

REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO Y LECHO BURBUJEANTE EN LA GASIFICACIÓN DE BIOMASA RESIDUAL

Martín Enrique Durán García¹

RESUMEN

El tratamiento de la biomasa residual con fines energéticos es un tema de interés para la conservación del ambiente y el aprovechamiento de la energía. Dentro de las tecnologías avanzadas de depuración, los procesos hidrotérmicos han despertado un gran interés por su eficacia en la destrucción/eliminación de vertidos residuales de alta carga orgánica. Es por ello la relevancia de modelar reactores que permitan la reacción de gasificación, como el de lecho fluidizado y lecho burbujeante, específicamente a través del porcentaje en peso de gas producido como el tamaño de partícula de la biomasa alimentada en función de la temperatura, usando como alimentación aserrín de pino (*Pinus arizonica Engelm*), comparando estos resultados con los obtenidos experimentalmente. Se obtuvo que el aumento de la temperatura incrementó la producción de hidrógeno y metano con una desviación porcentual promedio de 1,69%. Además, el porcentaje en peso de hidrógeno y metano disminuyó a medida que el tamaño de partícula de la biomasa alimentada se incrementó en el reactor de lecho fluidizado, tendencia que se acentúa en el reactor de lecho burbujeante. Se transformó la biomasa residual en gases combustibles como hidrógeno y metano en proporciones comparables en el reactor de lecho fluidizado y el de lecho burbujeante.

Palabras Claves: Proceso hidrotérmico, aserrín de pino, reactor lecho fluidizado, reactor lecho burbujeante, metano e hidrógeno.

REACTORS FLUIDIZED BED AND BUBBLY IN RESIDUAL BIOMASS GASIFICATION

ABSTRACT

The treatment of residual biomass for energy is a topic of interest for environmental conservation and energy efficiency. Within the advanced treatment technologies, hydrothermal processes have attracted considerable interest because of its efficacy in the destruction / disposal of waste discharges of high organic load. Is therefore the importance of modeling reactors which allow the gasification reaction, such as fluidized bed, bubbling bed, specifically through the weight percent of produced gas as the particle size of the biomass supplied in function of temperature, using as food pine sawdust (*Pinus arizonica Engelm*), comparing these results with those obtained experimentally. Was obtained that the increase in temperature increased the production of hydrogen and methane with an average percentage deviation of 1.69%. Furthermore, the weight percentage of hydrogen and methane decreased as the particle size of the feed biomass increased in fluidized bed reactor, a trend is accentuated in the bubbling bed reactor. Residual biomass fuels became as hydrogen and methane gas at comparable rates in the fluidized bed reactor and the bubbling bed

Keywords: Hydrothermal Process, pine sawdust, fluidized bed reactor, bubbling bed reactor, methane and hydrogen.

1. Departamento de Tecnología Industrial, Universidad Simón Bolívar, Camurí Grande, Venezuela. martinduran@usb.ve

INTRODUCCIÓN

El tratamiento de la biomasa residual con fines energéticos es un tema de interés para la conservación del medio ambiente y el aprovechamiento de la energía. Esta biomasa genera uno de los problemas ambientales más importantes que va creciendo año tras año, pues el desarrollo económico de los países está relacionado de forma directa con la acumulación de pasivos ambientales y la gran necesidad de mayores requerimientos energéticos. Por tanto, se requieren soluciones específicas para este tipo de biomasa que abunda debido a la creciente actividad industrial, comercial y doméstica.

Dentro de las tecnologías avanzadas de depuración, los procesos hidrotérmicos han despertado un gran interés por su eficacia en la destrucción/eliminación de vertidos industriales y comerciales de alta carga orgánica, frente a los procesos de tratamiento convencionales [2]. El proceso de gasificación hidrotérmica se presenta como una posible vía de aprovechamiento energético de residuos mediante su transformación en un gas combustible de gran poder calorífico por su alto contenido en hidrógeno e hidrocarburos ligeros [4].

Mediante este proceso se pueden tratar residuos y desechos sólidos, entre ellos biomasa residual, con un alto porcentaje de agua en su composición, los cuales no resultan aptos para su tratamiento mediante los métodos convencionales de gasificación térmica [10]. Estos desechos están compuestos por carbono e hidrógeno debido a su carácter orgánico, lo cual constituyen una materia prima para la generación de energía [2].

En la actualidad, la gasificación convencional presenta importantes limitaciones que garantice un proceso sustentable, entre las más importantes son: alto compromiso en la rentabilidad del proceso debido a los elevados costos de pretratamiento de la biomasa (secado de la materia prima, adecuación de la geometría y dimensiones de la biomasa, flujo de alimentación de una mezcla heterogénea, elevados costos de los materiales que resistan las condiciones de temperatura y presión, entre otros), el balance energético de la reacción, almacenamiento del producto, producto no deseable de carácter contaminante, el porcentaje de gases combustibles producidos, y la conversión y pureza de los biocombustibles obtenidos [10, 12].

Es importante diseñar de reactores que permitan la reacción de gasificación hidrotérmica de la biomasa. Específicamente se modelará un reactor lecho fluidizado

y un reactor lecho burbujeante, como equipos centrales encargados de la conversión de la biomasa, a través del desempeño de los mismos en cuanto a variables de operación como porcentaje en peso de los gases producidos y el tamaño de partícula de la biomasa alimentada.

MARCO TEÓRICO

La gasificación hidrotérmica de la biomasa constituye un conjunto de reacciones termoquímicas que se producen en un ambiente pobre en oxígeno y que da como resultado la transformación de un sólido, donde específicamente la celulosa se convierte en una mezcla de gases combustibles principalmente constituida por metano, hidrógeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono, con su correspondiente poder calorífico y susceptibles de ser utilizados en sistemas industriales constituidos principalmente por calderas, turbinas, motores o máquinas de combustión, entre otros, tras ser debidamente acondicionados [8].

Por ejemplo, la gasificación de la biomasa en agua supercrítica es una tecnología que procesa la biomasa con un alto contenido en humedad, donde la biomasa residual es biomasa húmeda con un contenido superior al 95% de agua [10]. Las propiedades del agua supercrítica, permiten que actúe como disolvente de los materiales orgánicos y agente de reacción, por lo cual no se requiere de un proceso previo de secado siendo precisamente el agua, en condiciones supercríticas, el medio de reacción [10]. Por lo tanto, los compuestos orgánicos, lodos de las aguas residuales, residuos agrícolas y residuos del procesamiento de alimentos, se presentan como las mejores alimentaciones para este proceso [2, 3, 4].

En particular, este proceso de gasificación como los procesos de conversión hidrotérmica en general, presentan principalmente una serie de ventajas como: gran poder disolvente del agua supercrítica, las reacciones de polimerización que generan alquitranes están principalmente inhibidas, alta eficacia térmica, producción de un gas rico en hidrógeno con bajo contenido de monóxido de carbono y el dióxido de carbono que puede ser fácilmente separado a elevada presión por su alta solubilidad en agua [5].

1. TIPO DE REACTORES

Los reactores pueden ser diferentes en función de las características del tipo de alimentación de la biomasa residual a gasificar. Los gasificadores habituales son de

lecho fijo y a su vez pueden ser de flujo de gas ascendente o descendente. También se han desarrollado gasificadores de lecho fluidizado con ciertas ventajas respecto a los anteriores, ya que presentan mayores velocidades de reacción y eficiencias de conversión superiores siendo uno de los sistemas más favorables [5].

El reactor de lecho fluidizado es aquel donde el agente gasificante mantiene en suspensión a un inerte y a la biomasa, hasta que las partículas de éste se gasifican y se convierten en cenizas volátiles las cuales son arrastradas por la corriente correspondiente. Un reactor de lecho

burbujeante se comporta como un líquido efervescente de baja viscosidad. De este modo, la forma de las burbujas es parecida en ambos casos: casi esféricas las de pequeño tamaño, alargadas y deformadas cuando crecen, y esféricas con forma de tapón las de mayor tamaño. En los dos casos se observa el ascenso lento de las burbujas pequeñas, que pasa a ser más rápido en las grandes, pudiendo una serie de burbujas formar por coalescencia burbujas de mayor tamaño [2, 3, 4,14].

Las consideraciones más resaltantes del reactor de lecho fluidizado y burbujeante se presentan en la tabla 1.

Tabla 1. Ventajas de la gasificación en un reactor de lecho fluidizado y lecho burbujeante.

Lecho	Ventajas
Fluidizado	<ul style="list-style-type: none"> • buen control de temperatura • altos flujos de reacción • niveles moderados de alquitrán • buen contacto gas – sólido • alto contenido de material particulado en el gas • puede operar con carga parcial • construcción y operación simple • alta conversión
Burbujeante	<ul style="list-style-type: none"> • el comportamiento de las partículas como un fluido permite controlar los procesos fácilmente • el buen mezclado de los sólidos satisface el comportamiento isoterma a través del reactor, • el mezclado homogéneo de los sólidos genera una inercia térmica que impide cambios bruscos de temperatura y da un amplio margen de seguridad para evacuar el calor en procesos muy exotérmicos • los coeficientes de transferencia de calor y de masa son altos comparados con otros procesos.

Fuente: Durán-García [2], Fang et al. [3], Guo et al. [4], Kunii [6], Nikoo [14].

Entre las desventajas más resaltantes en ambos reactores se encuentran: la descripción del flujo de gas es complicada ya que se desvía bastante del modelo “*plug flow*” y cuando hay una alta conversión en productos gaseosos el modelo es más complicado todavía, el rápido mezclado de las partículas en el lecho impide que su tiempo de residencia no sea uniforme. En procesos continuos, esto genera unos productos no uniformes y un bajo rendimiento, especialmente con altos niveles de conversión, se genera una importante abrasión del depósito y de las tuberías y en las reacciones no catalíticas a alta temperatura, se puede dar la aglomeración y el sinterizado de las partículas pequeñas [3, 4, 5, 6, 14].

DESARROLLO EXPERIMENTAL

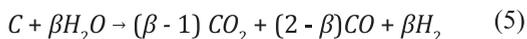
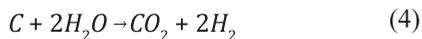
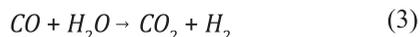
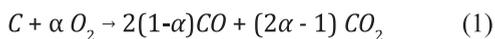
El desarrollo experimental se fundamenta en el modelaje matemático a partir de la adaptación del modelo propuesto por Nikoo y Mahinpey (2008). A su vez se

desarrolló la simulación numérica de la gasificación hidrotérmica de la biomasa residual en el reactor de lecho fluidizado y reactor de lecho burbujeante, cuyos resultados se contrastan con los valores experimentales reportados por Nikoo y Mahinpey (2008) en cuanto a la variación del porcentaje en peso de metano e hidrógeno producido y el tamaño de partícula de la biomasa alimentada con el incremento de la temperatura.

1. REACTOR LECHO FLUIDIZADO Y LECHO BURBUJEANTE

Se desarrolló un modelo matemático del proceso para la gasificación hidrotérmica de la biomasa residual en un gasificador de lecho fluidizado atmosférico que incluye tanto a los parámetros hidrodinámicos como el modelado cinético de la reacción, a través de las expresiones:

REACCIONES QUÍMICAS



Según la data experimental [14], $\alpha= 0,9$; $\beta=1,4$ y $n=1$, donde la primera reacción corresponde a la etapa de combustión y las reacciones siguientes están asociadas a las reacciones de gasificación hidrotérmica.

2. BALANCE DE MASA

En el balance de masa se considera para las dos etapas principales del proceso: combustión y gasificación. En el mismo se incorpora la cinética propuesta por Lee, Kim, Lee y Kim (1998), la cual depende de la conversión de las etapas de combustión y gasificación respectivamente, las presiones parciales del oxígeno y agua, la temperatura bajo el supuesto que el proceso completo es isotérmico, y las constantes correspondientes que definen consistentemente el balance (masa molecular, constante k, energía de activación, parámetros hidrodinámicos, etc).

$$\frac{dX_{comb}}{dt} = k_{comb} e^{\left(-\frac{E_{comb}}{RT}\right)} (P_{O_2})^n (1 - X_{comb})^{2/3} \quad (6)$$

$$\frac{dX_{gasi}}{dt} = k_{gasi} e^{\left(-\frac{E_{gasi}}{RT}\right)} (P_{H_2O})^n (1 - X_{gasi})^{2/3} \quad (7)$$

$$r_c = \left(\frac{dX_{comb}}{dt} + \frac{dX_{gasi}}{dt} k_{gasi} \right) \times \frac{\rho_c \epsilon_s Y_c}{M_c} \quad (8)$$

Donde los parámetros cinéticos se presentan en la tabla 2.

Tabla 2. Parámetros cinéticos

Reacciones	E/R (K)	K(s ⁻¹ atm ⁻¹)
Combustión	13.523	0.046
Gasificación	19.544	6474.7

Fuente: Nikoo [14].

Y los datos experimentales asociados a los reactores se presentan en la tabla 3.

Tabla 3. Datos experimentales del reactor de lecho fluidizado y lecho burbujeante

Datos	Rango o Valor
Reactor de Lecho Fluidizado y Lecho Burbujeante	
Temperatura (°C)	700 - 900
Presión (bar)	1.05
Diámetro del lecho (mm)	40
Diámetro de alimentación (mm)	60
Altura (mm)	1400
Aire	
Temperatura (°C)	65
Flujo (m ³ /h)	0.5 – 0.7
Vapor	
Temperatura (°C)	145
Flujo (kg/h)	0 – 1.8
Material del Lecho	
Silica Sand	
Promedio de tamaño de partícula (mm)	0.275
Peso (g)	30

Fuente: Nikoo [14].

Respecto al modelaje del reactor catalítico de lecho burbujeante se consideró los principios expuestos por Kunii y Levenspiel (1991), donde específicamente en lo corresponde al balance de masa se tiene lo siguiente:

$$-r_i = \frac{dX_i}{dt} = k_{cat} X_i^n \quad (9)$$

$$k_{cat} = \rho_p k^* \quad (10)$$

El balance para el reactivo “i” en la fase burbuja:

$$\frac{dC_{ib}}{dt} = -k_{cat} \gamma_b C_{ib} - K_{bc} (C_{ib} - C_{ib}) \quad (11)$$

donde la desaparición del reactivo “i” en la fase burbuja es a lo que se genera por reacción química como el transporte entre la nube y estela (balance en el conjunto nube y estela):

$$K_{bc} (C_{ib} - C_{ic}) = k_{cat} \gamma_c C_{ic} + K_{ce} (C_{ic} - C_{ie}) \quad (12)$$

A su vez donde la entrada del reactivo “i” en la fase emulsión es igual al consumo de “i” en la fase emulsión (balance de “i” en la fase emulsión):

$$K_{bc}(C_{ic}-C_{ie})=k_{cat}\gamma_e C_{ie} \quad (13)$$

3. CONSIDERACIONES HIDRODINÁMICAS

- El reactor se divide en dos regiones: el lecho propiamente y la zona libre del mismo
- Se considera mezclado perfecto de partículas sólidas en el lecho.
- El flujo volumétrico del gas se incrementa a lo largo de la altura, mientras que la sección de lecho disminuye.
- No hay control de transferencia de masa y temperatura externa ni interna en el reactor de lecho fluidizado. Mientras que en el reactor de lecho burbujeante se fundamenta en el modelo de la burbuja en la fase nube – estela y la fase emulsión [6].
- Flujo unidireccional axial, las contribuciones radiales son despreciables.
- La velocidad mínima de fluidización se determina a través de la siguiente expresión propuesta por Kunii y Levenspiel (1991):

$$\frac{1.75}{\epsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (14)$$

Las reacciones químicas que participan en la gasificación de la biomasa residual con agua como agente gasificante en el reactor de lecho burbujeante, se genera bajo la misma secuencia de reacciones descritas para el reactor de lecho fluidizado (Ecuaciones 1 a 5).

El modelaje del reactor catalítico de lecho burbujeante se realiza considerando la velocidad de reacción correspondiente tanto para la etapa de combustión, como la etapa propia de gasificación de cada reactivo en la burbuja como en el conjunto nube y estela, y en la fase emulsión correspondiente.

Se consideró que cada reactor operó en condiciones estables y adiabáticas, alimentación sin dispersión, partículas de catalizador esféricas y desactivación del catalizador despreciable, sin gradiente de temperatura entre el bulto y la superficie del catalizador, usando como alimentación aserrín de pino (*Pinus arizonica Engelm*)

que se define en términos de porcentaje en peso en base seca de la biomasa alimentada.

Para la solución de las ecuaciones diferenciales acopladas del modelo (ecuaciones 6 a la 9) que surgen de los balances de masa, ecuaciones cinéticas, parámetros, activación y desactivación del catalizador, se usó POLIMATH EDUCATIONAL 6.10.

Los resultados obtenidos fueron validados con los los resultados experimentales de Nikoo y Mahinpey (2008), definiendo los mismos flujos de alimentación de biomasa residual en 0.445 kg/h y de aire 0.5 m³/h, la carga de vapor en 1.2 kg/h, el promedio de tamaño de partícula y carga en peso los cuales se presentan en la Tabla 4.

A su vez se presentan los resultados del análisis próximo de una muestra de biomasa residual en porcentaje en peso en base seca.

Tabla 4. Especificaciones de operación en cada reactor

Datos del Aserrín de Pino (<i>Pinus arizonica Engelm</i>)	
Análisis Aproximado (% p/p base seca)	
C	49.75
H	8.10
O	41.58
N	0.12
S	0.45
Variables Operacionales	
Temperatura (°C)	139
Flujo de vapor (kg/h)	0 – 1.9
Promedio de tamaño de partícula (mm)	0.25 – 0.75
Peso (kg/m ³)	1300
Flujo de alimentación de la biomasa residual (kg/h)	0.445 – 0.512

RESULTADOS Y ANÁLISIS

A continuación se presentan los resultados derivados del modelaje matemático y simulación a través de POLIMATH EDUCATIONAL 6.10., contrastado con los resultados experimentales obtenidos por Nikoo y Mahinpey (2008). Específicamente se presentan los resultados asociados al reactor de lecho fluidizado y el reactor de lecho burbujeante, en lo que corresponde a la composición del metano e hidrógeno como biocombustibles, en función de la temperatura y el flujo de alimentación de biomasa residual, flujo de alimentación de aire, flujo de alimentación de vapor (carga de vapor) en las Figuras 1 a la 4.

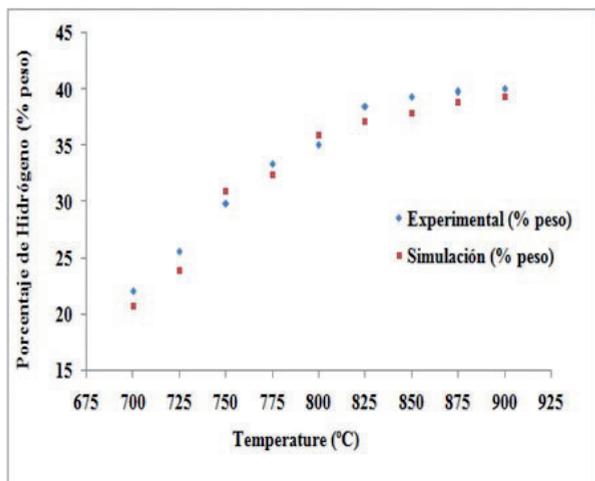


Figura 1. Composición del hidrógeno en función de la temperatura en el reactor de lecho fluidizado.

Se observan en las figuras 1 a la 4, que el aumento de temperatura favorece sólo el porcentaje en peso de hidrógeno producido, mientras que el correspondiente porcentaje en peso de metano disminuye. En particular, el incremento de composición del hidrógeno es útil para aplicaciones de este gas como combustible generado a partir de la biomasa que en principio se considera desecho, además de la mejor condición para separar este combustible de las composiciones de los gases restantes, tomando en consideración el compromiso energético y económico en el diseño de ambos reactores.

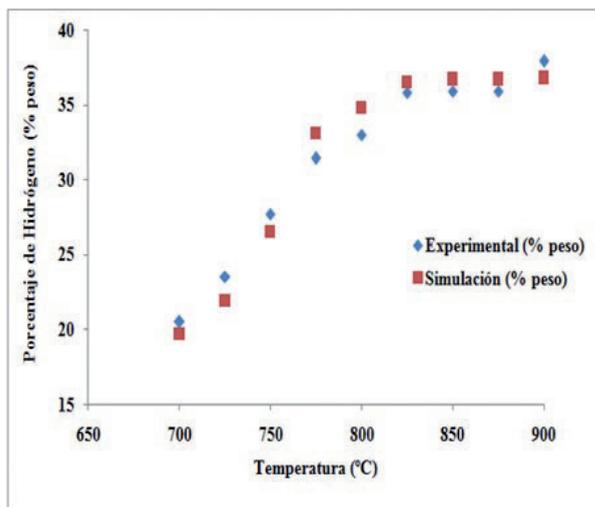


Figura 2. Composición del hidrógeno en función de la temperatura en el reactor de lecho burbujeante

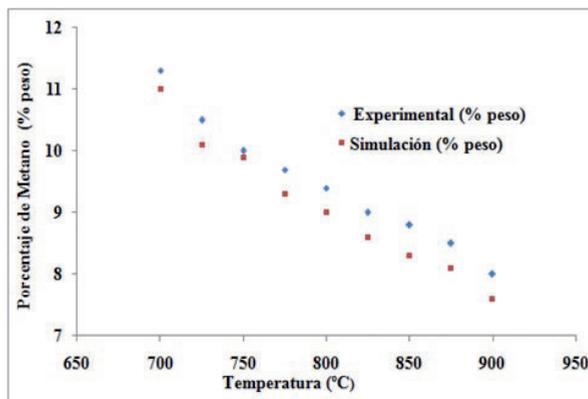


Figura 3. Composición del metano en función de la temperatura en el reactor de lecho fluidizado

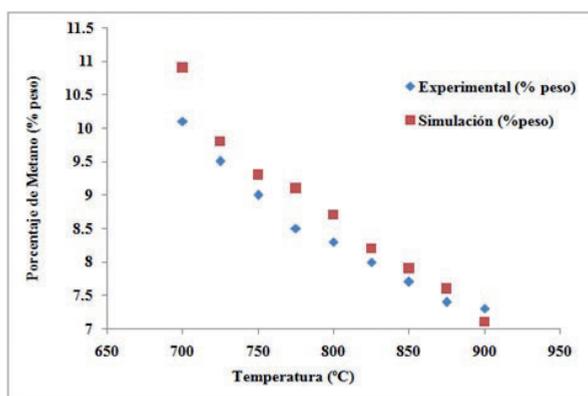


Figura 4. Composición del metano en función de la temperatura en el reactor de lecho burbujeante.

Los porcentajes en peso de hidrógeno y metano obtenidos en el modelaje matemático y simulación del reactor de lecho burbujeante, se incrementa (ver Figura 2) y disminuye (ver Figura 4) respectivamente, a medida que se incrementa la temperatura de operación de 700°C a 900°C.

Sin embargo, en comparación con los resultados obtenidos para el reactor de lecho fluidizado (ver Figura 1 y Figura 3), se alcanzan menores valores de porcentaje en peso de metano e hidrógeno, corroborando el hecho que en el reactor de lecho burbujeante se generan productos con menor rendimiento, especialmente a elevados niveles de conversión en comparación con el reactor de lecho fluidizado [14].

En ambos reactores se obtiene el mejor valor de porcentaje en peso de metano cuyo valor en promedio es del 11% a la temperatura de 700°C, muy similar al valor promedio obtenido experimentalmente por Nikoo y Mahinpey (2008). Análogamente, se corroboran con el modelaje matemático y simulación de ambos reactores, que el mejor porcentaje en peso de hidrógeno obtenido en promedio es de 38,1% a la temperatura de 900°C.

Estos resultados corroboran lo establecido por Lee et al. (2002b), Guo *et al.* (2007) y Antal *et al.* (2000), donde estos autores especifican que el tratamiento hidrotérmico por medio de la gasificación de este tipo de biomasa residual a temperaturas supercríticas, favorece la formación de hidrógeno en porcentaje en peso a temperaturas superiores a los 850°C mientras que la formación de metano expresa a través de los valores de porcentaje en peso se favorece a temperaturas alrededor de 600°C.

En las Figuras 5 a la 8, se presentan los resultados correspondientes del modelaje matemático y simulación en ambos reactores, el efecto del tamaño de partícula de biomasa residual alimentada sobre el porcentaje en peso obtenido de hidrógeno y metano, a las condiciones de flujo de alimentación de biomasa residual 0.512 kg/h, alimentación de aire 0.6 m³/h y temperatura de 800°C propuestos experimentalmente por Nikoo y Mahinpey (2008), de manera que se dispone de esta referencia para la validación correspondiente.

Se observa en la Figura 5 y la Figura 7 que el aumento del diámetro promedio de partícula no favorece el porcentaje en peso de hidrógeno y metano producido en el reactor de lecho fluidizado, ya que cada porcentaje en peso disminuye cuando se incrementa el diámetro de partícula promedio de 0.25 mm a 0.75 mm a las condiciones de operación establecidas.

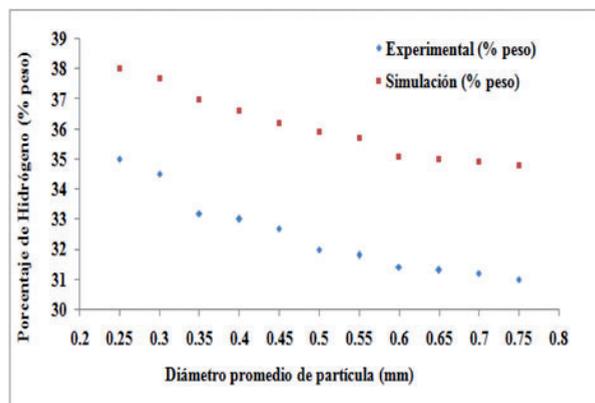


Figura 5. Composición del hidrógeno en función del tamaño de partícula, reactor de lecho fluidizado.

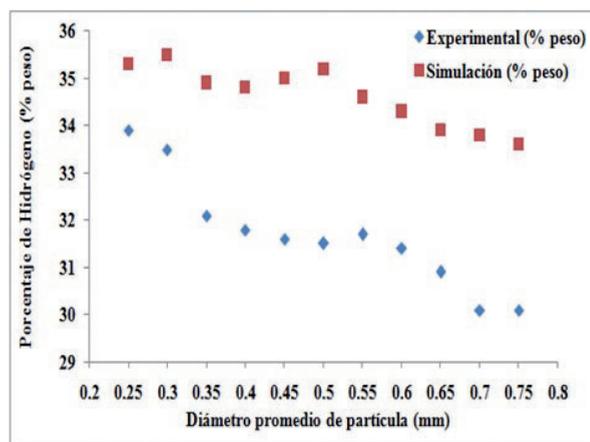


Figura 6. Composición del hidrógeno en función del tamaño de partícula, reactor de lecho burbujeante.

Los porcentajes en peso de hidrógeno y metano obtenidos en el modelaje matemático y simulación del reactor de lecho burbujeante disminuyen respectivamente (ver Figura 6 y 8), a medida que se incrementa el diámetro promedio de partícula de biomasa alimentada de 0.25 mm a 0.75 mm. Sin embargo, en comparación con los resultados obtenidos para el reactor de lecho fluidizado (ver Figura 5 y Figura 7), se alcanzan menores valores de porcentaje en peso de metano e hidrógeno, corroborando el hecho que en el reactor de lecho burbujeante se generan productos con menor rendimiento, especialmente a elevados niveles de conversión en comparación con el reactor de lecho fluidizado [14].

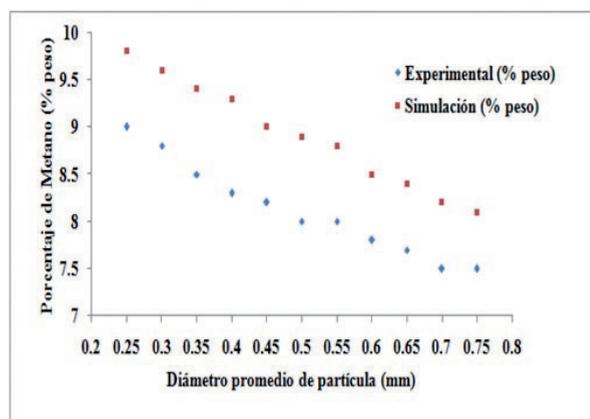


Figura 7. Composición del metano en función del tamaño de partícula, reactor de lecho fluidizado.

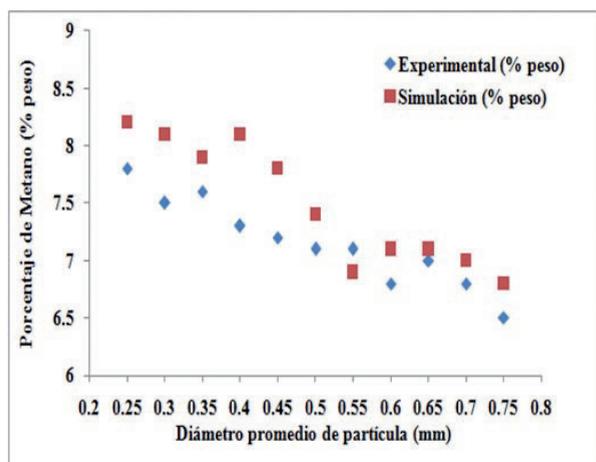


Figura 8. Composición del metano en función del tamaño de partícula, reactor de lecho burbujeante.

En ambos reactores se obtiene el mejor porcentaje en peso de metano cuyo valor en promedio es del 9% a un diámetro promedio de partícula de 0.25 mm, el cual es muy similar al valor promedio obtenido experimentalmente por Nikoo y Mahinpey (2008).

Análogamente, se corroboran con el modelaje matemático y simulación de ambos reactores, que el mejor porcentaje en peso de hidrógeno obtenido en promedio es de 36.5% a un diámetro promedio de partícula de 0.25 mm. Estos resultados corroboran lo establecido por Guo y colaboradores (2007), y Antal y colaboradores (2000), donde especifican que el tratamiento hidrotérmico por medio de la gasificación de este tipo de biomasa residual a temperaturas supercríticas, favorece la formación de hidrógeno en porcentaje en peso a diámetros promedios de partículas más pequeños y temperaturas no menores de 600°C.

CONCLUSIONES

Producto del modelaje y la simulación se obtuvo que la temperatura incrementa la producción de hidrógeno en cuanto a su porcentaje en peso se refiere, y el aumento del tamaño de partícula entre los valores de 0.25 mm y 0.75 mm contribuye con la disminución de la composición de los gases metano e hidrógeno en el reactor de lecho fluidizado y en el reactor de lecho burbujeante, con una desviación porcentual promedio de 1.69% en ambos reactores.

Se corroboran con el modelaje matemático y simulación de ambos reactores, que el mejor porcentaje en peso de hidrógeno obtenido en promedio es de 36.5% a un diámetro promedio de partícula de 0.25 mm. Se obtuvo

una transformación de la biomasa en gases combustibles como hidrógeno y metano en proporciones comparables en el reactor de lecho fluidizado y el de lecho burbujeante.

Tal como lo indica la literatura autores como Antal et al. (2000), Lu, Guo, Zhang y Yan, (2007), Matsumura et al. (2007), y Kumar, Jones y Hanna (2009), la fórmula química de los compuestos principales de la biomasa residual, celulosa y lignocelulosa, sus coeficientes estequiométricos tienen una relación con la temperatura y la tasa de calentamiento del sistema, información necesaria para el modelaje matemático y simulación más detallado donde se realice el respectivo análisis de sensibilidad en estudios posteriores.

A su vez, dentro de este análisis, resulta pertinente considerar la posible influencia de la transferencia de masa asociada al tamaño de partícula del lecho por tratarse de una reacción gas sólido y tamaño de partícula de la biomasa residual alimentada donde se espera que la conversión de carbono disminuya con los tamaños promedios más grandes de partículas por la resistencia a la transferencia de masa que se genera [14].

REFERENCIAS

1. Antal, M., Allen, S., Schulman, D., Xu, X., Divilio, R. (2000). Biomass gasification in supercritical water. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 39, 4040-4053.
2. Durán-García, M. (2014). Gasificación de la Biomasa Residual: Avances en Bioingeniería. *Ingeniería y Ciencias Aplicadas: Modelos Matemáticos y Computacionales. Sociedad Venezolana de Métodos Numéricos en Ingeniería*, BSB-7 - BSB-12.
3. Fang, Z.; Minowa, T.; Fang, C.; Smith, R., Inomata, H.; Kozinski, J. (2008). Catalytic hydrothermal gasification of cellulose and glucose. *International Journal of Hydrogen Energy*, 33, 981-990.
4. Guo, L., Lu, Y., Zhang, X., Ji, C., Guan, Y., Pei, A. (2007). Hydrogen production by biomass gasification in supercritical water: A systematic experimental and analytical study. *Catalysis Today*, 129, 275-286.
5. Kumar, A., Jones, D., Hanna, M. (2009). Thermochemical Biomass Gasification: A Review of the Current Status of the Technology. *Energies*, 2, 556-581.

6. Kunni, D. and Levenspiel, O. (1991). *Fluidization Engineering*, 2nd ed.
7. Lee, J., Kim, Y., Lee, W. y Kim, S. (1998). Coal Gasification Kinetics derived from pyrolysis in a fluidized bed reactor. *Energy*, 23(6), 475-88.
8. Lee, G., Nunoura, T., Matsumura, Y., Yamamoto, K. (2002a). Global kinetics of 2-chlorophenol disappearance with NaOH in Supercritical Water. *J. Chemical Engineering of Japan*, 35(12), 1252-1256.
9. Lee, I., Kim, M.; Ihm, S.-K. (2002b). Gasification of glucose in supercritical water. *In. Eng. Chem. Res.*, 41, 1182-1188.
10. Lu, Y., Guo, L., Ji, C., Zhang, X., Hao, X., Yan, Q. (2006). Hydrogen production by biomass gasification in supercritical water: A parametric study. *International Journal of Hydrogen Energy*, 31, 822-831.
11. Lu, Y., Guo, L., Zhang, X., Yan, Q. (2007). Thermodynamic modeling and analysis of biomass gasification for hydrogen production in supercritical water. *Chemical Engineering Journal*, 131, 233-244.
12. Lu, Y., Jin, H., Guo, L., Zhang, X., Cao, C., Guo, X. (2008). Hydrogen production by biomass gasification in supercritical water with a fluidized bed reactor. *International Journal of Hydrogen Energy*, 33, 6066-6075.
13. Matsumura, Y., Hara, S., Minowa, T., Noda, Y., Shimizu, Y. (2007). Catalyst-slurry supercritical water gasification (CS-SCWG) as a new wet biomass gasification technology. *Proceedings 15th European Biomass Conference and Exhibition: From Research to Market Deployment*. Berlin.
14. Nikoo, M. y Mahinpey, N. (2008). Simulation of biomass gasification in fluidized bed reactor using Aspen Plus. *Biomass and Bioenergy*, 32, 1245-1254.

NOMENCLATURA

C_{ib}	Concentración del compuesto "i" en la fase burbuja (mol/m ³)
C_{ic}	Concentración del compuesto "i" en la fase nube y estela (mol/m ³)
C_{ie}	Concentración del compuesto "i" en la fase emulsión (mol/m ³)
d_p	Diámetro de partícula (m)
E	Energía de activación (kcal/mol)
g	Aceleración de la gravedad (m/s ²)
k	Constante de reacción (s ⁻¹ atm ⁻¹)
k^*	Constante de reacción por kilogramo de catalizador (m ³ /kg cat*s)
k_{cat}	Constante de reacción del catalizador s ⁻¹ (m ³ /mol de "i") ⁿ⁻¹
K_{bc}	Coefficiente global de masa de burbuja a nube (m ³ gas/m ³ burbuja*s)
K_{ce}	Coefficiente global de masa de nube a emulsión (m ³ gas/m ³ burbuja*s)
M_C	Peso molecular del carbón (kg/kmol)
P	Presión (bar)
R	Constante universal de los gases (kcal/mol•K)
rc	Tasa de reacción del carbón (kmol/m ³ •s)
T	Temperatura (K)
t	Tiempo (s)
u	Velocidad superficial (m/s)
u_{mf}	Velocidad mínima de fluidización (m/s)
X_{comb}	Conversión del carbón en la combustión
X_{gasi}	Conversión del carbón en la gasificación
X_i	Conversión del compuesto "i"
Y_C	Fracción volumétrica del carbón sólido
α	Parámetro cinético
β	Parámetro cinético
ϵ_{mf}	porosidad de la emulsión en fluidización mínima
ϵ_s	fracción de volumen de sólidos en el lecho
ρ_c	densidad del carbón (kg/m ³)
ρ_g	densidad del gas (kg/m ³)
ρ_d	densidad del sólido (kg/m ³)
μ	viscosidad (kg/m•s)
γ_b	Fracción de sólidos en la fase burbuja
γ_c	Fracción de sólidos en la fase nube y estela
γ_e	Fracción de sólidos en la fase emulsión

Recepción: 19 de agosto de 2014
Aceptación: 6 de noviembre de 2014