

Modelo para la gasificación del cuesco de palma aceitera*

Model for the Gasification of the Oil Palm Kernel Shell

Recibido: 19 de agosto de 2017 - Aceptado: 31 de agosto de 2017

Para citar este artículo: R. Sánchez, H. Duran, L. Aguiar, N. Uribe, A. Rojas
«Modelo para la gasificación del cuesco de palma aceitera», *Ingenium*, vol18, n.º
36, pp. 81 -100, junio de 2017



Raúl Antonio Sánchez Alfonso**
Héctor Armando Duran Peralta***
Leidy Marcela Aguiar Urriago****
Nataly Uribe Aldana*****
Ana Yuri Viviana Rojas Forero*****

Resumen

Durante la extracción de aceite de palma, la cantidad de fruto de palma generada en esta agroindustria representa más del 50% sin considerar la biomasa residual. El fruto de palma aceitero a su vez se compone de endocarpio, mesocarpio, y semilla; esta última obtenida en la extracción del aceite es llamada también cuesco de palma y tiene unas características atractivas para aprovechamiento térmico, como es el alto contenido de carbono, bajo nivel de cenizas (también de cenizas fundentes); además, presenta una excelente estabilidad de almacenamiento (gracias a su baja humedad), una dureza adecuada y bajo contenido de volátiles. La gasificación de este tipo de biomasa es una buena opción para suplir requerimientos energéticos y brindar, igualmente, una adecuada disposición de los

* Grupo de Investigación en Aprovechamiento Tecnológico de Materiales y Energía, GIATME. Grupo de Gestión Ambiental y Desarrollo Sostenible, Universidad Escuela Colombiana de Carreras Industriales, Universidad ECCI.

** Ingeniero Químico de la Fundación Universidad de América. e-mail: raul.sanchez9108@gmail.com.

*** M.Sc. en Ingeniería Química, Universidad Nacional de Colombia. Ingeniero Químico. Docente de planta del Departamento de Ingeniería Química y Ambiental de la Universidad Nacional de Colombia, Sede Bogotá. Experto en Fenómenos de Transporte y Modelamiento Matemático de Procesos Químicos. e-mail: haduranp@unal.edu.co.

**** Ingeniera Química, Universidad del Quindío. aguiar.leidy@ecc.edu.co.

*****Ingeniera Ambiental y Tecnóloga en Desarrollo Ambiental. Universidad ECCI. e-mail: uribe.nataly@ecc.edu.co.

residuos generados en la industria del aceite de palma. Para el diseño y optimización de este proceso se requiere de un modelo matemático, el cual pretende ser construido para un reactor de lecho fijo con calentamiento indirecto que permita la gasificación del cuesco de palma. De esta manera, se hace una descripción del proceso identificando la fenomenología del mismo en el cual se aplican los conceptos de transferencia de energía, masa y momento, incluyendo las diferentes reacciones químicas heterogéneas que se producen en el proceso de gasificación, para así realizar los respectivos balances de transferencia de energía, masa y momento para la fase sólida y gaseosa, por lo que se produce una reacción heterogénea entre el carbonizado producido que corresponde a la fase sólida y el agente de gasificación que corresponde a la fase gaseosa. Se proponen un modelo simple y otro complejo, cada uno con sus respectivas consideraciones (alcance) y ecuaciones diferenciales con sus respectivas condiciones espacio-temporales.

Palabras Claves

Gasificación, Modelo Matemático, Reactor de Lecho Fijo, Cuesco de Palma.

Abstract

During the extraction of palm oil, the amount of palm fruit generated in this agro-industry represents more than 50% without considering residual biomass. The oil palm fruit in turn consists of endocarp, mesocarp, and seed; The latter obtained in the extraction of the oil, is also called quartz and has attractive characteristics for thermal exploitation such as the high carbon content, low ash level (also of flux ash) and excellent storage stability (by its low humidity), a suitable hardness and low volatile content. The gasification of this type of biomass is a good option to supply energy requirements and also provide an adequate disposal of waste generated in the palm oil industry. The design and optimization of this process requires a mathematical model, which is intended to be built for a fixed bed reactor with indirect heating to allow the gasification of the palm line. In this way a description of the process is made identifying the phenomenology of the same in which the concepts of transfer of energy, mass and moment are applied, including the different chemical reactions that occur in the process of gasification, in order to carry out the respective balances Energy transfer, mass and momentum for the solid and gaseous phase, whereby a heterogeneous reaction occurs between the carbonization produced corresponding to the solid phase and the gassing agent corresponding to the gas phase. They propose a simple model and another complex each with their respective considerations (scope) and differential equations with their respective spatio-temporal conditions.

Keywords

Gasification, Mathematical Model, Fixed-bed Reactor, Oil Palm Kernel Shell.

1. Introducción

El cuesco de palma es un residuo de la producción de aceite de palma, que principalmente se usa en el país como relleno para vías y como combustible para producir

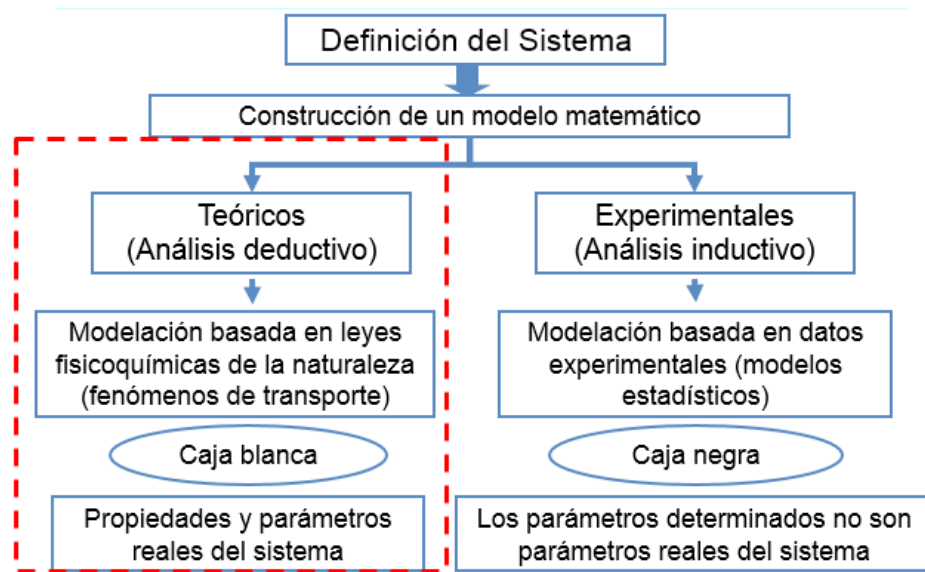
energía en la misma producción de aceite. Del 100% en masa que constituyen los racimos de fruta fresca, apenas un 10% es de la humedad, un 67% es de fruta fresca y un 23% en racimos vacíos; en donde la fruta fresca se pueden obtener tres productos; fibra, nueces y aceite crudo, con un porcentaje de (15, 11 y 41) % respectivamente; las nueces contienen el 4,5 % de almendra, 0,5% de impurezas y entre el 5 y 6% de cuesco. Del aceite crudo se obtiene solo el 21% de aceite puro, ya que el 18% es humedad y el resto es afrecho, dejando así un total de los racimos de fruta fresca entre la fibra, el cuesco y los racimos vacíos, aproximadamente un 42% de biomasa en el proceso de la extracción.

Los cuescos o semillas de palma son un residuo que representan aproximadamente la cuarta parte en masa de la industria de extracción de aceite puro y así varios estudios se han realizado con el uso de cuesco de palma, debido a propiedades como lo son alta densidad, alto contenido de carbón y bajo contenido de cenizas, por lo que se convierte en un buen material para la gasificación. El contenido lignocelulósico está disgregado de la siguiente manera: 29.7% de celulosa, 47.4% de holocelulosa y 53.4% de lignina [1, 2]. De esta forma, el aprovechamiento energético del cuesco por gasificación es viable; sin embargo, de acuerdo al nivel de humedad, puede ser necesario realizar una adecuación. Durante la gasificación, la biomasa es sometida con un agente reactivo que puede ser aire, oxígeno, agua o gas carbónico, en una cantidad relación subestequiométrica de un tercero a presión atmosférica entre 850-900°C, generando como producto principal el gas de síntesis, compuesto principalmente por CO e H₂, además de otros gases menores, y como subproductos un carbonizado y alquitranes. Dicha conversión química ocurre en un reactor, denominado gasificador, el cual puede tener diversas configuraciones.

Para el diseño, optimización y control del proceso de gasificación, se requiere contar con una modelación del reactor, lo que requiere del planteamiento y solución simultánea de las ecuaciones de conservación, para lo que se pueden emplear diversos algoritmos (como redes neuronales), acompañados de una herramienta de simulación en software. En la Figura 1 se puede apreciar el enfoque para la construcción del modelo matemático propuesto: deducción a partir de las ecuaciones de conservación y las ecuaciones de transporte, desde el punto de vista teórico, como se puede resaltar. El algoritmo, que generalmente se emplea para que el modelo sea validado, verificado y adecuado con respecto al sistema con el apoyo de un simulador, se resalta como un aspecto importante dentro enfoque teórico en este proceso.

Para llevar a cabo esta modelación es necesario definir las condiciones particulares de biomasa, proceso y reactor no se reporta en la literatura un volumen importante de trabajos referidos al modelamiento matemático de la gasificación del cuesco de palma. Trabajos que pueden servir de referencia evalúan el efecto del tamaño de partícula y la velocidad del aire en un reactor de lecho fijo de flujo descendente (downdraft) o modelan completamente el gasificador de flujo descendente para residuos agrícolas [3, 4].

Figura 1. Enfoques y metodología para la construcción de modelos teóricos.



Fuente: elaboración propia 2017

En el país se han realizado estudios que buscan analizar los factores que afectan los procesos termoquímicos, primordialmente en la pirólisis del cuesco de palma africana, enfocados principalmente en la determinación de los parámetros del sistema como la velocidad de reacción química [5, 2]. Sin embargo, solo se ha realizado a nivel experimental en un equipo de termogravimetría, sin profundizar en los mecanismos asociados a los fenómenos de transporte que controlan el proceso.

De esta manera, como una primera medida se estudió la fenomenología del proceso de pirólisis, la cual se realiza en un reactor de lecho fijo tubular; en segunda medida se plantean balances de masa y energía, los que, enlazados a condiciones iniciales y de frontera, dan forma a modelos matemáticos, que a su vez son realizados con suposiciones; el primero de la manera ideal y el segundo, desarrollando términos que los aproximan un poco más al caso real.

2. Materiales y Métodos

En la Figura 2 se muestra el procedimiento para la construcción del modelo matemático, donde es necesario, primero que todo, definir y caracterizar el sistema, luego la descripción fenomenológica en la que el flujo puede ser descrito desde el enfoque Lagrangiano (que identifica cada partícula determinada de fluido y describe lo que sucede a lo largo del tiempo) o el Euleriano (que fija su atención sobre un punto particular, o región, en el espacio y describe lo que sucede en ese punto –o dentro de las fronteras de la región- a lo largo del tiempo); este último utiliza los denominados volúmenes de control. Para el planteamiento de las ecuaciones es necesario considerar que los tipos de modelos matemáticos que se pueden emplear son los de celda y canales y los modelos continuos, los cuales a su vez

pueden ser cuasi homogéneos o heterogéneos ya sea en fase sólida o en fase dispersa. Los submodelos para la gasificación de la biomasa, generalmente son asociados a los fenómenos de transporte en el secado, las reacciones primarias y secundarias de la pirólisis, la oxidación y reducción del carbonizado.

Figura 2. Metodología para la construcción del modelo matemático



Fuente: elaboración propia 2017

Partiendo de la ecuación general del transporte:

donde:

$$\frac{\partial(\theta)}{\partial t} + \nabla(F + \theta \cdot \mathbf{u}) + S_{\theta} = 0$$

θ : Cantidad para balancear (masa, energía, momento, etc.)

F: Flujo de asociados a medios difusivos.

$\theta \cdot \mathbf{u}$: Flujo de asociado a la convección en los alrededores del volumen de control.

S_{θ} : Incremento o disminución de por fuentes o sumideros

2.1. Propiedades para la Caracterización y Adecuación del Cuesco

La adecuación o pretratamiento de la biomasa para un proceso termoquímico depende de las propiedades que posea la misma. Los requerimientos mínimos para procesos térmicos de gasificación de una biomasa son mostrados en la Tabla 1.

Tabla 1. Propiedades para procesos termoquímicos

Humedad	< 40% m/m
Tamaño de partícula	1 – 2 mm
Contenido de Cenizas	< 15%

Fuente: elaboración propia 2017

Comparando la información de la Tabla 1, con los de la Tabla 2, de características del análisis próximo del cuesco de palma, se puede ver que no se requiere procesamiento previo de secado, ya que la humedad es apenas del 11.2%, ni descomposición térmica para eliminar cenizas, por el contenido bajo de las mismas (1.4%). Sin embargo, es necesario adaptar el tamaño de partícula del cuesco de palma, para reducirlo desde 10 mm hasta 1 mm aproximadamente; este proceso se puede realizar con el mismo molino de martillos.

Tabla 2. Análisis elemental y próximo del cuesco de palma [2].

Análisis Elemental (%)				Análisis Próximo (%)		
C	H	N	O	Humedad	Volátiles	Ceniza
52.8	5.7	<1	40.5	11.2	79	1.4

El cuesco, por lo general contiene impurezas, como restos de almendra y trozos de tallos, que deben ser eliminados por tamizaje. Posteriormente se realiza el proceso de clasificación que consiste en una separación con tamices 6X10 de 2 a 3.35 mm de la serie DIN 4188. El cuesco de palma africana que sobrepase el tamaño de 3.35 mm es transportado al molino de martillo para reducir su tamaño y posteriormente es separado en los tamices 6X10.

Además, al observar en la Tabla 3, la lignina abarca la mitad de los componentes en base seca, lo que puede promover una alta formación de alquitranes, por lo que se recomendaría realizar posteriormente una torrefacción. Se podría pre-calentar en el horno de carbonización isotérmicamente durante 1 h, entre 200-240°C para lograr volatilizar esperando una reducción de alrededor del 10% en masa, para lo cual es vital tener un tamaño adecuado de partícula; en este proceso, al aumentar la relación de carbono fijo aumentaría el poder calorífico inferior del cuesco.

Tabla 3. Componentes y poder calorífico del cuesco de palma.

Componentes químicos (% b.s.)					Poder Calorífico Inferior (MJ/kg b.s.)
Celulosa	Hemicelulosa	Lignina	Extractivos	Cenizas	
20.8	22.7	50.7	4.8	1.0	20.09

Fuente: elaboración propia 2017

Además de las propiedades del cuesco de palma enlistadas en las Tablas 2 y 3, como su composición, poderes caloríficos, análisis elemental y próximo, con información valiosa

para cuantificar los balances de materia, energía y momentum del proceso, se requieren las propiedades estructurales y morfológicas enlistadas en la Tabla 4 [2].

Tabla 4. Análisis morfológico del Cuesco de Palma. Adaptado de [2].

Densidad kg/m ³			Volumen de poros mm ³ /g			Porosidad (Fracción Vacía)	Área superficial m ² /g	
A granel	Aparente	Verdadera	Macro	Meso	Micro		AHg	ABET
773	1208	1381	48.5	51.2	<1	0.13	24.4	<1

2.2. Descripción Fenomenológica

La fase sólida, durante la gasificación incrementa los poros accesibles y de ampliación de los poros ya existentes, además de producir un gas de síntesis por medio de una oxidación parcial, que está compuesto principalmente por hidrogeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, agua, metano e hidrocarburos pesados y nitrógeno. Las reacciones generalmente se llevan a cabo a temperaturas entre 500 a 1400°C, a presiones bajas casi atmosféricas hasta presiones elevadas de 33 bar y dependiendo del tipo de gas de reacción utilizado se producen en mayor porcentaje los compuestos ya mencionados que se generan reacciones de oxidación diferentes para cada tipo de gas oxidante [6].

En un proceso de gasificación ocurren cuatro etapas principales dentro del gasificador que se dan de forma paralela; estos procesos ocurren debido al aumento de temperatura y cada proceso se da en un rango de temperatura determinado. La primera es el secado que se lleva a cabo a una temperatura menor de 150°C; la segunda es la pirólisis o volatilización que se da entre 150-700°C; la tercera es la oxidación que se produce por el gas de síntesis a más o menos 700-1500°C y la cuarta, que es la reducción entre 800-1100 °C. En el secado se evapora la humedad de los combustibles sólidos, en la pirólisis ocurre una descomposición al separarse las fases líquidas y gaseosas del combustible sólido y por último, las reacciones de oxidación y reducción ocurren debido a la formación de O₂; pero en la primera es exotérmica y las segundas es endotérmica.

La pirólisis y la carbonización hacen énfasis a la formación de la fase volátil y sus propiedades y la segunda a la formación del carbonizado; este proceso ocurre a una temperatura entre 350- 750°C, estas condiciones tanto de temperatura, composición del gas de reacción y presión, determinan la fracción en masa del carbonizado. Durante este proceso se forma la estructura base del carbonizado, que se consolida a temperaturas menores de 800°C; además, ocurren complejos cambios físicos y químicos.

Dichos cambios llevan a la formación de compuestos que se agrupan de la siguiente manera: 1) Gases como H₂, CO, CO₂, H₂O, CH₄; 2) alquitranes en forma gaseosa condensables que están formados por hidrocarburos pesados y moléculas inorgánicas, formando posteriormente, una fase líquida al disminuir la temperatura; 3) Carbono en forma de sólidos residuales [6]. Los procesos físicos se refieren a la pérdida de masa que se refleja

en una disminución de volumen del material, aunque esto no representa que la capacidad de absorción aumente debido a la formación de volátiles y alquitranes que no dejan desarrollar la estructura porosa del material, ya que ocupan los espacios vacíos del mismo, por lo que posteriormente el material se someterá al proceso de gasificación, generando un aumento en la capacidad de absorción debido a la eliminación de los productos secundarios de la pirólisis [2].

Las reacciones de oxidación y reducción se complementan ya que en la mayoría de los casos las reacciones de oxidación generan la energía necesaria para que se realicen las reacciones endotérmicas. En el primer caso, el O_2 reacciona con el combustible sólido formando CO_2 y H_2O ; además de la oxidación, también del H_2 produciendo vapor, el CO_2 y H_2O se reducen posteriormente en el gasificador.

Para poder desarrollar la capacidad de adsorción se realiza la gasificación parcial del carbonizado para extraer los componentes ya mencionados de los poros generados durante la carbonización o la formación de poros accesibles. Esta trata sobre el fenómeno físico y químico que ocurre en el reactor de lecho fijo, debido a que tiene un comportamiento similar al horno tubular vertical. En el trabajo del grupo de investigación BIOT (Biomasa y Optimización Térmica de Procesos) de la Universidad Nacional de Colombia [2], como los procesos de pirólisis y gasificación se presentan en el mismo equipo, pero en condiciones diferentes; se analiza de forma separada cada proceso con el fin de tener una mayor aproximación sobre cómo es su comportamiento respecto al cambio de materia, energía y de momento, así como la termodinámica y la cinética de las reacciones químicas. Estas ecuaciones describen físicamente un proceso mediante el uso de los principios fundamentales que rigen los fenómenos de transporte: la conservación de la materia, la energía y la cantidad de movimiento (Segunda Ley de Newton).

Es importante tener en cuenta que para que un sistema concentrado se pueda considerar con distribución uniforme de transferencia de calor y masa, es necesario que el número de Biot sea menor a 0.1. Si esta condición se cumple, se espera que el cambio de la temperatura y la concentración sea muy pequeño dentro del cuerpo, por lo que se puede considerar que estas magnitudes no varían espacialmente.

2.3. Definición del Sistema

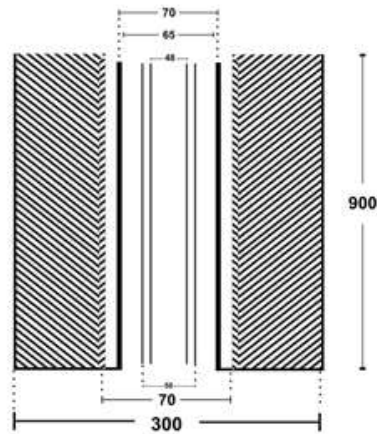
El reactor tubular de lecho fijo tubular está conformado por el horno y el reactor, cada una ellas descrita así:

2.3.1 Horno

Su capacidad está en un intervalo entre 1 a 10 g, y se forma por un horno tubular con una potencia eléctrica de 2,6 kW y una temperatura máxima de 1300 °C; también está conformado por dos cilindros concéntricos, el interno con diámetros interior de 65 mm y exterior de 70 mm, mientras que externo con diámetro interior de 85 mm y exterior de 300 mm, donde se localiza una resistencia eléctrica a través de toda la longitud del horno en

la superficie interna, para calentar homogéneamente a todo el horno, y se ubican láminas de aislante térmico en la parte superior e inferior de los cilindros.

Reactor Figura 3. Gasificador de lecho fijo empleado



Fuente: elaboración propia 2017

2.3.2 El reactor está elaborado de cuarzo, con 50 mm de diámetro exterior, 46 mm de diámetro interior y altura de 900 mm; en la parte superior e inferior tiene soportes que permiten el ingreso del gas de arrastre, mientras que la fase volátil es evacuada por la parte superior donde el diámetro exterior aumenta hasta 70 mm, como se puede ver en la Figura 3.

2.4. Proceso

2.4.1 Fenómenos de Transporte

Como el proceso de gasificación se realiza en el mismo reactor que el de pirólisis, las diferencias se deben a que el objetivo de la gasificación es desarrollar la estructura porosa del material, que se realiza mediante la inyección de un gas de reacción que genera una reacción heterogénea entre la fase sólida y gaseosa, con un aumento constante de temperatura hasta una temperatura de 900 °C.

El proceso de gasificación inicia a la temperatura a la que termina la pirólisis, que es de 550 °C, ya que las condiciones del carbonizado a esta temperatura son las mejores para iniciar la gasificación. Desde este punto se administra el gas de reacción (vapor de agua), como se puede evidenciar en la Figura 4; por tal razón, este proceso va a tener una entrada y salida de flujos en fase gaseosa a diferencia de la pirólisis.

El vapor de agua genera reacciones heterogéneas entre el gas y el sólido, reacciones que tienen como fin eliminar los productos de las reacciones secundarias, producidas en la pirólisis. Aunque en este proceso se generan muchas reacciones, este trabajo se enfocará solo en aquellas reacciones que gobiernan la etapa de gasificación, debido a que

en el estudio realizado, basado en las reacciones de óxido-reducción [2], se determinó una cinética de reacción de forma experimental, que será utilizada posteriormente en los modelos planteados. Estas reacciones se dividirán en heterogéneas y homogéneas como se puede ver a continuación en la Tabla 5:

Tabla 5. Reacciones de gasificación de biomasa [5].

Reacciones Heterogéneas, Gas/Sólido	Reacciones Homogéneas, Gas/Gas
$C + H_2O + 119 \text{ kJ} \rightarrow CO + H_2$	$CO + H_2O \rightarrow H_2 + CO_2 + 42 \text{ kJ}$
$C + CO_2 + 162 \text{ kJ} \rightarrow 2CO$	$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O + 206 \text{ kJ}$
$C + 2H_2 \rightarrow 2CH_4 + 87 \text{ kJ}$	
$C + 1/2 O_2 \rightarrow CO + 123 \text{ kJ}$	
$C + O_2 \rightarrow CO_2 + 406 \text{ kJ}$	

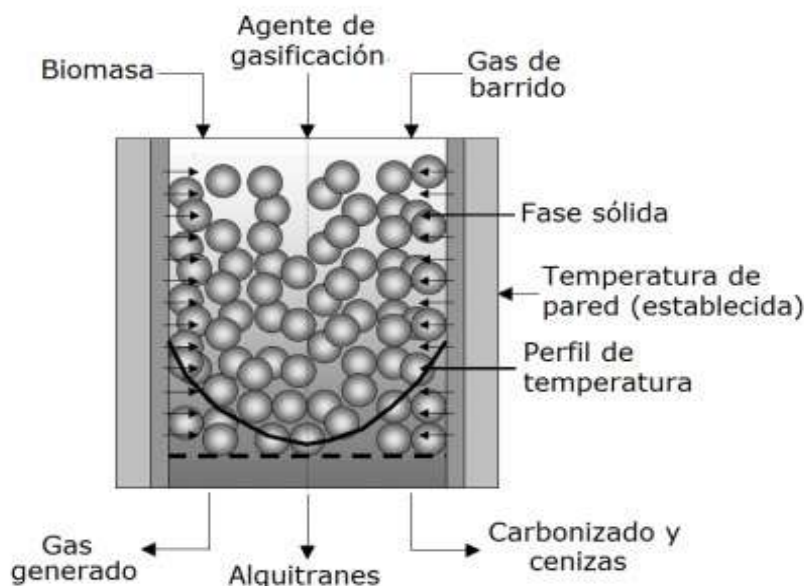
Como hay ingreso de una fase fluida (fase gaseosa), pero ya que la velocidad de reacción se desarrolla experimentalmente, solo se tendrá en cuenta la reacción que rige la cinética, que en este caso es la reacción global, donde entra el carbonizado más vapor de agua y produce carbón activo y gases; en el capítulo siguiente se explicará brevemente la cinética de reacción para este proceso.

Por eso, el enfoque se hace en los procesos fenomenológicos, primero al estudio de la transferencia de calor. Desde el inicio del proceso hay transferencia entre las paredes del reactor a la fase sólida y gaseosa; entre la fase gaseosa y sólida, entre la fase sólida con la misma fase sólida y por último entre la misma fase gaseosa. Debido a la complejidad del proceso, la transferencia de calor se da en todas las direcciones, principalmente, en la dirección radial, ya que la resistencia se encuentra ubicada en las paredes del reactor. Al ser un sistema heterogéneo, la transferencia de calor se genera por conducción entre las fases sólidas y las paredes del reactor, por convección debido a la fase gaseosa y por último, también se transfiere energía por radiación entre todas las fases y las paredes del reactor. Aunque la mayoría de las reacciones producidas en este proceso son endotérmicas, también se generan reacciones exotérmicas, por lo que hay que tener en cuenta las contribuciones de estas a la transferencia de energía. Este proceso al ser un fenómeno que genera un buen número de reacciones, solo se consideran las reacciones que rigen la cinética.

También se estudiará la transferencia de masa, que, a diferencia de la transferencia de calor, solo se puede generar por difusión y convección; la difusión aborda la transferencia de masa debido a la conducción que se da entre la fase sólida y gaseosa; en cambio, la transferencia por convección se genera por el movimiento global de las fases. Al haber una fase fluida la transferencia por convección, se debe tener en cuenta y esta se produce también entre la fase sólida y gaseosa; por último, se genera masa debido a las reacciones de gasificación.

Como se mencionó en el párrafo anterior, en este proceso también se debe estudiar el movimiento, debido a las fuerzas presentes en el sistema, generando así lo que se conoce como el balance de cantidad de movimiento (o momento), por lo que solo se van a tener en cuenta las fuerzas de presión, los esfuerzos producidos por la fase gaseosa, debido a la viscosidad y por último, las fuerzas que genera la gravedad en el elemento de volumen, que se rigen por la segunda ley de Newton. Todas las fuerzas que afectan el movimiento de las dos fases, se estudiarán en todas las direcciones para la construcción del modelo.

Figura 4. Fenomenología para el para el proceso de gasificación [7].



2.4.2 Cinética

Para encontrar la velocidad de reacción r , de la gasificación, se realizó una regresión lineal, partiendo de datos experimentales expuestos en las gráficas del cambio de masa, respecto al tiempo realizadas en el estudio termogravimétrico del cuesco [2]. La regresión lineal fue llevada a cabo para encontrar los valores de energía de activación, orden de reacción y factor pre exponencial.

Debido a que la gasificación se da en una serie de reacciones heterogéneas, es necesario saber en qué parte de la partícula se presentan las reacciones; en este caso, se dan en la superficie, por lo que es necesario tener en cuenta la velocidad de reacción respecto al área como sigue:

$$r = \frac{\mathfrak{R}}{A} = \frac{1}{\vartheta_i A} \frac{dn_i}{dt}$$

Donde \mathfrak{R}/A indica el flujo de reacción en un área determinada. En la gasificación, la cinética está en función del grado de conversión, puesto que, en la mayoría de los lignitos, la velocidad de reacción disminuye a medida que aumenta el grado de conversión, por lo

que se presenta un aumento en la velocidad de reacción al inicio y disminuye en un tiempo posterior.

Debido a que en la gasificación no se sabe con exactitud el área de reacción, se usa la masa momentánea que es la que se introduce al reactor, como lugar de reacción y teniendo en cuenta que la gasificación se da con vapor de agua, la velocidad de reacción toma lugar de la siguiente manera:

$$r = \frac{dw_i}{dt} = -k(T)c_{H_2O}^n \rho_w \left(\frac{A}{A_0}\right)$$

Donde la expresión $k(T)$ de hace referencia a la ecuación de Arrhenius y $\left(\frac{A}{A_0}\right)$, relaciona el volumen del solido a la salida y al inicio, junto a un balance de población de poros como se indica a continuación:

$$\left(\frac{A}{A_0}\right) = \left(\frac{V_F}{V_{F,0}}\right) \left[1 + \frac{4\pi L_0 V_{F,0}}{A_0^2} \ln\left(\frac{V_F}{V_{F,0}}\right)\right]^{1/2}$$

Introduciendo el término de Arrhenius y la ecuación anterior se llega a:

$$r = \frac{dw_i}{dt} = -k_0 e^{-\frac{E_A}{RT}} c_{H_2O}^n \rho_w w_i [1 + \psi \ln(w_i)]^{1/2}$$

Donde es una constante que relaciona los términos de L_0 , ρ_w y A_0 y w_i hace referencia a la fracción del sólido final y el inicial siendo esta la velocidad de reacción usada más adelante para los modelos de masa y energía [2].

2.4.3 Balances Generales de Masa, Energía y Cantidad de Movimiento

Como se puede apreciar en la Figura 5, se utilizaron coordenadas cilíndricas para los balances generales de masa, energía y cantidad de movimiento, ya que estas permiten representar en gran medida la geometría del reactor de lecho fijo que contiene partículas de cuesco. Como la gasificación considera la fase fluido (gaseosa), el balance de cantidad de movimiento (Momentum) debe ser tenido en cuenta.

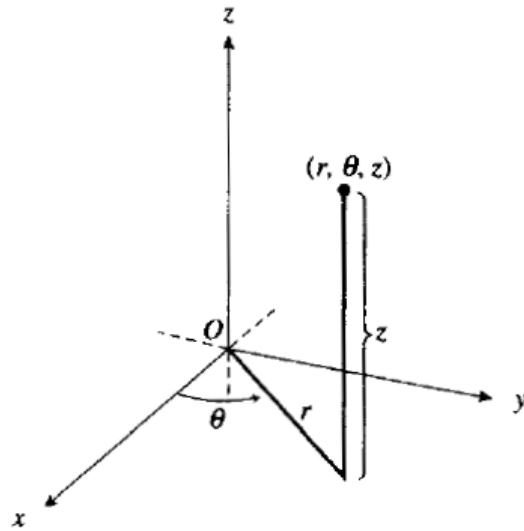


Figura 5. Coordenadas cilíndricas para las ecuaciones de balance (Fuente propia).

2.4.3.1 Continuidad (Masa):

$$\frac{d\rho}{dt} = - \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial \rho v_r}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial \rho v_\theta}{\partial r} + \frac{\partial \rho v_z}{\partial z} \right]$$

2.4.3.2 Energía:

$$\rho c_p \left(\frac{\partial T}{\partial t} + v_r \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial T}{\partial \theta} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = - \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial q_r}{\partial r} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial q_\theta}{\partial r} + \frac{\partial q_z}{\partial z} \right]$$

2.4.3.3 Cantidad de Movimiento (Momentum)

$$\begin{aligned} \rho \frac{d\vec{v}}{dt} = & -\nabla p - \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \tau_{rr}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial \theta} \tau_{\theta r} + \frac{\partial}{\partial z} \tau_{zr} - \frac{\tau_{\theta\theta}}{r} \right) \\ & - \left(\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 \tau_{r\theta}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial \theta} \tau_{\theta\theta} + \frac{\partial}{\partial z} \tau_{z\theta} + \frac{\tau_{\theta r} - \tau_{r\theta}}{r} \right) \\ & - \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \tau_{rz}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial \theta} \tau_{\theta z} + \frac{\partial}{\partial z} \tau_{zz} \right) + \rho \vec{g} \end{aligned}$$

3. Análisis de resultados

Se construyeron dos modelos para el proceso de gasificación de cuesco de palma en un reactor de lecho fijo, con sus ecuaciones pertinentes sujetas a condiciones límite espacio-temporales (iniciales y de frontera), teniendo en cuenta los resultados obtenidos

en los estudios de gasificación del grupo BIOT [5, 2], en cuanto a la caracterización de la materia prima y la cinética de reacción. Se parte de un modelo simple y luego se propone uno un poco más complejo, que difieren en las consideraciones postuladas.

Los modelos presentados son aproximaciones a un posible comportamiento real de los procesos, y como carecen de antecedentes, su comparación solo se podría realizar a partir de datos experimentales. Seguidamente, para cada modelo se presentan las suposiciones con su justificación respectiva que llevan a las ecuaciones planteadas.

3.1. Modelo Simple

3.1.1 Fase sólida

3.1.1.1 Consideraciones

Para el balance de masa, debido a que no se genera transferencia de masa dentro de la partícula (fase sólida), esta es generada por la interacción de la fase gaseosa que se encuentra dentro de los poros del lecho; los términos de transferencia de masa, tanto por convección y dispersión desaparecen; el balance por especie solo depende de la transferencia generada dentro de los poros y de la generación de masa debido a la reacción química.

Mientras que en el balance de energía se tiene en cuenta:

- No hay transferencia de energía en el eje radial por la entrada de gases en dirección axial.
- No hay transferencia de energía por conducción en el eje axial por que la generada por la convección es mucho mayor.
- El sistema es adiabático.

3.1.1.2 Ecuaciones

En la Tabla 6 se presentan las ecuaciones para el proceso de gasificación respecto a la fase sólida.

Tabla 6. Modelo simple para el proceso de gasificación (Fase sólida)

Balance	Ecuación	Condiciones limite
Continuidad (masa)	$\frac{d(c_i)}{dt} = \frac{B_{gs}}{1 - e_p} (c_i^g - c_i^s) - r_A$	Iniciales: $t = 0 \rightarrow c_i = c_i^s$ De frontera: $z = 0 \rightarrow \left. \frac{\partial c^s}{\partial z} \right _{z=0} = 0$

Energía	$\frac{dT}{dt} = -\rho C_p V_z \frac{\partial T^s}{\partial z} + \frac{h_{gs}}{1 - e_b} (T^g - T_{sup}^s)$	<p>Iniciales:</p> $t = 0 \rightarrow T^s = T_0^s$ <p>De frontera:</p> $z = 0 \rightarrow \left. \frac{\partial T^s}{\partial z} \right _{z=0} = 0$
---------	--	--

Fuente: elaboración propia 2017

3.1.2 Fase gaseosa

3.1.2.1 Consideraciones

En tanto que para la *fase gaseosa* se asumió que la única diferencia entre el balance de masa para la fase sólida y la fase gaseosa es debido a la transferencia de masa por convección tanto a la fase sólida, como a la misma fase gaseosa. Las suposiciones para este caso son las siguientes:

- No hay transferencia de masa en la dirección radial, porque la transferencia masa por convección en el eje axial es mucho mayor.
- La partícula va a ser totalmente esférica.
- No hay transferencia de masa por dispersión en la dirección axial porque es muy pequeña respecto a la convectiva.

Para el balance de energía:

- No hay transferencia de energía en el eje radial por la entrada de gases en dirección axial.
- No hay transferencia de energía por conducción en el eje axial porque la generada por la convección es mucho mayor.
- El sistema es adiabático.

Y finalmente, el balance de momentum solo tendrá en cuenta las fuerzas ejercidas por la presión y la gravedad, debido a que la viscosidad de la fase gaseosa es muy pequeña, por lo que no habrá transferencia de cantidad de movimiento en ninguna dirección, debido a los esfuerzos producidos por la viscosidad. Además, debido a que la entrada de gas se da por la dirección axial, la caída de presión en esa dirección es mucho mayor con respecto a las demás direcciones.

3.1.2.2 Ecuaciones

En la Tabla 7 se presenta las ecuaciones para el modelo simple en lo relacionado a la fase gaseosa.

Tabla 7. Modelo simple para el proceso de gasificación (Fase gaseosa).

Balance	Ecuación	Condiciones limite
Continuidad (masa)	$\frac{d(c_i)}{dt} = -\frac{\partial v c_i}{\partial z} + \frac{B_{gs}}{e_b} (c_i^g - c_i^s) - r_A$	Iniciales: $t = 0 \rightarrow c_i = c_{i,0}$ De frontera: $z = 0 \rightarrow c_i = c_{i,en}$ $z = L \rightarrow \left. \frac{\partial v c_i}{\partial z} \right _{z=L} = c_{i,r}$
Energía	$\frac{dT}{dt} = -\rho C_p V_z \frac{\partial T^s}{\partial z} + \frac{h_{gs}}{e_b} (T^g - T_{sup}^s)$	Iniciales: $t = 0 \rightarrow T^g = T_0^g$ De frontera: $z = 0 \rightarrow \left. \frac{\partial T^g}{\partial z} \right _{z=0} = 0$
Cantidad de movimiento	$\rho \frac{d\vec{v}}{dt} = -\frac{\partial p}{\partial z} + \rho \vec{g}$	Iniciales: $t = 0 \rightarrow P = P_0$ De frontera: $z = 0 \rightarrow P = P_{atm}$ $z = L \rightarrow \left. \frac{\partial P}{\partial z} \right _{z=L} = P_L$

Fuente: elaboración propia 2017

3.2. Modelo Complejo

3.2.1 Fase sólida

3.2.1.1 Consideraciones

Para la *fase sólida*, solo hay transferencia de masa por difusión en la dirección radial, debido a que la concentración en la superficie de la partícula es constante. Además, de que en este modelo la fase sólida solo va a tener transferencia de masa por difusión, debido a la fase gaseosa entre los poros de la misma fase sólida, por lo que al no moverse en ninguna dirección solo se va a tener en cuenta la difusión en el eje radial y se pueden eliminar los términos de transferencia de masa por convección. Se tiene en consideración para el balance de masa lo siguiente:

En este modelo la fase sólida solo va a tener transferencia de masa por difusión debido a la fase gaseosa entre los poros de la misma fase sólida, por lo que, al no moverse en ninguna dirección, solo se va a tener en cuenta la difusión en el eje radial y se pueden eliminar los términos de transferencia de masa por convección

- La densidad es constante, no cambia con la temperatura ni con la presión.
- La densidad de la partícula es igual a la concentración del carbonizado.
- No hay transferencia por dispersión en ninguna dirección.

Para el balance de energía solo va a haber transferencia de energía en la dirección radial por conducción, el término de transferencia de energía por convección forzada aparecerá debido a la fase fluida; además de lo anterior:

- Solo hay transferencia de energía por conducción en el eje radial, porque la temperatura en los alrededores de la partícula no cambia sobre la superficie.
- El sistema es isotérmico.
- Hay transferencia de energía por convección en todas las direcciones, debido a la fase fluida.

3.2.1.2 Ecuaciones

Estas se encuentran presentadas en la Tabla 8:

Tabla 8. Modelo complejo para el proceso de gasificación (Fase sólida).

Balance	Ecuación	Condiciones limite
Continuidad (masa)	$\frac{dc}{dt} = D_i \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{\partial c_i}{\partial r} \right) \right]$ $- \left(\frac{\partial v c_i}{\partial z} + \frac{\partial v c_i}{\partial \phi} + \frac{\partial v c_i}{\partial \theta} \right)$ $+ \frac{B_{gs}}{1 - e_b} (c_i^g - c_i^s) + r_i$	Iniciales: $t = 0 \rightarrow c_i^s = c_{i,ent}^s$ De frontera: $r = 0 \rightarrow \left. \frac{\partial c_i^s}{\partial r} \right _{r=0} = 0$ $r = R \rightarrow \left. \frac{\partial c_i^g}{\partial r} \right _{r=R} = c_{i,r}^g$
Energía	$\rho C_p \frac{\partial T}{\partial t} = k \frac{1}{r} \left[\frac{\partial T}{\partial r} + r \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} \right]$ $- \rho C_p V_z \frac{\partial T^G}{\partial z}$ $+ \frac{h_{gs}}{1 - e_b} (T^g - T_{sup}^s)$ $+ q_{rxn}$	Iniciales: $t = 0 \rightarrow T^s = T_0^s$ De frontera: $r = 0 \rightarrow \left. \frac{\partial T^s}{\partial z} \right _{r=0} = 0$ $r = R \rightarrow \left. \frac{\partial T}{\partial r} \right _{r=R} = \rho C_p V_r (T_w)$

Fuente: elaboración propia 2017

3.2.2 Fase gaseosa

3.2.2.1 Consideraciones

Para la fase gaseosa solo hay transferencia de masa por difusión en la dirección radial, debido a que la concentración en la superficie de la partícula es constante. Se asume que:

- La densidad es constante, no cambia con la temperatura ni con la presión.
- La densidad de la partícula es igual a la concentración del carbonizado.
- No hay transferencia por dispersión en ninguna dirección.

Para tener un análisis más detallado se va a realizar el balance sobre una partícula, que está rodeada por una corriente de fluido, la difusión se produce desde el fluido hacia el interior de la partícula solamente en la dirección radial, si la concentración alrededor de la superficie no cambia. En este balance solo se tiene en cuenta la difusión en la dirección radial, pero la transferencia por dispersión se genera en todas las direcciones, debido a la fase fluida y de acuerdo a las suposiciones realizadas, el término de la generación de masa por la reacción es positivo para productos y negativo para reactivos.

Para el balance de energía:

- Solo hay transferencia de energía por conducción en el eje radial, porque la temperatura en los alrededores de la partícula no cambia sobre la superficie.
- El sistema es isotérmico.
- Hay transferencia de energía por convección en todas las direcciones, debido a la fase fluida.

La única diferencia entre la fase sólida y la fase gaseosa es que en este caso el término de porosidad cambia, debido a la fase fluida entre los poros de la partícula con la misma fase fluida alrededor de la partícula, ya que esta es mayor a la producida entre la fase sólida y la fase fluida.

Por último, el balance de cantidad de movimiento o Segunda Ley de Newton, considera, para el Modelo complejo de la fase gaseosa que la viscosidad y la densidad son constantes, asumiendo que los aportes de esfuerzo, presión y gravedad, realizan por completo sobre el elemento de volumen, cuando el observador está fijo en el espacio, teniendo en cuenta que las velocidades en las direcciones radial y angular, son despreciables con respecto a la componente axial. Además, se toma la fase gaseosa como un fluido newtoniano, por lo que el esfuerzo estará gobernado por la Ley de Viscosidad de Newton.

3.2.2.2 Ecuaciones

En la Tabla 9 se pueden apreciar las ecuaciones del modelo complejo para el proceso de gasificación del cuesco de palma, en la fase gaseosa.

Tabla 9. Modelo complejo para el proceso de gasificación (Fase gaseosa). Fuente propia.

Balance	Ecuación	Condiciones limite
Continuidad (masa)	$\frac{dc}{dt} = D_i \left[\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{\partial c_i}{\partial r} \right) - \left(\frac{\partial v c_i}{\partial z} + \frac{\partial v c_i}{\partial \phi} + \frac{\partial v c_i}{\partial \theta} \right) + \frac{B_{gs}}{e_b} (c_i^g - c_i^s) + r_i \right]$	Iniciales: $t = 0 \rightarrow c_i^g = c_{i,ent}^g$ De frontera: $r = 0 \rightarrow \left. \frac{\partial c_i^g}{\partial r} \right _{r=0} = 0$ $r = R \rightarrow \left. \frac{\partial c_i^g}{\partial r} \right _{r=R} = c_{i,r}^g$
Energía	$\rho C_p \frac{\partial T}{\partial t} = k \frac{1}{r} \left[\frac{\partial T}{\partial r} + r \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} \right] + \rho C_p V_z \frac{\partial T^G}{\partial z} + \frac{h_{gs}}{e_b} (T^g - T_{sup}^s) + q_{rxn}$	Iniciales: $t = 0 \rightarrow T^g = T_0^g$ De frontera: $r = 0 \rightarrow \left. \frac{\partial T^g}{\partial z} \right _{r=0} = 0$ $r = R \rightarrow \left. \frac{\partial T}{\partial r} \right _{r=R} = \rho C_p V_r (T_w)$
Cantidad de movimiento	$\rho \frac{d\vec{v}}{dt} = -\frac{\partial P}{\partial z} + \mu \left[\frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} \right) + \left(\frac{\partial^2 v_\theta}{\partial z^2} \right) + \left(\frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \right) \right] + \rho \vec{g}$	Iniciales: $z = 0 \rightarrow v_z = 0$ De frontera: $z = L \rightarrow \tau_{rz} _{z=L} = 0$ $\wedge \left. \frac{\partial^2 v_r}{\partial z^2} \right _{z=L} = 0$

Fuente: elaboración propia 2017

Como se observa en la Figura 6, ya con las ecuaciones planteadas, el siguiente paso consiste en la resolución simultánea para cada sistema de ecuaciones diferenciales, sujeta a las condiciones iniciales y de frontera, para lo cual se debe buscar los diferentes métodos de solución, teniendo en cuenta el orden de la ecuación, para saber si es necesario discretizar y facilitar así la solución. Las diferentes maneras de abordar la discretización, por medio de métodos numéricos, son por diferencias finitas (aproximación de diferenciales a expresiones algebraicas), volúmenes finitos (discretización por volúmenes de control) o elementos finitos (método de aproximación de problemas continuos, que se compone de elementos y nodos). El valor de cada uno los parámetros pueden ser obtenidos experimentalmente o también recurrir a datos de materias primas similares como aserrín, cascarilla de arroz, bagazo de caña, entre otros. La fase final es de acople de las soluciones de las ecuaciones con los datos experimentales, para lo cual el papel del simulador es fundamental, así como el uso de redes neuronales artificiales.

Figura 6. Pasos a seguir



Fuente: elaboración propia 2017

4. Conclusiones

Para la gasificación del cuesco de palma de aceite, la complejidad en el desarrollo de modelos rigurosos estriba en encontrar el valor de los parámetros, para poder dar solución al sistema de ecuaciones diferenciales planteado, para lo que es importante determinarlos, ya sea de forma experimental o por similitud, de la materia prima empleada como otras semejantes de las cuales se conozca información.

Los balances generales de materia, energía y momento a través de las ecuaciones de conservación y transporte intrínsecos al proceso de gasificación, usando elementos de volumen cilíndricos, apoyados por la identificación de consideraciones en cada uno de los dos modelos (simple y complejo), permitió la construcción de modelos matemáticos, que constan de sistemas de ecuaciones sujetos a unas condiciones límite. La solución de los dos modelos propuestos, contiene los perfiles espacio-temporales de concentración, temperatura, velocidad y presión, lo que permite predecir el comportamiento del cuesco de palma de aceite durante la gasificación.

Bibliografía

- [1] FEDEPALMA, «Anuario Estadístico.» 2014.
- [2] A. D. W. M. A. W. & M. F. S. Arami-Niya, «Using granular activated carbon prepared from oil palm shell by ZnCl₂ and physical activation for methane adsorption» *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 89, n° 2, p. 197–203, 2010.
- [3] A. Gómez, S. Rincón y W. Klose, *Carbón Activado de Cuesco de Palma. Estudio de termogravimetría y estructura.*, Kassel: Kassel University Press GmbH., 2010.
- [4] S. Kong, «Biochar from oil palm biomass: A review of its potential and challenges» *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 39, pp. 729-739., 2014.
- [5] M. Awalludin, «An overview of the oil palm industry in Malaysia and its waste utilization through thermochemical conversion, specifically via liquefaction» *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 50, pp. 1469-1484, 2015.
- [6] N. Rebitanim, «Potential applications of wastes from energy generation particularly biochar» *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 21, pp. 694-702., 2013.
- [7] A. Gómez, W. Klose y S. Rincón, *Pirólisis de biomasa: cuesco de palma.*, Kassel, Alemania: Kassel University Press., 2008.
- [8] J. Patiño y H. García, «Modelación de la Gasificación de Biomasa en un Reactor de Lecho Fijo».2004