

Determinación de la calidad energética y la composición del gas de síntesis producido con biocombustibles. Parte II: Combustibles Sólidos, Bagazo de caña de azúcar

Luis E. Arteaga-Pérez^{*(a)}, Yannay Casas-Ledón^(a,b), Raúl Pérez-Bermúdez^(c), Lizet Rodríguez-Machín^(c), Luis M. Peralta-Suárez^(a), Julio O. Prieto-García^(d), Jo Dewulf^(b)

^aDepartamento de Ingeniería Química. ^cDepartamento de Ingeniería Mecánica. ^dDepartamento de Licenciatura Química. Universidad Central de Las Villas. Carretera a Camajuaní km 5.5. Santa Clara, c.p. 54830, Villa Clara, Cuba. ^bResearch Group ENVOC, Ghent University, Coupure Links 653, 9000 Ghent, Belgium

Assesment of the energy quality of the synthesis gas produced from biomass derived fuels: Part II: Solid Fuels, Sugar Cane Bagasse

Determinació de la qualitat energètica i la composició del gas de síntesi produït amb biocombustibles. Part II: Combustibles Sòlids, bagàs de canya de sucre

Recibido: 28 de noviembre de 2011; revisado: 7 de marzo de 2012; aceptado: 12 de marzo de 2012

RESUMEN

La termo-conversión de biomasa sólida se ha convertido en una de las rutas con mayor potencial para la reutilización de dicho recurso en la producción sostenible de energía. Este hecho toma notable importancia para los países en vías de desarrollo. En el presente artículo se desarrolla la modelación termodinámica de la gasificación del bagazo de caña de azúcar. Los modelos se validan con datos experimentales obtenidos a escala piloto para dos fuentes de biomasa: cáscara de arroz y bagazo. La planta piloto de gasificación en lecho fluidizado está situada en el Departamento de Energía de la Universidad de Campinas (UNICAMP). De manera subsiguiente a la validación de los modelos se desarrolla un estudio paramétrico para evaluar el efecto de la relación aire/combustible (0,28-0,34) y la temperatura del aire sobre la potencia del gasificador, la composición del gas de síntesis, el LHV y el HHV. El exceso de aire se calcula para reducir la formación de alquitrán y mantener un nivel adecuado de CH₄ e H₂ en los gases de gasificación.

Palabras clave: Gas de síntesis, Modelación, Reformación, Termo-conversión

RESUM

La termo-conversió de biomassa sòlida s'ha convertit en una de les rutes amb més potencial per a la reutilització d'aquest recurs en la producció sostenible d'energia. Aquest fet pren notable importància per als països en vies de desenvolupament. En aquest article es desenvolupa el model termodinàmic de la gasificació del bagàs de canya de sucre. Els models es validen amb dades experimentals obtingudes a escala pilot per a dues fonts de biomassa:

cloca d'arròs i bagàs. La planta pilot de gasificació en llit fluiditzat està situada en el Departament de Energia de la Universidad de Campinas (UNICAMP). Subsegüentment a la validació dels models, es desenvolupa un estudi paramètric per avaluar l'efecte de la relació aire / combustible (0,28-0,34) i la temperatura de l'aire sobre la potència del gasificador, la composició del gas de síntesi, el LHV i l'HHV. L'excés d'aire es calcula per tal de reduir la formació de quitrà i de mantenir un nivell adequat de CH₄ i H₂ en els gasos de gasificació.

Paraules clau: Gas de síntesi, modelatge, reformació, termo-conversió

SUMMARY

The thermo-conversion of liquid and solid biomass resources is becoming one of the best alternatives for waste solids reuse in the green energy production, especially for developing countries. In the present paper a thermodynamic modelation of sugar cane bagasse gasification is carried out. Validation of these models is carried out using two biomass sources: sugar cane bagasse and rice peel. The experimental data for validation is obtained in a biomass gasification pilot plant located at the Thermal Energy Department of University of Campinas (UNICAMP). After validation a parametric study was developed to assess the effect of fuel/air ratio (0,28-0,34) and air temperature on gasifier power output, syngas composition, LHV and HHV. The air excess is calculated to guarantee the tar formation as low as possible and to maintain an adequate content of CH₄ and H₂ in the gas.

*corresponding author: luseap@uclv.edu.cu;
Telf: (53) (422)-81164 Fax: (53) (422)-81608

Key words: Synthesis Gas, Modeling, Reforming, Thermo-conversion.

1. INTRODUCCIÓN

Con el incremento de la demanda energética, las investigaciones relacionadas con el aprovechamiento de combustibles derivados de la biomasa, se han incrementado notablemente. Este hecho se vincula no solo a la compatibilidad ambiental de dichos portadores energéticos sino también a la alternativa de utilizarlos como elemento de transición de una era fósil a una completamente renovable y sostenible. Los procesos más difundidos para convertir biomasa sólida en combustibles sólidos, gaseosos y líquidos son [1-2]: Pirólisis, Combustión, Gasificación y Licuefacción.

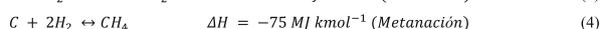
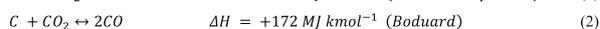
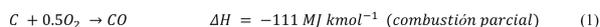
La termo-conversión de biomasa tiene impactos ambientales, sociales y económicos debido a que estos procesos son la base para obtener los mismos productos que se derivan de los combustibles fósiles, con índices de eficiencia y sostenibilidad incluso superiores a los de las tecnologías tradicionales [1]. En una comunicación anterior se realizó el estudio energético de la termo-conversión de etanol a través de procesos de reformado catalítico [3], sin embargo dada la importancia de los recursos sólidos con origen biológico y el interés de utilizar los mismos para la producción de etanol, se decide analizar la presente alternativa.

El presente artículo se enfoca en los principios termodinámicos que rigen la tecnología de gasificación de biomasa, pues este elemento unido a la cinética de las reacciones permite controlar la composición y características de los gases producidos según la aplicación deseada. La gasificación de biomasa es un proceso que involucra la transformación de materiales carbonáceos en una corriente gaseosa y ceniza básicamente. Este proceso se basa en el fraccionamiento del sólido en un gas multicomponente con capacidad para ser purificado y utilizado como combustible o como base sintética para la producción de compuestos químicos de alto valor agregado en una biorrefinería [4]. Este proceso toma lugar cuando un agente oxidante: aire, oxígeno, vapor o agua reacciona con el carbón contenido en la biomasa. Los gases producidos son comúnmente identificados como *gases de gasificación* (GG) y han sido utilizados en disímiles aplicaciones tales como: turbinas de gas, celdas combustibles, ciclos combinados y producción de compuestos químicos a través de la conocida ruta de Fisher-Tropsch.

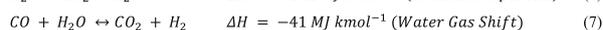
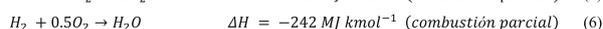
La calidad energética del GG varía en dependencia del oxidante utilizado y las condiciones del proceso. Cuando el gasificador opera con oxígeno puro, la calidad energética del gas es (HHV=10-18MJm⁻³) más del doble de la obtenida si en el lugar del oxígeno al reactor se alimenta aire. El esquema de reacción en la gasificación puede dividirse en tres zonas bien definidas, que a su vez están completamente integradas: la zona de pirólisis (*denominada también como devolatilización, descomposición térmica o carbonización*), la región de gasificación y la combustión, esta última genera parte del calor necesario en la gasificación provocando una operación parcialmente autotérmica, por lo que la gasificación y combustión se analizan como procesos combinados [1]. Los gases de gasificación derivados de biomasa contienen básicamente H₂, CO, CH₄, C_xH_y, CO₂ y N₂. Las fracciones molares de estas especies en el GG dependen del diseño del reactor, la composición de la biomasa y las condiciones operacionales.

La reducción al mínimo de la formación de alquitrán es el problema fundamental en las tecnologías de gasificación, para lo cual se han utilizado variantes catalíticas, la gasificación con vapor y diferentes esquemas de reactores. El uso de vapor de agua permite incrementar la calidad energética del gas a través de la conversión del metano por medio de las reacciones de reformado cuyo equilibrio se favorece notablemente en presencia de vapor de agua. Se han reportado un gran número de esquemas de reacción para describir el sistema, sin embargo los elementos cinéticos siguen siendo un problema de alta complejidad debido a la conjugación de fenómenos superficiales. Las siguientes condiciones de referencia se aplican para estudiar la operación de la etapa de gasificación [1,5]:

Reacciones heterogéneas



Reacciones homogéneas



La integración factible entre un sistema de gasificación de biomasa (G-B) y celdas combustibles se ve limitado por la composición del GG y las condiciones operacionales del proceso. Recientemente, las celdas combustibles de óxido sólido (SOFC), operando con hidrógeno puro o gas de síntesis derivado de biocombustible han atraído la atención de la comunidad científica, debido a su potencial de aplicación en sistemas estacionarios para la generación distribuida de energía. Las celdas SOFC destacan entre los diferentes modelos desarrollados por su versatilidad para operar con gases que contienen hidrocarburos ligeros así como el monóxido de carbono. Además, poseen alta eficiencia en la conversión de la energía, modularidad, no necesitan materiales nobles como electrodos y operan a elevadas temperaturas (600-1000°C) lo cual favorece su inclusión en estrategias de ciclo combinado y los electrodos soportan la conversión in-situ de CH₄, C₂H₄ y CO [6,7]. En el presente proyecto se desarrolla la evaluación de un sistema integrado SOFC-GB, considerando la operación de la celda a mediana temperatura 700°C. La eficiencia operacional se evalúa para diferentes temperaturas de operación, factores de exceso de aire (calculada como la fracción de oxígeno por encima del estequiométrico) y relaciones vapor/biomasa controladas (S/C=0,5 – 0,7), para evitar pérdidas de eficiencia por exceso en el consumo de energía. El factor de utilización del oxidante en la celda se fija en 0,75 para utilizar los gases efluentes del ánodo en el calentamiento de la etapa de gasificación. Los modelos desarrollados se validan con datos experimentales a escala piloto.

2. PARTE EXPERIMENTAL. PLANTA PILOTO DE GASIFICACIÓN

La planta piloto está instalada en el departamento de energía térmica de la Universidad de Campinas en Brasil. La sección de gasificación comprende un gasificador de

lecho fluidizado de acero al carbono con 0.92m de diámetro externo. El diámetro efectivo del reactor es de 0.40m y la altura de 4.60m. El diámetro del freeboard es de 0.52m. El reactor tiene 100kg/h de biomasa de capacidad nominal con 1m de altura de lecho. El control de la temperatura se realiza con varios termopares que ajustan la variable a lo largo del equipo. El compresor de aire es de 14.7kW y tiene un sistema de distribución que permite la alimentación uniforme en el reactor. En la Figura 1 se representa el esquema del flujo tecnológico de la planta. El gas analizado se quema y la formación de alquitranes se registra con una sonda isocinética.

Los experimentos se desarrollan básicamente para bagazo de caña de azúcar y para cáscara de arroz los cuales se caracterizaron previamente con los siguientes análisis reportados en Basu, (2010) [1]:

√ Granulometría

√ Análisis detallado (Ultimate). ASTM-D-5373-08

√ Análisis aproximado (Proximate). ASTM-D3172-3175

La composición elemental (base seca) y el análisis inmediato se reportan en la Tabla 1.

Tabla 1. Caracterización del bagazo y la cáscara de arroz.

Análisis detallado		
Elementos	Bagazo	Cáscara de Arroz
Carbón, %	48	38.3
Hidrógeno, %	6.2	5.7
Oxígeno, %	43.1	40.6
Nitrógeno, %	0.4	1.2
Azufre, %	0	0
Ceniza, %	2.3	14.2
Análisis aproximado		
Propiedad	Bagazo	Cáscara Arroz
Carbono fijo, %	14.7	10.36
Material Volátil, %	47.8	63.24
Humedad, %	35	11.94
Ceniza, %	2.5	14.46

En los experimentos se controlan las siguientes variables:

- El flujo de aire se calcula en base al factor de exceso, definido para la minimización de la formación de alquitrán entre 0.28 y 0.4. Este rango de operación ha sido reportado por otros autores [1,5,10].
- La temperatura de los GG a la salida del reactor.
- La composición del gas.

La composición de los gases se mide con un cromatógrafo de gases GC90 equipado con un detector de conductividad térmica y una columna PorapakQ.

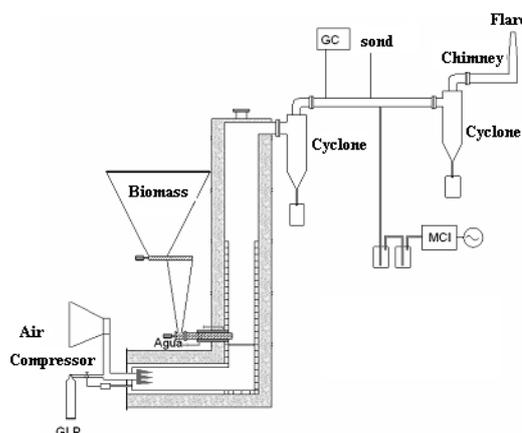


Figura 1. Planta piloto de gasificación. UNICAMP.

3. MODELACIÓN DE LOS SISTEMAS

Todas las etapas involucradas en el análisis se modelaron en Aspen Plus. En todos los casos se utiliza la ecuación cúbica de estado de RKS para estimar las propiedades de los fluidos involucrados.

3.1 Sección de gasificación

El diagrama de simulación se representa en la Figura 2 y la descripción de cada bloque en dicho diagrama se detalla en la Tabla 2.

El módulo de gasificación de biomasa comprende una sección de alimentación, un compresor de aire, un recipiente de almacenamiento, un quemador para suplir las necesidades térmicas en el precalentamiento del aire y la arrancada del equipo. En la sección principal se encuentra el reactor de gasificación y aguas debajo de este el sistema de purificación de gas con un ciclón y un intercambiador de calor para ajustar la temperatura de alimentación a la celda. Debido al carácter endotérmico de la gasificación, debe suministrarse calor al sistema para suplir las necesidades térmicas en la etapa de reacción. Generalmente este calor se obtiene por la combustión de una fracción de biomasa o de los gases producidos. Las pérdidas térmicas en el gasificador así como el carbón que no reacciona se asumen en 3% y 4% respectivamente.

Tabla 2. Descripción del modelo de gasificación.

Nombre	Bloque	Descripción
Secador	Reactor esteq. Flash2	El secado se simula utilizando la combinación de un reactor de conversión y un separador flash.
Element. Decomp.	Reactor rendim.	Descompone la biomasa no convencional en sus elementos constituyentes.
Pirólisis	Reactor Gibbs	Simula la pirólisis y la oxidación parcial.
Gasificador	Reactor Gibbs	Simula el gasificador.
Ciclón	Ciclón	Simula la operación en el ciclón para la eliminación de partículas en los GG.
Puntos negros	Mezcladores divisores	Simula la separación del carbón no convertido y la ceniza.

El cálculo se efectúa para estado estacionario, modelo cero dimensional, el secado y la pirólisis son instantáneos y el carbón se asume como un sólido convencional. La eficiencia en el ciclón se fija en un 80%. Se utiliza un bloque en FORTRAN para dividir la biomasa en sus elementos constituyentes y se considera la variación de entalpía a través de un bloque RYIELD (reactor de rendimiento). Las líneas discontinuas en la Figura 2 representan las variaciones de entalpía en cada reactor y se suman para estimar las necesidades térmicas en el proceso. En la etapa de gasificación se utiliza un modelo de reactor GIBBS basado en el método de minimización de la energía libre que permite, a través de la restricción de temperaturas a reacciones en el equilibrio, lograr una descripción detallada de la composición del gas obtenida experimentalmente.

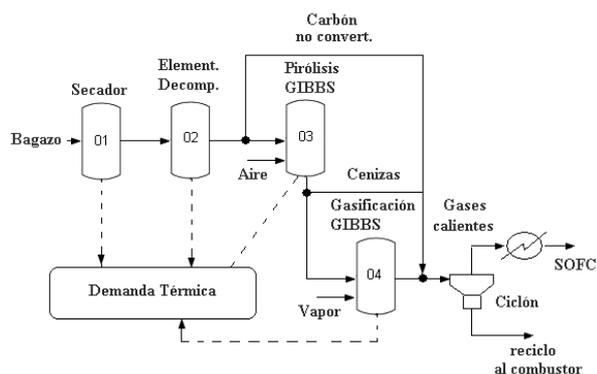


Figura 2. Diagrama del modelo de gasificación en Aspen Plus.

3.2 Celda combustible de óxido sólido

El modelo matemático de la SOFC se presenta esquemáticamente en la Figura 3 el ánodo se simula como una serie de modelos de reactores cinéticos, de equilibrio y de conversión. Debido a que la relación S/C en el GG alimentado varía, una corriente de vapor se utiliza para controlar esta relación y evitar la formación de carbón depuesto sobre la superficie. Se aplica un modelo de reactor cinético para simular el reformado insitu de metano Ec. (8) considerando una ecuación ley de potencia con orden negativo para el agua según lo reportado por Nagel [7]. Para la WGSR Ec. (7) se aplica un modelo de equilibrio, de esta forma la composición de los gases efluentes se obtiene de forma rigurosa y se puede tener una aproximación fiable del contenido energético de este gas para su potencial de recuperación energética. El modelo de calentador y compresor permite ajustar la presión y la temperatura del aire alimentado a la celda.

El oxígeno consumido por la reacción electroquímica se separa del aire por un bloque de separación específica y el flujo de aire alimentado se calcula en base a una utilización del 50%. El coeficiente de utilización del combustible se fija en 75% basado en los resultados reportados en Arteaga-Pérez et al., [6] y en referencia a la ecuación (9). El balance de calor en la celda considera el calor consumido por el reformado de metano y el producido por la conversión de WGSR y la reacción electroquímica.

$$FUC = \frac{(f^{in} H_2 + X_{CH_4} \cdot f^{in} CH_4 + X_{CO} \cdot f^{in} CO - f^{out} H_2)}{(f^{in} H_2 + X_{CH_4} \cdot f^{in} CH_4 + X_{CO} \cdot f^{in} CO)} \quad (9)$$

Siendo: f^{in} , f^{out} los flujos molares de entrada y salida a la celda ($kmols^{-1}$). X_{CH_4} y X_{CO} son la conversión de metano y dióxido de carbono en el ánodo respectivamente.

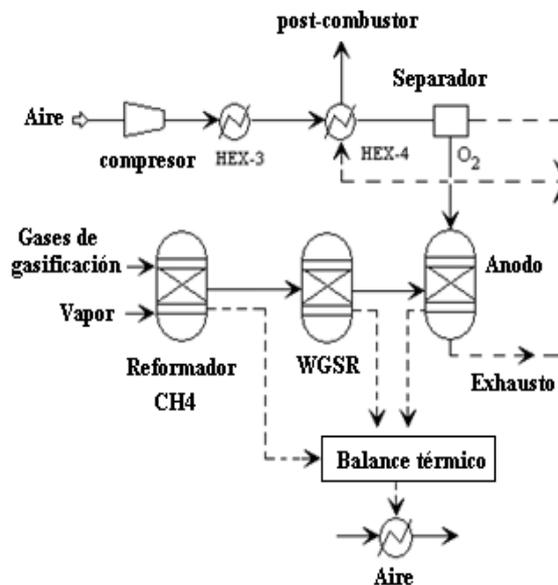


Figure 3. Diagrama del modelo de la SOFC en Aspen Plus.

4. DEFINICIÓN DE PARÁMETROS

Los parámetros utilizados para medir la factibilidad del proceso fueron: la composición de los gases de gasificación, la potencia producida por la celda SOFC, el HHV y LHV de los GG y la eficiencia del sistema, a continuación se definen matemáticamente:

Potencia en la celda: $P_{cell} = I_{cell} \times V_{cell}$: Para el cálculo de la potencia se toma en consideración los sobrepotenciales de activación, concentración y las pérdidas óhmicas y la corriente a la celda considera el flujo de metano que entra al ánodo:

Corriente en la celda:

$$I_{cell} = [2F f^{in} H_2 + X_{CH_4} \cdot f^{in} CH_4 - f^{out} H_2] \quad (10)$$

Potencia del gasificador: $P_g = Q_g \times HHV_g$ (11)

Eficiencia térmica del sistema:

$$\eta_s = \frac{P_g}{m_{Biomasa} \times HHV_B} \quad (12)$$

Siendo: I_{cell} , la corriente producida (A), F es la constante de Faraday, $F_i^{in,out}$ son los flujos molares de las (i) especies involucradas ($i=H_2, CH_4$) ($mols^{-1}$), X_{CH_4} es la conversión de metano en el ánodo, P_g potencia del gasificador (kW), Q_g flujo másico de los GG (kgs^{-1}), P_{cell} potencia producida por la celda (kW), $m_{Biomasa}$ flujo másico de bagazo (kgs^{-1}). Los HHV y LHV de los gases se calculan por las contribuciones individuales de los componentes (Tabla 3). Las influencias del factor de aire, la adición de vapor y la temperatura del oxidante son las variables independientes en el estudio.

5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1. Validación del modelo

Los resultados obtenidos a escala piloto se utilizan para realizar la validación del modelo teórico de gasificación. Los datos de entrada en el cálculo relacionan los datos de composición del bagazo y la cáscara de arroz (Tabla 1) además del factor de aire.

Para determinar la exactitud del modelo se toman cuatro experimentos, las filas sombreadas en la Tabla 3 muestran la comparación de dichos puntos con los datos calculados por el modelo matemático. La composición de hidrógeno, metano y monóxido de carbono es el elemento clave en el ajuste pues estos componentes son los que definen el poder calórico del gas y la relación entre ellos justifica la posibilidad de utilizar el gas en procesos de síntesis química. Además, la presión parcial de dichas especies en el gas incide sobre el potencial teórico de la pila, el cual se calcula a través de la ecuación de Nerst y sobre la capacidad del gas exhausto anódico para ser utilizado como portador energético aguas abajo.

Para el ajuste se restringe el equilibrio de las siguientes reacciones:

√ Boduard (Ec.2)

√ Oxidación parcial de hidrógeno (Ec.6)

√ Reformado de metano (Ec.8)

El incremento en el factor de aire produce una reducción proporcional en la concentración de los componentes que contribuyen al HHV y LHV del gas (CO , H_2 , CH_4). Los valores del HHV varían 2,10MJ/kg para un cambio del 12% del exceso de aire en el bagazo y 1,0MJ/kg para la cáscara de arroz. Este efecto se explica a través de la incidencia del flujo de aire sobre la etapa de oxidación parcial (Ec. 1, 5 y 6) el cual muestra su evidencia experimental con el incremento de la temperatura de los gases de gasificación ($\Delta T=137^\circ\text{C}$). A estas condiciones la cinética de la oxidación del hidrógeno (Ec.6) y el metano se favorecen considerablemente y el equilibrio de la reacción de metanación (Ec.4) se inhibe, mientras que el reformado con vapor del metano es favorecido lo cual permite explicar la caída en la composición de esta especie en el rango estudiado. Las filas utilizadas en la validación corresponden al uso de un

mínimo exceso de aire (28%) y un valor intermedio (34%) para el cual se verifican experimentalmente niveles mínimos de alquitrán ($10\text{g}/\text{Nm}^3$).

Para las corridas experimentales el flujo de combustible se fija en $80\text{kg}/\text{h}$ y la presión de operación a 1atm. Se comprueba que las predicciones del modelo están en coherencia con los resultados experimentales para ambas materias primas. Las diferencias entre los HHV y LHV del GG son función de las variaciones en la composición de CH_4 e H_2 . Por ejemplo, para el bagazo de caña el CH_4 presenta un error en la predicción de 2,3% y el H_2 de 4,5% respectivamente y para la cáscara de arroz estos errores son 3,2 y 3,8%. Las diferencias en el metano son comunes cuando se realizan cálculos de equilibrio de gasificación debido a que el alquitrán es un problema fundamental en la operación en lecho fluidizado.

Doherty et al., [5] y Li et al., [8] reportan un modelo con resultados similares. En el presente informe las diferencias entre las predicciones teóricas y los datos experimentales para el HHV y la composición del GG permiten utilizar el modelo para realizar los análisis de sensibilidad en las secciones subsiguientes.

5.2 Aplicación del modelo. Efecto de los parámetros operacionales

El estudio de sensibilidad se concentra en el uso del bagazo debido a que es la fuente de biomasa sólida más abundante en Cuba y para la cual existe una infraestructura de recolección. Además, en la mayoría de los países productores de azúcar cuya industria se basa en el uso de esta gramínea existen instaladas facilidades para la cogeneración de electricidad. El presente artículo pretende explorar el uso de tecnologías altamente eficientes en conjunto con procesos de conversión controlada del bagazo en alternativa a la ruta tradicional: combustión-vapor-electricidad. Los valores para el factor de aire se fijan en el rango donde los niveles de alquitrán medidos experimentalmente fueron menores. Los datos de entrada al modelo se mantienen iguales a los utilizados en la validación.

Tabla 3. Resultados experimentales para la gasificación de bagazo y cáscara de arroz.

Biomasa	Aire Fact.	TGG (°C)	CO (%)	CH ₄ (%)	H ₂ (%)	CO ₂ (%)	O ₂ (%)	N ₂ (%)	HHV (MJ/kg)	LHV (MJ/k)
	0,28	732,5	18,32	5,01	5,72	16,34	0,49	54,12	4,08	3,84
Modelo	0,28	730	18,02	5,13	5,56	11,88	0,50	58,91	4,17	3,92
Bagazo	0,31	784	16,23	3,99	5,64	16,34	0,57	57,23	3,51	3,31
	0,34	803,5	15,94	3,56	5,05	15,62	0,45	59,38	3,28	3,10
Modelo	0,34	803	13,86	3,57	4,79	16,59	0,46	60,73	3,16	2,97
	0,37	849,5	14,91	3,27	4,56	16,63	0,68	59,95	3,00	2,83
	0,4	869,5	14,15	3,21	3,94	16,98	0,7	61,02	2,82	2,66
	0,28	732,5	18,21	4,09	5,75	16,49	0,34	55,12	3,77	3,56
Modelo	0,28	729	18,05	3,96	5,93	17,50	0,31	54,25	3,43	3,24
Cásc. Arroz	0,31	794	16,38	3,74	5,68	15,81	0,24	58,15	3,46	3,26
	0,34	801,5	16,18	3,54	5,4	13,67	0,72	60,49	3,38	2,19
Modelo	0,34	801	15,13	3,64	5,17	11,37	0,7	63,99	3,20	3,01
	0,37	857,1	15,41	3,63	5,27	13,64	1,01	61,04	3,31	3,12
	0,4	866	14,47	3,49	4,56	15,61	0,77	61,1	3,04	2,87

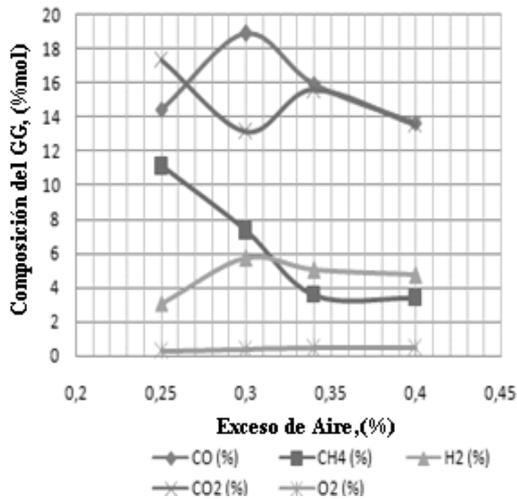


Figura 4. Efecto del exceso de aire en la composición del GG.

El efecto del exceso de aire y la temperatura de salida de los gases de gasificación tienen relación directa, la cual se fundamenta en los principios anteriormente planteados, referidos a las reacciones de oxidación parcial que tienen lugar. En la Figura 4 hay tres especies de relevancia: CO, CH₄ y H₂. La proporcionalidad establecida entre los perfiles del CH₄ y el H₂ se explica a través de la reacción de reformado, la cual a temperaturas superiores a los 700°C y con presencia de H₂O es altamente favorecida. Además, la reacción WGSR influye sobre los perfiles de CO y CO₂, nótese que para exceso de aire superior a 0,30 la presencia de H₂ y CO en el gas decae lo cual provoca una afección en la calidad energética del producto (Figura 5). El equilibrio de la reacción de metanación se inhibe a temperaturas elevadas, es por ello que la concentración de CH₄ para exceso de aire entre 0,25 y 0,34 cae drásticamente y a valores superiores el equilibrio se verifica en sentido inverso. Por encima de 0,34, el metano permanece prácticamente constante, un comportamiento similar fue reportado por Li et al., [8], sin embargo para 0,40 este gas se convierte totalmente debido a la conjugación de reacciones de oxidación y reformado. Tomando en consideración estos resultados se debe operar con un 0,30 de exceso de aire para obtener alta calidad energética del gas (HHV=5 MJ/kg, LHV=4,69 MJ/kg) y en consecuencia elevada potencia de gasificación (6,57 MW).

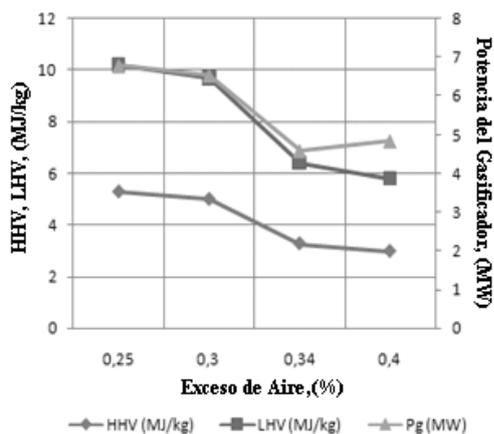


Figura 5. Efecto del exceso de aire sobre el HHV y la potencia del gasificador.

El precalentamiento del aire favorece la relación de síntesis (CO/H₂) y la conversión del metano [5]. En el rango analizado se aprecia un incremento exponencial en la potencia del gasificador. Incluso cuando las Figuras 6 y 7 sugieren operar a la mayor temperatura posible, el comportamiento real es diferente debido a que el calor consumido para precalentar el aire se debe minimizar para reducir las pérdidas de eficiencia. En el rango entre 120°C a 250 °C se aprecia una variación del 70% del consumo de calor neto en el sistema, se recomienda operar a 150 °C para lograr un balance entre el consumo energético, la eficiencia y la potencia de gasificación.

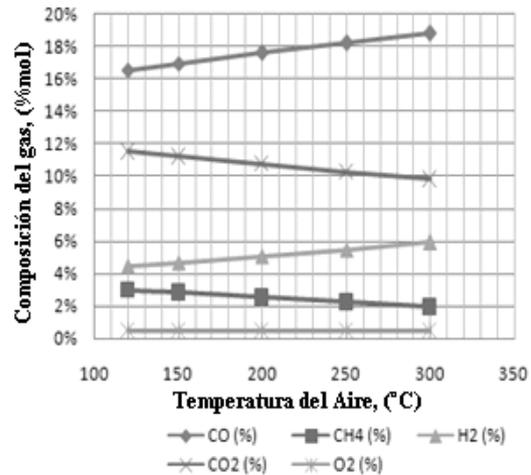


Figura 6. Efecto de la temperatura del aire sobre la composición del GG

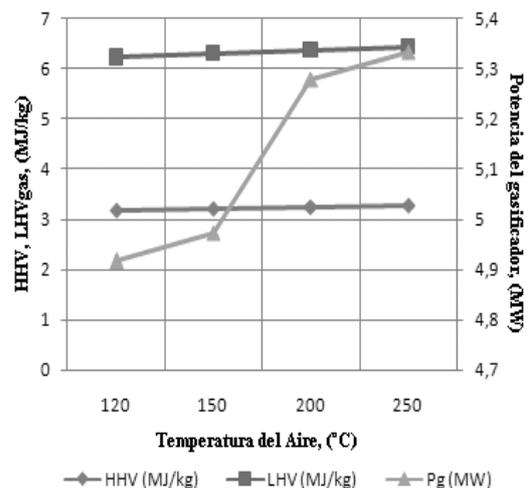


Figura 7. Efecto de la temperatura del aire sobre el HHV y la potencia del gasificador.

El contenido energético de los gases de gasificación es similar a los obtenidos de otras materias primas [9] con la ventaja adicional de que en la conversión del bagazo de caña no se producen emisiones de NH₃ ni H₂S. La potencia producida por la celda y el gasificador son los elementos de mayor peso en la eficiencia del proceso. La humedad en el ánodo (~20%) se logra controlar por un flujo de vapor debido a que el contenido de agua en los GG no es suficiente para garantizar este parámetro. Los niveles de hidrógeno y metano permiten operar la celda para

una potencia de salida entre 300kW y 450kW. A 150°C de precalentamiento y 30% de exceso de aire la eficiencia del sistema es de 74,3% (Figuras 8 y 9). Sin embargo, el estudio presentado aquí no toma en consideración estrategias de integración energética que podrían conllevar a valores superiores de la eficiencia.

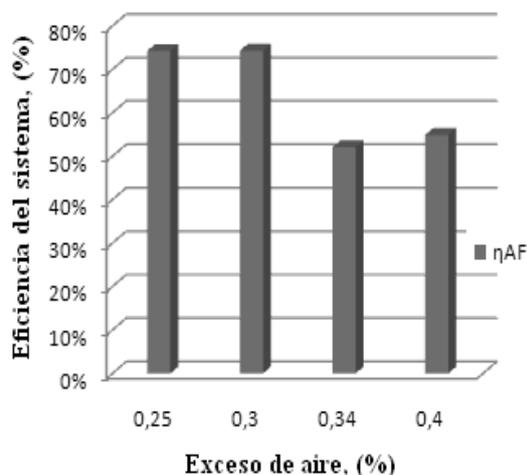


Figura 8. Efecto del exceso de aire sobre la eficiencia.

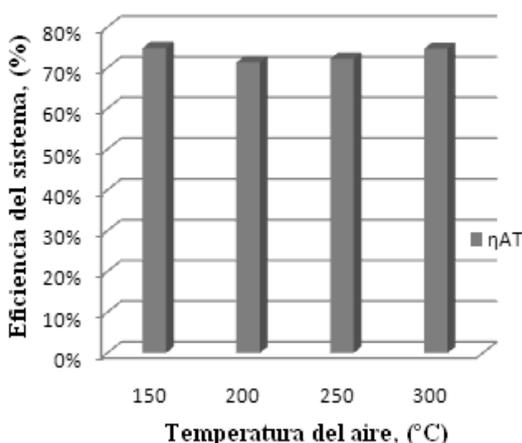


Figura 9. Efecto de la temperatura del aire sobre la eficiencia. AF=0,3

6. CONCLUSIONES

Se propone un modelo termo-cinético para analizar la integración de los gases de gasificación de bagazo de caña de azúcar con una celda combustible de alta temperatura. El modelo de gasificación se validó con datos a escala piloto en un gasificador de lecho fluidizado operando con dos fuentes de biomasa (cáscara de arroz y bagazo de caña). La integración del gasificador con la SOFC alcanza la mayor eficiencia ($\eta_s = 74,30\%$) para un exceso de aire del 30%, 150°C de temperatura.

Los problemas relacionados con los fenómenos electroquímicos y la integración energética deben ser analizados para encontrar una estrategia operacional que permita optimizar el comportamiento energético del sistema. Además, la estrategia de procesos presentada podría compararse con un ciclo combinado para demostrar su potencial.

7. AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen a los proyectos LFA "ALE-Pyrolysis and Gasification of Biomass. Advanced training on bioenergy II-0185-FA" y VLIR "Environmental Education and Development of Clean Technologies".

8. Bibliografía

- Basu, P. (2010). Biomass Gasification and Pyrolysis. Practical Design. Academic Press. Elsevier. 978-0-12-374988-8.
- Quaak, P. Knoef, H., Stassen, H. (1999) Energy from Biomass-A Review of Combustion and Gasification Technologies. Energy Series. WTP 422.
- Arteaga-Pérez, L.E. Casas, Y., Peralta, L.M. Prieto, J.O. Granda, D. Treto, M.A (2011). Determinación de la calidad energética y la composición del gas de síntesis producido con biocombustibles. Parte I: Combustibles Líquidos, Etanol. Revista Afinidad. Vol 68.
- Nag. A. (2008). Biofuels refining and performance. Mc Graw Hill. Co. 0-07-148970-3.
- Doherty, W. Reynolds, A., Kennedy, D. (2009) The effect of air preheating in a biomass CFB gasifier using Aspen Plus simulation. School of mechanical and transport engineering. Dublin Institute of Technology.
- Arteaga-Pérez, L.E. Casas, Y. Peralta, L.M. Kafarov, V. Dewulf, J. Giunta, P. (2009). An auto-sustainable Solid Oxide Fuel Cell system fueled by bio-ethanol. Process simulation and Heat Exchanger Network synthesis. Chem. Eng. Journal. 150 242–251.
- Nagel, F. P., Schildhauer, T. J., Biollaz, M. A. & Stucki, S. (2008). Charge, mass and heat transfer interactions in solid oxide fuel cells operated with different fuel gases—A sensitivity analysis. Journal of Power Sources, 184, 129 - 142.
- Li X.T., Grace J.R., Lim C.J., Watkinson A.P., Chen H.P., Kim J.R. Biomass gasification in a circulating fluidized bed. Biomass and Bioenergy 2004; 26:171-93.
- Yang, F. Luo, S. Hu, Z. Xiao, B. Cheng, G. (2010). Hydrogen-rich gas production by steam gasification of char from biomass fast pyrolysis in a fixed bed reactor: Influence of temperature and steam on hydrogen yield and syngas composition. Bioresource technology 101, 5633-5637.
- Mitta, N.R. Ferrer-Nadal, S. Lazovic, A.M. Perales, J.F., Velo, E. Puigjaner, L. (2006). Modeling and Simulation of a Tyre Gasification Plant for Synthesis Gas Production. and 9th International Symposium on Process Systems Engineering 16th European Symposium on Computer Aided Process Engineering. 1771-1776.