

STUDY OF THE GASIFICATION PROCESS OF THE SOLID RECUPERED FUELS THROUGH SIMULATION IN A BUBBLING FLUIDIZED BED REACTOR

Sánchez López, Ismael; Gallardo Izquierdo, Antonio
Universitat Jaume I

The gasification process as a concept has to do with the conversion of a carbonaceous substrate in a gaseous fuel under the influence of a gasifying medium. The product gas resulting from this process, essentially composed of H₂, CO, CO₂, CH₄ and N₂, can be used in numerous applications in the form of heat or electricity. In addition, the option of obtaining variety of storable liquid fuels for a subsequent application by the Fisher-Tropsch synthesis is added.

In the municipal solid waste (MSW) treatment plants a considerable flow of rejected material is generated, which cannot be used, either for technical or economic reasons, is destined to landfill. This rejection can be transformed into a solid recovered fuel (SRF) with several attractive thermochemical characteristics to be energetically exploited.

The objective of this work is the simulation of the gasification process of the SRF in a bubbling fluidized bed reactor, obtained from rejected materials of the municipal solid waste treatment plants. Thus, the influential variables on the kinetics of the process through the review and study of bibliographic sources have been analyzed. And the process has been simulated using Matlab software.

Keywords: Gasification; solid recovered fuels; simulation; Matlab; energy recovery

ESTUDIO DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN DE COMBUSTIBLES SÓLIDOS RECUPERADOS MEDIANTE SIMULACIÓN EN UN REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO BURBUJEANTE

El proceso de gasificación como concepto tiene que ver con la conversión de un sustrato carbonoso en un combustible gaseoso bajo la influencia de un medio gasificante. El gas producto resultante de este proceso, formado fundamentalmente por H₂, CO, CO₂, CH₄ y N₂, puede ser aprovechado en numerosas aplicaciones en forma de calor o electricidad. Además, se añade la opción de la obtención de diversos combustibles líquidos almacenables para una aplicación posterior mediante la síntesis de Fisher-Tropsch.

En las plantas de tratamiento de residuos sólidos urbanos (RSU) se genera un flujo considerable de material rechazado, que por no poder ser aprovechado, ya sea por razones técnicas o económicas, tiene como fin su depósito en vertedero. Este rechazo puede ser transformado en un combustible sólido recuperado (CSR) con unas características termoquímicas atractivas para ser aprovechado energéticamente.

El objetivo de este trabajo consiste en la simulación del proceso de gasificación de CSR en un reactor de lecho fluidizado burbujeante. De esta forma, se analizan las variables influyentes en la cinética del proceso mediante la revisión y el estudio de fuentes bibliográficas. Y se realiza una simulación del proceso mediante el software MATLAB.

Palabras clave: Gasificación; combustibles sólidos recuperados; simulación; Matlab; valorización energética.

Correspondencia: issanche@uji.es

Agradecimientos: Al programa CYTED por el proyecto 715RT0494 Red Iberoamericana de Gestión y Aprovechamiento de Residuos.

1. Introducción

En la sociedad actual existe una creciente preocupación por los temas relacionados con la conservación y preservación del medio que nos rodea. Una de las cuestiones que más interés suscita al respecto, es el uso de los recursos naturales para la generación de energía. Esto ha provocado el desarrollo de tecnologías alternativas para el aprovechamiento energético de distintos materiales, considerados como combustibles renovables con importantes ventajas socioeconómicas y medioambientales. Uno de estos materiales son los combustibles sólidos recuperados (CSR).

En las plantas de tratamiento de residuos sólidos urbanos (RSU), se genera una corriente de material rechazado y que actualmente, es enviado a vertedero. Sin embargo, los procesos térmicos se presentan como una alternativa interesante para el aprovechamiento de estos materiales (van Paasen 2006), ya que están constituidos en su mayor parte por materiales con alto contenido en biomasa, siendo su poder calorífico elevado, presentando, a priori, un alto potencial para su utilización como sustitutivos del petróleo y carbón en procesos térmicos industriales o en plantas de valorización energética. Esta valorización se podrá hacer directamente o mediante su transformación en un CSR. Los CSR son por tanto, combustibles sólidos preparados a partir de residuos no peligrosos para ser valorizados energéticamente en instalaciones de incineración o co-incineración, que cumplen la clasificación y especificaciones establecidas en la especificación técnica CEN/TS 15359 del Comité Europeo de Normalización (MAGRAMA, 2016).

Los procesos térmicos más utilizados para la valorización energética de estos materiales son: incineración, pirólisis, gasificación y plasma (Bayard 2010). Este estudio se centra en la gasificación, tecnología de proceso diseñada para la obtención de un gas de síntesis o syngas, es decir, un producto en forma de gas que puede ser empleado en la producción de combustibles, productos químicos y/o energía. De esta forma, puede definirse como un proceso optimizado por el que una sustancia sólida o líquida con alto contenido en carbono es transformada en una mezcla gaseosa combustible, mediante oxidación parcial con aplicación de calor (Sánchez-López, Gallardo y Edo-Alcón 2014). El gas de síntesis contiene principalmente, concentraciones variables de H_2 , CO , CH_4 , CO_2 , y N_2 .

Los rendimientos obtenidos y las características de los gases producto de la gasificación dependen, básicamente, de las condiciones presentes en la reacción (temperatura, presión, agente gasificante, tiempo de reacción, etc.), del tipo de reactor (lecho fijo, lecho fluidizado, arrastre de gas, etc.), de sus dimensiones, de la aplicación de sistemas de tratamiento y limpieza de gases (water-gas shift, craqueo catalítico de alquitranes, etc.), y por supuesto, de la procedencia y tipo de material combustible empleado.

Además, se puede afirmar que no existe una estequiometría exacta del proceso de gasificación, ya que se ve modificada en base a distintos parámetros cinéticos como la velocidad de calentamiento, el tiempo de permanencia de los gases en el interior del reactor, la temperatura a la que tengan lugar las numerosas reacciones producidas.

2. Objetivo

El objetivo de este trabajo consiste en la programación de un modelo cinético de gasificación de CSR obtenidos a partir de materiales rechazados de plantas de tratamiento de RSU. De esta forma, por un lado, se analizan las variables influyentes en la cinética del proceso mediante la revisión y el estudio de diferentes fuentes bibliográficas. Y por otro lado, se simula mediante el software MATLAB, el aprovechamiento energético de estos CSR en un reactor de lecho fluidizado burbujeante con unas características previamente definidas mediante proceso Winkler.

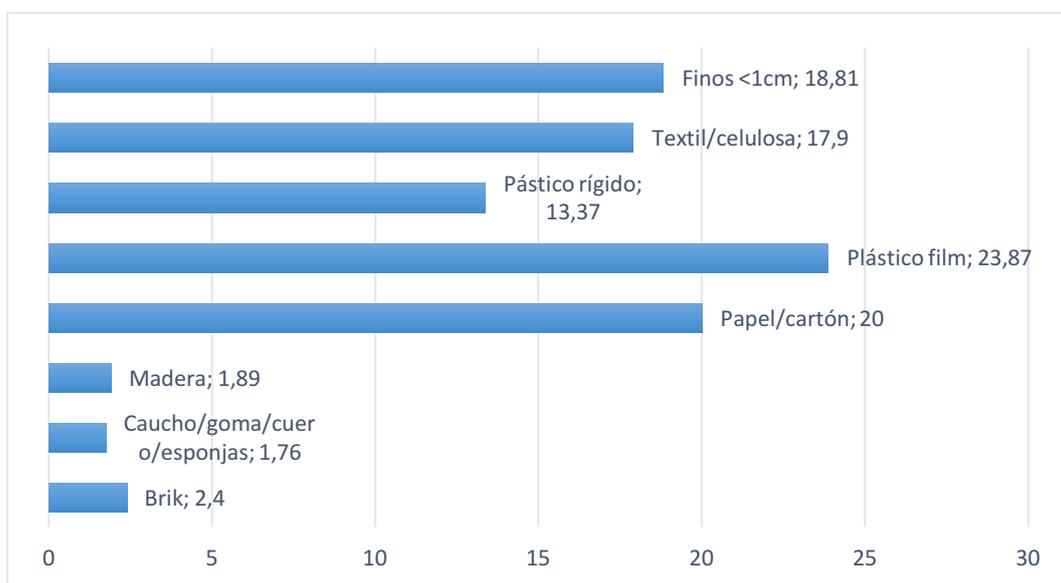
3. Caracterización de los CSR como fuente de energía

Para determinar el comportamiento de los CSR en un reactor de gasificación y por tanto, la eficiencia del proceso en cuanto a conversión del material carbonoso, resulta primordial conocer las características físico-químicas de los mismos, es decir, su composición química, contenido en volátiles, cenizas, humedad y poder calorífico.

Dependiendo del tipo de planta de tratamiento de la que procedan los rechazos, la composición, y por tanto, el poder calorífico será diferente. A través del procesado de los rechazos mediante tratamientos mecánicos (trititación, secado, separación de metales, etc.), es posible obtener un combustible con unas propiedades homogéneas y bien definidas (Sánchez-López, Gallardo y Edo-Alcón 2014). A este combustible se le conoce como CSR. En el caso de los rechazos procedentes de una planta de tratamiento de recuperación y compostaje, se estima que puede ser obtenido un CSR con una composición media (ver Figura 1) y un PCI entre 5.600 kcal/kg y 6.100 kcal/kg (Gallardo et al. 2013).

Tomando como referencia el carbón con respecto a los CSR, estos últimos ofrecen una serie de ventajas importantes; tiene un mayor contenido en volátiles liberados durante el proceso de pirólisis por unidad de masa de combustible; aproximadamente, un 50% en peso del carbón es transformado en char (residuo sólido carbonoso), mientras que en el caso de los CSR es menor, en torno a un 15-20% (Bull 2008), lo que permite su ignición fácilmente; los valores en cuanto a cloro, azufre y/o mercurio suelen ser bajos; además, su composición elemental indica su adecuación para ser aprovechados termoquímicamente, ya que están formados básicamente por carbono (30-70%), oxígeno (15-40%), hidrógeno (5-7%), nitrógeno (2-8%) y otros compuestos en bajas proporciones.

Figura 1. Composición media en porcentaje de CSR de Planta de Recuperación y Compostaje.



Fuente: Gallardo et al. 2013

4. Variables influyentes en la cinética del proceso de gasificación

El proceso de gasificación viene regido por un conjunto de variables que influyen de gran forma en la composición y por tanto, poder calorífico del gas generado. Una gasificación sería ideal cuando todo el carbono del combustible se transformara en monóxido de carbono.

Durante el proceso de gasificación, dentro del reactor tienen lugar tres etapas:

- Secado (volatilización): proceso de evaporación física del material combustible, liberando agua hasta los 200°C. Conforme la temperatura aumenta, se produce la volatilización de los compuestos de bajo peso molecular.
- Pirólisis: consistente en la primera etapa de degradación del combustible. En ausencia de oxígeno, la estructura molecular del combustible se descompone generando gas de reacción, *char* y compuestos orgánicos condensables (alquitranes ó *tars*).
- Gasificación: esta etapa incluye reacciones endotérmicas favorecidas por el calor generado por las reacciones de combustión (exotérmicas). Incluye tanto reacciones de oxidación como de reducción.

Las reacciones exotérmicas de combustión parcial del agente combustible que tienen lugar durante el proceso, suministran la energía necesaria para el secado, pirólisis y gasificación. En función de la tecnología usada, la cantidad de oxígeno añadida varía en un rango del 15 al 40% de la cantidad de oxígeno estequiométrico para la combustión completa.

En diversos estudios han sido descritas las reacciones que ocurren durante el proceso (EEA 1997; EC 2001; Dayton 2002; Dogru 2002; Hackett et al. 2004; Elías 2005; Knoef 2005). Las reacciones heterogéneas endotérmicas que tienen lugar durante la gasificación son las siguientes:



En procesos con alta presión, la formación de metano puede ser significativa:



Las reacciones heterogéneas normalmente exotérmicas son:



El predominio de alguna de estas reacciones depende de distintos factores como: tipo de contacto del combustible con el reactor; concentración de las distintas especies dentro del reactor; temperatura y presión de operación; presencia de catalizadores; etc. De esta forma, el resultado final del proceso es, aunque de algún modo predecible, difícilmente modelable (Gómez-Barea et al. 2009).

En cualquier proceso de fluidización es importante conocer las características tanto del agente fluidizante (velocidad superficial, velocidad mínima de fluidización, etc.), las de las partículas del lecho (diámetro, esfericidad, porosidad, clasificación Geldart de los sólidos, velocidad terminal, etc.), así como las condiciones concretas del proceso (presión, temperatura, ratios en cuanto al agente gasificante y cantidad de carbono de los sólidos combustibles, ratio equivalente (ER), caudal, aporte de energía, características físico-químicas del material combustible empleado, etc.).

En teoría, para el caso de la biomasa, aunque puede ser aplicado a los CSR según diversos estudios realizados, al aumentar la temperatura aumenta el consumo de O₂, lo que provoca un incremento en la conversión del carbonizado y favorece a su vez, el enriquecimiento del gas de producto en H₂, CO y C₂H_m, y con ello, un aumento del poder calorífico del gas (Narváez, Corella y Orío 1997), debido al incremento en las velocidades de reacción. Para

que la cinética del proceso sea adecuada, la mayoría de los procesos de gasificación tienen lugar entre temperaturas de 700-900°C (Dayton 2002). En el caso del efecto de la presión, valores elevados incrementan la concentración de CH₄ y CO₂ en detrimento de H₂ y CO (Higman y Burgt 2003; Klass 1998).

Con respecto al material combustible empleado, la porosidad y distribución de tamaño de esos poros determinarán el área superficial disponible para que tenga lugar la reacción y la facilidad con la que los reactantes gaseosos y los productos puedan desplazarse por la superficie. Se puede decir, que una gran área superficial se consigue cuando la fase de pirólisis se lleva a cabo a altas temperaturas y de forma completa (Gómez 2007). Además, si los tamaños de partícula son pequeños se reduce la formación de carbonizado (Di Blasi 1996). Esto se debe al calentamiento homogéneo de la muestra, haciendo que los volátiles abandonen la partícula con mayor facilidad.

En cuanto a la geometría del reactor, es importante tener en cuenta la relación entre la altura y diámetro del reactor (H/D). El efecto de H es similar al del tamaño de la partícula. Así, si se aumenta H se provoca una mayor formación de carbonizado y se reduce la formación de alquitranes. Y en cuanto al caudal del agente fluidizante, para que se alcance el estado de fluidización, se requiere una velocidad mínima de fluidización (u_{mf}). El estado de fluidización junto con el tamaño de la partícula define los distintos regímenes de fluidización. Un aumento del valor del estado de fluidización provocaría un aumento de N₂ y a su vez, una disminución del tiempo de residencia de los distintos componentes en la zona de reacción, lo que supondría una disminución en la conversión del residuo empleado (Moreno 2010). En el caso de un reactor en estado fluidizado burbujeante, se debe superar u_{mf} . De este modo, según Kunii (1991), para alcanzar el estado burbujeante se requiere que la velocidad superficial del gas (u_0) > u_{mf} . Mientras que Wen-Yang (2003) limita la velocidad del gas estableciendo una velocidad mínima a la que empieza el estado burbujeante tal que, $D_{B, \max} < 0,66D$. De modo que en base a las velocidades y aplicando la teoría hidrodinámica de Mori y Wen (1975), se obtiene que $u_0 < 6u_{mf}$, para escalas comerciales.

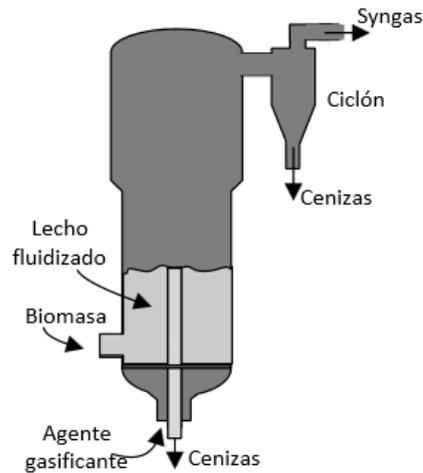
A su vez, un aumento del ER favorece las reacciones de oxidación, generando un mayor volumen de gas pero la proporción de gases combustibles (H₂, CO y CH₄) es menor (Gil et al. 1999; Orío, Corella y Narváez 1997). Además, existe un valor óptimo de ER en cuanto al grado de eficiencia de conversión de char. Si se supera este óptimo la eficiencia disminuye.

Tanto la geometría del reactor como el caudal de agente fluidizante son importantes, ya que determinarán la duración de las reacciones y, por tanto, los tiempos de residencia de los productos en el interior del reactor. El tiempo de residencia puede variar la composición química del gas producto, ya que determina el tiempo de reacción entre el agente gasificante y el carbonizado producto de la pirólisis. De este modo, si el tiempo aumenta la cantidad de material sólido disminuye produciéndose a su vez, una disminución de los alquitranes.

Este estudio se centra en el uso de un reactor de lecho fluidizado burbujeante (ver Figura 2), en los que el agente gasificante circula a una velocidad ascensional tal que un lecho de sólido inerte, que es añadido en su interior, se encuentra en estado de fluidización, existiendo en el interior del gasificador una retromezcla que favorece la transferencia de materia y energía entre el combustible y el gas.

Por tanto, el sólido pulverizado es suspendido por el gas. Debido a la mejor transferencia de calor, estos lechos permiten el procesamiento de una mayor cantidad de material combustible y una mayor producción de gases. Gracias a la uniformidad de la temperatura a lo largo de todo el lecho, las reacciones tienen lugar de forma uniforme, lo que favorece la calidad de los gases generados (Warnecke 2000). Esta posibilidad de controlar la temperatura fácilmente, permite su utilidad a gran escala.

Figura 2. Gasificador de lecho fluidizado burbujeante



Fuente: Arauzo et al. 2015

5. Modelo de simulación de gasificación

Una vez comentadas las principales variables influyentes en un proceso de gasificación, se procede a la descripción de la simulación del gasificador de lecho fluidizado burbujeante en MATLAB, utilizando como combustible CSR y aire como agente gasificante. La simulación se basará en el modelo de gasificación de biomasa publicado por Yan, Heidenreich y Zhang (1997). A su vez, se tomarán en cuenta algunas reacciones del modelo de Avdresh (2008).

En general, los modelos arrojan información sobre los mecanismos cinéticos que describen los procesos de conversión de un material combustible durante la gasificación, mediante la reproducción de las condiciones de reacción del proceso sin necesidad de experimentar, lo que supone un ahorro de tiempo y dinero. Conocer estos mecanismos es de gran importancia para el diseño y optimización del funcionamiento de los reactores, estimando la composición de los gases de reacción.

Para la resolución del modelo se ha tenido en cuenta la composición del CSR en cuanto a su análisis elemental y su contenido en elementos volátiles, cenizas y humedad. Estos datos serán constantes en el modelo desarrollado.

Los parámetros que serán controlados para estudiar las variaciones en la composición del gas de reacción y servir para verificación del modelo, son los siguientes:

- Temperatura del reactor.
- Ratio Equivalente (ER).

5.1. Supuestos iniciales

Para el desarrollo del modelo se toman unos supuestos iniciales con respecto al funcionamiento del sistema:

- El proceso permite la operación con un amplio abanico de combustibles con diámetros de partícula <10mm.
- Las paredes internas del reactor están revestidas de material refractario.
- La alimentación del CSR al reactor será continua, de forma que al inyectar aire a alta temperatura se obtendrá un gas combustible rico en CO e H₂.
- La presión en el proceso será la atmosférica.

- Para el desarrollo del modelo, se considerarán constantes para todas las simulaciones los parámetros referidos al análisis elemental y análisis inmediato del CSR.
- Sistema en estado estacionario e isotermo.
- Operación en el lecho de forma unidimensional (1-D).
- En la resolución del sistema de ecuaciones se tendrán en cuenta 7 especies gaseosas (H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , H_2O , N_2 y O_2).
- En base a la teoría de las dos fases de fluidización (Kunii y Levenspiel 1991), que describe el comportamiento hidrodinámico del lecho, la fase emulsión permanece en condiciones de mínima fluidización y el resto de los gases en exceso fluyen a través de la fase burbuja.
- Ambas fases tienen un régimen de fluidización en flujo-pistón, con los sólidos mezclados en la fase emulsión, confiriendo homogeneidad al sistema, y donde las propiedades de los gases de reacción difieren en función de la altura en el reactor.
- El rango del estado de fluidización será, $1 < x \leq 6$, para un régimen de fluidización burbujeante.
- La u_{mf} se calcula mediante la ecuación de Ergun y Orning (1949).
- El tamaño de las burbujas generadas varían con la altura creciendo por coalescencia. Se hace uso de la teoría hidrodinámica de Mori y Wen (1975) para el cálculo de los parámetros del régimen de fluidización.
- Las partículas del lecho son consideradas esféricas y de tamaño homogéneo.
- Se supone una volatilización instantánea del CSR a la entrada del reactor.
- El cálculo de las fracciones másicas se realiza mediante las ecuaciones 9-14, donde X_{mv} es la fracción másica de volátiles del CSR en base seca y libre de cenizas.

$$X_{H_2} = 0,157 - 0,868X_{mv} + 1,388(X_{mv})^2 \quad (9)$$

$$X_{CH_4} = 0,210 - 0,469X_{mv} + 0,241(X_{mv})^2 \quad (10)$$

$$X_{CO} = 0,428 - 2,653X_{mv} + 4,845(X_{mv})^2 \quad (11)$$

$$X_{CO_2} = 0,135 - 0,9X_{mv} + 1,906(X_{mv})^2 \quad (12)$$

$$X_{H_2O} = 0,409 - 2,389X_{mv} + 4,554(X_{mv})^2 \quad (13)$$

$$X_{tar} = 1 - \sum X_i \quad (14)$$

- La transferencia de masa entre partículas y gas se dará en fase emulsión y entre fase emulsión y burbujeante.
- El char se considera carbono en los cálculos.
- El número de pisos (n_{pisos}) será 20.000 para que las composiciones resultantes no difieran más del 1% si se aumenta en 1.000 el número de pisos por los que se divide H.
- La conversión de carbón/CSR es calculada en función de los caudales molares del char a la entrada y salida del lecho.
- Las ecuaciones de conservación para las fases burbuja y emulsión (Ecuaciones 15-16: concentración total; Ecuaciones 17-18: caudal molar) se resolverán por el método de Runge-Kutta de orden 4.

$$C_{BTOTAL} = \sum_i^N \frac{f_B(i)}{Au_b \cdot \varepsilon_b} = \frac{1}{Au_b \cdot \varepsilon_b} \sum_i^N f_B(i) = \frac{1}{Au_b \cdot \varepsilon_b} f_{BTOTAL} \quad (15)$$

$$C_{ETOTAL} = \sum_i^N \frac{f_E(i)}{Au_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_B)} = \frac{1}{Au_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_B)} \sum_i^N f_E(i) = \frac{1}{Au_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_B)} f_{ETOTAL} \quad (16)$$

$$f_B(i) = \frac{C_B(i)}{Au_b \cdot \varepsilon_b} \quad (17)$$

$$f_E(i) = \frac{C_E(i)}{Au_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_b)} \quad (18)$$

- La generación neta de gas (flujo neto) irá en función de las velocidades de reacción en la fase emulsión.

5.2. Desarrollo del modelo

Existe un rango de opciones muy amplio en la elección de la cinética, parámetros, hidrodinámica, etc. en el desarrollo del modelo. Por este motivo, se toman una serie de supuestos iniciales y referencias previamente analizadas.

El modelo incluye de manera simultánea las fases de secado, pirólisis y oxidación. En la Tabla 1, se muestran las reacciones que han sido tenidas en cuenta en el desarrollo del modelo.

Además, la reacción número 0 (Ecuación 19), será la representada por el proceso general de pirólisis y oxidación del CSR.



Tabla 1. Cinética del modelo de gasificación

Nº Reacción	Modelo	Tipo	Reacción	Referencia
1	Yan	Heterogénea	Water gas	Cinética de Johnson (Johnson 1979)
2, 11	Yan, Avdhesh	Heterogénea	Methanation o Hidrogasification	Cinética de Johnson (Johnson 1979)
3	Yan	Heterogénea	-	Cinética de Johnson (Johnson 1979)
4	Yan	Homogénea	-	Cinética de Haslam (Haslam 1923)
5	Yan	Homogénea	-	Cinética de Haslam (Haslam 1923)
6	Yan	Homogénea	-	Cinética de Haslam (Haslam 1923)
7	Yan	Heterogénea	Water-gas shift	(Bustamante y Enick 2004)
8	Yan	Heterogénea	-	Combustión del carbón (Petersen y Werther 2004)
9	Avdhesh	Heterogénea	Boudourad	(Avdhesh 2008)
10	Avdhesh	Heterogénea	-	(Avdhesh 2008)
12	Avdhesh	Homogénea	Steam reforming	(Avdhesh 2008)

En la Tabla 2, quedan reflejadas las características previamente definidas para el proceso, en cuanto a la geometría del reactor, temperatura, estado de fluidización, diámetro de partículas del lecho, etc.

Tabla 2. Características previamente definidas para la simulación

Características	Valores	Referencia
Diámetro del reactor (D)	3,9 (m)	Yan, Heidenreich y Zhang (1997)
Relación H/D del reactor	1,5	Yan, Heidenreich y Zhang (1997)
Orificios del distribuidor del reactor (n_d)	3.000	Yan, Heidenreich y Zhang (1997)
Diámetro de las partículas del lecho (d_p)	$1,25 \times 10^{-3}$ (m)	Yan, Heidenreich y Zhang (1997)
Porosidad del lecho (ϵ_{mf})	0,4	Yan, Heidenreich y Zhang (1997)
Estado de fluidización (x)	1,2	Yan, Heidenreich y Zhang (1997)
Difusividad del gas (D_g)	$8,677 \times 10^{-5} (T^{1,75}/P)$ (m^2/s)	La Nauze y Jung (1982)
Ratio equivalente (ER)	0,24 - 0,32	Yan, Heidenreich y Zhang (1997); Cao et al., (2006); Gómez-Barea y Leckner (2013)
Temperatura del proceso (T)	1073,15 - 1.173,15 (K)	Yan, Heidenreich y Zhang (1997); Cao et al., (2006); Gómez-Barea y Leckner (2013)
Fracción másica de volátiles (X_{mv})	0,45	Yan, Heidenreich y Zhang (1997)

Como resultado se mostrará la composición del gas producto y conversión del char, y para evaluar la eficiencia termodinámica del proceso de conversión, se calculará el PCI del gas producto (Ecuación 20), a partir del PCI de los gases combustibles producidos en la gasificación (Tabla 3).

$$PCI_{GasProducto} = X_{H2}PCI_{H2} + X_{CO}PCI_{CO} + X_{CH4}PCI_{CH4} \quad (20)$$

Tabla 3. PCI de gases combustibles producidos en gasificación

Gas combustible	PCI (KJ/Nm ³)
Hidrógeno	10.783
Monóxido de carbono	12.633
Metano	35.883

Fuente: DIN 51 850

6. Resultados y discusión

En función de los supuestos iniciales, las cinéticas escogidas según la Tabla 1 y las características previamente definidas de la Tabla 2, se han desarrollado 4 simulaciones variando la temperatura del lecho y el ER como condiciones de operación. Los resultados de tales simulaciones (S1, S2, S3 y S4) y las referencias bibliográficas tomadas como base para fijar las condiciones de las simulaciones y verificar el modelo (E1.1, E1.2, E2.1, E2.2, E3.1, E3.2), pueden observarse en la Tabla 4. Entre las numerosas fuentes existentes, las simulaciones implementados se adaptan a gasificadores de biomasa y residuos en lecho fluidizado estudiados por otros autores por el tipo de agente gasificante utilizado (aire) y la similitud en las condiciones de operación. De esta forma, los resultados obtenidos se comparan con los estudios de estos autores para verificar los modelos. Para las

experimentaciones E1.1, E1.2, E3.1 y E3.2 se usó biomasa, mientras que para E2.1 y E.2.2, se usó CSR como material a valorizar.

Para el caso de la simulación S1, el estudio tomado como referencia ha sido el de Gómez-Barea y Leckner (2013) (E1.1) y Arena y Di Gregorio (2013) (E2.1), para la simulación S2 el de Gómez-Barea y Leckner (2013) (E1.2), para la S3 el de Cao et al. (2006) (E3.1) y para la S4 el de Arena y Di Gregorio (2013) (E2.2), Cao et al. (2006) (E3.2).

Tabla 4. Condiciones de operación y resultados de los test simulados

Test	S1	S2	S3	S4	E1.1 ¹	E1.2 ¹	E2.1 ²	E2.2 ²	E3.1 ³	E3.2 ³
Temperatura (°C)	800	800	900	900	785	820	800	900	870	890
Ratio equivalente (ER)	0,26	0,32	0,26	0,32	0,24	0,31	0,27	0,32	0,26	0,32
Composición gas producto (% vol.)										
Nitrógeno (N ₂)	68,42	65,00	63,79	66,55	55	56	61,67	60,66	63,01	70,57
Dióxido de carbono (CO ₂)	13,02	15,00	13,12	14,61	17	16	12,28	14,04	11,29	12,47
Monóxido de carbono (CO)	7,12	8,87	11,34	12,20	10	14	10,47	12,73	5,08	5,52
Hidrógeno (H ₂)	9,87	7,86	9,03	10,39	11	9	8,44	7,08	7,23	7,73
Metano (CH ₄)	1,57	3,27	2,72	2,91	7	5	4,57	3,33	2,44	2,45
Oxígeno (O ₂)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Agua (H ₂ O)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Conversión Char (%)	81	79	82	86	86	85	78	92	83	74
PCI (MJ/Nm ³)	2,57	3,14	3,38	3,71	4,7	4,6	2,66	2,79	4,91	3,07

¹Gómez-Barea y Leckner 2013.

²Arena y Di Gregorio 2013.

³Cao et al. 2006.

S1; S2; S3; S4: simulaciones implementadas.

Analizando los datos de la Tabla 4, primeramente se observa que en las simulaciones desarrolladas se produce un agotamiento del O₂, produciéndose un mayor agotamiento de char y por tanto un incremento en su conversión, hecho que también se produce en los estudios experimentales utilizados. En segundo lugar, comparando los valores de las simulaciones con los datos experimentales, se puede apreciar cierta similitud entre estos, sobretodo en cuanto a las concentraciones de H₂, CO y CO₂, aunque de manera general, los datos de CO en las simulaciones son más bajos, y los de H₂ y CO₂ más altos que los experimentales. En cuanto a los valores de CH₄, se puede apreciar una mayor diferencia a la baja con respecto a los datos experimentales, salvo sobre los datos de Cao et al., 2006, con los que se asemejan en mayor medida. De esta forma, se aprecia como la naturaleza endotérmica de las reacciones que producen H₂ (reacción *Steam Reforming*), tienden a un aumento de este, y a una disminución de CH₄ al crecer la temperatura. A su vez, para estos rangos de temperatura, se espera un dominio de las reacciones de *Boudouard* y *Steam Reforming*, como se ha comentado, lo que implica un incremento al contenido en CO. Por otro lado, se observa como las composiciones de CO y CH₄ varían a la baja y al alta

respectivamente para un mismo ER con el aumento de temperatura, al igual que ocurre en las experimentaciones, ya que las reacciones que producen CO suceden en mayor medida que las que producen CH₄ a altas temperaturas de gasificación.

Además, se observa a su vez una circunstancia característica de la oxidación parcial y que es la obtención de una conversión de CSR/biomasa menor del 100%, por lo que puede ser aprovechada energéticamente a la salida del reactor. Los resultados de las simulaciones están dentro de los rangos de eficiencia establecidos en la conversión según Higman y Burgt (2003).

En cuanto a los valores obtenidos sobre PCI, se puede apreciar cierta similitud entre ellos aunque los datos de las simulaciones siempre están por debajo de los datos esperados para gasificación con aire como agente gasificante (4-7 MJ/Nm³) (Mori y Wen 1975). Esto puede ser debido a la baja concentración de CH₄, puesto que como ya se ha comentado anteriormente, para el caso del H₂ y CO, los valores están cerca de los rangos normales de las instalaciones experimentales. Esto podría solventarse aumentando la velocidad de la reacción de *methanation* para acelerar el proceso.

7. Conclusiones

En España se genera anualmente un flujo de rechazos procedentes de las distintas plantas de tratamiento de RSU, potencialmente aprovechable energéticamente, y que según los sistemas de gestión y tratamiento de residuos actuales son en su mayor parte, depositado en vertedero. Estos rechazos pueden ser usados como CSR en procesos de valorización energética como la gasificación.

Los parámetros seleccionados para actuar como control del proceso para verificación del modelo implementado, siguen, de forma general, las tendencias de los estudios experimentales usados. Por lo tanto, se puede admitir en cierta medida el grado predictivo del modelo cinético propuesto.

Un aumento del ER produce una tendencia hacia la combustión, obteniendo por tanto mayor cantidad de CO₂ y menor cantidad de CO, lo que produce una disminución del PCI. También, se supone una mayor conversión de CSR con el aumento del ER, puesto que se favorece la combustión del CSR.

Además, un aumento de la temperatura en el proceso favorece la conversión del CSR aunque en alguna de las simulaciones no se pueda observar esta tendencia, una mayor producción de CO y H₂, y una disminución de CH₄, lo que provoca desde el punto de vista energético un ligero aumento del PCI.

Finalmente, se puede llegar a la conclusión de que el modelo cinético implementado puede ser utilizado como herramienta predictiva, ya que de manera general las tendencias que sigue en cuanto a la composición del gas producto, conversión de CSR y PCI es similar a la de los resultados experimentales, aunque hay que tener en cuenta ciertas salvedades y estudiar todos los aspectos detalladamente para no llegar a conclusiones erróneas.

8. Bibliografía

- Arauzo, J., Bimbela, F., Ábrego, J., Sánchez, J.L. y Gonzalo, A. (2014, Septiembre 33). *Introducción a las tecnologías de aprovechamiento de la biomasa*. Boletín del Grupo Español del Carbón. ISSN 2172 – 6094.
- Arena, U., Di Gregorio, F. (2013). Gasification of a solid recovered fuel in a pilot scale fluidized bed reactor. *Fuel* 7486.
- Avdresh Kr. Sharma, (2008). Equilibrium and kinetic modelling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier: A comparison. Disponible en: www.sciencedirect.com.

- Basu, P. (2006). Combustion and Gasification in Fluidized Beds.
- Bayard R., de Araújo Morais, J., Ducom, G., Achour, F., Rouez, M. & Gourdon, R. (2010). Assessment of the effectiveness of an industrial unit of mechanical-biological treatment of municipal solid waste, *Journal of Hazardous Materials*, vol. 175, pp. 23-32.
- Bull, D. (2008). *Performance Improvements to a Fast Internally Circulating Fluidized Bed (FICFB) Biomass Gasifier for Combined Heat and Power Plants*. University of Canterbury.
- Bustamante, F. & Enick, R. (2008). Kinetics of the homogeneous reverse water-gas shift reaction at high temperature. *National Energy Technology Laboratory Department of Chemical and Petroleum Engineering*. University of Pittsburgh.
- Cao, Y., Wang, Y., T. Riley, J. & Pan, W-P. (2006). A novel biomass air gasification process for producing tar-free higher heating value fuel gas. *Fuel Processing Technology* 87, 343-353.
- Dayton, D. (2002). A review of the literature on catalytic biomass tar destruction. Milestone Completion Report. *National Renewable Energy Laboratory U.S, NREL/TP-510-32815*.
- Di Blasi C. (1996). Influences of Model Assumptions on the Predictions of Cellulose Pyrolysis in the Heat Transfer Controlled Regime. *Fuel* 75: no.1. 58-66.
- Dogru, M.; Midilli, A. & Howarth, C.R. (2002). Gasification of sewage sludge using a throated downdraft gasifier and uncertainty analysis. *Fuel Processing Technology*, 75 (1), 55-82.
- EC (2001). Disposal and recycling routes for sewage sludge. *Part 3 – Scientific and technical report* ISBN 92-894-1800-1, European Commission, Luxembourg.
- EEA (1997). Sludge Treatment and Disposal. Management Approaches and Experiences. *Environmental Issues Series, n° 7*. European Environment Agency.
- Elías, X. (2005). *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Editorial: Díaz de Santos.
- Ergun, S., & Orning, A. A. (1949). Fluid flow through randomly packed columns and fluidized beds. *Industrial and Engineering Chemistry*, 41 (8), 1179–1184.
- Gallardo, A., Gómez, A. M., Colomer, F.J., Edo, N. & Pascual, V. (2013). Diseño de un CSR a partir de Rechazos de una Planta de Tratamiento de Residuos Urbanos. *17th International Congress on Project Management and Engineering*, Logroño.
- Gil, J.; Corella, J.; Aznar, M.P.; Caballero, M.A. (1999). Biomass Gasification in Atmospheric and Bubbling Fluidized Bed: Effect of the Type of Gasifying Agent on the Product Distribution. *Biomass & Bioenergy*, 17, 389-403.
- Gómez, C. (2007). *Tratamiento de residuos en proyectos de eficiencia energética*. Master thesis. Universidad Politécnica de Catalunya.
- Gómez-Barea, A.; Vilches, L.F.; Leiva, C.; Campoy, M. & Fernández-Pereira, C. (2009). Plant Optimisation and Ash Recycling in Fluidised Bed Waste Gasification. *Chemical Engineering J.*, 146, 227-236.
- Gómez-Barea, A. & Leckner, B. (2013). Estimation of gas composition and char conversion in a fluidized bed biomass gasifier. *Fuel*. 107, 419–431.
- Hackett, C.; Durbin, T. D.; Welch, W.; Pence, J.; Williams, R. B.; Jenkins, B. M.; Salour, D. & Aldas, R. (2004). *Evaluation of Conversion Technology Processes and Products*. Draft Final Report. Integrated Waste Management Board. State of California.
- Haslam, R.T. (1923). *Ind. Eng. Chem.*, 15, 679
- Higman, C. & Burgt, M. (2003). *Gasification*: Vulf Professional Publishing.
- Johnson, J.L. (1979). *Kinetics of Coal Gasification*, Institute of Gas Technology, John Wiley & Sons, New York.
- Klass, D.L. (1998). Biomass for Renewable Energy, *Fuels and Chemicals*: Academic Press.
- Knoef, H.A.M. (2005). *Handbook of Biomass Gasification*. Netherlands: BTG Biomass Technology Group.
- Kunii, D. & Levenspiel, O. (1991). *Fluidization Engineering*, 2nd ed. Boston: Butterworth-Heinemann.

- La Nauze, R. D. & Jung, K. (1982). *19th Symposium (International) on Combustion*. The Combustion Institute, Pittsburgh, pp. 1087-1092.
- Moreno, F.J. (2010). *Proyecto para la simulación de gasificación de biomasa en lecho fluidizado burbujeante*. Tesis de Grado, Universidad Carlos III de Madrid.
- Mori, S. & Wen, C. Y. (1975). Estimation of bubble diameter in gaseous fluidized beds. *Alche Journal*, 21, 109-115.
- Narváez, I.; Corella, J. & Orío, A. (1997). Fresh Tar (from a Biomass Gasifier) Elimination over a Commercial Steam-Reforming Catalyst. Kinetics and Effect of Different Variables of Operation. *Ind. Eng. Chem. Res.* 36, 317-327.
- Orío, A.; Corella, J. & Narváez, I. (1997). Performance of Different Dolomites on Hot Raw Gas Cleaning from Biomass Gasification with Air. *Ind. Eng. Chem. Res.* 36, 3800-3808.
- Petersen, I. & Werther, J. (2004). *Experimental investigation and modelling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed*. Elsevier.
- Sánchez-López, I, Gallardo, A. & Edo, N. (2014). Análisis de las tecnologías de valorización de residuos basadas en la gasificación. *12 th Congreso Nacional del Medio Ambiente (CONAMA)*. Madrid.
- Van Paasen, S.V.B., Cieplik, M.K. & Phokawat, N.P. (2006). *Gasification of Non-Woody Biomass*. Report ECN-C-06-032; Energy and Research Centre of the Netherlands (ECN): Petten, the Netherlands.
- Warnecke, R. (2000). Gasification of biomass: comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier. *Biomass and Bioenergy*, 18 (6) 489-497.
- Yan, H., Heidenreich, C. & Zhang, D. (1997). *Mathematical modelling of a bubbling fluidised-bed coal gasifier and the significance of 'net flow'*. Elsevier.
- Yang, W. (2003). *Handbook of fluidization and fluid particle systems*. Marcel Dekker.