

Gasificación de pellets de madera en un reactor en flujo ascendente

GASIFICATION OF WOOD PELLETS IN A DOWNDRAFT REACTOR

Rolando Zanzi
Division of Chemical Reaction Engineering
Department of Chemical Engineering and Technology
Royal Institute of Technology
Santiago Soria
Departamento de Ingeniería Química y Tecnologías del Medio Ambiente
Universidad Zaragoza

RESUMEN

El trabajo presenta los resultados de la gasificación de madera pelletizada de abedul en un reactor discontinuo de lecho ascendente. En los experimentos realizados se cargó el gasificador y se realizó el ensayo sin volver a alimentar el gasificador. Es decir se gasificó solo una carga. Se varió la carga utilizada (3 y 4 kg de madera pelletizada) y el flujo de aire (entre 1.1 m³/h y 2.6 m³/h). El gas producido por la gasificación está compuesto de CO₂, CO, H₂, CH₄ y hidrocarburos livianos. Las mayores concentraciones de los gases producidos por la gasificación y ricos en energía son 19% de CO, 7% de H₂, 4 % de CH₄, y 1% de hidrocarburos livianos [C₂ (etano, eteno y acetileno)]. El efecto predominante del aumento del flujo de aire es una mayor temperatura en el gasificador. El proceso de gasificación mejora debido a una mayor temperatura y a un aumento de la cantidad de dióxido de carbono producida por una mayor combustión. A mayor velocidad de gasificación aumenta la producción de monóxido de carbono y el contenido calorífico del gas producido es mayor. La cantidad de líquidos aumenta con el flujo de aire.

PALABRAS CLAVE

Gasificación. Madera. Pellets. Contracorriente. Lecho ascendente.

INTRODUCCIÓN

La gasificación es una tecnología que produce una mezcla de gases combustibles. Consiste en una serie de procesos los cuales incluyen el secado del sólido, la pirólisis de los sólidos que produce gases, alquitranes y char, el craqueo y la oxidación de los alquitranes (y en cierta medida la oxidación de los gases de pirólisis) y la gasificación del char.

Una aplicación importante de los gases producidos es su utilización como sustituto del combustible de derivado del petróleo en motores de gasolina o diesel que en el campo son utilizados para la producción de electricidad, bombeo de agua o en industrias locales. El gas también puede ser utilizado para producir calor en secadores rurales y en hornos como por ejemplo de cemento.

Los reactores de lecho móvil son utilizados en gasificadores de pequeña escala mientras que los gasificadores grandes son del tipo de lechos fluidizados. Los reactores de lecho móvil, en contracorriente (updraft) y en corrientes paralelas (downdraft) son de simple construcción y operación, y evitan los costos excesivos de pulverización de la biomasa a utilizar (PURNUMO et al., 1990).

En el gasificador en corrientes paralelas tanto el flujo del gas como el del sólido son descendentes. Esta configuración resulta en la producción de un gas con bajo contenido de alquitranes. Una limitación física de la relación entre el diámetro y tamaño de partícula hace que la capacidad máxima de esta configuración sea de 500 kg/h o 500 kWe.

En el gasificador de contracorriente la biomasa tiene un movimiento descendente mientras que el flujo de los gases es ascendente, de allí su nombre de reactor de flujo ascendente. La biomasa es entonces secada por los gases calientes en su flujo ascendente. Después de su secado, la biomasa es pirolisada produciéndose char que continua su movimiento descendente en el gasificador. Los gases de pirólisis son arrastrados hacia arriba por el flujo ascendente de los

gases calientes. Los alquitranes en la fase gaseosa condensan en la biomasa fría que descende o bien salen fuera del reactor con los gases de salida. De allí el alto contenido de alquitrán en los gases producidos por el gasificador en contracorriente (BRIDGWATER et al., 1990). Este alto contenido de alquitranes e hidrocarburos en el gas producido contribuye al alto contenido calorífico del mismo. Normalmente los gases son utilizados directamente en calderas y hornos sin previa limpieza. Sin embargo si el gas va a ser procesado es necesario una substancial limpieza del mismo para sacar los alquitranes. Hay un interés en la limpieza de estos gases producidos en gasificadores en contracorriente para su utilización en la producción de electricidad. Los alquitranes de estos gases fueron producidos a bajas temperaturas y son mas reactivos y fáciles de remover que los alquitranes producidos a elevadas temperaturas en cantidades más bajas en gasificadores de flujo gaseoso descendente y de lechos fluidizados (BUEKENS et al., 1990).

La principal ventaja de los gasificadores de flujo gaseoso ascendente o en contracorriente es su construcción simple, su capacidad de gasificar biomazas con alto contenido de humedad, su alta conversión de charcoal y su alta eficiencia térmica: el calor de los gases producidos es recuperado por la biomasa en su moviente descendente mediante un intercambio directo de calor. La biomasa es secada, precalentada y pirolisada utilizando ese calor, antes de entrar a la zona de gasificación (BRIDGWATE, 1995). Los gasificadores en contracorriente se construyen en tamaños entre 2 y 20 MWe. Varios gasificadores de este tipo están en operación en el norte de Europa utilizando turba, paja de trigo y madera como combustible (HAAVISTO, 1997; KRISTENSEN, 1996; KURKELA et al., 1989).

Una alternativa para la producción de electricidad a partir de la biomasa es combinar este gasificador con un motor de combustión interna (TEISLEV, 2004). Es importante entonces la limpieza de los gases de salida de manera de eliminar los alquitranes. Otra alternativa para la producción de electricidad es combinar este gasificador con un motor de combustión externa (tipo Stirling) (JENSEN et al., 2002). No es necesario, entonces, limpiar el gas de salida del gasificador. En este trabajo se estudia la producción de electricidad acoplado un gasificador de flujo ascendente o en contracorriente con motores de combustión interna y motores Stirling de combustión externa.

EL GASIFICADOR EN CONTRACORRIENTE A ESCALA DE LABORATORIO

La figura 1 muestra el gasificador en contracorriente diseñado en la Universidad Politécnica de Estocolmo (KTH). Consiste en un tubo de acero Inconel de 0,141 m de diámetro interno, 4 mm de espesor y 0,58 m de altura. El gasificador está rodeado de un material refractario de 4 cm de espesor. El distribuidor esta constituido por una lámina metálica de 5 mm de espesor, con ranuras de 4 mm de ancho y paso 8 mm. El perfil de temperaturas es medido mediante termopares.

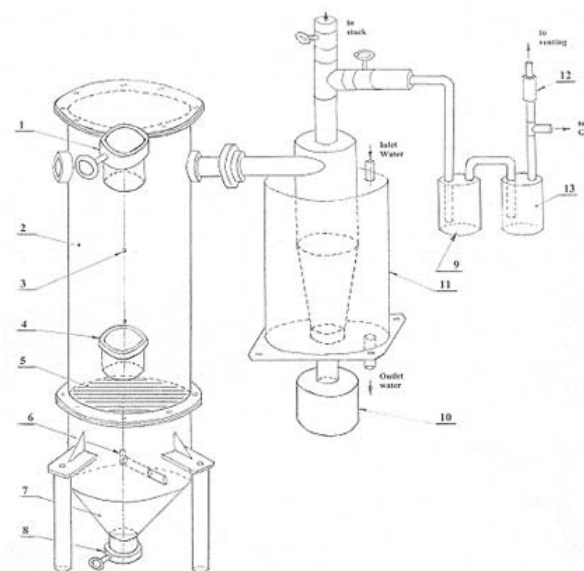


Figura 1 - Gasificador en contracorriente: (1) alimentador, (2) gasificador, (3) termopares, (4) visor, (5) distribuidor, (6) entrada de aire, (7) cono, (8) válvula de salida de cenizas, (9) frascos de acetona (limpieza del gas), (10) colector de alquitranes y cenizas, (11) condensador ciclónico, (12) rotámetro, (13) filtro de algodón y agente secante (pentóxido fosfórico)

La primer etapa del proceso de gasificación es el encendido del lecho. Inicialmente 0,3 kg de charcoal es quemado sobre el distribuidor. Luego la biomasa es alimentada discontinuamente en el reactor. Se pueden obtener diferentes factores de aire (relación entre el flujo de aire actual y el flujo de aire estequiométrico) variando el flujo del aire (DI BLASI et al, 1999).

Los vapores, gases y partículas de sólido pasan a través de un condensador ciclónico donde las partículas y parte de los alquitranes son separadas del gas (SUÁREZ et al, 2002). Con el objeto de limpiar al gas de alquitranes, el gas atraviesa el condensador ciclónico, una columna de condensación (no dibujada en la figura 1), frascos de acetona y luego un filtro de lecho empaquetado conteniendo algodón y pentóxido fosfórico como agente secante. La mayor parte de los alquitranes y agua se obtienen en el condensador ciclónico y en la columna de condensación. El flujo de aire se mide en un rotámetro. Luego el gas es analizado en un cromatógrafo de gases. Se analiza la concentración de CO₂, H₂, CO, N₂, CH₄ e hidrocarburos C₂ (etano, eteno y acetileno).

Tres termopares miden la temperatura en la zona de combustión (T1), en la zona de reducción y en la zona de salida de los gases (T3). El termopar que mide T1 está ubicado a 30 mm del distribuidor, el termopar que mide T2 está ubicado a 305 mm y el termopar que mide T3 está ubicado a 510 mm (todas las distancias medidas del distribuidor).

En el equipo es posible estudiar la influencia de los distintos parámetros operativos sobre el rendimiento de los productos, la composición del gas, los perfiles axiales de temperaturas, la presencia de finos, etc. Los parámetros operativos a variar son el factor de aire, tipo de biomasa, diámetro de partícula y gases de alimentación.

PROCEDIMIENTO Y RESULTADOS

Se realizaron experimentos con una carga de 3 kg y 4 kg de pellets de madera de. El flujo de aire fue variado entre 1.1, m³/h, 2 m³/h y 2.6 m³/h. El funcionamiento del gasificador es en forma discontinua. En los experimentos realizados se cargó el gasificador y se realizó el ensayo sin volver a alimentar el gasificador. Es decir se gasificó solo una carga.

El gas producido por la gasificación está compuesto de CO₂, H₂, CO, N₂, CH₄ e hidrocarburos C₂ (etano, eteno y acetileno). El principal producto es CO₂ debido a la combustión del char y CO debido tanto a la combustión incompleta del char y a la gasificación. Los primeros gases producidos provienen de la pirólisis y la combustión. Luego la cama es progresivamente calentada y debido a aumento de la zona de reacción y a la formación de la capa de char, la gasificación del char tiene lugar. La concentración de CO₂ comienza a

disminuir. Los gases producidos por la gasificación son CO como también H₂, CH₄ y pequeñas cantidades de hidrocarburos livianos [C₂ (etano, eteno y acetileno)]. El resto es N₂ y O₂.

El efecto predominante del aumento del flujo de aire es una mayor temperatura en el gasificador. El aumento del flujo de aire produce un aumento de la cantidad de biomasa que se quema y por lo tanto hay una mayor producción de calor. Un efecto secundario es que la cantidad de aire que se debe calentar a una temperatura elevada es mayor lo que ocasiona una disminución de la temperatura.

El principal efecto de aumento del flujo de aire en el proceso de devolatilización o pirólisis es aumentar las velocidades de calentamiento.

La producción de líquidos aumenta con la temperatura.

La influencia del flujo de aire sobre la composición de los gases producidos es una consecuencia de los cambios en las condiciones térmicas del gasificador. A un flujo de aire pequeño la temperatura del gasificador es baja. A bajas temperaturas los productos de pirólisis son líquidos y char. A baja temperatura la gasificación del char es lenta. Solo una pequeña parte del dióxido de carbono, producida por la combustión del char, es consumido por la gasificación del char. A esas bajas temperaturas la relación aire / biomasa gasificada es alta. A mayor flujo de aire la cantidad de biomasa que se quema es mayor y la relación aire/ biomasa gasificada disminuye. La temperatura del lecho del gasificador aumenta a mayor flujo de aire. La velocidad de transferencia de calor a la biomasa es mayor. La velocidad de gasificación, pirólisis y secado aumenta. La cantidad de gas producido en la pirólisis de la biomasa aumenta a expensas de la producción de char. El proceso de gasificación mejora debido a una mayor temperatura y a un aumento de la cantidad de dióxido de carbono producida en la combustión. A mayor velocidad de gasificación aumenta la producción de monóxido de carbono y el contenido calorífico del gas producido es mayor.

A mayor relación aire / biomasa gasificada, menor es el contenido calorífico del gas producido. Una mayor relación aire / biomasa gasificada se observa cuando el flujo de aire es bajo, produciéndose una disminución de la temperatura y la gasificación del char. Sin embargo si el flujo de aire es mayor que un cierto límite la temperatura y la velocidad de gasificación disminuyen y la relación aire / biomasa gasificada au

menta. Como consecuencia el contenido calorífico del gas disminuye.

Las figuras 2, 3, 4 y 5 muestran la variación de las temperaturas en el gasificador así como la composición

de los gases de salida del gasificador en función del tiempo durante el cual se realizó el experimento. Se utilizaron cargas de 3 y 4 kg de madera pelletizada y se vario el flujo de aire entre 1.1, 2.0 y 2.6 m³/h.

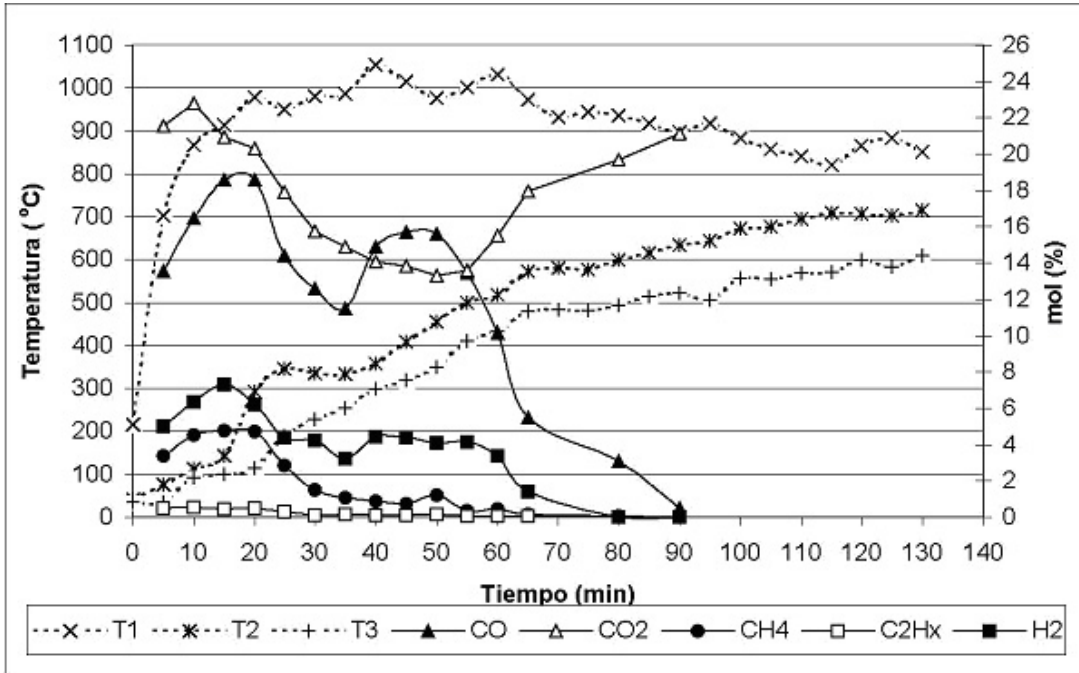


Figura 2 - Temperaturas y composición de los gases de salida del gasificador. Carga: 4 kg de pellets de Madera. Flujo de aire: 2.6 m³/h.

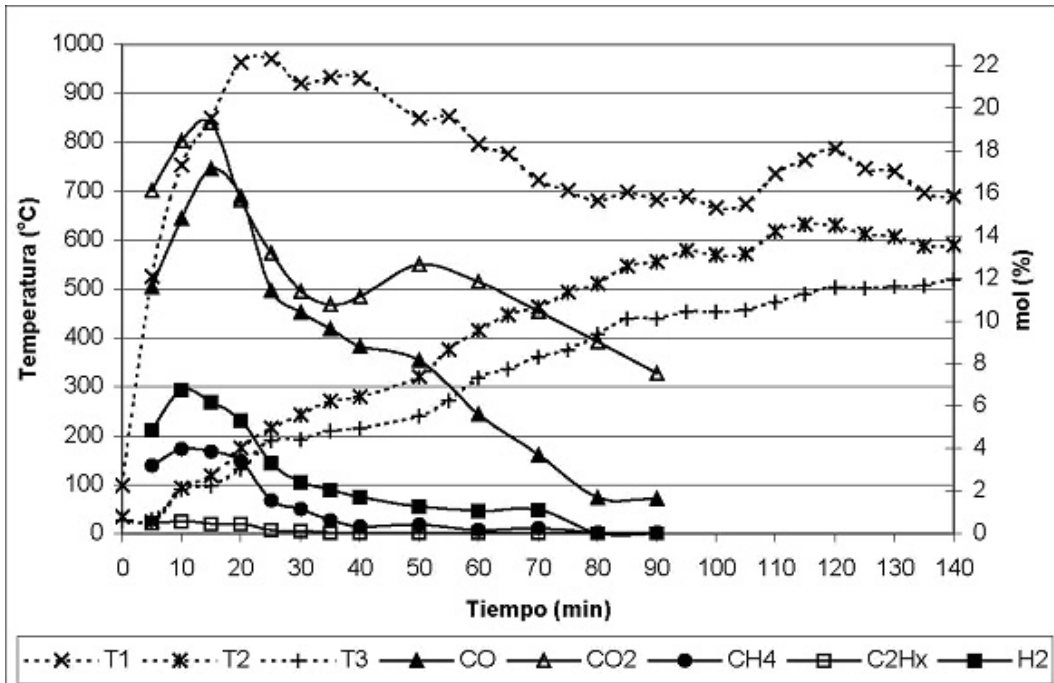


Figura 3 - Temperaturas y composición de los gases de salida del gasificador. Carga: 3 kg de pellets de Madera. Flujo de aire: 2 m³/h.

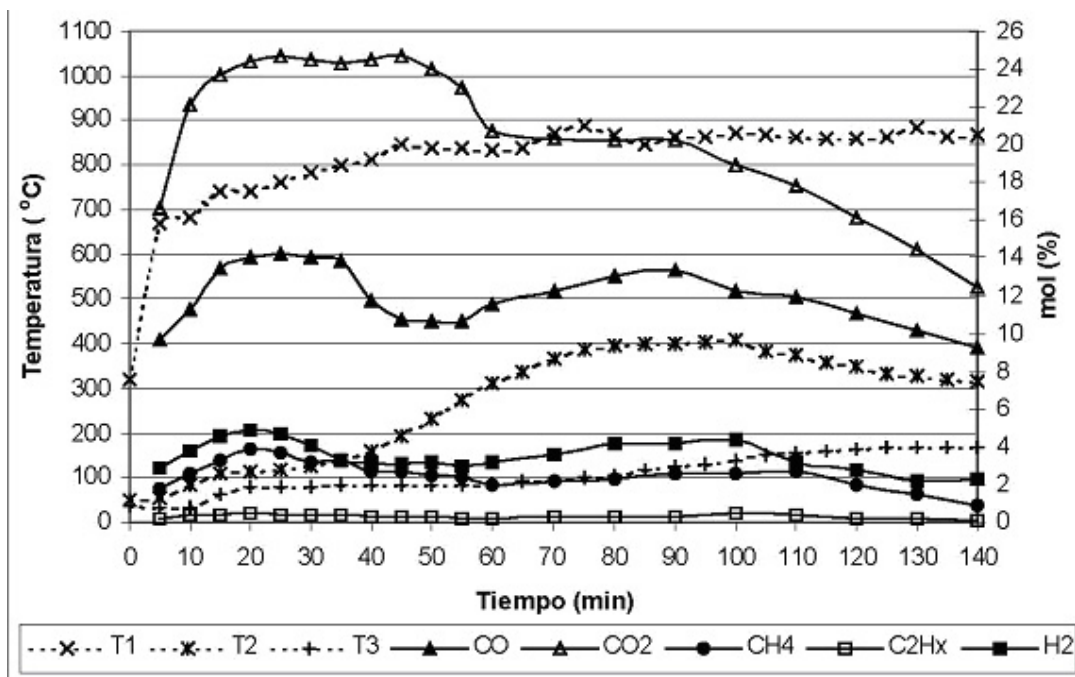


Figura 4 - Temperaturas y composición de los gases de salida del gasificador. Carga: 4 kg de pellets de Madera. Flujo de aire: 1.1 m³/h.

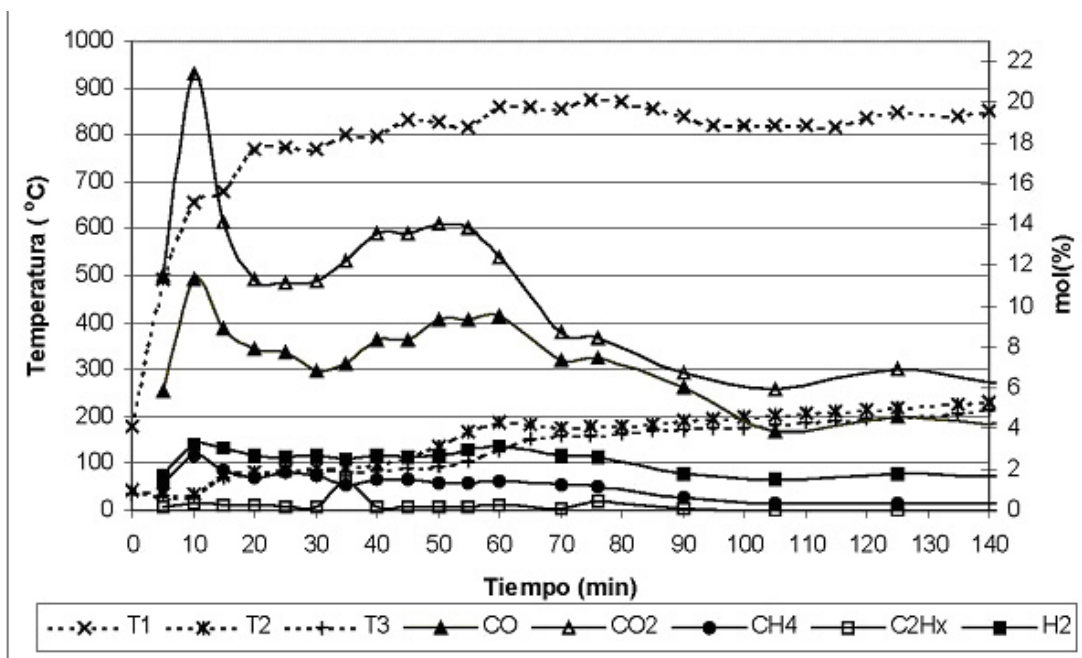


Figura 5 - Temperaturas y composición de los gases de salida del gasificador. Carga: 3 kg de pellets de Madera. Flujo de aire: 1.1 m³/h.

de líquidos aumenta con el flujo de aire.

La mayor parte de los líquidos se separaron en el condensador ciclónico y en la columna de condensación. La figura 6 muestra como la cantidad

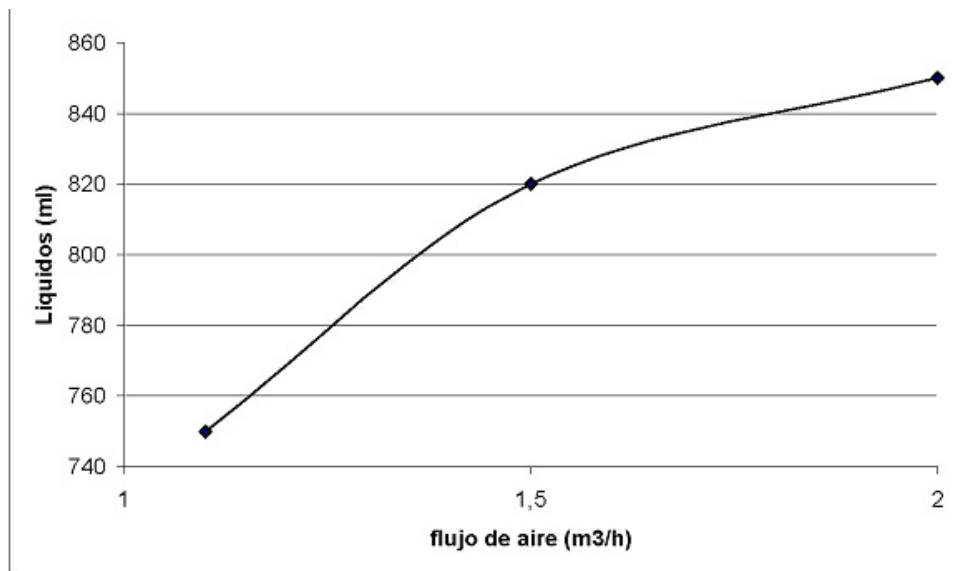


Figura 6 - Líquidos (alquitrán + agua) obtenidos en función del flujo de aire. Carga: 3 kg pellets de madera

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen el apoyo financiero de Agencia Sueca de Cooperación Internacional para el Desarrollo, Departamento de Cooperación para la investigación, de la Comunidad Europea a través del programa ALFA.

REFERENCES

BUEKENS, A. G.; et al. *Commercial and marketing aspects of gasifiers*. Bruxelles: Commission of the European Communities, 1990.

BRIDGWATER, A. V., MANIATIS, K.; MASSON, H. A. In: FERRARO, G. L. *Pyrolysis and Gasification*. Luxembourg: Commission of the European Communities, 1990.

BRIDGWATER, A. V. The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation. *Fuel*, v. 74, n. 5, 1995.

DI BLASI, C.; SIGNORELLI, G.; PORTORICCO, G. Countercurrent fixed-bed gasification of biomass at laboratory scale. *Industrial Engineering Chem. Res.*, v. 38; p. 2571-2581, 1999.

HAAVISTO, I. Fixed-bed gasification for heat production. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON GASIFICATION AND

PYROLYSIS OF BIOMASS, 1997, [S.I.]. *Proceedings...*[S.I.] Cpl Press Newburg Berkshire, 1997. p. 99.

JENSEN, N. et al. CPH from updraft gasifier and stirling engine. In: EUROPEAN CONFERENCE AND TECHNOLOGY EXHIBITION ON BIOMASS FOR ENERGY, INDUSTRY AND CLIMATE PROTECTION, 12., Amsterdam. *Proceedings...*Amsterdam, 2002. p. 726-729.

KRISTENSEN, O. Combined heat and power production based on gasification of straw and woodchips. In: EUROPEAN BIOENERGY CONFERENCE, 9., Copenhagen. *Proceedings...*Copenhagen, 1996. p. 272-277, v. 1.

KURKELA, E. et al. Updraft gasification of peat and biomass. *Biomass*, v. 19, p. 37, 1989.

PURNUMO, A. D. J.; RAGKAND, K. W. Pressurized downdraft combustion of wood chips. In: SYMPOSIUM ON COMBUSTION, 23., 1990, [S.I.]. *Proceedings...*[S.I.]: The Combustion Institute, 1990. p. 1025-1032.

SUÁREZ, J.; BEATÓN, P. *Procedimiento y aparato para la pirólisis autotérmica de la biomasa en cama fluidizada*. Solicitud de Autor de Invención, marzo 2002. Habana: Oficina Nacional de la Propiedad Industrial, 2002.

TEISLEV, B. Wood-chip updraft gasifier based combined heat and power. In: WORLD CONFERENCE AND TECHNOLOGY EXHIBITION ON BIOMASS FOR ENERGY, INDUSTRY AND CLIMATE PROTECTION, 2., 10-14 May 2004, Rome, 2004. p. 1772-1774.