

## ASPECTOS CONSTRUCTIVOS Y ESTUDIO ECONOMICO FINANCIERO DE UN GASIFICADOR DE BIOMASA LIGNOCELULOSICA DOWNDFRAT DE 100 kg/h

### Christian Coronado Rodriguez

Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá FEG – UNESP  
R. Ariberto Pereira da Cunha, 333 - CEP 12516-410- Guaratinguetá, SP Brasil, CEP: 12516-410  
Tel: (12) 31232800. Ramal: 1903. Fax: (012) 3123 2800  
[christian@feg.unesp.br](mailto:christian@feg.unesp.br)

### Jose Luz Silveira

Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá FEG – UNESP  
R. Ariberto Pereira da Cunha, 333 - CEP 12516-410- Guaratinguetá, SP Brasil, CEP: 12516-410  
Tel: (12) 31232836 Fax.: (012) 31232800  
[joseluz@feg.unesp.br](mailto:joseluz@feg.unesp.br)

### Jesus Arauzo Perez

Departamento de Ingeniería Química y Tecnologías del Medio Ambiente  
Centro Politécnico Superior. Universidad de Zaragoza. UNIZAR - España  
Tel: 97676 1878  
[qtarauzo@unizar.es](mailto:qtarauzo@unizar.es)

**Resumen.** El presente trabajo consiste en el desarrollo de un gasificador de biomasa lignocelulósica para el funcionamiento de un motor de combustión interna, incluye el dimensionamiento y análisis técnico energético del mismo. La disponibilidad del recurso biomasa y la aplicación en el sistema energético nacional es un punto de vista relevante. El gasificador será alimentado con un flujo masico de 100 kg/h y los parámetros específicos de construcción están relacionados con la cantidad particular de biomasa utilizando siempre aire como agente oxidante. El estudio de la factibilidad económica depende de la inversión inicial, del costo del motor así como del costo de la zona de gasificación y del costo de operación y mantenimiento; la vida útil de la instalación será considerada para 15 años, los ingresos anuales serán considerados como los ahorros que conseguirían una comunidad rural aislada en el caso de una casi imposible interconexión a la red eléctrica nacional. Finalmente con estos datos y asumiendo impuestos reales como intereses anuales, depreciación y beneficio útil, es obtenida una TIR del 11% y un VAN que asciende a 33160,5 (US\$), así mismo el retorno de inversión del proyecto (payback) es de 4 años.

**Palabras Clave:** Biomasa 1, Gasificador 2, limpieza 3, balance energético 4, costos 5.

## 1. Introducción

Considerando que la biomasa es una fuente de energía que se encuentra muy dispersa en el territorio resulta actualmente mucho más realista plantear instalaciones de gasificación con capacidades inferiores a 1000 kg/h que medianas o grandes plantas de gasificación. A estas pequeñas instalaciones se les demandaría una gran flexibilidad tanto a la biomasa a tratar como a la utilización que se pueda dar al gas producto, planteándose en casi todos los casos el deseo de una doble utilización tanto para su combustión en caldera como la generación de electricidad a través de MCI (motores de combustión interna). Estos hechos hacen que en el mercado exista una posible demanda de gasificadores del tipo DownDraft al permitir estos la utilización de una amplia variedad de biomasa con un sencillo o a veces nulo pre-tratamiento y la posterior utilización del gas en MCI con adecuados procesos de limpieza. Considerando todo ello la gasificación utilizando gasificadores Downdraft resulta técnicamente una alternativa muy interesante.

Parte de este trabajo esta basado principalmente en datos bibliográficos de autores que han trabajado con esta clase de equipos (Reed y Das., 1988) (Beenackers y Bridgwater., 1989) (Bilbao, R y Fernández, F.,1998) (García *et al*, 1994) con resultados obtenidos en reactores convencionales tipo downdraft; cabe resaltar también que gran parte de este trabajo fue desarrollado en base a la experiencia del Grupo de Procesos Termoquímicos del Departamento de Ingeniería Química y Tecnologías del Medio Ambiente de la Universidad de Zaragoza – España. (GPT – Unizar., 2005) El mencionado grupo tiene experiencia en la construcción de gasificadores downdraft con diferentes cantidades en cuanto a alimentación de biomasa utilizando siempre el aire como agente oxidante.

## 2. Elección del tipo de gasificador

Lo primero a tomar en cuenta es que cada instalación tiene su propia identidad y las condiciones de operación y resultados obtenidos en ellas son similares pero no idénticos. La elección del tipo de gasificador depende del tipo de

combustible biomasa a ser gasificado y el uso final de este gas. Sistemas de motores con gasificadores alimentados con biomasa no procesada, tiende a utilizar gasificadores de lecho móvil (también llamado gasificador de lecho fijo) tipo downdraft con garganta, debido a la capacidad de estos equipos de producir menos alquitranes en el gas de salida (Mendis *et al*, 1989), sobre todo aquellos de tipo “garganta” (Arauzo., 1999) y (Jenkins y Goss., 1980); para mas detalles ver Tab. (1). De acuerdo a los datos obtenidos de gasificadores de pequeña escala, entre 25 y 350 kg/h de alimentación, puede ser elaborado el siguiente grafico Fig. (1). De acuerdo al grafico, se puede estimar que el flujo de aire necesario para los 100 kg/h de alimentación es de 120 Nm<sup>3</sup>/h, por otro lado se estima una producción del gas de 200 Nm<sup>3</sup>/h. Los datos obtenidos son de gasificadores con el mismo diseño de parrilla, mismo sistema de remoción de partículas y con similares tiempos de residencia de la biomasa dentro del gasificador.

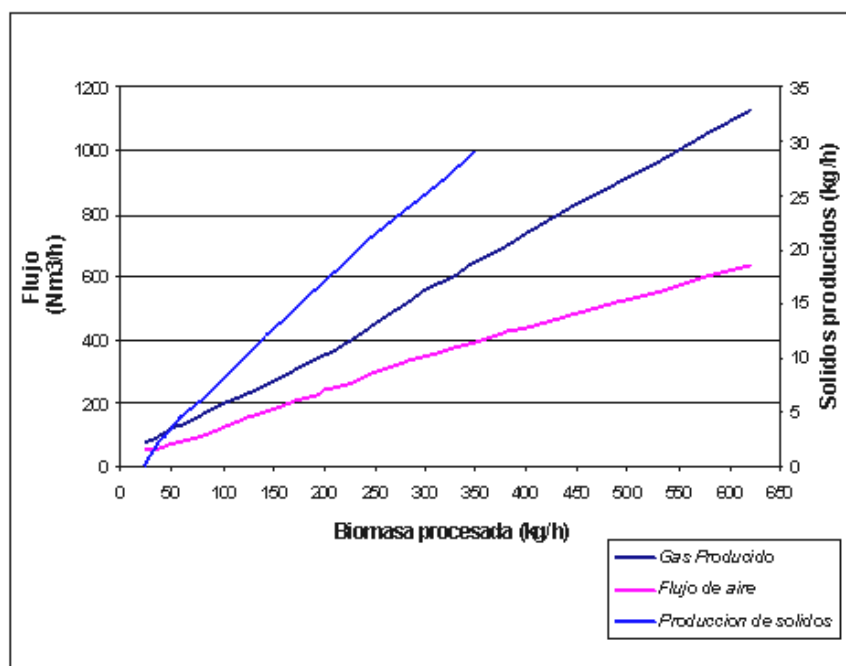


Figura 1. Flujo de aire y gases producidos respecto a la biomasa procesada para gasificadores Downdraft tipo garganta (GPT- Unizar., 2005)

### 3. Parámetros de diseño del gasificador

El cuerpo del gasificador se compondrá de tres capas diferentes de materiales, la primera capa exterior de acero al carbono de 5 mm de espesor, que es la estructura del gasificador, le sigue una capa de material aislante de 20 mm de espesor que puede ser lana aislante mineral cuya temperatura máxima que soportaría es de 1200 °C, esta capa tiene la función además de absorber posibles dilataciones; finalmente se encuentra interiormente una capa de 110 mm de espesor de cemento refractario que realiza el aislamiento térmico, esta última se utiliza para la construcción del interior del cuerpo del gasificador y da la forma a la garganta, este material cerámico se recomienda que sea de una densidad de 350 kg/m<sup>3</sup>.

La parrilla será construida por tres discos de acero refractario de diámetros decrecientes, Close –Grate Design (García *et al*, 1994); los diferentes discos (8mm de espesor) son colocados excéntricamente respecto al inferior, las caras laterales de la parrilla son de acero refractario de 5 mm de espesor y con agujeros de aproximadamente 10 mm de diámetro. La parrilla se encuentra accionada por un motor eléctrico de 1 CV de potencia acoplado al correspondiente reductor terminado en un conjunto de piñones que se conecta al eje de la parrilla.

La inyección del aire al gasificador se realiza a través de una serie de tubos que penetran en el gasificador de forma radial a una altura de 100 a 160 mm por encima del punto más estrecho de la garganta sin sobresalir mucho de la capa de cemento refractario. El número de tubos en la garganta está relacionado con el contenido de alquitranes en el gas de salida, se tomara 4 tubos en esta zona con un diámetro de 25 mm. Ver la Fig. (2) para la relación de aire / biomasa.

Los residuos provenientes de la parrilla son recogidos por un tornillo sin fin que los transporta hasta un depósito de descargas de estas. El tornillo se encuentra accionado por un motor eléctrico de menos de 1 CV. El agitador interior del gasificador cuyo eje finaliza en la parte exterior en un piñón, es accionado a través de una cadena por un motor eléctrico

de 1 CV acoplado a un reductor. Estos motores no se encontraran permanentemente en funcionamiento se prevé que funcionen menos del 10% del tiempo de operación de la instalación.

Tabla 1: Datos técnicos de gasificadores Downdraft tipo garganta, adaptado de Arauzo (1999), Redd y Das (1988), Beenackers y Bridgewater (1989) y García *et al* (1994).

GENERAL	
Capacidad de procesado	10 - 750 kg/h
Capacidad específica en la garganta	180 - 3600 kg/m <sup>2</sup> h
ALIMENTACION DE LA BIOMASSA	
Dimensiones	20 - 80 mm
Humedad	0 - 30 %
Cenizas	0 - 15 %
Relación aire / biomasa l.c.h	1,25 - 2.00
CONDICIONES DE OPERACIÓN	
Presión	1 - 10 bar
Temperatura (max)	1000 - 1200 °C
GAS DE SALIDA	
Temperatura	500 - 800 °C
Composición promedia (seco)	H <sub>2</sub> (16%), CO (20%), CO <sub>2</sub> (12%), CH <sub>4</sub> (2%), C <sub>2</sub> (<1%), N <sub>2</sub> (50%)
PCI (Poder Calorífico Inferior)	4,5 - 6 MJ/m <sup>3</sup>
Cantidad de partículas	Bajo
Alquitrán generado	0 - 300 mg alquitrán/Nm <sup>3</sup> gas
Gas generado	2 - 3 kg gas/ kg biomass d.a.f
Relación aire/biomasa respecto al estequiometrico para la combustión	0,2 - 0,4 (Fig 2)

l.c.h : libre de cenizas y humedad

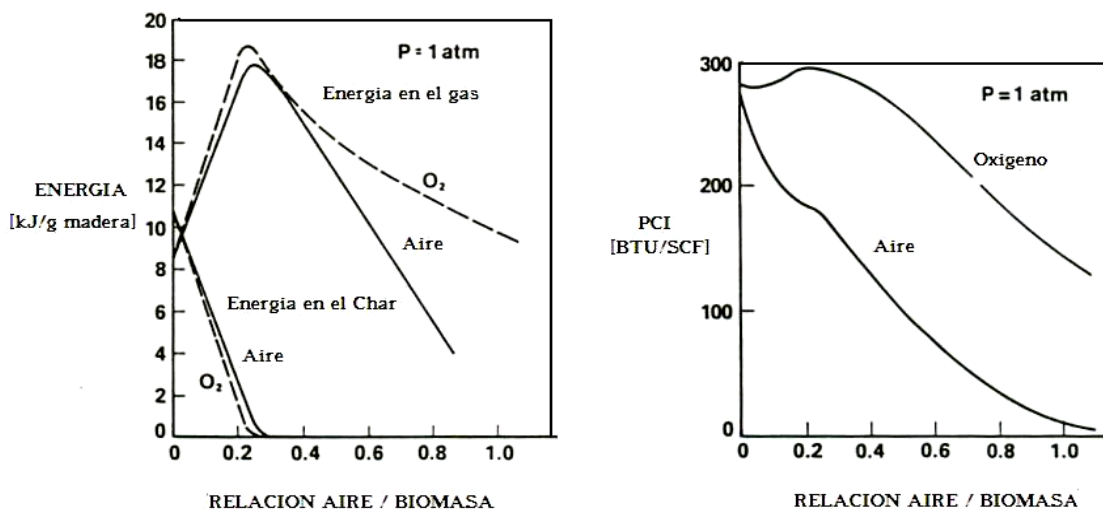


Figura 2. Relación aire biomasa, valores recomendados por Reed y Das (1988)

### 3.1. Parámetros específicos de diseño

Un importante aspecto en este tipo de gasificadores, es el diseño de la zona de oxidación (zona de la garganta), el tamaño de esta zona depende de la cantidad de consumo de biomasa, la capacidad específica de procesado en esta zona varía entre 180 y 3600 kg/h.m<sup>2</sup> de acuerdo a Groenvelt y Van Swaij (1980), Kaupp y Goss. (1981) y Van Swaij (1981); por otro lado teniendo en cuenta el factor experiencia en la construcción de gasificadores downdraft tipo garganta por parte del “Grupo de Procesos Termoquímicos de la Universidad de Zaragoza – España” (GPT – Unizar., 2005), ellos trabajan en un rango optimo entre 1200 y 1300 kg/h.m<sup>2</sup>, cuyos valores han dado excelentes resultados.

Entonces para el presente caso se tomara un valor de 1250 kg/h.m<sup>2</sup>. Como la biomasa alimentada es de 100 kg/h, entonces es posible indicar el área de la zona de oxidación. (Zona de la garganta)

$$\frac{\text{Biomasa (kg/h)}}{\text{Capacidad específica de procesado (kg/h.m}^2\text{)}} = \text{Area de la garganta. (m}^2\text{)} \quad (1)$$

El área de la garganta será de 0,08 m<sup>2</sup>. Por lo tanto el diámetro de esta zona será de 0,320 m, así mismo, de acuerdo a Reed y Das (1988), el diámetro de la zona de la pirolisis debe ser el doble de la zona de la garganta, en consecuencia este diámetro será de 0,640 m. Como el diseño de la zona de la garganta es crucial en cuanto a la producción de alquitranes, se debe tener cuidado en su dimensionamiento, la mayoría de autores considera una inclinación respecto a la vertical de 45° respecto a esta zona, lo que permite delimitar la zona de la pirolisis, zona de oxidación y zona de reducción (zona de gasificación); sin embargo se recomendará un valor de 30° respecto a la vertical, facilitando el paso de la biomasa y evitar la formación de bóvedas de aire en el interior del gasificador. Fig. (3)

Para la altura total del gasificador es recomendado un valor de 2,5 veces el diámetro de la zona de la pirolisis y tiempos de residencia de la biomasa de 3,5 horas, dicho valor se eligió sobre la base de tiempos residencia promedios de anteriores proyectos (GPT – Unizar., 2005). Otro parámetro a tener en cuenta es el volumen de la zona de reducción, esta deberá ser más de 0,5 m<sup>3</sup> por cada m<sup>2</sup> de la zona de la garganta. (Twenty University of Technology., 1981). Por lo tanto como el área de la zona de garganta es 0,08 m<sup>2</sup>, el volumen de la zona de reducción deberá de ser de 0,04 m<sup>3</sup>, Con estos parámetros se procederá a dimensionar el cuerpo del gasificador.

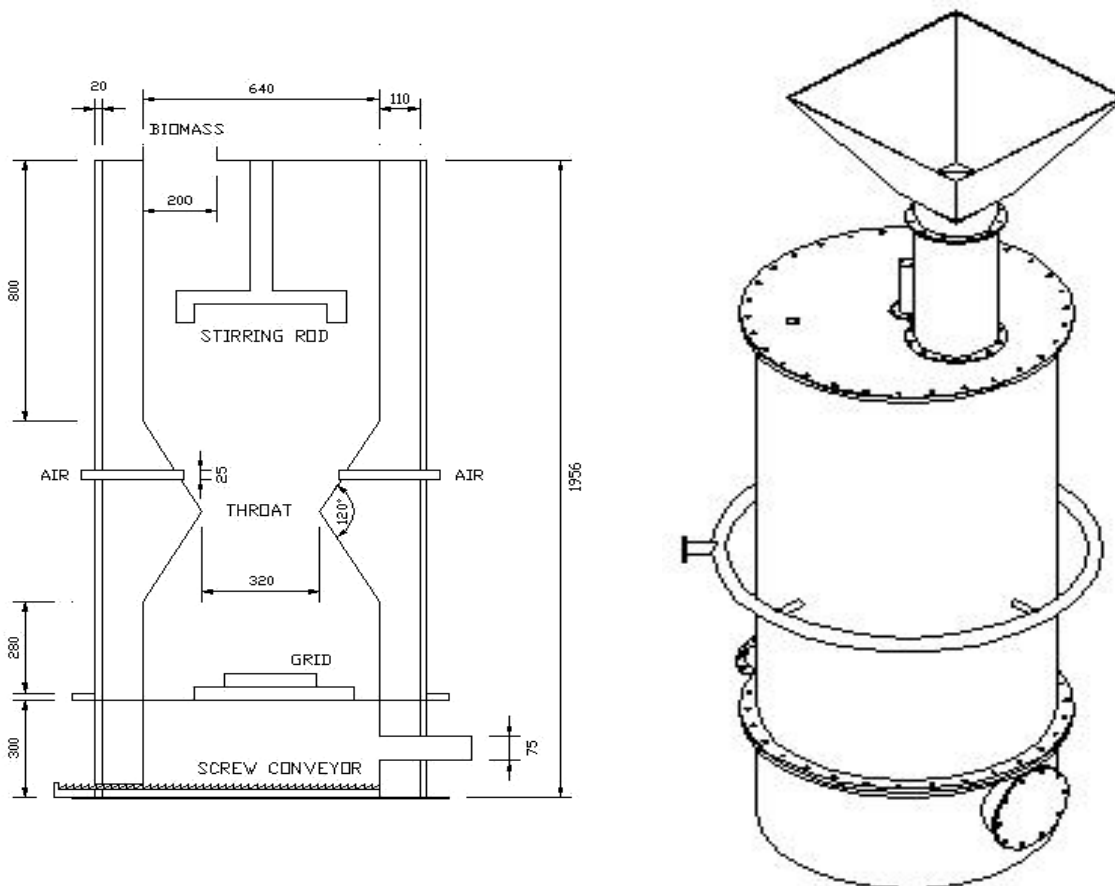


Figura 3: Principales dimensiones (mm) e isométrico del gasificador

#### 4. Balance de materia

El gasificador downdraft recibe dos corrientes de entrada consistentes en la alimentación de biomasa y el aire precalentado. Como corrientes de salida presenta los gases generados en el proceso de gasificación y las cenizas con “char” residual que se eliminan por el sistema de eliminación de residuos.

El flujo de alimentación es de 100 kg/h, el aire de gasificación es de 120 Nm<sup>3</sup>/h (155,19 kg/h) y el valor para la relación aire / biomasa con respecto al estequiométrico para la combustión, de 0,4 siendo este el límite máximo recomendable para la operación del equipo (Reed y Das., 1988). En estas condiciones se obtendrán los 200 Nm<sup>3</sup>/h de gas, que en base húmeda presenta la siguiente composición volumétrica o molar: 17,90% de H<sub>2</sub> (hidrógeno), 13,40% de CO (monóxido de carbono), 13,40% de CO<sub>2</sub> (Dióxido de carbono), 3,60% de CH<sub>4</sub> (metano), 0,90% de O<sub>2</sub> (Oxígeno), 40,20% de N<sub>2</sub> (Nitrógeno) y 10,60% de H<sub>2</sub>O (GPT – Unizar., 2005). Con estos valores, la masa molecular del gas de salida es de 24,03 g/mol, de esta forma podemos expresar la producción de gas en kg/h obteniendo un valor de 214,55 kg/h. La corriente de salida de los gases tendrá una composición bastante estable. En cuanto a la biomasa de alimentación, como el gasificador esta dimensionado para biomasa lignocelulosica, el poder calorífico de esta se va a considerar como 16500 kJ/kg. (Valor bastante conservador y real según literatura)

La corriente de gas arrastrará parte de las cenizas y carbono residual eliminados por la parrilla del gasificador en una cantidad aproximada de 6 g de polvo/N.m<sup>3</sup> de gas. Esta concentración de material sólido variará según los ciclos de funcionamiento de la parrilla. Así mismo la cantidad de alquitranes que se podría obtener en el peor de los casos oscilará entre 1 a 3 g/Nm<sup>3</sup> del gas de salida, (Neeft et al, 1999). En el caso de producción de sólidos, se esperará obtener entre 30 y 40 kg/h entre cenizas y char residual. El resto de materia son los condensados de alquitranes y posibles pérdidas por fugas en el reactor.

## 5. Balance de energía

El balance de energía puede ser hecho contabilizando la energía que entra al gasificador siendo igual a la que sale. En este caso se utilizará la entalpía para medir la energía térmica por unidad de masa del aire, el gas y las cenizas.

$$m_b \cdot h_b + m_a \cdot h_a = m_g \cdot h_g + m_{cen} \cdot h_{cen} + Q_{ma} \quad (2)$$

Donde  $m_b$ ,  $m_g$ ,  $m_a$  y  $m_{cen}$  son los flujos de biomasa, gas, aire y cenizas respectivamente en kg/s; por otro lado  $Q_{ma}$  es el calor cedido al medio ambiente en kW y  $h_b$ ,  $h_g$ ,  $h_a$  y  $h_{cen}$  son las entalpías de la biomasa, gas, aire y cenizas respectivamente en kJ/kg.

Para obtener el PCI del gas producido (PCI<sub>g</sub>), se calculará de acuerdo a la ecuación presentada por Nogueira y Silva (2004).

$$PCI_g = 0,126 C_{CO} + 0,358 C_{CH_4} + 0,108 C_{H_2} + 0,59 C_{C_2H_4} + 0,637 C_{C_2H_6}, \text{ MJ/Nm}^3 \quad (3)$$

Donde,  $C_{CO_2}$ ,  $C_{CH_4}$ ,  $C_{H_2}$ ,  $C_{C_2H_4}$ ,  $C_{C_2H_6}$ , son las concentraciones volumétricas o molar del gas producido (porcentajes) en base seca, a saber: 13% de CO<sub>2</sub>, 0,19% de C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> (etileno), 0,15% de C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (etano), 0,01% de C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> (acetileno), 16% de H<sub>2</sub>, 0,60% de O<sub>2</sub>, 48% de N<sub>2</sub>, 2% de CH<sub>4</sub> y 20% de CO (GPT – Unizar., 2005). Reemplazando los porcentajes del gas de salida, de la ecuación (2) obtenemos un PCI de 5,17 MJ/Nm<sup>3</sup>.

Para el gas producido, la entalpía específica del mismo resulta del efecto de los varios gases que lo componen (en este caso se necesitará la composición volumétrica o molar del gas producido en base húmeda para no descartar la entalpía del agua), entonces utilizando la Ec. (3) presentada por Nogueira y Silva (2004), se obtiene la entalpía específica del gas de biomasa.

$$h_g = C_{CO_2} \cdot h_{CO_2} + C_{CH_4} \cdot h_{CH_4} + C_{H_2} \cdot h_{H_2} + C_{N_2} \cdot h_{N_2} + C_{O_2} \cdot h_{O_2} + C_{CO} \cdot h_{CO} + C_{H_2O} \cdot h_{H_2O} \quad (4)$$

A continuación, se calculará la entalpía de cada uno de los elementos que componen el gas de salida. Se utilizará los calores específicos de los gases mencionados; según Perry (1984) los calores específicos (Cp) expresados en función de la temperatura (T) en cal/mol.°K, son:

$$C_p \text{ CO} = 6,6 + 0,0012T \quad (5)$$

$$C_p \text{ CO}_2 = 10,34 + 0,00274T + 195500/T^2 \quad (6)$$

$$C_p \text{ H}_2 = 6,62 + 0,00081T \quad (7)$$

$$C_p \text{ N}_2 = 6,50 + 0,00100T \quad (8)$$

$$C_p \text{ O}_2 = 8,27 + 0,000258T - 187700/T^2 \quad (9)$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 8,22 + 0,00015T + 0,00000134T^2 \quad (10)$$

$$C_p \text{ CH}_4 = 5,34 + 0,0115T \quad (11)$$

La entalpía de cada elemento del gas viene dada por la siguiente expresión:

$$h = h_f + \int_{298}^{T_f} C_p dT \quad (12)$$

Donde "h<sub>f</sub>" es la entalpía de formación (kJ/kmol), T es la temperatura en °K y C<sub>p</sub> es el calor específico en kJ/Kmol °K. Reemplazando los calores específicos a una temperatura de 600 °C (que es la temperatura aproximada con la que sale el gas), en la Ec. (12) y las respectivas entalpías de formación de los elementos que componen el gas, obtenemos la entalpía de cada uno de los elementos: h<sub>N<sub>2</sub></sub>= 17,38, h<sub>O<sub>2</sub></sub>= 18,326, h<sub>H<sub>2</sub></sub>= 16,714, h<sub>CH<sub>4</sub></sub>= -45,33, h<sub>CO</sub>= -92,93, h<sub>CO<sub>2</sub></sub>= -366,87, h<sub>H<sub>2</sub>O</sub>= -220,752 todas las unidades en kJ/mol.

Así mismo reemplazando estos valores en la Ec. (4) y dividiéndolo entre la masa molecular del gas de salida (24,034 g/mol), obtenemos la entalpía resultante del gas: h<sub>g</sub> = -3183 kJ/kg. La entalpía de las cenizas, se obtiene de multiplicar el calor específico del material del que esta compuestas las cenizas, que es principalmente carbón, y multiplicar por la diferencia de temperaturas.

$$h_{cen} = C_p \cdot \Delta T \quad (13)$$

Donde C<sub>p</sub> es 0,34 cal/g °C (1,3147 kJ/kg °C) (Perry., 1984) y ΔT es 600 °C. Reemplazando los valores en la Ec. (14) obtenemos para las cenizas una entalpía de 788,83 kJ/kg. Para el cálculo de la entalpía de la biomasa, considerando que se encuentra a una temperatura ambiente de 25°C, calculando mediante la Ec. (12) se obtiene que la entalpía de la biomasa es la entalpía de formación de la misma. Por lo tanto, partiendo de las reacciones de la combustión de una oxidación completa de la biomasa, se tiene la siguiente expresión general: Biomasa + Aire = CO<sub>2</sub> + H<sub>2</sub>O + SO<sub>2</sub> + N<sub>2</sub>, donde, los productos de la reacción son el CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, SO<sub>2</sub> (este último casi despreciable) y N<sub>2</sub> en caso de exceso de aire, los reactantes son la biomasa y el aire. Se sabe que el salto entálpico de los reactantes y los productos es el poder calorífico inferior, el PCI de la biomasa lignocelulósica se tomo como 16500 kJ/kg. Entonces se puede escribir la siguiente expresión:

$$\Delta h = -PCI = \sum_{PRODUCTOS} hf - \sum_{REACTANTES} hf \quad (14)$$

Donde Δh es el salto entálpico, "h<sub>f</sub>" es la entalpía de formación de productos y reactantes. Por otro lado, el análisis elemental de la biomasa en base seca es de: 45,8% de C, 5,90% de H, 0,09% de S, 0,30% de N y 47,90% de O, (Arauzo., 1999), además se considera en los cálculos un contenido de humedad en la biomasa de 12,10% (base húmeda). De este análisis último se calcula que de 1 kg de biomasa se obtiene 1,67 kg de CO<sub>2</sub>, 0,53 kg de H<sub>2</sub>O y 0,0018 kg de SO<sub>2</sub>. Reemplazando los respectivos términos en la Ec. (14) se podrá escribir la siguiente expresión:

$$\begin{aligned} -PCI_{bio} &= (hf_{CO_2} + hf_{H_2O} + hf_{SO_2} + hf_{N_2}) - hf_{BIO} - (hf_{N_2} + hf_{O_2}) \\ -16500 &= ((1,6793 \cdot -8946,6) - (0,531 \cdot 15879,4) - (0,0018 \cdot 4638) + 0) - hf_{bio} - 0 \\ Hf_{bio} &= -6959,59 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Considerando que la biomasa tiene un 12,10% de humedad entonces la entalpía de la misma sería más la suma de la entalpía del líquido a temperatura ambiente, por lo tanto: hf<sub>bio</sub> = (0,879 (-6459,59)) + (0,121 (-15879,4)), por tanto hf<sub>bio</sub> = -8038,89 kJ/kg.

Por último, la entalpía del aire a la temperatura con la que entra al gasificador (250 °C), utilizando la misma referencia se obtiene: 225,7 kJ/kg. Reemplazando todos estos resultados en la ecuación de balance de energía, Ec. (2), se obtiene que el calor cedido al medio ambiente es de 32,6 kW, el signo negativo indica el calor transferido de un sistema o la disminución de energía del sistema.

En aplicaciones térmicas de gasificación, cuando el gas es quemado directamente en un horno, es más conveniente referirse a la eficiencia en caliente, ya que se aprovecha la energía térmica de los gases. En aplicaciones de potencia, como es el caso de motores de combustión interna y turbinas a gas, cuando el gas es enfriado durante su acondicionamiento (remoción de partículas y alquitrán), es válido referirse a la eficiencia en frío.

$$Eficiencia (Frio) = \frac{Y \cdot PCI_g}{PCI_{bio}} \quad (15)$$

$$Eficiencia (Caliente) = \frac{Y \cdot h_g}{h_{bio}} \quad (16)$$

Donde:  $Y$  :  $\text{Nm}^3$  de gas por kg de biomasa  
 $\text{PCI}_g$  : Poder calorífico de salida ( $\text{kJ}/\text{Nm}^3$ )  
 $\text{PCI}_{\text{bio}}$  : Poder calorífico de la biomasa ( $\text{kJ}/\text{kg}$ )  
 $h_g$  : Entalpía del gas de salida ( $\text{kJ}/\text{kg}$ )  
 $h_{\text{bio}}$  : Entalpía de la biomasa ( $\text{kJ}/\text{kg}$ )

Reemplazando los valores en las Ecs. 15 y 16, se obtiene una eficiencia para procesos térmicos de 84,73 % y una eficiencia para generación de potencia (motores e turbinas) de 62,68 %. (Silveira *et al.*, 2005) (Coronado *et al.*, 2006)

## 6. Estudio Económico

€= Euro (Comunidad Europea); US\$ = Dólar Americano; 1 €= 1,3 US\$ (cotización Diciembre 2005).

Para el caso del costo de motor, este será evaluado por escalado de precios facilitados por empresas que en los últimos años han adquirido y trabajan con estas tecnologías (G.P.T - Unizar., 2005), así por ejemplo, un motor de 600 kW esta evaluado en 270.000 € un motor de 1,9 MW esta evaluado en 602.410 € Para la estimación de estos costes de aparatos y maquinas en particular, se utilizará uno de los métodos mas usados en química industrial.

### 6.1 Método de Williams

Según este autor la función que liga al inmovilizado con la capacidad de fabricación anual,  $q$ , es del tipo:

$$I = a \cdot q^b \quad (17)$$

Siendo  $a$  y  $b$  dos constantes, para dos instalaciones de igual naturaleza y distinta capacidad, se tendrá:

$$I_1 = a \cdot q_1^b \quad (18)$$

$$I_2 = a \cdot q_2^b \quad (19)$$

$$I_2 = I_1 \left( \frac{q_2}{q_1} \right)^b \quad (20)$$

Por lo tanto, si se conoce la inmovilización  $I_1$  para una planta de capacidad  $q_1$ , se calcula fácilmente la inmovilización  $I_2$  necesaria para otra planta semejante, pero de capacidad  $q_2$ , siempre que se disponga del valor del coeficiente "b". Esta regla es valida también para los aparatos y maquinas en particular, pero para ello se necesita saber de antemano el precio de otro aparato o maquina semejante. La necesaria semejanza implica identidad de forma y de material de construcción. El citado exponente oscila comúnmente entre 0,6 y 0,7. En general cuanto menor es el tamaño, tanto menor es el exponente. Cabe recalcar que este método es valido solo si la diferente capacidad se debe solo a la diferente magnitud de la instalación y de sus elementos, pero no cuando el aumento de capacidad se debe a la multiplicación en paralelo de los elementos fabriles. En este caso  $b$  se acerca a la unidad. Tab. (2).

### 6.1. Estimación de los costos

$$\frac{C_2}{C_1} = \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^n \quad (21)$$

Donde,  $C$  es el coste del motor en €,  $P$  es Potencia del motor en MW y "n" es el Coeficiente de Williams (entre 0,6 y 1)

$$\text{Coste del motor} = 602410 \cdot \left( \frac{P}{1,9} \right)^{0,7} \quad (22)$$

Para el caso de motores con reactores downdraft, el coste de la zona de gasificación que incluye la zona de alimentación, gasificador, equipo de limpieza y acondicionamiento de gases, se tienen los siguientes precios: Un reactor de 250 kg/h (de alimentación de biomasa) el costo se estima en 180.700 € para un reactor de 500 kg/h, el coste es de 283100 €y para uno de 600 kg/h el precio es de 374000 € (GPT – Unizar., 2005)

Tabla 2. Valores del exponente “b” para aparatos mecánicos y químicos. (Vian., 1991)

Clase de Aparato ( y parámetro funcional)	Tipo	Exponente “b”
Aspiradores de gas (caudal)	- Centrífugo	0,87
	- De hélice	0,87
Bombas (caudal)	- De vacío	0,41
	- De embolo	0,60
	- Centrífugas	0,52 – 0,76
	- Rotatorias	0,60 – 0,70
	- De diafragma	0,50 – 0,65
Intercambiadores de calor (superficie de calefacción)	- De doble tubo	0,56
	- De tubos y carcasa (extremo flotante)	0,60
Colectores de polvo (caudal)	- Ciclones sencillos y múltiples	0,84
	- Separadores de paletas (clasificadores)	0,84
	- Electrostáticos	0,77 – 0,98
Compresores (caudal)	- de uno o mas efecto	0,73
Catalizadores (volumen)	- Discontinuos y a vacío	0,40 – 0,45
	- Swenson - Walker	0,80 – 0,85
Depósitos (volumen)	- Cilindros pequeños (3 a 10 at)	0,40
	- Esféricos (3 – 12 at)	0,65
	- Gasómetros	0,60
	- Cilindros, gran tamaño	0,66
Filtros (superficie de filtración)	- Cualquier tipo	0,58 – 0,66
Soplantes (caudal)	- Turbo y centrífugos	0,60
	- Rotatórios (Root)	0,30 – 0,60
Torres (diámetro)	- De borboteo (platinos)	0,70 – 1,20
	- De relleno	0,58 – 1,10
Transportadores y elevadores (distancia y longitud)	- De cinta	0,53 – 0,87
	- Sin fin	0,47 – 0,89
	- De cangilones	0,45 – 0,85

Los equipos de limpieza y acondicionamiento del gas incluyen ciclones, quench, lavadores venturis, torres de absorción, intercambiadores de calor y secadores de gas. No incluyen ninguna clase de filtros. De la misma forma que el coste del motor, se puede escribir una expresión por escalado para el coste de la zona de gasificación mediante la ecuación característica de la curva de precios facilitados, Fig (4). Los servicios de instrumentación y controles electro-mecánicos, se consideran como un 10% del coste total del equipo, asimismo los costes de obra civil como un 13% del coste total del equipo y el coste de ingeniería de proyecto se considera como un 15% del coste total. Los resultados de costes obtenidos para el gasificador de 100 kg/h de alimentación se presentan en la Tab. 3.

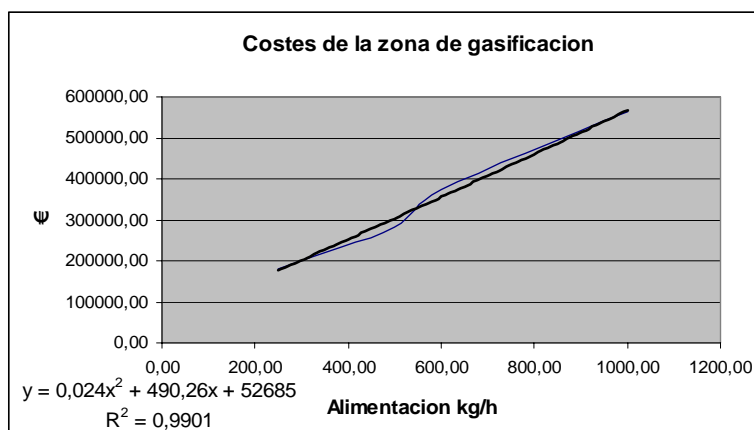


Figura nº 4. Coste de la zona de gasificación



## 6.2. Costos de Operación

En la siguiente sección se estimarán los costes propios de operación de la instalación. Así se considerará en estos costes: el consumo de biomasa, gastos de personal, gastos de mantenimiento, costes de amortización y otros. Con estos valores se podrá evaluar el resultado económico de la planta en función del precio de venta de la electricidad generada.

### 6.2.1 Costos de Biomasa.

En una primera aproximación se ha considerado un coste nulo de la biomasa debido a la disponibilidad de la misma en la zona, pero se considerará unos 5000 US\$/año.

### 6.2.2. Costes de mantenimiento

Como coste de mantenimiento anual se toma un porcentaje del 3% del coste total de la inversión necesaria para la instalación.

### 6.2.3. Mano de obra.

La necesidad de mano de obra dependerá de la automatización planta. Para una instalación completamente automatizada dos personas como máximo podrían operar la instalación. No se considera el precio de la misma en los cálculos financieros.

### 6.2.4. Costes de amortización

Se ha considerado un tiempo de amortización de la inversión de 15 años de forma lineal.

Tabla 3. Costos estimados de equipamientos de un sistema de gasificación para una alimentación de 100 kg/h de biomasa lignocelulosa. 1,3US\$ = 1 €

CONCEPTO	€
Motor	76700
Sistema de alimentación + Gasificador + Sistema de limpieza de gases	110000
Bombeo	7000
Tuberías	15000
Antorcha	3000
Retirada de cenizas	6000
<b>Subtotal</b>	<b>217700</b>
Instrumentación (10%)	35113
Obra civil (13%)	45647
Ingeniería de proyecto (15%)	52669
<b>TOTAL (€)</b>	<b>351129</b>
<b>Total (US\$)</b>	<b>456468</b>

## 7. Estudio Financiero

Para el presente estudio se tiene en cuenta que la instalación esta localizada en regiones donde el acceso a la red eléctrica es casi imposible y que las necesidades energéticas de una comunidad de personas que habitan estas regiones, engloban tanto el trabajo diario en el día y las necesidades de iluminación por las noches. Por otro lado la disponibilidad de recursos naturales renovables como la biomasa lignocelulosa propias de estas regiones representa un costo casi nulo de la misma para ser utilizado como combustible en la instalación gasificadora.

Considerando, como se menciona en el principio, una vida útil de la instalación de 15 años y teniendo en cuenta una ayuda del gobierno o de una entidad privada del 35% del costo total de la inversión. Es posible realizar un estudio de viabilidad considerando los siguientes parámetros:

Los ingresos anuales vendrían a ser los ahorros anuales que se conseguirían en caso de consumo de energía eléctrica. Para el calculo se considera un costo de la electricidad de 0,281 R\$/kWh – 0,124 US\$/kWh. (ANEEL., 2005) La energía anual necesaria para una potencia instalada de 62 kW (eficiencia en frio) y con una operación de 15 horas al

día de las instalaciones es de 339450 kWh/año. Entones los ahorros anuales que se conseguirían alcanzan los 42020 US\$/año.

Los costes de operación que engloba el coste de mantenimiento, costo de biomasa y costes de amortización, ya fueron establecidos en la sección anterior. Ahora bien, del 65% restante del costo total de inversión, el 10% es financiado de fondos propios de la comunidad de propietarios y el 90% será cubierto por una entidad financiera, con un interés del 5% anual y un tiempo de financiación de 15 años. Se ha tomado en cuenta también el pago de 30% en impuestos y una inflación anual del 3,5%. A continuación se diseñará el flujo de caja para el presente caso.

Tabla n° 4. Flujo de caja, TIR, VAN y pendiente de préstamo. (US\$)

AÑOS	0	1	2	3	4	5	15
<b>INGRESOS</b>		42020,02	43490,72	45012,90	46588,35	48218,94	68017,58
<b>COSTES</b>							
Mantenimiento		13483,35	13483,35	13483,35	13483,35	13483,35	13483,35
Coste de biomasa		5000,00	5000,00	5000,00	5000,00	5000,00	5000,00
<b>BENEFICIO BRUTO</b>		23536,67	25007,37	26529,54	28104,99	29735,59	49534,22
Amortizaciones		19475,96	19475,96	19475,96	19475,96	19475,96	19475,96
<b>BAIT</b>		4060,71	5531,41	7053,59	8629,04	10259,63	30058,27
Intereses		13146,27	12269,85	11393,43	10517,02	9640,60	876,42
<b>BAT</b>		-9085,56	-6738,44	-4339,85	-1887,98	619,03	29181,85
Impuestos		0,00	0,00	0,00	0,00	185,71	8754,55
<b>BENEF. NETO</b>		-9085,56	-6738,44	-4339,85	-1887,98	433,32	20427,29
Amortizaciones		19475,96	19475,96	19475,96	19475,96	19475,96	19475,96
<b>DESEMBOLSO</b>	-29213,94	17528,36	17528,36	17528,36	17528,36	17528,36	17528,36
<b>CASH FLOW</b>	<b>-29213,94</b>	<b>-7137,97</b>	<b>-4790,85</b>	<b>-2392,25</b>	<b>59,62</b>	<b>2380,92</b>	<b>22374,89</b>

Años	0	1	2	3	4	5	15
<b>Pendiente de Préstamo</b>	262925,4	245397,06	227868,70	210340,34	192811,97	175283,61	0,00

BAIT: Beneficio antes de los intereses

BAT: Beneficio antes de los impuestos.

## 8. Resultados y Conclusiones.

Los resultados y valores recomendados en este trabajo podrían variar si cambian los siguientes parámetros: contenido de humedad en la biomasa procesada, tiempos de residencia de la biomasa en el interior del gasificador, el cual tendrá que ver con el sistema de remoción de residuos y por supuesto el diseño específico de la garganta. Deberá asegurarse de la estanqueidad del gasificador y el correcto sistema de alimentación de biomasa, este último con la finalidad de alcanzar una automatización de la planta; dos equipos primordiales en cuanto al condicionamiento del gas de biomasa son los intercambiadores de calor y los lavadores húmedos de gas. (Wet scrubber)

En el caso de uso de catalizadores para la eliminación de alquitranes, es recomendado que estos trabajen a altas temperaturas, mejor aun si el gas esta por encima de 600 °C; si no se trabaja con catalizadores, la mejor elección son los lavadores húmedos de gas (wet scrubbers) seguidos de torres de absorción ambos disponibles en el mercado actual. La elección de precipitadores electrostáticos esta relacionado a la disponibilidad económica debido al alto costo de los mismos, por otro lado la elección de filtros cerámicos esta condicionado a su manteniendo y continuos problemas de obstrucción y limpieza periódica del mismo, se espera un mejor desarrollo de estos sistemas en el futuro, aunque su uso esta siendo orientado a instalaciones de gran tamaño.

Comparando los costes de pequeños gasificadores downdraft con también pequeños gasificadores de lecho fluidizado, en general estos últimos serian bien utilizados cuando se quiere producir potencias por encima de 1 MW debido a que es económicamente favorable la presencia de un solo equipo frente a un gran numero de reactores downdraft para cubrir esa demanda de energía. Queda claro que para el uso de MCI, el uso de gasificadores downdraft tendría un limite máximo de 1000 kg/h de biomasa de alimentación, por encima de este valor la elección apropiada seria gasificadores de lecho fluidizado con turbinas a gas de baja potencia y adaptadas para la quema de este gas.

La metodología de dimensionamiento estuvo basada principalmente en el factor experiencia de dicho grupo español, en cuanto a construcción de gasificadores downdraft de grande y pequeño porte; se ha seguido también las recomendaciones encontradas en la bibliografía así como algunas modificaciones propias del presente proyecto. Se recomienda que esta metodología no sea seguida fielmente al pie de la letra, sobretodo porque como de comento en un inicio cada instalación tiene su propia identidad y las condiciones de operación y resultados obtenidos en ellas son similares pero no idénticos, pero si esta metodología se debe tomar como punto de partida para nuevas y futuras

mejoras de esta clase de equipos. Del balance energético desarrollado se ha obtenido para el gasificador una eficiencia, en el caso de procesos de generación de potencia, de 62,68% y una eficiencia, en el caso de procesos térmicos, de 84,73%. Ambos resultados están de acuerdo a los datos encontrados en la literatura y en anteriores prototipos desarrollados en los laboratorios del GPT.

De acuerdo al estudio económico y financiero realizado para un gasificador de 100 kg/h de alimentación de biomasa lignocelulósica, se ha obtenido un Valor Actual Neto (VAN) que asciende a 33160,5 US\$ y una Tasa Interna de Rentabilidad (TIR) del 11% con una tasa de descuento igual a la tasa de interés. En la Tab. (4) se presentó el flujo de caja del presente estudio. Como podemos observar en esta tabla, el valor de la inversión, teniendo en cuenta todas las consideraciones mencionadas en el ítem anterior, es recuperado a partir del cuarto año.

## 9. Referencias.

- Arauzo, J., 1999, "Reactores de Lecho Móvil Downdraft", Encuentro sobre gasificación de biomasa, Madrid – España.
- Beenackers, A.A.C.M., Bridgwater, A.V., 1989, "Gasification and Pyrolysis of biomass in Europe", In Pyrolysis and Gasification, ed, G. L. Ferrero, K. Maniatis, A. G. Buekens and A. V. Bridgwater, Elsevier Appl. Science, London, UK, pp, 129-57.
- Bilbao, R., Fernandez, F., 1998, "Gasificación de Biomásas en un lecho móvil de corrientes paralelas". Ingeniería Química, 20 (226) 199-203.
- Coronado, C.J.R., Silveira, J.L y Arauzo, J.P., 2006, "Metodologia de Dimensionamento, Análise Energética e Seleção de Equipamentos de um gaseificador de Biomassa para o Acionamento de um Motor de Combustão Interna", VI AGRENER - Biocombustíveis, Universidade de Campinas, UNICAMP. v. 1.
- Garcia, P.B., Bilbao, R., Arauzo, J. and Salvador, M., 1994, "Scale-up of downdraft moving bed gasifiers 825 – 300 kg/h) – Design, experimental aspects and results". Bioresource Technology, vol 48, p 229-235.
- Groenvelt, M.J and Van Swaaij, W.P.M., 1980, "The design of current moving bed gasifiers fuelled by biomass", In Thermal Conversion of Solid Wastes and Biomass, ed, J. L. Jones & S. B. Radding. American Chemical Society, Washington, DC, USA.
- GPT – Unizar., 2005. "Grupo de Procesos Termoquímicos", Trabajo de investigación realizado en la Facultad de Ingeniería Química y Tecnologías del Medio Ambiente de Universidad de Zaragoza (UNIZAR) – España. Programa ALFA II-0444-FA ALE: "Thermochemical Conversion of Biomass into energy and fuels", Abril - Setiembre, 2005.
- Hasler, P. and Nussbaumer, T., 1999, "Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification". Biomass and Bioenergy, vol 16, p 385 – 395.
- Jenkins, B.M. and Goss, J.R., 1980, "Effect of air blast rate on fixed bed gasifier. Paper no. PR 80-028 present at ASAE Pacific Regional Annual Meeting.
- Kaupp, A. and Goss, J.R., 1981, "State of Art for small Scale (2-50 kW) Gas Producer – Engine Systems (Final reports)", Department of Agriculture Engineering, University of California, Davis, CA, USA.
- Mendis, M.S., 1989, "Biomass gasification: Past Experiences and future prospects in developing countries". In Pyrolysis and Gasification, ed, G. L. Ferrero, K. Maniatis, A. Buekens & A.V. Bridgwater. Elsevier Appl. Science, London, UK, pp, 11-28.
- Neeft, J.P.A., Knoef, H.A.M., and Omaji, P., 1999, "Behavior of Tars in Biomass Gasification Systems". NOVEM EWAB Program Report 9919., Netherlands. 75 pp.
- Nogueira, L.A.H. and Lora, E.E.S., 2004, "Dendroenergia: Fundamentos e aplicações". 2.ed. - Rio de Janeiro: Ed. Interciência.
- Perry, "Chemical Engineer Handbook", 6ta ed. McGraw-Hill, New York, 1984.
- Reed, T. and Das, A., 1988., Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems, Solar Energy Research Institute (SERI), U.S. Department of Energy Solar Technical Information Program. Third Printing., pp 140.
- Silveira, J.L., Coronado, C.J.R and Arauzo, J., 2005, "Scale up Methodology and Technical Analysis of a Biomass Gasifier for the run of a Cogeneration Compact System. In: VI CLAGTEE. Congreso Latinoamericano de Generación y Transmisión de Energía Eléctrica., Mar del Plata - Argentina. v. 1.
- Twente University of Technology. Laboratory of Chemical Reaction Engineering., 1981, "Energy Recovery by Gasification of Agricultural and Forestry Wastes in a Concurrent Moving Bed Reactor", Commission of the European Communities Luxembourg, Final Report, Contract 662-72-IESN.
- Van Swaaij, W. P. M., 1981, "Gasification the Process and the technology (Report)", Commission of the European Communities, Luxembourg.
- Vian, O.A., 1991, "El pronóstico Economico en Química Industrial" Ediciones de la Universidad Complutense S.A. Madrid – España.
- ANEEL, Agencia Nacional de Energia Eletrica 2005, <http://www.aneel.gov.br>

## CONSTRUCTIVE ASPECTS AND ECONOMICAL STUDY OF A 100 kg/h DOWNDRAFT BIOMASS LIGNOCELULOSIC GASIFIER

### Christian Coronado Rodriguez

Energy Department - College of Engineering of Guaratinguetá - UNESP – Sao Paulo State University  
Av. Ariberto Pereira da Cunha, 333 – Guaratinguetá – SP – Brasil, CEP: 12516-410  
Tel.: 55-12-3123.2800 R 1903, Fax: 22-12-3123.2800  
[christian@feg.unesp.br](mailto:christian@feg.unesp.br)

### Jose Luz Silveira

Energy Department - College of Engineering of Guaratinguetá - UNESP – Sao Paulo State University  
Av. Ariberto Pereira da Cunha, 333 – Guaratinguetá – SP – Brasil, CEP: 12516-410  
Tel.: 55-12-3123.2800. R 1903, Fax: 22-12-3123.2800  
[joseluz@feg.unesp.br](mailto:joseluz@feg.unesp.br)

### Jesus Arauzo Perez

Chemical & Environmental Engineering Department, Centro Politecnico Superior, University of Zaragoza  
Maria de Luna 3 - 50015  
Zaragoza – Spain  
Tel.: 976761878  
[qtarauzo@unizar.es](mailto:qtarauzo@unizar.es)

**Abstract:** *This work consists in the development of a gasifier of 100 kW for an internal combustion engine, which includes the sizing process and the technical analysis. The availability of biomass resources and the application of system in the national energetic point of view are relevant. The gasifier will be feeding with 100 kg/h and the construction specific parameters are related with this particular quantity of biomass; for every case, air will be used as a gasifier agent. The study of economic feasibility depends the initial investment that involves engine cost as well as the gasification zone cost, and operating and maintenance costs; the lifetime of the plant will be considered to 15 years furthermore; the annual income would be considered as the saving that a particular isolated community would get in the case of a almost impossible to the national grid connection. Finally with these dates and assuming the real taxes such as interest, depreciation values and positives profit, was obtained a TIR of 11% and a VAN that achieve 33160,5 (US\$) just as the respective payback of four years.*

**Keywords:** Biomass 1, gasifier 2, engine 3, energy balance 4, cost 5.