferior al valor 56% de eficiencia calculada para un reactor de tornillo para pirólisis de bagazo de tres etapas (Ueno, M. 2007), en las cuales hacen aprovechamiento del gas no condensable, generado en el proceso y de los humos de la combustión que aportan calor al proceso.

6. PROPUESTA DE UN ESQUEMA DE ANÁLISIS PARA BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL PROCESO DE PIRÓLISIS DE RAC

Con el objetivo de generar un modelo de análisis del proceso de pirólisis de RAC y buscando encontrar oportunidades de mejora en el diseño de una unidad piloto experimental en pirólisis continua de biomasa, se propuso un método de análisis de balance de masa y energía del proceso termoquímico a partir de las composiciones elementales de la biomasa y los productos generados. Una metodología similar es propuesta por Greenwood, M. (2009) para el diseño de un gasificador de biomasa. El análisis se inicia definiendo los parámetros geométricos y de caudal en un reactor tipo cilindro, de lecho fluidizado en forma mecánica, por un tornillo sinfín, cuyo diseño básico fue realizado en el desarrollo de la tesis “Diseño de una unidad de investigación en pirólisis continua de biomasa”, elaborada por Fajardo, A. J. (2011). El calor es aportado por la combustión de la propia biomasa RAC, mientras que para la separación del bioaceite se proyectó un condensador a contracorriente empleando agua como líquido refrigerante. En la **Figura 15** se representa un diagrama de flujo del proceso en el esquema propuesto.

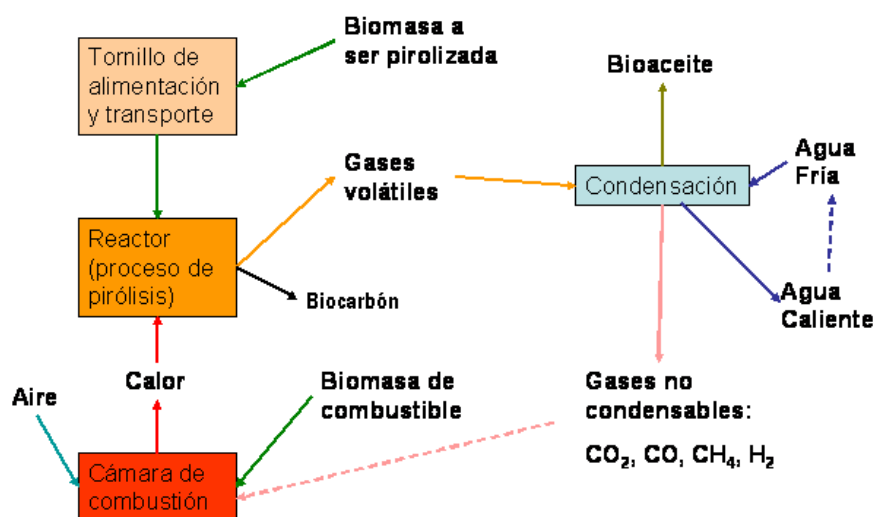


Figura 15. Diagrama de flujo del proceso de pirólisis en el modelo propuesto de balance de masa y energía

El esquema de análisis del proceso para cálculo del balance de masa y energía propuesto, se presenta en la **Figura 16**. Los datos de entrada en la primera etapa de análisis del proceso son: la geometría básica del tornillo transportador y del reactor y la cantidad de biomasa por ser procesada. Siguiendo el análisis de Roberts A.W. (2002) para tornillos alimentadores, se determina la velocidad del tornillo y la energía requerida en el transporte de la biomasa (ver **Anexo 1**, ecuaciones **14 a 26**).

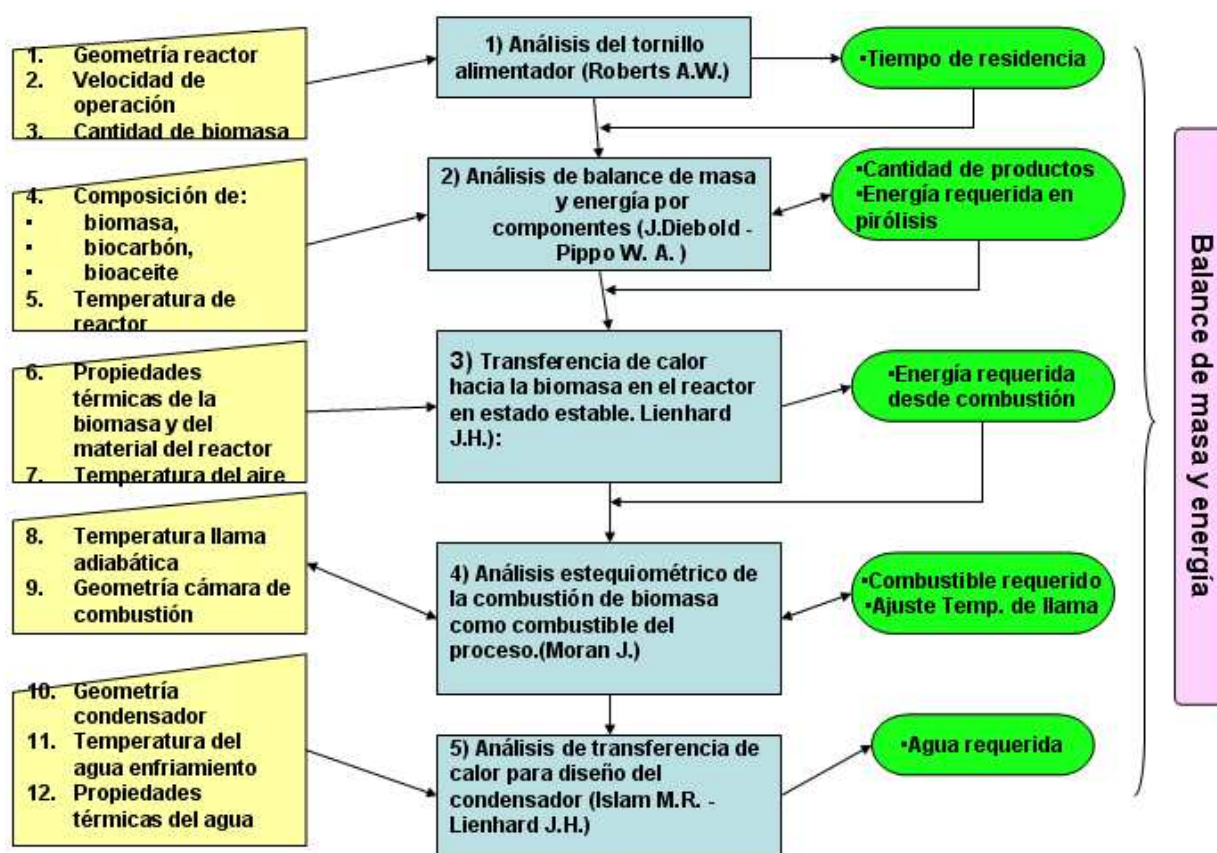


Figura 16. Esquema básico del modelo propuesto para cálculo del balance de masa y energía en el proceso de pirólisis de RAC

A continuación, empleando los datos de composición elemental de la biomasa, biocarbón y el bioaceite, agua y gas no condensable compuesto por: CO, CO₂, CH₄, H₂, C₂H₆, se realiza un balance estequiométrico por componentes, para determinar la cantidad de cada uno de los productos. Los resultados del balance de masa anterior, son el inicio del balance de energía en el reactor. Con el balance se calcula la cantidad de energía requerida para realizar el proceso de pirólisis del RAC (ver **Anexo 2**, ecuaciones **27** a **35**).

Posteriormente, se realiza un análisis de transferencia de calor en el reactor, en estado estable, para comprobar el valor de la energía requerida calculada por balance en el paso anterior. En este análisis se consideró un llenado del reactor del 100%. El valor de flujo de calor requerido en el exterior del reactor, determina la cantidad de combustible requerida por el proceso de combustión, realizando el balance estequiométrico de la reacción de combustión de la biomasa que será empleada como combustible. En esta etapa se supone una temperatura de llama adiabática de la combustión de la biomasa y este valor se ajusta para alcanzar el balance entre la energía aportada por la combustión y la energía requerida en el proceso de pirólisis (ver **Anexo 2**, ecuaciones **36** a **57**). Se considera que la superficie externa de la chaqueta de calentamiento del reactor, es totalmente aislada.

Por último, se realiza la proyección de la cantidad de caudal de agua requerida para condensar los volátiles generados, por medio de un análisis de transferencia de calor en el condensador en estado estable, siguiendo dos enfoques: uno simplificado propuesto por Islam, M. R. y colaboradores (2004) y otro más detallado según Lienhard, J. H. (2008) para determinar la energía caída de presión del agua en el condensador (ver **Anexo 2**, ecuaciones **58** a **74**).

Finalmente, con los datos de caudales y energías de cada una de las corrientes del proceso, se realiza el respectivo balance de masa y energía, estimando las eficiencias energéticas de cada uno de las etapas del proceso. En el **Anexo 3** se presentan los datos y resultados de un caso de pirolisis de RAC, empleando el modelo propuesto para el balance de masa y energía implementado en Excel®.

6.1 VALIDACIÓN DEL ESQUEMA PROPUESTO PARA BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL PROCESO DE PIRÓLISIS DE RAC

Con el objetivo de validar el esquema de análisis propuesto de balance de masa y energía, se tomaron los datos experimentales de composición de biomasa, biochar y bioaceite de una corrida de pirólisis de RAC desarrollada en el equipo experimental de Cenicaña y los reportados por diferentes autores en pirólisis de biomasa, para la realización de los respectivos balances de masa y energía. Los datos de composición de biomasa, biocarbón y bioaceite fueron tomados de:

- Prueba A con datos tomados de: “Production of primary pyrolysis oils in a vortex reactor” Diebold, J. y colaboradores (1988).
- Prueba B con datos tomados de: “Vacuum pyrolysis of sugarcane Bagasse” García Perez, M. y colaboradores (2002).
- Prueba C con datos tomados de: “Fast pyrolysis of rice straw, sugarcane bagasse and coconut shell in a induction-heating reactor” Tsai, W.T. y colaboradores (2006).
- Prueba D con datos tomados de una corrida realizada en el equipo micropirólizador piloto de Cenicaña.

En la **Tabla 14** se presentan los resultados del análisis del proceso en cada una de las cuatro pruebas. Se incluye la eficiencia energética calculada del proceso, de la cual se observa que la prueba **A** es la de mayor valor (**77%** en total), debido principalmente a la mayor recuperación de bioaceite (**88%** del máximo calculado para un proceso de pirólisis rápida a partir del modelo expuesto en el numeral **6.1**) con un poder calorífico superior (**21000 KJ/Kg**) mayor al calculado para las demás pruebas. Esta prueba **A** tomó los datos experimentales de un reactor tipo vortex, en el cual se hace eficiente la transferencia de calor desde el exterior hasta la partícula de biomasa. En este cálculo de eficiencia no se tiene en cuenta la

energía requerida por el gas inerte conductor de los volátiles desde el interior del reactor hasta la zona de condensación.

De otra parte la prueba **D**, empleando los datos de una corrida realizada en el equipo micropirólizador piloto de Cenicaña es la que menor eficiencia presenta (**20%** en total), debido principalmente a la baja recuperación de bioceite (**14%** del máximo esperado en un proceso de pirólisis rápida) y poderes caloríficos superiores del biocarbón y del bioaceite menores a los calculados para las demás pruebas. Los cálculos muestran que esta prueba **D** fue la de mayor cantidad de biogas generado (**51%**), el cual posee un poder calorífico muy bajo (inferior a los **1000 KJ/Kg**), disminuyendo la eficiencia total del proceso.

Tabla 14. Resumen de resultados en la validación del modelo propuesto de balance de masa y energía para pirólisis de biomasa (valores porcentuales)

PRUEBA	A	B	C	D
	Eficiencia Energética			
Reactor de Pirólisis	64..	50..	32	21.
Cámara de Combustión	62.	62.	60.	53.
Equipo de Condensación	97.	98.	90.	94.
Total:	77..	60	35.	20
PRODUCTO	Composición Modelo			
Biochar Mod	10.	24	44.	32
Bioaceite Mod	72.	34	4	11.
Líquido acuoso Mod	12.	14	6	5.
Biogas Mod	7	29	45.	51
Total:	100..	100..	99	100..
PRODUCTO	Eficiencia de Recuperación			
Bioaceite	88	41.	5.	14.
PRODUCTO	Composición Real			
Biochar Exp	10	26	35.	33
Bioaceite Exp	73.	32	9	12.
Líquido acuoso Exp	12.	20	40	6
Biogas Exp	4	22	16	49
Total:	99	100	100	100

En la **Figura 17** se muestra en resumen la diferencia entre la distribución real de los productos en porcentaje y la distribución calculada por el modelo propuesto. La prueba **A** es la que más se aproxima a los resultados reales, con un valor de diferencia de **4** puntos porcentuales en bioaceite. De otra parte, la prueba que más se aleja de los resultados experimentales es la prueba **C**, en la cual el autor determinó la cantidad de líquido acuoso generado en el proceso, después de realizar un proceso de purificación al bioaceite total producido.

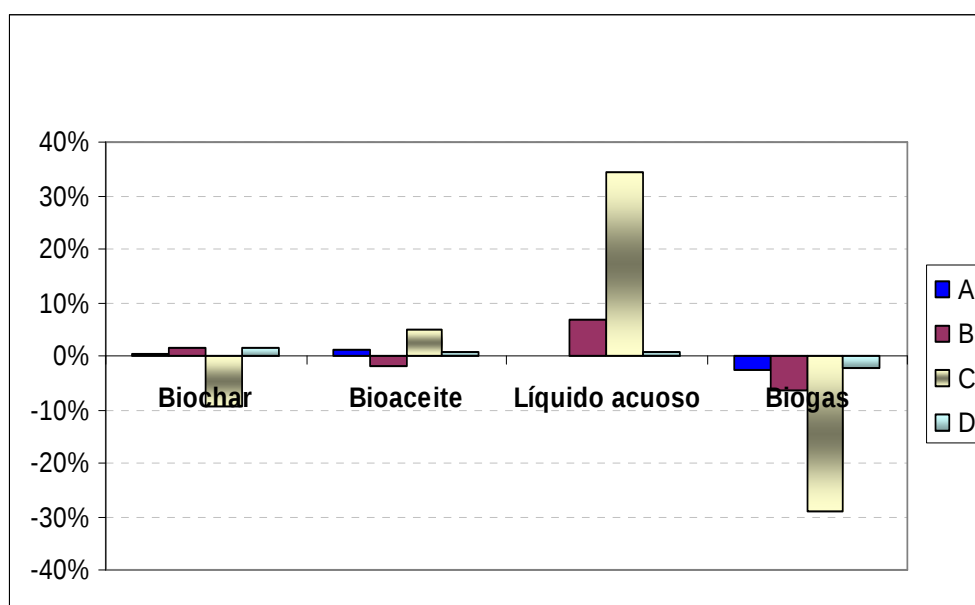


Figura 17. Diferencia entre valores porcentuales de composición final de productos reales y los calculados por el modelo propuesto para el balance de masa y energía

En la **Figura 18** se presenta una comparación entre la eficiencia energética calculada del proceso y la distribución de los productos, destacándose que el proceso de mayor eficiencia, prueba **A** con **77%** de eficiencia, es el de menor producción de biogas y a la vez el de mayor producción de bioaceite. De otro lado, la prueba de menor eficiencia es la prueba **D** (**20%**), es la prueba con mayor producción de biogas y con una baja recuperación de bioaceite (**14%**). Sin

embargo la prueba D fue la que menores desviaciones presentó respecto al modelo, por la similitud entre las tecnologías empleadas.

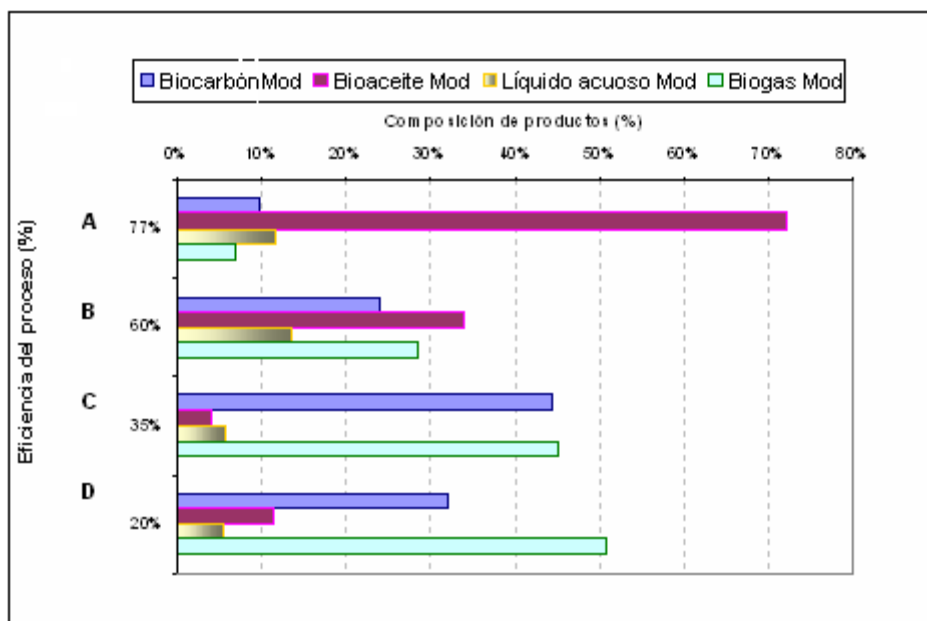


Figura 18. Relación entre la eficiencia energética y la composición de los productos en cada una de las pruebas de validación del modelo propuesto

Analizando las composiciones elementales de la biomasa y los productos, que son parámetros de entrada al modelo propuesto en el presente trabajo, se observa que en la medida en que se obtengan productos (bioaceite y biocarbón) con mayores contenido de carbono, se incrementa la eficiencia del proceso (ver **Figura 19**), logrando una densificación de la energía inicial disponible en la biomasa.

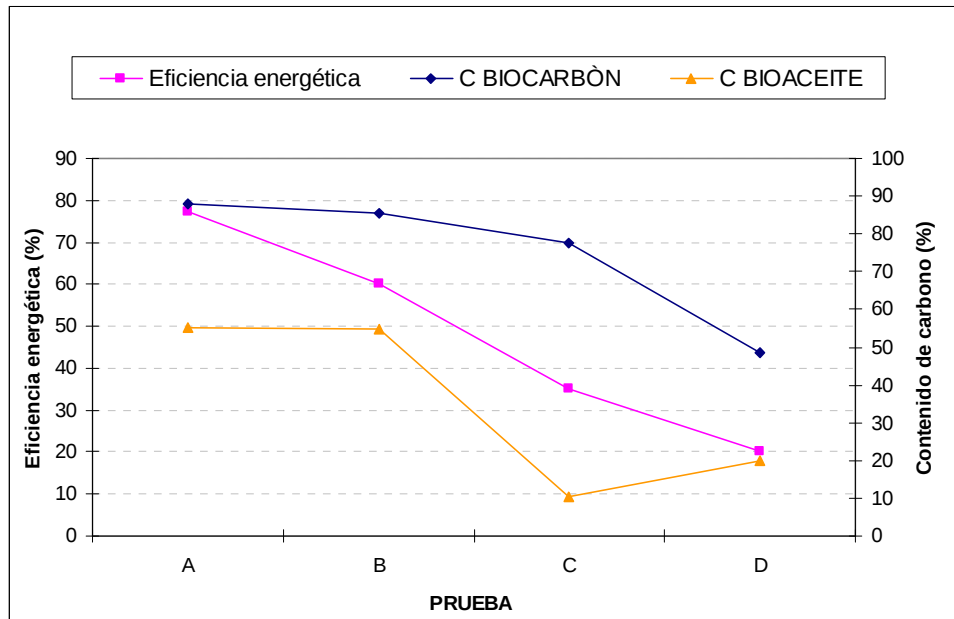


Figura 19. Relación entre la eficiencia energética y la composición elemental de los productos en cada una de las pruebas de validación del modelo propuesto

Esta observación concuerda con lo expuesto por diferentes autores (**Tabla 5**) en relación a propender por un proceso de pirólisis rápida en el cual los tiempos de residencia de los volátiles producidos en la zona de reacción sea el menor posible, optimizando la transferencia de calor hacia las partículas de biomasa, a fin de evitar la ocurrencia de reacciones secundarias, que disminuyan la cantidad de bioceite y su contenido de carbono. De igual forma con el biocarbón se debe evitar una reacción hacia gas, tal como la planteada por diferentes autores (ver **Tabla 5**).

7. INCORPORACIÓN DEL PROCESO DE PIRÓLISIS A LA GENERACIÓN DE ENERGÍA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR

Con el objetivo de observar las posibilidades de incorporar el proceso termoquímico de pirólisis de biomasa en el esquema de generación de energía térmica y eléctrica de un ingenio de la región, se presenta a continuación un análisis comparativo del esquema de cogeneración de un ingenio. En esta comparación se consideran el primer caso en el cual se emplearía el RAC disponible de cosecha mecánica en combustión directa de calderas y dos casos de utilización de RAC en proceso de pirólisis intermedia y pirólisis rápida para favorecer la producción de bioaceite. En cada caso se analizan dos escenarios, el primero en el cual se emplea solamente el RAC que llega actualmente a la fábrica y el segundo considerando el valor máximo de RAC dejado en campo y siendo transportado a la fábrica.

7.1 CÁLCULO APROXIMADO DE LA CANTIDAD DE RAC PARA APROVECHAMIENTO EN PROCESOS DE PRODUCCIÓN ENERGÉTICA

Inicialmente, se debe realizar una estimación de la cantidad de RAC que podría emplearse para la aplicación de pirólisis. Se emplearon los datos estadísticos del 2010 (Informa anual asocaña, 2010) en el sector azucarero en el valle geográfico del río Cauca, para realizar un estimativo de la cantidad total de RAC disponible en el cultivo de caña de azúcar.

El cálculo del RAC disponible, se realizó a partir de la cantidad de hectáreas cosechadas durante el 2010 para las principales variedades de caña de azúcar. A partir de los resultados reportados por Torres, J.S. y colaboradores (2006) en biomasa producida por cada una de las variedades cosechadas, se calculó un valor de **8,206.550 t** (base húmeda) de RAC durante el año 2010. En la **Tabla 15** se presentan los resultados del cálculo realizado para las diferentes variedades de caña cosechadas en el 2010.

Tabla 15. Estimación de la cantidad total de RAC disponible en la región del valle geográfico del río Cauca en el 2010

VARIETADES COSECHADAS	ÁREA DE PARTICIPACIÓN (%)	AREA COSECHADA (ha)	PRODUCCIÓN DE RAC (t/ha)	RAC DISPONIBLE (t)
CC 85-92	74%	127.592	45,3	5.779.897
CC 84-75	12%	20.691	45,3	937.281
V 71-51	3%	4.828	148,5	716.927
OTRAS	11%	19.311	40	772.446
TOTAL:	100%	172.421	—	8.206.550

Este valor es obtenido sin contemplar el efecto de cosecha, es decir, el tipo de cosecha empleado, afecta la cantidad de RAC disponible. Considerando los datos de participación de los diferentes tipos de cosecha en el total de caña producida en el 2010 y sus eficiencias estimadas de remoción de RAC, se determinó la cantidad aproximada de RAC llegando a la fábrica durante el 2010 y la energía que pudiera aportar este tipo de biomasa.

Los resultados presentados en la **Figura 20**, muestran que con un poder calorífico de **14730 KJ/Kg**, de un total de **120.880 GJ/año** disponibles en el RAC, los sistemas actuales de cosecha solamente llevan a la fábrica **10.600 GJ/año**, lo que representa cerca de un **9%** de la energía total aprovechable en el RAC. Si se desea hacer uso de todo el potencial energético del RAC, es necesario implementar un nuevo sistema de cosecha y recolección de RAC que logre cumplir los requerimientos de aprovechamiento y densificación de esta biomasa.

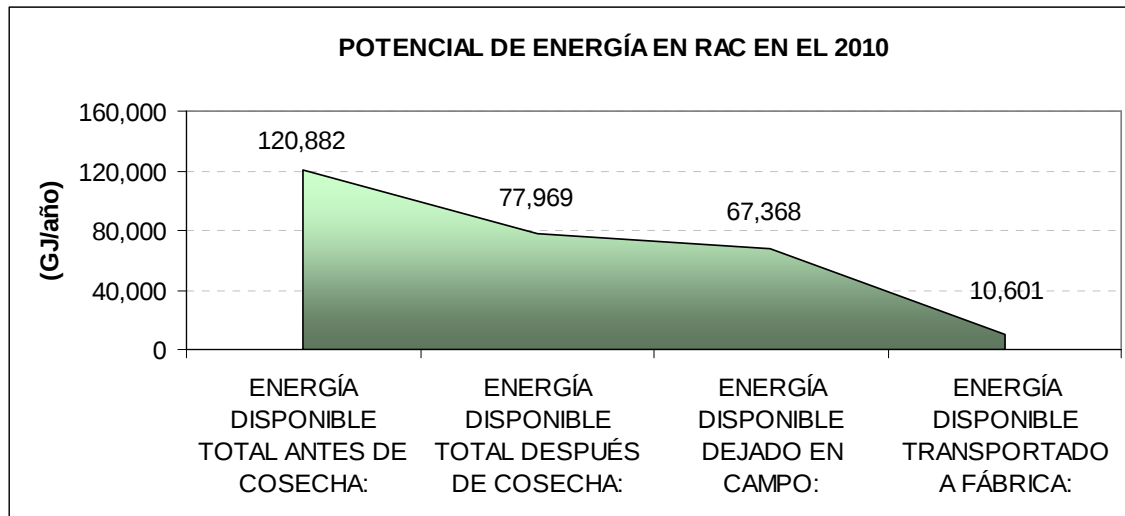


Figura 20. Cálculo de la energía total disponible en RAC para el año 2010

7.2 CASO BASE

En primer lugar, se presenta el caso base, en el cual se trata un ingenio con un sistema de cogeneración el cual está constituido básicamente por:

a) Calderas y Planta Eléctrica:

- Caldera de alta presión:
 - o Generación: 141 t vapor/h a 65 bar y 500 °C, hacia turbogeneradores
 - o Combustible: bagazo (53 t/h) y carbón (6.5 t/h)
 - o Turbogenerador de extracción - condensación: Potencia: 10 Mw
Rendimiento: 9.7 lb de vapor/Kw-h
- Caldera de baja presión:
 - o Generación: 60 t vapor/h a 20 bar y 290 °C, hacia molinos y turbo bomba de caldera.

- o Combustible: bagazo (12 t/h) y carbón (6.5 t/h)
- o Turbogenerador de contrapresión: Potencia: 17 Mw, Rendimiento: 12.5 lb de vapor/Kw-h

b) Equipos recuperadores de energía de vapor de escape:

- o Evaporador primer efecto: 115.5 t vapor/h a 0.9 bar y 128 °C.
- o Calentador de jugo claro: 6 t vapor/h a 0.9 bar y 128 °C.

En la **Figura 21** se muestra el esquema básico del sistema de cogeneración del ingenio. Entre los datos de operación del Ingenio contabilizados en el análisis se cuentan:

- o Tasa de molienda: 295 t caña/h
- o Tiempo perdido en fábrica: 5%
- o Bagazo % caña: 28%
- o Consumo de vapor: 1.15 lb de vapor/t de caña molida
- o Cantidad de caña mecanizada: 30%

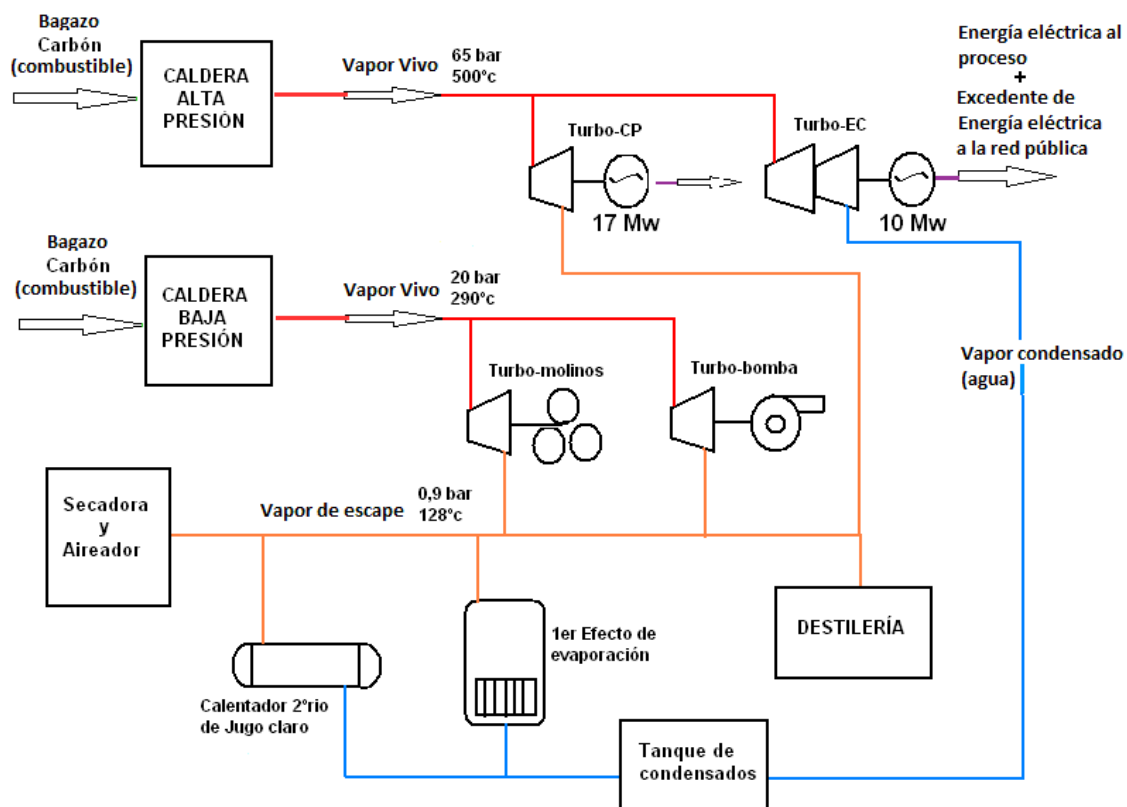


Figura 21. Esquema básico de cogeneración del ingenio analizado

El programa de fábrica del centro de investigación CENICAÑA, ha desarrollado una aplicación bajo Excel denominada Ceniprof®, la cual le permite obtener el balance de masa y energía del proceso de producción de azúcar en estado estable. Además incorpora módulos de cogeneración y producción de etanol. El uso de esta herramienta determinó el balance de masa y energía del proceso de azúcar y cogeneración, de donde se obtuvieron los valores iniciales del caso base de consumo de combustible (bagazo y carbón), producción de vapor y energía eléctrica y calor útil entregado al proceso. El valor del REE estimado a partir de los datos calculados por Ceniprof® y aplicando la **Ecuación 2** es de **27%**, que coincide con el REE mínimo exigido para el ingenio en la condición analizada según la Resolución 162 del 2008, ponderado al emplear carbón y biomasa como fuentes de energía primaria de cogeneración.

7.3 CASO I: COMBUSTIÓN DIRECTA DE RAC EN CALDERAS

Dado que el objetivo es el de aprovechar el RAC proveniente de la labor de cosecha en el campo, se determinó el potencial de RAC para el ingenio estudiado, siguiendo la metodología presentada en el numeral 7.1. En la **Tabla 16** se resumen los resultados del cálculo para el 2010, con un potencial de entre **246 t/día** de RAC llegando actualmente a la fábrica y **1570 t/día** de RAC dejados en campo. Si el ingenio desea hacer uso de todo el RAC disponible en el campo tendrá que implementar un sistema de recolección y transporte de los mismos. El transporte del residuo en forma conjunta con la caña en el mismo vagón, disminuiría la densidad de la caña transportada y por tanto incrementaría el número de vagones transportados hasta el ingenio para cubrir una misma tasa de molienda de caña. En este ingenio y como en la mayoría de los ingenios Colombianos se hace necesario implementar un sistema de separación en seco del RAC. La empresa Empral del Brasil, fabricante de sistemas de limpieza en seco, establece una eficiencia de separación de RAC del 70% al 80%, según las condiciones de la caña.

TIPO DE COSECHA	Total RAC después de Cosecha (t/año)	RAC dejado en Campo (t/año)	RAC hacia fábrica (t/año)
MECANICA EN VERDE (MV)	230,461	184,368	46,092
MECANICA QUEMADA (MQ)	23,046	18,898	4,148
MANUAL EN VERDE (MV)	46,092	38,178	6,914
MANUAL QUEMADA (MQ)	299,599	275,631	23,968
TOTAL:	599,198	518,075	81,122
Ton RAC/día:		1,570	246

Tabla 16. Cálculo del potencial de RAC para el ingenio analizado en el 2010

La primera opción para aprovechamiento de RAC es la combustión directa en la caldera, reemplazando el carbón alimentado a la misma. En esta opción, el mayor contenido de cenizas del RAC, en comparación con el bagazo afecta la cantidad de RAC empleada. En la **Tabla 17** se muestra el resultado del cálculo en ahorro de carbón para el ingenio por combustión directa de RAC en la caldera. En este caso si se usa la cantidad mínima y máxima de RAC en combustión directa de calderas el REE calculado es de entre **26%** y **21%**, respectivamente.

	Valor Mínimo de RAC disponible		Valor Máximo de RAC disponible	
RAC DISPONIBLE	6	ton/hora	41	ton/hora
HUMEDAD	35	%	35	%
CENIZAS	18	%	18	%
PODER CALORÍFICO SUPERIOR	8909	kJ/kg	8909	kJ/kg
PODER CALORÍFICO INFERIOR:	8485	kJ/kg	8485	kJ/kg
EFICIENCIA DE COMBUSTIÓN:	58%		58%	
CARBÓN AHORRADO:	1,4	ton/hora	8,9	ton/hora
ENERGÍA PRIMARIA DE BAGAZO Y RAC:	90545	Kw-h	131943	Kw-h
ENERGÍA PRIMARIA DE CARBÓN:	39005	Kw-h	13795	Kw-h
CALOR ÚTIL:	57240,0	Kw-h	57240,0	Kw-h
ENERGÍA ELÉCTRICA DE COGENERACIÓN:	17000,0	Kw-h	17000,0	Kw-h
REE:	26%		21%	

Tabla 17. Resultados análisis Caso I: Combustión directa en calderas

7.4 CASO II: PROCESO DE PIRÓLISIS INTERMEDIA

En este caso de estudio se proyectó el empleo del proceso de pirólisis para una producción de biocarbón y bioaceite en proceso de pirólisis intermedia. Las cantidades de biocarbón, bioaceite y biogas empleadas en el cálculo, fueron tomadas de la prueba **B** de la **Tabla 14**, cuya eficiencia energética calculada fue de **60%**, con una producción de biocarbón del **24%** y de bioaceite del **52%**. Los valores de poder calorífico superior para cada uno de los productos son los calculados por el modelo de balance de masa y energía presentado en el **Capítulo**

6, al igual que la cantidad de RAC requerida como combustible en el proceso. El biocarbón y el biogas producidos se consideran como sustitutos del carbón empleado por el ingenio en la caldera, mientras que el bioaceite es producto de venta para reemplazo de diesel en aplicaciones secundarias como turbinas de gas para la producción eléctrica. Debido al mayor poder calorífico del biocarbón en comparación al RAC se proyecta una mayor eficiencia de combustión. En la **Figura 22** se muestra el esquema general de este Caso II, donde la reforma principal es la inclusión del proceso de pirólisis para el RAC, mientras que en la **Tabla 18** se presenta el resumen del mismo. Para este escenario el valor del REE calculado es de **26%** y **23%** para los escenarios de uso mínimo y máximo de RAC, respectivamente.

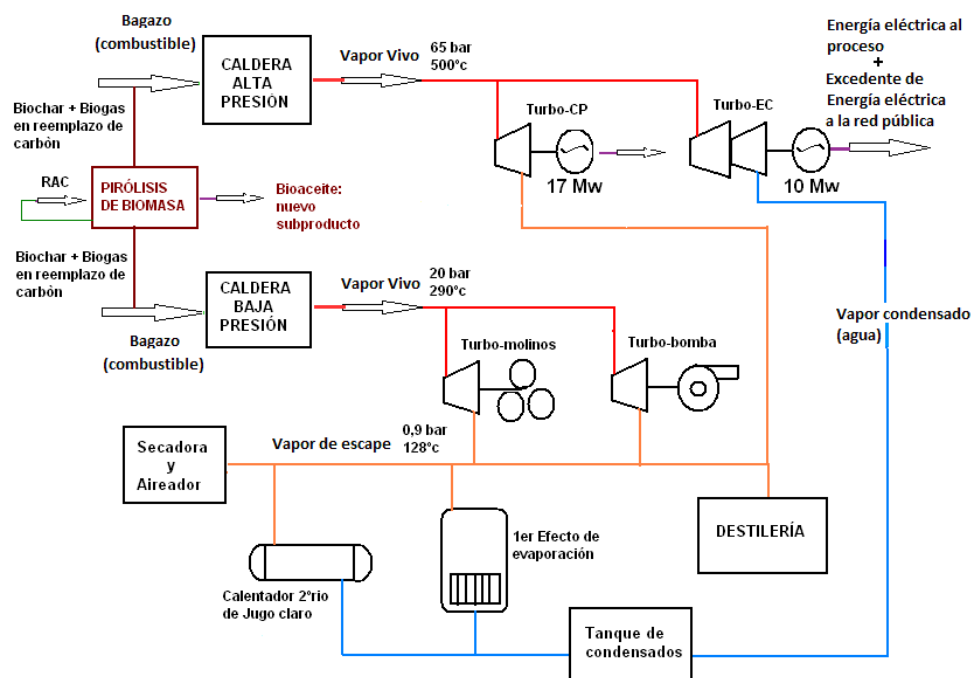


Figura 22. Esquema de Cogeneración para el Ingenio en el Caso II

	Valor Mínimo de RAC disponible		Valor Máximo de RAC disponible	
RAC A SER PIROLIZADO:	4	ton/hora	29	ton/hora
RELACIÒN P/C	31	%	31	%
RAC PARA COMBUSTIBLE EN PIRÓLISIS:	2,01	ton/hora	12,81	ton/hora
CANTIDAD DE BIOCHAR:	24	%	24	%
CANTIDAD DE BIOACEITE:	32	%	32	%
CANTIDAD DE BIOGAS:	22	%	22	%
PODER CALORÍFICO DE BIOCHAR:	31558	Kj/kg	31558	Kj/kg
PODER CALORÍFICO DE BIOACEITE:	22434	Kj/kg	22434	Kj/kg
PODER CALORÍFICO DE BIOGAS:	1037	Kj/kg	1037	Kj/kg
EFICIENCIA COMBUSTIÓN BIOCHAR:	75,0	%	75,0	%
CARBÓN AHORRADO:	1,1	ton/hora	6,7	ton/hora
EFICIENCIA COMBUSTIÓN BIOGAS:	80	%	80	%
CARBÓN AHORRADO:	0,03	ton/hora	0,22	ton/hora
ENERGÍA PRIMARIA DE BAGAZO Y RAC:	88163	Kw-h	116727	Kw-h
ENERGÍA PRIMARIA DE CARBÓN:	40021	Kw-h	20284	Kw-h
CALOR ÚTIL:	57240,0	Kw-h	57240,0	Kw-h
ENERGÍA ELÉCTRICA DE COGENERACIÓN:	17000,0	Kw-h	17000,0	Kw-h
REE:	26%		23%	
EFICIENCIA COMBUSTIÓN BIOACEITE:	70%		70%	
COMBUSTIBLE VENDIDO:	0,52	ton/hora	3,30	ton/hora

Tabla 18. Resultados análisis Caso II: Pirólisis intermedia

7.5 CASO III: PROCESO DE PIRÓLISIS RÁPIDA

En este caso de análisis, se considera un proceso de pirólisis rápida, cuyas composiciones de productos se muestran en la **Tabla 14**, denominada como prueba **A**, cuyo rendimiento de bioaceite es superior al **70%** del peso total de la biomasa empleada. En forma similar al caso anterior, el biocarbón y el biogas producido se proyectan como sustitutos del combustible carbón en las calderas y el bioaceite es un producto de venta. Se analizan dos escenarios de aprovechamiento mínimo y máximo del RAC disponible, descontando la cantidad requerida como combustible en el proceso de pirólisis. El esquema general de este caso es el mismo empleado en el caso anterior (ver **Figura 22**). En la **Tabla 19** se presentan los resultados de los cálculos del este caso, donde se encontr

un valor de REE de **25%** y de **33%** para los escenarios de uso mínimo y máximo de RAC, respectivamente.

	Valor Mínimo de RAC disponible		Valor Máximo de RAC disponible	
RAC A SER PIROLIZADO:	5	ton/hora	31	ton/hora
RELACIÓN P/C	24	%	24	%
RAC DE COMBUSTIBLE:	1,55	ton/hora	6,84	ton/hora
CANTIDAD DE BIOCHAR:	10	%	10	%
CANTIDAD DE BIOACEITE:	73	%	73	%
CANTIDAD DE BIOGAS:	4,1	%	4,1	%
PODER CALORÍFICO DE BIOCHAR:	34248,0	Kj/kg	34248,0	Kj/kg
PODER CALORÍFICO DE BIOACEITE:	21026,0	Kj/kg	21026,0	Kj/kg
PODER CALORÍFICO DE BIOGAS:	749	Kj/kg	749	Kj/kg
EFICIENCIA COMBUSTIÓN BIOCHAR:	75,0	%	75,0	%
CARBÓN AHORRADO:	0,5	ton/hora	3,4	ton/hora
EFICIENCIA COMBUSTIÓN BIOGAS:	80	%	80	%
CARBÓN AHORRADO:	0,01	ton/hora	0,03	ton/hora
ENERGÍA PRIMARIA DE BAGAZO Y RAC:	88701	Kw-h	82860	Kw-h
ENERGÍA PRIMARIA DE CARBÓN:	41865	Kw-h	32059	Kw-h
CALOR ÚTIL:	57240,0	Kw-h	57240,0	Kw-h
ENERGÍA ELÉCTRICA DE COGENERACIÓN:	17000,0	Kw-h	17000,0	Kw-h
REE:	25%		33%	
EFICIENCIA COMBUSTIÓN BIOACEITE:	70%		70%	
COMBUSTIBLE VENDIDO:	1,22	ton/hora	7,78	ton/hora

Tabla 18. Resultados análisis Caso III: Pirólisis rápida

7.6 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

Se observa de los tres casos analizados que el de mayor REE calculado es el caso III con pirólisis rápida (**33%**) en un escenario de uso máximo de RAC. Esto debido principalmente a un poder calorífico superior del biocarbón (**34248 KJ/Kg**) mayor al del carbón empleado en el análisis (24000 KJ/Kg). Este caso III corresponde a un proceso de pirólisis rápida en el que se maximiza la producción de bioceite y cuya eficiencia energética calculada del proceso (**77%**) es superior a

la de los demás casos presentado en la **Tabla 14**. En el caso II con pirólisis intermedia aunque se incrementa la producción de biocarbón hasta un 24%, el valor de REE calculado para el escenario de uso máximo de RAC es del **23%**. En consideración al caso I con combustión directa en calderas, en el cual se hace uso directamente del RAC como combustible en las calderas, se calculó un REE de **21%**, el cual es el valor más bajo de todos los determinados. Esto se atribuye a un valor de poder calorífico del RAC (**8909 KJ/Kg**) menor en comparación a los combustibles principales bagazo y carbón.

En la **Tabla 20** se presenta el resumen de los resultados anteriores, donde se destaca que el proceso de pirólisis de RAC en condiciones similares a las de la prueba **A** en la **Tabla 14**, es una alternativa para incrementar la eficiencia de cogeneración REE de un ingenio como el analizado. Adicionalmente, se presenta en la misma tabla el valor aproximado calculado de toneladas de CO₂ no emitidas a la atmósfera por cuenta de no emplear carbón como combustible en la caldera y de usar el bioaceite como reemplazo de diesel, presentando los casos II y III un mayor ahorro en emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera (**24,8 ton/h CO₂e**) en comparación con el caso I, lo que favorecería la propuesta como un caso de proyecto de tipo MDL (Mecanismo de desarrollo limpio) para el empleo del proceso de pirólisis de RAC.

Tabla 20. Resumen resultados casos de análisis de inclusión del proceso de pirólisis en el esquema de cogeneración del ingenio analizado

	CASO I		CASO II		CASO III	
	MÍNIMO	MÀXIMO	MÍNIMO	MÀXIMO	MÍNIMO	MÀXIMO
CARBÓN AHORRADO (ton/h):	1,4	8,9	1,1	7,0	0,5	3,5
BIOACEITE A LA VENTA (ton/h):	0,0	0,0	0,5	3,3	1,2	7,8
REE CALCULADO (%):	25,8	20,7	26,3	23,2	25,4	33,1
REE REQUERIDO POR LA NORMA (%):	25,9	21,8	26,1	22,9	26,3	25,4
TON DE CO2 NO EMITIDAS (ton/hora):	3,7	23,6	3,9	24,8	3,9	24,6

7.7 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LOS CASOS PRESENTADOS

La vinculación del proceso de pirólisis en el esquema de cogeneración del ingenio analizado, debe considerar la inversión inicial de una estación de limpieza en seco de la caña, que permita la separación del RAC de la caña en el proceso de recepción. Esta estación de limpieza debe estar dotada del sistema de transporte de RAC hacia la estación de picado de biomasa y posteriormente hacia la caldera para el caso I, o hacia la unidad de pirólisis para los casos II y III. La unidad de pirólisis debe contar con un sistema de condensación y separación del bioaceite. Por último se debe considerar la modificación o acondicionamiento de las unidades de alimentación y combustión del biochar en la caldera.

Tabla 21. Resumen de evaluación económica de cada uno de los casos

CASO:	I MIN	I MED	I MAX	II MIN	II MED	II MAX	III MIN	III MED	III MAX
Cantidad de RAC aprovechado (ton/año):	81122	259038	518075	81122	259038	518075	81122	259038	518075
INVERSIÓN EN EQUIPOS (\$):									
Estación de limpieza de caña en seco:	1.000.000	1.000.000	1.000.000	1.000.000	1.000.000	1.000.000	1.000.000	1.000.000	1.000.000
Equipos para tratamiento de biomasa (picado y separación de minerales):	400.000	800.000	800.000	400.000	800.000	800.000	400.000	800.000	800.000
Planta de pirólisis (reactor, quemador, condensador, ción control):	0	0	0	494.600	1.263.478	2.526.956	494.600	1.263.478	2.526.956
Adecuación de la caldera (quemadores, aire, etc):	0	127.727	255.455	50.000	127.727	255.455	50.000	127.727	255.455
TOTAL:	1.400.000	1.927.727	2.055.455	1.944.600	3.191.205	4.582.411	1.944.600	3.191.205	4.582.411
GASTOS VARIABLES (\$):									
Operación (servicios, personal):	98.000	134.941	143.882	136.122	223.384	320.769	136.122	223.384	320.769
Mantenimiento:	42.000	57.832	61.664	58.338	95.736	137.472	58.338	95.736	137.472
Costo de RAC:	0	777.113	1.554.226	0	777.113	1.554.226	0	777.113	1.554.226
Costo por transporte de RAC:	0	41.388	192.808	0	41.388	192.808	0	41.388	192.808
TOTAL:	140.000	1.011.273	1.952.580	194.460	1.137.621	2.205.276	194.460	1.137.621	2.205.276
INGRESOS (\$):									
Carbón no comprado:	419.176	1.338.505	2.677.009	328.174	1.047.921	2.095.841	163.043	520.626	1.041.251
Bioaceite vendido:	0	0	0	428.119	1.367.063	2.734.126	1.008.213	3.219.407	6.438.814
TOTAL:	419.176	1.338.505	2.677.009	756.294	2.414.984	4.829.967	1.171.256	3.740.032	7.480.065
EVALUACIÓN ECONÓMICA:									
Tiempo de pago (años):	8,6	11,9	3,8	4,9	3,2	2,1	2,1	2,5	1,3
T.R.I. (%):	15	11	33	26	38	57	49	81	115
V.P.N. en 10 años (\$):	114.876	-152.090	1.875.477	1.104.047	3.740.074	9.659.806	3.355.731	10.930.111	24.039.880

En la **Tabla 21** se presenta un resumen de los costos aproximados de los sistemas descritos con anterioridad, cuyos valores fueron tomados de diferentes fuentes bibliográficas (Alonso Pipo, W. 2007; Empral.2008). Los ingresos son la suma del ahorro por reemplazo de carbón por biocarbón como combustible en la

caldera más la venta de bioaceite como biocombustible. Los gastos se consideran como los costos de operación y mantenimiento y el valor aproximado del RAC. Este último solamente se aplicó a la condición media y máxima de cada caso, puesto que en la actualidad el RAC que llega a las fábricas no tiene costo.

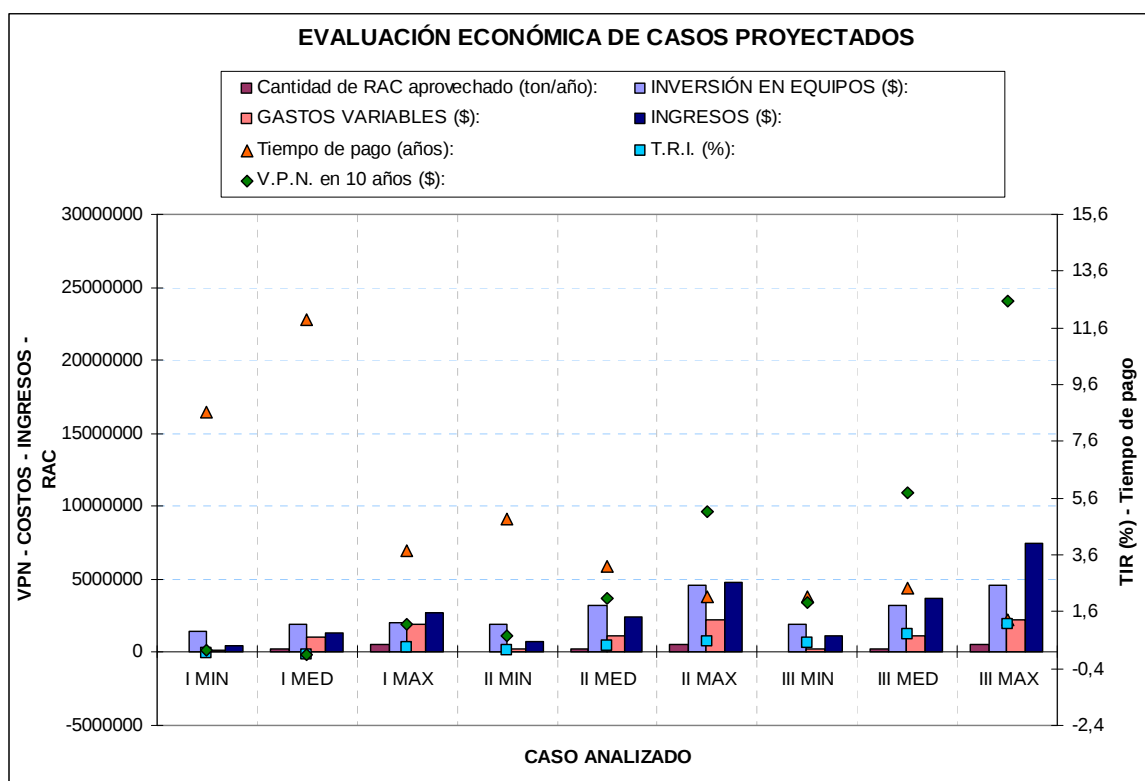


Figura 23. Principales valores de la evaluación económica

El resumen de los resultados de la evaluación realizada se presenta en la **Figura 23**. En esta se observa que el proceso de mayor valor presente neto (24×10^6) y el de mayor tasa interna de retorno (115%) es el caso III con pirólisis rápida en la condición de máximo aprovechamiento de RAC. El caso III es superior los otros casos en cada una de sus condiciones, principalmente por el mayor nivel de ingresos en venta de bioaceite. Un proceso de pirólisis rápida con una eficiencia y una recuperación de bioaceite superior a las de los demás casos evaluados, generan mayores ingresos.

La opción de emplear el RAC como combustible quemado directamente en la caldera, como en el caso I, es superada por la opción del proceso de pirólisis rápida para la obtención de bioaceite en el caso III, desde el punto de vista económico con mejores indicadores y desde el punto de vista ambiental con un mayor ahorro estimado en emisiones de toneladas de CO₂ a la atmósfera.

8. CONCLUSIONES

- Existen diferentes tecnologías disponibles para aplicación de procesos termoquímicos a la biomasa, como la pirólisis rápida. El reactor de lecho fluidizado, alimentado por un tornillo sin fin, con un proceso de recuperación del bioaceite en diferentes etapas de condensación, es la configuración más usual. Empresas como Dynamotive emplean esta tecnología para la obtención de bioaceite a partir de biomasa residual forestal, con rendimientos superiores al 60%.
- En el sector azucarero colombiano se estimó una producción de **8,206.550 t** de RAC durante el año 2010 que significan alrededor de **120.880 GJ/año** disponibles en el RAC. Los sistemas actuales de cosecha solamente llevan a la fábrica **10.600 GJ/año**, lo que representa cerca de un **9%** de la energía total aprovechable en el RAC. Si se proyecta el uso de esta biomasa residual cañera, se debe diseñar y poner en práctica un sistema de recolección y transporte del RAC. Una alternativa para el aprovechamiento de esta biomasa es la de realizar la proyección de un sistema de pirólisis distribuida, en el cual el biocarbón generado permanece en el campo y los productos líquidos viajan hasta centros de procesamiento.
- El esquema de cogeneración de mayor perspectiva en los ingenios azucareros colombianos es el ciclo superior, en el cual se produce vapor vivo altas presiones y temperaturas (**65 bar** a **500°C**). El vapor vivo alimenta un turbogenerador a contrapresión, generando energía eléctrica y posteriormente entregando calor útil al proceso de producción de azúcar. En los combustibles empleados en la caldera se encuentran el bagazo, el bagacillo o médula y el carbón.

- El RAC se pirolizó en un reactor piloto perteneciente a Cenicaña, cuya implementación fue lograda en el desarrollo del presente trabajo. Los rendimientos reales alcanzados en el reactor, operando a una temperatura promedio de **500°C**, en bioaceite (**23%** a **25%**) y en biocarbón (**30%** a **34%**) son típico de un proceso de proceso de pirólisis intermedia, con un tasa de calentamiento calculada de entre **7** y **12 °C/min.** El descenso en la temperatura del agua de refrigeración en el proceso de condensación (de **19°C** hasta **10°C**) incrementó la cantidad de bioceite recolectado (del **15%** al **23%** en promedio). La eficiencia calculada del proceso, estimando la cantidad de calor adicionada al proceso por análisis de transferencia de calor, fue del **33%**. Al incrementar el tamaño de partícula de RAC a procesar en casi cuatro veces (pasar de **212** micras a **850** micras), se incrementó la cantidad de biocarbón recuperado en un **1.5 veces** y se disminuyó la cantidad de bioaceite recuperado en **0.5 veces**.
- Se logró determinar analíticamente un valor objetivo del **70%** en peso de la biomasa procesada (RAC), para la producción de bioaceites a partir del modelo de cinética de la reacción de pirólisis rápida planteado por Manya, J y Arauzo, J. Este valor debe ser precisado en un estudio experimental posterior, que observe la influencia de las propiedades típicas del RAC, como materia extraña mineral, composición en hojas verdes y secas.
- Se propuso un esquema de cálculo para el balance de masa y energía del proceso de pirólisis en un reactor fluidizado en forma mecánica por un tornillo sinfín. El esquema se validó a partir de resultados propios y de la literatura, suponiendo composiciones típicas de gases no condensables. El balance fue propuesto a partir de las composiciones elementales de la biomasa procesada y de los productos obtenidos biocarbón y bioaceite. Los resultados mostraron que el proceso se hace más eficiente desde el punto

de vista energético, en la medida en que se logra producir un mayor porcentaje de bioaceite. El proceso de pirólisis rápida resultó ser el más eficiente (**77%**) y la vez es el que logra una mayor densificación de la energía contenida en la biomasa, mientras que la pirólisis lenta fue la de menor eficiencia (**20%**).

- Se revisaron tres alternativas para aprovechamiento del RAC generado en la labor de cosecha de la caña de azúcar. El escenario de pirólisis rápida fue la alternativa de mayor incremento en REE (**25%** al **33%**) dentro del esquema de cogeneración del ingenio al compararlo con proceso de combustión directa del RAC en calderas. Además es la alternativa de mejores valores, dentro de la evaluación económica realizada. Por último, este proceso de pirólisis rápida presenta un mayor ahorro en toneladas de CO₂ equivalentes emitidas a la atmósfera, siendo el proceso de mayor eficiencia energética.

9. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Aiman, S.; Stubington, J.F. 1993. The pyrolysis kinetics of bagasse at low heating rates. Biomass and bioenergy. 1993. vol. 5. nº2. p.113-120.

Al Arni, S.; Bosio, B.; Arato, E. 2010. Syngas from sugarcane pyrolysis: An experimental study for fuel cell applications. Renewable energy. Vol. 35. 2010. p. 29-35.

Alonso Pippo, W. ; Garzone, P.; Cornacchia, G. 2007. Agro-industry sugarcane residues disposal: the trends of their conversion into energy carries in Cuba. Waste Management. Vol. 27. p.869-865.

Alonso-Pippo, W. ;Luengo, C.A.; Fonseca, F. ; Garzone, P. 2009. Energy recovery from biomass residues: Challenges and opportunities of bio-oil production in the ligh of second generation biofuels. Journal of renewable and sustainable energy 1. 0631202 15 p. 2009.

Amú, L.G.; Briceño Beltrán, C.O. ; Moreno Gafaro, E. ; Gómez Perlaza, A.L. 2005. Estimating costs of handling sugarcane trash for use as boiler fuel. Proceedings. 30 Jan.-4 Feb., 2005 v.2, p.310-315 Atagua. En: Congress of the International Society of Sugar Cane Technologists.

Asadullah, M.; Rahma, M.A.; Ali, M.S.; Rahma, M.S.; Motin, M.A.; Sultan, M.B.; Alam, M.R. 2007. Production of bio-oil from fixed bed pyrolysis of bagasse. Fuel. Vol.86. 2007. p. 2514 - 2520.

Asociación de cultivadores de caña de azúcar de Colombia. 2011. Informe anual 2010-2011. Asocaña, Cali.p.102

Balat, M. 2008. Mechanisms of thermochemical biomass conversión processes. Part 1: reactions of pyrolysis. Energy Sources, Part A, 30:620–635, 2008.

Belderok, H.J.M. Experimental investigation and modelling of the pyrolysis of biomass, in Faculty Mechanical Engineering. 2007. Eindovhen University of Technology: Eindovhen

Brown, R.C.; Holmgren, J. Fast pyrolysis and bio-oil upgrading. Consultado en: <http://www.ascencion-publishing.com/B12/HD50.pdf>

Carvajal, A. Características de las mezclas bagazo/residuos como combustible de caldera. Congreso colombiano de la asociación de técnicos de la caña de azúcar, VII. 2006. Cali, Septiembre 6 al 8 del 2006. Tecnicaña, Cali, Vol.1. p.11-18.

Castillo, E.F. 2009. Potencial del proceso de pirolisis como alternativa para la valorización de los residuos de cosecha en el sector azucarero colombiano. Revista tecnicaña. Vol 13. nº 21. 2009 p. 18-23.

Castillo, E. F.; Gómez, A. L.; Cobo, D.; Aguirre C. A. Cogeneration potencial in Colombian sugar factories. 2010. Zukerindustrie. Vol.35 nº9. 2010. p. 561-565

Demirbas, A. 2004. Current Technologies for the termo-conversion of biomasa into fuels and chemicals. Energy Sources, 26: 715-730. 2004-

Diebold, J.; Scahill, J. 1988. Productions of primary pyrolysis oils in a vortex reactor. Pyrolysis oils from biomass. Chapter 4. Sept/1988. p 31-40. Tomado de: http://www.anl.gov/PCS/acsfuel/preprint/20archive/Files/32_2_DENVER_04_84_0021.pdf

Diebold, J.; Bridgwater, A.V. 1997. Overview of fast pyrolysis of biomass for the production of liquid fuel. Developments in thermochemical biomass conversion. 1997. Blackie academic & professional, an imprint of Chapman & Hall. Vol.1. p 5-23. Great Britain.

Empral. Soluciones Empral para limpieza de la caña en seco y aprovechamiento de los residuos. Visita técnica de Cenicaña. Brasil. 2008.

Fajardo, A. J. Diseño de una unidad de investigación en pirólisis continua de biomasa. Universidad del Valle. 2011. p.90

Gabra, M.; Pettersson, E.; Backman, R.; Kjellström, B. 2001. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue. Part 2: gasification of cane trash. Biomass and bioenergy. Vol. 21. p. 371 – 380.

García Pérez, M.; Abdelkaer, Ch.; Roy, Ch. Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse. Journal of analytical and applied pyrolysis. Vol. 65. 2002. p. 111-136.

García C.I.; Canchala F.H. 2008. Obtención de Bio-oil a partir de residuos de corte de caña de azúcar en un reactor de lecho fijo. Tesis. Univalle. p.56.

Garzón, M. Septiembre del 2009. Biocarbón de estípites de palma de aceite, una alternativa para el aprovechamiento de la biomasa y el mejoramiento de la calidad del suelo en fase de renovación. XVI conferencia internacional sobre palma de aceite. Cartagena de Indias, Colombia.

Gil, N. J., Daza, T. Producción de etanol de segunda generación: productos lignocelulósicos como materia prima. 2011. Tecnicaña, Memorias seminario internacional de alcoquímica. Agosto 20-26 de 2011. 101p.

González, J.F.; Román, S.; Encinar, J.M.; Martínez, G. 2009. Pyrolysis of various residues and char utilization for the production of activated carbons. Journal of analytical and applied pyrolysis. Vol. 85 p. 134 -141.

Greenwood, M. 2009. Design program for power generation by biomass gasification. Version 3. Consultado en: <http://www.asahi-net.or.jp/pu4i-aok/cooldata2/gassification/calculatione.htm>

Grupo transferencia de tecnología GTT: Cenicaña - Mayaguez. Cosecha mecánica. Octubre 2011.

Incropera F.P.; De Witt D.P. Fundamentos de transferencia de calor. Cuarta edición. Prentice Hall, México, 1999. p.912

Islam, M.R.; Islam, M.N.; Nabi, M.N. Design, fabrication and performance study of a biomass solid waste pyrolysis system for alternative liquid fuel production. 2004. Journal of energy & environment. Vol.3 p.103-117

Jones, S. B.; Holladay, J. E.; Valkenburg, C.; Stevens, D.J.; Walton, C. W.; Elliot, D. C.; Kinchin, C.; Czernik, S. 2009. Production of gasoline and diesel from biomass via fast pyrolysis, hydrotreating and hydrocracking: A design case. United States Department of Energy. Consultado en: http://www.pnl.gov/main/publications/external/technical_reports/PNNL-18284rev1.pdf

Joyce, J.A., Dixon, T.F. 2006. Bagasse and cane trash – Where to next? En: International Sugar Journal v.108 no.1291, July (2006). p.372-375,377-380.

Lienhard, J.H. A heat transfer textbook. 3ra edición. Phlogiston Press, Cambridge, Massachusetts, U.S.A. 2008.p. 749

Londoño, L. F. 2007. Informe anual sector azucarero colombiano. Asocaña. Consultado en: [http://www.asocana.org/documentos/452007-Presentaci%C3%B3n%20Informe%20Anual%20v8-07.ppt#262,1,Informe Anual Sector Azucarero Colombiano](http://www.asocana.org/documentos/452007-Presentaci%C3%B3n%20Informe%20Anual%20v8-07.ppt#262,1,Informe%20Anual%20Sector%20Azucarero%20Colombiano).

Manyà, J.J.; Arauzo, J. 2008. An alternative kinetic approach to describe the isothermal pyrolysis of micro-particles of sugar cane bagasse. Chemical engineering journal. Vol. 139 (2008) p.549-561

Míguez, J. L. Capítulo 9: Procesos termoquímicos para la obtención de energía a partir de la fitomasa residual (combustión, gasificación, pirolisis). Consultado en: <http://www.193.146.36.56/catedra/catedra/assignaturas/Comb.pdf>.

Moran, M.J.; Shapiro, N.M. Fundamentals of engineering thermodynamics: SI version. 5ta edición. John Wiley & Sons Inc. Great Britain, 2006. p.830

Prakash, N.; Karunanithi, T. 2009. Advances in modeling and simulation of biomass pyrolysis. Asian Journal of scientific research. Vol 2 nº1 p.1-27.

Quirk, R. G., Van Zwieten, L. The role of biochar in management of sugar cane. 2010. Sugar Journal. Vol 73 nº5. 17p.

Reed, T.B.; Siddhartha, G. 1997. The high heat of fast pyrolysis for large particles. Developments in thermochemical biomass conversion. 1997. Blackie academic & professional, an imprint of Chapman & Hall. Vol.1. p 45.Great Britain.

Roberts, A.W. 2002. Design considerations and performance evaluation of screw conveyors. Consultado en: <http://www.saimh.co.za/beltcon/.../beltcon.1114.htm>

Rosero, J.C. Diseño y construcción de una máquina para picado de biomasa para uso en procesos termoquímicos. Universidad del Valle. 2010. p.58.

Sandvig, E.; Walling, G.; Brown, R. C. ; Pletka, R.; Radlein, D.; Johnson, W. 2003. Integrated pyrolysis combined cycle biomass power system. Concept definition final report. Consultado en: <http://www.osti.gov/bridge/purl.cover.jsp?purl=/826269-d5wHs7/native/826269.pdf>

Shinogui, Y.; Kameyama, K.; Chen, Y. 2007. Biochar; our previos research output. Recuperado del sitio de internet: <http://www.biomass-asia-workshop.jp/.../P-03.pdf>

Tsai, W.T.; Lee, M.K.; Chang, Y.M. 2006. Fast pyrolysis of rice straw, sugarcane bagasse and cocounut shell in an induction-heating reactor. Journal of analytical and applied pyrolysis. Vol. 76. 2006 p.230-237

Torres, J. 2006. Cosecha de caña en verde. Manejo del cultivo en condiciones de caña en verde. Cali, Cenicaña. 165 p. Serie técnica N°35

Ueno, M.; Kawamitsu, Y.; Komiya, Y.; Liya Sun.2007. Carbonization and gasification of bagasse for effective utilization of sugarcane biomasa. Proccedings internationale of society of sugar cane technologiist. Vol 26 p.1194-2001. 2007.

Van de Weerdhof M.W. Modeling the pyrolysis process of biomasa particles. 2009. Eindovhen University of Technology: Eindovhen

Villegas T., F.; Torres, J.S. 1999. Manejo de los residuos de la cosecha en verde de caña. Carta Trimestral CENICAÑA (Colombia) v.21 no.4, p.5-11. 1999

Xu, R.; Ferrante, L.; Briens, C.; Berruti, F. 2011. Bio-oil production by flash pyrolysis of sugarcane residues and post treatments of the aqueous phase. Journal of anaytical and applied pyrolysis. Vol. 91, p. 263-272. 2011.

Yaman, S. 2004. Pyrolysis of biomass to produce fuels and chemical feedstocks. En: Energy Conversion and Management. Vol. 45 p. 651–671.

Zandersons, J.; Gravitis, J.; Kokorevics, A.; Zhurinsh, A.; Bikovens, O.; Tardenaka, A.; Spince, B. 1999. Studies of de brasilian sugarcane bagasse carbonisation process and products properties. Biomass and bioenergy. Vol 17. p. 209 – 219.

Zanzi, R.; Sjostrom, K.; Bjornbom E. 2002. Rapid pyrolysis of agricultural residues at high temperaturas. Biomass and bionergy. Vol. 23. nº 5. p. 357-366. Noviembre 2002.

Zhang, L.; Chunbao, X.; Champagne P. 2010. Overview of recent advances in termo-chemical conversión of biomasa. Energy conversion and management. 51: 969-982. 2010

ANEXO 1. SOLUCIÓN SISTEMA DE ECUACIONES MODELO CINÉTICO DE REACCIÓN DE MILLER-BELLAN

$$y_{comp} = y_{0_{comp}} \cdot e^{-k_1 \cdot t} \quad \text{Ecuación 9}$$

$$y_a = \left(\frac{k_1 \cdot y_{0_{comp}}}{k_2 + k_3 - k_1} \right) \cdot (e^{-k_1 \cdot t} - e^{-(k_2 + k_3) \cdot t}) \quad \text{Ecuación 10}$$

$$y_l = \left(\frac{k_2 \cdot y_{0_{comp}}}{(k_2 + k_3) \cdot (k_2 + k_3 - k_1)} \right) \cdot (k_1 \cdot (1 - e^{-(k_2 + k_3) \cdot t}) + (k_2 + k_3) \cdot (1 - e^{-k_1 \cdot t})) \quad \text{Ecuación 11}$$

$$y_s = x \cdot \left(\frac{k_3}{k_2} \right) \cdot y_l \quad \text{Ecuación 12}$$

$$y_g = (1 - x) \cdot \left(\frac{k_3}{k_2} \right) \cdot y_l \quad \text{Ecuación 13}$$

Donde:

- y_{comp} : fracción en peso del componente virgen: celulosa, hemicelulosa, lignina al tiempo t .
- y_a : fracción en peso del componente virgen del estado activo de la biomasa al tiempo t .
- $y_{0_{comp}}$: fracción inicial en peso del componente virgen: celulosa, hemicelulosa, lignina
- y_s , y_l , y_g : fracción en peso del componente virgen de los productos sólido (biocarbón), líquido (bioaceite) y gaseoso (biogás) al tiempo t .
- k_1 , k_2 , k_3 : constantes cinéticas de reacción para formar el componente activo, la fase líquida y la fase sólida, respectivamente.
- x : relación de masa para formación de biocarbón a partir de celulosa (0.35), hemicelulosa (0.6) y lignina (0,75), respectivamente.

ANEXO 2. ECUACIONES EMPLEADAS EN EL ESQUEMA PROPUESTO PARA BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DEL PROCESO DE PIRÓLISIS DE RAC

1. Análisis del tornillo alimentador:

1.1 Determinación del caudal conducido

$$\dot{m}_{biomasa \text{ real}} = \dot{m}_T \cdot \eta_V \rho \quad \text{Ecuación 14}$$

$$\dot{m}_T = \Gamma \cdot \omega \cdot D_{Ext}^3 \quad \text{Ecuación 15}$$

$$\Gamma = \frac{1}{8} \cdot \left(\left(1 + 2 \frac{C}{D_{Ext}} \right)^2 - \left(\frac{D_{Eje}}{D_{Ext}} \right)^2 \cdot \left(\frac{Paso - Espesor}{D_{Ext}} \right) \right) \quad \text{Ecuación 16}$$

$$\eta_V = \eta_{Vortex} \cdot \eta_{Llenado} \quad \text{Ecuación 17}$$

$$\eta_{Vortex} = \frac{\tan \lambda}{\tan \alpha_e + \tan \lambda} \quad \text{Ecuación 18}$$

$$\eta_{Llenado} = \frac{\text{Altura material en tornillo}}{\text{Paso}} \quad \text{Ecuación 19}$$

$$Vel_{cond} = \omega \cdot \frac{D_{Ext}}{2} \cdot \tan \alpha_e \quad \text{Ecuación 20}$$

Donde:

- $\dot{m}_{biomasa \text{ real}}$: caudal real de biomasa a ser procesada
- ρ : densidad de la biomasa
- ω : velocidad angular del tornillo alimentador
- D_{Ext} : diámetro exterior del tornillo alimentador
- C : espacio entre el diámetro exterior del tornillo y la superficie interna de la carcasa.

- D_{Eje} : diámetro exterior del eje principal del tornillo alimentador
- Paso: distancia entre dos crestas del tornillo alimentador
- Espesor: espesor del filete de la aleta
- λ : ángulo de hélice
- α_e : ángulo de aleta del tornillo
- Vel_{cond} : velocidad final de la biomasa conducida

1.2 Determinación de la potencia requerida:

$$Potencia = \frac{Torque_{Total} \cdot \omega}{\eta_{Transmisión}} \quad \text{Ecuación 21}$$

$$Torque_{Total} = T_{sp} + T_{sh} \quad \text{Ecuación 22}$$

$$T_{sp} = \frac{2}{3} \cdot \frac{Long}{Paso} \cdot F_{Empuje} \cdot \Gamma \cdot \tan(\alpha_e + \theta_f) \quad \text{Ecuación 23}$$

$$F_{Empuje} = Peso_{Bio} \cdot \left(1 + \mu_{Bio} \cdot \left(\frac{\tan \alpha_e}{\tan \alpha_e + \tan \lambda} \right)^2 \cdot \frac{\omega^2}{grav} \cdot \Gamma \right) \quad \text{Ecuación 24}$$

$$T_{sh} = 2\pi \cdot \left(\frac{D_{Eje}}{2} \right)^2 \cdot \sigma_{Normal} \cdot \frac{Long}{Paso} \quad \text{Ecuación 25}$$

$$\sigma_{Normal} = K \cdot \rho \cdot grav \cdot Paso \cdot \eta_{Llenado} \quad \text{Ecuación 26}$$

Donde:

- $\eta_{Transmisión}$: Eficiencia energética de la transmisión
- T_{sp} : Torque de tornillo por paso, debido a la biomasa en contra de la cara de la aleta

- Long: longitud del tornillo analizado
- F_{Empuje} : Fuerza de empuje o fuerza axial
- θ_f : ángulo de fricción del tornillo
- $Peso_{Bio}$: Peso de la biomasa transportada por cada paso
- μ_{Bio} : coeficiente de fricción de la biomasa
- T_{sh} : Torque de eje debido al movimiento relativo de la biomasa contra el eje
- σ_{Normal} : Presión normal de la biomasa contra el eje del tornillo
- k: Factor de distribución de la presión normal sobre la flecha

2. Análisis de balance de masa por componentes:

Reacción simplificada de pirólisis:

Ecuación 27

$$(X_1(C_a H_b O_c))_{Biomasa} = (X_2(C_d H_e O_f))_{Biocharbón} + (X_3(C_g H_h O_i))_{Bioaceite} + \left(\begin{array}{l} X_4(CO) + X_5(CO_2) + X_6(CH_4) \\ + X_7(H_2) + X_8(C_2H_6) \end{array} \right)_{Biogas} + X_9(H_2O)$$

$$aX_1 = dX_2 + gX_3 + X_4 + X_5 + X_6 + X_8 \quad \text{Balance de C: Ecuación 28}$$

$$bX_1 = eX_2 + hX_3 + 4X_6 + 2X_7 + 6X_8 + 2X_9 \quad \text{Balance de H: Ecuación 29}$$

$$cX_1 = fX_2 + iX_3 + X_4 + 2X_5 + X_9 \quad \text{Balance de O: Ecuación 30}$$

Balance de masa entre reactantes y productos:

Ecuación 31

$$X_1 w_{Biomasa} = X_2 w_{Biochar} + X_3 w_{Bioaceite} + X_4 w_{CO} + X_5 w_{CO_2} + X_6 w_{CH_4} + X_7 w_{H_2} + X_8 w_{C_2H_6} + X_9 w_{H_2O}$$

Donde:

- Los coeficientes a,b,c,...,i son obtenidos a partir de la composición elemental de la biomasa, bioaceite y biochar.
- Los pesos w_i son calculados a partir de la fórmula de composición elemental.

3. Ecuación de balance de energía en el proceso de pirólisis

$$E_{Biomasa} + E_{para\ reaccion} = E_{productos} + E_{de\ reaccion} \quad \text{Ecuación 32}$$

Donde:

- $E_{Biomasa}$: Poder calorífico superior de la biomasa (PSC)
- $E_{para\ reaccion}$: Energía o calor requerido para la reacción de pirólisis
- $E_{productos}$: Energía del biocarbón, del bioceite y del biogas
- $E_{de\ reaccion}$: Energía o calor liberado por la reacción de pirólisis

Poder calorífico superior de la biomasa, biocarbón y bioaceite: **Ecuación 33**

$$PCS_i = 0,34 \cdot C + 1,322 \cdot H - 0,12 \cdot O - 0,12 \cdot N + 0,0686 \cdot S - 0,0153 \cdot Cenizas$$

$$\Delta H_{gas_i} = \sum Cp_{gas_i} \cdot (T_{reaccion} - T_{amb}) \quad \text{Ecuación 34}$$

$$E_{de\ reaccion} = -533 + (3142 \cdot [Biochar]_{producido}) \quad \text{Ecuación 35}$$

Donde:

- C, H, O, N, S: contenido de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre
- ΔH_{gas} : Entalpía específica del biogas
- Cp_{gas} : Calor específico del gas
- $T_{reaccion}$: Temperatura a la cual se lleva a cabo la reacción de pirólisis
- T_{amb} : Temperatura ambiente
- $[Biochar]_{producido}$: Cantidad de biocarbón producido

4. Transferencia de calor hacia la biomasa en el reactor en estado estable

$$Q_{Total} = Q_1 + Q_2$$

Ecuación 36

$$Q_1 = \frac{T_{Exterior} - T_{Biomasa}}{\sum Ri}$$

Ecuación 37

$$\sum R_i = R_{Conv \ Humos} + R_{Cond \ Tubo} + R_{Cond \ Biomasa} + R_{Conv \ Gas}$$

Ecuación 38

$$R_{Conv \ Humos} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{Ext} \cdot h_{Humos}}$$

Ecuación 39

$$R_{Cond \ Tubo} = \frac{\ln\left(\frac{r_{Ext}}{r_{Int}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_{Tubo}}$$

Ecuación 40

$$R_{Cond \ Biomasa} = \frac{\ln\left(\frac{r_{Int}}{r_{Eje}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_{Biomasa}}$$

Ecuación 41

$$R_{Conv \ Gas} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{Int} \cdot h_{Gas}}$$

Ecuación 42

$$h_{Gas} = \frac{Nu \cdot \bar{K}_{Gas}}{D_{Ext}}$$

Ecuación 43

$$\bar{K}_{Gas} = \frac{\sum k_i \cdot N_i}{\sum N_i}$$

Ecuación 44

$$Nu = Re^{0.8}$$

Ecuación 45

$$Re = \frac{\rho \cdot vel \cdot 2r_{int}}{\mu}$$

Ecuación 46

$$Q_2 = (2 \cdot \pi \cdot r_{Ext}) \cdot f_1 \cdot (\epsilon \cdot T_{Humos}^4 - \alpha \cdot T_{Exterior}^4)$$

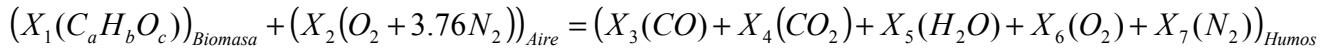
Ecuación 47

Donde:

- Q_{Total} : Calor total transferido hasta la superficie más interna de biomasa
- T_{exterior} : Temperatura externa del reactor de pirólisis
- T_{biomasa} : Temperatura de reacción de pirólisis de la biomasa
- ΣR_i : sumatoria de las resistencias térmicas por convección de los humos de combustión, por conducción en las paredes del reactor, por conducción a través de la biomasa y por convección de los gases producidos por pirólisis.
- r_{Ext} : radio de la superficie externa del reactor
- h_{Humos} : coeficiente de convección de los humos de combustión
- r_{int} : radio de la superficie interna del reactor
- L : Longitud de la zona de reacción
- k_{tubo} : coeficiente de conducción del material del reactor
- k_{biomasa} : coeficiente de conducción de la biomasa
- h_{gas} : coeficiente de convección de los gases generados por el proceso de pirólisis
- vel : velocidad de los gases generados en el reactor
- fl : Factor de corrección de forma
- α : absorbancia del material del reactor
- ε : emitancia del material del reactor
- T_{Humos} : Temperatura de los humos muy cerca de la llama de combustión

5. Análisis estequiométrico de la combustión de biomasa como combustible del proceso

Reacción de combustión de la biomasa: **Ecuación 48**



$$aX_1 = X_3 + X_4$$

Balance de C: **Ecuación 49**

$$bX_1 = 2X_5$$

Balance de H: **Ecuación 50**

$$cX_1 + 2X_2 = X_3 + 2X_4 + X_5 + 2X_6$$

Balance de O: **Ecuación 51**

$$3.76X_2 = X_7$$

Balance de N: **Ecuación 52**

Balance de masa entre reactantes y productos: **Ecuación 53**

$$X_1 w_{Biomasa} + X_2 w_{Aire} = X_3 w_{CO} + X_4 w_{CO_2} + X_5 w_{H_2O} + X_6 w_{O_2} + X_7 w_{N_2}$$

Donde:

- Los coeficientes a,b y c son obtenidos a partir de la composición elemental de la biomasa.
- Los pesos w_i son calculados a partir de la fórmula de composición elemental.

6. Balance de energía en la combustión de biomasa como combustible del proceso

$$E_{Biomasa} + E_{aire} = E_{productos} + E_{de\ combustion}$$

Ecuación 54

Donde:

- $E_{Biomasa}$: Poder calorífico superior de la biomasa combustible (PSC)
- E_{aire} : Energía aportada por el aire de combustión

- $E_{\text{productos}}$: Energía de los gases de combustión
- $E_{\text{de combustión}}$: Energía o calor liberado por la reacción de combustión

$$E_{\text{Aire}} = Cp \cdot \Delta T \quad \text{Ecuación 55}$$

$$E_{\text{Humos}} = \sum Cp \cdot \Delta T \quad \text{Ecuación 56}$$

$$\dot{m}_{\text{combustible}} = \dot{m}_{\text{Biomasa}} \cdot \frac{E_{\text{para pirólisis}}}{E_{\text{de combustión}}} \quad \text{Ecuación 57}$$

Donde:

- $m_{\text{combustible}}$: Caudal de combustible requerido por el proceso de pirólisis
- m_{Biomasa} : Caudal de biomasa para ser pirolizada

7. Análisis de transferencia de calor para diseño en el condensador:

7.1 Análisis simplificado

$$Q_{\text{retirado}} = U \cdot \text{Area} \cdot TLM \quad \text{Ecuación 58}$$

$$Q_{\text{retirado}} = (T_{\text{GasIn}} - T_{\text{GasOut}}) \cdot Cp_{\text{Gas}} \cdot m_{\text{Gas}} \quad \text{Ecuación 59}$$

$$TLM = \frac{(T_{\text{GasIn}} - T_{\text{AguaOut}}) - (T_{\text{GasOut}} - T_{\text{AguaIn}})}{\ln \left(\frac{T_{\text{GasIn}} - T_{\text{AguaOut}}}{T_{\text{GasOut}} - T_{\text{AguaIn}}} \right)} \quad \text{Ecuación 60}$$

$$m_{\text{Agua}} = m_{\text{Gas}} \cdot \frac{\Delta T_{\text{Agua}} \cdot Cp_{\text{Agua}}}{\Delta T_{\text{Gas}} \cdot Cp_{\text{Gas}}} \quad \text{Ecuación 61}$$

Donde:

- Q_{retirado} : Calor total retirado desde los gases
- U : Coeficiente global de transferencia de calor del condensador

- **Area:** Área de transferencia de calor requerida en el condensador
- **T_{Gas In}:** Temperatura del gas entrando al condensador
- **T_{Gas Out}:** Temperatura del gas saliendo del condensador
- **T_{Agua In}:** Temperatura del agua entrando al condensador
- **T_{Agua Out}:** Temperatura del agua saliendo del condensador
- **Cp_{agua}:** calor específico del agua
- **m_{Gas}:** Caudal de gas de pirólisis entrando al condensador
- **m_{agua}:** Caudal de agua requerida por el condensador

7.2 Análisis detallado del condensador:

$$Q_{\text{retirado}} = \frac{T_{\text{GasIn}} - T_{\text{AguaIn}}}{\sum Ri} \quad \text{Ecuación 62}$$

$$\sum Ri = R_{\text{Conv Gas}} + R_{\text{Cond Tubo}} + R_{\text{Conv Agua}} \quad \text{Ecuación 63}$$

$$R_{\text{Conv Gas}} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{\text{IntGas}} \cdot h_{\text{Gas}}} \quad \text{Ecuación 64}$$

$$R_{\text{Cond Tubo}} = \frac{\ln\left(\frac{r_{\text{ExtCond}}}{r_{\text{IntCond}}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L_{\text{cond}} \cdot k_{\text{TuboCond}}} \quad \text{Ecuación 65}$$

$$R_{\text{Conv Agua}} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{\text{ExtCond}} \cdot h_{\text{Agua}}} \quad \text{Ecuación 66}$$

$$h_{\text{Gas}} = \frac{Nu \cdot \bar{K}_{\text{Gas}}}{2r_{\text{IntGas}}} \quad \text{Ecuación 67}$$

$$\bar{K}_{\text{Gas}} = \frac{\sum k_i \cdot N_i}{\sum N_i} \quad \text{Ecuación 68}$$

$$Nu = Re^{0.8} \quad \text{Ecuación 69}$$

$$Re = \frac{\rho_{\text{Gas}} \cdot vel_{\text{Gas}} \cdot 2r_{\text{IntGas}}}{\mu_{\text{Gas}}}$$

Ecuación 70

$$h_{\text{Agua}} = \frac{Nu_{\text{agua}} \cdot K_{\text{Agua}}}{2r_{\text{IntCond}}}$$

Ecuación 71

$$Nu_{\text{agua}} = \frac{(f/8) \cdot \text{Re} \cdot \text{Pr}}{1 + 12.8 \cdot (\text{Pr}^{0.68} - 1) \cdot \sqrt{f/8}}$$

Ecuación 72

$$\text{Pr} = \frac{\mu_{\text{agua}}}{\rho_{\text{agua}} \cdot \alpha_{\text{agua}}}$$

Ecuación 73

$$\text{Re} = \frac{\rho_{\text{agua}} \cdot \text{vel}_{\text{agua}} \cdot 2r_{\text{Intagua}}}{\mu_{\text{agua}}}$$

Ecuación 74

Donde:

- ΣR_i : sumatoria de las resistencias térmicas por convección del gas de pirólisis, por conducción en las paredes del condensador y por convección del agua de enfriamiento.
- r_{IntGas} : radio de la superficie interna en el tubo del gas del condensador
- r_{ExtCond} : radio de la superficie externa del tubo de agua del condensador
- r_{IntCond} : radio de la superficie interna del tubo de agua del condensador
- L_{cond} : Longitud de la zona de condensación
- k_{tuboCond} : coeficiente de conducción del material del condensador
- h_{gas} : coeficiente de convección de los gases generados por el proceso de pirólisis
- vel : velocidad de los gases generados en el tubo del gas o del tubo de agua del condensador
- f : Función de pérdidas por fricción

ANEXO 3. RESULTADOS DE UNA PRUEBA PARA ESQUEMA PROPUESTO DE BALANCE DE MASA Y ENERGÍA DEL PROCESO DE PIRÓLISIS DE RAC

CÁLCULO DE BALANCE DE MASA Y ENERGÍA PROCESO DE PIRÓLISIS
DIEGO FERNANDO COBO

DATOS ENTRADA :

CONFIGURACIÓN DE REACTOR

DIÁMETRO DEL EJE	2,375	in
ESPESOR DEL EJE	0,125	in
DIÁMETRO EXTERIOR TORNILLO	8,625	in
ESPESOR FILETE	0,125	in
LONGITUD ZONA DE REACCIÓN:	1,2	m
DIÁMETRO TUBO PARA HUMOS	10	in
VELOCIDAD ANGULAR	33	RPM
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA ACERO(K)	13,5	W/m ² K

CARACTERÍSTICAS DE BIOMASA: RAC-CENICAÑA

DENSIDAD BIOMASA ENTRANDO:	100	Kg/m ³
----------------------------	-----	-------------------

Componentes	(%)
Celulosa	44
Hemicelulosa	25
Lignina	12
Ceniza	8
Humedad (H ₂ O)	30,0

Análisis elemental

(%)	C	N	H	O	Total:
BIOMASA	39,99	0	5,78	54,23	100
BIOCHAR	48,66	0	2,56	48,78	100
BIOACEITE	19,72	0	8,76	71,52	100

PROCESO DE PIRÓLISIS

Temperatura promedio proceso de pirólisis	500	°C
Temperatura biomasa entrando	300	K
Calor específico biomasa	1300	J/Kg·K
Coefficiente de conductividad biomasa(K)	0,1710	W/m ² K
Calor latente de vaporización del agua de la	2270	KJ/Kg

PROCESO DE COMBUSTIÓN

Temperatura inicial:	300	K
Temperatura Llama adiabática:	1218	K
Temperatura del aire:	303	K

CONDENSACIÓN

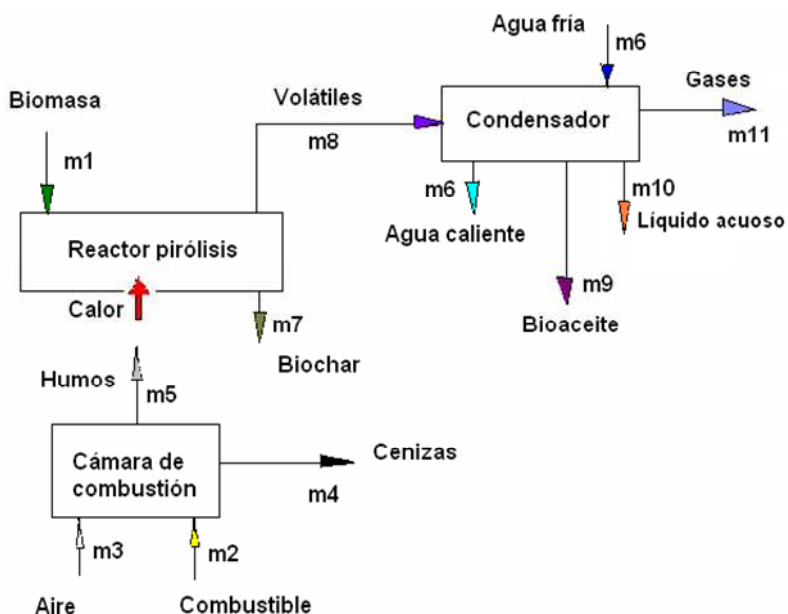
Coefficiente de conductividad del acero inox	15	w/m ² °k
Temp Gas out	303	°k
Temp. Agua in	288	°k
Temp. Agua out	313	°k
Cp. Agua	4,2	KJ/Kg·°k
Diámetro tubo de gases	8,625	in
Espesor tubo de gases	0,0625	in

Densidad del agua	996,5	kg/m ³
Viscosidad agua μ	0,00085	Pa-s
Coefficiente de conductividad agua K	0,615	W/m°k
Función f Pérdidas por fricción:	0,003	
α	1,47E-07	m ² /s

CÁLCULO DE BALANCE DE MASA Y ENERGÍA PROCESO DE PIRÓLISIS

DIEGO FERNANDO COBO

DATOS DE SALIDA:



PROCESO	Eficiencia
Reactor de Pirólisis	20,5%
Cámara de Combustión	53,4%
Condensador	93,7%
Total	20,3%

PRODUCTO	Composición
Biochar	31,9%
Bioaceite	11,4%
Líquido acuoso	5,4%
Biogas	50,8%
Total:	99,5%

PRODUCTO	Recuperación
Bioaceite	14,2%

CORRIENTES DEL PROCESO	CAUDAL (Kg/s)	ENERGÍA ESPECÍFICA (Kj/Kg)	POTENCIA (W)
Biomasa a ser pirolizada (m1)	0,240	14729,8	3541,06
Biomasa del combustible (m2)	0,249	14730,2	3667,78
Aire hacia la cámara de combustión (m3)	1,366	1,5	2,08
Caudal de cenizas de combustión (m4)			0,00
Caudal de Humos de combustión (m5)	1,561	1058,4	1652,03
Calor liberado en la combustión			1958,76
Caudal de agua entrando al condensador (m6)	6,22	50,4	313,70
Caudal de agua saliendo del condensador (m6)	6,22	54,6	339,84
Caudal de biochar producido (m7)	0,077	14075,1	1081,04
Caudal de volátiles producido (m8)	0,149	2580,5	385,70
Caudal de bioaceite producido (m9)	0,027	9703,12	265,37
Caudal de líquido acuoso (m10)	0,013	555,41	7,19
Caudal de Biogas total producido (m11)	0,122	985,4	120,33
ENERGÍAS DE MOVIMIENTO			
Alimentación de biomasa			0,015081
Inyección de agua al condensador			4,42901E-06