

EVALUACIÓN DE ÍNDICES DE CONVERSIÓN ENERGÉTICA EN LA PRODUCCIÓN DE GAS COMBUSTIBLE A PARTIR DE BIOMASA

EVALUATION THE RATES OF ENERGY CONVERSION IN THE PRODUCTION OF BIOMASS FUEL GAS

DETERMINAÇÃO TAXAS DE CONVERSÃO DE ENERGIA NA PRODUÇÃO DE GÁS COMBUSTÍVEL DE BIOMASSA

GERARDO CABRERA C.¹, SANTIAGO MADRIÑAN M.², DEYANIRA MUÑOZ M.³

RESUMEN

Los índices de conversión energética en la gasificación de biomasa, permite comparaciones entre gasificadores y obtener el mejor desempeño en un proceso industrial. Se utilizó un reactor de prueba tipo Imbert de 7 KW y biomasa de bagazo de caña de azúcar, madera y árbol de algarrobo. Se realizaron análisis elementales, proximales y los balances másicos y térmicos en el cálculo de los índices de conversión de energía volumétrica y másica (η). Los valores del poder calorífico del gas generado a una temperatura mínima de 850°C y óptima de 1050°C, en el reactor fueron: 3679 KJ/Kg de carbón de algarrobo, 4603 KJ/Kg de madera y 5009 KJ/Kg de bagazo de caña. Mientras los índices de aprovechamiento volumétrico fueron: 3509,39 KJ/Nm³ de carbón de algarrobo, 3804,39 KJ/Nm³ de madera y 4847,83 KJ/Nm³ de bagazo de caña de azúcar. Se concluye que una eficacia del 70% en el gasificador, el índice de conversión es apropiado para estimar el poder calorífico, la masa del gas producido combustible puede ser recuperada en una combustión, el poder calorífico del gas de síntesis es aproximadamente el 10% del poder calorífico de la gasolina y las pérdidas de calor son del 30%.

ABSTRACT

Recibido para evaluación: 01-05-2012. **Aprobado para publicación:** 13-02-2013

- 1 Msc. Ingeniero mecánico. Facultad de Ingeniería. Profesor asociado. Universidad del Valle.
- 2 Ingeniero mecánico. Facultad de Ingeniería. Universidad del Valle.
- 3 Msc. en Ingeniería énfasis ingeniería Sanitaria y Ambiental. Facultad de Ciencias Agropecuarias. Departamento de Agroindustria. Profesor Titular. Universidad del Cauca.

Correspondencia: gcabrera14@hotmail.com

The energy conversion ratios in biomass gasification, allows comparisons between gasifiers and decide best performing one in an industrial process. The research used a test reactor type Imbert 7 KW, biomass sugarcane bagasse, wood and carob tree. Elemental and proximal analyzes were performed and thermal mass balance calculations involved in the conversion rates volumetric energy and mass (l). The calorific values of each biomass gas at a minimum temperature of 850°C and 1050°C optimum reactor operation where: 36779 kJ/kg of coal carob, 4603 kJ/kg of wood and 5009 kJ/kg of bagasse cane. While volumetric utilization rates where: 3509.39 of coal carob, 3804.39 Kj/Nm³ wood and 4847.83 Kj/Nm³ sugar cane bagasse. We conclude gasifies efficiency is 70%, the conversion rate is appropriate for estimating the calorific mass of the fuel gas produced can be recovered in a combustion heating value of the synthesis gas is about 10% power gas heating and heat losses are 30%.

RESUMO

Os rácios de conversão de energia em gaseificação de biomassa, permite comparações entre gaseificadores e decidir melhor desempenho em um processo industrial. A pesquisa utilizou um tipo de reator experimental Imbert 7 KW, a biomassa de bagaço de cana, madeira e alfarrobeira. Elemental análises foram realizadas e proximal, e os cálculos de equilíbrio de massa térmica na conversão de taxas volumétricas de energia e de massa (l). Os valores caloríficos de cada gás de biomassa, a uma temperatura mínima de 850 ° C e 1050 ° C a operação do reator era ótimo: 3679 kJ / kg de carvão de alfarroba, 4,603 madeira Kj / Kg e 5.009 kJ / kg de bagaço cana. Enquanto as taxas de utilização volumétricas foram: carvão Kj/Nm³ alfarroba 3.509,39, 3.804,39 e 4.847,83 Kj/Nm³ bagaço de madeira Kj/Nm³ cana. Concluímos eficiência gaseificador é de 70%, a taxa de conversão é adequada para estimar a massa calorífica do gás combustível produzido pode ser recuperado em um valor de aquecimento de combustão do gás de síntese é poder cerca de 10% aquecimento a gás e perdas de calor são 30%.

INTRODUCCIÓN

Toda América Latina tiene inmensos terrenos deficientemente utilizados, con abundante vegetación y cuya población es pobre [1]. Al contar con sistemas productores de energía, el nivel tecnológico de explotación agropecuaria se elevará, eliminando una de las causas que es la falta de suministro de energía mecánica y eléctrica.

Por lo tanto, producir energía carburante en la zona rural significa mejorar la plataforma tecnológica y posibilitar el uso de motores en el campo de manera sostenible [2].

La gasificación de la madera no es nueva, se usó como sustituto de la gasolina durante la guerra en Europa, luego por el auge del petróleo se abandonó esta tecnología [3]. Actualmente, cuando se vislumbra el agotamiento del petróleo, de nuevo se ha retomado [4]. Así por ejemplo, la India actualmente está usando gasificadores para la generación de gas con

PALABRAS CLAVES:

Gasificación, Energía, Reactor, Eficiencia.

KEY WORDS:

Gasification, Energy, Reactor, Effectiveness.

PALAVRAS-CHAVE:

Gás de gaseificação, Reactor, Energia, Eficácia

destino a motores y para la combustión en algunos procesos industriales [5].

El objetivo principal de esta investigación es obtener el índice de conversión energética del proceso de gasificación de biomasa, que permita comparaciones entre gasificadores y la toma de la mejor decisión técnica, económica y ambiental.

Se realizaron mediciones y cálculos de suministro, pérdidas y producción de masa y energía, en un gasificador tipo Imbert para conocer la eficacia de su funcionamiento, mediante el índice de conversión de energía volumétrica y másica (), en la producción de gas combustible a partir de madera y carbón de algarrobo y bagazo de caña de azúcar.

La producción del gasificador se valoró considerando su uso como combustible para motores de encendido por chispa en reemplazo de la gasolina.

MÉTODO

Se usó un reactor de prueba tipo Imbert de 7 KW, biomasa de bagazo de caña de azúcar, de madera y de árbol de algarrobo, el cual está distribuido en toda América latina. En Colombia es muy común y se usa en posteadura y obtención de carbón [6].

El procedimiento consistió en: caracterización de la biomasa (cuadro 1), mediante análisis elementales y proximales en cada una de las materias primas, se usaron los protocolos de las normas ASTM (cuadro 2), especificadas para combustibles. Los ensayos se hicieron en el laboratorio de Combustión Combustibles de la Universidad del Valle.

Se escogió el tamaño del trozo siguiendo las recomendaciones del manual del gasificador [7], se trabajó con trozos de forma cilíndrica de 6 cm de diámetro y 3 cm de altura.

Los materiales antes de ser cargados al reactor, se secaron al sol hasta alcanzar una humedad inferior al 20%.

Para la caracterización del gas se realizaron dos cargas por cada tipo de biomasa, y se tomaron lecturas cada 10 minutos, la cantidad de cada carga dependió de la densidad de cada biomasa y de la capacidad en volumen de la tolva.

Cuadro 1. Caracterización de la biomasa

	Madera	Carbón	Bagazo
Elemental			
Humedad (%)	12,03	7,87	16,03
Cenizas (%)	2,82	11,99	5,41
Carbono (%)	46,62	74,00	43,48
Hidrógeno (%)	5,73	2,33	5,10
Nitrógeno (%)	0,20	0,40	0,85
Azufre (%)	0,08	0,23	0,10
Oxígeno (%)	32,52	3,18	29,03
Próximo			
Humedad (%)	12,03	7,87	16,03
Materia Volátil (%)	70,65	17,20	69,71
Cenizas (%)	2,82	11,99	5,41
Carbón Fijo (%)	14,50	62,94	8,85
Poder calorífico (BTU/Lb)	7024	11136	6999
Azufre (%)	0,08	0,23	0,10

Cuadro 2. Normas ASTM de combustibles

Análisis	Norma ASTM
Humedad (%)	D 5142
Cenizas (%)	D 5142
Carbono (%)	D 5373
Hidrógeno (%)	D 5373
Nitrógeno (%)	D 5373
Azufre (%)	D 4239
Oxígeno (%)	D 5373

La autonomía de las cargas dependieron fuertemente del tipo de biomasa, para el bagazo se tuvo una autonomía promedio de 45 minutos, para la carga de madera fue de 4 horas y media, y para el carbón se obtuvieron valores promedio de 8 horas.

Para determinar la temperatura óptima de operación del reactor se usó el diagrama de Ellingham [9], obtenido como una aplicación de la primera ley de la termodinámica expresada mediante las ecuaciones 1 y 2.

La segunda ley expresada por la ecuación 3, la energía libre de Gibbs con la ecuación 4 y el cambio de energía libre, con la ecuación 5, para reactivos y productos de una reacción de oxidación graficada en función de la temperatura.

$$Q = \Delta U + P\Delta V \quad (\text{Ec.1})$$

$$Q = \Delta H - V\Delta P \quad (\text{Ec.2})$$

$$Q = T\Delta S \quad (\text{Ec.3})$$

$$G = H - TS \quad (\text{Ec.4})$$

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (\text{Ec.5})$$

Donde:

Q: Calor agregado al sistema

P: Presión del sistema (reactor)

T: Temperatura del sistema

S: Entropía del sistema

H: Entalpía total del sistema

G: Energía libre de Gibbs

ΔU : Cambio en la energía interna

ΔV : Cambio total del volumen del sistema

ΔH : Cambio total de la entalpía del sistema

ΔG : Cambio de la energía libre de Gibbs

$P\Delta V$: Trabajo de frontera del sistema

$V\Delta P$: Energía del sistema abierto en un proceso isotérmico

$T\Delta S$: Pérdida en la capacidad de trabajo que acompaña a un proceso irreversible

Se consideró lo que plantea la termodinámica química, que a menor cambio de la energía libre de Gibbs las reacciones son más espontáneas y tienen mayor probabilidad de ocurrir, por lo tanto entre más negativa ocurrirá más las reacciones [8].

Mediante el diagrama de Ellingham [9], se obtuvo una temperatura mínima de operación de 850°C. Por debajo de ésta, se favorece la formación del dióxido de carbono CO_2 , mientras por encima la del monóxido de carbono CO .

Además de la energía libre de Gibbs, otro parámetro de interés en el cálculo de la temperatura óptima de funcionamiento del reactor fue la zona de oxidación del gasificador, donde debe reaccionar una parte del combustible para que exista carbono disponible y se reduzca los gases de combustión. Del diagrama de Ellingham [9] y de la experimentación, se determinó que 1050°C, es la temperatura óptima de operación del reactor.

Durante la experimentación al inicio de cada ensayo se retiraron los residuos del gasificador de operaciones anteriores, se pesaron 50 Kg de madera, 38 Kg de carbón de algarrobo y 7,5 Kg de bagazo, se introdujeron las cargas de cada biomasa de forma separada, y se encendió el gasificador poniendo en marcha todos los subsistemas.

La entrada de aire se fue regulando en el transcurso de la prueba empezando con 50% hasta alcanzar la temperatura óptima (1050°C), controlada con termocupla. Se determinaron los porcentajes de: CO , CO_2 , O_2 y los hidrocarburos con analizador de gases. El agua se determinó midiendo la temperatura de bulbo seco y bulbo húmedo y referenciándolas en la carta psicrométrica.

Mediante balance de masa [10], se determinaron: H_2 , CH_4 , SO_2 y el N_2 . El flujo volumétrico de gas se calculó relacionando la presión estática y de estancamiento, las cuales se midieron con el equipo Bacharach PCA 35.

Para la determinación de la energía involucrada en la producción de 1Nm^3 de gas se realizó el balance de energía:

$$\sum_{\text{en}} \dot{E} - \sum_{\text{sal}} \dot{E} = \frac{dU}{dt} \quad (\text{Ec.6})$$

Cuando el gasificador se ha estabilizado a la temperatura óptima la ecuación se transforma en:

$$m_{\text{CO}} \times PC_{\text{CO}} + m_{\text{aire}} \times (h_{\text{aire}} - h_{\text{aire}_0}) - m_{\text{gas}} \times (c_{p,\text{gas}} \times (T_{\text{gas}} - T_0) + PC_{\text{gas}}) - m_{\text{ce}} \times c_p \times (T_{\text{ce}} - T_0) - h_c \times AS \times (T_s - T_0) = 0 \quad (\text{Ec.7})$$

Donde:

h_c : Coeficiente combinado de transferencia de calor

m: Flujo másico

PC: Poder calorífico

h: Entalpia especifica

C_p : Calor especifico

T: Temperatura absoluta

A_s : Área superficial

El subíndice "co" se refiere al combustible. Las pérdidas de calor al ambiente son por transferencia en la superficie del reactor, en los humos y la ceniza. Para estimar las pérdidas de calor al ambiente por convección y radiación se utilizó un pirómetro ThermoTech TT1610 Non-Contact Infrared Thermomete, para medir las temperaturas superficiales del gasificador.

Se determinó un coeficiente combinado de transferencia de calor que representa la convección y la radiación. Para los cálculos de los coeficientes de convección, la superficie del gasificador se dividió en dos, una lateral inclinada y una superior horizontal. A partir de las conclusiones de Churchill y Chu, se calculó el coeficiente de transferencia de calor por convección para las dos superficies [11]:

$$h = (Nu \times k_{aire}) / L \quad (\text{Ec.8})$$

El número de Nusselt se calculó con la correlación empírica:

$$h = (Nu \times k_{aire}) / L \quad (\text{Ec.9})$$

El número de Rayleigh fue hallado con:

$$Ra_L = Gr_L \times Pr = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L_c^3}{\nu^2} Pr \quad (\text{Ec.10})$$

Para la superficie lateral el número de Nusselt se calculó de acuerdo con la correlación [11]:

$$Nu = \left[0,825 + \frac{0,387 Ra_L^{1/4}}{\left[1 + (0,492/Pr)^{1/4} \right]^{1/4}} \right]^2 \quad (\text{Ec.11})$$

Para la radiación se utilizó la expresión para calcular un coeficiente [11]:

$$h_r = \varepsilon \sigma (T_s^2 + T_0^2)(T_s + T_0) \quad (\text{Ec.12})$$

Donde:

ε : 0.65

T_s : Temperatura de la superficie

T_0 : Temperatura de los alrededores

En el cálculo de la radiación, el gasificador se dividió en dos: la tolva y el reactor (figura 1), los coeficientes de radiación se reportan en el cuadro 3.

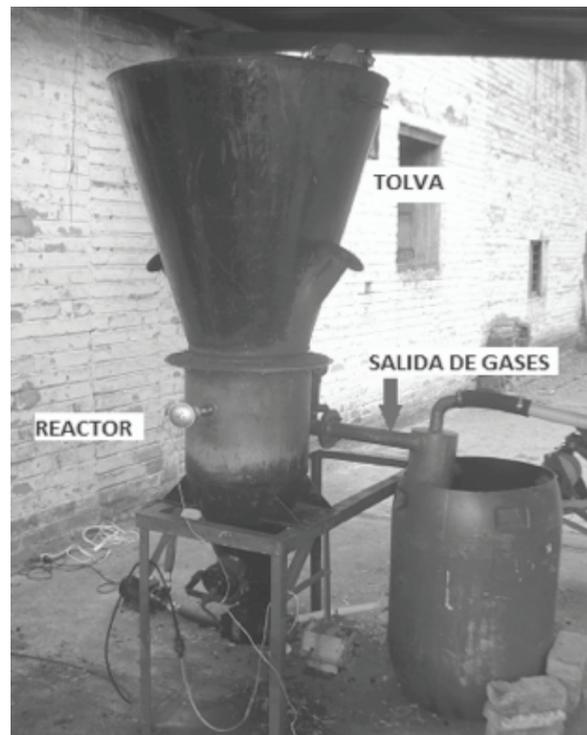
Con la ecuación de Newton se determinan las pérdidas de calor de convección y de radiación [11]:

$$Q = h_c A_s (T_s - T_0) \quad (\text{Ec.13})$$

RESULTADOS

En el cuadro 4, se resumen los resultados de las pérdidas de calor total y coeficiente combinado de transferencia de calor en el gasificador. Esta pérdida es la suma de radiación, correspondiente a la tolva y el reactor, y de convección en las superficies laterales y horizontales.

Figura 1. Gasificador de pruebas



Cuadro 3. Coeficiente de radiación

Dispositivo	Temperatura promedio superficial [°C]	hr (radiación) [w/m ² °C]
Tolva	85	5,36
Reactor	381	17,18

Cuadro 4. Calor perdido y coeficiente combinado

	Dispositivos	Total	
	Tolva	Reactor	
Temperatura Promedio Superficie, °C	75	360	
Área Superficial, m ²	2,26	0,37	
h, radiación W/m ² °C	5,1083	15,1891	
h, combinado W/m ² °C	14,1083	25,8911	
Calor Perdido, W	1434,82	3442,42	4877,28
Condiciones: Temp amb= 30°C, emisividad prom=0,65			

Para calcular el coeficiente combinado se empleó la siguiente expresión:

$$h_{co} = \frac{\dot{Q}_{Total}}{A_s(T_s - T_o)} \quad (\text{Ec. 14})$$

En este caso para radiación y convección la diferencia de temperaturas, el área superficial son iguales, entonces el coeficiente de transferencia de calor combinado es la suma de los coeficientes de radiación y convección.

Otras fuentes de pérdidas de energía, es el calor sensible por cenizas e inquemados (cuadro 5) y el calor sensible del gas.

Se estimaron las pérdidas por calor sensible de las cenizas, mediante la expresión [10]:

$$\dot{Q}_{ce} = \dot{m}_{co} \times c_e \times C_P \times (T_{ce} - T_o) \quad (\text{Ec. 15})$$

Cuadro 5. Cantidad de residuos

	Madera	Carbón	Bagazo
Ceniza [g]	1410	4556,2	405,75
Carbón inquemados [g]	590	143,8	144,25

Donde:

\dot{m}_{co} : Flujo másico de combustible

c_e : Porcentaje de ceniza en el combustible

C_P : Calor específico de la ceniza

T_{ce} : Temperatura de la ceniza

Para el cálculo de las pérdidas por inquemados se empleó la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_i = \dot{m}_{ce} \times c_{co} \times PCI_{co} \quad (\text{Ec. 16})$$

Donde:

\dot{m}_{ce} : Flujo másico de ceniza

c_{co} : Fracción de combustible en la ceniza

PCI_{co} : Poder calorífico inferior del combustible

Las pérdidas de calor por inquemados, se reportan en el cuadro 6:

El calor sensible presente en el gas, se calculó a partir del calor específico de la mezcla

$$C_{P,M} = \sum_{i=1}^N g_i \times C_{P,i} \quad (\text{Ec. 17})$$

Donde:

g_i : Fracción másica del gas i

$C_{P,i}$: Calor específico del gas i

Los valores usados en la determinación del calor específico de cada gas y el de mezcla, se muestran en el cuadro 7[12]. El valor obtenido para la mezcla

Cuadro 6. Pérdidas por inquemados

	Carbón	Madera	Bagazo
Pérdidas(kw)	0,12	0,50	0,80

Cuadro 7. Calores específicos

	Masa [g]	gi	Cp,i [Kj/Kg°K]	gi x Cp,i
CO ₂	35963,44	0,1723	1,2544	0,2161
CO	39267,26	0,1881	1,1992	0,2256
C ₆ H ₈	17,21	8,24E-05	0,53	4,37E-05
O ₂	3579,14	0,0171	1,0998	0,0189
H ₂ O	3936,42	0,0189	2,3441	0,0442
SO ₂	87,40	4,19E-04	0,6	0,00025
N ₂	123499,91	0,5916	1,1823	0,6995
CH ₄	1764,91	0,0084	2,6	0,0212
H ₂	635,28	0,0031	15,119	0,0460
M(gas)	208750,94	1		1,273

(C_{PM}) fue de 1,273 Kj/Kg°K con el que se calculó la entalpía

Las pérdidas por calor sensible en el gas se calcularon como:

$$\dot{Q}_{gas} = \dot{m}_{gas} \times C_{P,M} \times (T_{gas} - T_o) \quad \text{Ec.18}$$

Un resultado esperado es que el calor específico de la mezcla de gas obtenido del carbón, la madera y del bagazo tiene un valor muy semejante. Por lo tanto se usó en todos los casos 1,273 para calcular las pérdidas de calor sensible en el gas.

La temperatura de salida de la zona de reducción en general se estima en la literatura en el rango 600°C-800°C, pero por efectos de transferencia de calor el gas reduce su temperatura a la salida del gasificador a valores cercanos a los 600°C.

En el cuadro 8 se resume las pérdidas de calor en el gasificador para los tres combustibles. El gas producido es combustible, por lo tanto tiene un poder calorífico en su masa que puede ser recuperado en una combustión.

El total invertido para producirlo se calculó restando del calor suministrado todas las pérdidas y además éste calor potencial del poder calorífico volumétrico PC_v y másico PC que carga (cuadro 9).

$$\dot{Q}_{aprovechado} = \dot{m}_{gas} \times PC_{gas} - \sum_{perdidas} \dot{Q} \quad \text{(Ec.19)}$$

Cuadro 8. Perdidas de calor en el gasificador

Calores por	Transfe-rencia	Ceniza	Gas	Inquemados
Carbón [KW]	4,90	0,07	4,68	0,12
Madera [KW]	4,90	0,04	6,13	0,50
Bagazo [KW]	4,90	0,07	4,68	0,80

Cuadro 9. Poderes caloríficos

	PC _{v, gas} (Kj/Nm ³)	PC (Kj/Kg)
Carbón	3385	3679
Madera	4235	4603
Bagazo	4691	5099

También con la expresión:

$$\dot{Q}_{aprovechado} = \dot{V}_{gas} \times PC_{v, gas} - \sum_{perdidas} \dot{Q} \quad \text{(Ec.20)}$$

Los índices de aprovechamiento volumétrico y másico de interés en la investigación se estimaron con las ecuaciones 21 y 22 (estos índices de aprovechamiento corresponden a una forma de valorar el funcionamiento de un gasificador implementadas por los autores). Los resultados se reportan en el cuadro 10.

$$I_V = \frac{\dot{Q}_{aprovechado}}{\dot{V}_{gas}} \quad \text{(Ec.21)}$$

$$I = \frac{\dot{Q}_{aprovechado}}{\dot{m}_{gas}} \quad \text{(Ec.22)}$$

CONCLUSIONES

El gas de síntesis resultó viable para uso en motores de combustión interna, se considera que el gas producido de la biomasa es útil si su poder calorífico tiene un contenido energético por encima de los 4MJ/Nm³ (100 Btu/scf) [4].

Los valores del poder calorífico del gas (cuadro 9) y los índices de aprovechamiento volumétrico y másico (cuadro 10) son aproximadamente iguales,

Cuadro 10. Índice de aprovechamiento

	[KW]	[Nm ³ /seg]	[Kg/seg]	[Kj/Nm ³]	[Kj/Kg]
Carbón	22,67	6,46E-3	5,94E-3	3509,39	3814,55
Madera	32,87	8,64E-3	7,95E-3	3804,39	4135,21
Bagazo	31,22	6,44E-3	5,92E-3	4847,83	5269,38

mostrando la utilidad para estimar el poder calorífico del gas obtenido en un reactor tipo Imbert mediante un balance de energía.

En la experimentación se tiene que los calores específicos de los gases producidos con las distintas biomásas, son aproximadamente iguales, indicando igual resultado para todas las biomásas cuando se utiliza un gasificador tipo Imbert. Entonces para futuros cálculos se puede utilizar un calor específico de 1,273 Kj/Kg°C, porque:

La relación estequiométrica (Kg de aire/Kg de combustible para la combustión con gas es de 1,1:1 y en el caso de la gasolina es de 15,2:1, entonces el motor aspira una mayor cantidad de carburante en el caso del gas, lo que permite mitigar la diferencia entre los poderes caloríficos. El poder calorífico del gas de síntesis es aproximadamente un 10% del poder calorífico de la gasolina y las pérdidas son aproximadamente del 30%.

AGRADECIMIENTOS

A la Fundación CIPA, a La Fundación UTA de Colombia, a la Universidad del Valle por la participación del Grupo de Investigación en Desarrollo y Difusión de Tecnologías Alternativas GDDTA y a la Universidad del Cauca por la participación del Grupo de investigación en Diseños, procesos y Energía de la Facultad de Ciencias Agropecuarias.

REFERENCIAS

- [1] KALKMANOVITZ, S. y LÓPEZ, E. Economía de la Subgerencia de Estudios Económicos del Banco de la República. La Agricultura Colombiana en el Siglo XX. Colombia, 2002.
- [2] OÑATE, D. Gasificación de biomasa, Una simbiosis del futuro [online]. Available: http://www.torresrefrigeracion.com/pdf/artgas_026.pdf. [Citada el 19 de enero del 2011].

- [3] ESTRADA, A. y ZAPATA, A. Gasificación de biomasa para producción de combustibles de bajo poder calorífico y su utilización en generación de potencia y calor. *Scientia et technica*, 10(25), 2004.
- [4] ITALIA. ORGANIZACIÓN DE LAS NACIONES UNIDAS PARA LA AGRICULTURA Y LA ALIMENTACIÓN, FAO. Estudio FAO Montes 72. Subdirección de Productos no Madereros y Energía. Subdirección de Industrias Madereras. Departamento de Monte: el gas de madera como combustible para motores. Roma (Italia): 1993.
- [5] MARTINEZ G.M.E. Provisión de servicios energéticos básicos de Loyola School en India [Proyecto de fin de carrera]. Madrid (España): Universidad Pontificia Comillas, Escuela Técnica Superior de Ingeniería (ICAI), 2008.
- [6] RIBASKI, J. Potencial de Algarrobo en sistemas silvopastoriles en el semiárido de Brasil. Memorias de la segunda conferencia electrónica. Centro de Investigación Forestal Colombo, Paraná. Brasil: 2001.
- [7] INDIA. ANKUR SCIENTIFIC ENERGY TECHNOLOGIES. Manual de usuario: Pvt.Ld. "Ankur", Near Old Sama Jakat Naka. Baroda-390 008, India: 1995.
- [8] WASER, J. Termodinámica química fundamental. España: Reverté S.A., 1972.
- [9] OXFORD DICTIONARY OF CHEMISTRY. Ellingham Diagram [online]. Available: <http://www.answers.com/topic-ellingham-diagram-1> [citado 11 de Septiembre de 2010].
- [10] CENGEL, Y.A. y BOLES, M.A. Termodinámica. 6 ed. México: Mc Graw Hill, 2008.
- [11] CENGEL, Y.A. y BOLES, M.A. Transferencia de calor y masa. 6 ed. México: Mc Graw Hill, 2008.
- [12] RIVKIN, S.L. Propiedades termodinámicas de los gases. Moscú (URSS): MIR, 1979.