

**DESARROLLO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA LA DESCRIPCIÓN
DEL COMPORTAMIENTO DEL PROCESO DE COMBUSTIÓN DE BAGAZO
DE CAÑA EN UN HORNO DE LECHO FIJO.**

ZAMIR SÁNCHEZ CASTRO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
POSTGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2013

**DESARROLLO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA LA DESCRIPCIÓN
DEL COMPORTAMIENTO DEL PROCESO DE COMBUSTIÓN DE BAGAZO
DE CAÑA EN UN HORNO DE LECHO FIJO.**

ZAMIR SÁNCHEZ CASTRO

Tesis de grado para optar al título de

Magíster en Ingeniería Química

Director

PhD. HUMBERTO ESCALANTE HERNÁNDEZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
POSTGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2013

Dedicatoria.

A Dios por haberme dado todo lo que tengo.

A mi padre por haberme dado las enseñanzas más importantes de mi vida.

A mi madre por ser el motor de mi vida y mis sentimientos, por guiarme y enseñarme cada día

A mi hermana por ser mi compañia.

A Mapi por haber llegado a mi vida sin esperarla, sin buscarla, pero en el momento indicado para llenarla de felicidad

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a mi director el Doctor Humberto Escalante Hernández, por guiarme en este mundo de la investigación, por compartir conmigo sus consejos, sus enseñanzas y sus anécdotas.

Al Doctor Hugo Reinel García Bernal por haberme abierto las puertas al mundo de la investigación, por haberme enseñado con la paciencia propia de un padre, por haberme brindado su valiosa amistad.

A la Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria (CORPOICA) sin cuyos recursos no hubiera sido posible desarrollar esta tesis.

Al equipo de trabajo del Centro de Investigación para el Mejoramiento de la Agroindustria Panelera (CIMPA), por su apoyo constante y desinteresado.

Al equipo de trabajo del Centre de Estudios e Investigaciones Ambientales (CEAIM) por su acompañamiento.

TABLA DE CONTENIDO

Pág.

INTRODUCCIÓN	17
1. EFECTO DEL TAMAÑO DE PARTÍCULA Y LA HUMEDAD SOBRE LA COMBUSTIÓN DE BAGAZO DE CAÑA EN UN HORNO DE LECHO FIJO	23
1.1 INTRODUCCIÓN	23
1.2 COMBUSTIÓN DE BIOMASA	24
1.3 METODOLOGÍA	30
1.4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN	33
1.4.1 Perfiles de temperatura y concentración de gases:.....	33
1.4.2 Velocidad de propagación de los frentes de combustión	46
1.4.3 Análisis estadístico	50
1.4 CONCLUSIONES	51
2. EFECTO COMBINADO DEL PRECALENTAMIENTO DEL AIRE PRIMARIO Y EL CONTENIDO DE HUMEDAD DEL BAGAZO DE CAÑA, DURANTE LA COMBUSTIÓN EN LECHO FIJO	53
2.1 INTRODUCCIÓN.....	53
2.2 METODOLOGÍA	54
2.3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN	55
2.3.1 Análisis estadístico	67
2.4 CONCLUSIONES	68
3. INFLUENCIA DEL FLUJO DE AIRE PRIMARIO Y SECUNDARIO EN LA COMBUSTIÓN DE BAGAZO DE CAÑA EN UN HORNO DE LECHO FIJO	70

3.1	INTRODUCCIÓN.....	70
3.2	FLUJOS DE AIRE EN LA COMBUSTIÓN DE BIOMASAS.....	71
3.3	METODOLOGÍA	74
3.4	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	75
3.4.1	Perfil de temperatura en el lecho.....	75
3.4.2	Tasa de combustión y temperatura promedio.	79
3.4.3	Perfil de concentración del gas de combustión.	82
3.4.4	Análisis estadístico	87
3.5	CONCLUSIONES	88
4.	MODELO MATEMÁTICO UNIDIMENSIONAL PARA LA COMBUSTIÓN DE BAGAZO DE CAÑA EN UN HORNO DE LECHO FIJO	89
4.1	INTRODUCCIÓN.....	89
4.1.1	Volumenes finitos y algoritmo simple	93
4.2	METODOLOGÍA	98
4.3	PLANTEAMIENTO DEL MODELO MUCBC	98
4.3.1	Modelamiento de la etapa de secado.....	99
4.3.2	Modelamiento de la etapa de devolatilización	102
4.3.3	Modelamiento de la etapa de oxidación del material carbonizado	107
4.3.4	Tasa de mezclado gas-aire	110
4.3.5	Balances de masa, energía y cantidad de movimiento	111
4.4	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	115
4.4.1	Ajuste de los parámetros cinéticos del MUCBC.	115
4.4.2	Comparación del modelo con los datos experimentales	117
4.4.3	Frente de combustión.....	126

4.8 CONCLUSIONES.....	130
5. CONCLUSIONES GENERALES.....	131
6. RECOMENDACIONES.....	133
BIBLIOGRAFÍA.....	134

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Horno panelero y sus partes.....	18
Figura 2. Regímenes de oxidación del material carbonizado.....	26
Figura 3. Frentes de secado, ignición y oxidación de carbonizado durante la combustión de biomasa en lecho fijo.	27
Figura 4. Esquema de la superposición de las etapas de secado, devolatilización y oxidación del material carbonizado.....	28
Figura 5. Determinación de Δt a partir del perfil de temperatura.....	30
Figura 6. Horno del lecho fijo para combustión de BC.....	31
Figura 7. Perfiles de temperatura en el lecho Vs tiempo para un TP de 0.10 cm para a) FMH=10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.....	34
Figura 8. Perfiles de temperatura en el lecho Vs tiempo para un TP de 0.35 cm para a) FMH= 10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.....	35
Figura 9. Perfiles de temperatura en el lecho Vs tiempo para un TP de 0.50 cm para a) FMH= 10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.....	36
Figura 10. Gradientes de calentamiento del lecho como una función de la FMH y el TP	39
Figura 11. Perfiles de concentración de CO_2 , O_2 y CO Vs tiempo con un TP de 0.10 cm para a) FMH= 10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.....	41
Figura 12. Perfiles de concentración de CO_2 , O_2 y CO Vs tiempo con un TP de 0.35 cm para a) FMH= 10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.....	42
Figura 13. Perfiles de concentración de CO_2 , O_2 y CO Vs tiempo con un TP de 0.50 cm para a) FMH= 10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.....	43

Figura 14. Velocidades de propagación de los frentes de: a) Secado, b) Ignición y c) Oxidación de carbonizado, en función del TP y la FMH.....	47
Figura 15. Tasa de combustión de BC en base seca como una función del TP y la FMH.	48
Figura 16. Perfiles de temperatura en el lecho durante la combustión de BC sin PAP para a) FMH = 10%, b) FMH = 30% y c) FMH = 42%.....	56
Figura 17. Perfiles de temperatura en el lecho durante la combustión de BC con PAP para a) FMH = 10%, b) FMH = 30% y c) FMH = 42%.....	57
Figura 18. Perfiles de concentración de CO ₂ , CO y O ₂ durante la combustión de BC sin PAP para a) FMH = 10%, b) FMH = 30% y c) FMH = 42%.	60
Figura 19. Perfiles de concentración de CO ₂ , CO y O ₂ durante la combustión de BC con PAP para a) FMH = 10%, b) FMH = 30% y c) FMH = 42%.	61
Figura 20. Tasa de combustión del BC en base seca como función de la FMH y el precalentamiento del aire primario	64
Figura 21. Concentración promedio de CO ₂ y CO como una función de la tasa de combustión del BC.....	66
Figura 22. Perfiles de temperatura en el lecho Vs tiempo para los diferentes flujos de aire.....	76
Figura 23. Tasa de combustión de BC como una función de la RAPS.	79
Figura 24. Temperatura de combustión en la zona primaria y secundaria como una función de la RAPS.....	81
Figura 25. Perfiles de concentración de CO ₂ , O ₂ y CO a la salida del horno, para los diferentes flujos de aire.	83
Figura 26. Concentración promedio de CO y CO ₂ a la salida del horno en función de la relación PSAR.....	85
Figura 27. Algoritmo simple utilizado en la solución del MUCBC.....	97
Figura 28. Esquema del lecho de combustión del BC.	111
Figura 29. Perfil de temperatura Vs tiempo en la dirección x del lecho de BC.	112
Figura 30. Simulación y resultados experimentales de la tasa de combustión, como una función del FAP.....	118

Figura 31. Simulaciones y resultados experimentales de la temperatura del lecho de BC, como una función del FAP.	119
Figura 32. Simulaciones y datos experimentales de la concentración promedio de a) CO ₂ , b) O ₂ c) CO, como función del FAP.	120
Figura 33. Simulación y resultados experimentales de la tasa de combustión, como una función de la FMH.	122
Figura 34. Simulaciones y resultados experimentales de la temperatura del lecho de BC, como una función de la FMH.	123
Figura 35. Simulaciones y datos experimentales de la concentración promedio de a) CO ₂ , b) O ₂ c) CO, como función de la FMH.....	125
Figura 36. Perfil de temperaturas en el gas y el sólido obtenidas con el modelo matemático.	126
Figura 37. Perfil de concentraciones en el lecho de BC.	127
Figura 38. Longitud de la zona de combustión (L _c) en función del FAP.....	129

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Diseño experimental para el análisis del TP y la FMH	33
Tabla 2. Tiempo de combustión, temperatura máxima promedio en el lecho y concentración promedio del gas durante la combustión de BC.	44
Tabla 3. Influencia del TP y la FMH sobre la tasa de combustión del BC.....	50
Tabla 4. Influencia del TP y la FMH sobre la concentración promedio de CO ₂ ...	50
Tabla 5. Diseño experimental para el análisis del precalentamiento del aire primario y la FMH sobre el rendimiento de la combustión de BC	55
Tabla 6. Tiempo, temperatura en la zona primaria y secundaria, y composición promedio del gas, durante la combustión de BC.	63
Tabla 7. Influencia del PAP y la FMH sobre la tasa de combustión.....	67
Tabla 8. Influencia del PAP y la FMH sobre la concentración promedio de CO ₂	67
Tabla 9. Variaciones de FAP y FAS en combustión de BC.	74
Tabla 10. Tiempo de combustión y exceso de aire para las pruebas de BC.	78
Tabla 11. Consolidado de los resultados obtenidos en el estudio de la combustión del BC.....	86
Tabla 12. Influencia de la RAPS sobre la tasa de combustión.	87
Tabla 13. Influencia del PAP y la FMH sobre la concentración promedio de CO ₂	87
Tabla 14. Composición másica de los volátiles liberados durante la combustión de BC.....	102
Tabla 15. Comparativo entre el análisis próximo del BC utilizado en este estudio y otras biomasa reportadas en estudios anteriores.	104

Tabla 16. Comparativo entre el análisis último del BC utilizado en este estudio y otras biomasa reportadas en estudios anteriores.	104
Tabla 17. Parámetros cinéticos para la ecuación 36	105
Tabla 18. Expresiones cinéticas para las reacciones de oxidación de volátiles.	106
Tabla 19. Errores obtenidos de las diferentes expresiones cinéticas aplicadas a la combustión de BC.....	115
Tabla 20. Parámetros cinéticos óptimos para la tasa de devolatilización.	116
Tabla 21. Parámetros cinéticos óptimos para las reacciones de oxidación de los volátiles.....	117

TITULO: DESARROLLO DE UN MODELO MATEMÁTICO PARA LA DESCRIPCIÓN DEL COMPORTAMIENTO DEL PROCESO DE COMBUSTIÓN DE BAGAZO DE CAÑA EN UN HORNO DE LECHO FIJO*.

AUTOR: ZAMIR SÁNCHEZ CASTRO**.

PALABRAS CLAVES: Bagazo de caña, combustión de biomasa, lecho fijo, flujo de aire, tamaño de partícula, contenido de humedad, precalentamiento de aire, modelo matemático.

RESUMEN:

La combustión de bagazo de caña en las actuales hornillas paneleras se realiza en hornos de lecho fijo. Cerca del 50 % de las pérdidas energéticas de una hornilla panelera se deben a una combustión deficiente del bagazo de caña en los hornos, por el uso de biomasa con fracciones másicas de humedad entre 30% y 50%, tamaños de partículas variables y flujos de aire inestables. En el presente trabajo se realizó un estudio de la influencia de estas variables sobre el proceso de combustión de bagazo de caña. Las pruebas fueron realizadas en un horno de lecho fijo prototipo de una cámara de combustión Ward-Cimpa, midiendo temperaturas y composiciones del gas de combustión. A partir de estos datos se determinó la tasa y el rendimiento del proceso de combustión. Por último se planteó un modelo matemático unidimensional utilizando expresiones cinéticas reportadas en estudios anteriores, cuyos parámetros se ajustaron matemáticamente para el caso del bagazo de caña.

Los resultados indican que la combustión del bagazo de caña se ve favorecida por la reducción del contenido de humedad, el incremento del tamaño de partícula y una relación de aire primario/ aire secundario de 0.6. Adicionalmente el rendimiento de la combustión de bagazo de caña con fracciones másica de humedad cercanas al 30 %, incrementa utilizando precalentamiento del aire primario. El modelo matemático planteado describe satisfactoriamente la tasa de combustión, la temperatura del lecho y las concentraciones de CO₂ y O₂ en el gas de combustión, en función del flujo de aire primario y el contenido de humedad. Sin embargo el modelo sobre estima las concentraciones de CO.

*Trabajo de investigación.

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Director: Ph.D Humberto Escalante Hernández.

TITLE: DEVELOPMENT OF A MATHEMATICAL MODEL FOR THE DESCRIPTION OF THE SUGARCANE BAGASSE COMBUSTION IN A FIXED BED FURNACE*

AUTOR: ZAMIR SÁNCHEZ CASTRO**

KEYWORDS: Sugarcane bagasse, biomass combustion, fixed bed, air flow, particle size, humidity content, air preheating, mathematical model.

ABSTRACT

Combustion of sugarcane bagasse in the furnaces from panela industry is carried out in fixed bed mode. About 50 % of the energy losses from furnaces are due to a poor combustion of bagasse, because of the use of biomasses with humidity mass fraction between 30 % and 50 %, highly variable particle sizes and unstable airflows. In the present work was performed a study about of effect of this variables on the sugarcane bagasse combustion process. The tests were performed in a fixed bed furnace, prototype of a combustion chamber Ward-Cimpa, measuring temperatures and composition of combustion gas. From this data were determined the combustion rate and combustion performance. Finally was developed a mathematical model used kinetics expressions reported in before studies, whose parameters were adjusted mathematically for sugarcane bagasse case.

Results show that the sugarcane bagasse combustion is favored by reducing humidity content, increasing particle size and a primary to secondary air flow ratio of 0.6. Additionally the bagasse combustion performance with humidity mass fraction around 30%, increases with the preheating of primary air flow. The mathematical model developed described satisfactory the combustion rate, the bed temperature and CO₂ and O₂ concentration in combustion gas, in function of primary air flow and humidity content. However the model overestimates the CO concentration.

* Research work.

** Faculty of Physico-Chemical Engineering, Department of Chemical Engineering, Director: Ph.D Humberto Escalante Hernández.

INTRODUCCIÓN

La agroindustria Colombiana produce un edulcorante sólido sin refinar en forma de bloques denominado “Panela”. La “Panela” se obtiene a partir de la evaporación del jugo de caña de azúcar (*Saccharum officinarum* L) hasta una fracción másica de azúcares de 94 %. Colombia es el segundo productor mundial de panela, después de la India, con una producción estimada de 1 470 000 t/año. La agroindustria panelera contribuye en el 7.3 % del Precio Interno Bruto (PIB) agrícola del país y genera cerca de 25 millones de jornales al año, empleando alrededor de 350 000 personas. Colombia también es el primer consumidos per cápita de “panela” con 37.3 kg/(habitante año) [Osorio, 2004].

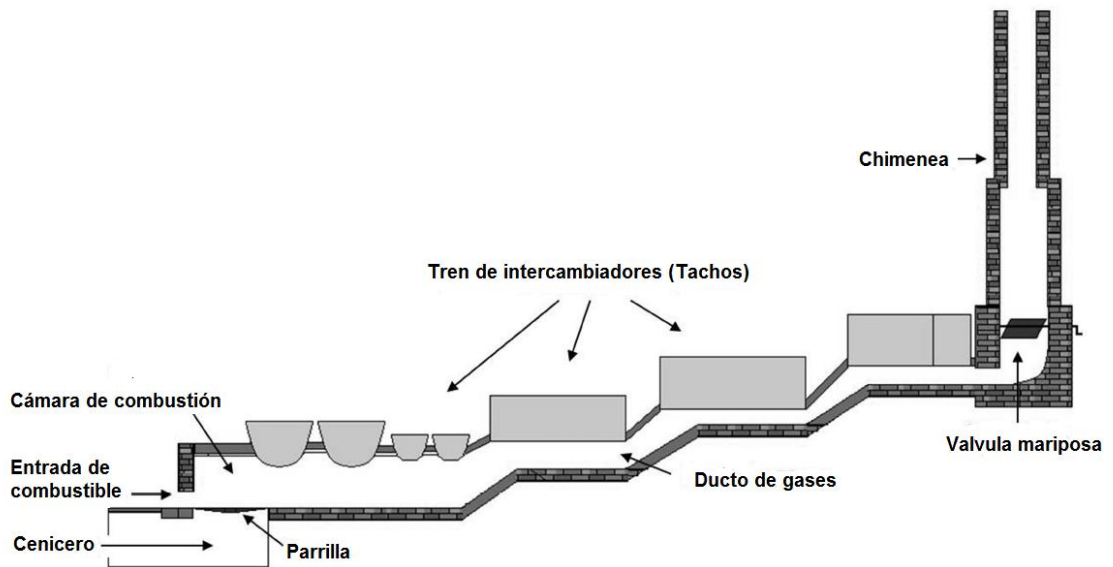
Colombia destina cerca de 250 000 ha para la siembra de caña de azúcar para la producción de “panela”. Esta caña se cultiva en altitudes entre los 300 y los 1 800 msnm, bajo condiciones de alta intensidad lumínica y temperaturas medias cercanas a los 26 °C. Los tallos de caña se cortan en periodos comprendidos entre 8 meses y 24 meses, dependiendo del tipo de corte (entre saque o por parejo) y las condiciones climáticas. Los tallos se transportan a la planta de producción de “panela” denominada comúnmente como “trapiche” [García *et al.*, 2007].

El proceso de elaboración de panela en el “trapiche” se puede dividir en 6 etapas: molienda, prelimpieza, clarificación, evaporación, concentración y moldeo. Inicialmente los tallos de la caña son molidos para obtener el jugo y un subproducto denominado bagazo de caña (BC). El jugo de caña se hace circular por un prelimpiador para retirar por decantación impurezas gruesas como tierra y partículas de BC. Al jugo limpio se le suministra calor en un intercambiador abierto (tacho) y se le adiciona un floculante para retirar impurezas finas suspendidas. El jugo clarificado pasa a un segundo intercambiador donde se somete a

evaporación y se concentra hasta una fracción másica de 60 % (miel). Las mieles pasan a un tercer intercambiador donde se concentra hasta el punto de panela (fracción másica de 94 %). Por último se realiza el moldeo en forma de bloques con ayuda de unos moldes denominados “gaberas” [Mendieta, 2012].

Todo el proceso de suministro de energía a los jugos (clarificación, evaporación y concentración), se lleva a cabo en un horno panelero, el cual consta de: una cámara de combustión, un tren de evaporadores, un ducto de humos y una chimenea, como se muestra en la Figura 1.

Figura 1. Horno panelero y sus partes.



Fuente: Mendieta, 2012

Se estima que el rendimiento promedio de la caña de azúcar en Colombia es de 60 t/ha [García *et al.*, 2007]. El 40% de la masa de los tallos de caña corresponde a BC, por tanto la producción de esta biomasa en Colombia es aproximadamente 6 millones de t/año. El BC del sector panelero tiene una fracción másica (base seca): 49.27% de Carbono, 42.87% de Oxígeno, 5.67% de Hidrógeno, 1.60% de

cenizas y algunas trazas de Nitrógeno y Azufre, con un Poder Calorífico Inferior (PCI) de 19 374.24 kJ/kg [Escalante *et al.*, 2010]. La utilización de este tipo de residuos como fuente de energía se ha convertido a nivel mundial en una opción poderosa para mitigar el efecto invernadero [Demirbas, 2004].

El BC se suministra como combustible al horno panelero para obtener la energía necesaria para la evaporación de los jugos de caña. Sin embargo el rendimiento energético de un horno panelero promedio, calculado como la razón entre la energía transferida a los jugos y el potencial energético del combustible, es tan solo entre 30 % y 40 %. El 20 % de la energía se pierde por calor sensible en los gases de chimenea, 10 % combustión incompleta y hasta cerca de 40 % por BC que no llega a reaccionar [García, 2010].

Por lo anterior la agroindustria panelera debe utilizar combustibles adicionales como: caucho de llanta, carbón y madera, ocasionando un gran impacto ambiental negativo en las zonas de producción. Para el caso particular de la madera, la agroindustria panelera se ha convertido en una de las principales deforestadoras del país. El consumo de llanta representa un riesgo debido a la emisión de SO_x, NO_x, dioxinas, furanos, metales pesados y compuestos orgánicos volátiles (COV's). Adicionalmente el uso de carbón aumenta los costos de producción [García, 2010].

La combustión del BC en los hornos paneleros se lleva a cabo en condiciones de lecho fijo, sobre parrillas estacionarias. En las cámaras de combustión tradicionales poseen un volumen de reacción reducido, y el único flujo de aire ingresa a través de la parrilla. El Centro de Investigación para el Mejoramiento de la Agroindustria Panelera (CIMPA) desarrolló la cámara de combustión Ward-Cimpa, la cual posee un mayor volumen de reacción y un flujo de aire adicional sobre el lecho de combustible (aire secundario). Adicionalmente la cámara Ward-

cimpa contiene una rampa de presecado, que permite utilizar BC con fracciones másicas de humedad de 50 % [Gordillo y García, 1996].

Estudios anteriores sobre la combustión de biomásas en lecho fijo como: madera [Galgano & Di Blasi, 2004; Yang *et al.*, 2005; Porteiro *et al.*, 2010], desechos sólidos municipales [Shin & Choi, 2000; Yang *et al.*, 2004; Ryu *et al.*, 2007] paja [Zhou *et al.*, 2005; Khor *et al.*, 2007; Zhao *et al.*, 2008], han demostrado que el tamaño de partícula, el contenido de humedad y el flujo de aire, tienen un gran efecto sobre el rendimiento de la combustión.

Para partículas de biomasa pequeñas (diámetros menores a 0.5 cm) las etapas de combustión ocurren secuencialmente [Johansson *et al.*, 2008]. Cuando la combustión se realiza con partículas de mayor tamaño (Pellets, briquetas y troncos) las etapas ocurren como frentes que se desplazan hacia el centro de la partícula [Galgano & Di Blasi, 2004].

El secado de una biomasa consume parte del calor liberado de las reacciones de oxidación, por lo cual la combustión de residuos muy húmedos conlleva una gran pérdida energética. Por otra parte el contenido de humedad dificulta el calentamiento homogéneo de las partículas, lo cual propicia la superposición de las etapas de combustión [Bryden & Hagge, 2003]. Esto genera inestabilidad en los hornos [Woodfield *et al.*, 2000] e incrementa los tiempos de combustión [Sand *et al.*, 2008]

Cuando la combustión de una biomasa se realiza en lecho fijo, las etapas de combustión: secado, devolatilización y oxidación del material carbonizado, ocurren como frentes que se propagan en contra corriente con el aire primario. Para flujos de aire primarios elevados la cantidad de oxígeno es suficiente para oxidar los volátiles y el material carbonizado, causando que los tres frentes se propaguen juntos. Caso contrario sucede para flujos de aire primario bajos, donde los tres

frentes se propagan por separado [Porteiro *et al.*, 2010]. Por su parte el aumento en el flujo de aire secundario mejora la tasa de mezclado entre el oxígeno y los volátiles. Sin embargo flujos de aire secundario muy elevados conllevan al enfriamiento del horno, desmejorando su rendimiento [Rogaume *et al.*, 2002].

El secado de BC en los “trapiches” se lleva a cabo en cobertizos bajo condiciones ambientales de temperatura y presión, donde alcanza fracciones másicas de humedad entre 30 % y 50 %. Al BC utilizado no se le realiza un proceso de reducción de tamaño previo a la combustión, por lo tanto el rango de tamaños utilizados por la agroindustria panelera es amplio y lo determina el tipo de molino utilizado. Debido a que el suministro de aire a la cámara de combustión se realiza por tiro natural, existe una gran variación de los flujos durante la operación de los hornos, lo cual da lugar a inestabilidades durante el proceso de combustión [García, 2010].

Para mejorar el rendimiento energético de la combustión de BC en los hornos paneleros, es fundamental un estudio detallado del efecto de las variables de operación (tamaño de partícula, contenido de humedad y flujo de aire) sobre la temperatura, la tasa de combustión y la composición del gas de combustión. Sin embargo debido al amplio rango de condiciones de humedad, tamaño de partícula y flujo de aire, en las cuales se podría operar un horno, y su efecto no lineal sobre las variables de respuesta, evaluar todas las opciones experimentalmente conllevaría un gran esfuerzo. Por lo tanto se necesita plantear modelos matemáticos que faciliten el análisis. Estudios como estos han permitido establecer las mejores condiciones de operación para otras biomásas como: desechos sólidos municipales [Yang *et al.*, 2002], madera [Porteiro *et al.*, 2006] y paja [Zhou *et al.*, 2005].

En el presente estudio se evalúa el comportamiento de la combustión de BC en un horno prototipo de una cámara de combustión Ward-Cimpa. En el capítulo 1 se

presentan los resultados obtenidos del efecto del tamaño de partícula y el contenido de humedad. A demás de las pérdidas por combustión incompleta, las pérdidas por calor sensible en los gases de chimenea en los hornos paneleros son elevadas. Por tal motivo en el capítulo 2 se estudia el precalentamiento del aire primario, como una opción para recuperar este calor sensible. En el capítulo 3 se presentan los resultados para la influencia de los flujos de aire primario y secundario. Por último en el capítulo 4 se plantea y se valida un modelo matemático unidimensional para describir el proceso de combustión del BC.

El presente estudio fue realizado dentro del marco del programa estratégico “Opciones tecnológicas de desarrollo para el mejoramiento del sistema productivo de panela en Colombia”. El proyecto fue aprobado por el Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural, y el Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura (IICA). Fue desarrollado por la Universidad Industrial de Santander-UIS-y la Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria-CORPOICA.

1. EFECTO DEL TAMAÑO DE PARTÍCULA Y LA HUMEDAD SOBRE LA COMBUSTIÓN DE BAGAZO DE CAÑA EN UN HORNO DE LECHO FIJO

1.1 INTRODUCCIÓN

El rendimiento del proceso de combustión de una biomasa se ve afectado por el tamaño de partícula y el contenido de humedad del residuo. La descomposición térmica de residuos de madera en forma de bloques [Bryden & Hagge, 2003] y troncos [Galgano & Di Blasi, 2004] ha demostrado que el aumento del tamaño de partícula ocasiona una superposición de las etapas de secado, devolatilización y oxidación del material carbonizado, aumentando los tiempos de combustión. No obstante, Gort, y Rönnbäck *et al.* (citados por Yang *et al.*, 2005) comprobaron que el aumento del tamaño de partícula, durante la combustión de biomasa en lecho fijo, favorece las tasas de combustión y por ende aumenta la potencia entregada por el horno. Por su parte, durante la combustión de BC en hornos en suspensión se ha encontrado que el incremento del tamaño de partícula ocasiona variaciones en el calor liberado, debido a que parte del material se acumula sobre la parrilla antes de reaccionar [Shanmukharadhya, 2007].

El contenido de humedad de una biomasa afecta la calidad del residuo como combustible, dado que reduce su PCI, su temperatura de combustión [Werther *et al.*, 2000] y ocasiona dificultad en la ignición e inestabilidad durante el proceso [Woodfield *et al.*, 2000]. El secado de la biomasa consume gran parte del calor de la reacción química en la evaporación de la humedad. El contenido de humedad en el residuo, dificulta el calentamiento homogéneo y conlleva a la superposición de las etapas de combustión [Bryden & Hagge, 2003] y aumento del tiempo de conversión [Sand *et al.*, 2008]. El consumo de energía para el secado de la

biomasa, durante la combustión en lecho fijo, causa una reducción de la tasa de propagación de los frentes de combustión [Porteiro *et al.*, 2010].

El rendimiento de la combustión de una biomasa en lecho fijo se puede determinar a partir de los perfiles de temperatura y concentración del gas. Los registros de temperatura en el lecho de combustible permiten determinar de forma indirecta la tasa de combustión [Zhou *et al.*, 2005]. Los picos de temperatura en el horno brindan información sobre el calor sensible contenido en el gas de combustión [Zhao *et al.*, 2008], el cual es utilizado para la evaporación del contenido de humedad. La concentración de CO₂ y CO en el gas de combustión indican el grado de conversión del carbono contenido en la biomasa [Liang *et al.*, 2008]. La concentración del gas de chimenea y las reacciones de oxidación, permiten mediante un balance determinar la cantidad de energía liberada.

En Colombia tradicionalmente el sector panelero utiliza, como combustible para sus hornos, BC con tamaños de partícula mayores a 0.5 m y fracciones másicas de humedad entre 30 % y 45 % [García, 2010]. Actualmente, se desconoce la influencia de estas variables operativas en el proceso de combustión. Por lo anterior, el objetivo de este capítulo fue estudiar la influencia del tamaño de partícula (TP) y el contenido de humedad (FMH) del BC sobre el rendimiento de la combustión. El rendimiento energético de la biomasa, en el horno panelero de lecho fijo, se evaluó a partir del comportamiento de la tasa de combustión, de las temperaturas máximas obtenidas y de la concentración promedio de CO y CO₂ en el gas de chimenea.

1.2 COMBUSTIÓN DE BIOMASA

La combustión de la biomasa involucra tres etapas: evaporación de la humedad, devolatilización (descomposición térmica) y oxidación del material carbonizado

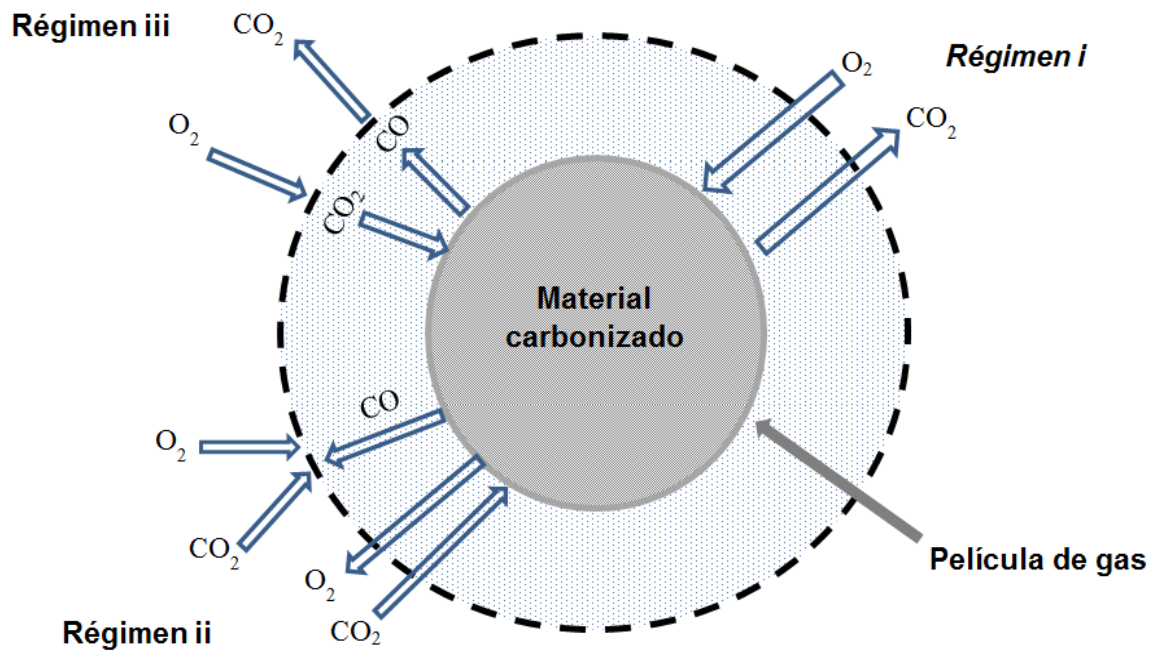
[Porteiro *et al.*, 2010]. La etapa de secado es controlada por el transporte de masa y calor [Bennamoun & Belhamri, 2008]. El incremento en la velocidad y temperatura de la mezcla gaseosa (vapor y productos de combustión) mejora los coeficientes de transferencia de masa y calor, aumentando las tasas de evaporación [Lerman & Wennberg, 2011]. Inicialmente la humedad contenida en las partículas se transporta por capilaridad a la superficie, pero cuando el agua el agua presente en los poros se evapora, el proceso es controlado por la difusión [Wang & Chen, 2000]. Cuando la temperatura alcanza el punto de ebullición, la tasa de secado se determina por la transferencia de calor hacia la partícula [Yang *et al.*, 2002].

Independiente de la composición fisicoquímica de la biomasa, la etapa de descomposición térmica inicia entre 200 °C [Ramajo-Escalera *et al.*, 2006] y 250 °C [Shanmukharadhya, 2007] y termina entre 500 °C [Katyal *et al.*, 2003] y 600 °C [Asadullah *et al.*, 2007]. Esta etapa es controlada por la transferencia de calor hacia la partícula [Zabaniotou & Damartzis, 2007]. Durante la descomposición térmica del residuo, se liberan volátiles (CO, CO₂, H₂, CH₄ y pequeñas cantidades de alquitranes) y se produce el material carbonizado [Di Blasi, 2008]. Los volátiles reaccionan con el oxígeno entre 400 °C y 600 °C formando la llama [Ramajo-Escalera *et al.*, 2006]. La intensidad de la combustión y la longitud de la llama es función de la temperatura del gas y la tasa de mezclado (turbulencia) [Frigerio *et al.*, 2008].

La etapa de oxidación del carbonizado presenta tres regímenes: i) a temperaturas entre 350 °C y 620 °C es controlada por la cinética intrínseca, ii) en el rango de temperaturas entre 640 °C y 870 °C es controlada tanto por la cinética intrínseca como por la difusión de oxígeno y i) a temperaturas superiores a 875 °C, la cinética de oxidación es superior a la difusión de oxígeno y la reacción ocurre en la superficie de la partícula [Daood *et al.* 2010].

Durante el proceso alrededor de la partícula se forma una película de gas estancada en la cual se lleva a cabo las reacciones de oxidación, como lo muestra la Figura 2.

Figura 2. Regímenes de oxidación del material carbonizado.

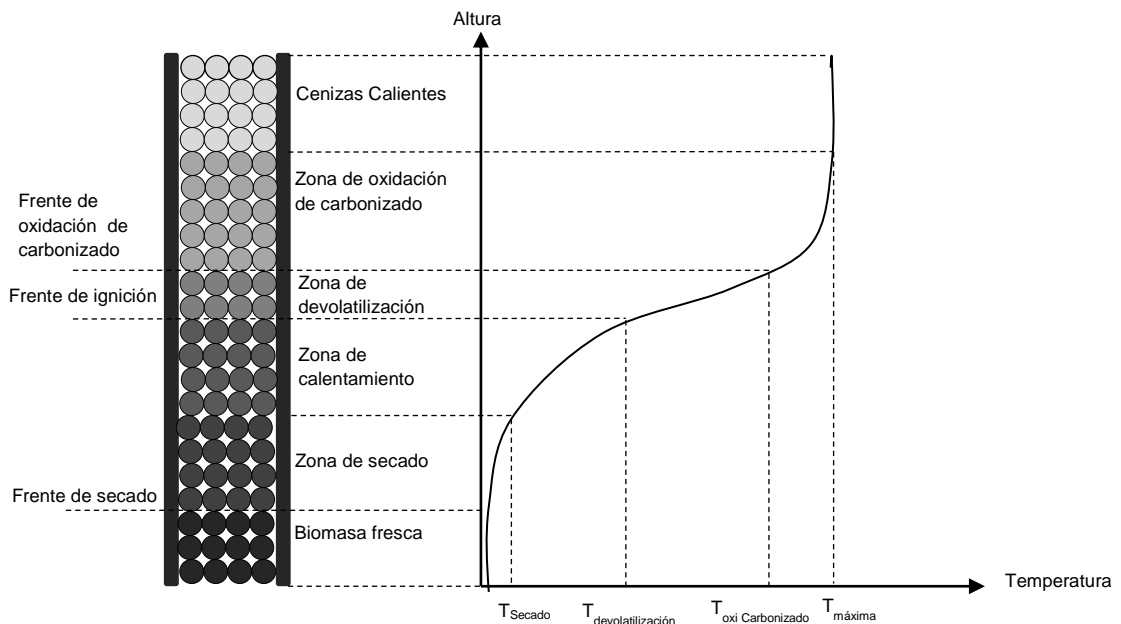


Fuente: El autor

Cuando la combustión es controlada por la cinética intrínseca gran cantidad de O_2 alcanza a difundir a la partícula formando CO_2 . Si la difusión y la cinética intrínseca son comparables, se forma tanto CO como CO_2 en la superficie de la partícula. En el régimen controlado por la difusión el O_2 se consume rápidamente formando CO , el cual reacciona con el oxígeno en la película de gas reduciendo su concentración. Posteriormente, la mayor cantidad del CO_2 formado regresa a la superficie y se reduce a CO nuevamente [Basu, 1999].

La Figura 3 representa un perfil característico de las temperaturas durante la combustión de una biomasa en un horno de lecho fijo. Debido a la oxidación de los volátiles y la presencia de llama, el frente de devolatilización se denomina “frente de ignición” [Porteiro *et al.*, 2010] o “frente de flama” [Zhou *et al.*, 2005]. Cada frente está influenciado tanto por el tamaño de partícula [Johansson *et al.*, 2007] como por la humedad del combustible [Liang *et al.*, 2008]. Dependiendo de las condiciones de operación, la combustión de una biomasa en un lecho fijo, con alimentación del aire a través de una parrilla, conlleva a que los frentes del proceso se propaguen de forma secuencial o simultánea [Porteiro *et al.*, 2010].

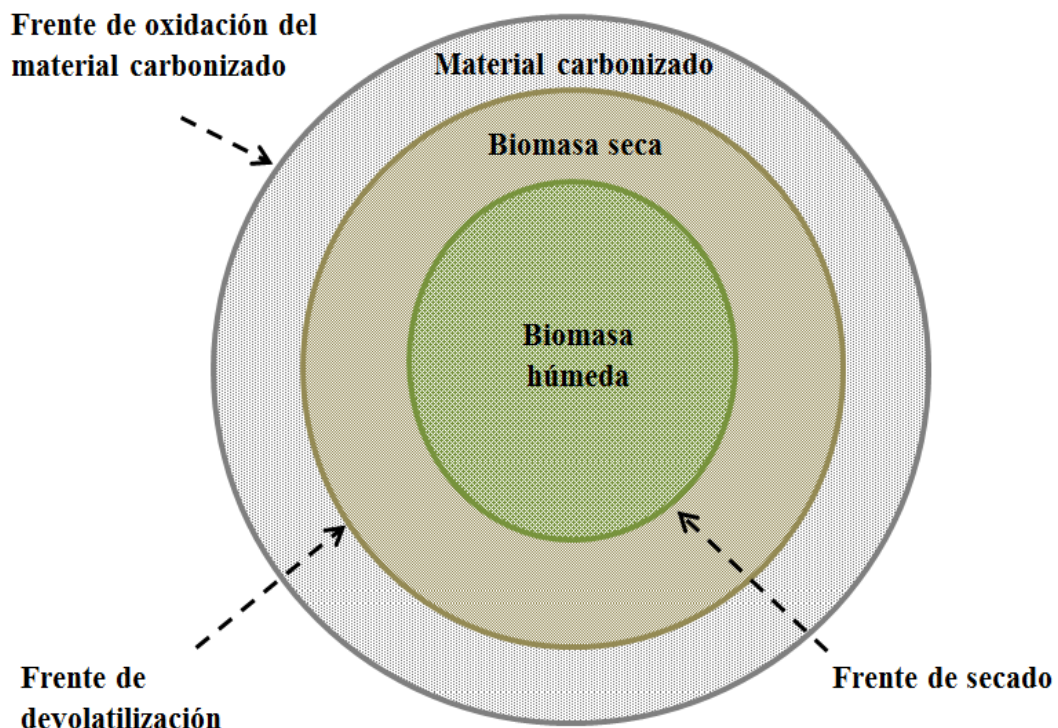
Figura 3. Frentes de secado, ignición y oxidación de carbonizado durante la combustión de biomasa en lecho fijo.



Fuente: El autor.

Durante la combustión de biomásas con tamaños de partícula pequeños, la transferencia de calor por conducción interna es más rápida que la transferencia de calor por convección externa. Estos procesos de combustión se caracterizan por presentar un comportamiento isotérmico y etapas de combustión secuenciales [Bryden & Ragland, 1996]. La combustión de biomásas con partículas de tamaño grande (pellets, briquetas y troncos), los gradientes internos de temperatura son elevados y conducen a que las etapas de combustión sean simultáneas [Bryde & Hagge, 2003], como se ilustra en la Figura 4. Por este motivo, la velocidad del frente de descomposición y la temperatura del proceso son sensibles al aumento del diámetro de partícula [Galgano & Di Blasi, 2004].

Figura 4. Esquema de la superposición de las etapas de secado, devolatilización y oxidación del material carbonizado.



Fuente: El autor.

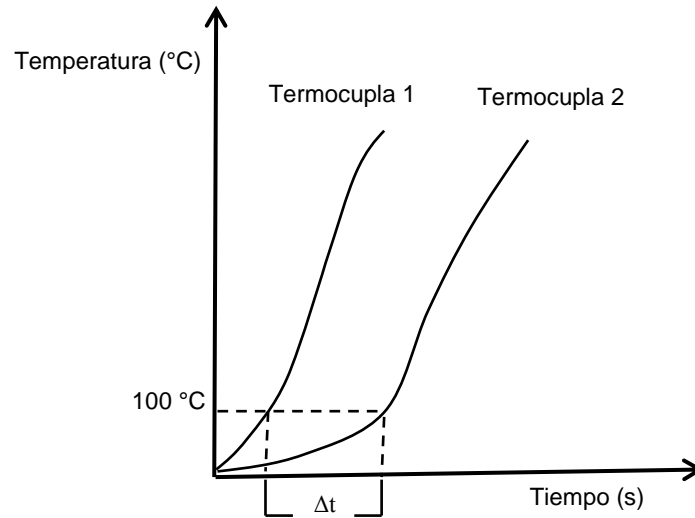
La combustión en horno de lecho fijo de madera [Thunman & Leckner, 2005] y paja [Zhou *et al.*, 2005] reporta reducción en la tasa de propagación de los frentes de combustión con el incremento de tamaño de partícula entre 0.3 cm y 3.0 cm. Sin embargo, para la combustión de los residuos sólidos municipales, el incremento del tamaño de partícula entre 1.0 cm y 3.0 cm, conlleva a un aumento en la tasa de propagación de los frentes [Yang *et al.*, 2005].

Cuando la ignición de la biomasa se hace en la superficie del lecho, los frentes de secado, ignición y oxidación de carbonizado se desplazan en contracorriente con el aire primario. El calor transferido desde la llama, tanto por convección como por radiación, a las capas de biomasa fresca permite el secado y la devolatilización del material. Los volátiles liberados y el material carbonizado formado se oxidan liberando más calor y permitiendo la propagación estable de los frentes [Kausley & Pandit, 2010]. Dado que los registros de temperatura en el lecho permiten determinar de forma indirecta la tasa de combustión, la velocidad de propagación de los frente de combustión de una biomasa se puede obtener a partir del modelo propuesto por Zhao *et al.*(2008).

$$v_f = \frac{\Delta S}{\Delta t} \quad (1)$$

Donde ΔS es la distancia entre dos puntos de medición de temperatura adyacentes y Δt el tiempo que necesario para que el frente se desplace esta distancia. Δt se obtiene directamente de los perfiles de temperatura, tomando como referencia 100 °C para secado [Asadullah *et al.*, 2007], 400°C para la ignición [Ramajo-Escalera *et al.*, 2006] y 650°C para la oxidación del material carbonizado [Daood *et al.*, 2010]. En la Figura 5 se muestra el procedimiento para determinar el frente de secado, para los demás se sigue el mismo procedimiento.

Figura 5. Determinación de Δt a partir del perfil de temperatura.



Fuente: El autor.

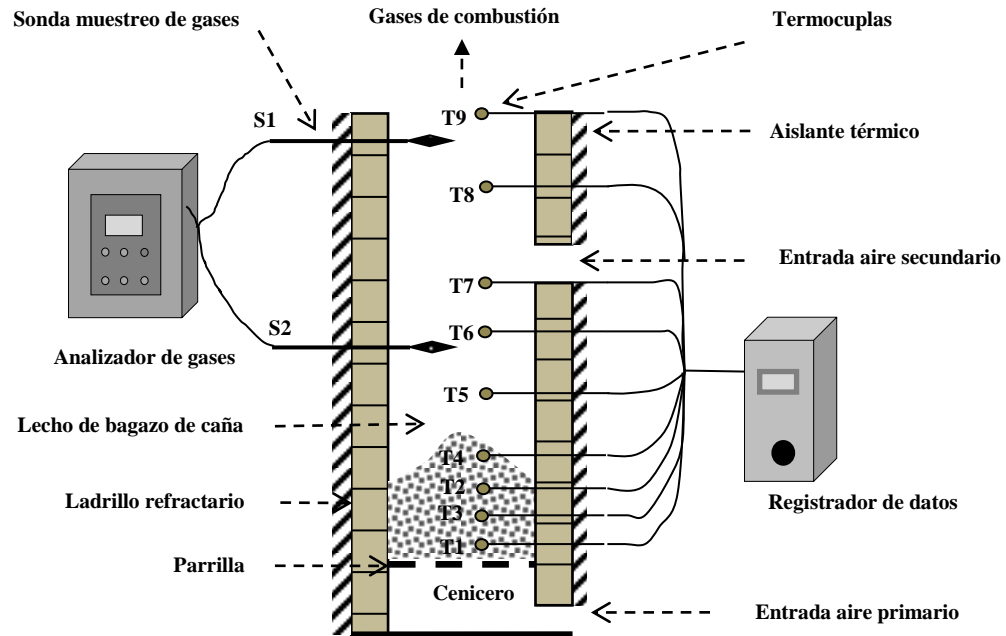
Las biomasas agrícolas poseen elevadas concentraciones de material volátil (fracciones másicas superiores al 70 %) [Demirbas, 2004], y por esta razón la tasa de combustión se define a partir de velocidad de propagación del frente de ignición y la densidad aparente inicial del lecho (ρ_a) [Zhou *et al.*, 2005].

$$r_c = v_f \cdot \rho_a \quad (2)$$

1.3 METODOLOGÍA

La combustión del BC se llevó a cabo en un horno de lecho fijo, prototipo de una cámara de combustión Ward-Cimpa, con geometría rectangular de dimensiones: 0.30 m de ancho, 0.30 m de profundo y 2.23 m de alto. Las paredes del horno se construyeron de ladrillo refractario de 0.20 m de grosor, recubierto con aislante térmico de fibra de vidrio (Figura 6).

Figura 6. Horno del lecho fijo para combustión de BC.



Fuente: El autor.

El horno posee dos entradas para el aire: primario y secundario. El flujo primario se alimentó través de la parrilla y el un flujo secundario se abasteció a través de dos orificios de 0.05 m de diámetro, ubicados sobre el lecho de BC. El aire se reguló por medio de dos ventiladores centrífugos de potencia variable.

Las temperaturas en el horno fueron sensadas por 9 termocuplas marca Instrumatic tipo K, ubicadas cuatro en el lecho a distancia de 0,1 m entre ellas y cinco sobre el lecho de gases a distancia promedio de 0,3 m entre ellas. Las termocuplas se ubicaron a una profundidad de 0,15 m y se conectaron a un equipo registrador de datos, para almacenar los registros de temperatura cada 10 segundos. La composición del gas de combustión se determinó mediante un

equipo analizador portátil marca TESTO 350 XL, con capacidad de lectura en línea cada 5 segundos. Se evaluó la composición del gas de combustión, mediante dos sondas: una ubicada a la salida del lecho (antes de la entrada de aire secundario) y una a la salida del horno

El BC se recolectó en un trapiche panelero del municipio de Barbosa en Santander - Colombia ($05^{\circ}55'57''$ latitud norte y $73^{\circ}37'16''$ longitud oeste). El BC se secó a condiciones ambientales de temperatura y presión hasta alcanzar FMH de 10 %, 30 % y 42 %. Posteriormente, el BC se redujo de tamaño, mediante un molino de martillos marca Farm King 51001, para obtener partículas de geometría aproximadamente cilíndrica (2 cm de longitud). Las partículas de BC fueron clasificadas mediante tamices estandarizados (ASTM E-11/95) permitiendo la separación de partículas con tamaño de 0.50 cm, 0.35 cm y 0.10 cm.

La combustión del BC se realizó en operación discontinua. La carga de BC en el horno varió según la humedad del bagazo, manteniendo un valor constante de la materia seca (1.5 kg). La ignición del lecho de BC se realizó en el tope, suministrando fuego directo. Para evaluar el efecto de las variables TP y la FMH, se estructuró un diseño factorial 3^2 , que condujo a realizar 9 experimentos, como se muestra en la Tabla 1, con sus respectivos duplicados.

Las velocidades de propagación de cada frente se evaluaron mediante la ecuación 1, utilizando un ΔS (m) = 0.1. Cada intervalo de temperatura en el lecho permitió calcular una velocidad puntual de los frentes de combustión. La velocidad media de propagación de cada frente, se calculó como un promedio de las velocidades puntuales. La tasa de combustión se evaluó mediante la ecuación 2. Durante las pruebas los flujos de aire primario y secundario, por m^2 de parrilla, se mantuvieron en $0.54 \text{ kg}/(m^2 \text{ s})$ y $0.84 \text{ kg}/(m^2 \text{ s})$.

Tabla 1. Diseño experimental para el análisis del TP y la FMH

Experimento	TP (cm)	FMH (%)	Carga de BC (kg)	Densidad aparente (kg/m³)
1	0.10	10	1.7	51.21
2	0.35	10	1.7	42.22
3	0.50	10	1.7	31.47
4	0.10	30	2.1	65.84
5	0.35	30	2.1	54.27
6	0.50	30	2.1	40.46
7	0.10	42	2.6	79.46
8	0.35	42	2.6	65.50
9	0.50	42	2.6	48.83

Fuente: El autor.

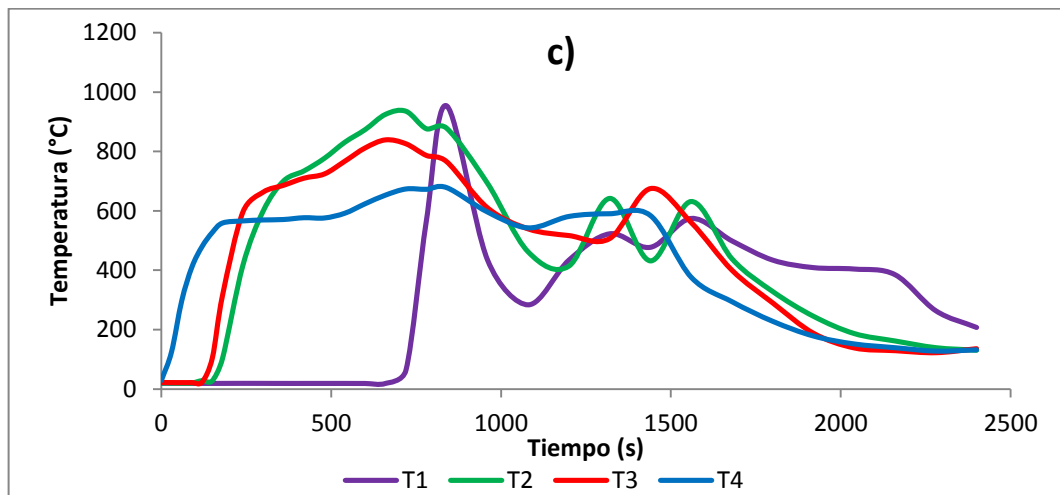
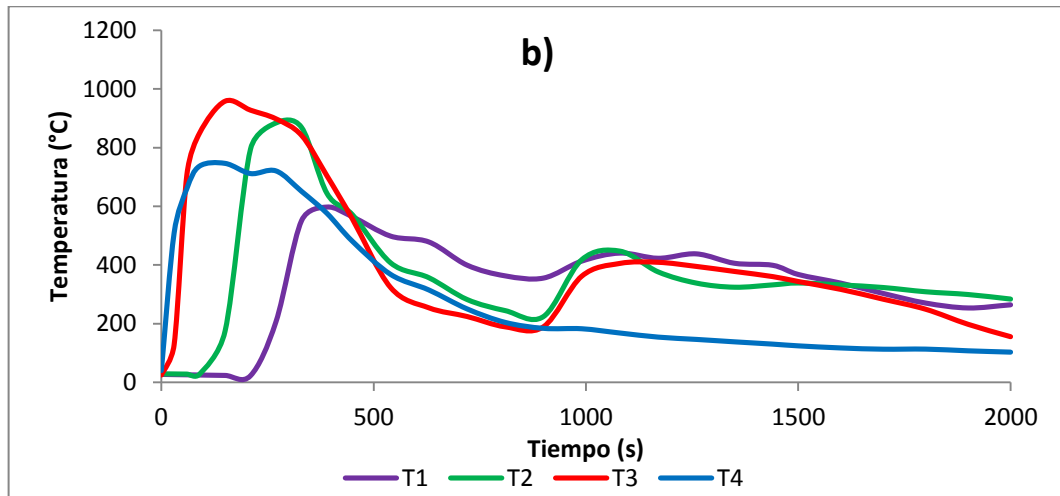
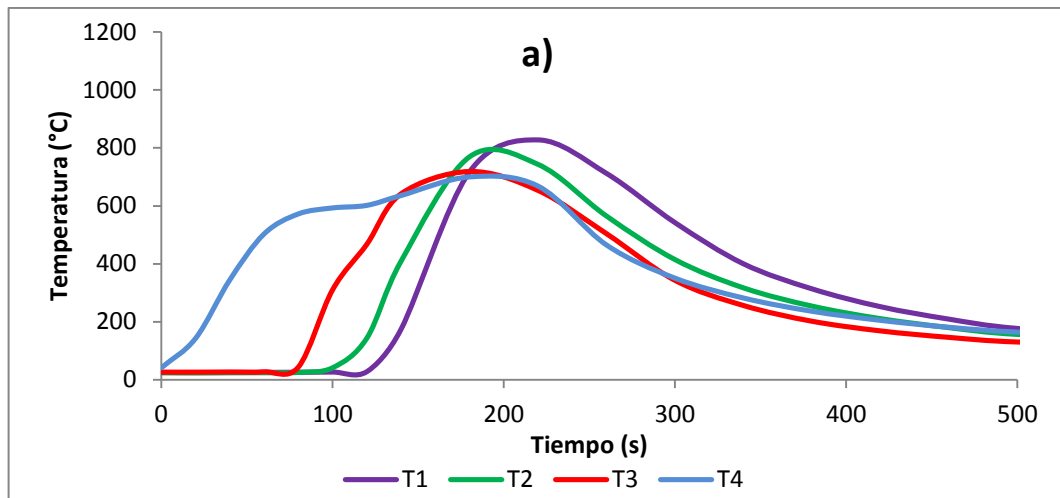
1.4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

1.4.1 Perfiles de temperatura y concentración de gases:

En la Figuras de 7 a 9 se presentan los perfiles de temperatura en el lecho para los diferentes TP y FMH estudiadas.

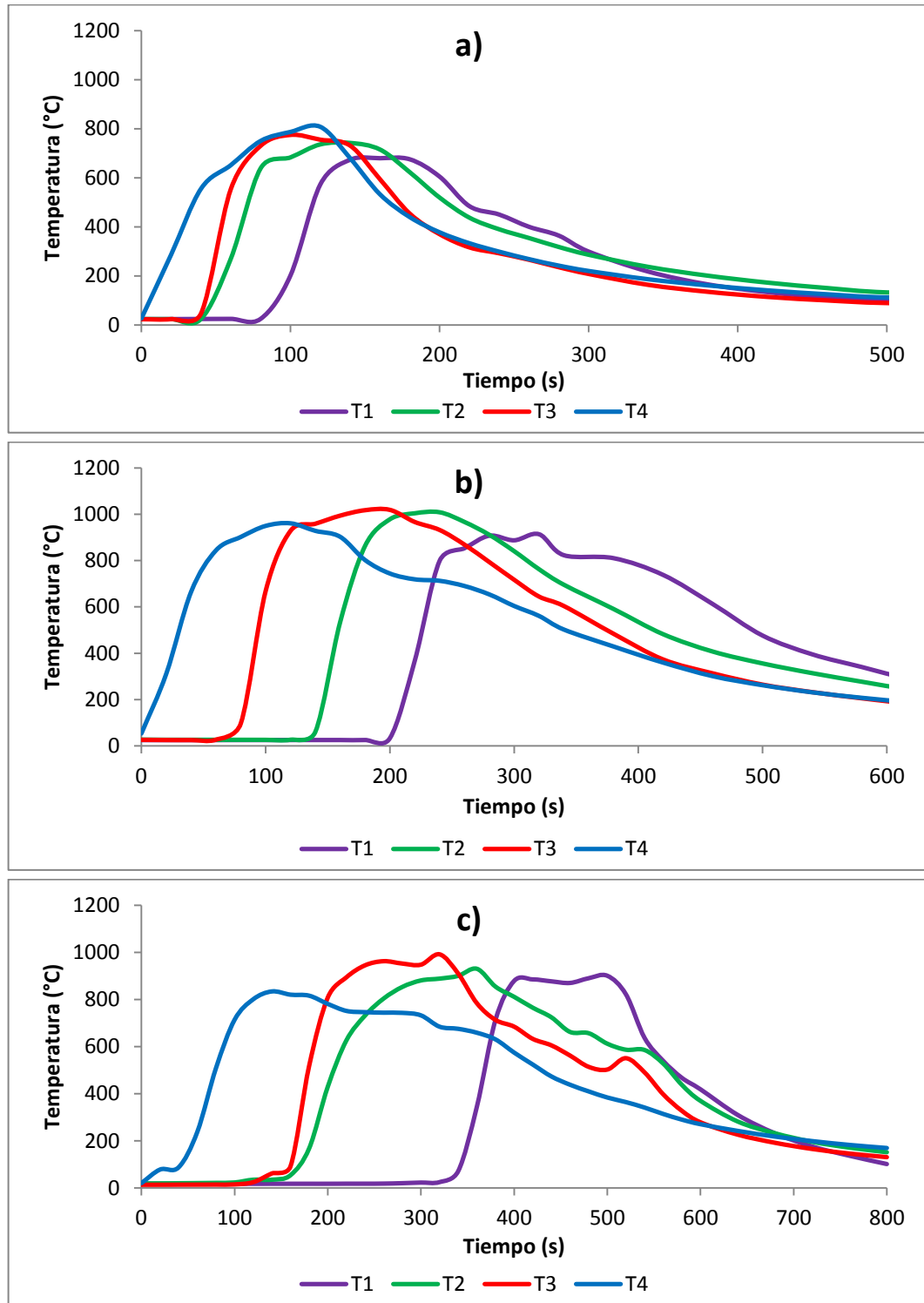
En los perfiles de temperatura se observa el desarrollo de los frentes de combustión, los cuales se propagan hasta el fondo del lecho incrementando la temperatura. Inicialmente el calor desprendido de la fuente de ignición permite secar y devolatilizar las partículas BC en la superficie del lecho. Los volátiles y el material carbonizado producido, reaccionan con el flujo de aire primario. Para todos los experimentos se alcanzaron temperaturas máximas en el rango de 700 °C a 1 000 °C.

. Figura 7. Perfiles de temperatura en el lecho Vs tiempo para un TP de 0.10 cm para a) FMH=10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.



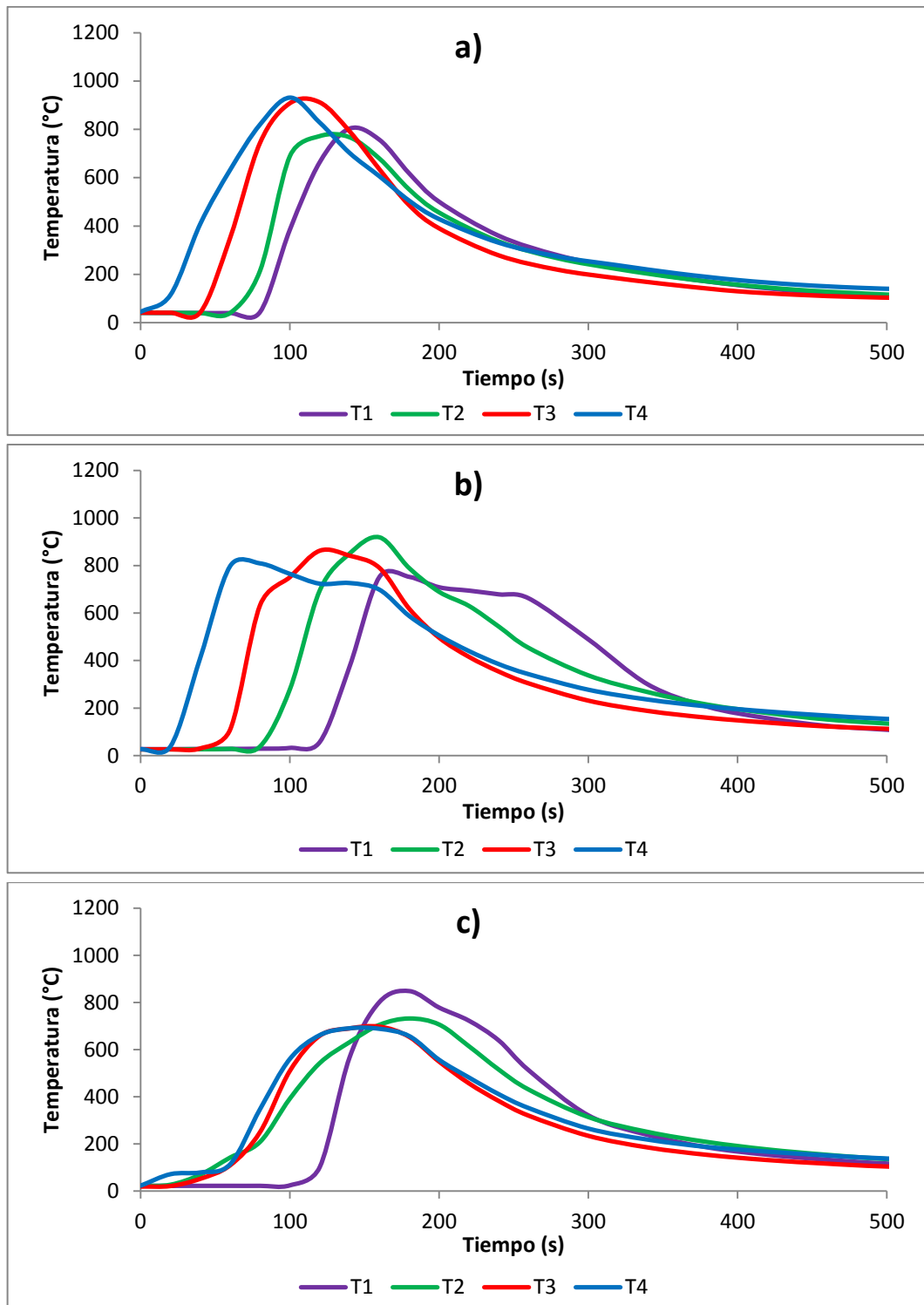
Fuente: El autor.

Figura 8. Perfiles de temperatura en el lecho Vs tiempo para un TP de 0.35 cm para a) FMH= 10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.



Fuente: El autor.

Figura 9. Perfiles de temperatura en el lecho Vs tiempo para un TP de 0.50 cm para a) FMH= 10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.



Fuente: El autor.

La combustión de BC con FMH menor a 42 % en todos los niveles de TP muestra un incremento secuencial de la temperatura desde el tope (T4) hasta el fondo del lecho (T1). Indicando la propagación del frente de combustión. Durante la combustión de BC con FMH de 42 % se observa una superposición de las temperaturas T2 y T3, para los TP de 0.10 (Figura 7c) y 0.30 cm (Figura 8c) y T3 y T4 para TP de 0.5 cm (Figura 9c). Un incremento en la FMH ocasiona un aumento en el calor consumido durante la etapa de secado, lo cual conlleva a que la temperatura del lecho se mantenga cerca de los 100 °C por un largo tiempo, volviendo lenta su elevación. Este efecto de la FMH produce la formación de un frente de combustión irregular (no plano), como lo evidencia la superposición de las temperaturas del lecho (Figuras 7c, 8c y 9c). Estudios sobre la combustión de paja muestra que la formación de un frente de combustión irregular genera una gran cantidad de material inquemado en el lecho [Khor *et al.*, 2007]. De esta manera, la combustión de BC con FMH de 42 % no es recomendada, y fue excluida de los siguientes análisis.

Para BC con TP de 0.10 cm y FMH de 30 %(Figura 7b) y 42 %(Figura 7c) se observa la formación de dos picos de temperatura; el primer pico se alcanza antes de los 900 s y el segundo pico después de los 1000 s. Simulaciones de la combustión de paja en lecho fijo realizadas por Zhou *et al.* (2005) muestran la formación de dos áreas en el horno: una intensa zona de combustión y una zona de precalentamiento. Para el caso del BC de las pruebas con BC, el primer pico de temperatura se obtiene cuando el frente de combustión alcanza la termocupla T1 (localizada 10 cm sobre la parrilla), indicando la zona de combustión intensa. Los últimos 10 cm del horno operan como una zona de precalentamiento del aire primario, el cual ingresa a 25 °C. Esto causa un enfriamiento del lecho.

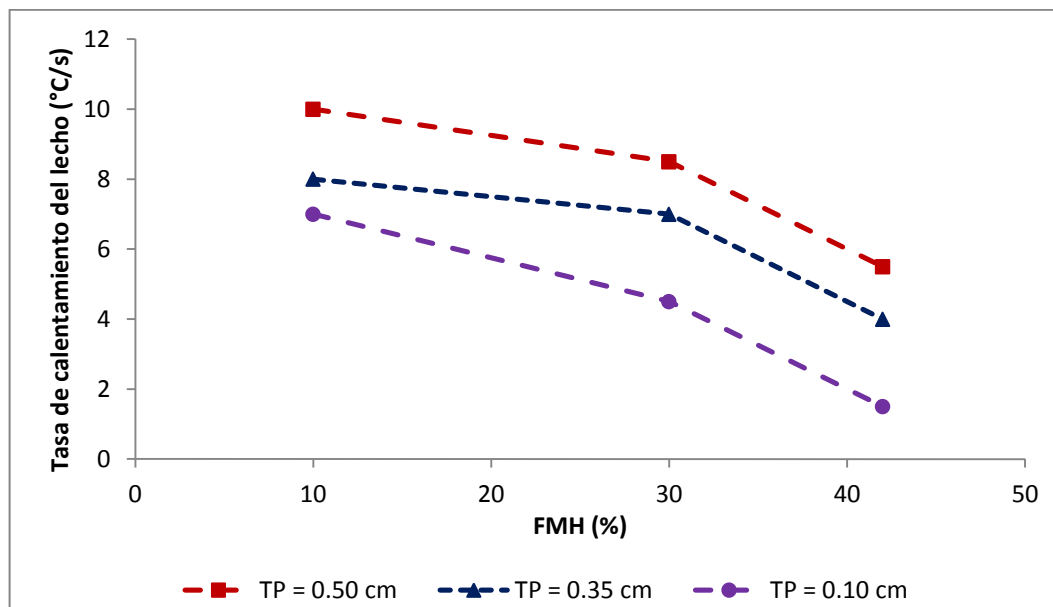
Sin embargo, debido a que la concentración de O₂ en esta zona es cerca a la atmosférica (21 % fracción volumétrica), las tasa de oxidación tienden a incrementarse, liberando más calor y alcanzando el segundo pico de temperatura.

Durante la combustión de biomasa la reducción del tamaño de partícula favorece la transferencia de calor, debido al incremento del área específica (m^2/m^3) [Lu *et al.*, 2010]. Lo anterior sumado a la pérdida de calor por evaporación para las FMH de 30 % y 42 %, ocasiona que para el BC con TP de 0.10 cm las partículas ubicadas en el fondo del lecho sean más susceptibles a enfriarse a causa del aire primario.

La combustión de biomasa muy húmedas requiere mayor tiempo para evaporar el agua, conlleva retraso en el inicio de la etapa de devolatilización y por ende se incrementa el tiempo total del proceso. Por ejemplo, durante la combustión de los desechos sólidos municipales, el aumento en la FMH desde 30 % hasta 50 % ocasiona un incremento del tiempo de proceso entre un 65% [Liang *et al.*, 2008] y un 140% [Yang *et al.*, 2004]. Durante todos los experimentos de combustión del BC, el contenido de humedad del residuo ocasiono retraso la llegada de los frentes al fondo del lecho, ocasionado un incremento en el tiempo del proceso. El incremento en el TP durante las pruebas de combustión de BC contrarrestó el efecto de la FMH sobre el tiempo de combustión. Para un BC con TP de 0.10 cm (Figura 7) el incremento de la FMH de 10 % a 30 % ocasiona un aumento del tiempo de combustión de 117 % y para los bagazo con TP de 0.35 cm (Figura 8) y 0.50 cm (Figura 9) el aumento fue de 100 % y 50 % respectivamente.

La influencia del TP sobre la combustión del BC se evidencia representando la tasa de calentamiento del lecho como una función del TP y la FMH (Figura 10). Para BC en una FMH determinada, el incremento en el TP permite una mayor tasa de calentamiento.

Figura 10. Gradientes de calentamiento del lecho como una función de la FMH y el TP

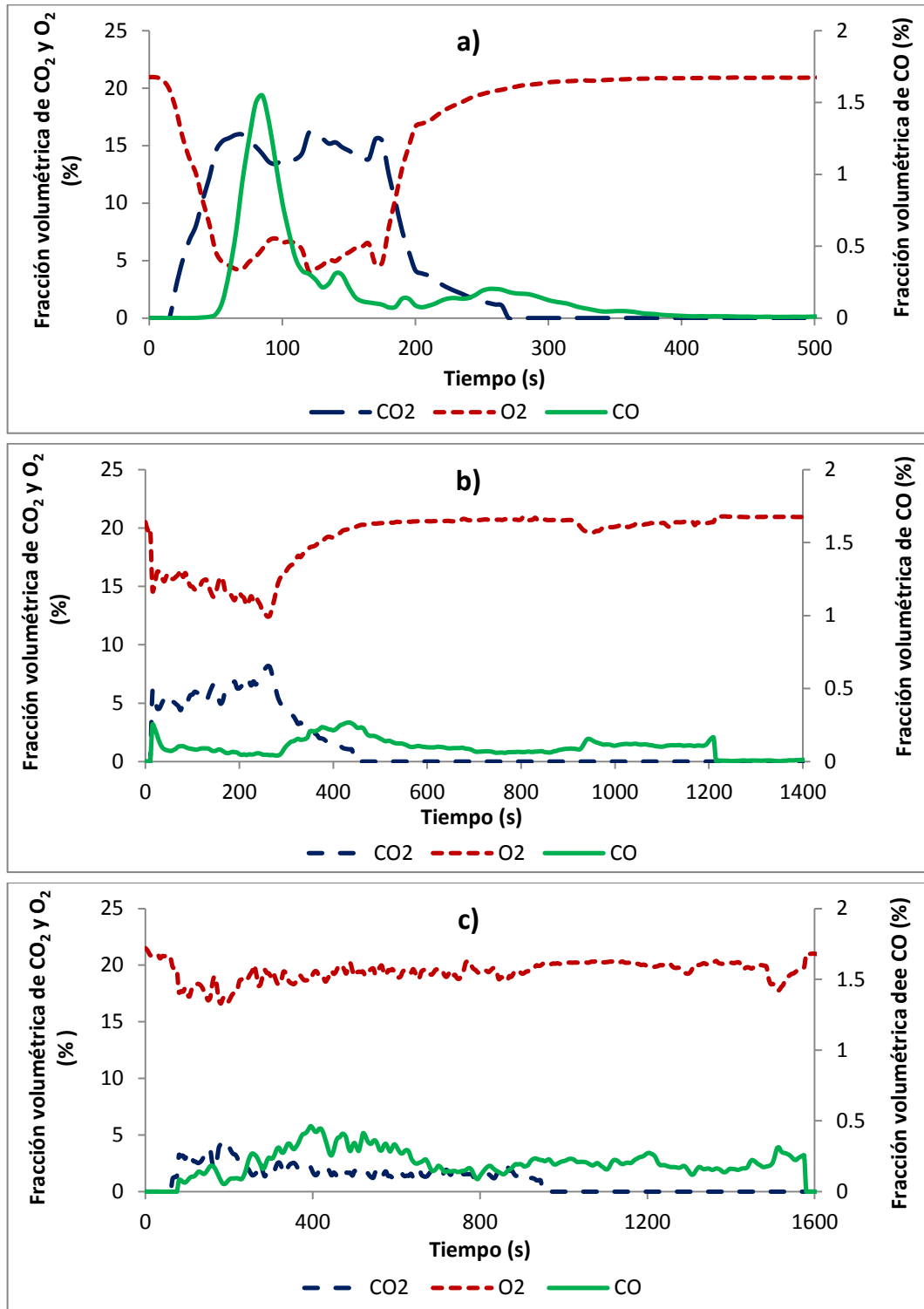


Fuente: El autor.

El incremento del TP conlleva a una reducción de la densidad aparente del lecho (Tabla 1), lo cual resulta en un incremento en la porosidad. Un alto valor de la porosidad favorece la penetración de la radiación en el lecho e incrementa el tiempo de residencia del gas [Rohsenow *et al.*, 1998]. Por esta razón incrementando el TP del BC se favorece la tasa de calentamiento como lo indica la Figura 8. Estos resultados son consistentes con los reportados por Yang *et al.* (2005), quien encontró que un aumento en la porosidad del lecho mejora la tasa de combustión. La tasa de calentamiento del lecho de BC tiene una tendencia inversamente proporcional al contenido de humedad, debido al incremento en el calor perdido durante la evaporación. Sin embargo, el efecto de la humedad es menos marcado para FMH por debajo del 30 %. Comparando el perfil de temperaturas se puede ver que, para los tres TP, la máxima temperatura se registra para BC con FMH de 30 % (Figuras 7b, 8b y 9b) , lo cual incrementa la transferencia de calor de la zona de reacción a las capas de BC fresco.

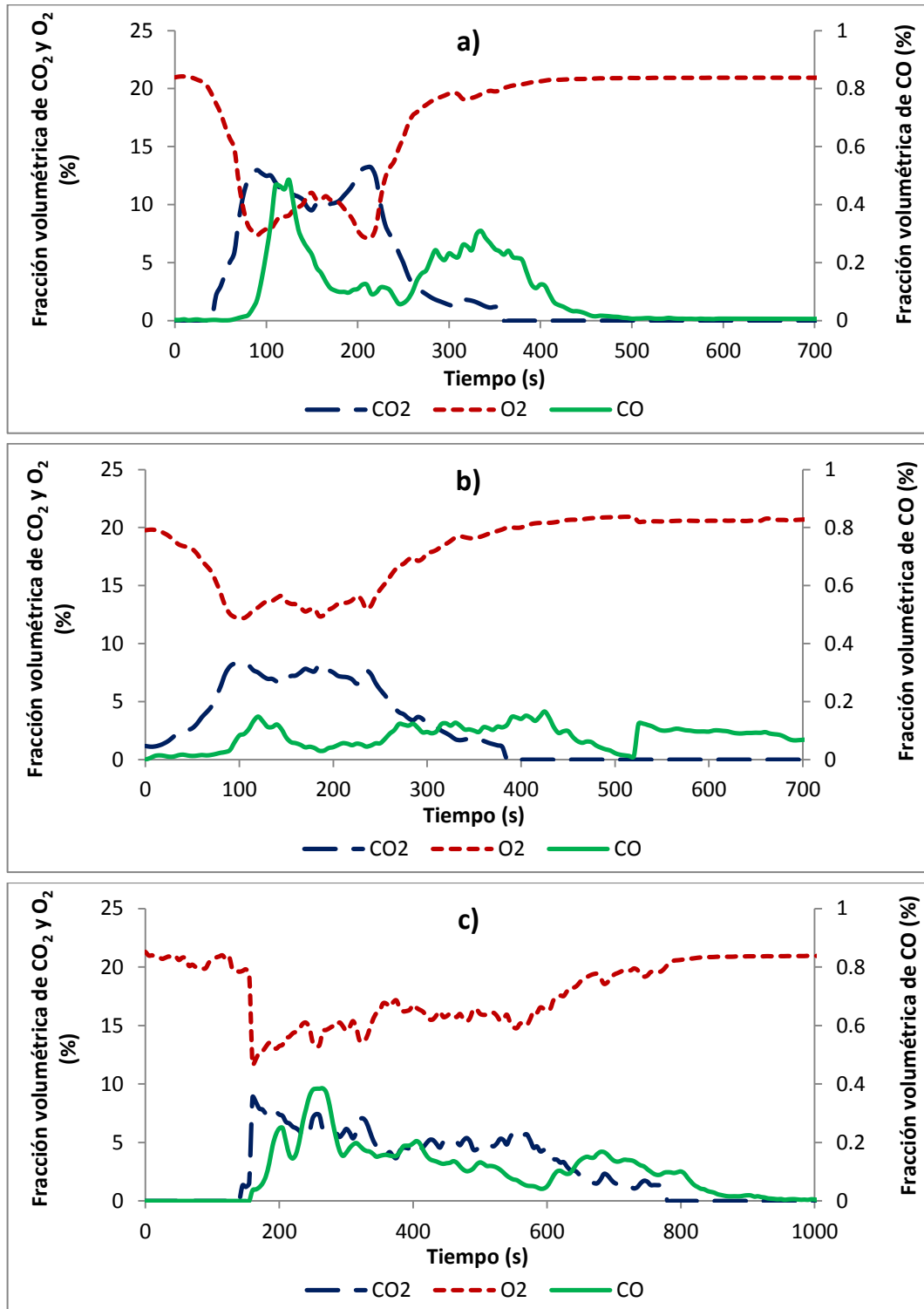
En las Figuras 11, 12 y 13 se observa el comportamiento de las concentraciones de CO_2 , O_2 y CO con el tiempo durante la combustión del BC. El incremento en las concentraciones de CO y CO_2 , es concordante con la disminución de la concentración de oxígeno debido a la oxidación del carbono presente en la biomasa. La máxima fracción volumétrica de CO (4.9 %) se obtuvo durante la combustión del BC con TP de 0.50 cm y una FMH de 42 % (Figura 13c), corroborando que estas condiciones de operación son desfavorables. Por otra parte la mayor fracción volumétrica de CO_2 (17 %) fue reportada con TP de 0.50 cm y FMH del 10% (Figura 13a), indicando que una biomasa con bajo contenido de humedad favorece el proceso de combustión.

Figura 11. Perfiles de concentración de CO₂, O₂ y CO Vs tiempo con un TP de 0.10 cm para a) FMH= 10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.



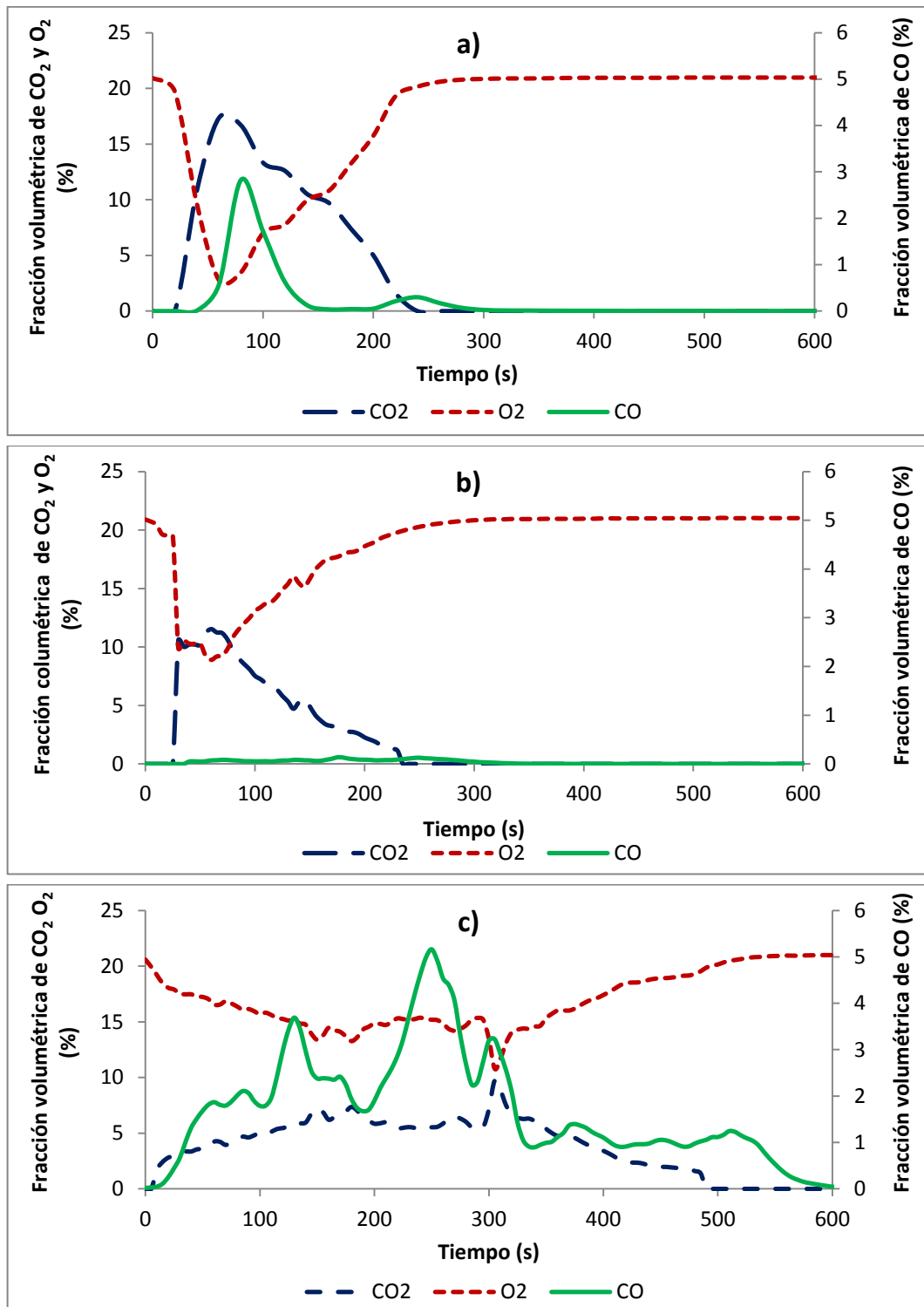
Fuente: El autor.

Figura 12. Perfiles de concentración de CO_2 , O_2 y CO Vs tiempo con un TP de 0.35 cm para a) FMH= 10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.



Fuente: El autor.

Figura 13. Perfiles de concentración de CO₂, O₂ y CO Vs tiempo con un TP de 0.50 cm para a) FMH= 10%, b) FMH= 30% y c) FMH= 42%.



Fuente: El autor.

En la Tabla 2 se presenta un consolidado del tiempo de combustión, la temperatura máxima promedio en el lecho y la concentración promedio del gas de chimenea, para la combustión del BC a diferentes TP y FMH.

Tabla 2. Tiempo de combustión, temperatura máxima promedio en el lecho y concentración promedio del gas durante la combustión de BC.

TP (cm)	FMH (%)	Tiempo de combustión (s)	Temperatura máxima promedio (°C)	Fracción volumétrica del gas de combustión (%)		
				CO ₂	O ₂	CO
0.10	10	120	780	10.00	10.32	0.31
0.35	10	100	760	10.15	10.24	0.16
0.50	10	80	860	10.20	10.33	0.61
0.10	30	260	870	4.71	16.05	0.12
0.35	30	200	980	5.85	14.86	0.07
0.50	30	120	890	6.10	14.62	0.08
0.10	42	720	860	1.94	19.00	0.15
0.35	42	340	920	4.53	16.25	0.23

Fuente: El autor.

El aumento en el contenido de humedad del BC afecta el tiempo de secado y disminuye la tasa de liberación de volátiles, permitiendo que una mayor masa de oxígeno quede disponible para reaccionar con el material carbonizado. Cuando la FMH se incrementa de un 10 % a un 30 %, se observa que para la combustión de BC a diferentes TP, inicialmente la temperatura promedio del lecho se eleva. Sin embargo, para FMH por encima del 30 % el calor adicional liberado por la oxidación del material carbonizado es consumido durante la evaporación, reduciendo las temperaturas nuevamente. Este comportamiento es concordante con los resultados encontrados para la combustión de paja de maíz donde la temperatura máxima se obtuvo para un residuo con una FMH de 32 % [Zhao *et al.*, 2008]. El rango de temperaturas promedio registradas (de 760 °C a 980 °C) se

encuentra dentro del reportado para otras biomásas como la madera de pino [Yang *et al.*, 2005] y los desechos sólidos municipales [Liang *et al.*, 2008] con FMH entre 10 % y 49 %.

BC con altos contenidos de humedad presentan grandes tiempos de combustión, implicando un consumo lento del carbono de la biomasa, lo cual se refleja en la reducción de la fracción volumétrica de CO₂ en el gas de chimenea. La combustión de BC con FMH del 10 % presentó fracciones volumétricas de CO₂ cercanas al 10 %, mientras que para FMH del 30 % las fracciones volumétricas estuvieron alrededor de 5.5 %. Por otra parte, la combustión con BC con FMH del 42 %, presentó una concentración de CO₂ en un rango más amplio, con fracciones volumétrica entre 1.94 % y 4.53 %. Liang *et al.* (2008) reporta una reducción de la fracción volumétrica de CO₂ de 7.88 % a 4.17 % con una variación de la FMH de 10 % a 49 %, la cual es similar a la encontrada en la presente investigación.

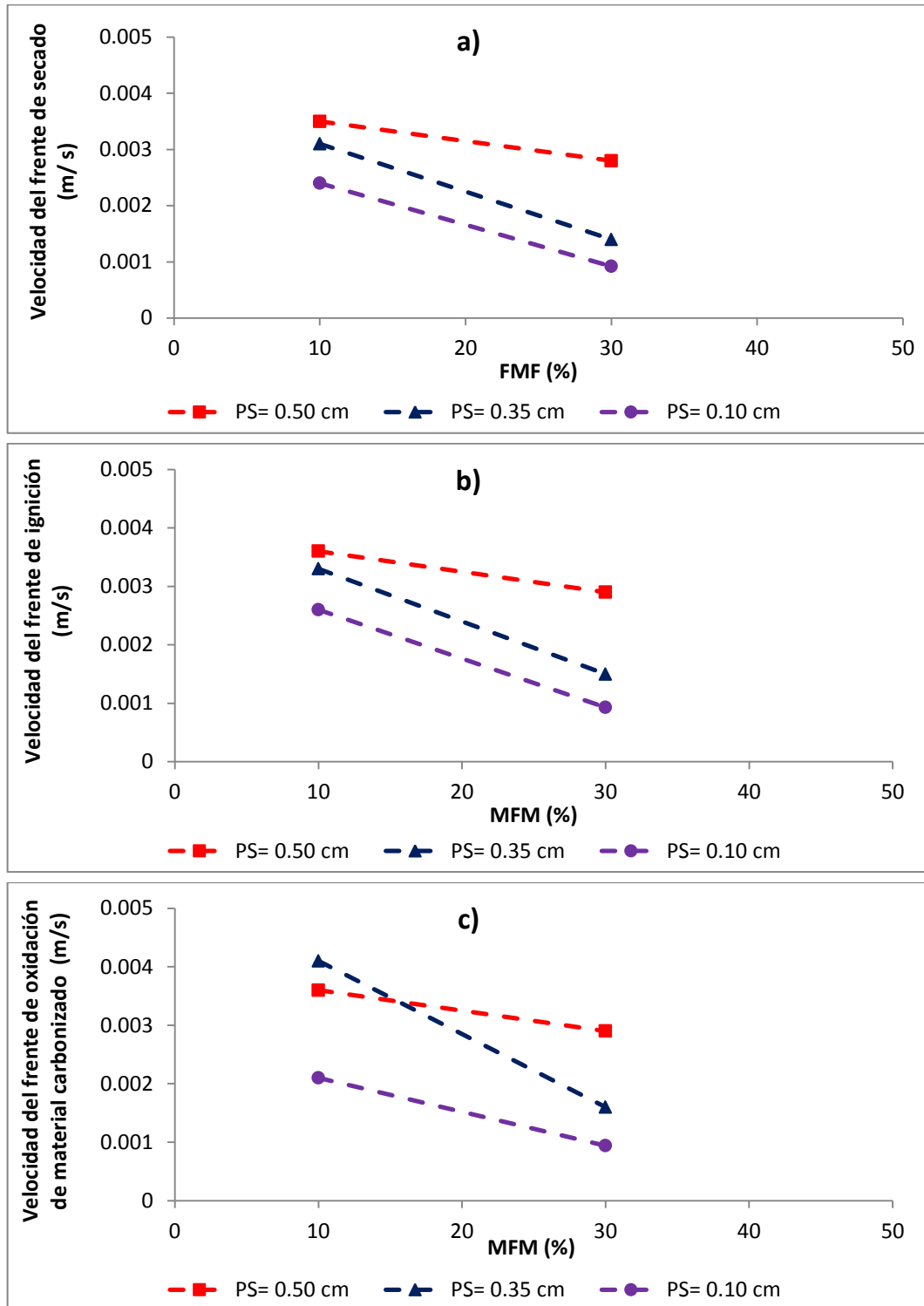
El incremento en la FMH de 10 % a 30 % origina una disminución en la fracción volumétrica de CO; debido a la reducción en la tasa de combustión. Posteriormente cuando la FMH aumenta hasta 42 % la concentración de CO incrementa nuevamente. Daood *et al.* (2010) , en sus estudios termogravimétricos de carbonizado de bagazo de caña, determinaron que las disminuciones en las temperaturas reducen la tasa de oxidación del material carbonizado. Este efecto junto con el aumento del tiempo del proceso conduce a que la combustión de BC con FMH del 42 % presente el menor rendimiento. La concentración de CO₂ presentó un comportamiento directamente proporcional al TP; corroborando que el incremento en el TP mejora el rendimiento de la combustión. Una proporcionalidad semejante entre la concentración de CO₂ y el TP fue encontrada durante la combustión de madera de pino [Yang *et al.*, 2005].

1.4.2 Velocidad de propagación de los frentes de combustión

En la Figura 14 se presentan las velocidades de propagación de los frentes de secado, ignición y oxidación de carbonizado, calculadas a partir de la ecuación 1. Se ha representado el comportamiento solo para los experimentos con BC a FHM menores del 42%.

La velocidad de propagación de los tres frentes se reduce para los procesos de combustión con BC de FMH elevadas. El incremento en la humedad contenida en las fibras del BC reduce la liberación de volátiles y su tasa de oxidación, lo cual sumado al aumento en el calor necesario para la evaporación conlleva a una disminución de la energía liberada en la zona de reacción. Por este motivo el calor transferido desde la llama a las subsecuentes capas de biomasa decae, reduciendo la velocidad de propagación de los frentes de secado, ignición y oxidación del material carbonizado. Sin embargo las menores pendientes las presenta el TP de 0.5 cm, indicando que la FMH tiene baja incidencia sobre la combustión de BC con este tamaño; este comportamiento es concordante con la tendencia de la tasa de calentamiento (Figura 10).

Figura 14. Velocidades de propagación de los frentes de: a) Secado, b) Ignición y c) Oxidación de carbonizado, en función del TP y la FMH.

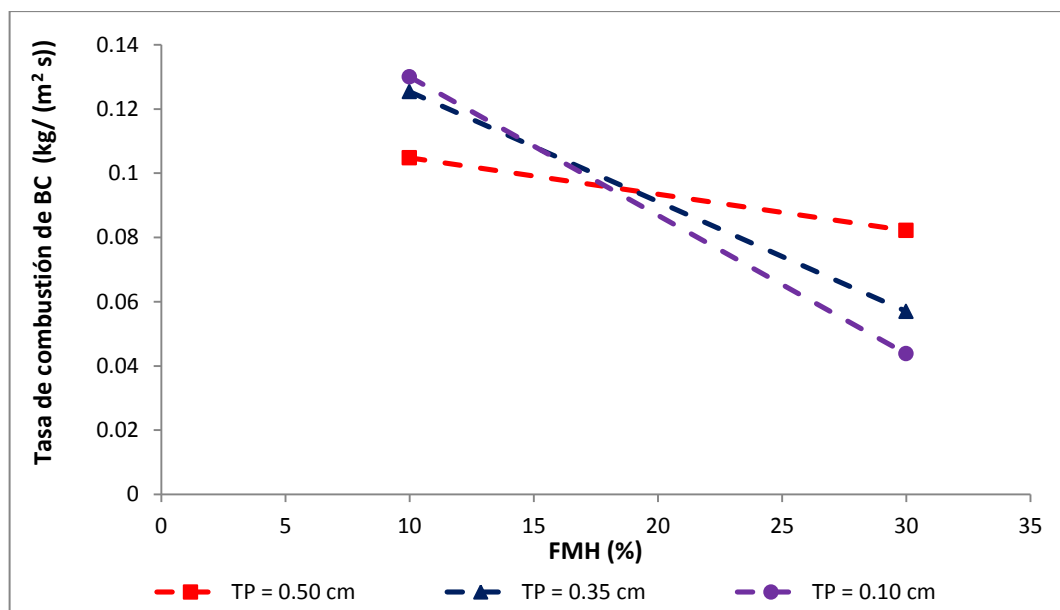


Fuente: El autor.

Durante la combustión del BC, las etapas de secado e ignición (Figura 14a y 14b) presentan un comportamiento muy similar con respecto al TP y la FMH. La velocidad de propagación de estos frentes se beneficia con el aumento en el TP, como consecuencia de una mayor tasa de calentamiento del lecho (Figura 10). La etapa de oxidación del material carbonizado (Figura 14c) exhibe un comportamiento diferente a las anteriores etapas con relación al TP. He *et al.* (2003) determinaron durante un estudio de la combustión de partículas de carbón, que la tasa de oxidación no sigue un comportamiento lineal con respecto al TP y presenta su mayor valor a un diámetro de partícula dado, de acuerdo a las condiciones de temperatura en el horno. Por consiguiente para la combustión de BC el TP al cual se presenta la mayor velocidad de propagación del frente de oxidación de material carbonizado, cambia de 0.35 cm a 0.50 cm debido al incremento en la temperatura máxima promedio con la FMH.

En la Figura 15. Se presenta la tasa de combustión del BC en base seca, calculada a partir de la ecuación 2

Figura 15. Tasa de combustión de BC en base seca como una función del TP y la FMH.



Fuente: El autor.

El aumento en la FMH reduce la tasa de combustión del BC para los tres TP analizados. Este comportamiento es consecuencia directa del descenso de la velocidad de propagación del frente de ignición. Sin embargo cuando la FMH aumenta de 10 % a 30 %, la disminución en la tasa de combustión es tan solo del 18 % para el TP de 0.50 cm mientras que para los TP de menores fue superior al 55 %. Este hecho confirma que el incremento en el TP favorece la combustión del BC. Las tasas de combustión presentadas por el BC se encuentran en el rango de otras biomásas como: desechos sólidos municipales [Liang *et al.*, 2008], paja de arroz [Zhao *et al.*, 2008; Khor *et al.*, 2007] y almendras de aceite de palma [Razuan *et al.*, 2010], con FMH entre 10 % y 30 %.

La tasa de combustión de una biomasa es función tanto de la velocidad de propagación del frente de ignición como de la densidad aparente del lecho (ecuación 2). Para el BC con FMH del 10 % la tasa de combustión presentó un comportamiento inversamente proporcional al TP, mientras que para FMH del 30 % el comportamiento fue inverso. La combustión de BC con FMH del 10 % presento un pequeño descenso de la velocidad de propagación del frente de ignición con la reducción del TP. Esta situación fue contrarrestada por el aumento en la densidad aparente del lecho (Tabla 1), causando un incremento en la tasa de combustión. Resultados similares se han encontrado durante la combustión de maderas en lecho fijo con humedades cercanas al 10 % [Porteiro *et al.*, 2010]. No obstante para BC con FMH del 30 %, la velocidad de propagación del frente de ignición decayó y redujo la tasa de combustión.

1.4.3 Análisis estadístico.

Se le realizó el análisis de varianza (ANOVA) a los resultados obtenidos, para determinar la influencia del TP y la FMH sobre las variables de respuesta: tasa de combustión y concentración promedio de CO₂, durante la combustión del BC. Este análisis fue realizado usando el software estadístico *Statgraphics Centurion*, con un nivel de confianza del 95 %. Los resultados se presentan en las tablas 3 y 4.

Tabla 3. Influencia del TP y la FMH sobre la tasa de combustión del BC.

Source	Sum of Squares	Df	Mean Square	F-Ratio	P-Value
A:TP	0.009408	1	0.009408	7.19	0.0213
B:FMH	0.0156963	1	0.0156963	12.00	0.0053
AA	0.0149654	1	0.0149654	11.44	0.0061
AB	0.0905251	1	0.0905251	69.20	0.0000
BB	0.0100668	1	0.0100668	7.70	0.0181
blocks	0.00366939	1	0.0036693	2.80	0.1221
Total error	0.0143899	11	0.0013081		
Total (corr.)	0.158721	17			

Fuente: El autor

Tabla 4 Influencia del TP y la FMH sobre la concentración promedio de CO₂

Source	Sum of Squares	Df	Mean Square	F-Ratio	P-Value
A:TP	7.05333	1	7.05333	114.23	0.0000
B:FMH	124.099	1	124.099	2009.8	0.0000
AA	1.6384	1	1.6384	26.53	0.0003
AB	3.79501	1	3.79501	61.46	0.0000
BB	7.75623	1	7.75623	125.62	0.0000
blocks	0.00067222	1	0.0006722	0.01	0.9188
Total error	0.679199	11	0.0617453		
Total (corr.)	145.022	17			

Fuente: El autor.

La tabla 3 muestra que el TP, la FMH y su interacción causan un efecto significativo sobre la tasa de combustión del BC. Los P-value demuestran que la menor influencia es causada por el TP mientras la mayor influencia es debida a la interacción entre el TP y la FMH. Los resultados corroboran el comportamiento encontrado en las Figuras 7, 10 y 11. La Tabla 4 muestra que el efecto del TP y la FMH también como su interacción están activos sobre la concentración promedio del CO₂. El P-value indica que las variables tienen una significancia similar. Sin embargo, la variación en la concentración de CO₂ causada por cambios en la FMH es diferente para los diferentes niveles de TP, teniendo la mayor influencia con TP de 0.10 cm como lo evidencia la Tabla 2. Con respecto a la temperatura máxima promedio en el lecho, no se hallaron diferencias significativas.

1.4 CONCLUSIONES

Durante la combustión de BC el calor consumido en la etapa de secado reduce la tasa de combustión de la biomasa y las concentraciones de CO₂, e incrementa las concentraciones de CO. Por consiguiente el rendimiento del proceso de combustión se favorece utilizando BC con bajas FMH. El rendimiento de la combustión de BC también se beneficia en la medida que se incrementa la tasa de calentamiento del lecho, lo cual se consigue utilizando residuos de tamaño de partícula grandes, que facilitan la penetración del calor por radiación y mayor tiempo de residencia del gas. Por este motivo, el aumento en el TP del BC contrarresta el efecto del contenido de humedad, permitiendo mayores tasas de combustión y concentraciones de CO₂. Por ende, las mejores condiciones para la combustión de BC en lecho fijo se logran con un TP de 0.50 cm y una FMH del 10 %. Sin embargo la combustión de BC con FMH del 30 % presentan las mayores temperaturas promedio causado por una mejor combustión del material carbonizado durante la etapa de devolatilización. Teniendo en cuenta que en las

condiciones de secado natural que se presentan en la industria panelera es difícil conseguir FMH del 10 % en un corto tiempo, la utilización de BC con TP de 0.50 cm y FMH del 30 % presenta una buena opción para el sector.

2. EFECTO COMBINADO DEL PRECALENTAMIENTO DEL AIRE PRIMARIO Y EL CONTENIDO DE HUMEDAD DEL BAGAZO DE CAÑA, DURANTE LA COMBUSTIÓN EN LECHO FIJO

2.1 INTRODUCCIÓN

La Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria (CORPOICA) desarrolló la cámara de combustión Ward-Cimpa. La cámara Ward-Cimpa posee un volumen de reacción mayor a la cámara tradicional, y cuenta con una rampa de procesamiento que permite utilizar el BC con fracciones másicas de humedad hasta del 50%. La cámara Ward-Cimpa se divide en dos zonas de combustión: primaria y secundaria. En la zona primaria se ubica el lecho de BC el cual reacciona con un flujo de aire primario que ingresa a través de la parrilla. Los volátiles y el material inquemado que escapan del lecho reaccionan en la zona secundaria con un flujo de aire adicional que ingresa en la parte superior de la cámara de combustión [Gordillo y García, 1992].

Durante la combustión de una biomasa en lecho fijo, la etapa de secado ocurre generalmente a temperaturas por debajo del punto de ebullición. Por este motivo, el secado es controlado mayormente por la transferencia de humedad del sólido al gas [Zhou *et al.*, 2005]. El incremento en la temperatura del aire primario aumenta la fracción molar de agua que soporta antes de alcanzar el equilibrio [MacCabe *et al.*, 1991], elevando las tasas de secado. Éste efecto mejora la etapa de devolatilización de la biomasa [Yang *et al.*, 2006; Doherty *et al.*, 2009;] y, por consiguiente, incrementa las tasas de combustión [Zhao *et al.*, 2008].

Cerca del 20 % de las pérdidas energéticas de una hornilla panelera corresponden al calor sensible en los gases de chimenea [García, 2010]. En muchos sistemas de combustión la energía contenida en los gases de chimenea se reutiliza para el

precalentamiento del aire [Werther *et al.*, 2000]. La implementación de sistemas de recirculación de calor podría mejorar la eficiencia térmica de los hornos paneleros. No obstante, realizar tal modificación en los diseños actuales de los hornos aumentaría los costos de construcción, por lo cual no es adecuado realizar las implementaciones sin un estudio detallado de sus beneficios.

El objetivo de este capítulo es estudiar la influencia combinada de la fracción másica de humedad (FMH) y del precalentamiento del aire primario (PAP) sobre el rendimiento de la combustión de BC en hornos de lecho fijo, con la finalidad de establecer las condiciones de operación que conlleven a obtener el mayor rendimiento en la combustión de la biomasa. Los análisis se realizaron a partir de los perfiles de temperatura y concentración del gas de combustión.

2.2 METODOLOGÍA

Las pruebas de combustión de este capítulo fueron realizadas en el horno de la Figura 6. Las concentraciones del gas de combustión se tomaron a la salida del horno (sonda S1 del analizador de gases). Para el calentamiento del aire primario se utilizó una resistencia eléctrica de 8 kW con control de temperatura, la cual permitió mantener el aire a 120 °C. Para evaluar el efecto de la FMH y el PAP sobre el rendimiento de la combustión de BC, se estructuró un diseño factorial mixto 3x2 (Tabla 5), con su respectivo duplicado. La velocidad de propagación del frente de ignición fue un promedio de las calculadas para cada intervalo de temperatura por medio de la ecuación 1, con un ΔS (m) = 0.1. La tasa de combustión del BC se obtuvo a partir de la ecuación 2. Las temperaturas de combustión de la zona primaria y secundaria se calcularon como un promedio de las temperaturas máximas registradas en el lecho (T1-T4) y sobre el lecho (T5-T9), respectivamente.

Tabla 5. Diseño experimental para el análisis del precalentamiento del aire primario y la FMH sobre el rendimiento de la combustión de BC

EXPERIMENTO	FMH (%)	PAP	CARGA DE BC (kg)
1	10	No	1.7
2	10	Si	1.7
3	30	No	1.7
4	30	Si	2.1
5	42	No	2.1
6	42	Si	2.1

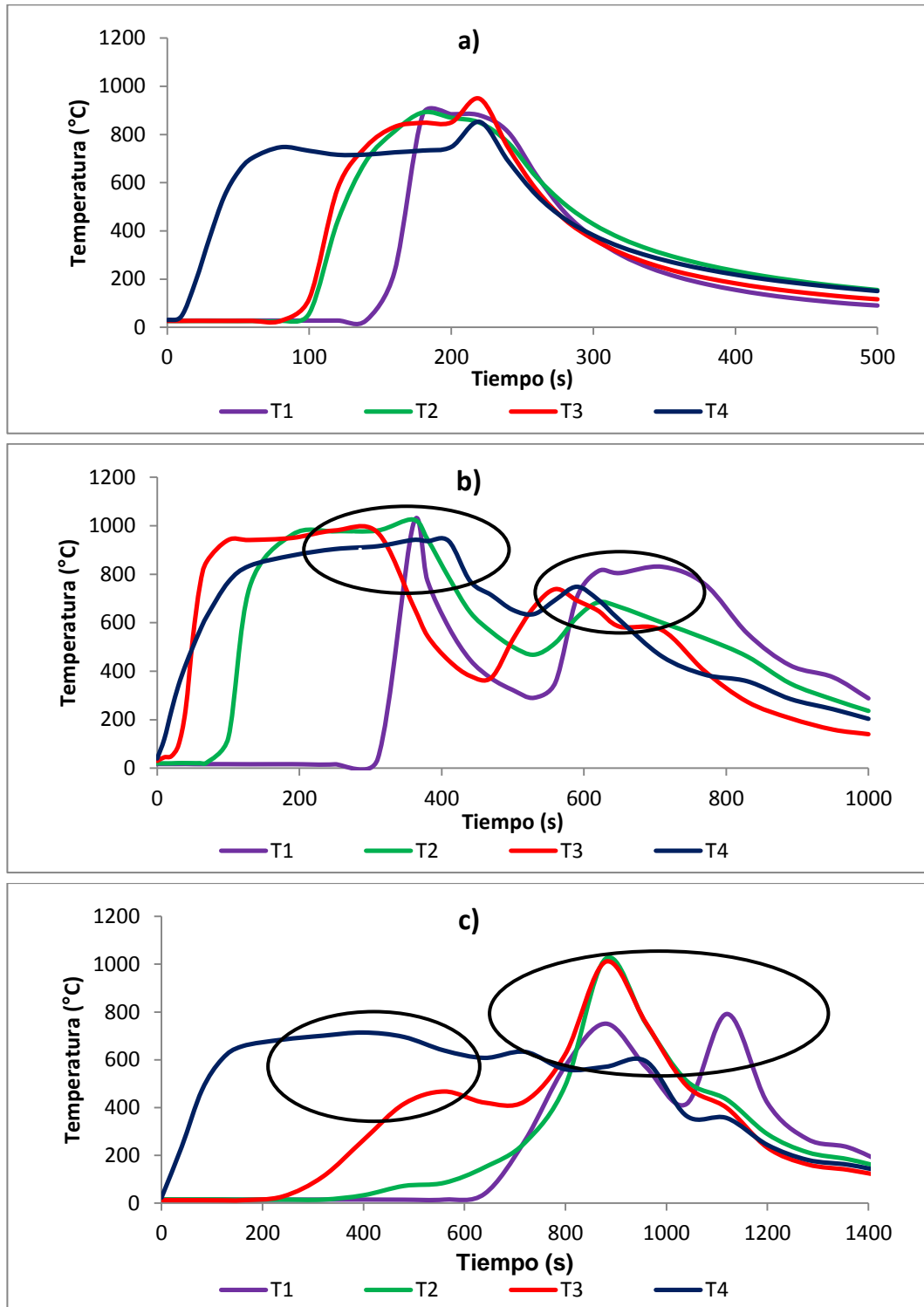
Fuente: El autor.

Los flujos de aire primario y secundario, por m² de parrilla, se mantuvieron en 0.75 kg/(m² s) y 0.84 kg/ (m² s), respectivamente, mientras el tamaño de partícula se mantuvo en 0.10 cm.

2.3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

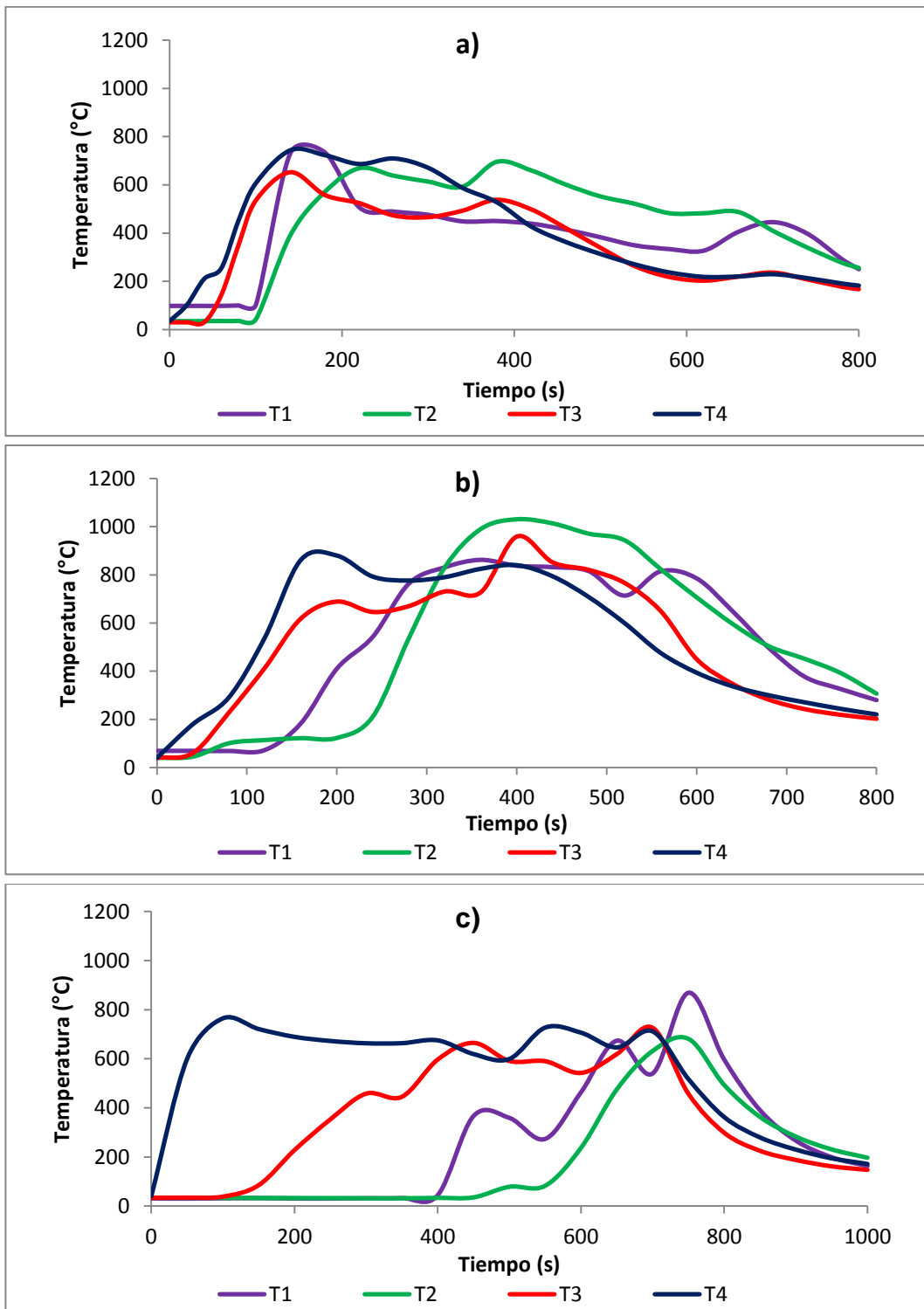
En la Figuras 16 y 17 se presentan los perfiles de temperatura en el lecho para las pruebas sin PAP y con PAP, respectivamente. Inicialmente el calor desprendido de la fuente de ignición permite secar y devolatilizar las partículas BC en el tope del lecho. Los volátiles y el material carbonizado producido reaccionan con el flujo de aire primario desarrollando el frente de ignición, el cual se propaga hasta el fondo del lecho, incrementando las temperaturas secuencialmente desde la más superficial (T4) hasta la más interna (T1). Las temperaturas máximas registradas se encuentran en un rango de 870 °C a 1050 °C.

Figura 16. Perfiles de temperatura en el lecho durante la combustión de BC sin PAP para a) FMH = 10%, b) FMH = 30% y c) FMH = 42%.



Fuente: El autor.

Figura 17. Perfiles de temperatura en el lecho durante la combustión de BC con PAP para a) FMH = 10%, b) FMH = 30% y c) FMH = 42%.



Fuente: El autor.

Durante las pruebas de combustión del BC sin PAP (Figuras 16) el incremento en la FMH ocasionó la formación de dos picos de temperatura. Simulaciones realizadas para la combustión de paja por Zhou *et al.* (2005), evidencian la formación de dos zonas en el lecho: una zona de combustión intensa y una zona de precalentamiento. Para la combustión de BC el primer pico de temperatura se logra cuando el frente de ignición llega a la termocupla T1, ubicada a 10 cm sobre la parrilla, indicando la zona de combustión intensa. El fondo del horno funciona como una zona de precalentamiento del aire primario que ingresa a 25 °C, lo cual ocasiona un enfriamiento del lecho. Sin embargo debido a que en esta zona la concentración de O₂ es cercana a la atmosférica (fracción volumétrica del 21%), las tasas de oxidación tienden a incrementarse liberando más calor; lo que conlleva al segundo pico de temperatura. Este efecto se acentúa durante la combustión de BC con FMH superiores al 10% debido al incremento en el calor perdido por el secado.

Para todos los experimentos de combustión del BC el incremento en la FMH causó un aumento en el tiempo de combustión (tiempo tomado por el frente de ignición en llegar al fondo del lecho). El incremento en el contenido de agua de una biomasa aumenta el tiempo de secado, lo cual retrasa el inicio de la etapa de devolatilización e incrementa el tiempo total de la combustión. Este comportamiento está en concordancia con el reportado para la combustión de desechos sólidos municipales el lecho fijo, donde el aumento en la FMH desde 30% hasta 50% ocasiona un incremento del tiempo de proceso entre un 65% [Liang *et al.*, 2008] y un 140% [Yang *et al.*, 2004].

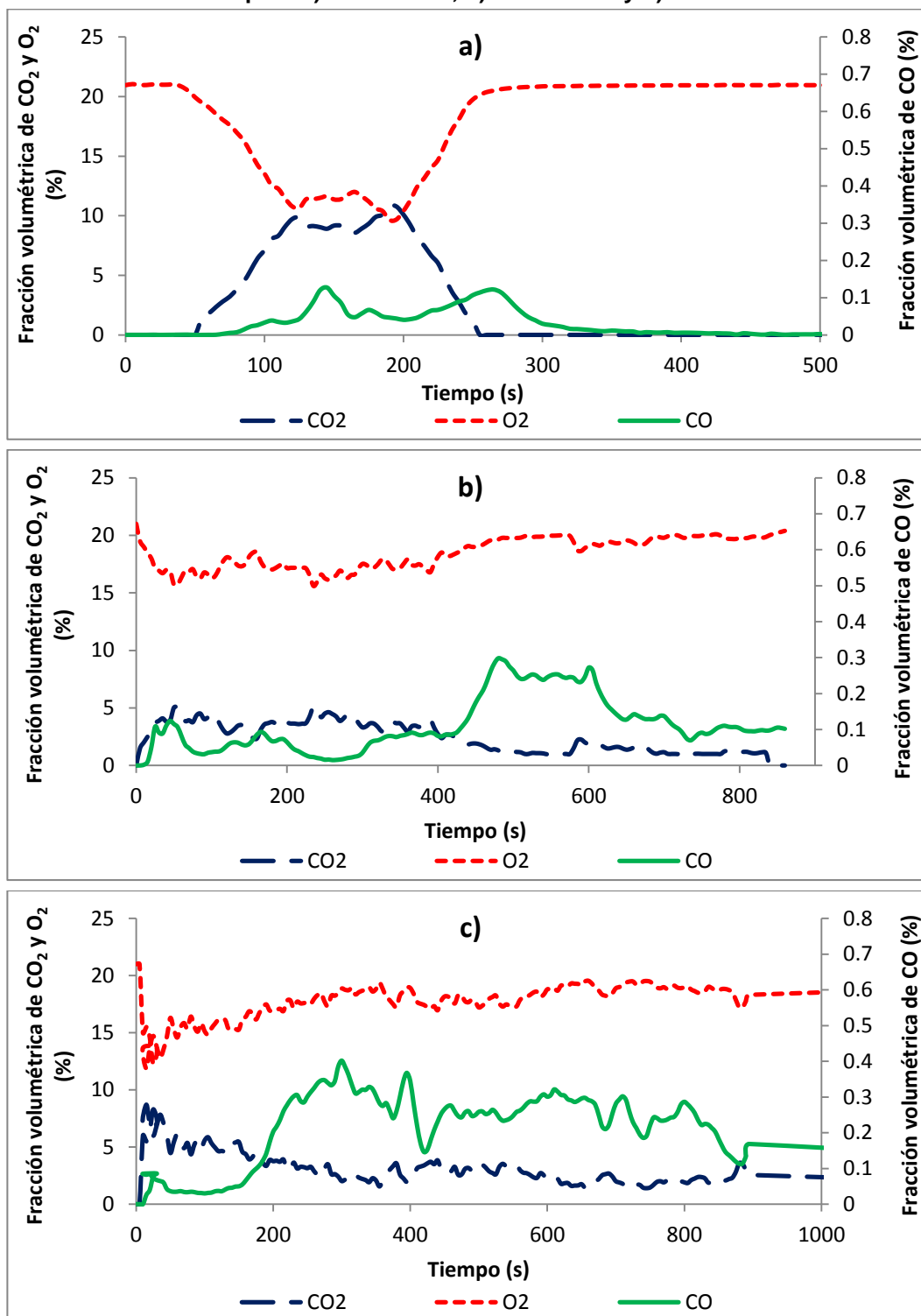
El incremento en la temperatura del aire primario (Figuras 17) mejora la transferencia de masa y calor, reduciendo el tiempo de secado de las partículas de BC ubicadas en el fondo del lecho. Durante la combustión de BC con FMH de 10% y 30%, cuando se utiliza PAP (Figuras 17a y 17b), la liberación de la humedad cerca a la parrilla es casi instantánea, por lo tanto la temperatura inicial registrada

en la termocupla T1 es de 98 y 70 °C, respectivamente. Este efecto origina la formación de un segundo frente de secado moviéndose desde el fondo hasta el tope del lecho. En la Figura 17a y 17b la temperatura registrada en la termocupla T1 inicia su ascenso antes de la termocupla T2, lo cual evidencia la formación del segundo frente de secado. Cuando la FMH del BC se incrementa hasta 42% (Figura 17c) la temperatura de precalentamiento (120 °C) no es suficiente para reducir significativamente el tiempo de liberación de la humedad, por lo tanto no se observa el segundo frente de secado.

La implementación del PAP redujo el tiempo de combustión del BC para todas las FMH. Yang *et al.* (2006) en su estudio de gasificación de madera encontró que el incremento en la temperatura del aire primario mejora la devolatilización y por ende reduce el tiempo del proceso. Por otra parte, a medida que el segundo frente de secado avanza hacia el tope del lecho también lo hace el frente de ignición hacia el fondo. Según Van Kessel *et al.* (2004) estos dos frentes se encuentran en un momento dado e incrementan la velocidad de ignición del material. Para la combustión del BC con FMH del 10% y 30% los dos frentes se encuentran a la altura de la termocupla T2 (20 cm de lecho), cerca de 100 s después de la ignición del material. La reducción en el tiempo de combustión es menor para el BC con FMH del 42%, por no presentar el segundo frente de secado.

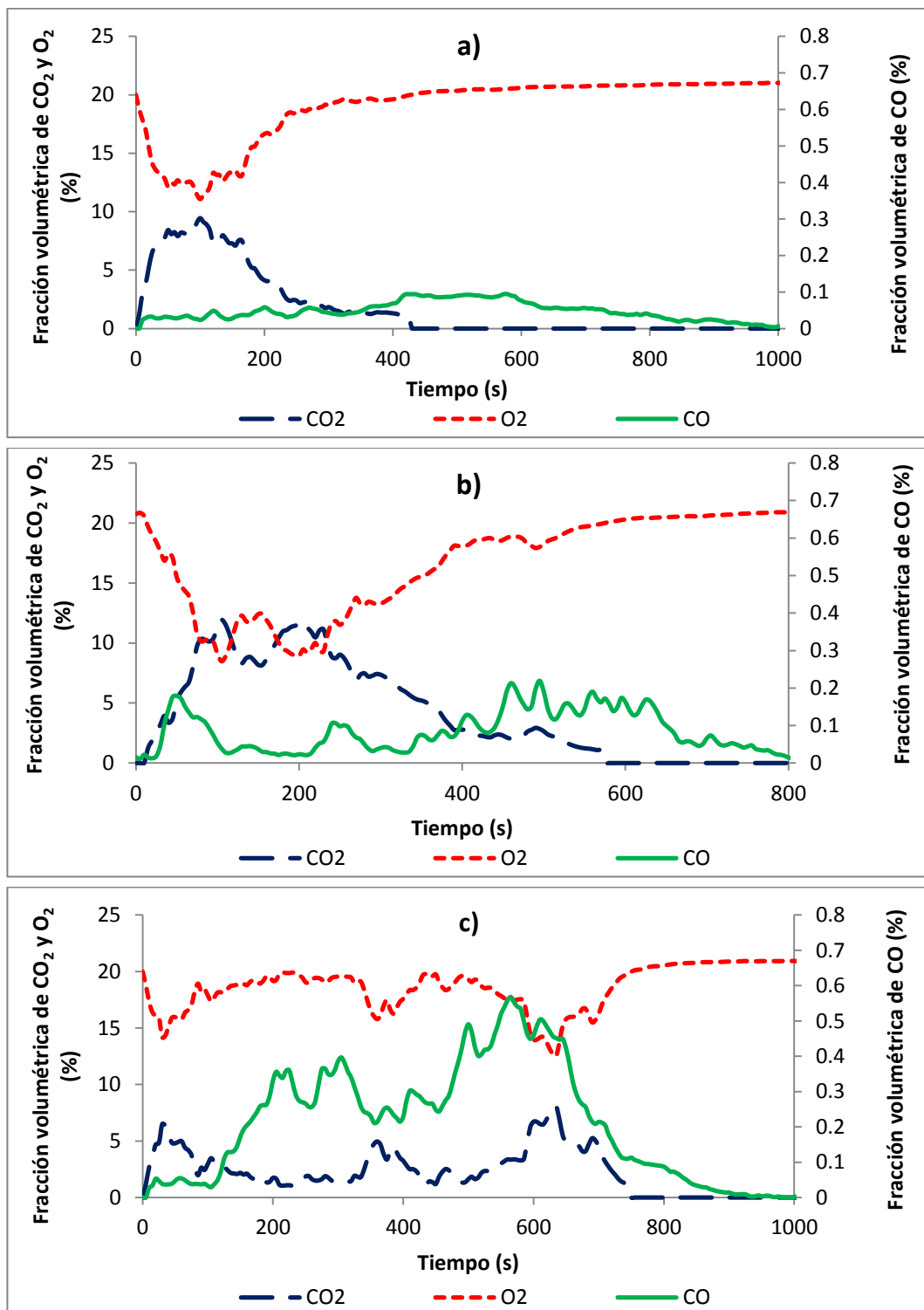
En las Figuras 18 y 19 se observa el comportamiento de las concentraciones de CO₂, O₂ y CO con el tiempo durante la combustión del BC sin PAP y con PAP, respectivamente. A medida que el frente de ignición se genera en la superficie del lecho de BC las concentraciones de CO₂ y CO incrementan debido a la oxidación conjunta de los volátiles y el material carbonizado, mientras el O₂ decae.

Figura 18. Perfiles de concentración de CO₂, CO y O₂ durante la combustión de BC sin PAP para a) FMH = 10%, b) FMH = 30% y c) FMH = 42%.



Fuente: El autor.

Figura 19. Perfiles de concentración de CO₂, CO y O₂ durante la combustión de BC con PAP para a) FMH = 10%, b) FMH = 30% y c) FMH = 42%.



Fuente: El autor.

Cuando el frente se ha desarrollado completamente la concentración de CO_2 alcanza un valor casi estable, el cual mantiene por un determinado tiempo. Por su parte el CO presenta grandes fluctuaciones durante este periodo. Al final del proceso de combustión cuando el frente de ignición llega al fondo del lecho, las concentraciones de CO_2 y CO decaen lentamente debido a la oxidación del material carbonizado remanente sobre la parrilla y en el cenicero, a su vez el O_2 se eleva hasta su valor atmosférico.

El incremento en el contenido de humedad del BC causa una reducción en la tasa de liberación de volátiles lo cual se ve reflejado en una oxidación más lenta. Este hecho resulta en una prolongación del periodo de tiempo en el cual la concentración de CO_2 mantiene su valor casi constante. Las máximas fracciones volumétricas registradas estuvieron en un rango de 8% a 12% para el CO_2 y 0.1% a 0.6% para el CO .

En la Tabla 6 se presenta el tiempo de combustión, la temperatura en la zona primaria (lecho) y secundaria, y la concentración promedio del gas de combustión. La disminución en la tasa de oxidación de volátiles con el incremento en la FMH, permite que más O_2 quede disponible para reaccionar con el material carbonizado. Por este motivo, inicialmente cuando la FMH se incrementa de un 10% a un 30%, la temperatura promedio del lecho se eleva para todas las pruebas. Sin embargo, para la FMH por encima del 30% el calor adicional liberado por la oxidación del material carbonizado es consumido durante el secado, reduciendo las temperaturas. Se reportaron resultados similares para la combustión de paja de maíz [Zhao *et al.*, 2008], donde la temperatura máxima se obtuvo para un residuo con una FMH de 32%.

Tabla 6. Tiempo, temperatura en la zona primaria y secundaria, y composición promedio del gas, durante la combustión de BC.

FMH (%)	PAP	TIEMPO DE COMBUSTIÓN (S)	TEMPERATURA EN LA ZONA PRIMARIA (°C)	TEMPERATURA EN LA ZONA SECUNDARIA (°C)	FRACCIÓN VOLUMÉTRICA DEL GAS DE COMBUSTIÓN (%)		
					CO ₂	O ₂	CO
10	No	174	900	720	6.94	13.72	0.052
10	Si	140	730	660	4.30	16.48	0.044
30	No	310	1010	620	2.47	18.41	0.114
30	Si	260	950	630	5.88	14.83	0.088
42	No	774	890	620	3.21	14.86	0.216
42	Si	600	770	600	3.01	17.82	0.275

Fuente: El autor.

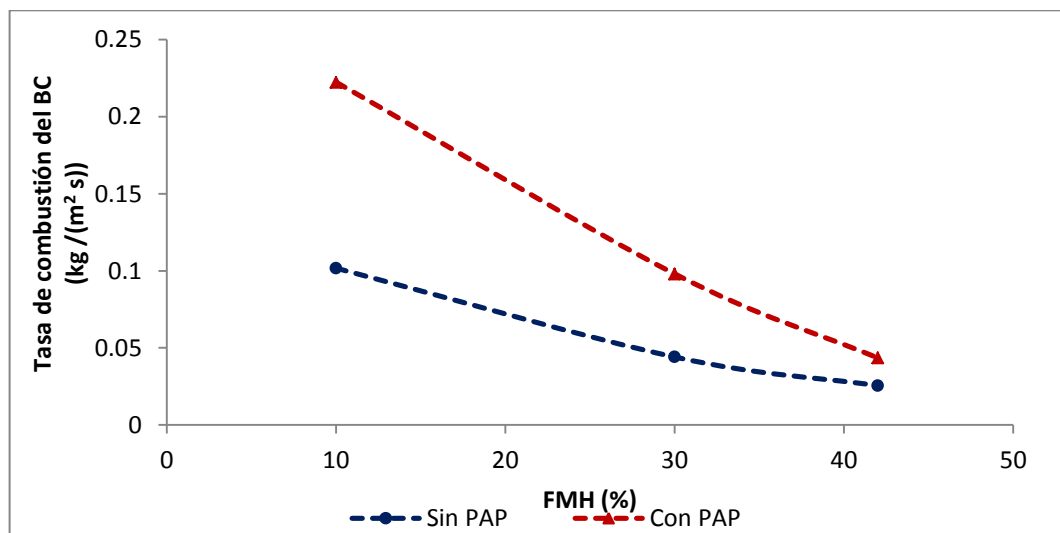
El PAP ocasiona una reducción en la temperatura máxima promedio en el lecho, para todas las FMH. Durante las pruebas de combustión del BC sin PAP la velocidad superficial del aire primario fue de 0.63 m/s. El incremento en la temperatura de 25 °C a 120 °C disminuye la densidad del aire de 1.184 a 0.8979 kg/m³ [Reid *et al.*, 1987]. Debido a que el flujo másico del aire se mantuvo constante en 0.75 kg/m² s, la reducción en la densidad causó que la velocidad superficial aumentara a 0.83 m/s. A mayor velocidad superficial menor es el tiempo de residencia del aire en el lecho de BC y, en consecuencia, el tiempo de contacto con las partículas del combustible. Por este motivo la cantidad de carbono que se oxida en el lecho se reduce disminuyendo la temperatura en la zona primaria. Este resultado concuerda por el reportado por Zhao *et al.*(2008) en un rango de temperatura de aire primario de 20 a 130 °C.

La reducción en tiempo de combustión con el PAP conlleva a un incremento en la cantidad de BC consumido por unidad de tiempo. Sin embargo se puede observar

que para el BC con FMH de 10% y 42% esto provoca una reducción en la temperatura de la zona secundaria y de la concentración promedio de CO_2 , lo cual indica que gran parte del carbono queda sin reaccionar en el lecho. A pesar que en la combustión de BC con FMH del 30% el tiempo de residencia del aire primario en el lecho disminuye con el PAP, la cantidad de carbono convertido a CO en la zona primaria es mayor comparado con las otras FMH. El CO es arrastrado junto a los volátiles a la zona secundaria donde reaccionan aumentando la temperatura y las concentraciones de CO_2 . Por otra parte las concentraciones promedio de CO se mantuvieron bajas durante todas las pruebas. La menor temperatura registrada en el lecho ($730\text{ }^\circ\text{C}$) corresponde a la combustión del BC con FMH del 10% sin PAP, mientras la mayor temperatura ($1010\text{ }^\circ\text{C}$) la presentó el BC con FMH de 30% con PAP. Este rango de temperatura está dentro del reportado para la combustión de paja en lecho fijo [Zhou *et al.*, 2005], con temperaturas de aire primario entre 20 y $170\text{ }^\circ\text{C}$.

La tasa de combustión del BC en base seca, calculada a partir de la ecuación 2, se presenta en la Figura 20.

Figura 20. Tasa de combustión del BC en base seca como función de la FMH y el precalentamiento del aire primario



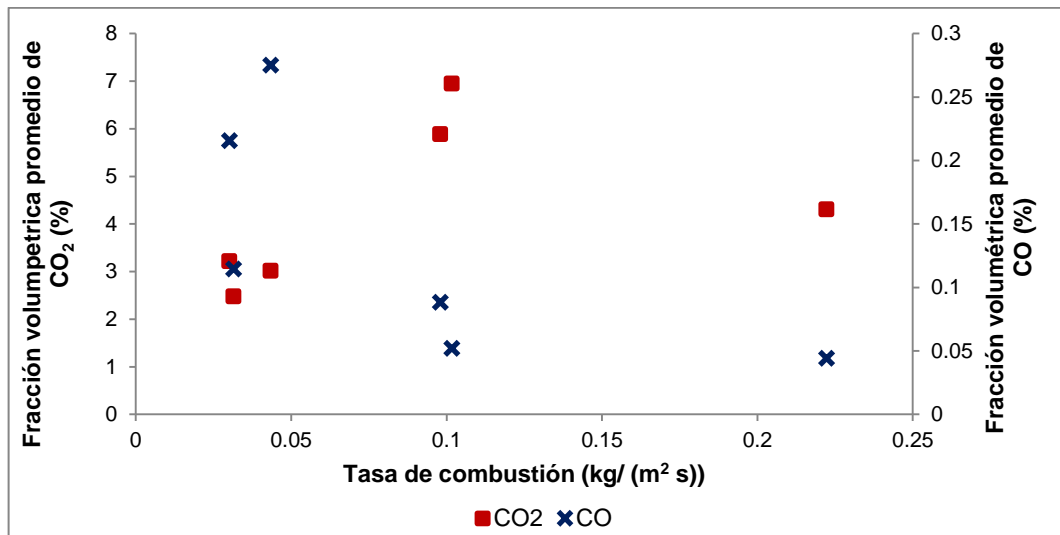
Fuente: El autor.

En la Figura 20, se observa una reducción en la tasa de combustión en base seca del BC con el aumento de la FMH. Liang *et al.* (2008) encontró esta misma tendencia en la tasa de combustión de desechos sólidos municipales en lecho fijo con FMH entre 10% y 50%. El incremento en el agua contenida en las fibras de una biomasa reduce la liberación de volátiles y su tasa de oxidación, lo cual sumado al aumento en el calor necesario para el secado conlleva a una disminución de la energía liberada en la zona de reacción. Por este motivo el calor transferido desde la llama a las subsecuentes capas de biomasa decae, reduciendo la velocidad de propagación del frente de ignición y por ende la tasa de combustión del BC.

El PAP reduce el tiempo de combustión lo cual redundaría en un incremento en la tasa de combustión del BC. No obstante el efecto del PAP es menor para altos niveles de humedad; para una FMH de 10% la tasa de combustión se incrementó de 0.102 a 0.222 kg/(m² s), mientras que para una FMH de 42% el aumento fue de 0.026 a 0.043 kg/(m² s). Tendencias similares de la tasa de combustión con el PAP son reportadas durante la combustión de paja [Zhao *et al.*, 2008; Zhou *et al.*, 2005] y gasificación de madera [Yang *et al.*, 2006] en lecho fijo.

En la Figura 21, se presenta las concentraciones promedio de CO₂ y CO como función de la tasa de combustión del BC en base seca.

Figura 21. Concentración promedio de CO₂ y CO como una función de la tasa de combustión del BC



Fuente: El autor

En la combustión de una biomasa se buscan altas tasas de combustión junto con la mayor conversión de carbono a CO₂, con el fin de obtener el mayor rendimiento y la mayor liberación de energía calórica. En la Figura 21 se observa que las mayores concentraciones de CO₂ y menores concentraciones de CO se consiguen manteniendo una tasa de combustión de BC cercana a 0.1 kg/(m² s). Estas condiciones se logran durante la combustión de BC con FMH de 10% sin PAP y FMH del 30% con PAP. La mayor tasa de combustión se logra utilizando BC con FMH del 10% con PAP, sin embargo tanto las concentraciones de CO₂ como las de CO decaen; por balance del carbono se puede deducir que esto conlleva a un aumento en la cantidad de material inquemado. Por su parte la combustión de BC con FMH de 42% presenta las tasas de combustión más bajas, las menores concentraciones de CO₂ y las mayores de CO, y no se ve mejorada con el PAP.

2.3.1 Análisis estadístico

Se le realizó el análisis de varianza (ANOVA) a los resultados obtenidos, para determinar la influencia del PAP y la FMH sobre las variables de respuesta: tasa de combustión y concentración promedio de CO₂, durante la combustión del BC. Este análisis fue realizado usando el software estadístico Statgraphics Centurion, con un nivel de confianza del 95 %. Los resultados se presentan en las tablas 7 y 8.

Tabla 7. Influencia del PAP y la FMH sobre la tasa de combustión.

Source	Sum of Squares	Df	Mean Square	F-Ratio	P-Value
A:PAP	0.0134871	1	0.0134871	6.70	0.0322
B:FMH	0.0312125	1	0.0312125	15.51	0.0043
blocks	0.00127514	1	0.0012751	0.63	0.4489
Total error	0.0160954	8	0.0020119		
Total (corr.)	0.0620702	11			

Fuente: El autor.

Tabla 8 Influencia del PAP y la FMH sobre la concentración promedio de CO₂.

Source	Sum of Squares	Df	Mean Square	F-Ratio	P-Value
A:PAP	2.03363	1	2.03363	1.28	0.2956
B:FMH	9.9458	1	9.9458	6.25	0.0410
AB	15.68	1	15.68	9.85	0.0164
Blocks	0.0	1	0.0	0.00	1.0000
Total error	11.1457	7	1.59224		
Total (corr.)	38.8051	11			

Fuente: El autor.

La tabla 7 muestra que el PAP y la FMH tienen un efecto significativo sobre la tasa de combustión del BC. Los resultados del ANOVA ratifican el comportamiento encontrado en las Figuras 12 y 14. La concentración promedio de CO₂ no se afecta significativamente por el aumento de temperatura del aire primario, pero es influenciada por la FMH y la interacción entre el FMH y el PAP. Este resultado corrobora los obtenidos en el capítulo anterior e indica que para flujos de aire primario superiores a 0.54 kg/(m² s) la FMH también afecta la combustión BC, reduciendo su desempeño. Los P-value demuestran que la mayor influencia la ejerce el efecto combinado del PAP y la FMH, como se observa en la Tabla 5, mientras que el PAP disminuye la concentración de CO₂ durante la combustión de BC con FMH de 10 % y 42 %, para BC con FMH de 30 % la concentración aumenta. Por otra parte, la reducción de la concentración de CO₂ para FMH de 10 % (40 %) es menor que para FMH de 42 % (6 %). Los efectos del PAP y la FMH sobre la temperatura promedio del lecho durante la combustión de BC, no son significativos.

2.4 CONCLUSIONES

Durante la combustión de BC en lecho fijo las temperaturas en la zona primaria y secundaria, la composición del gas y la tasa de combustión son afectadas por la FMH y el PAP. El aumento en el contenido de humedad del BC genera una reducción en el rendimiento de la combustión, el cual se ve reflejado en una disminución en la tasa de combustión y en la conversión carbono a CO₂. El PAP hasta 120 °C genera la formación de un frente secundario de secado moviéndose desde el fondo hacia la superficie del lecho para FMH de 10% y 30%. La formación del segundo frente de secado aumenta las tasas de combustión del BC, sin embargo para el caso de la FMH del 10% esto conlleva a incrementar las pérdidas por material inquemado. Para la combustión de BC con FMH de 42% no

se evidencia la formación del segundo frente de secado, por lo tanto el PAP tiene poco efecto sobre esta humedad. Por lo anterior, solo es recomendable utilizar un sistema de precalentamiento durante la combustión de BC con FMH del 30%.

3. INFLUENCIA DEL FLUJO DE AIRE PRIMARIO Y SECUNDARIO EN LA COMBUSTIÓN DE BAGAZO DE CAÑA EN UN HORNO DE LECHO FIJO

3.1 INTRODUCCIÓN

Durante la combustión de madera [Porteiro *et al.*, 2010], paja de arroz [Khor *et al.*, 2007, Zhou *et al.*, 2005] y almendras de palma de aceite [Razuan *et al.*, 2010] se demostró que flujos de aire primario (FAP) bajos son insuficientes para oxidar el material carbonizado y causan pérdidas por inquemados en cenizas. Por otra parte los FAP elevados ocasionan enfriamiento excesivo del lecho y extinguen la combustión. El flujo de aire secundario (FAS) favorece la combustión de los volátiles y el material inquemado, mejorando la eficiencia del proceso. Sin embargo los FAS elevados incrementan el exceso de aire, enfrían el horno y disminuye el rendimiento de la combustión [Rogaume *et al.*, 2002]. En las investigaciones sobre combustión de biomásas en lecho fluidizado se ha estudiado el efecto combinado de los dos flujos de aire, estableciendo una variable que los relaciona ($RAPS = FAP/FAS$) [Kuprianov *et al.*, 2005; Okasha *et al.*, 2007]. Con todo, para el caso de la combustión de biomásas en lecho fijo solo se ha estudiado el efecto independiente de cada uno de los dos flujos de aire.

La combustión del BC ha sido estudiada para hornos de lecho fluidizado [Rasul *et al.*, 1999] y hornos en suspensión [Woodfield *et al.*, 2000; Shanmukharadhya, 2007]. Sin embargo, la combustión de BC en hornos con lecho fijo, como es el caso de la Cámara de combustión Ward-Cimpa (CWC), no ha sido estudiada. Según información técnica del sector panelero, actualmente las CWC están siendo operadas con suministro de aire mediante tiro natural a $RAPS$ de 4 [Gordillo & García, 1992] y exceso de aire entre 40 y 60% [García, 2010] ocasionando inestabilidad en la eficiencia del proceso. El rendimiento de la combustión de biomásas en lecho fijo puede ser descrito mediante el análisis de los perfiles de

temperatura y composición de gases. Las temperaturas registradas a lo largo del horno permiten determinar en forma indirecta la tasa de combustión del material [Porteiro *et al.*, 2010]. Los registros de temperaturas máximas brindan información indirecta de la energía aprovechada en el proceso [Van der Lans *et al.*, 2000]. Por su parte las concentraciones de CO₂ y CO en el gas de chimenea indican el grado de conversión de la combustión [Khor *et al.*, 2007].

Uno de los grandes inconvenientes para mejorar la combustión de BC en las hornillas paneleras de lecho fijo, ha sido la falta de información sobre los perfiles de temperatura y concentración de gases. Por lo anterior, el objetivo del presente capítulo es estudiar la influencia de las variables: FAP y FAS sobre el comportamiento de la combustión de BC. A partir de las tasa de combustión, las temperaturas máximas y la concentración promedio de CO y CO₂, se pueden obtener las condiciones de operación que permitan el mayor rendimiento energético de la biomasa en las hornillas paneleras.

3.2 FLUJOS DE AIRE EN LA COMBUSTIÓN DE BIOMASAS.

Las biomásas agrícolas poseen elevadas concentraciones de material volátil (>70% p/p) [Demirbas, 2004], y por esta razón la tasa de combustión se define con base a la tasa de propagación del frente de devolatilización, denominado “frente de ignición” [Porteiro *et al.*, 2010] o “frente de llama” [Zhou *et al.*, 2005]. En los hornos de lecho fijo, con alimentación de aire a través de una parrilla (Updraft), la combustión de la biomasa puede estudiarse mediante el análisis de la propagación de los frentes [Porteior *et al.*, 2010]. Por ejemplo, para combustiones con FAP altos el oxígeno que ingresa al horno es suficiente para oxidar simultáneamente el material volátil y el carbonizado y por ende los frentes se propaguen juntos. Cuando la combustión se realiza con FAP bajos, la concentración de oxígeno alrededor de las partículas de biomasa disminuye

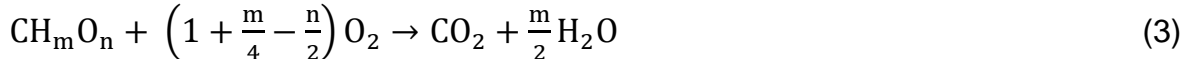
debido a la oxidación de los compuestos volátiles, por consiguiente la oxidación del material carbonizado decae y los frentes se desplazan secuencialmente [Ryu *et al.*, 2007].

En un horno de lecho fijo para la tasa de combustión en función del FAP se identifica una zona limitada por el suministro de oxígeno, una limitada por las reacciones de oxidación y una zona de enfriamiento por convección [Porteiro *et al.*, 2007]. Calor liberado en el frente de ignición por la combustión del material carbonizado y los volátiles, es transferido a las capas de biomasa fresca y al aire que entra a temperatura ambiente. Inicialmente el aumento en el FAP incrementa el oxígeno disponible para las reacciones de oxidación y por ende la tasa de combustión. Las reacciones de oxidación llegan a un punto crítico en el cual pasan a ser controladas por la cinética intrínseca y no por el suministro de aire. Por esta razón, la tasa de combustión permanece constante aunque se incremente el FAP. Sin embargo, si el FAP se incrementa a niveles superiores a los requeridos en la segunda zona, gran parte del calor liberado en el frente de ignición es arrastrado por el aire mediante convección. Esta situación, conlleva a frenar la tasa de combustión debido a la disminución en el calentamiento de las capas de biomasa fresca [Zhou *et al.*, 2005]. Este caso se ha reportado para la combustión de madera [Porteiro *et al.*, 2010] y paja [Khor *et al.*, 2007], llegándose a obtener las mayores tasas de combustión a FAP cercanos a los valores sub-estequiométricos.

El suministro de un segundo flujo de aire al horno incide en la formación de dos zonas de reacción: una primaria en el lecho de biomasa y una secundaria sobre el lecho. La temperatura en la segunda zona de reacción es controlada por la estequiometría de la reacción o la tasa de mezclado del FAS con los gases combustibles. Inicialmente la temperatura se incrementa debido a que el FAS aumenta la turbulencia en la zona mejorando el mezclado y las tasas de oxidación. Sin embargo, si el flujo de aire se incrementa demasiado, se presenta un enfriamiento de los gases, lo cual ocasiona una reducción en la cinética de las

reacciones de oxidación y altas pérdidas por combustión incompleta [Okasha, 2007]. Durante la combustión de desechos sólidos municipales se ha comprobado que los excesos de aire superiores al 60% pueden favorecer la formación de CO [Rogaume *et al.*, 2002].

La propagación del frente de ignición, la oxidación de volátiles y material carbonizado inciden en el rendimiento de la combustión y por ende en las concentraciones de CO₂ y CO (grado de la oxidación completa del carbono) en la superficie del lecho y a la salida del horno [Rogaume *et al.*, 2002]. Por consiguiente, la combustión de sólidos requiere de una correcta relación combustible–aire, que conlleve un adecuado exceso de oxígeno. La caracterización fisicoquímica de una biomasa permite obtener la fórmula química mínima de la forma CH_mO_n, con la cual se puede calcular el aire mínimo necesario para la combustión completa.



De esta manera el exceso de aire (Ecuación 4), se puede evaluar a partir del suministro real que ingresa al horno y el estequiométricamente necesario con la ecuación 3 [Porteiro *et al.*, 2010].

$$\eta = \frac{a_{re}}{a_{es}} \quad (4)$$

Donde a_{re} y a_{es} son los flujos molares de aire real y estequiométrico respectivamente.

3.3 METODOLOGÍA

Las pruebas de combustión de este capítulo fueron realizadas en el horno de la Figura 6. La concentración del gas de combustión se midió a la salida del horno (sonda S1 del analizador de gases). Los experimentos de combustión se realizaron en operación discontinua, utilizando BC con fracción masica de humedad de 10% (carga de 1.7 kg) y variando los flujos de aire de acuerdo a una relación RAPS (FAP/FAS) para cada prueba. Los experimentos de combustión del BC se realizaron por duplicado, de acuerdo a un diseño factorial de experimentos mixto de 3 X 2 (Tabla 9)

Tabla 9. Variaciones de FAP y FAS en combustión de BC.

Experimento	FAP (kg/m ² s)	FAS (kg/m ² s)	RAPS
1	0,25	0,25	1,0
2	0,54	0,25	2,2
3	0,75	0,25	3,0
4	0,25	0,84	0,3
5	0,54	0,84	0,6
6	0,75	0,84	0,9

Fuente: El autor.

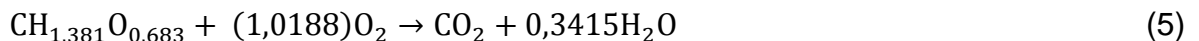
La tasa de combustión del BC se calculó con la ecuación 2. Para la velocidad del frente de ignición se asignó un $\Delta S(m) = 0,1$ y el Δt se obtuvo utilizando como temperatura de referencia 400°C [Ramajo-Escalera, *et al.*, 2006]. La tasa de combustión de cada prueba fue un promedio de las calculadas en los diferentes intervalos de termocuplas. Las temperatura de combustión de la zona primaria se determinó como un promedio de las máximas reportadas por las termocuplas en el

lecho (T1-T4). La temperatura de combustión en la zona secundaria se determinó como un promedio de las máximas obtenidas sobre el lecho (T5-T9). Por último la temperatura promedio del horno fue la media de las temperaturas máximas obtenidas en las 9 termocuplas. El exceso de aire se obtuvo a partir de la ecuación 4. Debido a la división del horno en dos zonas de combustión se determinó un exceso primario (η_{Primario}) teniendo en cuenta solo el FAP, y un exceso total (η_{total}) teniendo en cuenta FAP+FAS.

3.4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

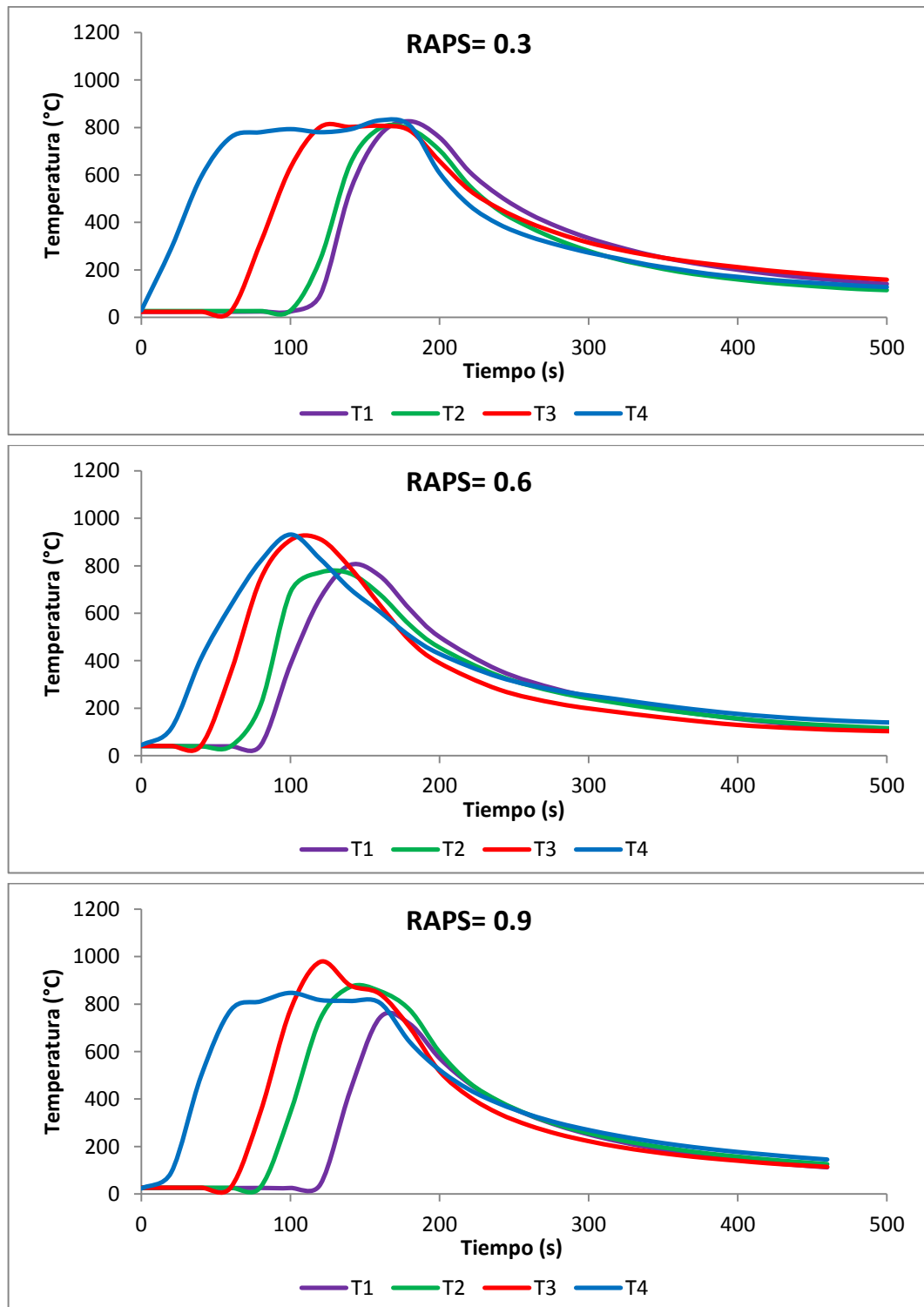
3.4.1 Perfil de temperatura en el lecho

Estudios anteriores indican que el BC de la Zona de Barbosa (Santander) posee una composición en peso y en base seca de: 49,27% de Carbono, 42,87% de Oxígeno, 5,67% de Hidrógeno, 1,60% de Cenizas y algunas trazas de Nitrógeno y Azufre [Escalante et al., 2010]. A partir de esta composición química la fórmula mínima del BC se define como $\text{CH}_{1,381}\text{O}_{0,683}$, con un peso molecular de 23,82 kg/kmol. Por consiguiente, la combustión completa del bagazo de caña queda definida por la ecuación 5.



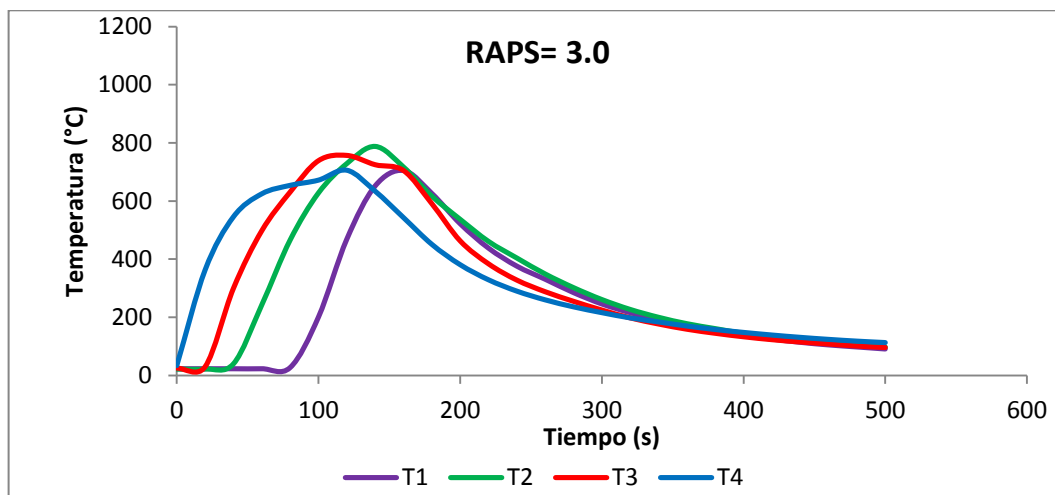
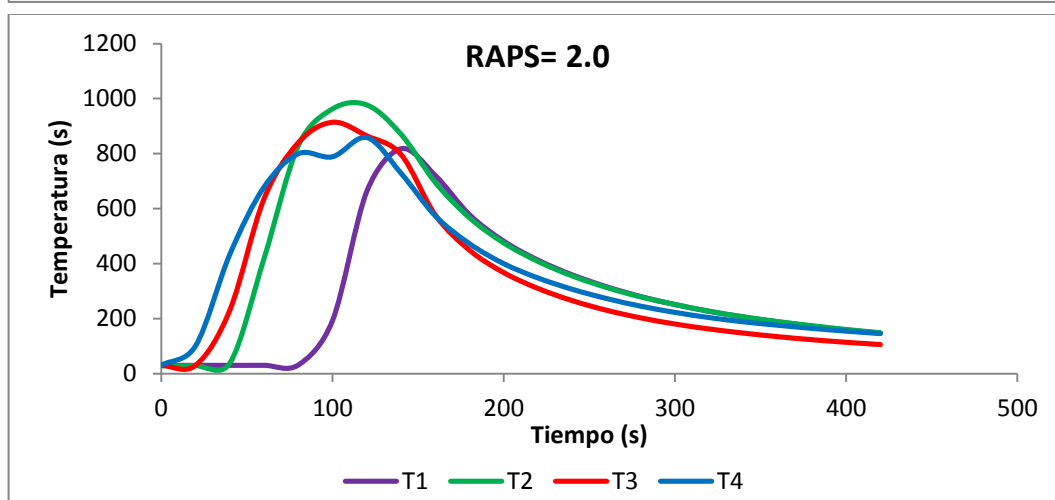
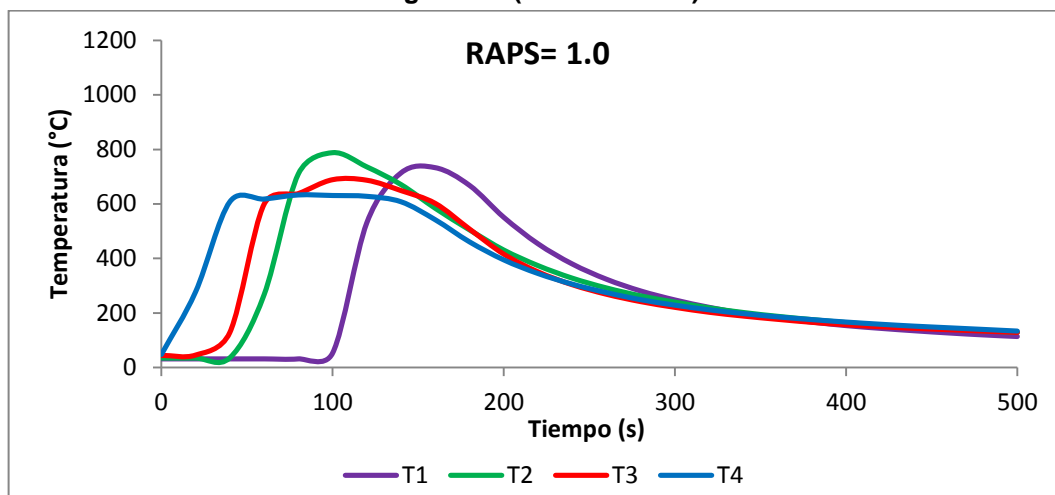
En la Figura 22 se presentan los perfiles de temperatura en el lecho en función del tiempo para los flujos de aire estudiados.

Figura 22. Perfiles de temperatura en el lecho Vs tiempo para los diferentes flujos de aire.



Fuente: El autor.

Figura 22. (Continuación)



Fuente: El autor.

Para todos los experimentos, una vez iniciada la superficie del lecho de BC el frente de ignición empezó a propagarse en contracorriente con el FAP. La temperatura se incrementó secuencialmente desde la superficie (T4) hasta el fondo del lecho (T1). Todos los experimentos alcanzaron temperaturas máximas en un rango de 800 a 1000 °C.

Durante la combustión del BC solo se identificó un pico de temperatura en cada termocupla, indicando que los FAP primarios fueron suficientes para la oxidación simultánea de los volátiles y el material carbonizado; tal y como ha sido reportado para la combustión de cartón [Ryu *et al.*, 2007] y almendras de palma de aceite, en lecho fijo con FAP superiores a 0,30 kg/m²s [Razuan *et al.*, 2010]. Después de un tiempo de combustión cuando el frente de ignición llegó al fondo del lecho las temperaturas empezaron a descender, indicando la extinción de las reacciones de oxidación. En la Tabla 10 se presenta el tiempo de combustión y el exceso de aire, calculado a partir del suministro de aire real que ingresa al horno y del teórico requerido para la ecuación estequiométrica 5.

Tabla 10 Tiempo de combustión y exceso de aire para las pruebas de BC.

Experimento	RAPS	Tiempo (s)	$\eta_{\text{Primario}} (-)$	$\eta_{\text{total}}(-)$
1	0,3	120	0,57	2,47
2	0,6	60	0,93	2,40
3	0,9	120	1,66	3,51
4	1,0	80	0,37	0,74
5	2,2	90	0,98	1,47
6	3,0	100	1,76	2,35

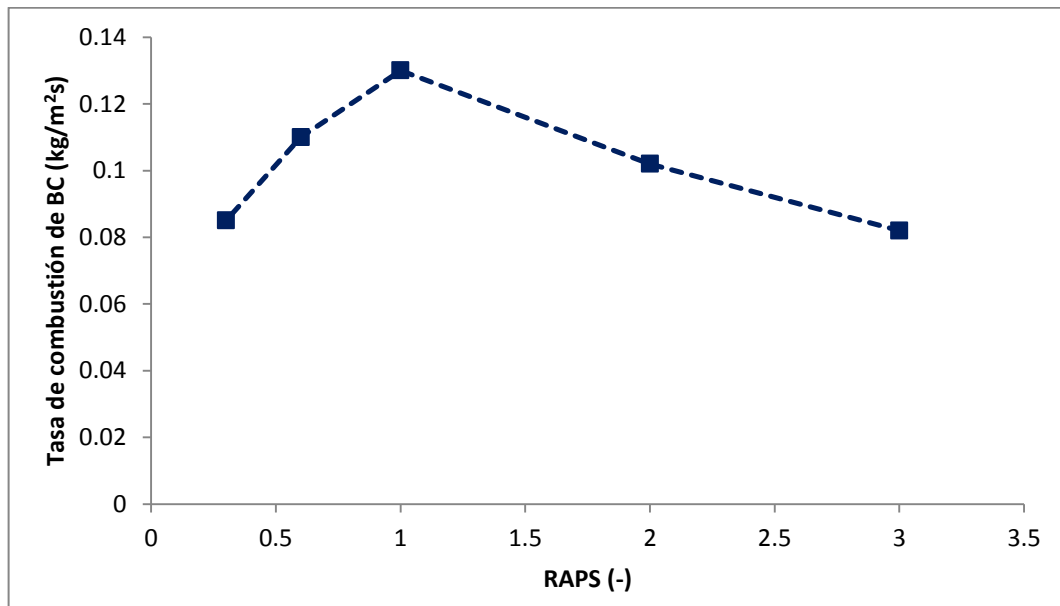
Fuente: El autor.

Se observa que el tiempo de combustión está influenciado por la RAPS. Para FAS alto ($0,84 \text{ kg/m}^2\text{s}$) el tiempo de combustión presentó un mínimo de 60 segundos con RAPS de 0,6 (FAP= $0,54 \text{ kg/m}^2\text{s}$). El tiempo de combustión del BC a FAS bajos ($0,25 \text{ kg/m}^2\text{s}$) es directamente proporcional a la RAPS. El FAS presenta una mayor incidencia con las RAPS de 0,9 y 1,0. A pesar de ser RAPS muy cercanas los tiempos de combustión poseen una gran diferencia, ya que el primero corresponde aun FAS de $0,84\text{kg/m}^2\text{s}$ y el segundo a un FAS de $0,25 \text{ kg/m}^2\text{s}$. Para los posteriores análisis se tomó solo la RAPS de 1,0 debido a que posee el menor tiempo de combustión.

3.4.2 Tasa de combustión y temperatura promedio.

En la Figura 23 se observa que la tasa de combustión del BC presentó un máximo con una RAPS de 1,0; correspondiente a un FAP y un FAS de $0,25 \text{ kg/m}^2\text{s}$ (Tabla 5).

Figura 23. Tasa de combustión de BC como una función de la RAPS.

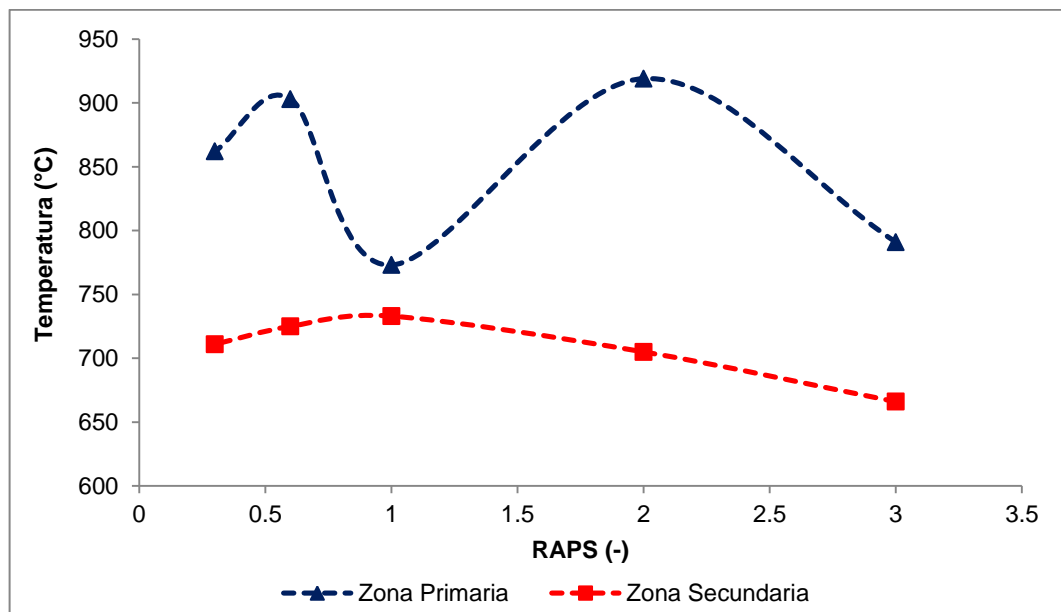


Fuente: El autor.

Para $RAPS < 1$ ($FAS = 0,84 \text{ kg/m}^2\text{s}$) se presentó un régimen controlado por el suministro de oxígeno. El aumento en el FAP incrementa la cantidad de oxígeno disponible para la oxidación de material carbonizado y volátil, mejorando la tasa de combustión. Comportamientos similares son reportados para la combustión en lecho fijo de madera [Porteiro *et al.*, 2010] y Paja [Zhao *et al.*, 2008] con FAP menores a $0,20 \text{ kg/m}^2\text{s}$. Para $RAPS > 1$ ($FAS = 0,25 \text{ kg/m}^2\text{s}$) el aumento en el FAP ocasionó que gran parte del calor liberado en el frente de ignición fuera arrastrado por el flujo de gases, disminuyendo la tasa de combustión. Esta misma tendencia la ha presentado la combustión en lecho fijo de desechos sólidos municipales [Yang *et al.*, 2004] y paja [Khor *et al.*, 2007] con FAP superiores a $0,40 \text{ kg/m}^2\text{s}$. El BC presentó tasas de combustión que oscilan en un rango de $0,09$ a $0,13 \text{ kg/m}^2\text{s}$, las cuales concuerdan con las reportadas para la combustión de otras biomásas agrícolas como paja (tasa de $0,09$ y $0,153 \text{ kg/m}^2\text{s}$) [Zhou *et al.*, 2005] y desechos sólidos municipales (tasa de $0,083 \text{ kg/m}^2\text{s}$) [Yang *et al.*, 2004].

En la Figura 24 se presenta las temperaturas de combustión en las zonas primaria y secundaria, calculadas como el promedio de las máximas registradas en cada zona.

Figura 24. Temperatura de combustión en la zona primaria y secundaria como una función de la RAPS.



Fuente: El autor.

La temperatura de combustión en la zona secundaria presentó un máximo, para una RAPS de 1,0. Para FAS alto ($RAPS < 1$) el aumento en el FAP permite un incremento del régimen de flujo en la zona secundaria hacia condiciones más turbulentas [Rogaume *et al.*, 2002]. Los volátiles y el material carbonizado que escapan de la zona primaria sin reaccionar, aumentan su tasa de mezclado con el oxígeno y reaccionan en la zona secundaria, incrementando la temperatura. Sin embargo, según los estudios de Okasha (2007) la reducción del FAS ($RAPS > 1$) disminuye la turbulencia en la zona secundaria, ocasionando una mezcla inadecuada entre volátiles y material carbonizado y enfriando el horno.

La temperatura de combustión en la zona primaria presentó dos máximos cercanos a los 900 °C con RAPS de 0,6 y 2,0. Para RAPS entre 0,3 y 0,6 las reacciones de oxidación se llevan a cabo en déficit de oxígeno; por consiguiente un incremento en el FAP afecta el η_{Primario} elevando la tasa de combustión y la

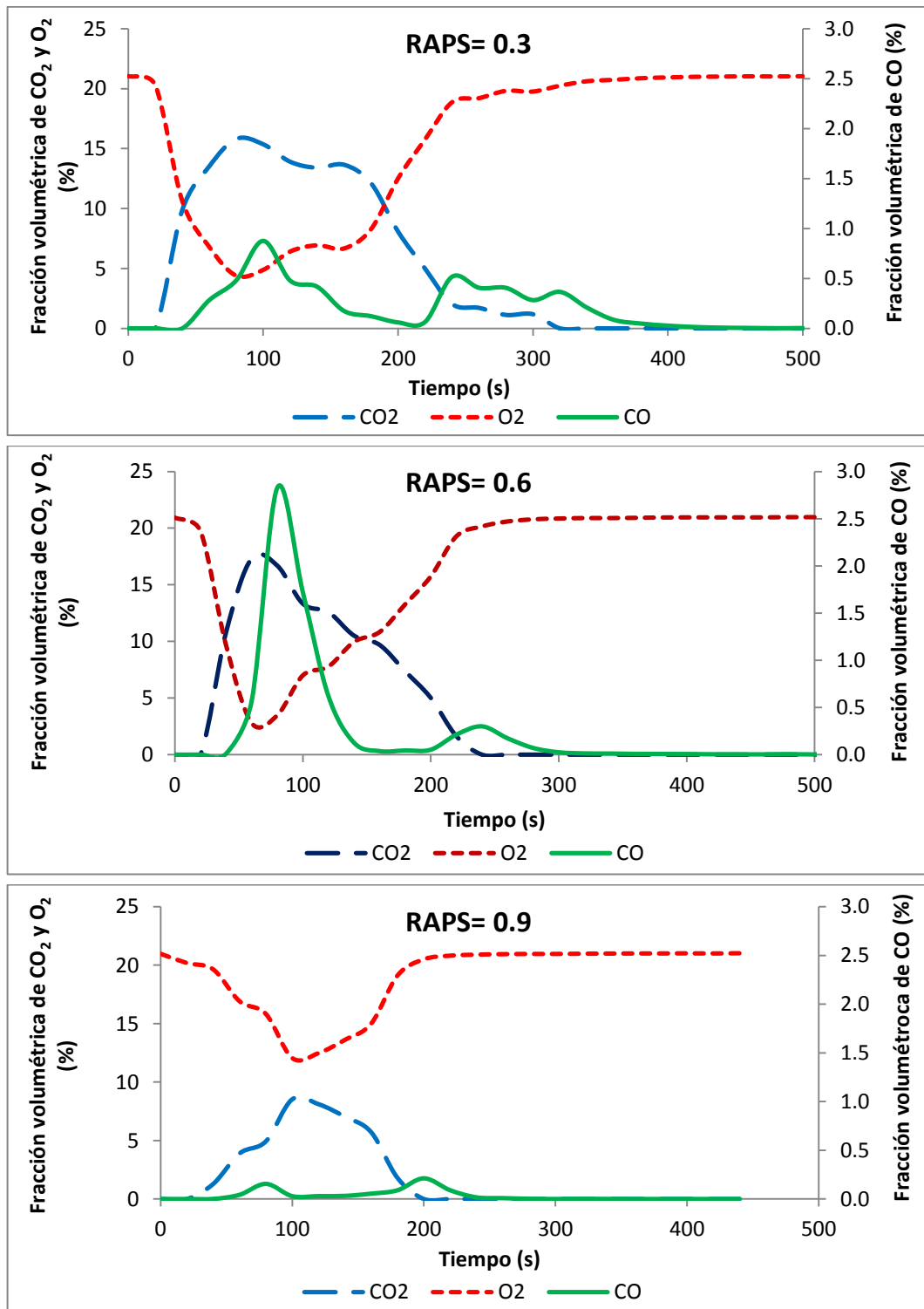
temperatura. Para RAPS de 1,0 la tasa de combustión se elevó, ocasionando que el FAP estuviera por debajo de su valor estequiométrico. . Gran parte del carbono tan solo alcanza a ser oxidado a CO disminuyendo el calor liberado de la combustión, lo cual se ve reflejado en un descenso de la temperatura. Para RAPS > 1, el η_{Primario} se incrementa nuevamente y se consigue una mayor conversión de carbono a CO₂ aumentando la temperatura, la cual vuelve a decrecer por enfriamiento en RAPS de 3,0. A pesar que la mayor tasa de combustión se logró con FAP subestequiométrico ($\eta_{\text{Primario}} < 1$), las mayores temperaturas a las cuales existe mayor liberación de calor y más oxidación de carbono a CO₂ se consiguieron con FAP cercanos a los estequiométricos ($\eta_{\text{Primario}} \approx 1,0$). Estos resultados son respaldados por los reportados durante la combustión de maderas [Porteiro *et al.*, 2010] y paja [Khor *et al.*, 2007].

3.4.3 Perfil de concentración del gas de combustión.

En la Figura 25 se presentan los perfiles de concentración en los gases de combustión en función de los flujos de aire. Para todos los experimentos, a medida que el frente de ignición se desplazó en el lecho, la concentración de CO₂ empezó a aumentar hasta alcanzar fracciones volumétricas entre 9 y 17%, mientras la fracción volumétrica de O₂ decayó hasta valores entre 2 y 13%. Para la concentración de CO se observaron 2 picos durante las pruebas.

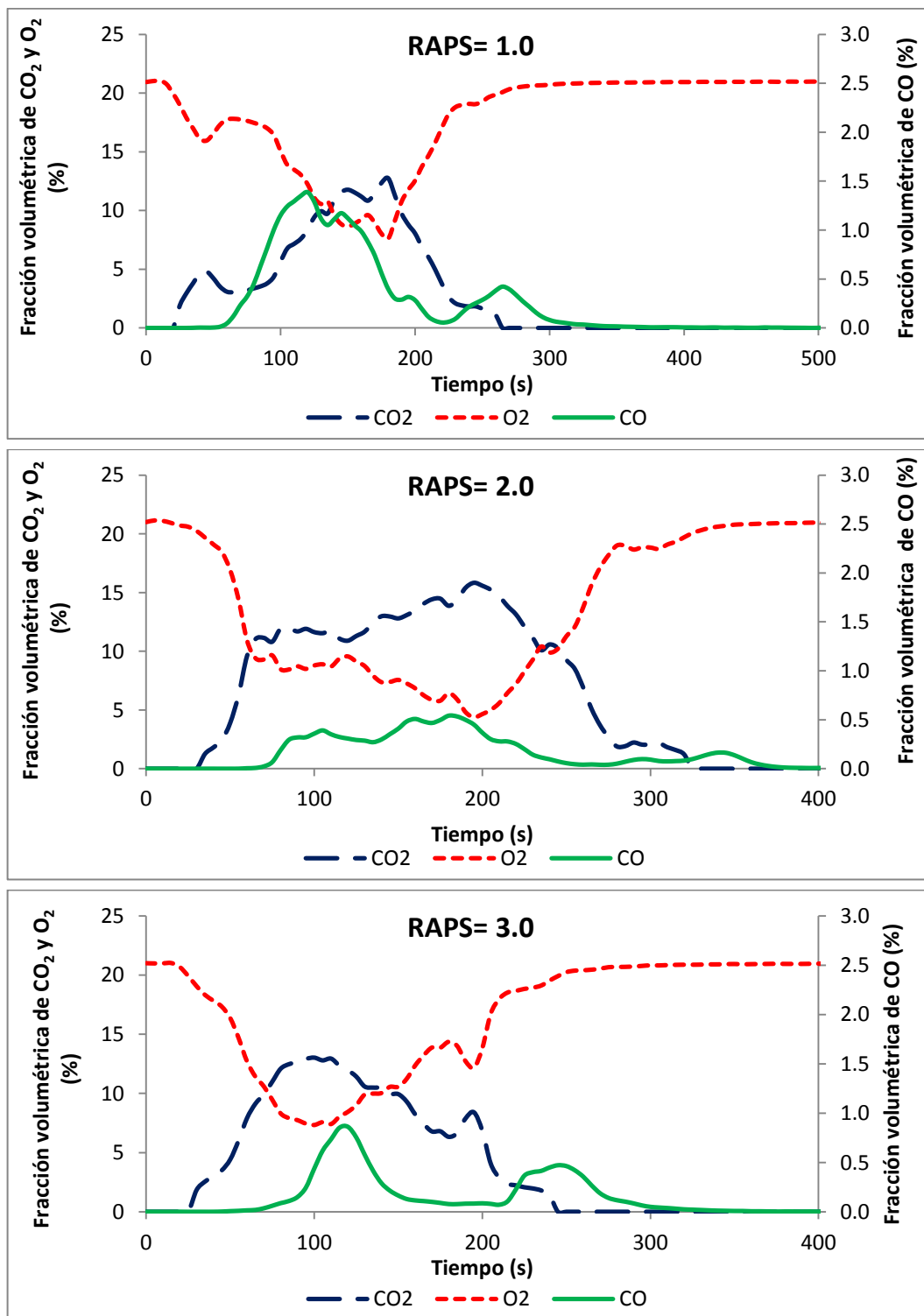
El primer pico corresponde a la combustión intensa de volátiles y material carbonizado, el cual alcanza fracciones volumétricas entre 0.20 % y 2.80 %. Al final del proceso de combustión cuando el frente de ignición alcanza el fondo del lecho , parte del material carbonizado pasa a través de la parrilla hacia el cenicero, donde es oxidado a bajas temperaturas. Esto ocasiona el segundo pico de la concentración de CO en valores entre 0.1 % y 0.5 %.

Figura 25. Perfiles de concentración de CO₂, O₂ y CO a la salida del horno, para los diferentes flujos de aire.



Fuente: El autor.

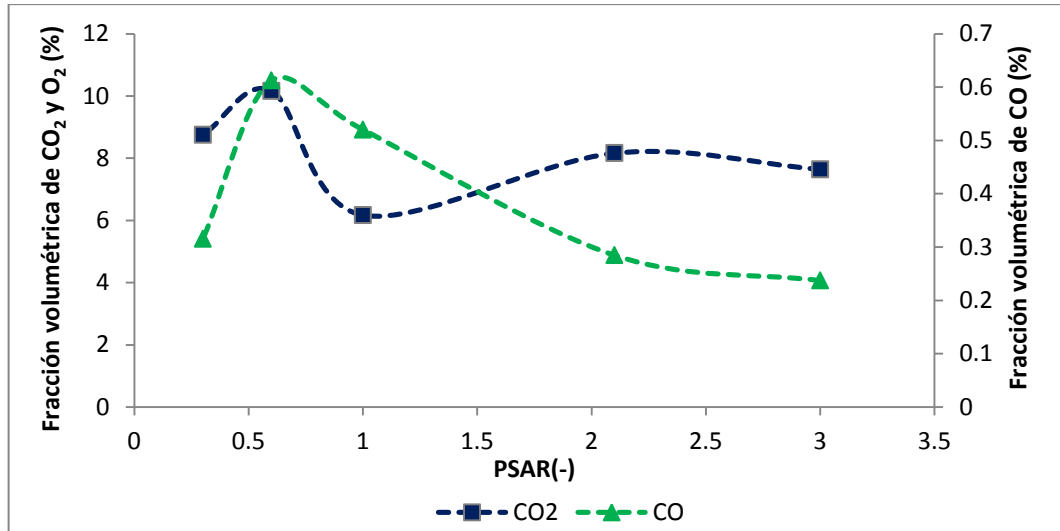
Figura 25. (Continuación).



Fuente: El autor.

En la Figura 26 se presenta la concentración promedio de CO₂ y CO con respecto a las diferentes RAPS del proceso.

Figura 26. Concentración promedio de CO y CO₂ a la salida del horno en función de la relación PSAR.



Fuente: El autor.

La combustión más intensa se logró con una RAPS de 0,6; la cual se ve reflejada en el primer pico de temperatura de la zona primaria (Figura 18) y un máximo en la concentración de CO₂ y CO a la salida del horno; debido a que el FAP fue casi el estequiométrico mientras el η_{Total} fue de 2,4 (Tabla 6), garantizando que gran parte del carbono se oxidara a CO en la zona primaria y reaccionara posteriormente en la zona secundaria. A pesar que durante la prueba con RAPS de 1,0 se obtuvo la mayor tasa de combustión, el η_{total} fue menor a 1,0. A partir del balance de carbono de la reacción de combustión del BC y el descenso en las concentraciones de CO y CO₂ se puede concluir que existe una gran pérdida de carbono inquemado. Para RAPS >1 los excesos de aire en las zonas primaria y

secundaria aumentaron mejorando nuevamente la combustión. Las concentraciones de CO₂ se incrementaron hasta un valor casi constante de 8% mientras la fracción volumétrica de CO decayó hasta un valor de 0.26 %. Reducciones en la concentración de CO y aumento en la de CO₂ con el aumento de RAPS por encima de 2,0 ha sido reportada para la combustión de paja de arroz en lechos fluidizados [Okasha, 2007].

En la tabla 11 se presenta el consolidado de las temperaturas promedio de 11 termocuplas, concentraciones de productos y tasa de combustión.

Tabla 11. Consolidado de los resultados obtenidos en el estudio de la combustión del BC.

RAPS	Tasa de combustión (kg/m²s)	Temperatura promedio en el horno (°C)	Fracción volumétrica promedio de CO₂ (%)	Fracción volumétrica promedio de CO (%)
0,3	0,085	747	8,75	3153
0,6	0,110	784	10,16	6126
1,0	0,130	743	6,17	5102
2,0	0,102	780	8,16	2847
3,0	0,089	714	7,64	2372

Fuente: El autor.

La mejor tasa de combustión, temperatura y concentración de CO₂ se consiguió durante la combustión del BC con RAPS de 0,6 y 2,0; que corresponde a un FAP de 0,54 kg/m²s. Sin embargo, para la RAPS de 2,0 la concentración de CO₂ y CO se redujo, y teniendo en cuenta la estequiometría del proceso, se incrementa las

pérdidas por carbono inquemado. Por consiguiente, la mejor condición para realizar la combustión del BC es utilizando una RAPS de 0,6 (FAP= 0,54 kg/m²s y FAS= 0,84 kg/m²s).

3.4.4 Análisis estadístico

Para determinar la influencia de la RAPS sobre las variables de respuesta: tasa de combustión y concentración promedio de CO₂, se realizó un análisis de varianza (ANOVA). Para esto se utilizó el software estadístico Statgraphics Centurion, con un nivel de confianza del 95 %. Los resultados se presentan en las Tablas 12 y 13.

Tabla 12. Influencia de la RAPS sobre la tasa de combustión.

Source	Sum of Squares	Df	Mean Square	F-Ratio	P-Value
Between groups	0.0031336	4	0.0007834	13.39	0.0070
Within groups	0.0002925	5	0.0000585		
Total (Corr.)	0.0034261	9			

Fuente: El autor.

Tabla 13. Influencia del PAP y la FMH sobre la concentración promedio de CO₂.

Source	Sum of Squares	Df	Mean Square	F-Ratio	P-Value
Between groups	14.0897	4	3.52242	17.03	0.0041
Within groups	1.0341	5	0.20682		
Total (Corr.)	15.1238	9			

Fuente: El autor.

Los resultados del ANOVA demuestran que existe un efecto significativo de la RAPS sobre las tasa de combustión y la concentración promedio de CO₂, durante

la combustión de BC en lecho fijo. Esto ratifica el análisis realizado a las figuras 16 y 17 con respecto al tiempo de combustión y la tasa de combustión, y el análisis realizado a las figuras 19 y 20 con respecto a la composición del gas de combustión. Por otra parte, el resultado del ANOVA también corrobora que la selección de una adecuada RAPS permite mejorar el rendimiento de un horno panelero. No se encontró un efecto significativo de la RAPS sobre la temperatura de combustión.

3.5 CONCLUSIONES

La combustión de bagazo de caña en hornos de lecho fijo está directamente afectada por la relación flujo de aire primario a flujo de aire secundario (RAPS). La mayor tasa de combustión del bagazo de caña se obtiene con una RAPS de 1,0. Sin embargo esta relación conduce a operación con flujo de aire sub-estequiométrico ($\eta_{total} = 0,74$), que conlleva una disminución del rendimiento el cual se traduce en una combustión incompleta y bajas temperaturas. Para $RAPS < 1$ la tasa de combustión es controlada por el suministro de oxígeno, mientras que para $RAPS > 1$ se presenta un enfriamiento del lecho por convección. Por otra parte, el incremento de la temperatura de combustión, en la zona primaria, se obtiene realizando la combustión con FAP cercano al estequiométrico (RAPS de 0,6 y 2,0). Por consiguiente, para conseguir una mayor conversión de carbono a CO_2 , es recomendable someter el bagazo de caña de azúcar al proceso de combustión con un RAPS de 0,6.

4. MODELO MATEMÁTICO UNIDIMENSIONAL PARA LA COMBUSTIÓN DE BAGAZO DE CAÑA EN UN HORNO DE LECHO FIJO

4.1 INTRODUCCIÓN

Durante la combustión de biomasa vegetal, en hornos de lecho fijo, se llevan a cabo fenómenos de transferencia de masa, calor y cantidad de movimiento entre el gas y con las partículas del residuo. Lo anterior implica que el desarrollo de modelos matemáticos para describir el proceso de una biomasa agrícola, debe considerar aparte de la cinética del proceso de reacción, los efectos inherentes a los fenómenos de transporte. Básicamente los modelos encontrados en la literatura pueden estar basados en partículas individuales o en grupos de partículas en lecho.

Para partículas individuales de madera en forma de troncos [Galgano & Di Blasi *et al.* 2004] y esferas [Mehrabian *et al.*, 2012] se han desarrollado modelos matemáticos teniendo en cuenta los gradientes internos de temperatura. Esta condición no isotérmica de la partícula ocasiona que las etapas de combustión se desarrollen como frentes que viajan desde la superficie al centro de la partícula. Los resultados obtenidos demuestran que el tamaño y la forma de la partícula, junto con el contenido de humedad influyen en la evolución de cada frente y por ende en el tiempo de combustión, la composición de los gases, la temperatura y la conversión total de la biomasa.

La combustión en lecho fijo de partículas de biomasa ha sido ampliamente estudiada para desechos sólidos municipales, paja y madera. Durante la combustión de desechos sólidos municipales se estudió la turbulencia del horno, mediante la simulación en FLUENT (un software para dinámica computacional de fluidos-CFD) [Kim *et al.* 1996]. Los resultados demuestran que la geometría del

incinerador y el flujo de aire primario, influyen significativamente en el régimen de turbulencia y el contenido de compuestos tóxicos del gas de chimenea. Posteriormente, para esta misma biomasa, se estudió el efecto del contenido de humedad y el flujo de aire primario, mediante un modelo matemático que describe las etapas de combustión: secado, devolatilización y oxidación del material carbonizado [Yang *et al.*, 2004]. El modelo indica que el incremento de humedad retrasa el inicio de la devolatilización y aumenta los tiempos de combustión. Con respecto al flujo de aire primario existe un punto crítico donde se alcanza la máxima tasa de combustión.

La combustión de paja inicialmente fue modelada asumiendo equilibrio térmico entre las partículas de biomasa y el gas de combustión, lo cual simplificó el balance de energía a la solución de una sola ecuación de conservación [Van der Lans *et al.*, 2000]. Los resultados del modelo se ajustan aceptablemente a los datos experimentales e indican la existencia del punto crítico de flujo de aire primario, al igual que Yang *et al.* (2004). Sin embargo el modelamiento realizado por Zhou *et al.* (2005) demostró que pueden existir diferencias significativas entre las temperaturas del gas y el sólido. El incremento de la humedad a pesar de reducir la tasa de consumo puede aumentar la temperatura, debido a que se incrementa el exceso de oxígeno.

Bauer *et al.* (2010) desarrolló un modelo matemático para la combustión de chips de madera en hornos de parrilla móvil, tomando en cuenta solo las cinéticas aparentes de secado, devolatilización y oxidación de material carbonizado. La simulación sugiere que para este tipo de hornos industriales el frente de combustión se mueve en co-corriente con el flujo de aire primario. La combustión de madera también fue estudiada para parrillas circulares giratorias (BioGrate furnace) involucrando las ecuaciones de conservación de masa, energía y cantidad de movimiento [Boriouchkine *et al.*, 2012]. Los resultados demuestran

que existen una gran influencia de la humedad, el tamaño de partícula y el flujo de aire primario, sobre el rendimiento de la combustión.

Los modelos anteriores tienen en común una suposición de medio poroso para el sólido, es decir que ignoran fenómenos de transporte internos de la partícula. Sin embargo si el tamaño de la partícula de biomasa es muy grande (pellets, briquetas y troncos), considerar el lecho de combustible como un lecho poroso, ocasiona una sobre estimación de los valores de la tasa de combustión y las temperaturas. Por lo anterior, surgió la necesidad de desarrollar modelos para la combustión de biomasa más robustos, los cuales involucran dos submodelos: uno a nivel del lecho y otro a nivel de partícula.

Los modelos más sencillos involucran una sola dimensión para cada submodelo y son llamados “modelos 1D-1D. Bryden y Ragland (1996) desarrollaron un modelo en estado estable para la combustión de troncos de madera en hornos industriales, con el fin de evaluar la influencia del contenido de humedad, el tamaño de partícula y el flujo de aire primario. El modelo tiene en cuenta la variación del radio de los troncos con respecto a la altura en el horno, debido a las reacciones en el sólido, pero ignora la transferencia de cantidad de movimiento en la fase sólida y gaseosa. Gort y Brouwers (2001) desarrollaron un modelo matemático generalizado para partículas de combustible esféricas, en función de los números adimensionales de Lewis (Le) y Zeldovich (Y), el cual permite evaluar el orden de reacción y la transferencia de calor por conducción, convección y radiación, tanto fuera como dentro de la partícula. La influencia del tamaño de partículas para la combustión de madera de pino es propuesto por Yang *et al.* (2005).

Las condiciones de combustión del submodelo para la partícula pueden variar tanto con el radio como con la posición en el lecho. Los modelos que tienen en cuenta estas variaciones son denominados “modelos 1D-2D”. Johansson *et al.* (2007)

propuso un modelo 1D-2D para la combustión de esferas de madera, y determinó con gran precisión que la suposición de lecho poroso es válida para diámetros menores o iguales a 0.50 cm. Adicionalmente, otros estudios han analizado e incluido en sus modelos la presencia de canales dentro del lecho, los cuales influyen en la reacción produciendo óxidos de nitrógeno y en la cantidad de material carbonizado quemado [Hermansson & Thunman, 2011].

A pesar que existen diversos modelos matemáticos para la combustión de biomasa en lecho fijo, la variación en las características como la composición química, el contenido de humedad y el tamaño de partícula, así como las condiciones de operación de los hornos, hacen imposible que se puedan generalizar. Por lo tanto es necesario el desarrollo de modelos particulares para cada tipo de biomasa. Para BC se cuenta con una serie de modelos termogravimétricos que explican la descomposición térmica de partículas de biomasa en atmósferas inertes [Manyá & Arauzo 2008], en atmósferas oxidantes [Ramajo-Escalera *et al.* 2006] y la oxidación de material carbonizado [Daood *et al.*, 2010], mediante ecuaciones de Arrhenius. No obstante estos modelos son elaborados con partículas tan pequeñas que no son afectadas por los fenómenos de transporte, lo cual los hace inapropiadas para explicar la combustión en lecho fijo.

Por lo anterior el objetivo del presente capítulo es plantear un modelo matemático unidimensional en estado transitorio para describir la combustión de BC en un horno de lecho fijo (MUCBC), tomando en cuenta las etapas de secado, devolatilización y oxidación del material carbonizado. El modelo involucra los transportes de masa, energía y cantidad de movimiento en el sólido y en el gas, y expresiones cinéticas de secado, devolatilización y oxidación de volátiles y material carbonizado. La validación se realizó con datos experimentales, obtenidos a partir de pruebas de combustión de BC en un horno de lecho fijo prototipo. En estas pruebas las variables estudiadas son el flujo de aire primario (FAP) y la

fracción másica de humedad (FMH), dando como variable respuesta la temperatura, la tasa de combustión y composición del gas a la salida del lecho. Las ecuaciones diferenciales del MUCBC se resolvieron con el método de volúmenes finitos y el algoritmo Simple propuesto por Patankar y Spalding (1972).

4.1.1 Volúmenes finitos y algoritmo simple

El método de volúmenes finitos consiste en dividir el dominio de cálculo en un número determinado de volúmenes de control que no se solapan, de tal manera que existe uno en cada punto o nodo de la malla. De esta manera cada nodo de la malla posee la información promedio del volumen de control que lo rodea, y las ecuaciones diferenciales se integran en cada volumen de control. En las ecuaciones 6 y 7 se muestra la integración generalizada de la propiedad ϕ , la cual puede ser temperatura, velocidad o masa.

$$\int_t^{t+\Delta t} \int_{VC} \beta \frac{\partial \phi}{\partial t} dV dt = \int_t^{t+\Delta t} \int_{VC} \frac{\partial}{\partial X} \left(\beta \frac{\partial \phi}{\partial X} \right) dV dt + \int_t^{t+\Delta t} \int_{VC} S_{\phi} dV dt \quad (6)$$

Donde t es el tiempo, β es el coeficiente de difusión de la propiedad y S_{ϕ} es denominado el término fuente y tiene en cuenta las reacciones químicas, los calores de reacción y la fuerza de gravedad entre otros. Integrando.

$$\left(\phi_i^{n+1} - \phi_i^n \right) \Delta V = \int_t^{t+\Delta t} \left[\beta_{i+1} A \frac{\phi_{i+1} - \phi_i}{\Delta X} - \beta_{i-1} A \frac{\phi_i - \phi_{i-1}}{\Delta X} \right] dt + \int_t^{t+\Delta t} S_i \Delta V dt \quad (7)$$

Donde el subíndice i indica el nodo en el cual se hace el balance y A él área transversal al flujo de la propiedad ϕ . Para resolver el lado derecho de la ecuación se debe suponer una variación de ϕ con el tiempo, para esto se puede seleccionar los valores en t (explícito) los valores en $t+\Delta t$ (método implícito) o una combinación

de los dos (método de Crank-Nicolson). Resolviendo la ecuación 7 con respecto al tiempo, se obtienen eluciones generalizadas de la forma:

$$a_p \phi_p = a_w \phi_w + a_e \phi_e + S_u \quad (8)$$

El algoritmo SIMPLE (Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equations) es un procedimiento para la corrección de la estimación de la presión en una malla alternante, para lograr que el campo de velocidad satisfaga la ecuación de continuidad. De esta manera la presión corregida se puede obtener a partir de la presión estimada (P^*) y un término de corrección de la presión (P'), como indica la ecuación 9.

$$P = P^* + P' \quad (9)$$

La expresión análoga para la velocidad se presenta en la ecuación 10.

$$v = v^* + v' \quad (10)$$

De esta manera la ecuación aproximada de cantidad de movimiento viene dada por la ecuación 11

$$a_i v_i^* = a_{i-1} v_{i-1}^* + a_{i+1} v_{i+1}^* + (P_{i-1}^* - P_i^*)A + S_i \quad (11)$$

Sustrayendo la aproximación de la ecuación de cantidad de movimiento de la ecuación real de cantidad de movimiento:

$$a_i (v_i - v_i^*) = a_{i-1} (v_{i-1} - v_{i-1}^*) + a_{i+1} (v_{i+1} - v_{i+1}^*) + [(P_{i-1} - P_{i-1}^*) - (P_i - P_i^*)]A \quad (12)$$

Comparando con las ecuaciones 10 y 12 se obtiene la corrección de la ecuación de cantidad de movimiento.

$$a_i v_i' = a_{i-1} v_{i-1}' + a_{i+1} v_{i+1}' + [P'_{i-1} - P'_i] A \quad (13)$$

Patankar y Spalding (1972) realizó una simplificación a la ecuación 13 y omitió los términos $a_{i-1} v_{i-1}'$ y $a_{i+1} v_{i+1}'$, lo cual es la aproximación que caracteriza al algoritmo SIMPLE. Con esta simplificación se obtiene la corrección de la velocidad a partir de la ecuación 13.

$$v_i' = \frac{A}{a_i} [P'_{i-1} - P'_i] \quad (14)$$

Introduciendo la ecuación 14 en la ecuación 10 se obtiene el campo de velocidad corregido.

$$v_i = v_i^* + d_i [P'_{i-1} - P'_i] \quad (15)$$

Donde

$$d_i = \frac{A}{a_i} \quad (16)$$

El campo de velocidad debe satisfacer también la ecuación de continuidad en el volumen de control, dada por la ecuación 17.

$$\frac{(\rho^{n+1} - \rho^n)}{\Delta t} + [(\rho v A)_{i+1} - (\rho v A)_{i-1}] = 0 \quad (17)$$

Sustituyendo la ecuación 15 en la ecuación de continuidad se obtiene una ecuación para el cálculo de la corrección de la presión:

$$a_i P'_i = a_{i+1} P'_{i+1} + a_{i-1} P'_{i-1} + S'_i \quad (18)$$

Dónde:

$$b_i = [\rho dA]_{i+1} + [\rho dA]_i \quad (19)$$

$$b_{i+1} = [\rho dA]_{i+1} \quad (20)$$

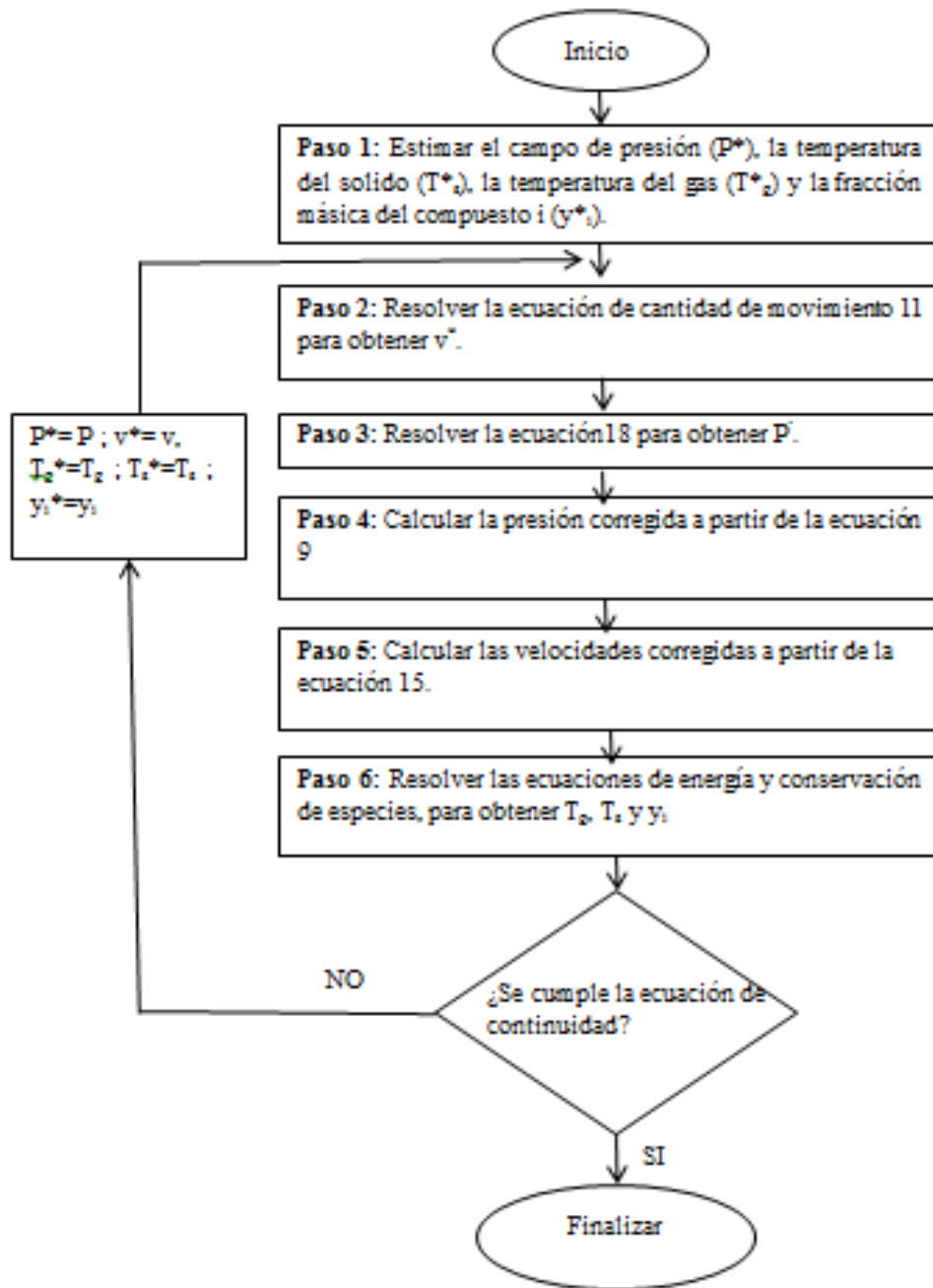
$$b_{i-1} = [\rho dA]_i \quad (21)$$

$$b_{i+1} = [\rho dA]_{i+1} \quad (22)$$

$$S'_i = [\rho v^* A]_i - [\rho v^* A]_{i+1} + (\rho^n - \rho^{n+1}) \frac{\Delta V}{\Delta t} \quad (23)$$

Se puede notar que el termino S'_i no es más que la aproximación de la ecuación de continuidad, es decir que a medida que v^* se aproxima a v este término se debe tender a cero. Por este motivo el termino S'_i sirve como criterio de convergencia del método SIMPLE. Los pasos a seguir en el algoritmo SIMPLE para el caso de la combustión del BC se presentan en la Figura 27.

Figura 27. Algoritmo simple utilizado en la solución del MUCBC.



Fuente: El autor.

4.2 METODOLOGÍA

Para el planteamiento del MUCBC inicialmente se seleccionaron expresiones cinéticas para las etapas de secado, devolatilización y oxidación del material carbonizado y volátil, de estudios anteriores basados en la combustión de biomásas con composiciones semejantes al BC. Estas expresiones cinéticas se incorporaron en los balances diferenciales de masa, energía y cantidad de movimiento para el gas y el sólido en estado transitorio. Las ecuaciones diferenciales se discretizaron utilizando volúmenes finitos y se solucionaron con el algoritmo SIMPLE (Figura 21). Posteriormente los parámetros cinéticos de las expresiones seleccionadas, se ajustaron utilizando el método de optimización estocástico Recocido Simulado. La función objetivo que se minimizó fue el error promedio dado por la ecuación 24 [Babu, 2004]

$$\%E = \frac{\left(\sqrt{\left[\frac{X_{\text{cal}} - X_{\text{exp}}}{X_{\text{exp}}} \right]^2} \right)}{N} * 100 \quad (24)$$

Donde X_{cal} y X_{exp} son los valores calculados con el MUCBC y el experimental respectivamente, de la tasa de combustión, la temperatura y las concentraciones de CO_2 , O_2 y CO , y N es el número de datos totales. Los datos experimentales se obtuvieron de las pruebas realizadas en el horno de combustión presentado en la Figura 6.

4.3 PLANTEAMIENTO DEL MODELO MUCBC

El desarrollo del MUCBC involucra un modelo particular para describir las etapas de secado, devolatilización y oxidación del material carbonizado. Durante la

combustión de BC, en hornos de lecho fijo, estas etapas se propagan como frentes desde el tope del lecho hacia el fondo, en contra corriente con el aire primario [Porteiro *et al.*, 2010].

4.3.1 Modelamiento de la etapa de secado

El primer proceso que se lleva a cabo durante la combustión de una biomasa es la liberación de la humedad contenida en las partículas. La tasa de secado se ha descrito mediante modelos gobernados bajo: una cinética de primer orden [Boriouchkine *et al.*, 2012], transferencia de calor hacia la partícula [Meharabian *et al.*, 2012] y difusión de humedad [Zhou *et al.*, 2005]. En este estudio se seleccionó, para la etapa de secado, el modelo matemático propuesto por Yang *et al.* (2002) que combina la transferencia de calor y la difusión, debido a que describe la liberación de humedad desde la temperatura ambiente hasta el punto de ebullición.

$$r_{\text{evp}} = k_d \cdot S \cdot (C_{w,s} - C_{w,g}) \quad \text{para } T_s < 373 \quad (25)$$

$$r_{\text{evp}} = Q_{\text{cr}} / H_{\text{evp}} \quad \text{para } T_s = 373 \quad (26)$$

Donde r_{evp} = tasa de secado [kg/(m³ s)]

S = área superficial de las partículas por unidad de volumen [m²/m³]

$C_{w,s}$ = concentración de la humedad en la superficie de la biomasa [kg/m³]

$C_{w,g}$ = concentración de la humedad en el gas [kg/m³]

k_d = coeficiente de transferencia de masa [m/s]

Q_{cr} = calor total transferido a la partícula por unidad de volumen [W/m³]

H_{evp} = calor latente de evaporación [J/kg]

T_s = temperatura del sólido [K].

S se calcula a partir de la ecuación 8.

$$S = \frac{a_p * n_p}{V_b} \quad (27)$$

Donde a_p = área superficial de la partícula [m^2].

n_p = número de partículas totales en el lecho.

V_b = Volumen del lecho de biomasa [m^3].

Para partículas cilíndricas la ecuación 27 se convierte en la ecuación 28.

$$S = \frac{2\pi \left(\frac{d_p}{2} \right) l_p * n_p}{V_b} \quad (28)$$

Donde d_p = Diámetro de partícula [m].

l_p = Longitud de partícula [m].

n_p puede determinarse en función de la relación de densidades de la partícula y del lecho, como muestra la ecuación 29.

$$n_p = \frac{\rho_b * V_b}{\rho_p * V_p} \quad (29)$$

Donde ρ_b = es la densidad aparente del lecho [kg/m^3].

ρ_p = es la densidad de partícula [kg/m^3].

V_p = Volumen de partícula [m^3].

Reemplazando 29 en 28 y simplificando obtenemos la ecuación 30 para el cálculo de S en función de las densidades del lecho y la partícula.

$$S = \frac{2 \cdot \rho_b}{\left(\frac{d_p}{2}\right) \cdot \rho_p} \quad (30)$$

Q_{cr} se calcula como la suma de los calores transferidos por convección, radiación y conducción [Yang *et al.*, 2002].

$$Q_{cr} = S \cdot \left(h_{rad} (T_g - T_s) + k_{cond,s} \cdot \frac{\partial T_s}{\partial z} \right) \quad (31)$$

Donde $k_{cond,s}$ = conductividad de la biomasa [W/(m K)].

T_g = Temperatura del gas [K].

T_s = Temperatura del sólido [K].

h_{rad} = Coeficiente corregido de transferencia de calor entre el gas y el sólido [W/(m² s)].

h_{rad} incluye la contribución de la convección y la radiación [Chern & Hayhurst, 2006].

$$h_{rad} = h_c + \varepsilon_b \cdot \sigma_b \left(T_g^3 + T_g^2 \cdot T_s + T_g \cdot T_s^2 + T_s^3 \right) \quad (32)$$

Donde h_c = Coeficiente de transferencia de calor por convección [W/(m² K)].

ε_b = Emisividad del sólido.

σ = constante de Stefan Boltzmann [W/ (m² K⁴)].

Para flujo transversales a cilindros el coeficiente h_c viene dado en función del número de Reynolds (Re) y el número de Prandtl (Pr), por la siguiente correlación [Holman, 1999]

$$h_c = 0.3 + \frac{0.62 \cdot \text{Re}^{1/2} \text{Pr}^{1/3}}{\left[1 + \left(\frac{0.4}{\text{Pr}}\right)^{2/3}\right]^{1/4}} \left[1 + \left(\frac{\text{Re}}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5} \quad 10^2 < \text{Re} < 10^7 \quad (33)$$

4.3.2 Modelamiento de la etapa de devolatilización

La temperatura de la biomasa seca se incrementa hasta el grado de descomposición térmica. Si la descomposición térmica se realiza en presencia de oxígeno se denomina devolatilización. Los productos de la etapa de devolatilización son los volátiles y un compuesto sólido denominado material carbonizado. Los volátiles se componen de gases y alquitranes. Entre los gases se producen principalmente CO, CO₂, H₂, CH₄ y C₂H₆. En la Tabla 14 se presentan las composiciones promedio de los volátiles liberados durante la pirolisis de bagazo, calculados a partir de los datos reportados por García *et al.* (2002).

Tabla 14. Composición másica de los volátiles liberados durante la combustión de BC

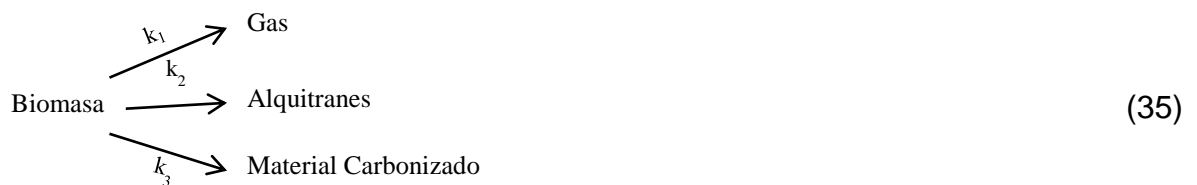
Compuesto	Fración másica (%)
Alquitranes	71.05
CO ₂	20.29
CO	7.33
H ₂	0.04
CH ₄	0.88
C ₂ H ₆	0.40

Fuente: El autor.

El alquitrán obtenido puede ser representado por la fórmula elemental promedio $\text{CH}_{1.68}\text{O}_{0.557}\text{N}_{0.012}$ [Islam *et al.*, 2010]. El mecanismo de devolatilización de una biomasa, generalmente se puede tomar como una reacción global o como tres reacciones en paralelo. Yang *et al.* (2002) propone que la devolatilización ocurre en un solo paso.



Por su parte Di Blasi (2009) propone un segundo mecanismo mediante el cual, los tres productos de devolatilización (gas, alquitrán y material carbonizado) se producen simultáneamente mediante tres reacciones competitivas.



El modelo de Yang *et al.* (2002) ha sido utilizado para describir la devolatilización de biomasa con composiciones similares al BC de la industria panelera, como las mostradas en las presentadas en las tablas 15 y 16; para el presente trabajo se utiliza la caracterización físico-química para BC del sector panelero reportada en un estudio anterior [Escalante *et al.* 2010]. Por lo anterior, se seleccionó este modelo para describir la etapa de devolatilización del BC, en lecho fijo.

Tabla 15. Comparativo entre el análisis próximo del BC utilizado en este estudio y otras biomasa reportadas en estudios anteriores.

Componente (fracción en peso)	Paja ^a	Torta de Oliva ^b	Cascarilla de arroz ^b	Madera de pino ^c	Desechos de maíz ^d	BC ^e	BC (Presente estudio) ^f
%Humedad	9.58	6.53	10.61	7.50	15.00	2.20	10.00
%Volátiles	78.28	68.82	64.44	79.70	63.64	74.98	87.11
%Carbono fijo	16.03	15.64	16.02	12.0	16.51	17.80	1.45
%Cenizas	4.69	9.01	8.93	0.1	4.85	5.02	1.44

a. Reportada por Zhou *et al.* (2005).

b. Reportada por Gungor (2008).

c. Reportada por Yang *et al.* (2002).

d. Reportada por Miltner *et al.* (2008).

e. Reportada por Mayá y Arauzo (2008) para BC del sector azucarero.

f. Reportada por Escalante *et al.* (2010).

Fuente: El autor.

Tabla 16. Comparativo entre el análisis último del BC utilizado en este estudio y otras biomasa reportadas en estudios anteriores.

Componente (Fracción en peso) ^g	Paja	Torta de Oliva	Cascarilla de arroz	Madera de pino	Desechos sólidos municipales ^h	Desechos de maíz	BC	BC (Presente estudio)
% C	47.25	46.8	46.57	47.9	46.63	45.94	43.60	49.27
% H	7.81	6.07	4.61	6.2	5.77	6.08	5.52	5.67
% O	44.02	39.69	39.04	38.3	47.06	40.54	50.63	42.87
% N	0.79	0.68	0.73	---	0.27	1.05	0.25	0.58
% S	0.13	0.12	0.12	---	0.27	---	0.07	0.04

g. Tomado en base seca.

h. Reportada por Yang *et al.* (2002).

Fuente: El autor.

La tasa de liberación de volátiles del BC es una función de la velocidad de descomposición de sus principales componentes hemicelulosa, celulosa y lignina, las cuales siguen una función de Arrhenius [manyá & Arauzo, 2008].

$$r_{\text{vol}} = A_1 \exp\left[\frac{-E_1}{RT}\right](C_1^* - C_1) + A_2 \exp\left[\frac{-E_2}{RT}\right](C_2^* - C_2) + A_3 \exp\left[\frac{-E_3}{RT}\right] \frac{(C_3^* - C_3)^3}{(C_3^*)^2} \quad (36)$$

Donde 1 representa la hemicelulosa, 2 la celulosa y 3 la lignina

C_i^* = concentración másica inicial del componente i en la biomasa [kg/m³]

C_i = concentración másica acumulada de volátiles liberados [kg/m³]

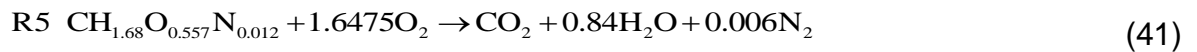
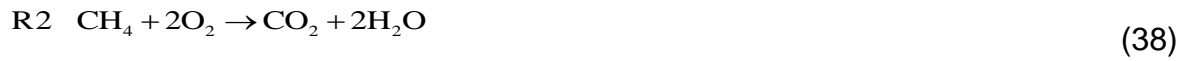
En la tabla 17 se presentan algunos valores de los parámetros cinéticos para cada pseudo-componente, reportados en estudios anteriores.

Tabla 17. Parámetros cinéticos para la ecuación 36

Biomasa	Parámetro	Hemicelulosa	Celulosa	Lignina	Autor
Madera	A (s ⁻¹)	1.3x10 ⁸	2.2x10 ⁸	1.1x10 ⁷	Johansson <i>et al.</i> (2007)
	E/R (K)	16875	16009	14602	
Maíz	A (s ⁻¹)	3.74x10 ⁵	9.00x10 ¹¹	1.60x10 ⁻³	Miltner <i>et al.</i> (2008)
	E/R (K)	9077	15456	1804	
Bagazo de caña	A (s ⁻¹)	2.80x10 ¹⁶	7.80x10 ¹⁸	526	Manyá y Arauzo (2008)
	E/R (K)	23815	29649	6892	

Fuente: El autor.

Los volátiles liberados reaccionan con el oxígeno circundante liberando calor y formando una llama. Las reacciones homogéneas de oxidación que se llevan a cabo se presentan en las ecuaciones 37 a 41.



En la tabla 18 se presentan los modelos cinéticos más utilizados para la oxidación de volátiles durante la combustión de biomásas.

Tabla 18. Expresiones cinéticas para las reacciones de oxidación de volátiles.

Reacción	Tasa de reacción (mol/(m ³ s))	Autores	Biomasa
R1	$r_{\text{CO}} = A * \exp\left[\frac{-E}{RT}\right] C_{\text{CO}}^a C_{\text{O}_2}^b C_{\text{H}_2\text{O}}^c$	Bryden y Ragland (1996) Yang <i>et al.</i> (2002)	Madera Desechos sólidos municipales
R2	$r_{\text{CH}_4} = A * \exp\left[\frac{-E}{RT}\right] C_{\text{CH}_4}^a C_{\text{O}_2}^b$	Zhou <i>et al.</i> (2005) Miltner <i>et al.</i> (2008)	Paja Maiz
R3	$r_{\text{H}_2\text{O}} = A * \exp\left[\frac{-E}{RT}\right] C_{\text{H}_2}^a C_{\text{O}_2}^b$	Gungor (2008)	Mezcla de biomásas
R4	$r_{\text{C}_2\text{H}_6} = A * \exp\left[\frac{-E}{RT}\right] C_{\text{CH}_4}^a C_{\text{O}_2}^b$	Hermansson y Thunman. (2011)	Madera
R5	$r_{\text{tar}} = A * \exp\left[\frac{-E}{RT}\right] C_{\text{tar}}^a C_{\text{O}_2}^b$	Sharma (2011) Boriouchkine <i>et al.</i> (2012)	Madera Madera

Fuente: El autor.

El orden de magnitud de los parámetros exponenciales de las reacciones R1-R5 se encuentra entre 1×10^3 y 1×10^{18} , el factor E/R toma valores entre 3000 y 50000 K y los órdenes de magnitud (a, b y c) varían entre 0 y 1.5.

4.3.3 Modelamiento de la etapa de oxidación del material carbonizado

El material carbonizado obtenido después de la devolatilización de una biomasa se compone principalmente de carbono y cenizas. La tasa de oxidación del material carbonizado es controlada por la difusión de O₂ hacia la partícula y la reacción química. Bauer *et al.* (2010) presenta una expresión cinética que involucra estos dos efectos (difusión y reacción):

$$r_{\text{char}} = k_0 \cdot \rho_{\text{char}} \cdot P_{\text{O}_2, \text{g}} \quad (42)$$

Donde ρ_{char} = Concentración másica del material carbonizado en el lecho de combustible [kg/m³].

$P_{\text{O}_2, \text{g}}$ = Presión parcial de O₂ en el gas [Pa].

k_0 Constante de cinética global [s⁻¹ Pa⁻¹].

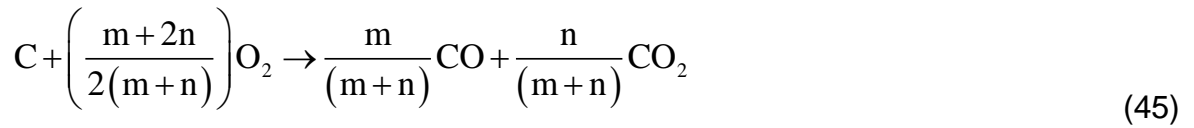
$$k_0 = \frac{1}{(RT_s / (\phi M_C \cdot S)) / k_d + 1 / k_C} \quad (43)$$

El primer término del denominador de la ecuación (43) indica la difusión de O₂ y el segundo término la reacción química. Donde ϕ = Relación estequiometría de la conversión de carbono. k_c = Constante cinética de la reacción química [s⁻¹ Pa⁻¹]

Los productos de la oxidación del material carbonizado son CO y CO₂ como lo describe la reacción global:



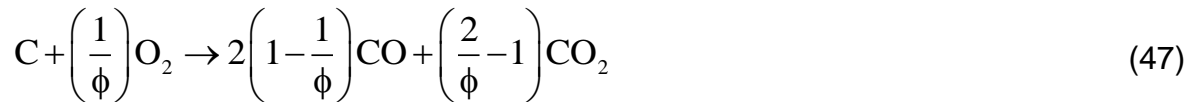
Dividiendo todos los términos de la ecuación (44) en el número de moles de carbono que reaccionan (m+n), se encuentra la relación ϕ .



Reemplazando

$$\phi = \frac{2(m+n)}{m+2n} \quad (46)$$

Se obtiene la forma simplificada de la reacción global de oxidación del material carbonizado.



La relación entre las moles formadas de CO (m) y CO₂ (n) puede ser calculada a partir de una función de Arrhenius [Zhou *et al.*, 2005].

$$r_C = \frac{m}{n} = 12 \exp \left(\frac{-3300}{T_s} \right) \quad (48)$$

Reemplazando la ecuación (48) en la ecuación (46), se obtiene la expresión para calcular ϕ en función de r_C .

$$\phi = \frac{\left(1 + \frac{1}{r_C} \right)}{\left(\frac{1}{2} + \frac{1}{r_C} \right)} \quad (49)$$

Las ecuaciones (47) y (49) permiten calcular el número de moles de CO y CO₂ producidos durante la reacción de oxidación de material carbonizado. La difusión de O₂ hacia la partícula se determina con una correlación para flujos a través de lechos empacados por el factor de Colburn [Van der Lans *et al.*,2000].

$$e J = \frac{0.765}{\text{Re}^{0.82}} + \frac{0.365}{\text{Re}^{0.368}} \quad (50)$$

Donde Re es el número de Reynolds. El factor J es definido como:

$$J = \frac{\text{Sh}}{\text{Sc}^{1/3} \text{Re}} \quad (51)$$

$$\text{Sh} = \frac{k_d d_p}{D} \quad (52)$$

$$\text{Sc} = \frac{\mu_g}{\rho_g D} \quad (53)$$

Sh y Sc son los números de Sherwood y Schmidt respectivamente. De esta manera se puede obtener el coeficiente de transferencia de masa (k_d). La constante cinética de la reacción química viene puede ser calculada a partir de la ecuación 33 [Zhou *et al.*, 2005]:

$$k_c = 8620 \exp\left(\frac{-15900}{T_s}\right) \quad (54)$$

4.3.4 Tasa de mezclado gas-aire

Los volátiles y el CO producido durante la oxidación del material carbonizado se mezclan con el aire circundante antes de reaccionar. Por consiguiente, la tasa de combustión de los gases combustibles es dependiente de las cinéticas de oxidación y de la tasa de mezclado con el aire. Para un lecho poroso la tasa de mezclado de los gases se puede determinar con la ecuación 55 [Yang et al., 2008]:

$$r_{\text{mix}} = k_{\text{mix}} * C_{\text{mix}} * \min \left\{ \frac{C_i}{S_i}, \frac{C_{\text{O}_2}}{S_{\text{O}_2}} \right\} \quad (55)$$

Donde r_{mix} = Tasa de mezclado del gas con el O₂ [kmol/m³s].

k_{mix} = Constante de mezclado [s⁻¹].

C_{mix} = Coeficiente adimensional.

C_i = Concentración del compuesto i (CO, H₂, CH₄, C₂H₆ y alquitranes) [kmol/m³].

C_{CO_2} = Concentración de O₂ [kmol/m³].

S_i y S_{O_2} = Coeficientes estequiométricos de las reacciones R1-R5.

La expresión “min” en la ecuación 54 indica que se debe tomar el mínimo entre $C_{\text{gas}}/S_{\text{gas}}$ y $C_{\text{O}_2}/S_{\text{O}_2}$. Frigerio *et al.* (2008) demuestra en su estudio sobre mezclado de gases en lechos fijos, que C_{mix} debe tomar un valor de 0.85 y k_{mix} debe ser calculada a partir de la ecuación 56.

$$k_{\text{mix}} = 150 \frac{D_m (1-\phi)^{2/3}}{l_p^2 \phi} + 1.75 \frac{v (1-\phi)^{1/3}}{l_p \phi} \quad (56)$$

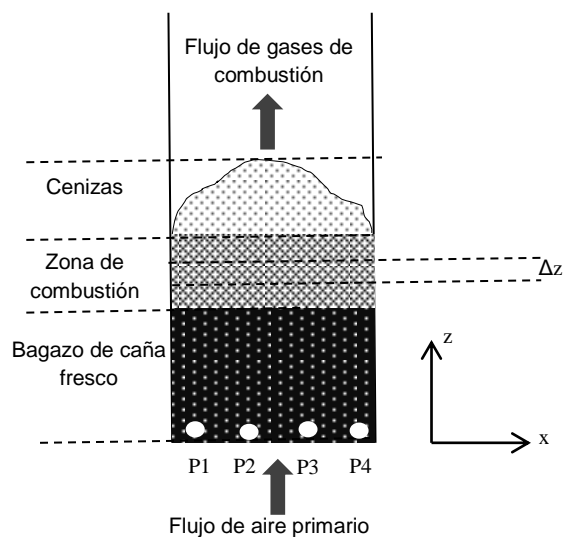
La tasa de combustión de cada especie volátil se toma como el mínimo entre su cinética de oxidación y la tasa de mezclado con el oxígeno, como lo indica la ecuación 57.

$$r = \min [r_i, r_{\text{mix}}] \quad (57)$$

4.3.5 Balances de masa, energía y cantidad de movimiento

Durante la combustión de BC, la temperatura, composición del gas y del sólido, presentan variaciones con la altura del lecho y el tiempo de operación. La descripción completa de los frentes de secado, devolatilización y oxidación se obtiene mediante el planteamiento de balances de masa, energía y cantidad de movimiento a un elemento diferencial de BC en el lecho (Figura 28).

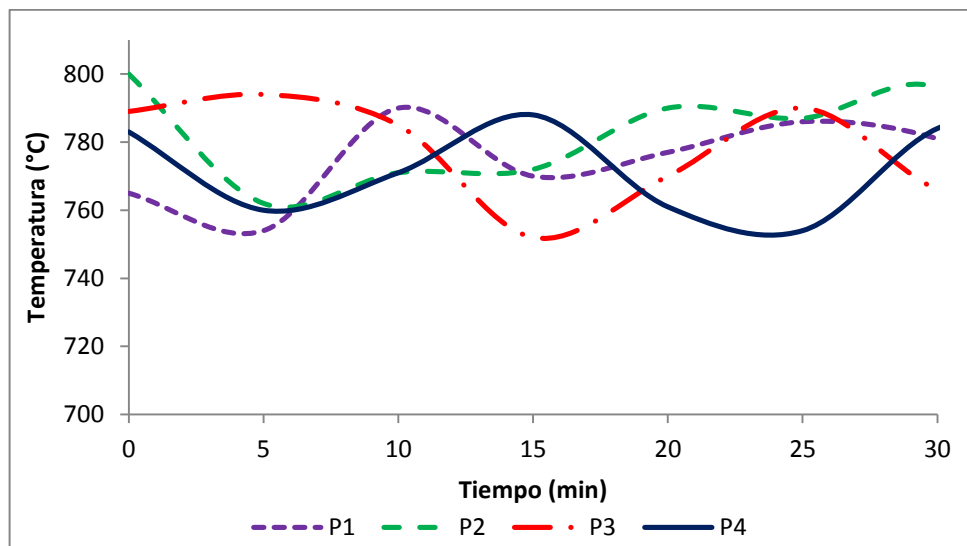
Figura 28. Esquema del lecho de combustión del BC.



Fuente: El autor.

La Figura 29 muestra la variación de las temperaturas registradas en los puntos P1, P2, P3 y P4 (Figura 28) durante 30 minutos de operación de un horno panelero industrial.

Figura 29. Perfil de temperatura Vs tiempo en la dirección x del lecho de BC.



Fuente: El autor.

Las temperaturas se mantuvieron muy estables con promedio para los puntos P1, P2, P3 y P4 de 773 °C, 776 °C, 778 °C y 768 °C, respectivamente. Por lo tanto solo se tomó para el presente estudio la variación con respecto a la altura del lecho (unidimensional) y se consideró flujo tapón para el gas.

Debido a que la combustión es en lecho fijo y no se considera la reducción de las partículas de bagazo, la velocidad del sólido es cero en todo momento. Se asume el sólido como un medio poroso. Los resultados obtenidos por Johansson *et al.* (2007) indican que esta suposición es válida para partículas con diámetros iguales o menores a 0.5 cm, los cuales concuerdan con los tamaños utilizados en el presente trabajo.

Bajo las anteriores consideraciones, las ecuaciones de cambio, para el sólido y el gas son:

Balance diferencial de masa en el sólido

$$\frac{\partial \rho_b}{\partial t} = -r_{\text{evp}} - r_{\text{vol}} - r_{\text{char}} \quad (58)$$

Balance diferencial de energía en el sólido

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_b \cdot H_s) = \frac{\partial}{\partial z} \left(k_{\text{cond},s} \frac{\partial T_s}{\partial z} \right) + h_{\text{rad}} \cdot S (T_g - T_s) + Q_{\text{rx},s} - Q_{\text{evp}} \quad (59)$$

Donde H_s [J/kg] es la entalpía específica del sólido. Debido a que no existe información sobre la variación de la conductividad térmica del BC durante la combustión, se toma como aproximación la correlación presentada por Zabaniotou y Damartzis (2007) para madera.

$$k_{\text{cond},g} = 0.13 + 0.0003(T - 273) \quad (60)$$

Balance diferencial de masa en el gas

$$\frac{\partial}{\partial t} (e \cdot \rho_g) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g \cdot \langle v_g \rangle) = r_{\text{evp}} + r_{\text{vol}} + r_{\text{char}} \quad (61)$$

Donde e = Porosidad del lecho.

ρ_g = densidad del gas [kg/(m³ s)].

$\langle v_g \rangle$ = Velocidad del gas [m/s].

El balance diferencial de masa por especies individuales

$$\frac{\partial}{\partial t} (e \cdot \rho_g \cdot Y_i) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g \cdot \langle v_g \rangle \cdot Y_i) = \frac{\partial}{\partial z} \left(e \cdot D \cdot \rho_g \frac{\partial Y_i}{\partial z} \right) + e \cdot r_{i,s} + r_{i,g} \quad (62)$$

Donde Y_i = Fracción másica del compuesto i en el gas

D = Es la difusividad molecular [m^2/s].

$r_{i,s}$ = Tasa de producción del compuesto i en el sólido [$kg/ (m^3 s)$].

$r_{i,g}$ = Tasa de producción del compuesto i en el gas [$kg/ (m^3 s)$].

El balance diferencial de energía del gas

$$\frac{\partial}{\partial t} (e \cdot \rho_g \cdot H_g) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g \cdot \langle v_g \rangle \cdot H_g) = \frac{\partial}{\partial z} \left(e \cdot k_{cond,g} \cdot \frac{\partial T_g}{\partial z} \right) + h_{rad} \cdot S (T_s - T_g) + Q_{rx,g} \quad (63)$$

Donde H_g = Entalpía específica del gas [(J/kg)]

$k_{cond,g}$ = Conductividad térmica del gas [W/(m K)].

Para resolver las ecuaciones 61, 62 y 63 se necesita determinar el campo de velocidades del gas. Por este motivo se plantea el balance de cantidad de movimiento para la fase gaseosa.

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_g \cdot \langle v_g \rangle) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g \cdot \langle v_g \rangle \cdot \langle v_g \rangle) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu_g \frac{\partial \langle v_g \rangle}{\partial z} \right) - \frac{\partial P}{\partial z} - e \cdot \rho_g \cdot g \quad (64)$$

Donde μ_g = Viscosidad dinámica del gas [Pa s]

P = Presión del sistema (Pa)

g = Aceleración de la gravedad (m/s^2)

Para resolver los balances de energía en función de las temperaturas del sólido y el gas, las entalpias son representadas usando las capacidades caloríficas medias [Zhou *et al.*, 2005].

$$H_{s(g)} = \overline{C_p} \cdot \Delta T_{s(g)} = \int C_{p_{s(g)}} dT_{s(g)} \quad (65)$$

De esta manera se tienen sistema de 6 ecuaciones diferenciales parciales que deben ser resueltas simultáneamente para obtener: T_s , T_g , Y_i , $\langle v_g \rangle$, ρ_b y P . Sin embargo se requiere de una ecuación de estado para completar el sistema y poder calcular ρ_g . Para el presente estudio se utiliza la ecuación de estado del gas ideal, debido a que el horno opera a presión atmosférica. Las propiedades del gas (C_p , μ_g , $k_{cond,g}$ y D) se calculan por medio de las correlaciones presentadas por Reid *et al.*(1987).

4.4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.4.1 Ajuste de los parámetros cinéticos del MUCBC.

El uso de los parámetros cinéticos reportados en la literatura para la combustión de madera [Johansson *et al.*, 2007, Sharma 2011], paja [Zhou *et al.*, 2005] y maíz [Miltner *et al.*, 2008] y BC [Woodfield *et al.*, 2000], directamente en la combustión del BC del presente estudio, origina errores entre 40% y 50 %. Como se muestra en la tabla 19.

Tabla 19. Errores obtenidos de las diferentes expresiones cinéticas aplicadas a la combustión de BC.

Autor	%E Temperatura	%E Tasa de combustión	%E Concentración del gas de combustión			%E promedio
			CO ₂	CO	O ₂	
Zhou <i>et al.</i> (2005)	7	8.2	27	139	7	40
Johansson <i>et al.</i> (2007)	60	6	70	51	46	46
Miltner <i>et al.</i> (2008)	1	68	37	214	10	66
Woodfield <i>et al.</i> (2000)	35	68	15	176	5	60
Sharma .(2011)	3	68	40	118	20	50

Fuente: El autor.

Los altos errores obtenidos demuestran que los parámetros cinéticos son una función del tipo de biomasa, y las expresiones cinéticas deben ser ajustadas para poder ser usadas en la combustión de BC.

Se optimizaron los factores pre-exponenciales (A) y las energías de activación (E) de la expresión cinética de la tasa de devolatilización (ecuación 36) y de las reacciones R1, R2, R3 y R5, para un total de 23 parámetros. Los parámetros cinéticos de la tasa de oxidación del material carbonizado y de la reacción R4 no se variaron, debido a que pruebas preliminares demostraron que el bajo contenido de carbono fijo (Fracción en peso de 1.45 %) y de C₂H₆ en los volátiles (Fracción másica de 0.40 %) no afecta significativamente la combustión. Para la reacción R4 se utilizó el modelo cinético propuesto por Zhou *et al.* (2005), presentado en la ecuación 66.

$$r_{C_2H_6} = (2.7 \times 10^8) \times T_g^{0.5} \left[\frac{-20131}{T} \right] C_{C_2H_6} C_{O_2} \quad (66)$$

La optimización de los parámetros cinéticos permitió bajar el error del MUCBC a 11 %, excluyendo la concentración de CO. Los resultados para la tasa de devolatilización se presentan en la tabla 20.

Tabla 20. Parámetros cinéticos óptimos para la tasa de devolatilización.

Reacción	No Ecuación	Parámetro	Hemicelulosa	Celulosa	Lignina
Devolatilización	36	A (s ⁻¹)	2.291x10 ¹⁵	4.295x10 ¹⁸	526
		E/R (K)	20330.70	26007.20	8090.64

Fuente: El autor.

Los resultados para las reacciones R1, R2, R3 y R5 se presentan en la tabla 21.

Tabla 21. Parámetros cinéticos óptimos para las reacciones de oxidación de los volátiles..

Reacción	No Ecuación	$A(s^{-1} mol^{-1}_{(a+b+c)})$	E/R (K)	a	b	c
R1	37	7.595×10^{14}	20022.77	0.179174	0.906650	0.698236
R2	38	3.039×10^{14}	17400.71	0.459661	1.160106	----
R3	39	7.762×10^{17}	3449.75	1.345139	0.561502	----
R5	41	86599.49	12911.42	0.498075	1.412399	----

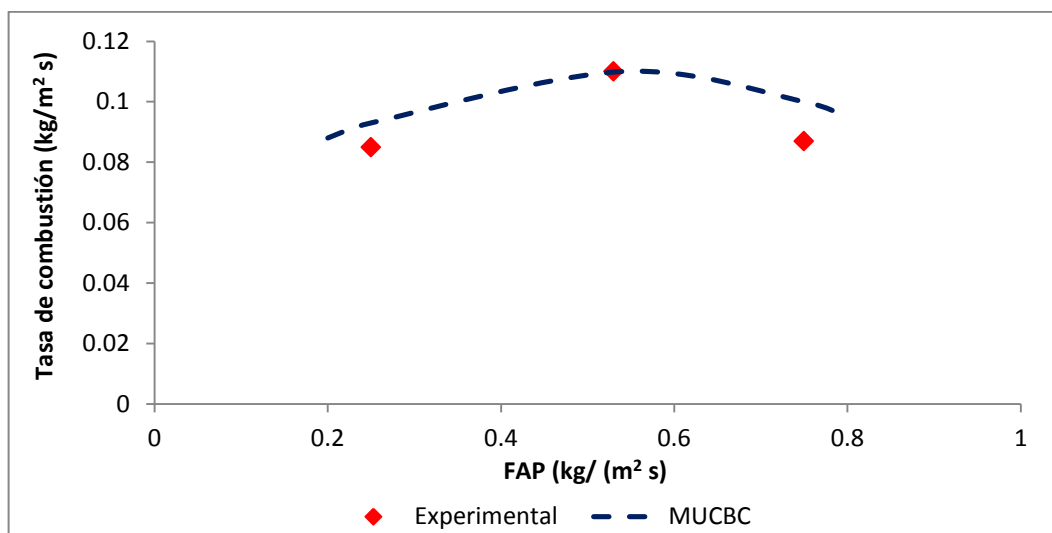
Fuente: El autor.

4.4.2 Comparación del modelo con los datos experimentales

Flujo de aire primario.

La Figura 30 muestra la comparación entre las tasas de combustión obtenida con el MUCBC y los datos experimentales, en función del FAP, para un tamaño de partícula (TP) de 0.5 cm y una FMH del 10 %.

Figura 30. Simulación y resultados experimentales de la tasa de combustión, como una función del FAP.



Fuente: El autor.

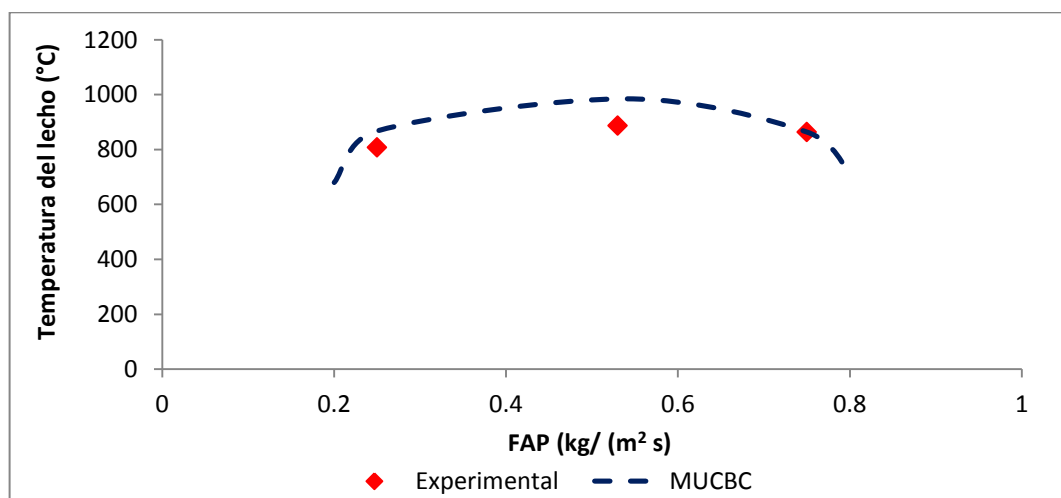
Tanto los datos experimentales como los resultados del MUCBC muestran que inicialmente la tasa de combustión incrementa con el FAP, alcanza un valor máximo (0.11 kg/(m² s)) y posteriormente decrece. Los resultados del MUCBC representan con un 92 % de exactitud el comportamiento de la combustión del BC con respecto al FAP.

Al igual que el BC, la combustión en lecho fijo de madera [Porteiro *et al.*, 2010] y paja [Khor *et al.*, 2007], presentan la formación de dos zonas en la tasa de combustión con respecto al FAP. En la primera zona la combustión de la biomasa es controlada por la difusión de oxígeno en el horno, por este motivo la tasa de combustión incrementa con el FAP, hasta alcanzar un punto crítico (valor máximo). Si el FAP se incrementa por encima del punto crítico, se presenta un enfriamiento por convección del lecho de biomasa causando la extinción de la combustión. Los resultados de la simulación muestran que la extinción del lecho de BC se consigue con FAP superiores a 0.95 kg/(m² s).

Los resultados de la combustión del BC demuestran que FAP donde se alcanza la máxima tasa de combustión del BC es mayor al presentado en la combustión de paja (cerca de $0.20 \text{ kg/ (m}^2 \text{ s)}$) [Khor *et al.* 2007] y en la combustión de madera (cerca de $0.31 \text{ kg/ (m}^2 \text{ s)}$) [Porteiro *et al.* 2012]. Por otra parte, el FAP en el cual se consigue la extinción la combustión es mayor para el BC que para la madera ($0.5 \text{ kg/ (m}^2 \text{ s)}$) y la paja ($0.34 \text{ kg/ (m}^2 \text{ s)}$). Por consiguiente el enfriamiento del FAP tiene una menor influencia durante la combustión de BC, dándole un carácter más estable comparado con la paja y la madera. Por otra parte, las tasas de combustión de la madera ($0.06 \text{ kg/ (m}^2 \text{ s)}$) son mucho menores a las encontradas para el BC en este trabajo, debido a que el lecho de madera presenta una mayor densidad [Di Blasi *et al.*, 2001]. Por su parte el lecho de paja posee densidades muy cercanas a las del BC, por lo tanto posee tasas de combustión similares ($0.11 \text{ kg/ (m}^2 \text{ s)}$).

En la Figura 31 se presenta la temperatura del lecho durante la combustión del BC, calculada y experimental en función del FAP, para un TP de 0.5 cm y una FMH del 10%.

Figura 31. Simulaciones y resultados experimentales de la temperatura del lecho de BC, como una función del FAP.

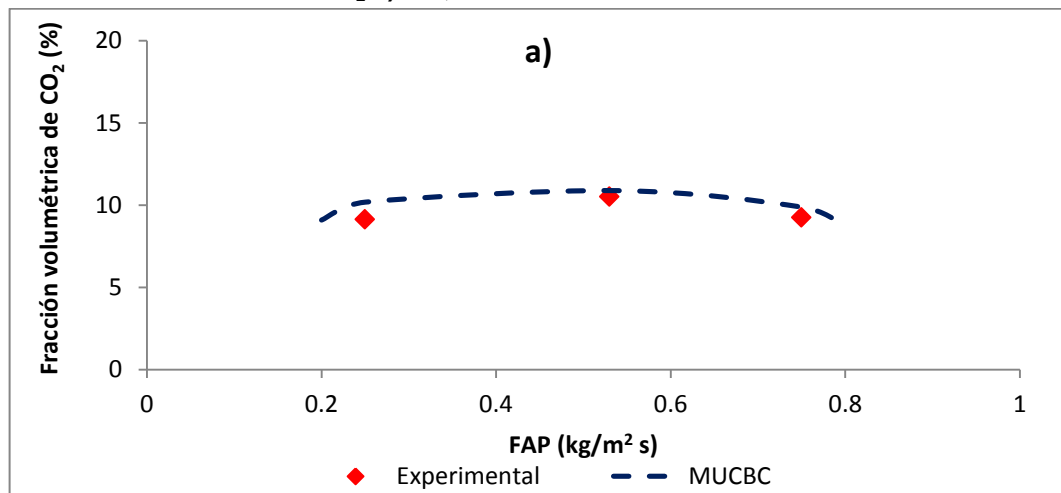


Fuente: El autor.

Los datos experimentales y el muestran que la temperatura del lecho alcanza un valor constante cercano a 850 °C. Los resultados del MUCBC muestra que la temperatura de combustión inicialmente incrementa con gran rapidez hasta una FAP de 0.25 kg/(m² s). Por encima de este punto la temperatura incrementa lentamente hasta alcanzar un máximo de 985 °C en un FAP cercano a 0.54 kg/(m² s). Luego decae suavemente hasta un FAP de 0.75 kg/ (m² s). Si el FAP sobrepasa los 0.75 kg/(m² s) el lecho se enfría rápidamente. Este comportamiento concuerda con la Figura 30, ya que un incremento o una reducción de la tasa de combustión ocasionan un aumento o un descenso del calor liberado, respectivamente. El MUCBC representa con una exactitud cercana al 93 % la temperatura del lecho, en función del FAP.

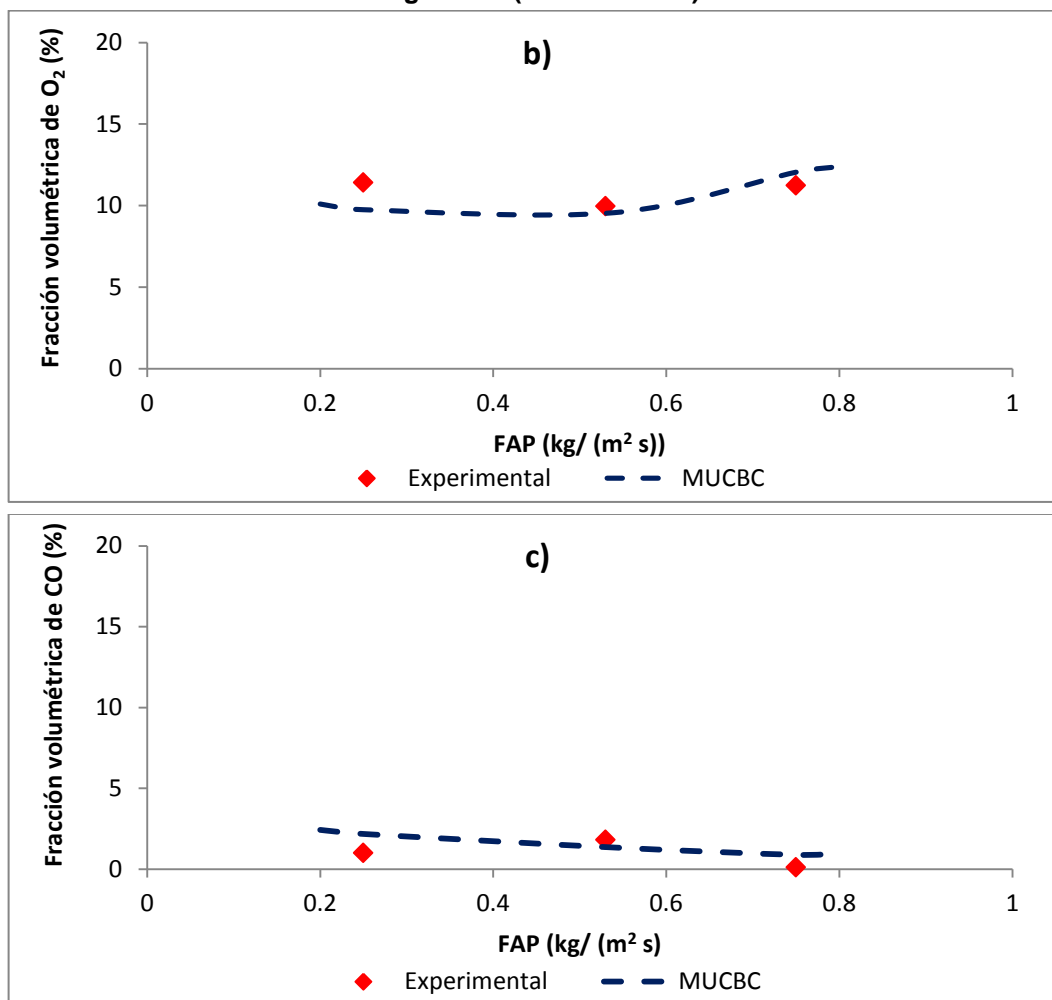
En la Figura 32 se presenta la concentración promedio de CO₂ y CO por el modelo y experimentalmente, en función del FAP, para un TP de 0.5 cm y una FMH del 10%

Figura 32. Simulaciones y datos experimentales de la concentración promedio de a) CO₂ , b) O₂ c) CO, como función del FAP.



Fuente: El autor.

Figura 32. (Continuación)



Fuente: El autor.

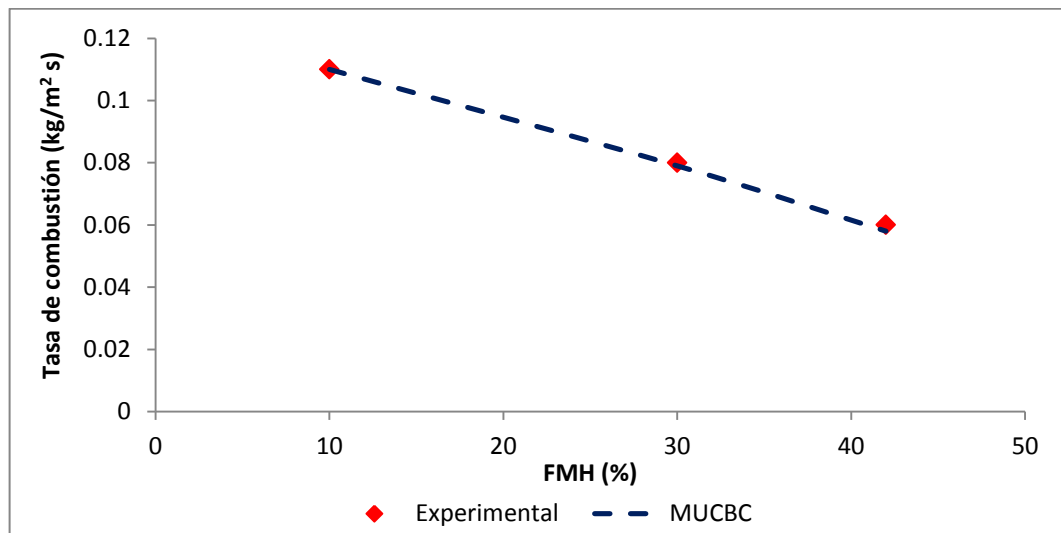
Los datos experimentales y las simulaciones del MUCBC muestran que para FAP entre 0.25 kg/(m² s) y 0.75 kg/(m² s), las fracciones volumétricas de CO₂ (Figura 32a) y O₂ (Figura 32b) se mantienen casi constantes cercanas a 10 % y 11 %, respectivamente. El MUCBC representa con una exactitud cercana al 93 % la concentración del CO₂ y O₂ con respecto al FAP. Con respecto a la concentración de CO (Figura 32c), los datos experimentales presentan una fracción volumetrica promedio de 1.0%, mientras el MUCBC sobre estima este valor (Fracción

volumétrica de 1.5 %), causando un error del 50 %. En el presente trabajo se utilizó una composición promedio de volátiles para BC reportada en un estudio anterior (Tabla 14), posiblemente para el caso del BC del sector panelero la fracción másica de CO es menor, lo cual ocasiona que el MUCBC genere valores superiores a los experimentales. Sin embargo, los valores obtenidos con el MUCBC al igual que los experimentales son bastante bajos, por lo tanto el MUCBC sigue siendo aceptable para el CO.

Contenido de humedad.

En la Figura 33 se presentan los datos experimentales y del MUCBC para la tasa de combustión en función de la FMH, con un TP de 0.5 cm y un FAP de 0.54 kg/m² s.

Figura 33. Simulación y resultados experimentales de la tasa de combustión, como una función de la FMH.

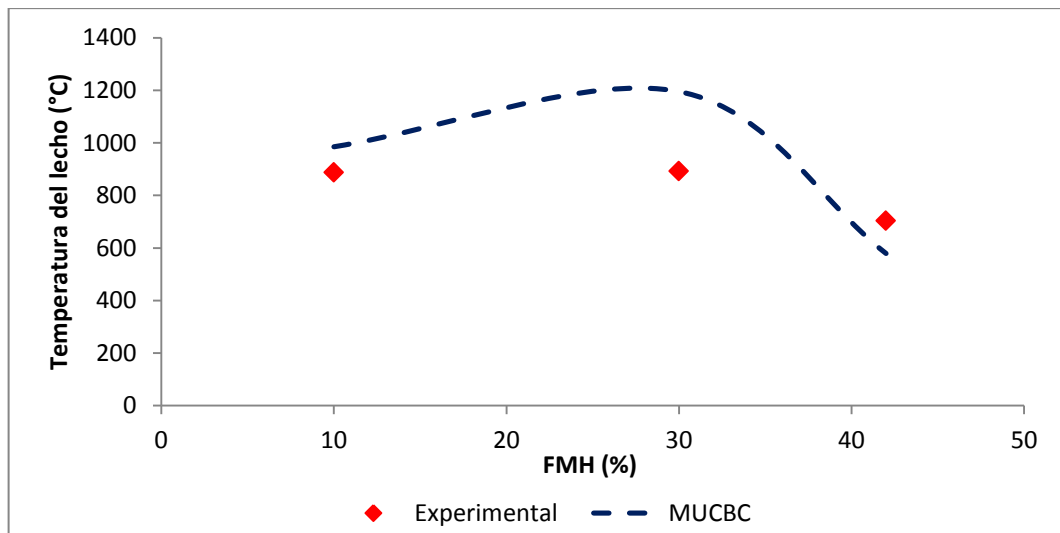


Fuente: El autor.

Tanto los datos experimentales como los resultados del MUCBC muestran una reducción lineal de la tasa de combustión con el incremento de la FMH del BC. Como ya se vio en el capítulo 1 el aumento en la FMH causa un incremento en el tiempo de secado, lo cual origina un atraso en el inicio de la etapa de devolatilización reduciendo la tasa de conversión de la biomasa. Los resultados del MUCBC representa con una exactitud cercana al 98 % la tasa de combustión con respecto a la FMH.

La Figura 34 presenta la temperatura obtenida experimentalmente y a partir del MUCBC, en función de la FMH, para un TP de 0.5 cm y un FAP de 0.54 kg/ (m² s).

Figura 34. Simulaciones y resultados experimentales de la temperatura del lecho de BC, como una función de la FMH.



Fuente: El autor.

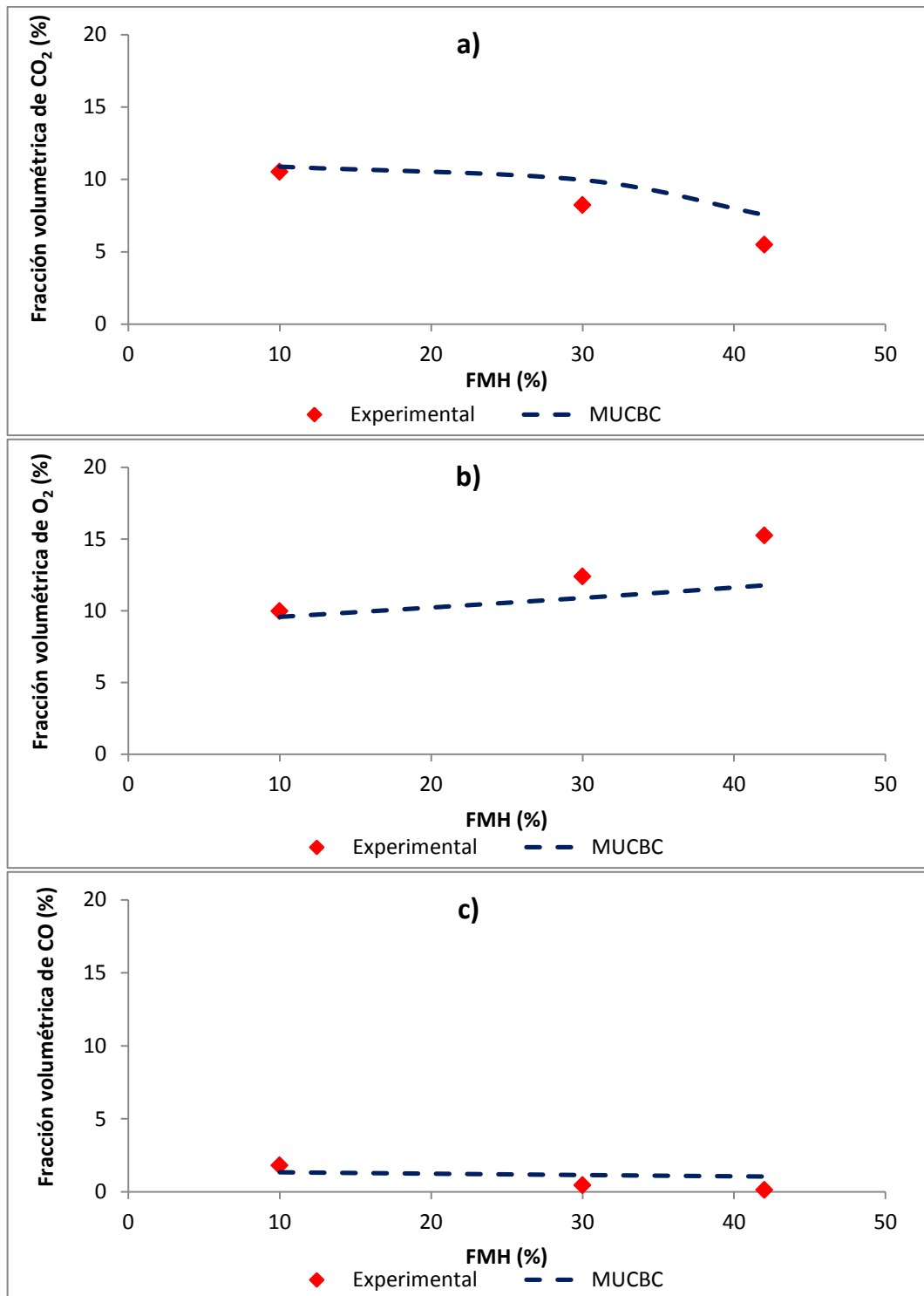
Los datos experimentales muestran que para FAP entre 0.25 kg/(m² s) y 0.54 kg/(m² s) la temperatura tiende a permanecer constante en un valor cercano a los 900 °C, luego desciende a cerca de 700 °C. El estudio de la combustión de paja

en lecho fijo [Zhou *et al.*, 2005] ha demostrado que la reducción en la tasa de liberación de volátiles, incrementa la cantidad de carbono disponible para reaccionar con el material carbonizado, lo cual redundaría en una mayor liberación de calor, causando inclusive un leve aumento en la temperatura a pesar del descenso en la tasa de combustión. Por encima de una FMH del 30 % el aumento en el calor gastado durante el secado, es mayor al calor adicional liberado en la oxidación del material carbonizado, por lo tanto la temperatura se reduce. En la Figura 34 se observa que el MUCBC tiende a sobre estimar la temperatura del lecho con un error del 21 %, presentando un máximo de 1200 °C para un FAP cercano a 0.54 kg/(m² s). Para el presente estudio se tomó un valor constante para el calor latente de vaporación del agua de 2257 kJ/kg, sin embargo estudios anteriores dan indicio que este requerimiento energético es una función del contenido de humedad inicial para FMH menores o iguales a 30 % [Galgano & Di Blasi, 2004]. Posiblemente por este motivo el MUCBC presenta una desviación con respecto a los datos experimentales.

Las Figura 35 presenta las concentraciones de CO₂, O₂ y CO experimentales y obtenidas con el MUCBC, en función de la FMH, para un TP de 0.5 cm y un FAP de 0.54 kg/ (m² s).

Los datos experimentales muestran una reducción en la concentración de CO₂ (Figura 35a) con el aumento de la FMH, debido a la reducción en la cantidad de carbono oxidado con la tasa de combustión. Este comportamiento del CO₂ concuerda con el aumento en la concentración de O₂ (Figura 35b). Esta misma tendencia la muestran los resultados del MUCBC con un error cercano al 13 %. Por su parte la concentración de CO (Figura 35c) experimental se mantuvo baja en una fracción volumétrica promedio de 0.8 %. Nuevamente se observa que el MUCBC tiende a sobre estimar la concentración de CO, con una fracción volumétrica cercana a 1.2 %, causando un error del 50 %.

Figura 35. Simulaciones y datos experimentales de la concentración promedio de a) CO₂, b) O₂ c) CO, como función de la FMH.

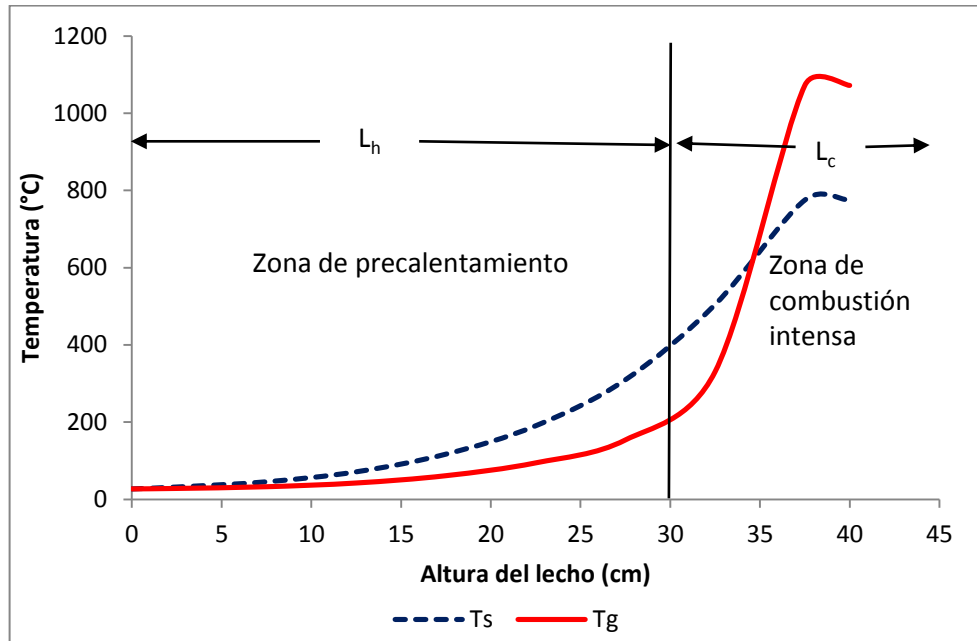


Fuente: El autor.

4.4.3 Frente de combustión.

La Figura 36 muestra el perfil de temperaturas en el gas y el sólido durante la combustión de BC, por el MUCBC para un FAP de $0.54 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$, a 30 segundos después del inicio de la combustión (cuando se forma la llama sobre el lecho).

Figura 36. Perfil de temperaturas en el gas y el sólido obtenidas con el modelo matemático.



Fuente: El autor.

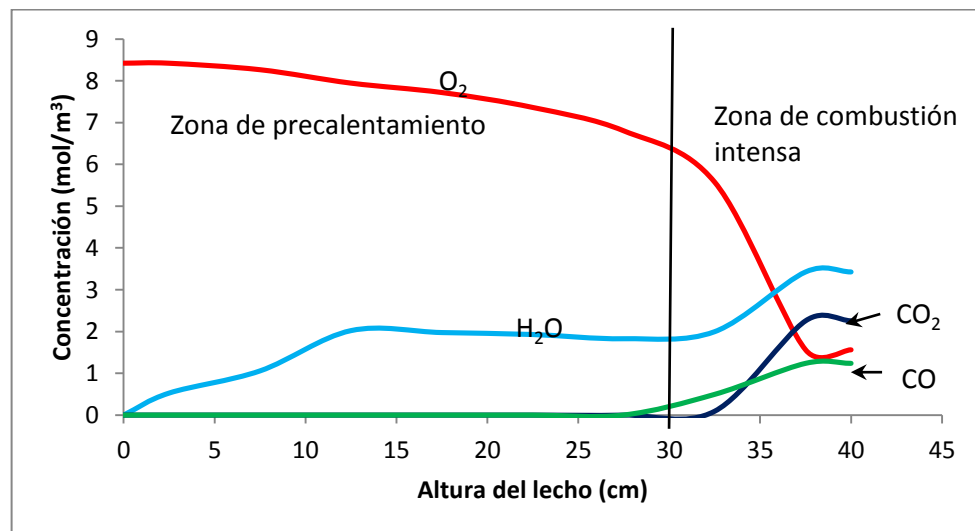
En la Figura 36 se pueden distinguir claramente dos zonas en el lecho de BC: una zona de combustión y una zona de precalentamiento. En la parte superior del lecho la reacción de los volátiles liberados y el material carbonizado con el aire, liberan gran cantidad de calor dando lugar a la formación de la zona de combustión. En esta zona la temperatura del gas es superior a la del sólido, lo cual indica que es mayor el calor liberado por las reacciones homogéneas (R1-R5) que

el liberado por la oxidación del material carbonizado. Esto demuestra que la tasa de combustión del BC es controlada principalmente por la oxidación del material volátil.

En la parte inferior del lecho, el sólido se calienta por conducción y radiación desde la zona de combustión. Las partículas de BC calientes inician la liberación del material volátil cerca de los 200 °C [Katyal *et al.*, 2003] y, a su vez, transfieren calor por conducción al FAP que entra a temperatura ambiente. Por este motivo esta zona se denomina zona de precalentamiento, en el rango de temperatura del sólido va desde la temperatura ambiente hasta cerca de los 400 °C; temperatura a la que ocurre la ignición de los volátiles [Ramajo-Escalera *et al.*, 2006]. El límite entre la zona de precalentamiento y la zona de combustión se denomina frente de ignición [Porteiro *et al.*, 2010]. Estas mismas dos zonas las reporta Zhou *et al.* (2005) para la combustión de paja en lecho fijo.

Las concentraciones de O₂, H₂O, CO₂ y CO en las dos zonas del horno, se presentan en la Figura 37.

Figura 37. Perfil de concentraciones en el lecho de BC.



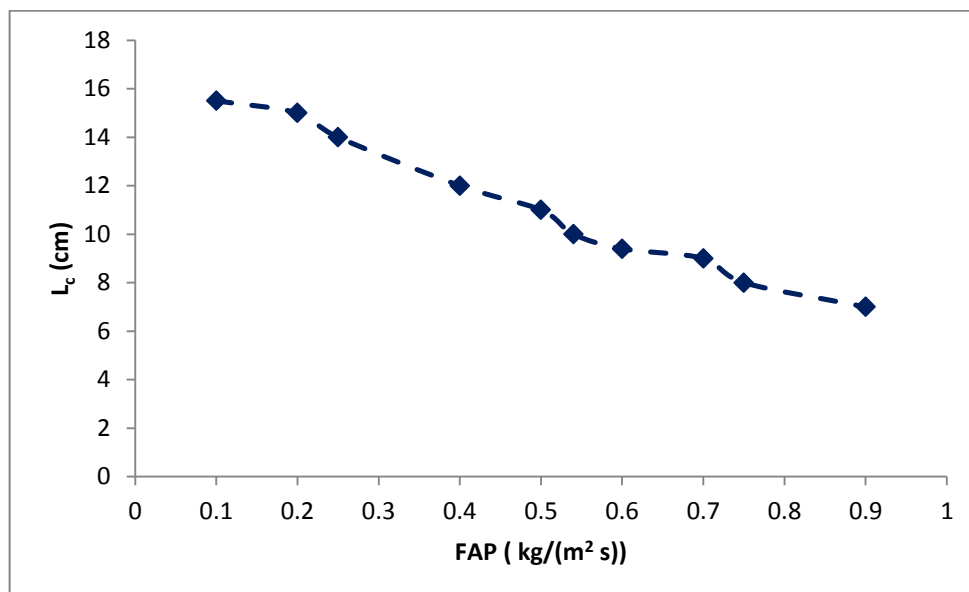
Fuente: El autor.

A medida que las partículas de BC aumentan su temperatura empiezan a liberar humedad en la zona de precalentamiento, incrementando la concentración de H_2O en los primeros 12.5 cm de lecho. Por encima de este punto el H_2O alcanza una concentración constante de 2 mol/m^3 , indicando que el material ya se encuentra seco. El incremento en el contenido de humedad y la temperatura del gas, modifican su densidad lo cual ocasiona una leve reducción en la concentración de O_2 . Cerca a los 30 cm se presenta la primera oxidación a baja temperatura ($200 \text{ }^\circ\text{C}$) de los volátiles liberados y se observa la aparición de CO. En la zona de combustión la concentración de H_2O aumenta de nuevo debido a la oxidación de H_2 , CH_4 , C_2H_6 . La oxidación de los volátiles y el material carbonizado reducen drásticamente el contenido de O_2 , e incrementa las concentraciones de CO y CO_2 .

Para todos los FAP la altura de lecho de BC donde ocurre la etapa de secado se mantiene constante en 12.5 cm. Sin embargo, el rango de temperatura a la cual ocurre esta etapa disminuye con el FAP. Para FAP menor a $0.5 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$ el secado ocurre entre los $27 \text{ }^\circ\text{C}$ (temperatura ambiente) y los $116 \text{ }^\circ\text{C}$, mientras que para FAP menor o igual a $0.5 \text{ kg}/(\text{m}^2 \text{ s})$ se lleva a cabo por debajo de los $100 \text{ }^\circ\text{C}$. FAP bajos dan lugar a pequeños número de Re, lo cual ocasiona bajos coeficientes de transferencia de masa (Ecuación 29). Por lo tanto la etapa de secado es controlada por la transferencia de calor a las partículas de BC (Ecuación 4). El incremento del FAP aumenta el número de Re, mejorando el coeficiente de transferencia de masa y permitiendo que el secado pase a ser controlado por la difusión de humedad.

Al transcurrir el proceso de combustión, la propagación del frente de ignición en el lecho reduce la longitud de la zona de precalentamiento (L_h) hasta hacerla desaparecer. Por su parte la longitud de la zona de combustión (L_c) permanece casi constante durante todo el proceso y varía con el FAP, como lo indica la Figura 38.

Figura 38. Longitud de la zona de combustión (L_c) en función del FAP.



Fuente: El autor.

La longitud de la zona de combustión del BC se encuentra en un rango de 8 a 15.5 cm, y varía inversamente proporcional al FAP. Se ha comprobado que el oxígeno tiene una mayor selectividad hacia la oxidación de volátiles, lo que ocasiona que en FAP bajos las reacciones homogéneas (R1-R5) reduzcan significativamente la concentración de oxígeno en la superficie de las partículas, evitando así la oxidación del material carbonizado. Esto causa una separación de los frentes de devolatilización y oxidación del material carbonizado, lo cual conlleva a una zona de combustión de mayor tamaño [Porteiro *et al.*, 2010]. Caso contrario ocurre el FAP altos, donde la elevada concentración de oxígeno en el horno permite la oxidación simultánea de volátiles y material carbonizado, reduciendo la longitud de la zona de combustión.

4.8 CONCLUSIONES.

Planteó un modelo matemático unidimensional para la descripción del proceso de combustión de BC en lecho fijo. Los resultados del modelo se ajustan satisfactoriamente a los datos experimentales de la tasa de combustión, la temperatura del lecho, la concentración de CO_2 y O_2 , con un error del 11 %, en función del flujo de aire primario y el contenido de humedad del BC. Las fracciones volumétricas de CO obtenidas con el modelo son 50% superiores a las experimentales. Sin embargo debido a que las fracciones volumétricas de CO son tan bajas durante la combustión del BC (no superan el 2 %), este factor no influye notablemente en el desempeño del modelo.

El modelo permite identificar dos zonas en el lecho durante la combustión de BC. La primera zona se ubica en la parte baja del lecho y corresponde al lugar donde el BC sólido precalienta el aire primario. La segunda zona se encuentra en la parte superior del lecho, donde se llevan a cabo las reacciones de oxidación. En esta zona la temperatura del gas es superior a la del sólido. Por consiguiente se puede concluir que debido al alto contenido de volátiles del BC, su combustión es controlada por el calor liberado de las reacciones de oxidación homogéneas. La longitud de la zona de combustión es función del FAP. Los resultados concuerdan con los obtenidos en anteriores estudios para otras biomásas.

5. CONCLUSIONES GENERALES

El estudio detallado de la combustión de bagazo de caña realizado en el presente trabajo, demostró que las variables tamaño de partícula (TP), fracción másica de humedad (FMH) flujos de aire primario y secundario (FAP y FAS), y precalentamiento del aire primario (PAP), afectan el comportamiento de la combustión en lecho fijo de esta biomasa.

El contenido de humedad del BC ocasiona una reducción en las tasa y en el rendimiento de la combustión, debido a que el calor gastado durante la etapa de secado reduce la tasa de calentamiento del lecho. No obstante, el aumento en el TP incrementa la porosidad del lecho, facilitando la penetración de la radiación en él, lo cual redundará en un aumento de la tasa de combustión y las concentraciones de CO₂. Por tal motivo el incremento del TP contrarresta el efecto de la humedad.

El precalentamiento del aire primario ocasiona la formación de un frente de secado moviéndose desde el fondo del lecho hacia el tope, en sentido contrario al frente de ignición. Este comportamiento permite que la tasa de combustión incremente. Sin embargo, bajo la temperatura de PAP utilizada en el presente trabajo (120 °C) el efecto solo fue significativo para fracciones másicas de humedad menores o iguales a 30 %. Por otra parte, solo para la combustión de bagazo de caña con fracción másica de humedad del 30 %, el precalentamiento permite un mejoramiento en el rendimiento de la combustión.

Con respecto al flujo de aire, la tasa de combustión del BC presenta un máximo para una relación aire primario/secundario (RAPS) de 1.0. Para RAPS menores a 1.0 la combustión del BC es controlada por el suministro de oxígeno al horno. Para RAPS superiores a 1.0 se presenta un enfriamiento excesivo del lecho por el

flujo de aire primario. Los mayores rendimientos de la combustión de BC se consiguen con una RAPS de 0.6.

Los resultados demuestran que durante la combustión de BC, no existe una influencia significativa de las variables de estudio (RAPS, TP, FMH y PAP) sobre la temperatura de combustión, la cual se mantuvo en un rango de 600 °C a 1000 °C. Por lo tanto se concluye que las mejores condiciones de operación para un horno panelero se consiguen con FMH de 10 %, TP de 0.50 cm y RAPS de 0.6.

El modelo matemático unidimensional planteado representa con una exactitud cercana al 90 % la tasa de combustión, la temperatura del lecho, la concentración de CO₂ y la concentración de O₂, en función del flujo de aire primario y el contenido de humedad. Las concentraciones de CO calculadas son superiores a las obtenidas experimentalmente. Sin embargo se mantienen tan bajas como las experimentales (fracciones volumétricas menores a 2 %), por lo cual este factor no afecta el desempeño del modelo matemático.

6. RECOMENDACIONES

Bajo las condiciones de secado natural en los cuales se reduce la humedad del bagazo de caña en la agroindustria panelera, es difícil conseguir una fracción másica de humedad del 10 % en corto tiempo. Por este motivo, el uso de bagazo de caña con fracción másica de humedad del 30 %, tamaño de partícula de 0.5 cm y precalentamiento de aire primario, es una alternativa para mejorar el rendimiento del proceso de combustión.

Para disminuir el error del modelo matemático propuesto, se debe desarrollar un estudio detallado de la cinética de devolatilización, la composición de los volátiles y las cinéticas de oxidación de volátiles, para el caso bagazo de caña, con miras a obtener expresiones matemáticas más exactas, que puedan ser incorporadas al modelo.

BIBLIOGRAFÍA

ASADULLAH M.; RAHMAN M.A.; ALI M.M., RAHMAN M.S.; MOTIN M.A.; SULTAN M.B. *et al.* Production of bio-oil from fixed bed pyrolysis of bagasse. *Fuel* 2007; 86 (16): 2514-20.

BABU B.V.; CHAURASIA A.S. Heat transfer and kinetics in the pyrolysis of shrinking biomass particle. *Chem Eng Sci* 2004; 59(10): 1999-12.

BASU P. Combustion of coal in circulating fluidized-bed boilers: a review. *Chem Eng Sci* 1999; 54(22): 5547-57

BAUER R.; GÖLLES M.; BRUNNER T.; DOURDOUMAS N.; OBERNBERGER I. Modelling of grate combustion in a medium scale biomass furnace for control purpose. *Biomass Bioenerg* 2010; 34(4): 417-27.

BENAMOUN L.; BELHAMRI A. Mathematical description of heat and mass transfer during deep bed drying: Effect of product shrinkage on bed porosity. *Appl Therm Eng* 2008; 28 (17-18): 2236-44.

BORIOUCHKINE A.; ZAKHAROV A.; JÄMSÄ-JOUNELA S. Dynamic modeling of combustion in a biograte furnace: the effect of operation parameters on biomass firing. *Chem Eng Sci* 2012; 69(1): 669-78.

BRYDEN M.K.; HAGGE M.J. Modeling the combined impact of moisture and char shrinkage on the pyrolysis of a biomass particle. *Fuel* 2003; 82(13): 1633-44.

BRYDEN K.M.; RAGLAND K.W. Numerical modeling of a deep, fixed bed combustor. *Energ Fuel* 1996: 37(3): 269-75.

CHERN J.S.; HAYHURST A.N. A model for the devolatilization of a coal particle sufficiently large to be controlled by heat transfer. *Combust Flame* 2006; 146 (3): 553-71.

DAOOD S.S.; MUNIR S.; NIMMO W.; GIBBS B.M. Char oxidation study of sugar cane bagasse, cotton stalk and Pakistani coal under 1% and 3% oxygen concentrations. *Biomass Bioenerg* 2010; 34(3): 263-71.

DEMIRBAS A. Combustion characteristics of different biomass fuels. *Progress In Energy And Combustion Science* 2004, 30(2): 219-230.

DI BLASI C. Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis. *Prog Energ Combust* 2008; 34(1): 47-90.

DI BLASI C. Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars. *Prog Energ Combust* 2009; 35 (2): 121-40.

DI BLASI C.; BRANCA C.; SANTORO A.; PEREZ R.A. Weight loss dynamics of wood chips under fast radiative heating. *J Anal Appl Pyrol* 2001; 57 (1): 77-90.

DOHERTY W.; REYNOLDS A.; KENNEDY D. The effect of air preheating in a biomass CFB gasifier using ASPEN Plus simulation. *Biomass Bioenerg* 2009; 33(9): 1158-67.

ESCALANTE H.; ORDUZ J.; ZAPATA H.J.; CARDONA M.C.; DUARTE M. Atlas del potencial energético de la biomasa residual en Colombia. Colombia: Ediciones Universidad Industrial de Santander; 2011.

FRIGERIO S.; THUNMAN H.; LECKNER B.; HERMANSSON S. Estimation of gas phase mixing in packed bed. *Combust Flame* 2008; 153(1-2): 137-148.

GALGANO A.; DI BLASI C. Modeling the propagation of drying and decomposition front in wood. *Combust Flame* 2004; 139 (1-2): 16-27.

GARCÍA H.R. Report submitted to Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural (MADR) from Colombia in the project called: desarrollo de modelos demostrativos de hornillas de alta eficiencia térmica y bajo impacto ambiental de acuerdo con los niveles socioeconómicos y técnicos de las principales regiones productoras de panela en Colombia. Bogotá: Corpoica; 2011. Final report.

GARCÍA M.; CHAALA A.; ROY C. Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse. *J Anal Appl Pyrol* 2002; 65(2): 111-36.

GARCÍA H.R.; ALBARRACÍN L.C.; TOSCANO A.; SANTANA N.J.; INSUASTY O. Guía tecnológica para el manejo integral del sistema productivo de caña panelera. Colombia: Produmedios editorial para el sector agropecuario; 2007.

GORDILLO G.; GARCÍA H.R. Manual para el diseño y operación de hornillas paneleras. Colombia: Corpoica; 1992.

GORT R.; BROUWERS J.J.H. Theoretical analysis of the propagation of a reaction front in a packed bed. *Combust Flame* 2001; 124 (1-2): 1-13.

GUNGOR A. Two-dimensional biomass combustion modeling of CFD. *Fuel* 2008; 87 (8-9): 1453-68.

HE R.; SUDA T.; FUJIMORI T.; SATO JUN'ICHI. Effects of particle sizes on transport phenomena in single char combustion. *Int J Heat Mass Tran* 2003; 46(19): 3619-27.

HERMANSSON S.; THUNMAN H. CFD modelling of bed shrinkage and channelling in fixed-bed combustion. *Combust Flame* 2011; 158 (5): 988-99.

HOLMAN JP. *Transferencia de calor*. 10a Reimpresión México: Compañía Editorial Continental SA de cv México; 1999.

ISLAM M.R.; PARVEEN M.; HANIU H. Properties of sugarcane waste-derived bio-oils obtained by fixed-bed fire-tube heating pyrolysis. *Bioresource Technol* 2010; 101 (11): 4162-68.

JOHANSSON R.; THUNMAN H.; LECKNER B. Influence of intraparticle gradients in modeling of fixed bed combustion. *Combust Flame* 2007; 149(1-2): 49-62.

KATYAL S.; THAMBIMUTHU K.; VALIX M. Carbonisation of bagasse in a fixed bed reactor: influence of process variables on char yield and characteristics. *Renew Energ* 2003; 28(5): 713-25.

KAUSLEY S.B.; PANDIT AB. Modelling of solid fuel stoves. *Fuel* 2010; 89(3): 782-91.

KHOR A.; RYU C.; YANG Y.; SHARIFI V.N.; SWITHENBANK J. Straw combustion in a fixed bed combustor. *Fuel* 2007; 86(1-2): 152-60.

KIM S.; SHIN D.; CHOI S. Comparative evaluation of municipal solid waste incinerator designs by flow simulatio. *Combust Flame* 1995; 106 (3): 241-51.

KUPRIANOV V.I.; PERMCHART W.; JANVIJITSAKUL K. Fluidized bed combustion of pre-dried Thai bagasse. *Fuel Process Technol* 2005; 86 (8); 849-60.

LERMAN P.; WENBERG O. Experimental method for designing a biomass bed dryer. *Biomass Bioenerg* 2011; 35 (1): 31-39.

LANG L.; SUN R.; FEI J.; WU S.; LIU X.; DAI K.; *et al.* Experimental study of effects of moisture content on combustion characteristics of simulated municipal solid waste in a fixed bed. *Bioresour Technol* 2008; 99(15), 7238-46.

LU H.; IP E.; SCOTT J.; FOSTER P.; VICKERS M.; BAXTER L. Effects of particle shape and size on devolatilization of biomass particle. *Fuel* 2010; 89(5): 1156-68.

McCabe W.L.; SMITH J.C.; HARRIOTT P. Operaciones unitarias en ingeniería química. 4a ed. Madrid: MacGraw Hill/Interamericana; 1991.

MANYÁ J.J.; ARAUZO J. An alternative kinetic approach to describe the isothermal pyrolysis of micro-particles of sugar cane bagasse. *Chem Eng J* 2008; 139 (3): 549-61.

MEHRABIAN R.; ZAHIROVIC S.; SCHARLER R.; OBERNBERGER I.; KLEDITZSCH S.; WIRTZ S.; SCHERER V.; *et al.* A CFD model for thermal conversion of thermally thick biomass particles. *Fuel Process Technol* 2012; 95: 96-108.

MENDEIETA A. Desarrollo de un modelo experimental para el coeficiente de transferencia de calor en el proceso de evaporación de jugo de caña de azúcar en un arreglo de película delgada [Tesis de maestría] Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físico-Químicas, 2012.

MILTNER M.; MAKARUK A.; HARASEK M.; FRIEDL A. computational fluid dynamic simulation of a solid biomass combustor: modelling approaches. *Clean Techn Environ Policy* 2008; 10: 165-74.

OKASHA F. Staged combustion of rice straw in a fluidized bed. *Exp Therm Fluid Sci* 2007; 32(1):52-59.

OSORIO G. Manual: Buenas Prácticas Agrícolas -BPA- y Buenas Prácticas de Manufactura-BPM- en la producción de caña y panela. Colombia: CTP Print Ltda; 2007.

PATANKAR S.V., SPALDING G.D. A calculation procedure for heat, mass and momentum transfer in three-dimensional parabolic flows. *Int J. Heat and Mass Transfer* 1972: 1787.

PORTEIRO J.;PATIÑO D.; COLLAZO J.; GRANADA E.; MORAN J.; MIGUEZ J.L. Experimental analysis of ignition front propagation of several biomass fuels in a fixed-bed combustor. *Fuel* 2010; 89(1): 26-35.

RAGAUME T.; UZANNEAU M.; JABOUILLE F.; GOUDEAU J.C.; TORETO J.L. The effects of different airflows on the formation of pollutants during waste incineration, *Fuel* 2002; 81(17): 2277-88.

RAMAJO-ESCALERA B.; ESPINA A.; GARCÍA J.R.; SOSA-ARNAO J.H.; NEBRA S.A. Model-free Kinetics applied to sugarcane bagasse combustion. *Thermochim Acta* 2006; 448(2): 111-16.

RASUL M.G.; RUDOLPH V.; CARSKY M. Physical properties of bagasse, *Fuel* 1999; 78 (8): 905-910

RAZUAN R.; CHEN Q.; ZHANG X.; SHARIFI V.; SWITENBANK J. Pyrolysis and combustion of oil palm stone and palm kernel cake in fixed-bed reactors. *Bioresource Technol* 2010; 101(12): 4622-29.

REID R.C.; PRAUSNITZ J.M.; POLING B.E. The properties of gases and liquids. 4a ed. New York: MacGraw Hill; 1987

ROHSENOW W.M.; HARTNETT J.P.; CHO Y.I. Handbook of heat transfer. 3rd Ed. United State of America: McGraw Hill; 1998

RYU C.; PHAN A.N.; YANG Y.; SHARIFI V.N.; SWITENBANK J. Ignition and burning rates of segregated waste combustion in a packed beds, Waste Manage 2007; 27(6): 802-10.

SAND U.; SANDBERG J.; LARFELDT J.; BEL FDHILA R. Numerical prediction of the transport and pyrolysis in the interior and surrounding of dry and wet wood log. Appl Energ 2008; 85(12): 1208-24.

SHANMUKHARADHYA K.S. Simulation and thermal analysis of effect of fuel size on combustion in an industrial biomass furnace. Energ Fuel 2007; 21(4): 1895-00.

SHARMA A.K. Modeling and simulation of a downdraft biomass gasifier 1. Model development and validation. Energ Convers manage 2011; 52 (2): 1386-96.

THUNMAN H.; LECKNER B. Influence of size and density of fuel on combustion in a packed bed. P Combust Inst 2005; 30 (2): 2939-46.

VAN DER LANS R.P.; PEDERSEN L.T.; JENSEN A.; GLARBORG P.; DAM-JOHANSEN K. Modeling and experiments of straw combustion in a grate furnace, Biomass Bioenerg 2000; 19 (3): 199-208.

VAN KESSEL L.B.M.; ARENSEN A.R.J.; DE BOER-MEULMAN P.D.M.; BREM G. The effect of air preheating on the combustion of solid fuels on a grate. *Fuel* 2004 ; 83(9): 1123-31.

WANG Z.H.; CHEN G. Heat and mass transfer in batch fluidized-bed drying of porous particles. *Chem Eng Sci* 2000; 55 (10): 1857-69.

WERTHER J.; SAENGER M.; HARTGE E-U.; OGADA T.; SIAGI Z. Combustion of agricultural residues. *Prog Energ Combust* 2000; 26 (1): 1 -27.

WOODFIELD L.P.; KENT J.H.; DIXON T.F. Computational modeling of combustion instability in bagasse-fired furnaces. *ExpTherm Fluid Sci* 2000; 21(1-3): 17-25.

YANG W.; PONZIO A.; LUCAS C.; BLASIAK W. Performance analysis of a fixed-bed biomass gasifier using high-temperature air. *Fuel Process Technol* 2006; 87(3): 235-45.

YANG Y.B.; RYU C.; GOODFELLOW J.; SHARIFI V.N.; SWITHENBANK J. Modeling waste combustion in a grate furnaces. *Process Saf Environ* 2004; 82(B3):208-22.

YANG Y.B.; RYU C.; KHOR A.; SHARIFI V.N.; SWITHENBANK J. Fuel size effect on pinewood combustion in a packed bed. *Fuel* 2005; 84 (16): 2026-38

YANG Y.B.; RYU C.; KHOR A.; YATES N.E.; SHARIFI V.N.; SWITHENBANK J. Effect of fuel properties on biomass combustion. Part II. Modelling approach—identification of the controlling factors. *Fuel* 2005; 84(16): 1039-46.

YANG Y.B.; GOH Y.R.; ZAKARIA R.; NASSERZADEH V.; SWITHENBANK J. Mathematical modelling of MSW incineration on a travelling bed. Waste Manag 2002; 22 (4) 369-80.

ZABANIOTOU A.; DAMARTZIS TH. Modeling the intra-particle transport phenomena and chemical reactions of olive kernel fast pyrolysis. J Anal Appl Pyrol 2007; 80(1): 187-94.

ZHAO W.; LI Z.; ZHAO G.; ZHANG F.; ZHU Q. Effect of air preheating and fuel moisture on combustion characteristics of corn straw in a fixed bed. Energy Convers Manage 2008; 49(12): 3560-65.

ZHOU H.; JENSEN A.D.; GLARBORG P.; JENSEN P.A.; KAVALIAUSCAS A. Numerical modeling of straw combustion in a fixed bed. Fuel 2005; 84(4): 389-03.