



II Congreso de Agua Ambiente y Energía, AUGM

Modelo numérico simple de la combustión de un rolo de madera Germán Navarrete ^a, Pedro Curto-Risso ^b

^a *Instituto de Ingeniería Mecánica y producción Industrial, Facultad de Ingeniería, Universidad de la República, Uruguay, gnavarrete@fing.edu.uy.*

^b *Instituto de Ingeniería Mecánica y producción Industrial, Facultad de Ingeniería, Universidad de la República, Uruguay, pcurto@fing.edu.uy.*

RESUMEN: En el marco del desarrollo de una herramienta numérica para modelar la combustión de biomasa en lecho fijo, se presenta un modelo simple para la combustión de un rolo de madera. El rolo es modelado en volúmenes finitos con una geometría cilíndrica unidimensional en coordenadas radiales. Dentro de los diferentes volúmenes de control se desarrollaran las diferentes etapas de la combustión: secado, desvolatilización (pirólisis y gasificación), y la combustión y gasificación de la matriz carbonosa. El avance de los frentes de reacción hacia el interior dependerá de las temperatura de los diferentes volúmenes, de la concentración de los gases en la interfaz solido-gas, la porosidad, tortuosidad, conductividad de la biomasa y flujo de calor desde el entorno por convección y radiación. Las reacciones de pirólisis, gasificación y combustión del carbón son modeladas a partir de ecuaciones de la forma de Arrhenius. Se presentan resultados, validados con datos de la literatura, para rolos de madera de 16 cm de diámetro y 140 cm de largo.

PALABRAS CLAVE: combustión de biomasa, rolos de madera, simulación numérica, energía, lecho fijo

1 INTRODUCCIÓN

En el marco del desarrollo de una herramienta numérica que permita modelar la combustión de madera en lecho fijo, tanto en calderas de uso industrial como en estufas de alto rendimiento de uso residencial, se presenta un modelo para la combustión de un rolo de madera. Como punto de partida se utilizó el modelo de combustión de una partícula pequeña de biomasa, validado hasta diámetros de 5 mm, desarrollado por Navarrete et al. [1]. Cabe destacar que el modelo está aún en etapa de desarrollo por lo cual hay varios temas a resolver.

El principal desafío que representa modelar la combustión de madera de mayor diámetro, es que no es válida la hipótesis de que las etapas de secado, desvolatilización (pirólisis, gasificación), y combustión de la matriz carbonosa se dan de forma secuencial. Esto implica que es necesario modelar la combustión en etapas simultáneas considerando volúmenes finitos dentro del rolo. Estos procesos van ocurriendo desde el exterior hasta el centro de la madera, determinando zonas de biomasa húmeda en proceso de secado, biomasa en ausencia de oxígeno donde predominara la pirólisis y zonas en presencia de oxígeno donde coexisten procesos de gasificación y pirólisis de la biomasa con la combustión del carbón y parte de los gases producidos. El avance de los frentes de reacción hacia el interior dependerá de los gradientes de temperatura, concentración de los gases en la interfaz solido-gas, la porosidad, tortuosidad y conductividad de la biomasa.[2]

En la literatura se encuentran diversos trabajos en los cuales se presentan modelos para la combustión de rolos de madera. Galgano et al.[3] presentan un modelo unidimensional radial

para la combustión y gasificación de madera describiendo modelos cinéticos, fenómenos de transferencia de calor y masa, y reacciones químicas conjuntamente con un modelo CFD para modelar la fase gaseosa en torno a la madera. Prestan resultados numéricos y experimentales para rolos de madera entre 6 y 10 cm de radio. Haberle et al.[4] presenta un revisión de diferentes modelos numéricos presentando una descripción detallada de diferentes mecanismos de reacción tanto para la etapa de desvolatilización, como la combustión de carbón. Adicionalmente presentan una descripción detallada de las propiedades termo-físicas de diferentes biomazas incluyendo correlaciones basadas en recopilación de datos de la literatura. Se incluyen correlaciones para la porosidad, conductividad térmica, capacidad calorífica y permeabilidad. Bryden y Ragland [5], presentan resultados experimentales y numéricos para la combustión de rolos de madera bajo diferentes condiciones. Se presentan resultados para rolos de entre 12 y 21 cm de diámetro estableciendo las condiciones de temperatura y concentraciones de gases similares a la de una caldera de lecho fijo a partir de la mezcla de gases provenientes de un quemador de gas natural y oxígeno auxiliar. A partir de estos resultados se presenta una primera validación del modelo.

A partir de este modelo se pretende determinar el estado de reacción de los rolos, gradientes de temperatura, flujo y concentración de gases en torno al rolo, variando diferentes parámetros como las características de la madera, parámetros de funcionamiento (como el exceso de aire y flujo de aire) y condiciones de borde (como la concentración y temperatura de los gases en el hogar, temperatura de las paredes, factores de vista, propiedades de las superficies, etcétera).

2 MODELO NUMÉRICO

Se propone un modelo de rolo cilíndrico unidimensional en coordenadas radiales. Como primera aproximación, se asume que dentro da cada volumen finito, las diferentes fases están en equilibrio térmico, la presión dentro de los poros esta en equilibrio con el ambiente y la acumulación de gases en los poros es despreciable. El tronco se considera con propiedades isotrópicas. En la Figura 1 se presenta un corte transversal del rolo de madera, en el cual se puede observar la discretización utilizada, las diferentes etapas y frentes de avance de las mismas.

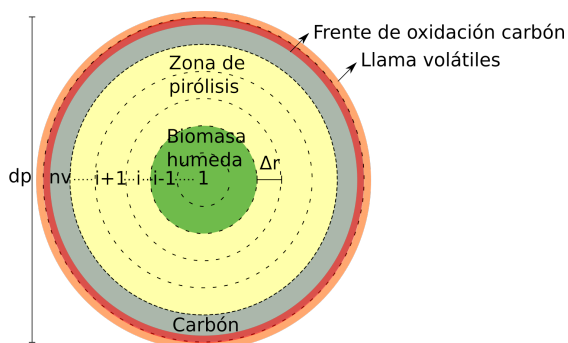
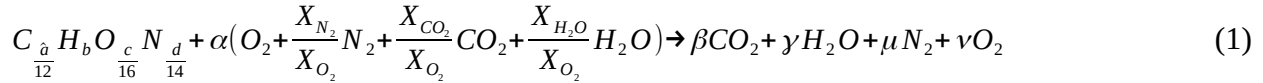


Figura 1. Corte transversal del tronco mostrando las diferentes zonas de reacción y la discretización.

Como primera aproximación se considera que el transporte tanto del agua como de los volátiles es instantáneo hasta el exterior del tronco. Para modelar el secado se considerará que la zona de secado esta en equilibrio térmico a 100°C y que la energía que ingresa al volumen es utilizada unicamente para evaporar el agua. Los volátiles son producidos en la etapa de pirólisis en las zonas secas de la partícula mientras que la reacción del carbón ocurre en los volúmenes exteriores de la partícula donde ya ocurrió la desvalorización y el carbón entra en contacto con

los agentes oxidantes y gasificantes. La combustión de los volátiles ocurre en la superficie del tronco y, dado que es una reacción gas-gas, la velocidad de reacción es muy superior a la de las reacciones de oxidación y gasificación del carbón. Esto implica que la combustión de los volátiles, si hay oxígeno suficiente, se puede considerar completa y que el oxígeno restante queda disponible para la combustión del carbón. La reacción global de desvolatilización y combustión es representada en la ecuación 1.



donde el primer término representa la composición de los volátiles ingresando a la zona de reacción y a, b, c y d son las fracciones másicas de los elementos correspondientes, el segundo la mezcla de gases en la zona de reacción (normalizados a un kmol de O_2), mientras que los de la derecha (en letras griegas) representan los kilomoles de gases producidos por kg de volátiles producidos. Tanto la cantidad de volátiles no condensables, volátiles condensables (*tar*) y carbón producidos son determinadas a través del sistema de reacciones químicas representados en las Ecuaciones 3 a 7 con los parámetros de Arrhenius (energía de activación y término preexponencial E_{ni}, k_{ni}) prestados en la Tabla 1. Se considera que todo el *tar* reacciona para formar volátiles no condensables y carbón. Para cuantificar la entalpía química de las reacciones de pirólisis ($\dot{H}_{pirólisis}^q$), se utilizara la Ecuación 8, donde las reacciones de formación de carbón se consideran exotérmicas, mientras que las de formación de volátiles se consideran endotérmicas [6]. El *tar* se considera un producto intermedio, que eventualmente reacciona para formar volátiles y carbón.

$$\frac{dm_{biomasa}}{dt} = -(k_1 + k_2 + k_3) m_{biomasa} \quad (3)$$

$$\frac{dm_{tar}}{dt} = k_2 m_{biomasa} - (k_5 + k_4) m_{tar} \quad (4)$$

$$\frac{dm_{carbon}}{dt} = k_3 m_b + k_5 m_{tar} \quad (5)$$

$$\frac{dm_{volatiles}}{dt} = k_1 m_{biomasa} + k_4 m_{tar} \quad (6)$$

$$k_j = k_{0j} \exp\left(\frac{-E_{aj}}{RT}\right) \quad (7)$$

$$\dot{H}_{pirólisis}^q [kW] = \frac{dm_{carbon}}{dt} 2000 [kJ/kg_{carbón}] - \frac{dm_{volatiles}}{dt} 538 [kJ/kg_{volátiles}] \quad (8)$$

Tabla 1. Parámetros de Arrhenius para los mecanismos de reacción en la etapa de pirólisis.

| j | Reacción | E _{aj} (kJ/mol) | K _{0j} (1/s) | Referencia |
|---|---------------------|--------------------------|-----------------------|------------|
| 1 | Biomasa → volátiles | 177,0 | 1,11E+11 | [6] |
| 2 | Biomasa → tar | 149,0 | 9,28E+09 | [6] |
| 3 | Biomasa → carbón | 125,0 | 3,05E+07 | [7] |
| 4 | tar → volátiles | 107,5 | 4,28E+06 | [8] |
| 5 | tar → carbón | 107,5 | 1,00E+06 | [9] |

La reacción del carbón es modelada por las reacciones presentadas en la Tabla 2 y la Ecuación 9 dependiente de los parámetros E_{ai} y k_{0i} .

$$\dot{m}_{C,j} = A_s k_{0i} \exp\left(\frac{-E_{ai}}{RT_s}\right) \frac{M_C}{n_i} \frac{P}{RT_s} X_{i,s} \quad (9)$$

Donde A_s es el área superficial del sólido, T_s su temperatura de superficial, n_i son los kilomoles de i sobre kilomol de C, P, la presión, y $X_{i,s}$ es la concentración superficial de i .

Estas reacciones son proporcionales al área superficial, la cual depende del radio del tronco y la porosidad del mismo. Como primera aproximación, Bryden y Ragland [5], proponen considerar que el área real de reacción es ocho veces mayor.

Tabla 2. Parámetros de Arrhenius y entalpías químicas para las reacciones del carbón.

| | Reacción | Eai (kJ/mol) | K0j (m/s) | Referencia | Entalpía química Δh_q (kJ/kg) |
|---|---------------------------|--------------|-----------|------------|---------------------------------------|
| 6 | C+O2 \rightarrow CO2 | 68,0 | 4,65E+04 | [10] | 32814,7 |
| 7 | C+CO2 \rightarrow CO | 138,0 | 7,73E+03 | [10] | -14381,8 |
| 8 | C+H2O \rightarrow CO+H2 | 138,0 | 7,73E+03 | [11] | -10949,3 |

El flujo de gases en torno al rolo es bastante más complejo cuando ocurren simultáneamente la combustión de los volátiles (llama) y la combustión de la matriz carbonosa. Uno de los principales desafíos a resolver es la combustión de los gases generados en la pirólisis y en las reacciones del carbón y por ende la concentración de gases en la superficie de la partícula. Esto influye tanto para la transferencia de calor desde la llama hacia la partícula, como para determinar con mayor exactitud las tasas de reacción del carbón, las cuales son proporcionales a las concentraciones de oxígeno, dióxido de carbono y agua en la superficie de la partícula. Como primera aproximación se consideró un volumen de control que incluye tanto la combustión de los volátiles y el carbón. El transporte de los gases desde el ambiente hasta el rolo se modeló a partir de la Ecuación 10, donde A es el área del volumen de control del rolo, h_m el coeficiente de convección másico, ρ_{mix} la densidad de la mezcla, X la concentración del gas, M_i el peso molecular del gas y M_{mix} el peso molecular de la mezcla.

$$\dot{m}_i = A \bar{h}_m (X_{amb,i} - X_{llama,i}) \rho_{mix} \frac{M_i}{M_{mix}} \quad (10)$$

Por último, en la Ecuación 11 se presenta el balance de energía general aplicable a cada volumen de control.

$$\rho_i V_i c_p \frac{dT_{pi}}{dt} + \frac{d\rho_i}{dt} V_i c_p (T_{pi} - T_{ref}) + \rho_i \frac{dV_i}{dt} c_p (T_{pi} - T_{ref}) = (A_t k_{eff} \frac{dT}{dr}) \Big|_{r_i-1/2}^{i+1/2} + A \bar{h} (T_g - T_{pi}) + \quad (11)$$

$$+ A \sigma \left[\sum f_{p,i} \varepsilon_p (T_{inf}^4 - T_{pi}^4) + (\varepsilon_g T_g^4 - \alpha_g T_p^4) \right] - \dot{m}_{H_2O} h_{fg} + \sum \dot{m}_i h_i + \sum \dot{m}_j \Delta h_j^q$$

donde ρ es la densidad, V_i el volumen, T_p la temperatura y c_p el calor específico del volumen de control al cuál se le realiza el balance; A_t el área de transferencia efectiva por conducción, k_{eff} la conductividad de la biomasa en el estado del volumen de control, A el área exterior del rolo (solo aplica para el volumen exterior), h el coeficiente de convección térmica, σ la constante de Stefan-Boltzmann, f el factor de vista, ε_p la emisividad de la superficie del rolo, ε_g y α_g la emisividad y absorptividad de los gases entorno al rolo, h_{fg} la entalpía de vaporización del agua, h_i la entalpía sensible de la especie i ingresando al volumen de control y Δh_j^q la entalpía química de la reacción j dentro del volumen de control.

3 VALIDACIÓN Y RESULTADOS

Los resultados parciales obtenidos fueron comparados con resultados experimentales obtenidos por Bryden y Ragland [5]. Se consideraron las mismas condiciones del ensayo: rolo de álamo de 16 cm de diámetro, 140 cm de de largo, 12,5 % de humedad (base total), temperatura de los gases 1150 °C, velocidad de flujo de gases 0,8 m/s con una concentración de oxígeno de 16,0 %, dióxido de carbono 8,2% y agua 15,6 %. En la Figura 2 se presentan las curvas de perdida de masa tanto para el tronco húmedo como para la biomasa seca. Se puede observar que el modelo logra reproducir la perdida de masa hasta el 10% de la masa inicial (1100 s), y que luego, en los resultados experimentales la perdida de masa es mas lenta que en el modelo. Si se observa en en la Figura 3, donde se representa la temperatura de la partícula en función del tiempo, se puede ver que en el mismo instante (1100 s) es cuando comienza a aumentar la temperatura media considerablemente. Esto muestra que las ultimas etapas, las cuales están dominadas por la combustión de la matriz carbonosa, deberían ser mas lentas. Estos efectos dependen del transporte de los gases tanto desde el interior del rolo como del exterior del rolo, del balance de energía en el volumen de control donde ocurre la combustión de los volátiles y del carbón, y del área de reacción considerado para las reacciones de combustión y gasificación del carbón.

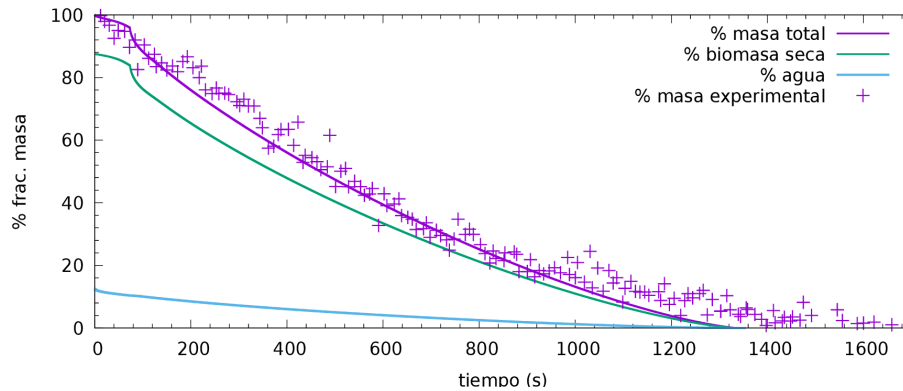


Figura 2 Perdida de masa en función del tiempo versus resultados experimentales de Bryden y Ragland [5].

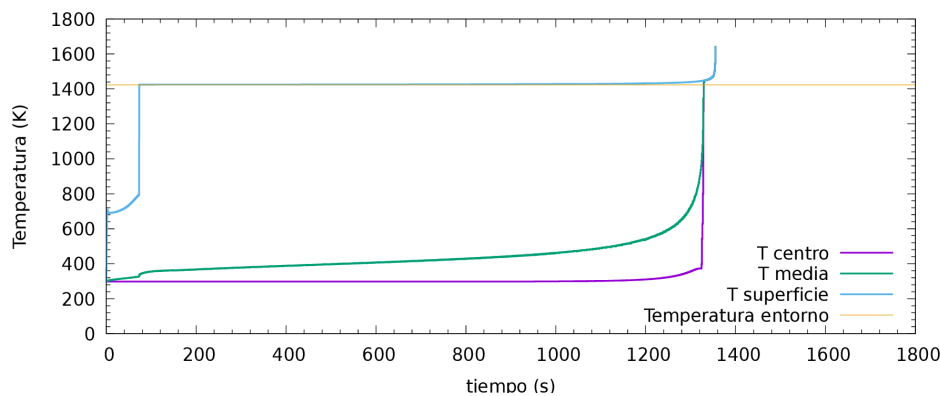


Figura 3. Temperatura media, del centro y de la superficie del tronco en función del tiempo.

4 CONCLUSIONES

Si bien el modelo aún esta en etapa de desarrollo, los resultados muestran que logra representar razonablemente la pérdida de masa durante la combustión de un rolo de madera en un lecho fijo.

A partir de un modelo en volúmenes finitos se puede modelar troncos de al menos 16 cm de diámetro. Los principales desafíos para mejorar el modelo están en el transporte de los gases desde el interior de la partícula y el entrono hacia el frente de llama, y el balance de energía principalmente en los frentes de reacción del carbón y de los volátiles. Estos fenómenos están directamente relacionados dado que en los dos frentes de reacción cambia la composición de los gases. Adicionalmente, mejorar la caracterización de las propiedades físicas como son la porosidad y tortuosidad a lo largo de todo el proceso, implica mejorar los modelos de transporte de las especies y el área de reacción en la combustión del carbón.

5 AGRADECIMIENTOS

La investigación que da origen a los resultados presentados en la presente publicación recibió fondos de la Agencia Nacional de Investigación e Innovación bajo el código POS_NAC_2018_1_152083.

6 REFERENCIAS

- [1] Navarrete Cereijo, G., Curto-Risso, P. y Bizzo W. A. (2017). Simplified model and simulation of biomass particle suspension combustion in one-dimensional flow applied to bagasse boilers. *Biomass and Bioenergy* 99, 38-48, doi:10.1016/j.biombioe.2017.01.030
- [2] He F. y Behrendt, F. (2011). A new method for simulating the combustion of a large biomass particle - a combination of a volume reaction model and front reaction approximation. *Combustion and Flame* 158, 2500-2511. doi:10.1016/j.combustflame.2011.04.016.
- [3] Galgano, A., Di Blasi, C., Horvat, A. y Sinai, Y. (2006). Experimental Validation of a Coupled Solid-and Gas-Phase Model for Combustion and Gasification of Wood Logs. *Energy & Fuels* 20, 2223-2232. doi:10.1021/ef060042u
- [4] Haberle, I., Skreiberg, O., Lazar, J., Erland, N. y Haugen, L. (2017). Numerical models for thermochemical degradation of thermally thick woody biomass, and their application in domestic wood heating appliances and grate furnaces. *Progress in Energy and Combustion Science* 63, 204-252. doi:10.1016/j.pecs.2017.07.004
- [5] Bryden, K. M. y Ragland, K. W. (1997). Combustion of a single wood log under furnace conditions. *Developments in Thermochemical Biomass Conversion*, Springer Science+Business Media Dordrecht, 1331-1345. doi:10.1007/978-94-009-1559-6_105
- [6] Milosavljevic, I., Oja, V. y Suuberg, E.M.(1996). Thermal effects in cellulose pyrolysis: relationship to char formation processes. *Ind. Eng. Chem. Res.* 35, 653-662. doi:10.1021/ie950438l
- [7] Wagenaar, B., Prins, W. y van Swaaij, W. (1993). Flash pyrolysis kinetics of pine wood. *Fuel Process. Technol.* 36, 291-298, doi:10.1016/0378-3820(93)90039-7.
- [8] Liden, A., Berruti, F. y Scott, D. (1988). A kinetic model for the production of liquids from the flash pyrolysis of biomass, *Chem. Eng. Comm.* 65, 207-221, doi:10.1080/00986448808940254.
- [9] Blasi, C.D. (1993). Analysis of convection and secondary reaction effects within porous solid fuels undergoing pyrolysis, *Combust. Sci. Technol.* 90, 315-340, doi:10.1080/00102209308907620.
- [10] Saastamoinen, J., Aho, M. y Linna, V.(1993). Simulation pyrolysis and char combustion. *Fuel* 72, 599-609. doi:10.1016/0016-2361(93)90571-I
- [11] Yi, F., Fan, J., Li, D., Lu, S. y Luo, K., (2011). Three-dimensional time-dependent numerical simulation of a quiescent carbon combustion in air, *Fuel* 90, 1522e1528, doi:10.1016/j.fuel.2010.10.051.