



Maderas. Ciencia y Tecnología

ISSN: 0717-3644

anantias@ubiobio.cl

Universidad del Bío Bío

Chile

Durán-García, Martin Enrique
GASIFICACIÓN DEL ASERRÍN DE PINO (*Pinus arizonica*) EN UN REACTOR DE
LECHO FLUIDIZADO: ANÁLISIS DE LAS VARIABLES DEL PROCESO
Maderas. Ciencia y Tecnología, vol. 18, núm. 4, 2016, pp. 633-650
Universidad del Bío Bío
Concepción, Chile

Disponible en: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=48547628011>

- Cómo citar el artículo
- Número completo
- Más información del artículo
- Página de la revista en redalyc.org

redalyc.org

Sistema de Información Científica
Red de Revistas Científicas de América Latina, el Caribe, España y Portugal
Proyecto académico sin fines de lucro, desarrollado bajo la iniciativa de acceso abierto

GASIFICACIÓN DEL ASERRÍN DE PINO (*Pinus arizonica*) EN UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO: ANÁLISIS DE LAS VARIABLES DEL PROCESO

PINE SAWDUST (*Pinus arizonica*) GASIFICATION IN A FLUIDIZED BED REACTOR: ANALYSIS OF PROCESS VARIABLES

Martin Enrique Durán-García^{1,}*

RESUMEN

La gasificación hidrotérmica del aserrín de pino (*Pinus arizonica*) es un proceso de degradación termoquímica de sus macromoléculas poliméricas con el fin de producir principalmente hidrógeno y metano como biocombustibles. Este proceso puede ocurrir en un reactor de lecho fluidizado que permite un apropiado contacto gas-sólido, el adecuado manejo de la temperatura y una mayor velocidad de reacción. El propósito es modelar y simular las variables del proceso donde se gasifica esta biomasa forestal a partir del respectivo análisis de sensibilidad. Se obtiene que la conversión de reacción de gasificación del aserrín de pino crece a una temperatura mayor a los 900 °C, presentando un comportamiento que tiende a ser isotérmico, por lo que se sugiere un proceso energéticamente autosostenible. A su vez, la reacción mejoró para una alimentación de aserrín de pino con un diámetro óptimo de tamaño de partícula de 0,65 mm; se ve favorecida para bajas relaciones de vapor de agua/biomasa alimentada alcanzando el óptimo en 2,375; y a bajas relaciones aire/biomasa con un valor óptimo de 0,289. Se evidencia que este proceso constituye una vía de aprovechamiento energético a partir de la conversión termoquímica de estos desechos y residuos forestales.

Palabras Claves: Biomasa forestal, modelación, proceso termoquímico, reactor químico, simulación.

ABSTRACT

The hydrothermal gasification of sawdust pine (*Pinus arizonica*) is a process of thermochemical degradation of polymeric macromolecules in order to produce mainly hydrogen and methane as biofuels. This process can occur in a fluidized bed reactor which allows an appropriate gas-solid, proper temperature management and a faster reaction. The purpose is to model and simulate process variables where this forest biomass is gasified from the respective sensitivity analysis. It is obtained that the conversion of gasification reaction of pine sawdust increases at temperature higher than 900

¹Departamento de Tecnología Industrial, Universidad Simón Bolívar, Caracas, Venezuela.

*Autor para correspondencia: martinduran@usb.ve

Recibido: 03.10.2015 Aceptado: 27.07.2016

°C, showing a behavior that tends to be isothermal, suggesting an energetically self-sustaining process. In turn, it improved reaction for pine sawdust feed with an optimum particle size diameter of 0,65 mm; it is favored for low ratios steam / biomass fed in reaching the optimal 2,375; and at low air / biomass relationship with an optimum value of 0,289. It is evident that this process is a way of harnessing energy from thermochemical conversion of these wastes and forestry residues.

Keywords: Chemical reactor, forest biomass, modeling, simulation, thermochemical process.

INTRODUCCIÓN

El proceso de gasificación hidrotérmica representa una vía de aprovechamiento energético de residuos forestales, mediante su transformación termoquímica (degradación de macromoléculas poliméricas) en un gas combustible de gran poder calorífico por su alto contenido en hidrógeno e hidrocarburos ligeros (Antal, *et al.* 2000, Guo *et al.* 2007). Este proceso se realiza principalmente en unidades de reacción química como los mencionados reactores de lecho fijo, fluidizado y burbujeante, por lo que resulta importante el diseño de estos equipos donde ocurre la gasificación de la biomasa forestal como el aserrín de pino (*Pinus arizonica*).

Específicamente se modelará un reactor lecho fluidizado como unidad de reacción química encargada de la conversión de esta biomasa forestal, con el fin de verificar el desempeño del mismo ante el cambio de las variables de operación como porcentaje en peso de los gases producidos, la temperatura, relaciones de alimentación de biomasa con el agente gasificante, y el tamaño de partícula de la biomasa alimentada (Antal, *et al.* 2000, Lee *et al.* 2002a, Lee *et al.* 2002b, Ramakers *et al.* 2004, Guo *et al.* 2007, Fang *et al.* 2008, Soto y Nuñez 2008, Beraldo y Balzamo 2009, Kumar *et al.* 2009).

La gasificación hidrotérmica de la biomasa constituye un conjunto de reacciones termoquímicas que se producen en un ambiente pobre en oxígeno y que da como resultado la transformación de un sólido, conformado por principalmente por la celulosa, lignina, hemicelulosa y extraíbles que son degradadas por estos termoquímicos, que se convierte en una mezcla de gases combustibles principalmente constituida por metano, hidrógeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono, con su correspondiente poder calorífico y susceptibles de ser utilizados en sistemas industriales constituidos principalmente por calderas, turbinas, motores o máquinas de combustión, entre otros, tras ser debidamente acondicionados (Lee *et al.* 1998, Lee *et al.* 2002a, Lu *et al.* 2006, Lu *et al.* 2007, Lu *et al.* 2008, Guo *et al.* 2007, Fang *et al.* 2008, Kumar *et al.* 2009, Durán-García 2014).

Reactor de lecho fluidizado

Los reactores pueden diferir en función de las características del tipo de alimentación de la biomasa residual a gasificar. Los gasificadores habituales son de lecho fijo y a su vez pueden ser de flujo de gas ascendente o descendente. También se han desarrollado gasificadores de lecho fluidizado con ciertas ventajas respecto a los anteriores, ya que presentan mayores velocidades de reacción y eficiencias de conversión superiores siendo uno de los sistemas más favorables (Kumar *et al.* 2009).

El reactor de lecho fluidizado es aquel donde el agente gasificante mantiene en suspensión a un inerte y a la biomasa, hasta que las partículas de éste se gasifican y se convierten en cenizas volátiles las cuales son arrastradas por la corriente correspondiente. Se observa el ascenso lento de las burbujas pequeñas, que pasa a ser más rápido en las grandes, pudiendo una serie de burbujas formar por coalescencia burbujas de mayor tamaño (Guo *et al.* 2007, Fang *et al.* 2008, Nikoo and Mahinpey 2008, Durán-García 2014).

Las ventajas de gasificar el aserrín de pino en este reactor se fundamenta en el buen control de temperatura, los altos flujos de reacción, los niveles moderados de alquitrán generado, el apropiado contacto gas - sólido, su operación con carga parcial, su fácil construcción y operación, los elevados niveles de conversión, el comportamiento de las partículas como un fluido permite controlar los procesos fácilmente, el buen mezclado de los sólidos satisface el comportamiento isoterma a través del

reactor, el mezclado homogéneo de los sólidos genera una inercia térmica que impide cambios bruscos de temperatura y da un amplio margen de seguridad para evacuar el calor en procesos muy exotérmicos y los coeficientes de transferencia de calor y de masa son altos comparados con otros procesos (Kunii and Levenspiel 1991, Guo *et al.* 2007, Lu *et al.* 2007, Lu *et al.* 2008, Fang *et al.* 2008, Nikoo and Mahinpey 2008, Durán-García 2014).

METODOLOGÍA

La metodología comprende el modelaje de la gasificación del aserrín de pino (*Pinus arizonica* Engelm) a través de la formulación del modelo matemático del reactor: modelo cinético, velocidad de reacción, balance de masa, balance de energía, fluidodinámica, geometría y dimensiones del reactor bajo las condiciones de diseño y operación en estudio. Para ello se revisaron los trabajos previos en la literatura y se adaptaron algunas ecuaciones que mejor permitían la descripción del fenómeno de gasificación hidrotérmica de esta biomasa forestal (Nikoo and Mahinpey 2008, Duran-García 2014, Lee *et al.* 2002a, Guo *et al.* 2007, Fang *et al.* 2008, Kumar *et al.* 2009).

Posteriormente se realizó la simulación del modelo formulado en el software matemático POLIMATH EDUCATIONAL 6.0 CACHE Corporation, con la finalidad de determinar el rango de temperatura más apropiado que permita la mayor producción de los gases combustibles como hidrógeno o metano, verificar el comportamiento isotérmico del reactor y el impacto del tamaño de partícula en el rendimiento del proceso, el efecto de las relaciones de vapor/biomasa alimentada y aire/biomasa para los biocombustibles formados, a partir del correspondiente análisis de sensibilidad.

La correspondiente formulación del modelo matemático del reactor se presenta a continuación:

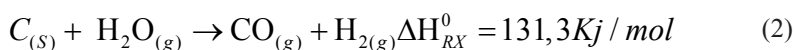
Modelo cinético

Las reacciones involucradas en el proceso de gasificación pueden simplificarse en dos reacciones principales:

- **Reacción de combustión**



- **Reacción de gasificación**



Para la reacción de combustión, se plantea la ley de velocidad empleada por Nikoo and Mahinpey (2008)

$$r_1 = k_1 P_{O_2} (1-x)^{2/3} \frac{\rho_c \varepsilon_s Y_c}{PM_c} \quad (3)$$

Ahora bien, expresando la ecuación anterior en función de la conversión del oxígeno expresado en presiones parciales iniciales y finales de oxígeno, ya que el carbono está en fase sólida se obtiene:

$$r_1 = k_1 P_0 \left(-\frac{10 \left(\frac{P_{O_2}}{P} \frac{P_{O_2}}{P} \right)}{P} \right)^{2/3} \frac{\rho_c \varepsilon_s c}{PM} \quad (4)$$

Para la reacción de gasificación, se plantea la ley de velocidad propuesta por Kojima *et al.* (1993) que depende solamente de la presión parcial del agente gasificante, la cual establece:

$$r_2 = k_2 (P_{H_2O} \times 10^3)^{0,41} \frac{\rho_c \varepsilon_s Y_c}{PM_c} \quad (5)$$

Ecuaciones de Balance de Masa

Las leyes de velocidad expresadas en función de cada especie se plantean a continuación:

$$r_c = -r_1 - r_2 \quad (6)$$

$$r_{o_2} = -\frac{10}{9} r_1 \quad (7)$$

$$r_{co} = 5r_1 + r_2 \quad (8)$$

$$r_{co_2} = \frac{5}{4} r_1 \quad (9)$$

$$r_{H_2O} = -r_2 \quad (10)$$

$$r_{H_2} = -r_2 \quad (11)$$

El modelo fluodinámico del reactor está expresado en función de una distancia z y la geometría tubular del reactor, de donde se propone simularlo como un reactor flujo pistón ideal (ya que no se disponen datos de RTD), por tanto la ecuación de balance de masa en función del volumen total de sistema de reacción queda establecida para cada especie como:

$$\frac{dF_i}{dV} = A_{reactor} r_i \quad (12)$$

Ecuación de Balance de Energía

Para éste caso, se simuló el reactor bajo la modalidad de un flujo pistón adiabático donde la ecuación diferencial se expresa en los siguientes términos:

$$\frac{dT}{dV} = A_{reactor} \frac{\sum r_i \Delta H_{RX,i}}{\sum F_i C_{pi}} \quad (13)$$

De donde,

$$\Delta H_{RX,i} = \Delta H_{RX,i}^0 + \Delta C_p (T - T^o) \quad (14)$$

Modelo Fluodinámico

Para ésta simulación se partió del modelo empleado por Nikoo and Mahinpey (2008), el cual plantea que la fracción volumétrica de sólidos varía a lo largo del reactor en función de la distancia (z) de la forma:

$$\varepsilon_s = (1 - \varepsilon_f) \exp(-az) \quad (15)$$

$$a = \frac{1,8}{U} \quad (16)$$

$$\varepsilon_f = \varepsilon_b + \varepsilon_{mf}(1 - \varepsilon_b) \quad (17)$$

$$\varepsilon_{mf} = 0,4$$

$$\varepsilon_b = 1 - \frac{1}{B} \quad (18)$$

$$B = 1 + \frac{10,978(U - U_{mf})^{0,738} \rho_s^{0,376} dp^{1,006}}{U_{mf}^{0,937} \rho_g^{0,126}} \quad (19)$$

$$Ar = \frac{dp^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (20)$$

$$U_{mf} = \frac{33,7\mu}{\rho_g dp} \left(\sqrt{1 - 3,59 \times 10^{-5} Ar} - 1 \right) \quad (21)$$

Suposiciones o simplificaciones del modelo

Las consideraciones planteadas para resolver el algoritmo de solución de este reactor son las siguientes:

- Estado estacionario
- Se desprecia la resistencia a la transferencia de masa y calor en la velocidad de reacción
 - El reactor se comporta como un flujo pistón ideal
 - El reactor opera adiabáticamente
 - No se considera la disposición de cenizas en el reactor
 - No se considera caída de presión apreciable a lo largo del reactor
 - La fase gaseosa del reactor se comporta como gas ideal

Geometría del Reactor

Se emplearon las dimensiones del reactor utilizado experimentalmente y bajo distintos escenarios de simulación por Nikoo and Mahinpey (2008) y Durán-García (2014) las cuales se observan en la Tabla 1.

Tabla 1. Geometría del reactor simulado.

Parámetro	Valor (mm)
Diámetro interno	60
Longitud	1400

DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los resultados como su discusión se fundamenta en los valores obtenidos en la simulación del proceso: el rango de temperatura, el comportamiento isotérmico del reactor y el impacto del tamaño de partícula en el rendimiento del proceso, el efecto de las relaciones de vapor/biomasa alimentada y aire/biomasa para los biocombustibles formados, a partir del correspondiente análisis de sensibilidad; los cuales se presentan a través de los siguientes casos.

Caso 1. Variación de la temperatura de alimentación

Los resultados y análisis de este caso se detallan a partir de las condiciones de operación del reactor que se reflejan en la Tabla 2.

Tabla 2. Condiciones de operación del reactor.

Parámetro	Valor
Flujo biomasa (kg/h)	0,444
Flujo aire (Nm ³ /h)	0,5
Flujo vapor agua (kg/h)	1,8
Diámetro de la partícula (mm)	0,25

La variación de la conversión global del carbono en función de la temperatura se presenta en la Figura 1.

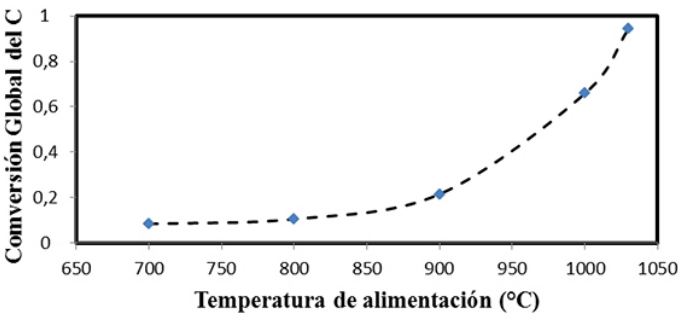


Figura 1. Variación de la conversión global del carbono en función de la temperatura de alimentación de los reactivos.

Se observa que la conversión global de Carbono aumenta a medida que la temperatura de alimentación se incrementa, evidenciándose un crecimiento promedio de la conversión global del carbono de 0,215 por cada 50°C, en el rango comprendido entre 900-1000 °C.

La variación de la composición del gas de emisión se presenta en la Figura 2:

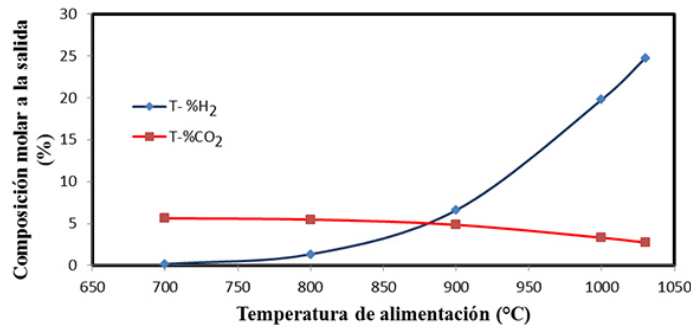


Figura 2. Variación de la composición del hidrógeno y dióxido de carbono en función de la temperatura de alimentación de los reactivos.

Se observa principalmente a bajas temperaturas la presencia de dióxido de carbono, debido a que predomina la reacción de combustión por encima de la reacción de gasificación. A partir de 900 °C comienza a dominar la reacción de gasificación lo cual repercute en la concentración de hidrógeno en la mezcla de gases resultantes.

En cuanto a la variación de la diferencia de temperatura entre la entrada y salida del reactor se puede apreciar en la Figura 3. Se evidencia que al aumentar la temperatura de alimentación el diferencial de temperatura en el reactor tiende a incrementarse, alcanzando la condición isotérmica a los 918 °C aproximadamente. De allí hacia valores más altos se observa que el diferencial toma valores positivos, reflejando que el reactor comienza a generar calor.

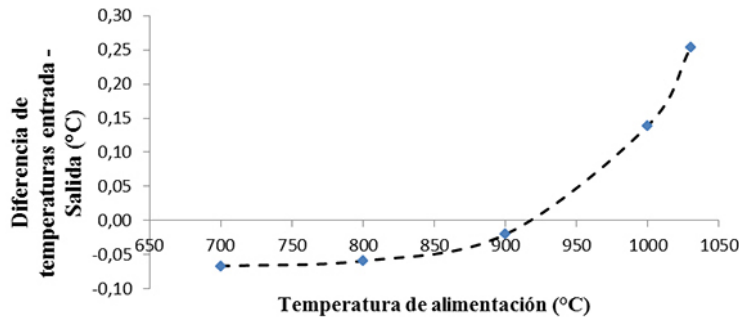


Figura 3. Variación de la diferencia de temperatura en el reactor en función de la temperatura de alimentación de los reactivos.

El balance energético es positivo lo que sugiere que la reacción puede ser autosostenible (exotérmica) a partir de ese nivel de temperatura. No obstante, el diferencial de temperatura observado es realmente bajo, lo cual tiende a un comportamiento isotérmico en términos generales.

La variación del rendimiento obtenido en función de la temperatura de entrada se aprecia en la Figura 4:

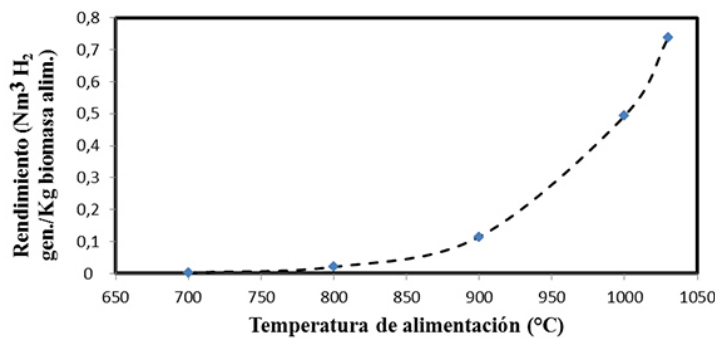


Figura 4. Variación del rendimiento en función de la temperatura de alimentación de los reactivos.

Se evaluó en rendimiento de la reacción en términos de Nm³ de H₂ generado por kg de biomasa alimentado, donde a valores superiores de temperaturas de alimentación se observa un mayor rendimiento, debido a que aumenta la conversión y a su vez se infiere que se debe al aumento en la selectividad de la reacción de gasificación.

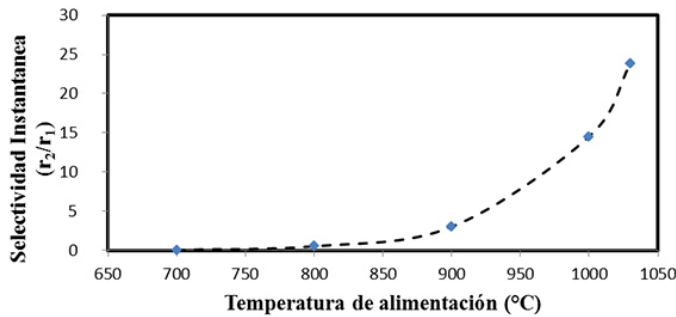


Figura 5. Variación de la selectividad instantánea en función de la temperatura de alimentación de los reactivos.

En cuanto a la variación de la selectividad instantánea (Figura 5), se tiene que a medida que la temperatura de alimentación se incrementa, la selectividad instantánea de la reacción de gasificación en función de la reacción de combustión aumenta, predominando está a partir de 900 °C en adelante.

Caso 2. Variación del tamaño de la partícula de biomasa alimentada

En este caso se presentan los resultados y sus análisis a partir de las condiciones de operación del reactor, las cuales se reflejan en la Tabla 3, donde se resalta que la temperatura de operación es la mejor obtenida en la primera parte de los análisis.

Tabla 3. Condiciones de operación del reactor.

Parámetro	Valor
Flujo biomasa (kg/h)	0,444
Flujo aire (Nm³/h)	0,5
Flujo vapor agua (kg/h)	1,8
Temperatura de entrada (°C)	900

La variación de la conversión global del carbono se presenta en la Figura 6.

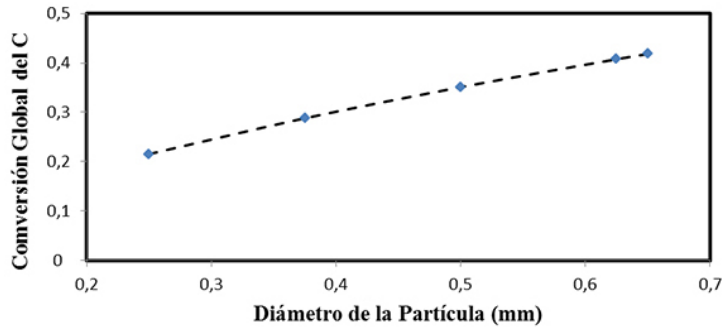


Figura 6. Variación de la conversión global del carbono en función del diámetro de la partícula.

Se observa que para un sistema a temperatura de entrada de reactivos constante, la conversión del carbono se ve beneficiada a mayores tamaños de partícula, donde se puede resaltar que el valor óptimo de 0,65 mm; en el rango entre 0,25 y 0,65 mm.

En la variación de la composición del gas de emisión a medida que se aumenta el diámetro de la partícula en el rango estudiado (Figura 7), se observa que la composición del dióxido de carbono (producto predominante de la primera reacción) tiene una tendencia característica, de tal forma que adquiere un máximo y tiende a descender en los mayores valores de diámetros estudiados. En el caso del hidrogeno, la tendencia es creciente a medida que aumenta el diámetro de la partícula.

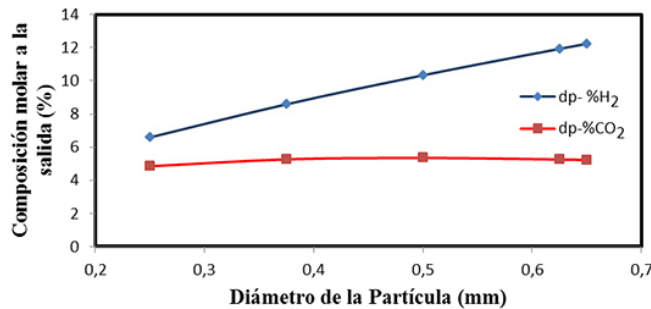


Figura 7. Variación de la composición molar del hidrógeno y dióxido de carbono en función del diámetro de la partícula.

A medida que se aumenta el diámetro de la partícula en el rango estudiado, se observa que la composición de dióxido de carbono (producto predominante de la primera reacción) tiene una tendencia característica, de tal forma que adquiere un máximo y tiende a descender en los mayores valores de diámetros estudiados. Para el caso del hidrogeno, la tendencia es creciente a medida que aumenta el diámetro de la partícula.

La variación de la diferencia de temperatura entre la entrada y salida del reactor se presenta en la Figura 8:

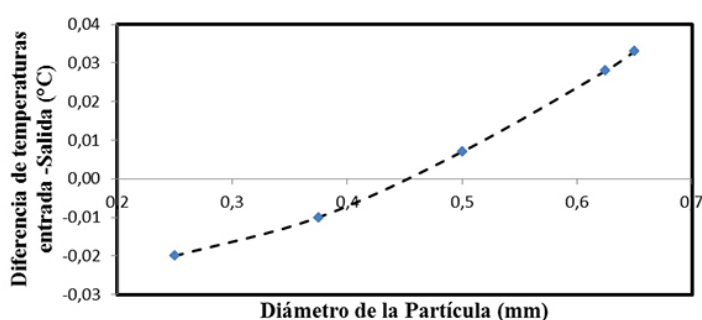


Figura 8. Variación de la diferencia de temperatura en el reactor de en función del diámetro de la partícula.

Se observa que el diferencial de temperatura adquiere un valor positivo para diámetros de partículas mayores a 0,45 mm, no obstante se observa que las diferencias observadas son prácticamente despreciables ($<0,05$ °C), por lo tanto se considera que la influencia del tamaño de la partícula sobre este factor estudiado es prácticamente nula. Adicionalmente, se considera que el reactor se aproxima a la operación isotérmica.

La variación del rendimiento del hidrógeno generado se presenta en la Figura 9. Se aprecia que a mayores diámetros de partícula, aumenta la generación de hidrogeno en el proceso, debido a que aumenta la conversión global del carbono, por lo cual se infiere que de acuerdo a las restricciones del modelo fluodinámico empleado, que el diámetro óptimo corresponde al mayor evaluado (0,65 mm). Se puede apreciar que la tendencia es prácticamente lineal, donde el rendimiento tiene un comportamiento creciente en función al aumento del tamaño de la partícula.

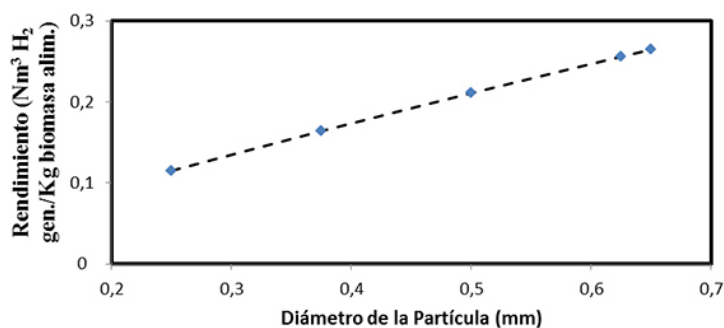


Figura 9. Variación del rendimiento de la reacción de en función del diámetro de la partícula.

La variación de la selectividad instantánea se refleja en la Figura 10. Se observa que la influencia del diámetro de partícula del aserrín alimentado sobre la selectividad de la reacción es realmente significativa, ya que tiende a aumentar exponencialmente al aumentar el diámetro de la partícula dentro del rango estudiado, observándose que crece exponencialmente para el máximo diámetro estudiado. Particularmente, la variación del incremento promedio de la selectividad es de 10,17 por cada aumento de 0,125 mm de diámetro de partícula de aserrín de pino. Por consiguiente, conviene emplear el máximo diámetro permitido para el modelo fluodinámico, el cual corresponde a 0,65 mm.

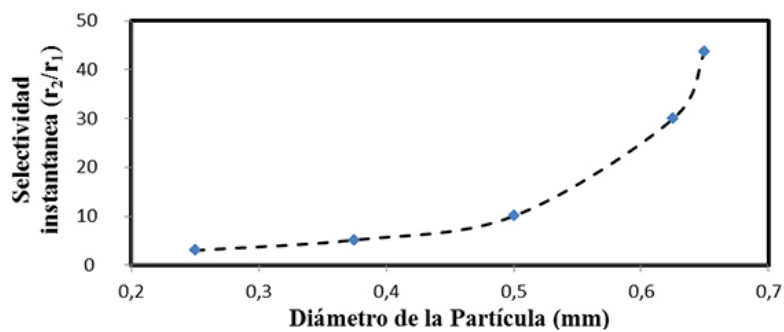


Figura 10. Variación de la selectividad instantánea de la reacción de gasificación en función del diámetro de la partícula.

Caso 3. Variación del radio de vapor de H₂O/C alimentado

En este caso se presentan los resultados y análisis de la variación del radio de vapor de H₂O/C alimentado a partir de las condiciones de operación del reactor, tal como se refleja en la Tabla 4.

Tabla 4. Condiciones de operación del reactor.

Parámetro	Valor
Flujo biomasa (kg/h)	0,444
Flujo aire (Nm³/h)	0,5
Diámetro de la partícula (mm)	0,25
Temperatura de entrada (°C)	900

La variación de la conversión global del carbono se presenta en la siguiente Figura 11. De este resultado se observa que al aumentar el flujo de vapor de agua para una cantidad fija de biomasa procesada (aserrín de pino), la conversión global del carbono en el proceso disminuye, observándose el valor óptimo en 2,375 debido a la inhibición de la degradación de las macromoléculas en la reacción de gasificación para las condiciones de operación del proceso (Durán-García 2014, Guo *et al.* 2007, Fang *et al.* 2008, Kumar *et al.* 2009).

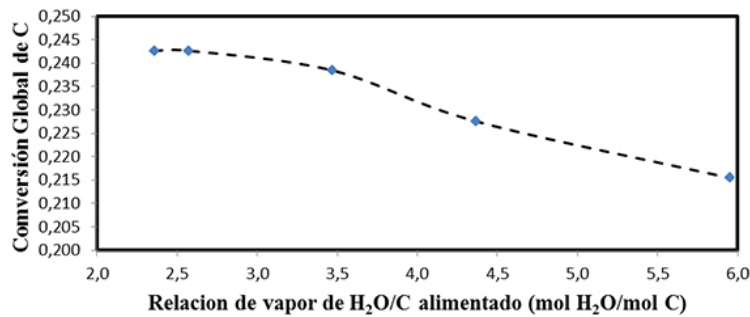


Figura 11. Variación de la conversión global de Carbono en función de la relación de vapor de H₂O/ C alimentado.

En cuanto a la variación de la composición del gas de emisión se tiene los siguientes resultados que se puede apreciar en la Figura 12:

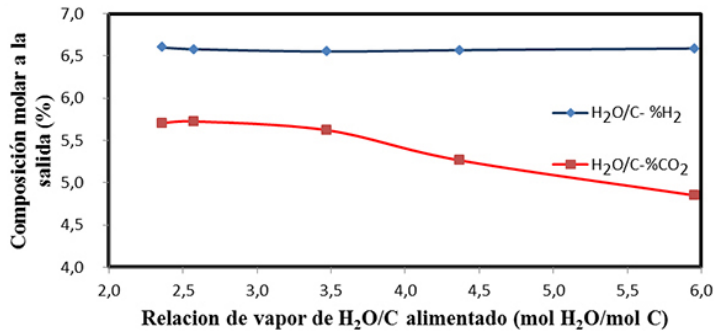


Figura 12. Variación de la composición del hidrógeno y dióxido de carbono en función de la relación de vapor de H₂O/ C alimentado.

De estos resultados se puede apreciar que la composición molar de hidrógeno prácticamente permanece constante en relación a la variación del radio vapor/biomasa alimentado al proceso de gasificación. Sin embargo, se observa que a medida que aumenta el radio vapor/biomasa alimentado la composición de dióxido de carbono disminuye razonablemente.

En cuanto a la variación de la diferencia de temperatura entre la entrada y salida del reactor, se presenta en la Figura 13:

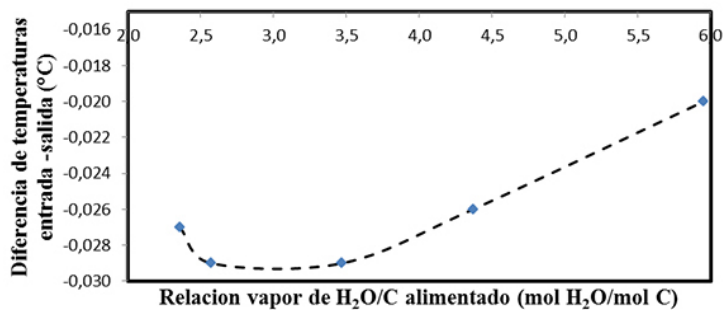


Figura 13. Variación del diferencial de temperatura del reactor en función de la relación vapor H₂O/C alimentado.

Se observa que a medida que aumenta el radio vapor de H₂O/biomasa la tendencia del diferencial es creciente, sin embargo para el rango estudiado las diferencias observadas son poco significativas ya que la variación promedio de las diferencias de temperaturas apenas alcanza los 0,0018°C por cada variación de 0,90 de radio vapor de H₂O/biomasa, por lo que se puede considerar que la influencia de la variación de dicho radio no es suficientemente apreciable.

En cuanto a la variación del rendimiento obtenido se describe su comportamiento en la siguiente Figura 14. Se observa que esta curva tiene un comportamiento análogo al de la conversión global de carbono, donde a mayores conversiones se espera un aumento de la producción de hidrogeno, razón por la cual el máximo rendimiento se presenta para la mínima relación estudiada (2,375).

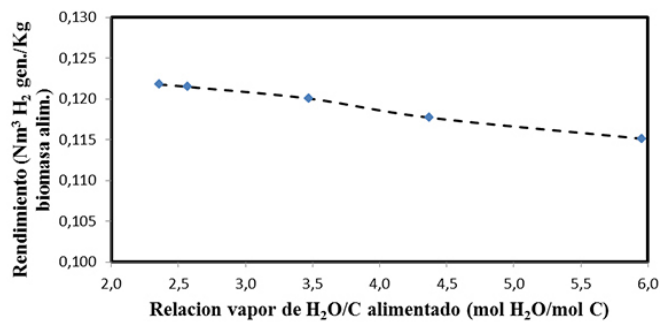


Figura 14. Variación del rendimiento de la reacción en función de la relación vapor H₂O/C alimentado.

En cuanto a la variación de la selectividad instantánea se puede apreciar en la Figura 15. Se observa que la selectividad instantánea decrece de manera exponencial a medida que aumenta el radio vapor/biomasa alimentada, de modo que es mucho más beneficioso para el proceso de gasificación bajos radios de los ya mencionados, observándose adicionalmente que para valores menores a 2,5; la selectividad aumenta en una gran proporción, por lo cual se considera operar en el rango de 2,375 – 2,5 es el mejor rango de operación para esta variable.

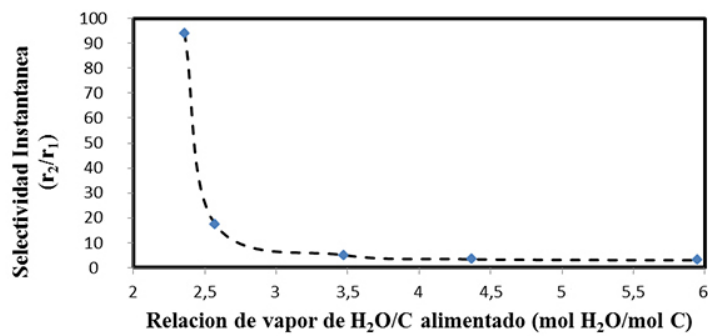


Figura 15. Variación de la selectividad instantánea de la reacción de gasificación en función de la relación de vapor de H₂O/C alimentado.

Caso 4. Variación del radio O₂/C alimentado

Para estudiar la variación del radio O₂/C alimentado, se consideran las siguientes condiciones del reactor (Tabla 5).

Tabla 5. Condiciones de operación del reactor.

Parámetro	Valor
Flujo biomasa (kg/h)	0,444
Flujo de vapor de agua (kg/h)	1,8
Diámetro de la partícula (mm)	0,25
Temperatura de entrada (°C)	900

Por lo tanto la variación de la conversión global del carbono se presenta en la Figura 16. Se observa

que la conversión global del carbono aumenta a medida que el flujo de oxígeno es mayor para un volumen fijo de biomasa alimentado, para lo cual de acuerdo a los parámetros operacionales del reactor corresponde a 0,4050. El comportamiento (tendencia) es lineal para este caso.

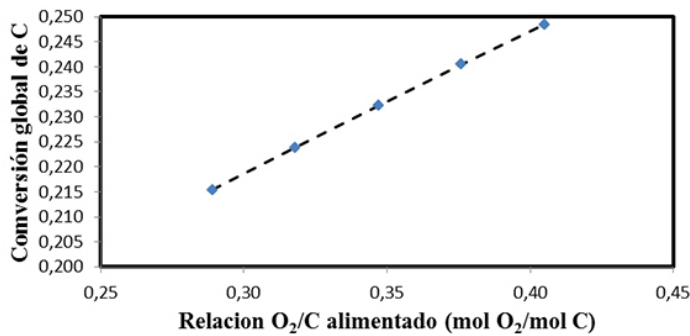


Figura 16. Variación de la conversión global del carbono en función de la relación O_2/C alimentado.

La variación de la composición del gas de emisión se aprecia en la Figura 17, notándose que a bajos radios de oxígeno/biomasa alimentada la composición de hidrógeno es razonablemente mayor que la dióxido de carbono, y a medida que aumenta la variable estudiada la tendencia es decreciente para la composición de hidrógeno y creciente para de dióxido de carbono, lo cual sugiere que a mayores velocidades de alimentación de oxígeno predomina la reacción de combustión sobre la de gasificación.

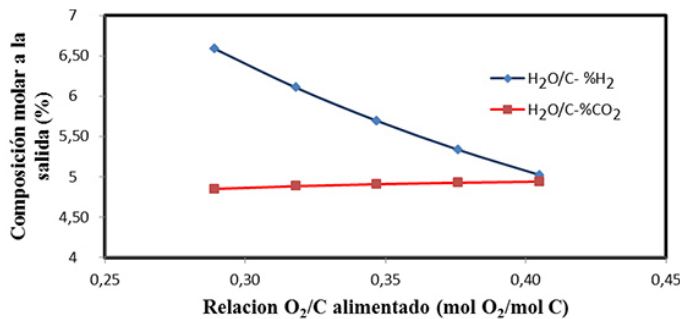


Figura 17. Variación de la composición del hidrógeno y dióxido de carbono en función de la relación O_2/C alimentado.

La variación del diferencial de temperaturas a la entrada y salida del reactor se muestran en la Figura 18. Se observa una tendencia decreciente, prácticamente de manera lineal al aumentar el radio oxígeno/biomasa alimentada, sin embargo la diferencia es prácticamente mínima entre cada punto evaluado ya que la variación promedio de las diferencias de temperaturas apenas alcanza los 0,0058°C por cada variación de 0,0290 de radio vapor de O_2 /biomasa, lo que sugiere que la influencia de esta variable no es significativa sobre el diferencial estudiado.

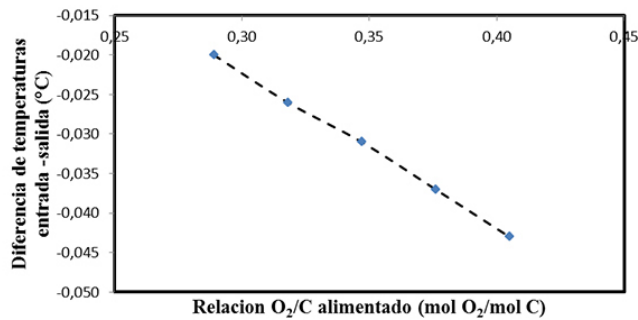


Figura 18. Variación de la composición del gas de emisión en función de la relación vapor O₂/ C alimentado.

La variación del rendimiento obtenido se aprecia en la siguiente Figura 19. En este caso, el rendimiento aumenta de manera aproximadamente lineal creciente en función a la variación de la variable estudiada, sin embargo la variación entre los puntos extremos es inferior al 1%, por lo tanto la influencia de esta variable es prácticamente despreciable.

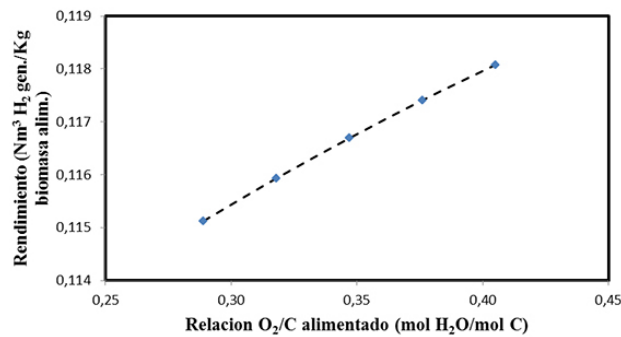


Figura 19. Variación del rendimiento de la reacción en función de la relación vapor O₂/C alimentado.

La variación de la selectividad instantánea se presenta en la Figura 20. Para este caso se observa una tendencia decreciente a medida que aumenta el flujo de oxígeno al proceso (para un volumen de biomasa constante), lo cual implica que la reacción de gasificación se beneficia a bajos radios de oxigeno alimentados, tomando como referencia el punto de máxima selectividad, el cual correspondió a 0,289.

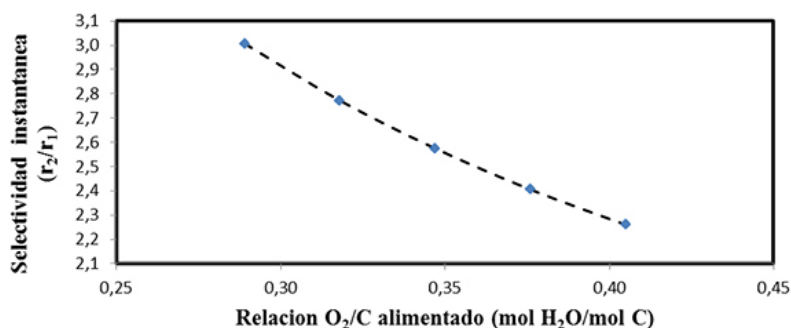


Figura 20. Variación de la selectividad instantánea en función de la relación vapor O_2/C alimentado.

CONCLUSIONES

Posterior al análisis de los resultados arrojados por la simulación del sistema de gasificación con aserrín, se pueden establecer las siguientes consideraciones finales:

La reacción de gasificación de aserrín se beneficia a altas temperaturas, por encima de los $900\text{ }^{\circ}\text{C}$, de manera tal que es requerido operar por encima de ese valor para obtener resultados favorables.

Para todos los casos estudiados, el reactor presentó un comportamiento que tiende a ser isotérmico, por lo cual la energía que requiere es la necesaria para precalentar los reactivos al proceso y poco calor generado en algunos casos (diferenciales de temperatura) resultan muy bajos para sugerir un proceso energéticamente autosostenible.

La reacción se vio beneficiada para tamaños de partículas mayores, observándose el diámetro óptimo para este caso (bajo el modelo fluodinámico planteado) de $0,65\text{ mm}$.

La reacción se ve favorecida para bajos radios de vapor/biomasa alimentada, observándose como valor óptimo $2,375$.

La reacción de gasificación se ve favorecida para bajos radios aire/biomasa, para lo cual el valor óptimo estudiado fue $0,289$.

REFERENCIAS

- Antal, M.; Allen, S.; Schulman, D.; Xu, X.; Divilio, R. 2000.** Biomass gasification in supercritical water. *Ind Eng Chem Res* 39:4040-4053.
- Beraldo, A.; Balzamo, H. 2009.** Compuestos no-estructurales de cementos comerciales y aserrín de maderas argentinas. *Maderas-Ciencia y Tecnología* 11(3):233-250.
- Durán-García, M. E. 2014.** Reactores de lecho fluidizado y lecho burbujeante en la gasificación de biomasa residual. *Revista Fuentes El Reventón Energético* 12:35-43.
- Fang, Z.; Minowa, T.; Fang, C.; Smith, R.; Inomata, H.; Kozinski, J. 2008.** Catalytic hydrothermal gasification of cellulose and glucose. *International Journal of Hydrogen Energy* 33:981-990.
- Guo, L.; Lu, Y.; Zhang, X.; Ji, C.; Guan, Y.; Pei, A. 2007.** Hydrogen production by biomass gasification in supercritical water: A systematic experimental and analytical study. *Catalysis Today* 129:275-286.
- Kojima, T.; Assavadakorn, P.; Furusawa, T. 1993.** Measurement and evaluation of gasification kinetics of sawdust char with steam in an experimental fluidized bed. *Fuel Process Technol* 36:201-207.
- Kumar, A.; Jones, D.; Hanna, M. 2009.** Thermochemical Biomass Gasification: A Review of the Current Status of the Technology. *Energies* 2:556-581.
- Kunni, D.; Levenspiel, O. 1991.** *Fluidization Engineering*, 2nd ed. 491p.
- Lee, J.; Kim, Y.; Lee, W.; Kim, S. 1998.** Coal Gasification Kinetics derived from pyrolysis in a fluidized bed reactor. *Energy* 23:475-488.
- Lee, G.; Nunoura, T.; Matsumura, Y.; Yamamoto, K. 2002a.** Global kinetics of 2- chlorophenol disappearance with NaOH in Supercritical Water. *J Chemical Engineering of Japan* 35:1252-1256.
- Lee, I.; Kim, M.; Ihm, S.K. 2002b.** Gasification of glucose in supercritical water. *Ind Eng Chem Res* 41:1182-1188.
- Lu, Y.; Guo, L.; Ji, C.; Zhang, X.; Hao, X.; Yan, Q. 2006.** Hydrogen production by biomass gasification in supercritical water: A parametric study. *International Journal of Hydrogen Energy* 31:822-831.
- Lu, Y. ; Guo, L. ; Zhang, X. ; Yan, Q. 2007.** Thermodynamic modeling and analysis of biomass gasification for hydrogen production in supercritical water. *Chemical Engineering Journal* 131: 233-244.
- Lu, Y.; Jin, H.; Guo, L.; Zhang, X.; Cao, C.; Guo, X. 2008.** Hydrogen production by biomass gasification in supercritical water with a fluidized bed reactor. *International Journal of Hydrogen Energy* 33:6066-6075.
- Nikoo, M.; Mahinpey, N. 2008.** Simulation of biomass gasification in fluidized bed reactor using Aspen Plus. *Biomass and Bioenergy* 32:1245-1254.

Ramakers, B.; Riddet, R.; Kerkhop, P. 2004. Fluidization behavior of wood/sand mixtures. *Maderas-Ciencia y Tecnología* 6:145-153.

Soto, G.; Nuñez, M. 2008. Fabricación de pellets de carbonilla, usando aserrín de pinus radiata (D. Don), como material aglomerante. *Maderas-Ciencia y Tecnología* 10(2):129-137.