

MODELADO CFD CINÉTICO DE LA PIRÓLISIS DE RESIDUOS FORESTALES DE LA NORPATAGONIA EN UNIDADES FLUIDIZADAS

KINETIC CFD MODELING OF FOREST RESIDUE PYROLYSIS IN FLUIDIZED BEDS FROM NORTHERN PATAGONIA

Lucas E. Marongiu^a, César Venier^b, Carmen Maturano^c, Cesar Rozas-Formandoy^c,
Gastón G. Fouga^d, Germán Mazza^c, Andrés Reyes-Urrutia^{a,c}

^aUniversidad Nacional del Comahue, Facultad de Ingeniería, B.A. 1400, Neuquén, Argentina

^bInstituto de Física Rosario (IFIR-CONICET), Bv. 27 de Febrero 210, Santa Fe, Argentina

^cInstituto de Investigación y Desarrollo en Ingeniería de Procesos, Biotecnología y Energías Alternativas, PROBIEN (CONICET-Universidad Nacional del Comahue), Neuquén, Argentina

^dComisión Nacional de Energía Atómica, Departamento de Fisicoquímica y Control de Calidad, Complejo Tecnológico Pilcaniyeu, Av. Exequiel Bustillos, km 4.5, Bariloche, Argentina

Palabras clave: Pirólisis rápida, lechos fluidizados, modelado cinético CFD.

Resumen. En este trabajo se estudia la pirólisis rápida de biomasa lignocelulósica de residuos forestales de Bariloche (Argentina) mediante caracterización experimental y modelado CFD en ANSYS Fluent. Se determinaron la composición estructural y el análisis próximo para desarrollar un modelo multifluido cinético que considera la descomposición independiente de celulosa, hemicelulosa y lignina en tar, char y biogás, incluyendo la conversión secundaria de tar. El modelo, validado con datos de la literatura, mostró buena concordancia con las tendencias reportadas para lechos fluidizados. La metodología podría aplicarse al análisis y optimización de otros residuos biomásicos, así como a unidades experimentales de mayor escala.

Keywords: Fast pyrolysis, fluidized beds, CFD kinetic modeling.

Abstract. This study addresses the fast pyrolysis of lignocellulosic biomass from forest residues of Bariloche (Argentina) through experimental characterization and CFD modeling in ANSYS Fluent. The structural composition and proximate analysis were determined to develop a kinetic multifluid model that considers the independent decomposition of cellulose, hemicellulose, and lignin into tar, char, and biogas, including the secondary conversion of tar. The model, validated with data from the literature, showed good agreement with trends reported for fluidized beds. The proposed methodology could be applied to the analysis and optimization of other biomass residues, as well as to experimental units at larger scales.

1 INTRODUCCIÓN

El desarrollo global de la economía se ha sustentado principalmente en la energía derivada del petróleo. Actualmente la extracción convencional de hidrocarburos está disminuyendo y la producción global se mantiene gracias al crecimiento de la extracción no convencional (Ali et al. 2018), que es más cara y provoca un mayor impacto ambiental. Además, en las últimas décadas el consumo de energía ha aumentado, lo que lleva a la necesidad de buscar alternativas para satisfacer esta demanda. En este contexto, la biomasa lignocelulósica podría considerarse una fuente de energía renovable, sostenible y neutra en CO₂, de interés para su uso como biocombustible.

En términos generales, la biomasa lignocelulósica se origina a partir del proceso de fotosíntesis en las plantas, donde la energía solar se convierte en energía química almacenada como materia orgánica biodegradable y renovable. Es la fuente más abundante de material orgánico en la Tierra, con potencial para constituir una fuente de energía sostenible, abundante y disponible en todo el mundo. Este tipo de biomasa se puede obtener de árboles, residuos de madera utilizados en la construcción, residuos de aserraderos y residuos forestales como ramas y hojas caídas en los bosques. Otras fuentes incluyen residuos agrícolas (paja de arroz, tallos de maíz, bagazo de caña de azúcar), residuos de celulosa (desechos sólidos municipales como residuos de fábricas de papel) y otros (Sahay, 2022).

En particular, en la región próxima a la región andino patagónica de las provincias de Neuquén y Río Negro, se generan abundantes residuos de biomasa lignocelulósica a partir de la explotación forestal, con extracciones fundamentalmente de coníferas exóticas, que rondan las 272,1 mil toneladas anuales (Misirlian, 2019).

Entre los procesos de conversión termoquímica disponibles para la biomasa, la pirólisis rápida ha ganado considerable atención debido a su capacidad para transformar biomasa en bioaceite (*bio-oil* o *tar*), biogás y biocarbón (*biochar*) de forma rápida y eficiente. El *bio-oil*, con su alta densidad energética, ofrece potencial como sustituto renovable de los combustibles derivados del petróleo. Se ha analizado exhaustivamente la viabilidad económica de la producción de *tar* y su uso como combustible, convirtiéndose en una solución potencial rentable y amigable con el medio ambiente. En este sentido, su obtención mediante la pirólisis rápida en reactores de lecho fluidizado ha sido objeto de múltiples trabajos disponibles en la bibliografía (Troiano et al. 2023).

En general, el estudio experimental de la pirólisis rápida proporciona información valiosa, pero a menudo resulta extremadamente costoso. Por esta razón, el diseño y la optimización de los reactores se han basado tradicionalmente en correlaciones empíricas y estudios a escala piloto. La fluidodinámica computacional (*Computational Fluid Dynamics* en inglés) es una herramienta poderosa para superar estas limitaciones ya que permiten la simulación de procesos complejos, con transporte de calor y especies, además de reacciones químicas múltiples, lo que facilita la optimización de procesos como la pirólisis de residuos lignocelulósicos estudiada en este trabajo.

2 MATERIALES Y MÉTODOS

2.1 Caracterización de los residuos forestales de la Norpatagonia argentina

En este trabajo se usaron muestras de residuos forestales provistas por el Centro de Investigación y Extensión Forestal Andino Patagónico (CIEFAP), ubicado en la ciudad de San Carlos de Bariloche. Los materiales corresponden a aserrín de pino ponderosa (fuste) y aserrín de álamo de la región cordillerana.

Los residuos se caracterizaron según lo establecido en las normas ASTM para la determinación de los contenidos de humedad, cenizas, carbono fijo. También se cuantificaron los componentes extraíbles con hexano y etanol, y se determinó la composición estructural (lignina, celulosa y hemicelulosa). Los resultados se muestran en la [Tabla 1](#). Para las simulaciones se adoptó una densidad de 400 kg/m^3 y un diámetro de partícula $d_p = 512 \text{ }\mu\text{m}$ para ambos residuos.

Composición lignocelulósica %(p/p)	Aserrín de pino	Aserrín de álamo	Norma ASTM
Celulosa	20,867	30,039	D1103-60
Hemicelulosa	14,450	22,849	D1103-60
Lignina	56,745	38,364	D1106-56
Análisis próximo, %(p/p)			
Cenizas	0,786	1,479	D1102-56
Humedad	5,711	3,958	D1105-06
Carbono fijo	6,800	7,159	D3175-02
Volátiles	86,703	87,404	D1107-96

Tabla 1: Composición lignocelulósica y análisis próximo de los residuos

2.2 Cinética de pirólisis

En este trabajo, se implementó el esquema cinético propuesto por [Xiong et al. \(2013\)](#), el cual consiste en considerar de manera individual a cada componente lignocelulósico (celulosa, hemicelulosa y lignina) experimentando una reacción de activación inicial, seguida de reacciones paralelas que generan por un lado *tar* y por otro biogás y *char*. Adicionalmente, el *tar* puede experimentar una degradación secundaria para producir también biogás. Este esquema cinético se ilustra en la [Figura 1](#). El modelo considera cinéticas de primer orden para todas las reacciones involucradas, cuyas constantes cinéticas son evaluadas mediante la ecuación de Arrhenius. Los parámetros cinéticos se muestran en la [Tabla 2](#), donde A es el factor pre-exponencial, E es la energía de activación y la letra Y, representa a la fracción de *char* generada.

Componentes	Reacción	Y	$A_{ij}(\text{s}^{-1})$	$E_{ij}(\text{J/mol})$
Celulosa	k_{1c}	0,35	$2,8 \times 10^{19}$	$2,424 \times 10^5$
	k_{2c}		$3,28 \times 10^{14}$	$1,965 \times 10^5$
	k_{3c}		$1,3 \times 10^{10}$	$1,505 \times 10^5$
Hemicelulosa	k_{1h}	0,6	$2,1 \times 10^{16}$	$1,867 \times 10^5$
	k_{2h}		$8,75 \times 10^{15}$	$2,024 \times 10^5$
	k_{3h}		$2,6 \times 10^{11}$	$1,457 \times 10^5$
Lignina	k_{1l}	0,75	$9,6 \times 10^8$	$1,076 \times 10^5$
	k_{2l}		$1,5 \times 10^9$	$1,438 \times 10^5$
	k_{3l}		$7,7 \times 10^6$	$1,114 \times 10^5$
Tar	k_4		$4,25 \times 10^6$	$1,08 \times 10^5$

Tabla 2: Parámetros cinéticos

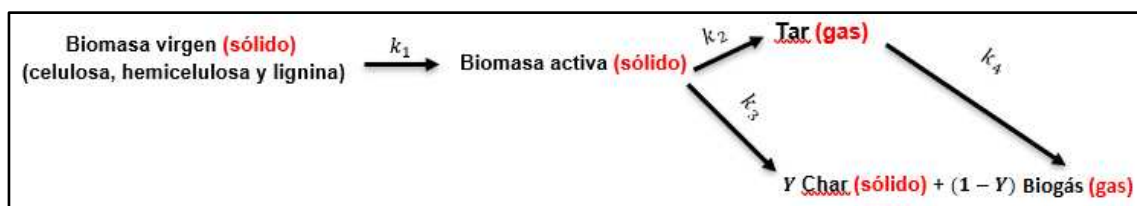


Figura 1: Esquema cinético adoptado para la pirólisis de biomasa

2.3 Ecuaciones constitutivas del modelo de dos fluidos

El modelo CFD planteado se basa en el modelo de dos fluidos (TFM). El sistema en estudio consta de tres fases. Por un lado, una fase gaseosa, conformada por N_2 y el biogás, y, por otro lado, dos fases sólidas, una inerte y la biomasa. El conjunto de ecuaciones para ambos tipos de fase, se enumera a continuación.

La ecuación de continuidad para la fase gas es:

$$\frac{\partial(\epsilon_g \rho_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \vec{u}_g) = R_g \quad (1)$$

donde ρ_g es la densidad de gas, ϵ_g es la fracción volumétrica de gas, \vec{u}_g es la velocidad de gas, y R_g son los términos de transferencia de masa entre fases que, en el caso de estudio, corresponden al biogás generado en la pirólisis.

La ecuación de conservación de cantidad de movimiento para la fase gas es:

$$\frac{\partial(\epsilon_g \rho_g \vec{u}_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \vec{u}_g \vec{u}_g) = \nabla \cdot \vec{\tau}_g - \epsilon_g \nabla p + \sum_{j=1, j \neq g}^M \beta_{gj} (\vec{u}_j - \vec{u}_g) + \epsilon_g \rho_g \vec{g} \quad (2)$$

, β_{gj} es el coeficiente de intercambio de momento entre la fase gaseosa g y una fase sólida j , \vec{g} es el vector de gravedad y \vec{u}_j es el vector velocidad de la fase sólida j . El tensor de tensión del gas, $\vec{\tau}_g$, se expresa como:

$$\vec{\tau}_g = \mu_g (\nabla \vec{u}_g + \nabla \vec{u}_g^T) + \left(\lambda_g - \frac{2}{3} \mu_g \right) (\nabla \cdot \vec{u}_g) \vec{I} \quad (3)$$

donde \vec{I} es el tensor identidad, μ_g es la viscosidad dinámica del gas, λ_g es la viscosidad global del gas. En este trabajo, para la determinación de β_{gj} , se empleó el modelo de arrastre de Gidaspow (1994), ampliamente utilizado en la bibliografía específica de simulación de lechos fluidizados:

$$\beta_{gj} = \frac{3}{4} C_D \frac{\rho_g \epsilon_g \epsilon_j |\vec{u}_g - \vec{u}_j|}{d_j} \epsilon_g^{-2.65} \text{ si } \epsilon_g \geq 0,8 \quad (4)$$

$$\beta_{gj} = 150 \frac{\epsilon_g (1 - \epsilon_g) \mu_g}{\epsilon_g d_j^2} + \frac{7}{4} \frac{\rho_g \epsilon_g |\vec{u}_g - \vec{u}_j|}{d_j} \text{ si } \epsilon_g < 0,8 \quad (5)$$

, donde C_D se calcula como:

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}) \text{ si } Re < 1000 \quad (6)$$

$$C_D = 0.44 \text{ si } Re \geq 1000 \quad (7)$$

$$Re_g = \frac{\rho_g d_j |\vec{u}_g - \vec{u}_j|}{\mu_g} \quad (8)$$

Re_g es el número de Reynolds de una fase sólida j , de diámetro d_j .

La ecuación de conservación de la energía para la fase gas es:

$$\frac{\partial(\epsilon_g \rho_g C_{pg} T_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g C_{pg} T_g \vec{u}_g) = \nabla \cdot \vec{q}_g + \sum_{j=1, j \neq g}^M h_{gj} (T_j - T_g) + \Delta H_g \quad (9)$$

donde T_g , C_{pg} y \vec{q}_g son la temperatura de la fase gaseosa, la capacidad calorífica y el flujo de calor por conducción respectivamente. La ley de Fourier se aplicó al flujo de calor por conducción desde las paredes:

$$\vec{q}_g = \epsilon_g \kappa_g \nabla T_g \quad (10)$$

donde κ_g es la conductividad térmica de la fase gaseosa. h_{gj} es el coeficiente de transferencia de calor entre la fase gas y la fase sólida j y ΔH_g es el calor resultante de las reacciones en fase gas. El coeficiente de transferencia de calor entre la fase gas y la fase sólida j se puede escribir en función de diferentes correlaciones. En este trabajo se utilizó la correlación de [Gunn \(1978\)](#):

$$h_{gj} = \frac{6 \epsilon_j}{\kappa_g} \left[(7 - 10 \epsilon_j + 5 \epsilon_j^2) (1 + 0,7 (Re_g^{0,2} Pr^{0,33}) + 1,33 - 2,4 \epsilon_j + 1,2 \epsilon_j^2) Re_g^{0,7} Pr^{0,33} \right] \quad (11)$$

, donde j es la especie. La ecuación de continuidad para la especie k en la fase gas es:

$$\frac{\partial(\epsilon_g \rho_g Y_{gk})}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g Y_{gk} \vec{u}_g) = R_{gk} \quad (12)$$

, Y_{gk} es la fracción másica de la especie k en la fase gas.

Las ecuaciones de continuidad y de cantidad de movimiento para una fase sólida j son respectivamente:

$$\frac{\partial(\epsilon_j \rho_j)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_j \rho_j \vec{u}_j) = R_j \quad (13)$$

$$\frac{\partial(\epsilon_j \rho_j \vec{u}_j)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_j \rho_j \vec{u}_j \vec{u}_j) = \nabla \tau_j - \epsilon_j \nabla p + \sum_{l=1, l \neq j}^M \beta_{jl} (\vec{u}_l - \vec{u}_j) + \epsilon_j \rho_j \vec{g} \quad (14)$$

β_{jl} representa el intercambio de momento entre la fase j y la fase l , $\vec{\tau}_j$ se expresa como:

$$\vec{\tau}_j = \mu_j (\nabla \cdot \vec{u}_j + \nabla \cdot \vec{u}_j^T) + \left(\lambda_j - \frac{2}{3} \mu_j \right) (\nabla \cdot \vec{u}_j) \vec{I} \quad (15)$$

, μ_j y λ_j son las viscosidades dinámica y aparente del sólido j , respectivamente.

Para bajas fracciones volumétricas de partículas (menores a 0,5) se utiliza el modelo de teoría cinética granular (KTGF, por sus siglas en inglés), basados en la temperatura granular correspondiente (θ_j). El campo de fracciones volumétricas de sólidos se calcula basándose en una ecuación de balance de energía, que debe resolverse antes del modelado del tensor de tensiones del sólido. Esta ecuación fue desarrollada considerando partículas perfectamente esféricas y suponiendo que solo pueden ocurrir colisiones binarias, basándose en los trabajos de [Jenkins y Savage \(1983\)](#) y [Lun et al. \(1984\)](#), para la fase sólida j resulta:

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\rho_j \epsilon_j \theta_j) + \nabla \cdot (\rho_j \epsilon_j \vec{u}_j \theta_j) \right] = (\vec{\tau}_j - p_j \vec{I}) : \nabla \vec{u}_j + \nabla \cdot (\kappa_j \nabla \theta_j) - \gamma_j + J_v + J_s \quad (16)$$

Los parámetros involucrados se definen como:

$$p_j = \rho_j \epsilon_j \theta_j + 2\rho_j \epsilon_j^2 g_{0,j} (1 + e_j) \theta_j \quad (17)$$

$$\mu_j = \frac{4}{5} \epsilon_j^2 \rho_j d_j g_{0,j} (1 + e_j) \sqrt{\frac{\theta_j}{\pi}} + \frac{\epsilon_j d_j \rho_j \sqrt{\pi \theta_j}}{6(3 - e_j)} \left[1 + \frac{2}{5} (1 + e_j) (3e_j - 1) \epsilon_j g_{0,j} \right] \quad (18)$$

$$g_{0,j} = \frac{1}{1 - \left(\frac{\epsilon_j}{\epsilon_{j,\max}} \right)^{(1/3)}} \quad (19)$$

, p_j es la presión del sólido, que representa las contribuciones de tensión normales debido a las colisiones de partículas; γ_j representa la disipación de energía granular debido a colisiones inelásticas; J_v y J_s son las velocidades de transferencia de energía granular entre la fase continua y las partículas; $g_{0,j}$ es la distribución radial, que representa la distancia adimensional entre partículas y e_j es el coeficiente de restitución de la fase j .

Para concentraciones elevadas de sólidos (fracciones volumétricas comprendidas entre 0,5 y 0,63), se adopta la teoría friccional (Johnson y Jackson, 1987; Srivastava y Sundaresan, 2003; Tardos, 1997), siguiendo el enfoque aditivo propuesto por Johnson y Jackson (1987). Para estas condiciones, la presión del sólido se modela introduciendo presión de friccional, dada por:

$$p_j = Fr \frac{(\epsilon_j - \epsilon_{j,\min})^\eta}{(\epsilon_{j,\max} - \epsilon_j)^p} \quad (20)$$

Mientras que la viscosidad friccional del sólido se calcula usando la ecuación propuesta por Schaeffer (1987):

$$\mu_j = 0,5 p_{j,\text{fric}} (I_{2D})^{(-1/2)} \sin(\phi) \quad (21)$$

Este parámetro representa la viscosidad friccional de la fase sólida para condiciones altamente compactadas y su definición se basa en las teorías de la mecánica de suelos y la plasticidad. Generalmente, $\epsilon_{j,\min} = 0,5$ y para concentraciones de sólidos superiores a este valor, la presión y la viscosidad del sólido vienen dadas por la suma de las contribuciones cinética y friccional.

La ecuación de conservación de la energía para cualquier fase sólida j es:

$$\frac{\partial(\epsilon_j \rho_j C_{pj} T_j)}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon_j \rho_j C_{pj} T_j \vec{u}_j) = \nabla \cdot \vec{q}_j + \sum_{l=1, l \neq g}^M h_{lj} (T_l - T_j) + \Delta H_j \quad (22)$$

donde h_{lj} se evalúa utilizando la ya mencionada correlación de Gunn (1978).

2.4 Validación del modelo

Para validar el modelo se utilizaron los resultados experimentales reportados por Montoya *et al.* (2014). Se trata de un lecho fluidizado de 10 cm de diámetro interno (D) y 50 cm de altura total (H). Bagazo de caña de azúcar ($\rho_b = 400 \text{ kg/m}^3$) es alimentada por una entrada lateral a 300 K, con un caudal másico de 2kg/h (m_b) y un diámetro de las partículas de biomasa $d_{\text{biomasa}} = 512 \mu\text{m}$. Inicialmente el sistema está conformado por un lecho de partículas de altura H_a de arena de sílice ($\rho_{\text{arena}} = 2650 \text{ kg/m}^3$, $d_{\text{arena}} = 512 \mu\text{m}$), a la temperatura de operación T , con un factor de empaquetamiento inicial de 0,59. Este lecho es fluidizado con la inyección de nitrógeno gaseoso desde el fondo del lecho, a una velocidad superficial U_{entrada} y a la temperatura de operación. Se estudió la

pirólisis a dos temperaturas de operación, 773 y 823 K. En la [Tabla 3](#), se indica los porcentajes en peso de los componentes estructurales del bagazo de azúcar.

Componente estructural	%(p/p)
Celulosa	0,4355
Hemicelulosa	0,3299
Lignina	0,2176

Tabla 3: Componentes estructurales del bagazo de caña de azúcar ([Montoya et al., 2015](#))

2.5 Configuración numérica y geométrica

Las simulaciones se realizaron en un esquema bidimensional (2D). En primer lugar, se realizó una validación de malla con el objetivo de identificar la configuración más adecuada en términos de tiempo de cómputo y estabilidad de los resultados de las variables representativas del proceso. Las simulaciones se realizaron en régimen transitorio, con esquemas de segundo orden e interpolación lineal para la discretización temporal y de los términos convectivos. El paso de tiempo adoptado para garantizar soluciones numéricas estables fue de 5×10^{-4} s. Durante la validación se evaluaron los valores promediados en el tiempo de la fracción de sólidos, la presión y la velocidad de las partículas a una altura específica. Finalmente, se determinó que celdas cuadradas de 5 mm de arista permitían obtener resultados equivalentes a los obtenidos con celdas más pequeñas de 2,5 mm de arista, con tiempos de cómputo significativamente menores. En la [Figura 2](#), se muestra la geometría 2D usada con sus dimensiones.

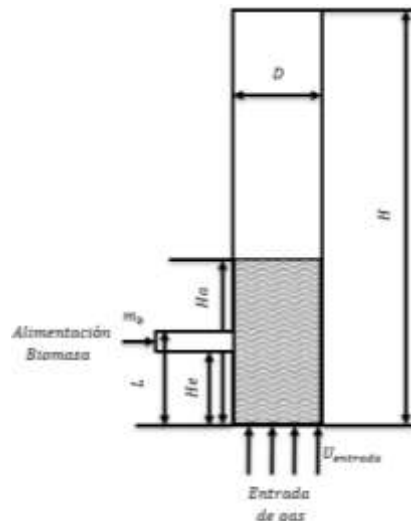


Figura 2. Geometría 2D usada en las simulaciones. $D = 10$ cm; $H = 50$ cm; $H_a = 20$ cm; $L = 5$ cm; $H_e = 2,5$ cm; $U = 0,3$ m/s

3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Como se mencionó, la validación del modelo CFD se realizó con base en el trabajo de [Montoya et al. \(2015\)](#). En la [Figura 3](#) se presentan los resultados obtenidos para la fracción de sólidos al inicio de la fluidización. Desde la condición de lecho fijo, se observa luego el desarrollo de burbujas que en primera instancia tienen forma de “slug” y que posteriormente se distribuyen uniformemente en todo el lecho con tamaño menor.

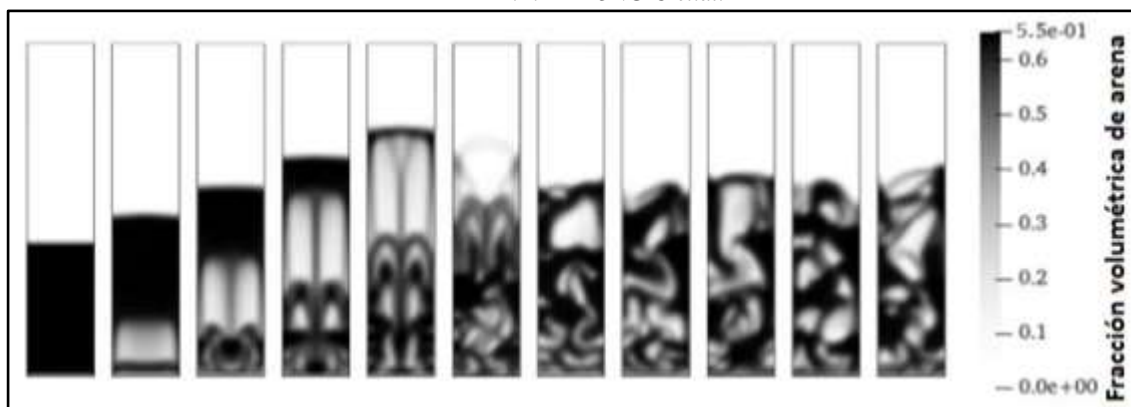


Figura 3. Comienzo del proceso de fluidización usando ANSYS Fluent

En la [Figura 4](#) se muestra la evolución transitoria de los rendimientos de biogás y *tar*. Se puede concluir que se necesita simular 5 segundos del proceso para alcanzar la condición pseudo-estacionaria donde se pueden determinar valores medios de rendimiento de fases.

En la [Figura 5](#), se comparan los rendimientos obtenidos mediante el modelo con los experimentales a 773 y 823 K. Se observa que el modelo tiende a sobreestimar el rendimiento de *tar* y a subestimar el de *char*. Por otro lado, los datos experimentales muestran que, al aumentar la temperatura, los rendimientos de *tar* como de *char* disminuyen, favoreciendo la formación de biogás, lo cual es consistente con el comportamiento esperado en procesos de pirólisis rápida ([Montoya et al., 2015](#)). En cuanto a la simulación, se observa una disminución en la producción de *char* y un incremento en la generación de biogás al elevar la temperatura. Sin embargo, el modelo no logra reflejar una disminución significativa en la producción de *tar*.

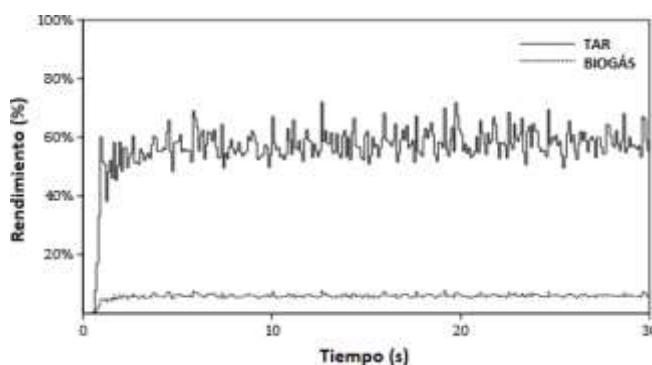


Figura 4. Evolución transitoria del rendimiento de *tar* y biogás

En la [Figura 6](#), se presentan los resultados del modelo para los residuos norpatagónicos álamo y pino, también para dos temperaturas. La composición lignocelulósica del aserrín de pino y de álamo, influye directamente en los rendimientos. La lignina, de mayor presencia en el pino, es un componente resistente a la descomposición y favorece a la formación de *char*. Para ambas temperaturas, el rendimiento de *char* es significativamente mayor para el pino, lo cual está en línea con lo reportado por [Xue et al. \(2012\)](#) y [Montoya et al. \(2015\)](#), quienes concluyeron que biomásas con mayor contenido de lignina producen más *char*.

Por otro lado, el rendimiento de *tar* y biogás es mayor en el caso del álamo, dado que presenta proporciones superiores de celulosa y hemicelulosa. Estos componentes son más reactivos que la lignina y pueden descomponerse a temperaturas relativamente más bajas

durante la pirólisis rápida, por lo que favorecen la producción de gases volátiles, principalmente *tar*.

El efecto de la temperatura se evidencia en una mayor producción de biogás, en detrimento de la producción de *tar*. El resultado del modelo es consistente con los resultados experimentales presentados en los trabajos de Bridgwater (1999), Park et al. (2008), Lira et al. (2013), entre otros.

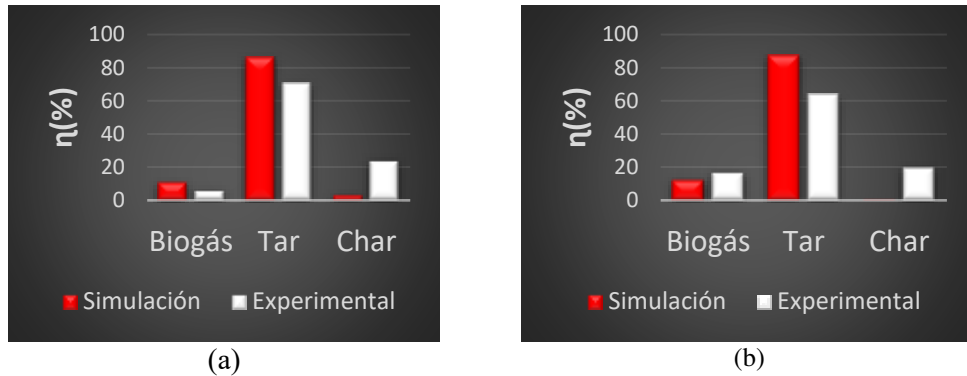


Figura 5. Evolución transitoria del rendimiento de *tar* y biogás. (a) T = 773 K; (b) T = 823 K

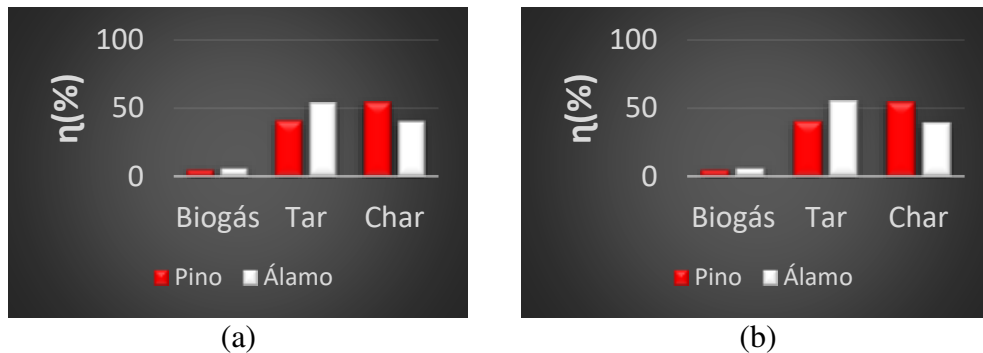


Figura 6. Evolución transitoria del rendimiento de *tar* y biogás para aserrín de pino y álamo (a) T = 773 K; (b) T = 823 K

4 CONCLUSIONES

Se desarrolló un modelo CFD para estudiar la pirólisis de aserrín de pino y álamo generados en la Norpatagonia argentina. El modelo CFD, basado en un enfoque de dos fluidos, se validó con datos experimentales reportado por Montoya et al. (2015). Aunque los rendimientos no fueron numéricamente iguales a los experimentales, las tendencias fueron consistentes en función de la composición del residuo (bagazo de caña de azúcar) y de la temperatura de operación. El modelo validado, generó posteriormente rendimientos esperables para los residuos empleados en función de su composición lignocelulósica. Se concluye que el modelo CFD planteado ofrece un marco metodológico robusto para el estudio de reactores de pirólisis fluidizados fácilmente adaptable a otras geometrías y tipos de residuos lignocelulósicos.

REFERENCIAS

Ali, S.A., Suboyin, A. and Haj, H.B., 2018. Unconventional and conventional oil production impacts on oil price-Lessons learnt with glance to the future. *Journal of Global Economics*, 6(1). <https://doi.org/10.4172/2375-4389.1000286>

- Bridgwater, A., Czernik, S., Diebold, J., Meier, D., Oasmaa, A., Peacocke, C., Piskorz, J. and Radlein, D., 1999. *Fast pyrolysis of biomass: a handbook*. Newbury, UK: CPL Press. [https://doi.org/10.1016/S1364-0321\(99\)00007-6](https://doi.org/10.1016/S1364-0321(99)00007-6)
- Gidaspow, D., 1994. *Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory descriptions*. Boston: Academic Press. ISBN: 9780122824708, 0122824709
- Gunn, D.J., 1978. Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidised beds. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 21(4), pp.467-476. [https://doi.org/10.1016/0017-9310\(78\)90080-7](https://doi.org/10.1016/0017-9310(78)90080-7)
- Jenkins, J.T. and Savage, S.B., 1983. A theory for the rapid flow of identical, smooth, nearly elastic, spherical particles. *Journal of Fluid Mechanics*, 130, pp.187-202. <https://doi.org/10.1017/S0022112083001044>
- Johnson, P.C. and Jackson, R., 1987. Frictional–collisional constitutive relations for granular materials, with application to plane shearing. *Journal of Fluid Mechanics*, 176, pp.67-93. <https://doi.org/10.1017/S0022112087000570>
- Lira, C.S., Berruti, F.M., Palmisano, P., Berruti, F., Briens, C. and Pécora, A.A., 2013. Fast pyrolysis of Amazon tucumã (*Astrocaryum aculeatum*) seeds in a bubbling fluidized bed reactor. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 99, pp.23-31. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2012.11.005>
- Lun, C.K., Savage, S.B., Jeffrey, D.J. and Chepurniy, N., 1984. Kinetic theories for granular flow: inelastic particles in Couette flow and slightly inelastic particles in a general flowfield. *Journal of Fluid Mechanics*, 140, pp.223-256.
- Misirlian, E., 2019. Análisis del complejo foresto industrial maderero en Argentina. *Documentos de Economía Regional y Sectorial*, (66). <https://doi.org/10.1017/S0022112084000586>
- Montoya, J.I., Valdés, C., Chejne, F., Gómez, C.A., Blanco, A., Marrugo, G., Osorio, J., Castillo, J., Aristóbulo, J. and Acero, J., 2015. Bio-oil production from Colombian bagasse by fast pyrolysis in a fluidized bed: An experimental study. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 112, pp.379-387. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2014.11.007>
- Park, H.J., Dong, J.I., Jeon, J.K., Park, Y.K., Yoo, K.S., Kim, S.S., Kim, J. and Kim, S., 2008. Effects of the operating parameters on the production of bio-oil in the fast pyrolysis of Japanese larch. *Chemical Engineering Journal*, 143(1-3), pp.124-132. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2007.12.031>
- Sahay, S., 2022. Chapter 11: Lignin: value addition is key to profitable biomass biorefinery. In: Sahay, S., ed. *Handbook of Biofuels*. Cambridge, MA, USA: Academic Press, pp. 207–232. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-822810-4.00011-7>
- Schaeffer, D.G., 1987. Instability in the evolution equations describing incompressible granular flow. *Journal of Differential Equations*, 66(1), pp.19-50. [https://doi.org/10.1016/0022-0396\(87\)90038-6](https://doi.org/10.1016/0022-0396(87)90038-6)
- Srivastava, A. and Sundaresan, S., 2003. Analysis of a frictional–kinetic model for gas–particle flow. *Powder Technology*, 129(1-3), pp.72-85. [https://doi.org/10.1016/S0032-5910\(02\)00132-8](https://doi.org/10.1016/S0032-5910(02)00132-8)
- Tardos, G.I., 1997. A fluid mechanistic approach to slow, frictional flow of powders. *Powder Technology*, 92(1), pp.61-74. [https://doi.org/10.1016/S0032-5910\(97\)03218-X](https://doi.org/10.1016/S0032-5910(97)03218-X)
- Troiano, M., Ianzito, V., Solimene, R., Ganda, E.T. and Salatino, P., 2023. Modelling fast pyrolysis of biomass in a fluidized bed reactor. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 101(1), pp.110-120. <https://doi.org/10.1002/cjce.24616>
- Xiong, Q., Kong, S.C. and Passalacqua, A., 2013. Development of a generalized numerical framework for simulating biomass fast pyrolysis in fluidized-bed reactors. *Chemical Engineering Science*, 99, pp.305-313. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2013.06.017>
- Xue, Q., Dalluge, D., Heindel, T.J., Fox, R.O. and Brown, R.C., 2012. Experimental validation and CFD modeling study of biomass fast pyrolysis in fluidized-bed reactors. *Fuel*, 97, pp.757-769. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.02.065>