

# Modelado de un reactor de gasificación orientado a diseño integrado de proceso y control<sup>\*</sup>

Luis Santamaría-Padilla<sup>\*</sup> Angeles Rodríguez-Cortés<sup>\*</sup>  
Luis Alvarez-Icaza<sup>\*</sup> Jesús Alvarez<sup>\*\*</sup>

<sup>\*</sup> Universidad Nacional Autónoma de México, Instituto de Ingeniería,  
Ciudad de México, C.P.04510, México

<sup>\*\*</sup> Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa, Departamento de  
Ingeniería de Procesos e Hidráulica, Ciudad de México, C.P.09340,  
México

Resumen: Motivados por la necesidad de desarrollar una metodología integrada de operación adaptada a demanda, monitoreo y control, en este trabajo se aborda el problema de modelar de manera eficiente y confiable la relación entre dos entradas de control (flujos de biomasa y aire), salidas medidas (temperaturas para estimación y control) y salidas no medidas asociadas a índices de desempeño (potencia y rendimiento energético) de un reactor de gasificación espacialmente distribuido. El modelo en ecuaciones diferenciales parciales se discretiza mediante diferencias finitas y se elige el número mínimo de etapas que se requiere para describir el comportamiento experimental a la luz de incertidumbres paramétricas y experimentales. Se calcula el mapa de salida para la potencia y el rendimiento energético en función de las entradas. Con base en este modelo entrada-estado salida no lineal dinámico, se determinan las combinaciones de entradas que maximizan potencia y rendimiento, identificando un compromiso fundamental entre estos dos índices de desempeño. Se discuten implicaciones para estrategias de control y estimación.

*Palabras clave:* Reactor de gasificación, Configuración Imbert, Modelado, Reactor continuo de tanque agitado, Mapeo entrada-salida

## 1. INTRODUCCIÓN

La gasificación es un proceso químico que transforma una fuente de carbono en combustible gaseoso (por lo general, gas de síntesis) (Basu, 2006); una fuente posible es la biomasa, que se considera como aquel material orgánico no fosilizado y biodegradable procedente de plantas, animales y microorganismos, que incluye productos, subproductos, residuos y desechos de la agricultura, silvicultura e industrias conexas, así como las fracciones orgánicas no fosilizadas y biodegradables de los residuos industriales y municipales (de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático, 2005).

Para llevar a cabo el proceso de gasificación se requiere que la biomasa entre en contacto con un medio oxidante y agentes gasificantes; el medio oxidante es aquel que tiene el potencial de oxidar a la materia en reacción, puede ser  $O_2$  puro o aire; los principales agentes gasificantes son  $CO_2$ ,  $H_2O$  y  $H_2$ , estos se generan de manera auto regulada a partir de las reacciones químicas del proceso.

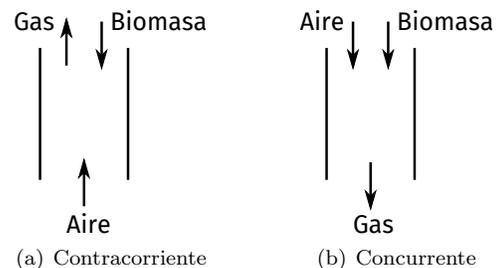


Figura 1. Clasificación de gasificadores en función de dirección de flujos

El gas de síntesis se constituye principalmente de  $CH_4$ ,  $H_2O$ ,  $H_2$ ,  $CO$  y  $CO_2$ , es comúnmente utilizado como combustible para la generación de energía térmica o eléctrica a partir de procesos secundarios.

Un gasificador es un reactor tubular en el cual se llevan a cabo los procesos de secado, pirólisis, combustión y gasificación. Existen varias clasificaciones de los gasificadores, debidas a la posición en el reactor de las entradas: aire y biomasa, y la salida principal: gas de síntesis; o al estado de fluidización del lecho (mezcla de estado sólido y gas) (Basu, 2006). En la clasificación debida al flujo másico, existen dos tipos principales (Reed y Das, 1988):

<sup>\*</sup> Investigación patrocinada por el proyecto UNAM-PAPIIT IN109316. Luis Alvarez-Icaza (alvar@pumas.unam.mx) autor para correspondencia.

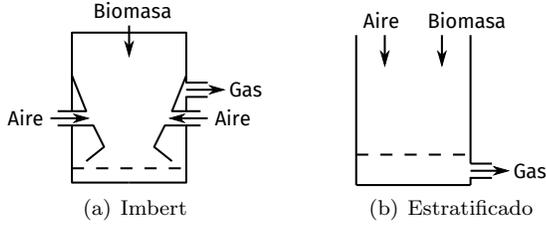


Figura 2. Gasificadores de flujos concurrentes

- Contracorriente: la biomasa se alimenta por la parte superior y el aire entra desde el fondo. El gas de síntesis sale por la parte superior, acompañado de una gran cantidad de alquitranes y humedad, Fig. 1(a).
- Concurrentes: la biomasa y el aire fluyen en la misma dirección, hacia el fondo del reactor. El gas de síntesis que se obtiene tiene un bajo contenido de alquitranes, debido a que éstos se consumen al avanzar por el reactor, Fig. 1(b).

Dentro de la clasificación debida al tipo de fluidización del lecho se tiene: el lecho fijo o empacado, fluidizado burbujeante, turbulento, rápido y de transporte. En este trabajo se hará énfasis en el lecho fijo o empacado, el cual se refiere a un lecho estacionario de partículas que residen sobre una rejilla, a través de la cual los gases fluyen; cuando esto ocurre se ejerce una fuerza de arrastre en las partículas causando una caída de presión a través del lecho.

En los gasificadores de lecho fijo existen dos configuraciones principales: la estratificada y la Imbert (Bhavanam y Sastry, 2011); la diferencia radica en que para la primera, la alimentación de biomasa y aire es en la parte superior del reactor y la sección transversal es constante, mientras que para la segunda, el aire se introduce en una zona donde existe un cambio en la geometría interna del reactor; en la Fig. 2 se muestran ambas configuraciones.

Este artículo se enfoca en el estudio de reactores de flujos concurrentes de lecho fijo o empacado en configuración Imbert. Teniendo como punto de partida metodológico resultados previos en modelado de bajo orden de reactores de gasificación (Badillo-Hernandez et al., 2013; Badillo, 2014; Santamaria-Padilla et al., 2016), en el presente trabajo se completan dichos modelos con salidas de interés: potencia y rendimiento energético; de igual forma se estudia el comportamiento entrada-estado-salida, considerando los flujos de aire y biomasa como entradas. Específicamente, el objetivo es caracterizar el mapa estático entrada-salida en términos de invertibilidad monovaluada y robusta, como un medio para definir y valorar factibilidad estática de una cierta demanda del par de salida potencia-rendimiento, como un paso hacia la solución del problema más general de inversión dinámica (asociado a diseño de transiciones a lazo abierto o cerrado entre estados estacionarios diferentes). El entendimiento y solución de este problema es importante para la generación de energía eléctrica bajo demanda variable. Por lo anterior, la pregunta que se busca resolver en este

trabajo es: ¿Existe factibilidad estática y existencia de invertibilidad monovaluada del mapa entrada-salida?

La estructura del trabajo es la siguiente: en la sección 2 se describen brevemente los modelos existentes de bajo orden para representar eficiente y confiablemente el comportamiento de gasificadores, y se establece el enfoque de modelado a seguir; de igual forma se presenta el sistema de gasificación de estudio y la instrumentación con que cuenta. En la sección 3 se presentan los resultados experimentales registrados al operar el sistema de gasificación bajo dos escenarios distintos: *i*) demanda del gas de síntesis debida a un arreglo de ventiladores y *ii*) su uso en un motor de combustión interna; se complementa la sección con resultados de simulación obtenidos del modelo propuesto, bajo diferentes condiciones de operación, los cuales permiten generar un mapa entrada-salida para la potencia generada y una tabla de rendimiento para cada condición. En la sección 4 se retoman los resultados de la sección 3, para discutirlos y determinar las propiedades básicas del mapa entrada-salida. Finalmente, en la sección 5 se presentan las conclusiones obtenidas a partir de lo expuesto en el trabajo.

## 2. ANTECEDENTES

### 2.1 Modelos matemáticos de gasificadores

En el trabajo de Patra y Sheth (2015) se presenta una revisión del estado del arte sobre modelos de gasificadores de biomasa de flujos concurrentes, donde se resalta que los principales son los de equilibrio termodinámico, redes neuronales artificiales (RNA), dinámica de fluidos computacional (DFC) y de combinación de transporte y cinética. La mayoría de ellos parten de ecuaciones diferenciales parciales (EDP) de conservación de masa y energía para representar la naturaleza distribuida del gasificador. Para resolver estas ecuaciones es necesario discretizar al sistema por métodos de diferencias finitas o elemento finito, lo que generalmente produce un gran número de ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO) mal condicionadas, pues poseen gran rigidez numérica y una alta sensibilidad paramétrica (Badillo, 2014).

Los modelos de transporte y cinética han sido ampliamente utilizados para tratar de reproducir el comportamiento de gasificadores en condiciones nominales de operación, en particular para reactores de flujos concurrentes se tienen los trabajos de Di Blasi (2000), Shwe (2004) y Gobel et al. (2007), por citar a algunos; en estos trabajos se realizan discretizaciones por diferencias finitas en dirección axial obteniendo entre 7,000-11,000 EDOs, que representan los balances de masa y energía, y que se obtienen de la ecuación de transporte generalizada (Bird et al., 1960)

$$\underbrace{\partial_t \varphi_\pi}_{\text{Almacenamiento}} = \underbrace{-\partial_Z \cdot u_\pi \varphi_\pi}_{\text{Convección}} + \underbrace{(\partial_Z \cdot D_\pi \partial_Z \varphi_\pi)}_{\text{Dispersión}} + \underbrace{S_\pi(\varphi_\pi, \mathbf{r})}_{\text{Generación}} \quad (1)$$

donde:  $\varphi$  es la propiedad que se conserva por unidad de volumen,  $\varphi = \rho$  para balance de masa,  $\varphi = \rho C_p T$  para balance de energía;  $u_\pi$  es la velocidad del flujo convectivo en el estado  $\pi$ : sólido o gas ( $s, g$ );  $D$  es el coeficiente de transporte por dispersión;  $S$  es el término fuente

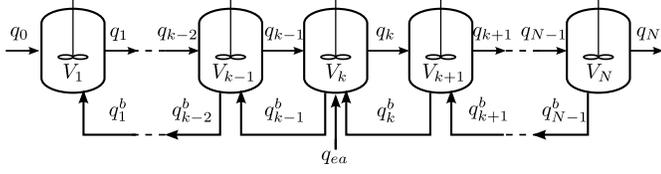


Figura 3. Tren de  $N$ -RCTAs

generalizado y  $\mathbf{r}$  es el vector tridimensional del sistema de coordenadas espaciales, para el caso de reactores tubulares y considerando sólo dirección axial se tiene que  $\mathbf{r} = (Z, 0, 0)$ .

Las discretizaciones realizadas en los trabajos antes mencionados tienen, como se mencionó, un gran número de EDOs, lo que dificulta el análisis del sistema para aplicaciones de diseño de equipo y para técnicas de monitoreo y control basadas en modelos. Por lo anterior, el trabajo de Badillo (2014) consistió en reducir el orden del modelo de un gasificador, en particular uno estratificado, capturando la dinámica no lineal característica del sistema, siguiendo el enfoque de modelado clásico de ingeniería de reactores químicos (Deans y Lapidus, 1960; Levenspiel, 1962); se representa al sistema mediante un tren de  $N$  reactores continuos de tanque agitado (RCTA) con retromezclado, a partir de suposiciones de estado cuasiestacionario en la dinámica de los gases, equilibrio térmico entre fases y discretización en dirección axial por diferencias finitas. Con ello, se consigue representar el punto de operación de ignición reportado en Di Blasi (2000) (7,000 EDOs) utilizando 3 RCTAs con un total de 9 EDOs (Badillo-Hernandez et al., 2013).

Para el caso de reactores en configuración Imbert, los trabajos de Simone et al. (2013), Masmoudi et al. (2014) y Yucl y Hastaoglu (2016) abordan el problema siguiendo la misma línea que Di Blasi y Branca (2013) para un gasificador estratificado con entrada secundaria de aire, obteniendo representaciones de 5,984 – 147,000 EDOs. El trabajo de Santamaria-Padilla et al. (2016) consistió en aplicar la metodología de modelado desarrollada por Badillo (2014) a la configuración Imbert, considerando que en algún tanque intermedio del tren de  $N$  RCTAs se tiene la entrada de aire  $q_{ea}$  como se muestra en la Fig. 3, en ella  $q_k^b$  son flujos hacia atrás o de retromezclado donde se concentran los fenómenos de transporte dispersivos,  $q_k$  son flujos hacia adelante que involucran fenómenos de transporte convectivos y una aportación de dispersivos,  $V_k$  es el volumen de cada tanque. Una forma general y compacta de ver al gasificador es mediante el sistema algebraico diferencial (2)

$$\begin{aligned} \dot{\mathbf{x}}_k &= f_k(\mathbf{x}_1, \dots, \mathbf{x}_k, \mathbf{x}_{k+1}, \mathbf{z}_{k-1}, \mathbf{z}_k, \mathbf{z}_{k+1}, \mathbf{u}_s, \mathbf{u}_g) \\ \mathbf{z}_k &= g_k(\mathbf{x}_1, \dots, \mathbf{x}_k, \mathbf{x}_{k+1}, \mathbf{u}_s, \mathbf{u}_g) \end{aligned} \quad (2)$$

$$\mathbf{x}_i = [\rho_{B,i} \ \rho_{C,i} \ T_i]^T, \quad i = 1, \dots, k, \xi, \dots, N$$

$$\mathbf{z}_i = [C_{O_2,i} \ C_{H_2,i} \ C_{CO,i} \ C_{CO_2,i} \ C_{CH_4,i} \ C_{T,i} \ v_{s,i} \ v_{g,i}]^T$$

$$\mathbf{u}_s = [T_{B0} \ \dot{m}_B]^T$$

$$\mathbf{u}_g = [T_{A0} \ \dot{m}_A]^T$$

donde:  $\mathbf{x}_i$  son los estados lentos (densidad de biomasa y carbonizado,  $\rho_B, \rho_C$  y temperatura del lecho  $T$ );  $\mathbf{z}_i$  son los

Tabla 1. Características del gasificador de 10kW y requerimientos de la biomasa

Rango de potencia de salida	2 – 10kW
Consumo de biomasa	160 – 320 kg/día
Rango de flujo de gas	5 – 27 m <sup>3</sup> /hr
Tamaño de partícula	1.27 – 3.81 cm

estados rápidos (concentración de los gases C, velocidad de sólidos y del gas  $v_s, v_g$ );  $\xi$  es el tanque en el cual entra el aire;  $\mathbf{u}_s$  es la alimentación de biomasa (temperatura de la biomasa a la entrada  $T_{B0}$  y gasto másico  $\dot{m}_B$ );  $\mathbf{u}_g$  es la alimentación de aire (temperatura del aire entrante  $T_{A0}$  y gasto másico  $\dot{m}_A$ );  $f_i, g_i$  son funciones no lineales de los estados lentos y rápidos, respectivamente;  $N$  es el número de tanques, que a partir de resultados de Kramers y Alberda (1953) y Hlavacek et al. (1999) se puede encontrar entre

$$\frac{Pe}{2} \leq N \leq \frac{L}{d_p} \quad (3)$$

donde  $Pe$  es el número de Peclet,  $L$  es la longitud total del reactor y  $d_p$  es el tamaño de partícula. Con lo anterior el número de EDOs utilizadas para representar el gasificador es  $M = 3 \times N$ .

## 2.2 Descripción del sistema experimental de estudio

El sistema de gasificación con que cuenta el Instituto de Ingeniería es el GEK APL-PP10 de la empresa ALL Power Labs, la Tabla 1 lista las principales características que proporciona el fabricante, así como recomendaciones básicas de la biomasa a utilizar. El reactor es de flujos concurrentes en configuración Imbert. Se encuentra instrumentado en su interior con 10 termopares tipo K etiquetados como  $T_1 - T_{10}$ , ubicados en 10.5, 18.5, 26.5, 33.5, 38.5, 43.5, 48.5, 53.5, 62 y 75 cm, respectivamente, medidos desde la cima del reactor, distribuidos como se muestra en la Fig. 4 y otro a la salida del reactor ( $T_{gout}$ ); hay dos puntos de medición de presión diferencial, referidos a la presión ambiental, uno dentro del reactor antes de la zona de combustión ( $P_{cmb}$ ) y otro a la salida del reactor ( $P_{reac}$ ).

## 3. RESULTADOS

Los modelos utilizados convencionalmente, parten del conocimiento de los flujos de entrada al reactor, así como de las condiciones de frontera e iniciales, generalmente las simulaciones se hacen para representar un punto nominal de operación partiendo de un punto cercano y manteniendo los flujos de entrada constantes (Masmoudi et al., 2014; Pérez et al., 2014), mientras que para simular la transición de una condición de operación a otra, se varían los flujos de forma tal que los resultados de la simulación se ajusten a las trayectorias registradas experimentalmente (Simone et al., 2013; Di Blasi y Branca, 2013; Yucl y Hastaoglu, 2016). En ambos casos sólo se presta atención a los perfiles espaciales y/o temporales de temperatura y composición del gas de síntesis, comparando que se ajusten a los datos experimentales, pero dejando de lado el análisis del gasto de gas de síntesis.

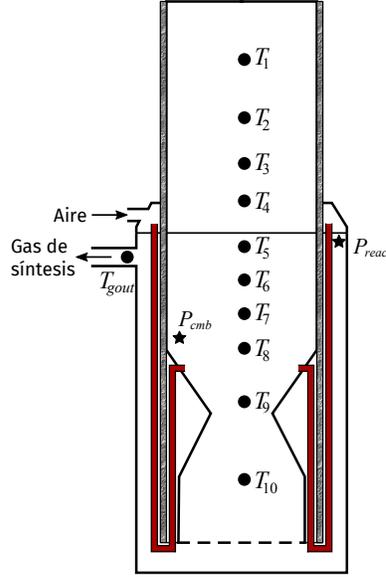


Figura 4. Instrumentación del reactor

Sin embargo, la aplicación que demanda el uso del gas de síntesis es la que dicta el comportamiento de los flujos de entrada de biomasa y aire, pero este hecho no está reflejado en los modelos disponibles. Por ello en esta sección primero se presentan resultados experimentales del gasificador, para evidenciar como la demanda del gas de síntesis modifica la condición de operación del reactor; posteriormente se muestran resultados de simulación partiendo del modelo (2), calibrado en Santamaria-Padilla et al. (2016), para generar diferentes condiciones de operación y establecer la relación existente entre el consumo del gas de síntesis y los flujos de aire y biomasa entrantes.

### 3.1 Resultados experimentales

En la Fig. 5 se presentan los datos obtenidos experimentalmente al operar el sistema de gasificación GEK APL-PP10 utilizando chips de madera, desde el encendido del reactor hasta que alcanza una condición de operación. En los primeros instantes de operación la demanda del gas de síntesis es forzada mediante un arreglo de ventiladores, mientras que cuando aparece la línea verde en las gráficas de presión, se está suministrando el gas a un motor de combustión interna. Para el caso de gráficas de temperatura, es posible observar que las mediciones en los termopares  $T_1 - T_8$  poseen una gran variación, mientras el reactor va encendiendo, sin alcanzar un estado estacionario; por otra parte, al suministrar el gas de síntesis al motor y dejando pasar un cierto tiempo, las temperaturas en todo el reactor tienden a un valor determinado, alcanzando una condición de operación. Si se observan las gráficas de presión, es posible observar que, en general, cuando no se ha encendido el motor, la presión vacuométrica en  $P_{reac}$  y  $P_{cmb}$  se mantienen constantes con valores de aproximadamente  $-1$  y  $-0.4$  kPa, respectivamente; una vez que el motor se enciende, la demanda del gas de síntesis aumenta y un efecto visible es el cambio en  $P_{reac}$  que llega a tener valores de  $-2$  a  $-3$  kPa, mientras que  $P_{comb}$  se mantiene prácticamente

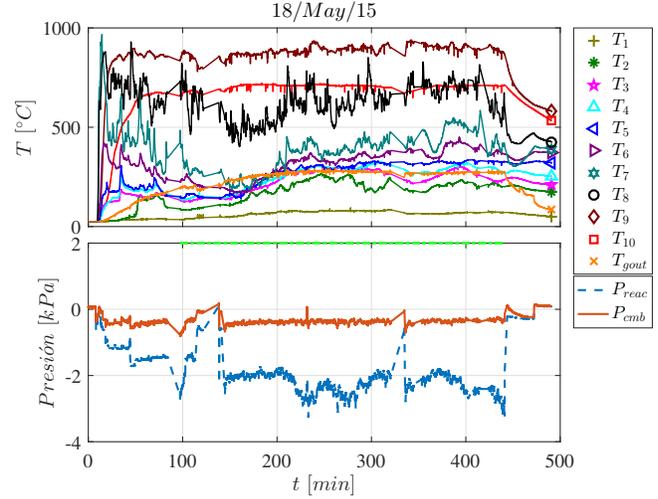


Figura 5. Registro experimental de temperatura y presión, línea verde indica motor encendido

constante. Cabe mencionar que durante la operación del reactor, el flujo de aire entrante se debe a los cambios de presión dentro del reactor que permiten la apertura de una válvula check, de igual forma el suministro de biomasa se da de forma tal que el reactor se mantiene siempre lleno. Por lo anterior es posible notar que dichos flujos se auto-regulan y dependen de la demanda del gas de síntesis producido en el reactor, por lo que su valor no es constante y depende del uso que se le dé al gas de síntesis.

### 3.2 Resultados de simulación

Para poder contar con diferentes condiciones de operación se realizaron simulaciones utilizando el modelo de  $N$ -RCTA, con las consideraciones y parámetros de cinética química utilizados en Santamaria-Padilla et al. (2016), se ha demostrado que este modelo describe el comportamiento en estado estacionario del reactor del GEK APL-PP10 a la luz de incertidumbres paramétricas y experimentales. Se simuló el comportamiento en estado estacionario del gasificador Imbert utilizando 13 RCTAs, eligiendo como entradas el flujo de biomasa  $\dot{m}_B$  y la relación aire/biomasa  $W_{a/b} = \dot{m}_A/\dot{m}_B$ , y las salidas  $P_{sg}$  y  $\sigma = P_{sg}/\dot{m}_B$ , la potencia y rendimiento (relación potencia-biomasa), respectivamente, del sistema de gasificación. Para el propósito del presente estudio, reescribiremos el modelo del gasificador en forma compacta, con las nuevas entradas y salidas, obteniendo

$$\begin{aligned}
 \dot{\mathbf{x}} &= \mathcal{F}(\mathbf{x}, \mathcal{U}) \\
 \mathbf{z} &= \mathcal{G}(\mathbf{x}, \mathcal{U}) \\
 \mathbf{y} &= h(\mathbf{x}, \mathbf{z}, \mathcal{U}) = [P_{sg} \ \sigma]^T \\
 \mathcal{U} &= [\dot{m}_B \ W_{a/b}]^T
 \end{aligned} \tag{4}$$

Para el cálculo de la potencia del sistema de gasificación  $P_{sg}$ , se consideró que el gas de síntesis se utiliza en un motor de combustión interna con eficiencia  $\eta_{MCI} = 20\%$ , acoplado a un generador eléctrico con eficiencia  $\eta_{ME} = 90\%$  y que  $30\%$  de la energía del gas de síntesis se

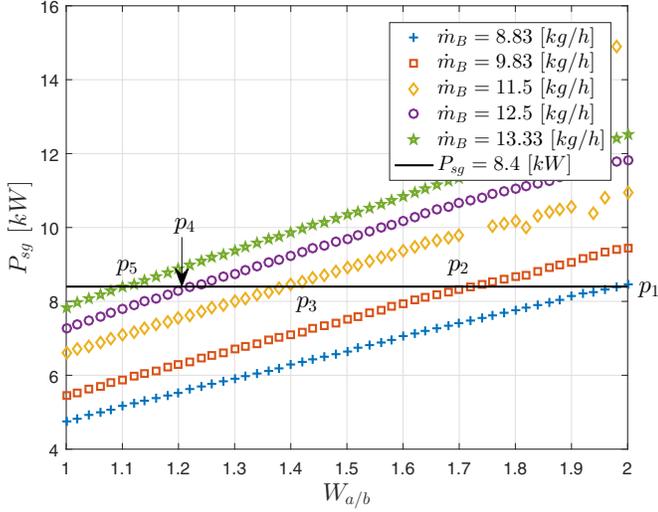


Figura 6. Potencia resultante para diferentes relaciones aire/biomasa

usa en intercambiadores de calor o se pierde a su paso por las tuberías, es decir sólo se aprovecha el 70% de la energía contenida en el gas  $\eta_p = 70\%$ . La Fig. 6 resume los resultados de las simulaciones, cada marca en la misma representa una simulación distinta que llegó a estado estacionario. La relación aire-biomasa  $W_{a/b}$  está en el eje de las abscisas, mientras que la potencia  $P_{sg}$  se representa en el de las ordenadas. Para poder visualizar los resultados, solamente se usaron cinco valores distintos para el flujo de biomasa, que se distinguen por el tipo y color de la marca. Finalmente, para propósitos de referencia, se incluyó una línea horizontal que representa una potencia de  $8.4\text{kW}$ , que corresponde al 84% de la potencia eléctrica máxima que puede producir el equipo experimental. Así, la potencia del sistema de gasificación se obtiene de

$$P_{sg} = q_{gs} PCI_{gs} \eta_{MCI} \eta_{ME} \eta_p \quad (5)$$

donde  $q_{gs}$  es el flujo volumétrico del gas de síntesis a la salida del reactor;  $PCI_{gs}$  es el poder calórico inferior del gas de síntesis, que a su vez está definido por

$$PCI_{gs} = \sum_i PCI_i X_i \quad (6)$$

donde  $PCI_i$  es el poder calórico del compuesto  $i$ ;  $X_i$  es la fracción molar del compuesto  $i = H_2, CO, CH_4$ .

En la Fig. 6 es posible observar que para diferentes flujos de biomasa se tiene un comportamiento creciente de  $P_{sg}$  al incrementar  $W_{a/b}$ , de igual forma se aprecia que para producir la misma potencia  $P_{sg} = 8.4\text{kW}$  (línea sólida horizontal) existe una solución diferente para cada valor de  $\dot{m}_B$ . Las soluciones están etiquetadas en la Fig. 6 como  $p_1$ - $p_5$ .

La Tabla 2 muestra los datos correspondientes a las dos entradas y el rendimiento para los cinco puntos  $p_i$ , se incluye una columna adicional con el valor del poder calórico  $PCI_{gs}$  en cada uno de ellos. Se ha considerado, adicionalmente, que el gas de síntesis entra al motor de combustión interna a una temperatura de  $70^\circ\text{C}$ . En la Tabla se puede notar que  $\dot{m}_B$  y  $W_{a/b}$  tienen comporta-

Tabla 2. Características de puntos de operación para producir  $8.4\text{kW}$  con gas de síntesis a  $70^\circ\text{C}$

$i$	$\dot{m}_{B,i}$	$W_{a/b}$	$\sigma$ [kJ/kg]	$PCI_i$ [MJ/m <sup>3</sup> ]
$p_1$	8.8333	2.0000	5.3201	6.6799
$p_2$	9.8333	1.7200	4.7469	6.6672
$p_3$	11.5000	1.4000	4.0808	6.6204
$p_4$	12.5000	1.2400	3.7640	6.6021
$p_5$	13.3333	1.1200	3.5323	6.5887

Tabla 3. Composición del gas de síntesis, flujo volumétrico y temperatura a la salida del reactor

$i$	%X $H_2$	%X $CO$	%X $CH_4$	$q_{gs}$ [m <sup>3</sup> /s]	$T_{sg,i}$
$p_1$	0.1725	0.2276	0.0163	25.3263	668.8011
$p_2$	0.1816	0.2146	0.0178	25.2041	661.9878
$p_3$	0.1896	0.1996	0.0197	25.5184	654.9746
$p_4$	0.1935	0.1930	0.0204	25.6557	630.6069
$p_5$	0.1962	0.1886	0.0208	25.7338	640.6868

mientos opuestos, pues al crecer  $\dot{m}_B$ ,  $W_{a/b}$  disminuye. El rendimiento  $\sigma$  tiene un comportamiento similar al de  $W_{a/b}$ ,  $\sigma$  disminuye al disminuir  $W_{a/b}$ . De los datos mostrados en la Tabla 2, se concluye que el mejor punto de operación para obtener  $P_{sg} = 8.4\text{kW}$  es  $p_1$ , punto que está en la frontera de los valores considerados en la simulación para  $W_{a/b}$  y que posee el mayor rendimiento de los puntos mostrados. También resulta conveniente señalar que el poder calórico  $PCI_{gs}$  en los diferentes puntos de operación  $p_i$  es muy similar, esto se complementa con los datos de la Tabla 3, que muestra la composición del gas de síntesis en los cinco puntos bajo estudio, la temperatura a la que sale el gas de síntesis y su flujo volumétrico. Es la combinación de estos la que produce que  $PCI_{gs}$  sea muy similar en los puntos de operación mostrados.

#### 4. DISCUSIÓN

Los resultados obtenidos mediante simulación evidencian, desde el punto de vista entrada salida, algunos hechos interesantes.

- Los perfiles mostrados en la Fig. 6 muestran un comportamiento monótonicamente creciente de la potencia  $P_{sg}$  frente a la relación aire-biomasa  $W_{a/b}$ .
- La disposición de las curvas de nivel para el flujo de biomasa  $\dot{m}_B$  también sigue un orden, aunque en este caso monótonicamente decreciente.

Estos resultados nos llevan a concluir que el mapa entrada-salida del sistema entrada-estado-salida (4) es estáticamente invertible, lo que indica que dadas las condiciones deseadas en las variables de salida, será posible determinar unívocamente los valores de las entradas con-signa o *set points* que los producen, esto es

$$\begin{aligned} 0 &= \mathcal{F}(\bar{\mathbf{x}}, \bar{\mathbf{U}}) \\ \bar{\mathbf{z}} &= \mathcal{G}(\bar{\mathbf{x}}, \bar{\mathbf{U}}) \\ \bar{\mathbf{y}} &= h(\bar{\mathbf{x}}, \bar{\mathbf{z}}, \bar{\mathbf{U}}) \end{aligned} \quad (7)$$

Realizando la manipulación algebraica correspondiente, es posible calcular las entradas  $\bar{\mathbf{U}}$  a partir de las salidas  $\bar{\mathbf{y}}$  mediante una función  $\Psi$

$$\bar{U} = \Psi(\bar{y}) \quad (8)$$

donde  $\bar{(\cdot)}$  son los valores de los vectores en estado estacionario. El hecho de que la solución óptima, para los casos bajo estudio, esté en una frontera y que el valor de la relación aire-biomasa obtenido  $W_{a/b} = 2$  sea mayor al recomendado por el fabricante  $W_{a/b} = 1.5$ , deja abiertas cuestiones importantes relacionadas con la seguridad de la operación que deberán ser analizadas más cuidadosamente. Tampoco quedan resueltas las cuestiones de robustez de los puntos de operación, en relación con su comportamiento dinámico y la posible cercanía a puntos de bifurcación que reduzcan el tamaño de las regiones de atracción y compliquen por ello el diseño de los esquemas de control. Finalmente, es necesario hacer análisis de detectabilidad completo para las salidas elegidas, paso necesario para el diseño de esquemas de estimación y control.

El mapa estático permite calcular las entradas nominales en función de la demanda potencia-rendimiento. La extensión de la noción de inversión estática a su variante dinámica, en un estudio futuro permitirá el diseño de transiciones suaves, rápidas y con esfuerzo razonable de control entre dos pares de potencia rendimiento.

## 5. CONCLUSION

Se caracterizó el mapa entrada-salida para un reactor de gasificación de biomasa en configuración Imbert, considerando como entradas el flujo de aire y biomasa y como salidas la potencia producida y el rendimiento. A partir de un modelo de bajo orden, calibrado con datos experimentales, se realizó un conjunto amplio de simulaciones que permitió construir parcialmente este mapa entrada-salida. Con resultados de simulación se estableció que el mapa entrada-salida es estáticamente monovaluado y robustamente invertible. Como trabajo futuro queda determinar la invertibilidad global del mapa-entrada salida, el análisis de detectabilidad de las salidas y la solución del problema de inversión dinámica. Con los resultados aquí presentados y los aportados por el trabajo futuro, será posible determinar los puntos de operación, *set points*, que correspondan con valores deseados de la salida, así como el diseño de transiciones suaves entre distintos puntos de operación.

El hecho de que los valores de mayor rendimiento para el caso bajo estudio se hayan encontrado en la frontera del espacio explorado, plantea explorar el problema de optimización para determinar si es posible diseñar leyes de control robustas en estas condiciones.

## REFERENCIAS

Badillo, U. (2014). *Modelado, Observación y Control de Reactores de Gasificación*. Tesis de doctorado, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería UNAM.

Badillo-Hernandez, U., Alvarez-Icaza, L., y Alvarez, J. (2013). Model design of a class of moving-bed tubular gasification reactors. *Chemical Engineering Science*, 101, 674–685.

Basu, P. (2006). *Combustion and gasification in fluidized beds*. CRC press.

Bhavanam, A. y Sastry, R. (2011). Biomass gasification processes in downdraft fixed bed reactors: a review. *International Journal of Chemical Engineering and Applications*, 2(6), 425–433.

Bird, R.B., Stewart, W.E., y Lightfoot, E.N. (1960). *Transport phenomena*. Madison, USA.

de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático, C.M. (2005). Cmnucc, 2005. CMNUCC Memory.

Deans, H. y Lapidus, L. (1960). A computational model for predicting and correlating the behavior of fixed-bed reactors: I. derivation of model for nonreactive systems. *AIChE Journal*, 6(4), 656–663.

Di Blasi, C. y Branca, C. (2013). Modeling a stratified downdraft wood gasifier with primary and secondary air entry. *Fuel*, 104, 847–860.

Di Blasi, C. (2000). Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chemical engineering science*, 55(15), 2931–2944.

Gobel, B., Henriksen, U., Jensen, T.K., Qvale, B., y Houbak, N. (2007). The development of a computer model for a fixed bed gasifier and its use for optimization and control. *Bioresource Technology*, 98(10), 2043–2052.

Hlavacek, V., Puszynski, J.A., Viljoen, H.J., y Gatica, J.E. (1999). Model reactors and their design equations. *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*.

Kramers, H. y Alberda, G. (1953). Frequency response analysis of continuous flow systems. *Chemical Engineering Science*, 2(4), 173–181.

Levenspiel, O. (1962). *Chemical Reaction Engineering. An Introduction to the Design of Chemical Reactors*. New York, London.

Masmoudi, M.A., Sahraoui, M., Grioui, N., y Halouani, K. (2014). 2-D Modeling of thermo-kinetics coupled with heat and mass transfer in the reduction zone of a fixed bed downdraft biomass gasifier. *Renewable Energy*, 66, 288–298.

Patra, T.K. y Sheth, P.N. (2015). Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 50, 583–593.

Pérez, J.F., Melgar, A., y Tinaut, F.V. (2014). Modeling of fixed bed downdraft biomass gasification: Application on lab-scale and industrial reactors. *International Journal of Energy Research*, 38(3), 319–338.

Reed, T. y Das, A. (1988). *Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems*. Biomass Energy Foundation.

Santamaria-Padilla, L., Alvarez-Icaza, L., y Alvarez, J. (2016). Modelado con validación experimental de un gasificador de biomasa. In *Memorias del Congreso Nacional de Control Automático, Querétaro, Querétaro, México*, 19–23.

Shwe, S.H. (2004). A theoretical and experimental study on a stratified downdraft biomass gasifier.

Simone, M., Nicolella, C., y Tognotti, L. (2013). Numerical and experimental investigation of downdraft gasification of woody residues. *Bioresource technology*, 133, 92–101.

Yucel, O. y Hastaoglu, M.A. (2016). Kinetic modeling and simulation of throated downdraft gasifier. *Fuel Processing Technology*, 144, 145–154.