

Estimación de Estado y Control de un Gasificador de Carbón en Lecho Fluidizado Presurizado

H. Botero*, H. Alvarez, L. Gómez

Grupo de Investigación en Procesos Dinámicos - Kalman. Facultad de Minas. Universidad Nacional de Colombia

Resumen

El número de fluidización (N_f) indica la calidad de la fluidización de un lecho fluidizado, por lo tanto es una variable importante pero difícil, sino imposible, de medir directamente. En este trabajo se propone una estructura de estimación de estado y control del N_f para un gasificador de carbón en lecho fluidizado. La estructura de estimación se basa en un modelo del proceso, ecuaciones complementarias y la combinación de estimadores de estado clásicos, lo cual permite reconstruir el N_f con la información de otras variables directamente medibles. Con base en el estimador diseñado se proponen lazos de control realimentado para el N_f y para la concentración de hidrógeno. El esquema completo se prueba mediante simulación ante cambios en los parámetros del modelo, las entradas al proceso y las referencias de los controladores generando resultados totalmente satisfactorios. *Copyright © 2013 CEA. Publicado por Elsevier España, S.L. Todos los derechos reservados.*

Palabras Clave:

Modelamiento, Observabilidad, Estimadores, Observadores, Control de procesos.

1. Introducción

En los últimos años ha aumentado el uso de gasificadores de carbón en lecho fluidizado (GCLF) con el fin de aprovechar de manera más eficiente y racional los combustibles fósiles. La gasificación del carbón permite transformar el carbón particulado en un gas menos contaminante, como el hidrógeno, el cual puede ser aprovechado como combustible o como insumo para sintetizar otros productos químicos (White et al., 2006). En el caso de aprovechar el gas como combustible, éste alimenta una turbina de gas, la cual a su vez está acoplada a un generador eléctrico, con el fin de producir energía eléctrica con menor carga contaminante de CO_2 y CO y asegurar un mejor aprovechamiento de las fuentes de carbón disponibles (DeMicco et al., 2010). El hidrógeno también puede ser utilizado en pilas de combustible, con lo cual se obtiene un rendimiento mayor (Pukrushpan et al., 2005). Sin embargo, el monitoreo y control de una planta de GCLF no es una tarea simple, debido a la poca disponibilidad de sensores para todas las variables de interés.

Adicionalmente, el modelamiento de los GCLF no es simple porque existe mucha complejidad en los fenómenos

que ocurren al interior del mismo y su evolución dinámica depende mucho de las condiciones de operación. De hecho, no se tienen modelos generales de gasificadores sino modelos propuestos para cada planta particular (Yang, 2003). Las incertidumbres más grandes que presentan estos modelos se concentran en el desconocimiento de las cinéticas exactas que describen las reacciones químicas y en la poca información de las perturbaciones que afectan el comportamiento. Para complicar más la situación, muchas de estas perturbaciones pueden producir condiciones de operación peligrosas.

Para intentar resolver estos problemas, varios autores han trabajado en el modelamiento de gasificadores (Surasani et al., 2011; Cornejo and Farías, 2011), mientras que otros han propuesto el control de algunas variables importantes (como temperatura, presión, flujo de gases) tal que se logren las condiciones seguras necesarias al interior del lecho fluidizado (Geldart, 1973; Kunii and Levenspiel, 1991; Ocampo et al., 2003; Yang, 2003). Sin embargo, el control automático de la calidad de la fluidización del GCLF es un tema que aún no ha sido abordado en la literatura, principalmente porque la medición directa de esa calidad es imposible de implementar.

Para salvar este obstáculo, en la literatura se han planteado algunos indicadores de la calidad de la fluidización (Gallucci and Gibilaro, 2005; Gyure and Clough, 1987; Wee et al., 2008). Sin embargo, la medición en línea de estos indicadores no es sencilla porque dependen de variables para las cuales no

* Autor en correspondencia.

Correos electrónicos: hbotero@unal.edu.co (H. Botero), hidalvarez@unal.edu.co (H. Alvarez), limage@unal.edu.co (L. Gómez)

siempre se dispone de sensores adecuados y que trabajen en línea.

Una variable que sí indica de manera inequívoca la calidad de la fluidización es el número de fluidización (N_f). Este número es una cantidad adimensional, que relaciona la velocidad a la cual se alimenta el gas o el líquido de fluidización (V_g), con la velocidad mínima que necesita el material sólido particulado para alcanzar un estado de fluidización mínima en el medio (V_{mf}), es decir $N_f = V_g/V_{mf}$. Dicho número es el que garantiza que el lecho en el gasificador se encuentra *fluidizado*, siempre y cuando sea mayor que uno (1,0). Sin embargo, para medir el N_f se deben medir la V_g y la V_{mf} ; la primera velocidad se puede medir directamente por medio de medidores de flujo típicos como placa orificio, Venturi o Coriolis, pero la segunda es una variable no medible, ya que depende de condiciones particulares al interior del lecho y puede cambiar de manera dinámica. Varios autores han tratado de deducir expresiones para la V_{mf} con la idea de encontrar una que permita un acercamiento al control del lecho. Sin embargo, no se reporta como respuesta un valor, sino un intervalo de valores para la V_{mf} de acuerdo a las condiciones específicas del lecho (Geldart, 1973). No obstante, se sabe que la V_{mf} cambia considerablemente con algunas variables como la temperatura, la presión, el tamaño de las partículas, las propiedades del gas que se utiliza para fluidizar, las propiedades del sólido que se fluidiza y las propiedades de la fluidización misma.

Otros autores han reportado algunos intentos para determinar la V_{mf} a través de sensores virtuales basados en modelo (SVBM) (Rodríguez et al., 2002; Sutton and Chen, 2008), pero las soluciones obtenidas son muy particulares, lo que deja un campo abierto para la investigación en estimadores de estado que brinden un valor del N_f que pueda utilizarse para efectos de control.

En este sentido, este trabajo propone una estructura de estimación de estado para un modelo de gasificador de carbón en lecho fluidizado presurizado, con el objetivo de estimar el número de fluidización, algunas concentraciones difíciles de medir y algunas cinéticas de reacción. La estructura de estimación se basa en ecuaciones dinámicas y estáticas que rigen el comportamiento del proceso y en la combinación de estimadores clásicos. La estructura de estimación permite diseñar de forma independiente un observador de estado, para las variables importantes, y un estimador de parámetros, para las cinéticas importantes, con lo cual se simplifica el cálculo de las ganancias que ellos requieren.

La información del estimador de estado diseñado es utilizada para cerrar lazos de control PID clásicos y lograr el control de la calidad de la fluidización (indicada por el N_f) y otras variables de interés, especialmente la concentración de hidrógeno. La estructura de estimación y control propuesta se prueba mediante simulación ante cambios en los parámetros del modelo, las entradas al proceso y las referencias de los controladores generando resultados totalmente satisfactorios.

El trabajo está organizado de la siguiente forma: en la segunda y tercera sección se da una breve descripción del proceso de gasificación de carbón y del modelo matemático del mismo. En la cuarta sección se diseñan los observadores

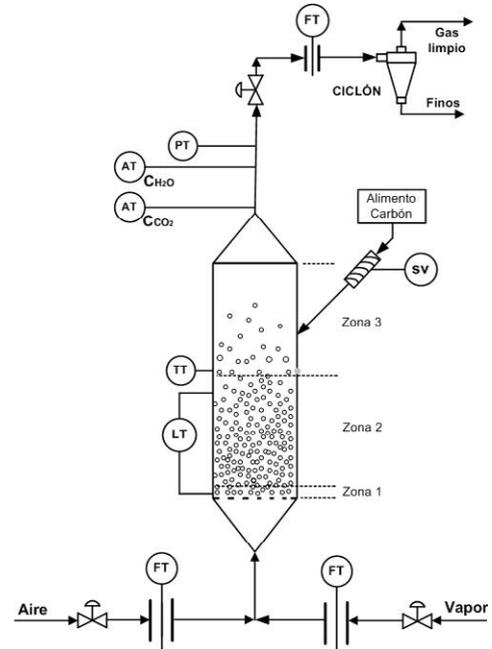


Figura 1: Esquema del gasificador de carbón en lecho fluidizado

de estado y estimadores de parámetros para el GCLF. En la quinta sección se explica la estructura de control y estimación propuesta y se muestran los resultados de simulación de la misma. Finalmente, en la sexta sección se consignan las conclusiones del trabajo.

2. Descripción del Gasificador de Carbón en Lecho Fluidizado (GCLF)

El gasificador en el cual se basa este trabajo consiste en una planta piloto ubicada en la Universidad Nacional de Colombia - Sede Medellín (Chejne et al., 2011). En dicha planta pueden iniciarse, mantenerse y controlarse reacciones de gasificación en lecho fluidizado presurizado de carbón particulado, por medio de la acción de una mezcla aire/vapor de agua. Un GCLF de este tipo se diseña para trabajar con reacciones químicas heterogéneas (sólido - gas), en las cuales se requiere un estrecho contacto entre fases, con el fin de bajar la resistencia a la transferencia de masa y lograr una velocidad de reacción global más alta. Un diagrama que representa el GCLF de la planta piloto se muestra en la Figura 1.

Básicamente, el gasificador es un tubo cilíndrico con tres ductos: uno lateral para la entrada de carbón, uno inferior para la entrada del gas fluidizante y otro superior para la salida del gas aprovechable. Por el ducto lateral se carga y alimenta permanentemente carbón particulado. Por el ducto inferior se alimenta una corriente de gases (mezcla de aire/vapor de agua), la cual pasa a través de una placa con agujeros que permite distribuir uniformemente la mezcla a través de toda el área transversal del cilindro (zona 1). Cuando se logra cierta velocidad de alimentación de la mezcla aire/vapor, la fuerza de arrastre ejercida por este gas se hace igual al peso de los sólidos

contenidos en el cilindro, causando que éstos se mantengan suspendidos en el gas, conformando lo que se conoce como *lecho fluidizado*.

Los gases aprovechables pasan de la zona de gasificación (zona 2) al *freeboard* (zona 3), que consiste en una sección del cilindro la cual se encuentra por encima del lecho fluidizado y que sirve para impedir que el material sólido del lecho sea fácilmente arrastrado hacia afuera por la corriente gaseosa que sale. Los gases aprovechables salen por el ducto superior del gasificador para su posterior utilización en un ciclo combinado de generación de energía eléctrica.

Los pocos sólidos que quedan reducidos a cenizas se aglomeran y caen en canales ubicados en el fondo del reactor, para luego ser evacuados, con el fin de que no haya acumulación de éstos en la zona de fluidización y afecten la conversión. En algunos casos se tienen sólidos que reducen significativamente su tamaño y por lo tanto no caen en el fondo del reactor, sino que son arrastrados por los gases y salen por la parte superior del gasificador. Por lo tanto, se utilizan ciclones a la salida del gasificador para prevenir que estos sólidos volátiles salgan mezclados con los gases aprovechables.

A continuación se describe un modelo del GCLF el cual permite diseñar estimadores para el N_f .

3. Modelo del gasificador de carbón

Un modelo matemático para el GCLF de la planta piloto ha sido obtenido en un trabajo previo (Calderón, 2009). En el trabajo citado se aplicó de manera sistemática y ordenada una metodología para obtener dicho modelo (Alvarez et al., 2009). En el presente trabajo se retomó y aprovechó el mismo, y se realizaron algunas modificaciones y mejoras para lograr estimar el *número de fluidización*.

Para obtener el modelo, se considera que la zona de gasificación trabaja en estado de lecho fluidizado burbujeante. En esta condición de operación el gasificador se modela como un reactor de tanque agitado en continuo (CSTR). Esta decisión se fundamentó en los resultados presentados en la literatura, los cuales indican que los lechos fluidizados pueden ser considerados como un intermedio entre flujo pistón y CSTR (Kunii and Levenspiel, 1991), con tendencia a CSTR cuando el N_f es suficientemente alto.

3.1. Mecanismos de reacción del gasificador de carbón

Las principales reacciones químicas que se llevan a cabo en la zona de fluidización son (Yan et al., 1999):



Las tres reacciones representan respectivamente la gasificación del carbón con vapor de agua, la gasificación del carbón con dióxido de carbono, y el equilibrio entre los reactivos y los productos principales del proceso.

Los mecanismos de reacción (cinéticas de reacción) que se reportan en la literatura especializada para las ecuaciones (1) a (3) son respectivamente:

$$r_{RXN18} = k_{18}C_{char}P_{H_2O} \quad (4)$$

$$r_{RXN19} = k_{19}C_{char}P_{CO_2} \quad (5)$$

$$r_{RXN20} = k_{20}P_{H_2O}P_{CO} \quad (6)$$

$$r_{RXN20'} = k_{20'}P_{H_2}P_{CO_2} \quad (7)$$

donde k_i representa la constante cinética de cada reacción la cual se supone tipo Arrhenius de la forma:

$$k_i = k_0 e^{-\left(\frac{E}{RT}\right)} \quad (8)$$

donde k_0 es el factor de colisión en s^{-1} , E es la energía de activación en $kJ.mol^{-1}$, R es la constante universal de los gases en $kJ.(mol.K)^{-1}$, y T es la temperatura del lecho en K . Adicionalmente, C_{char} es la concentración de carbón que se fluidiza (al cual se le llama 'char') en $mol.m^{-3}$, y P_i representa la presión parcial de cada componente i .

3.2. Suposiciones

Las principales suposiciones que tiene el modelo son:

- El gasificador tiene tres zonas principales: zona 1, de combustión y desvolatilización, ubicada en el fondo del reactor; zona 2, de lecho fluidizado, ubicada en el medio del reactor; zona 3, de *freeboard*, ubicada en la parte superior del reactor.
- Las reacciones de combustión de la zona 1 son instantáneas y el volumen de esta zona es despreciable. No hay acumulación de material en la zona 1, por lo tanto las ecuaciones que describen el proceso en esta zona son algebraicas.
- Todas las corrientes que abandonan la zona 1 se encuentran a la temperatura de alimentación del carbón, lo cual sigue el lineamiento clásico de las propiedades de estado en termodinámica.
- La zona 2 se modela como un CSTR.
- Todas las especies de la zona 2 se suponen perfectamente mezcladas y en estado gaseoso, como en un CSTR.

- Los cambios volumétricos totales en la zona 2 debido a cambios en el número de moles gaseosas son despreciables.
- El flujo volumétrico de salida y entrada es igual en la zona 2, a pesar de considerar los cambios de presión y temperatura.
- La porosidad del lecho de la zona 2 es constante si el N_f no se aleja mucho de un punto de operación.
- La capacidad calorífica a volumen constante en la zona 2 es constante.
- Los gases en el lecho se comportan como gases reales, pero modelados con la ecuación de gas ideal y factor de compresibilidad.
- Los gases alcanzan un punto de equilibrio térmico antes de abandonar el lecho fluidizado.
- En la zona 3 no se producen reacciones porque se encuentra libre de material carbonaceo.

3.3. Balances del gasificador de carbón

Con base en el conocimiento de las reacciones químicas y las suposiciones, es posible obtener un balance de material para cada componente, en el cual se supone que todas las especies que participan son gases. La anterior suposición implica que el flujo volumétrico de entrada es igual al flujo volumétrico de salida, corregidos únicamente para los cambios que se presenten en la temperatura y en la presión. Adicional a estos balances, se realiza un balance de energía para obtener la dinámica de la temperatura, una diferenciación de la ecuación de los gases ideales para obtener la dinámica de la presión, y un balance de masa total para obtener la dinámica de la altura del lecho. Los resultados se muestran en las ecuaciones (9) a (18):

$$\dot{C}_{char} = \frac{1}{V_{lecho}} (F_{char-1}^M - F_{total-salida}^V C_{char} - r_{RXN18} - r_{RXN19}) \quad (9)$$

$$\dot{C}_{H_2O} = \frac{1}{V_{lecho}} (F_{H_2O-1}^M - F_{total-salida}^V C_{H_2O} - r_{RXN18} - r_{RXN20} + r_{RXN20'}) \quad (10)$$

$$\dot{C}_{CO_2} = \frac{1}{V_{lecho}} (F_{CO_2-1}^M - F_{total-salida}^V C_{CO_2} - r_{RXN19} + r_{RXN20} - r_{RXN20'}) \quad (11)$$

$$\dot{C}_{CO} = \frac{1}{V_{lecho}} (F_{CO-1}^M - F_{total-salida}^V C_{CO} + r_{RXN18} + 2r_{RXN19} - r_{RXN20} + r_{RXN20'}) \quad (12)$$

$$\dot{C}_{H_2} = \frac{1}{V_{lecho}} (F_{H_2-1}^M - F_{total-salida}^V C_{H_2} + r_{RXN18} + r_{RXN20} - r_{RXN20'}) \quad (13)$$

$$\dot{C}_{N_2} = \frac{1}{V_{lecho}} (F_{N_2-1}^M - F_{total-salida}^V C_{N_2}) \quad (14)$$

$$\dot{C}_{cenizas} = \frac{1}{V_{lecho}} (F_{cenizas-1}^M - F_{total-salida}^V C_{cenizas}) \quad (15)$$

$$\begin{aligned} \dot{T} = & [-F_{total-salida}^V (\sum_{componentes} C_{pi} C_i) (T - T_{carbon-in}) \\ & - \sum_{i=18}^{20} (r_{RXNi} \Delta H_i) + \dot{Q}_{salida-1} \\ & - UA(T_{pared} - T_{ambiente})] \frac{1}{C_{V_{lecho}} m_{lecho}} \end{aligned} \quad (16)$$

$$\begin{aligned} \dot{P}_{reactor} = & \frac{RT}{V_{lecho}} [F_{total-in-gases}^M - F_{total-out-gases}^M + \sum_{i=18}^{19} (r_{RXNi})] \\ & + \frac{P_{reactor}}{T} \dot{T} \end{aligned} \quad (17)$$

$$\begin{aligned} \dot{h} = & \frac{1 - \epsilon}{A_{transversal} \rho_{solidos}} [(F_{char-1} - F_{char} - r_{RXN18} - r_{RXN19}) \frac{M_{char}}{1000} + \\ & (F_{cenizas-1} - F_{cenizas}) \frac{M_{cenizas}}{1000}] \end{aligned} \quad (18)$$

El listado de variables y parámetros se ilustra en la Tabla 1. Los parámetros del gasificador utilizados se pueden consultar en (Calderón, 2009).

Con base en el modelo presentado y en las suposiciones se realizó una validación del modelo, comparando los datos del mismo con datos extraídos de la literatura, y los resultados fueron satisfactorios para un punto de operación estacionario. Los resultados se muestran en la Tabla 2.

El ajuste en los valores utilizados para la validación no es exacto porque el modelo tiene incertidumbre en la estructura de las cinéticas y en las constantes de las mismas. Además, debido a la incertidumbre en la cantidad de vapor de ambos casos, es posible que el modelo aumente el cálculo de las pérdidas de calor al medio ambiente. Sin embargo, las respuestas en el tiempo de cada una de las variables del modelo tienden razonablemente a valores esperados y por lo tanto el modelo representa de manera adecuada el fenómeno de gasificación de carbón en lecho fluidizado.

3.4. Ecuaciones constitutivas necesarias para el estimador del Número de Fluidización N_f

Con las ecuaciones (1) a (18) no se tiene suficiente información para calcular el N_f , ya que ésta variable no aparece en ninguna de ellas. Por lo tanto, fue necesario encontrar un esquema que permitiera calcular la velocidad de mínima

Tabla 1: Nomenclatura.

Símbolo	Nombre	Unidad SI
F_{i-1}^M	Flujo molar de entrada al lecho de cada uno de los componentes i	$mol.s^{-1}$
C_i	Concentración del componente i al interior del lecho fluidizado	$mol.m^{-3}$
$F_{total-salida}^V$	Flujo volumétrico total de salida del lecho	$mol.s^{-1}$
V_{lecho}	Volumen del lecho	m^3
T	Temperatura del lecho fluidizado	K
C_{pi}	Capacidad calorífica de cada componente	$kJ.(mol.K)^{-1}$
$T_{carbon-in}$	Temperatura de entrada del carbón	K
ΔH_i	Calores de reacción	$kJ.mol^{-1}$
$\dot{Q}_{salida-1}$	Flujo de calor que entra al lecho fluidizado	$kJ.kg^{-1}$
U	Coeficiente global de convección de calor	$kW.(m^2.K)^{-1}$
A	Área de transferencia de calor	m^2
T_{pared}	Temperatura de la pared externa del reactor	K
$T_{ambiente}$	Temperatura ambiente	K
C_{Vlecho}	Capacidad calorífica del lecho	$kJ.(kg.K)^{-1}$
m_{lecho}	Masa del lecho	kg
$P_{reactor}$	Presión del reactor	atm
$F_{total-in-gases}^M$	Número total de moles que ingresan al lecho	$mol.s^{-1}$
$F_{total-out-gases}^M$	Número total de moles que salen de lecho	$mol.s^{-1}$
ϵ	Porosidad del lecho	<i>Adimensional</i>
$A_{transversal}$	Área de la sección transversal del reactor	m^2
$\rho_{solidos}$	Densidad de los sólidos	$kg.m^{-3}$
F_{char-1}	Flujo de char que ingresa al lecho	$mol.s^{-1}$
F_{char}	Flujo de char que sale del lecho	$mol.s^{-1}$
M_{char}	Peso molecular del char	$g.mol^{-1}$
$F_{cenizas-1}$	Flujo de cenizas que ingresa al lecho	$mol.s^{-1}$
$F_{cenizas}$	Flujo de cenizas que sale del lecho	$mol.s^{-1}$
$M_{cenizas}$	Peso molecular de las cenizas	$g.mol^{-1}$
r_{RXNi}	Representa la cinética de reacción i	

fluidización y el número de fluidización desde las ecuaciones de balance. Para ello se utilizó una correlación muy aceptada para fluidización en alta presión (Chiester et al., 1984):

$$R_{e_{mf}} = (28,7^2 + 0,0494A_r)^{0,5} - 28,7 \quad (19)$$

Tabla 2: Datos de validación del modelo del GCLF

Parámetro	Referencia (Lopera, 2008)	Simulador
$T(K)$	1223	1207
$P(kPa)$	790	784
$F_{aire}(Nm^3.h^{-1})$	7.65	7.65
$F_{vapor}(kg.h^{-1})$	3.76	7.2
$F_{carbon}(kg.h^{-1})$	4	4
$H_2O/carbon$	1.8	1.8
$O_2/carbon$	0.5	0.5
$\%MolarCO$	11.8	15
$\%MolarH_2$	21.11	12
$\%MolarCO_2$	16	19

donde $R_{e_{mf}}$ es el número Reynolds de mínima fluidización y A_r es el número de Arquímedes, ambos números están definidos respectivamente como:

$$R_{e_{mf}} = \frac{\rho_g d_p V_{mf}}{\mu_g} \quad (20)$$

$$A_r = \frac{d_p^3 g \rho_g (\rho_p - \rho_g)}{\mu_g^2} \quad (21)$$

donde ρ_g es la densidad del gas en $g.cm^{-3}$, ρ_p es la densidad de la partícula de carbón en $g.cm^{-3}$, d_p es el diámetro de la partícula de carbón en cm , g es la aceleración de la gravedad en $cm.s^{-2}$, y μ_g es la viscosidad del gas en $g.(cm.s)^{-1}$. La densidad del gas ρ_g se calculó suponiendo que se tiene una mezcla de gases ideales, de tal forma que la densidad de la mezcla viene dada por:

$$\rho_g = \frac{PM_m}{Z_c RT} \quad (22)$$

donde M_m es el peso molecular promedio, y Z_c es el factor de compresibilidad, que en el caso de un gasificador operado a alta presión (mayor a 10 atm) y alta temperatura es cercano a 1. El peso molecular promedio se calcula como:

$$M_m = \sum_i x_i M_i \quad (23)$$

donde x_i y M_i son la fracción molar y el peso molecular de cada gas respectivamente. Asimismo existe una expresión para calcular la viscosidad de la mezcla de gases, μ_g , la cual viene dada por (Bird et al., 2001):

$$\mu_g = \sum_{\alpha=i}^N \frac{x_{\alpha} \mu_{\alpha}}{\sum_{\beta} x_{\beta} \phi_{\alpha\beta}} \quad (24)$$

donde x_α es la fracción molar de cada especie, μ_α es la viscosidad de cada especie pura, y $\phi_{\alpha\beta}$ se calcula como:

$$\phi_{\alpha\beta} = \frac{1}{\sqrt{8}} \left(1 + \frac{M_\alpha}{M_\beta} \right)^{1/2} \left[1 + \left(\frac{\mu_\alpha}{\mu_\beta} \right)^{1/2} \left(\frac{\mu_\beta}{\mu_\alpha} \right)^{1/4} \right]^2 \quad (25)$$

donde M_α y M_β son los pesos moleculares que se van tomando por parejas de sustancias. Adicionalmente, se debe considerar una corrección de la viscosidad por efecto de la temperatura para cada componente; esta corrección se realiza de la siguiente forma (Reid et al., 1990):

$$\mu_{T1} = \mu_{T0} \left(\frac{T}{273,16} \right)^{0,5} \quad (26)$$

con μ_{T0} la viscosidad calculada para una temperatura conocida (273.16 K) y μ_{T1} la viscosidad a la temperatura que se requiere.

Con base en este conjunto de ecuaciones es posible calcular la V_{mf} reemplazando las ecuaciones (20) y (21) en la ecuación (19) y considerando que las densidades y viscosidades se calculan con base en las ecuaciones (22) a (26) donde las variables dinámicas se obtienen desde (9) a (18).

Adicionalmente se decidió considerar la variación de algunos parámetros cinéticos como consecuencia de la variación en la fluidodinámica del gasificador. Para ello se supuso una variación sigmoideal en los parámetros de la cinética r_{RXN18} de forma que k_{018} y E_{18} para esta cinética cambien con el número de fluidización. Concretamente, se sabe que al aumentar el número de fluidización el factor de colisión k_0 aumenta, ya que aumenta la probabilidad de colisión entre partículas, mientras que la energía de activación E disminuye, porque al tener mayor agitación en las partículas se necesita menor cantidad de energía para activar la reacción. En este sentido, las dos constantes se suponen variables de la forma:

$$k_{018} = k_{0base} + \left[\frac{2}{1 + e^{N_{fbase} - N_f}} - 1 \right] 0,2k_{0base} \quad (27)$$

$$E_{18} = E_{base} + \left[\frac{2}{1 + e^{-(N_{fbase} - N_f)}} - 1 \right] 0,2E_{base} \quad (28)$$

donde los valores de base corresponden a $k_{0base} = 3$, $E_{base} = 130$ para un valor de $N_{fbase} = 6$.

La dependencia de estas cinéticas del número de fluidización hace más difícil la estimación de estado, ya que las mismas se suponen constantes en el modelo que utiliza el estimador. Sin embargo, como se explicará a continuación, es posible diseñar un esquema de estimadores de estado que no solo sea inmune a esta incertidumbre en las cinéticas, sino que también pueda estimarlas.

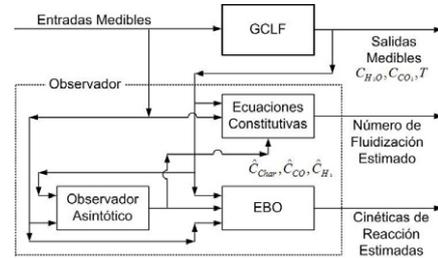


Figura 2: Estimador de estado y parámetros propuesto para el GCLF

4. Diseño del estimador del N_f

Como se indicó en la sección anterior, el número de fluidización es una variable importante que se debe controlar para asegurar la gasificación del carbón y la correcta operación del gasificador. En este sentido, y con base en el modelo planteado, se propone el esquema de estimación de estado y parámetros que se muestra en la Figura 2.

En la parte superior aparece la representación del gasificador, la cual es implementada por la integración numérica y solución de las ecuaciones (9) a (18) lo que configura un sistema dinámico de 10 ecuaciones diferenciales no lineales. Las entradas al sistema F_{i-1}^M correspondientes a los flujos molares de entrada al lecho de cada uno de los componentes i , en $mol.s^{-1}$, pueden ser calculadas a partir de los flujos de entrada de carbón, aire y vapor de agua que ingresan al gasificador, si se conocen los porcentajes de cada una en cada flujo. Las ecuaciones de cinéticas de reacción (4) a (8) y las ecuaciones constitutivas (19) a (28) completan el modelo del gasificador, el cual se tratará aquí como el sistema real.

Las entradas al proceso se suponen medibles, lo cual es consistente con lo que se realiza en la práctica para este tipo de equipos. Por lo tanto la variación en el tiempo de todos los flujos F_{i-1}^M es conocida. Adicionalmente se sabe, con base en la práctica ingenieril, que es posible medir C_{H_2O} , C_{CO_2} , la temperatura T y la presión $P_{reactor}$.

Con base en estas mediciones se propone el observador asintótico (Dochain et al., 1992) que aparece en la parte inferior izquierda de la Figura 2, cuyo objetivo es estimar las concentraciones C_{CO} , C_{char} y C_{H_2} independiente de las cinéticas de reacción. Este observador entrega los estados no medibles a la estructura algebraica que se encuentra en la parte central (ecuaciones constitutivas), mediante la cual se calcula el número de fluidización con base en las ecuaciones constitutivas (19) a (26). Adicionalmente, las variables que entrega el observador asintótico ingresan a un Estimador Basado en Observador (EBO) que se encuentra en la parte inferior derecha, el cual se utiliza generalmente para estimar cinéticas de reacción (Oliveira et al., 2002). A continuación se detallan los diseños de los estimadores.

4.1. Diseño del observador asintótico para el gasificador

El modelo matricial del proceso para el diseño del observador asintótico requiere la partición del estado en una parte medible y otra no medible. Además, la reacción de

la ecuación (3) es reversible, por lo tanto es conveniente considerarla como una sola reacción para evitar la formación de una matriz singular en el diseño del observador asintótico. Con estas consideraciones se obtiene para la dinámica medible:

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} \dot{C}_{H_2O} \\ \dot{C}_{CO_2} \\ \dot{T} \end{bmatrix} &= \left(\frac{1}{V_{lecho}} \right) \begin{bmatrix} F_{H_2O-1}^M \\ F_{CO_2-1}^M \\ V_{lecho} K_T + F_{total-salida}^V T \end{bmatrix} \\ &- \left(\frac{F_{total-salida}^V}{V_{lecho}} \right) \begin{bmatrix} C_{H_2O} \\ C_{CO_2} \\ T \end{bmatrix} \\ &+ \begin{bmatrix} -1 & 0 & 1 \\ 0 & -1 & -1 \\ -\frac{\Delta H_{18} V_{lecho}}{C_{vmlecho}} & -\frac{\Delta H_{19} V_{lecho}}{C_{vmlecho}} & \frac{\Delta H_{20} V_{lecho}}{C_{vmlecho}} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \frac{r_{RXN18}}{V_{lecho}} \\ \frac{r_{RXN19}}{V_{lecho}} \\ \frac{r_{RXN21}}{V_{lecho}} \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (29)$$

y para la dinámica no medible:

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} \dot{C}_{char} \\ \dot{C}_{CO} \\ \dot{C}_{H_2} \end{bmatrix} &= \left(\frac{1}{V_{lecho}} \right) \begin{bmatrix} F_{char-1}^M \\ F_{CO-1}^M \\ 0 \end{bmatrix} - \left(\frac{F_{total-salida}^V}{V_{lecho}} \right) \begin{bmatrix} C_{char} \\ C_{CO} \\ C_{H_2} \end{bmatrix} + \\ &\begin{bmatrix} -1 & -1 & 0 \\ 1 & 2 & 1 \\ 1 & 0 & -1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \frac{r_{RXN18}}{V_{lecho}} \\ \frac{r_{RXN19}}{V_{lecho}} \\ \frac{r_{RXN21}}{V_{lecho}} \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (30)$$

donde:

$$\begin{aligned} K_T &= [\dot{Q}_{salida-1} - F_{total-salida}^V \left(\sum_{componentes} C_{pi} C_i \right) (T - T_{carbon-in}) \\ &- UA(T_{pared} - T_{ambiente})] \frac{1}{C_{Vlecho} m_{lecho}} \end{aligned} \quad (31)$$

y la reacción equivalente es:

$$r_{RXN21} = -r_{RXN20} + r_{RXN20'} \quad (32)$$

Si se definen las siguientes matrices y vectores:

$$\tilde{x}_a = \begin{bmatrix} C_{H_2O} \\ C_{CO_2} \\ T \end{bmatrix} \quad (33)$$

$$\tilde{x}_b = \begin{bmatrix} C_{char} \\ C_{CO} \\ C_{H_2} \end{bmatrix} \quad (34)$$

$$\tilde{K}_a = \left(\frac{1}{V_{lecho}} \right) \begin{bmatrix} -1 & 0 & 1 \\ 0 & -1 & -1 \\ -\frac{\Delta H_{18} V_{lecho}}{C_{vmlecho}} & -\frac{\Delta H_{19} V_{lecho}}{C_{vmlecho}} & \frac{\Delta H_{20} V_{lecho}}{C_{vmlecho}} \end{bmatrix} \quad (35)$$

$$\tilde{K}_b = \left(\frac{1}{V_{lecho}} \right) \begin{bmatrix} -1 & -1 & 0 \\ 1 & 2 & 1 \\ 1 & 0 & -1 \end{bmatrix} \quad (36)$$

$$U_a = \left(\frac{1}{V_{lecho}} \right) \begin{bmatrix} F_{H_2O-1}^M \\ F_{CO_2-1}^M \\ V_{lecho} K_T + F_{total-salida}^V T \end{bmatrix} \quad (37)$$

$$U_b = \left(\frac{1}{V_{lecho}} \right) \begin{bmatrix} F_{char-1}^M \\ F_{CO-1}^M \\ 0 \end{bmatrix} \quad (38)$$

$$\phi = \begin{bmatrix} r_{RXN18} \\ r_{RXN19} \\ r_{RXN21} \end{bmatrix} \quad (39)$$

se tendrá el sistema en forma compacta:

$$\dot{\tilde{x}}_a = U_a - \left(\frac{F_{total-salida}^V}{V_{lecho}} \right) \tilde{x}_a + \tilde{K}_a \phi \quad (40)$$

$$\dot{\tilde{x}}_b = U_b - \left(\frac{F_{total-salida}^V}{V_{lecho}} \right) \tilde{x}_b + \tilde{K}_b \phi \quad (41)$$

El objetivo del observador asintótico es estimar \tilde{x}_b con el conocimiento de \tilde{x}_a , que corresponde a la parte medible del vector de estado. U_a y U_b corresponden a las entradas medibles del sistema, aunque en U_a , ecuación (37), aparecen dos términos relacionados con variables de estado: uno, el segundo término de la ecuación (31), asociado con la sumatoria de las concentraciones multiplicadas por las capacidades caloríficas, todo multiplicado por una diferencia de temperaturas y por el flujo total de salida, el cual no cambia mucho y por lo tanto se supone constante; el otro, relacionado con la temperatura T , la cual es medible. Por lo tanto U_a se considera medible. Para lograr el observador asintótico, se realiza una transformación así (Dochain et al., 1992):

$$Z = \tilde{x}_b + A_0 \tilde{x}_a \quad (42)$$

con:

$$A_0 = -\tilde{K}_b \tilde{K}_a^{-1} \quad (43)$$

por lo tanto la dinámica de Z queda:

$$\dot{Z} = \hat{x}_b + A_0 \hat{x}_a \quad (44)$$

que con base en las ecuaciones (40), (41) y (43) se obtiene:

$$\dot{Z} = -\left(\frac{F_{total-salida}^V}{V_{lecho}}\right)Z + A_0 U_a + U_b \quad (45)$$

La ecuación (45) contiene parte de la dinámica del gasificador, pero sin dependencia de las cinéticas de reacción. Por lo tanto, es posible proponer un observador asintótico de la forma:

$$\dot{\hat{Z}} = -\left(\frac{F_{total-salida}^V}{V_{lecho}}\right)\hat{Z} + A_0 U_a + U_b \quad (46)$$

donde:

$$\hat{Z} = \hat{x}_b + A_0 \hat{x}_a \quad (47)$$

tal que la dinámica del error de estimación viene dada por:

$$\dot{Z} - \dot{\hat{Z}} = \dot{e}_Z = -\left(\frac{F_{total-salida}^V}{V_{lecho}}\right)e_Z \quad (48)$$

la cual es asintóticamente estable si la entrada es de excitación persistente. El observador asintótico definido en (46) permite estimar la parte del estado no medible \hat{x}_b en forma asintótica con información de la parte medible \hat{x}_a e independiente de las cinéticas de reacción ϕ .

4.2. Diseño del EBO para el gasificador

Con el fin de estimar las cinéticas de reacción se diseñó también un EBO. El objetivo de estimar estas cinéticas es contar con información que permita la trazabilidad de la operación del reactor, puesto que el seguimiento de las cinéticas permite saber si la operación es correcta. Con el fin de conservar la nomenclatura definida en (Oliveira et al., 2002) se definen las matrices y vectores para un EBO reducido, tomando como base la parte medible del estado, ecuación (29), de la siguiente forma:

$$\dot{\xi}_a = K_a \varphi(\xi) - D \xi_a + F_a - Q_a \quad (49)$$

con:

$$\xi_a = \begin{bmatrix} \dot{C}_{H_2O} \\ \dot{C}_{CO_2} \\ \dot{T} \end{bmatrix} \quad (50)$$

$$K_a = \left(\frac{1}{V_{lecho}}\right) \begin{bmatrix} -1 & 0 & 1 \\ 0 & -1 & -1 \\ -\frac{\Delta H_{18} V_{lecho}}{C_{vmlecho}} & -\frac{\Delta H_{19} V_{lecho}}{C_{vmlecho}} & \frac{\Delta H_{20} V_{lecho}}{C_{vmlecho}} \end{bmatrix} \quad (51)$$

$$\varphi(\xi) = \begin{bmatrix} r_{RXN18} \\ r_{RXN19} \\ r_{RXN21} \end{bmatrix} \quad (52)$$

$$D = \left(\frac{F_{total-salida}^V}{V_{lecho}}\right) \quad (53)$$

$$F_a - Q_a = \left(\frac{1}{V_{lecho}}\right) \begin{bmatrix} F_{H_2O-1}^M \\ F_{CO_2-1}^M \\ V_{lecho} K_T + F_{total-salida}^V T \end{bmatrix} \quad (54)$$

En el diseño del EBO de orden reducido se debe definir una transformación para lograr desacoplar la estimación de cada cinética, de forma que sea posible realizar un cálculo fácil de la matriz de ganancias del estimador (Oliveira et al., 2002). La forma de la transformación es:

$$\psi_a = K_a^{-1} \xi_a \quad (55)$$

Con base en esa transformación, el sistema (49) puede mostrarse como:

$$\dot{\psi}_a = \Phi(\xi) \rho(\xi) - D \psi_a + K_a^{-1} (F_a - Q_a) \quad (56)$$

con $\Phi(\xi)$ una matriz identidad de dimensión 3, y con base en ésta última dinámica es posible proponer un EBO vectorial para el GCLF de la forma:

$$\dot{\hat{\psi}}_a = \Phi(\xi) \hat{\rho}(\xi) - D \hat{\psi}_a + K_a^{-1} (F_a - Q_a) + \Omega (\psi_a - \hat{\psi}_a) \quad (57)$$

$$\dot{\hat{\rho}}(\xi) = X(\psi_a - \hat{\psi}_a) \tag{58}$$

donde las matrices Ω y X de dimensión 3 son respectivamente:

$$\Omega = \begin{bmatrix} \omega_1 & 0 & 0 \\ 0 & \omega_2 & 0 \\ 0 & 0 & \omega_3 \end{bmatrix} \tag{59}$$

$$X = \begin{bmatrix} \gamma_1 & 0 & 0 \\ 0 & \gamma_2 & 0 \\ 0 & 0 & \gamma_3 \end{bmatrix} \tag{60}$$

Debido a que las matrices $\Phi(\xi)$, Ω y X son diagonales, el análisis de convergencia del EBO se puede realizar como el de un sistema lineal variante en el tiempo, cuya dinámica del error viene dada por:

$$\begin{bmatrix} \dot{e}_{\psi_{EBO(i)}} \\ \dot{e}_{\rho_{EBO(i)}} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -\omega_i & 1 \\ -\gamma_i & 0 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} e_{\psi_{EBO(i)}} \\ e_{\rho_{EBO(i)}} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ \dot{\rho}_i(\xi) \end{bmatrix} \tag{61}$$

Por lo tanto el diseño del EBO, es decir el cálculo de las constantes ω_i y γ_i , sigue el mismo procedimiento que se realiza en (Oliveira et al., 2002). La convergencia del EBO queda garantizada si las derivadas de las cinéticas de reacción $\dot{\rho}_i(\xi)$ están acotadas; esto último es posible porque no se adicionan activantes tipo catalizadores al gasificador.

5. Propuesta de control para el GCLF y resultados de simulación

Como se ha explicado arriba, la calidad de la fluidización se puede medir directamente por el N_f , por lo tanto ésta es una variable clave que se debe controlar. El control de un lecho fluidizado es difícil porque existe una interacción dinámica muy fuerte entre las variables de estado y no hay medición del número de fluidización. Estas dificultades de control han retardado el desarrollo de lechos de alta calidad, los cuales se obtienen con altas temperaturas uniformes o tiempos medios de residencia constantes.

Los fenómenos que principalmente hacen difícil el control del lecho son:

- Las propiedades del fluido fluidizante, como densidad, viscosidad y temperatura del fluido.
- Las propiedades de las partículas, como diámetro, densidad, forma de las partículas (esfericidad) y temperatura.
- Las interacciones partículas-fluido, que se relacionan con cambios en las partículas y el fluido debido a la interacción que se produce en el lecho.

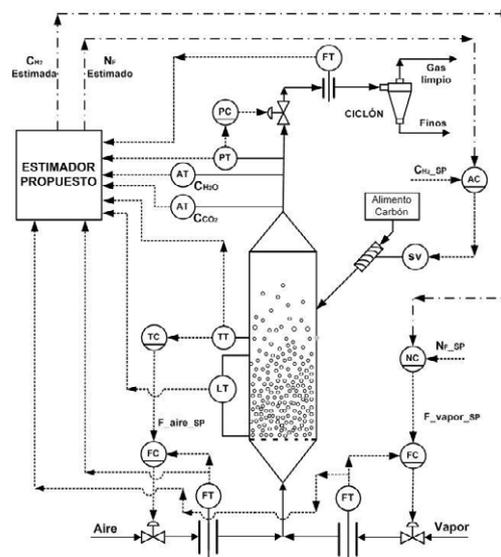


Figura 3: Esquema del GCLF controlado

En un lecho fluidizado, algunas propiedades pueden ser manipuladas desde los flujos de entrada. Sin embargo, dentro del lecho las propiedades son afectadas por la interacción entre las partículas y el recipiente que lo contiene. Debido al papel crítico del fluido, cualquier cambio en las propiedades del mismo afecta la calidad de la fluidización. En este sentido, es deseable mantener las propiedades del fluido al interior del lecho en un intervalo admisible para mantener constante el N_f . Por lo tanto, una buena práctica para controlar un lecho fluidizado consiste en separar el problema en dos grupos: un grupo se dedica al control de las propiedades que garantizan la fluidización (presión y temperatura) y el otro grupo se dedica al control de la calidad de la fluidización (número de fluidización y concentración de hidrógeno). El control del segundo grupo es más complejo debido a la falta de información en línea sobre el N_f , sin embargo en este trabajo se propone utilizar el estimador diseñado en la sección 4 para tal fin. Un esquema de la estructura de estimación y control propuesta se ilustra en la Figura 3.

El esquema de control de la Figura 3 se basa en las estructuras de control de gasificadores que actualmente se utiliza en la industria (Yang, 2003). Sin embargo, en este trabajo además de controlar el N_f , se controlan otras variables importantes para el correcto funcionamiento del GCLF como presión, temperatura y concentración de hidrógeno (en fracción molar). Los controladores utilizados son del tipo PID, aunque no necesariamente se utilizan las tres acciones de control. El pareamiento de entradas manipuladas con variables controladas y los parámetros de los controladores se ilustra en la Tabla 3, donde K_p representa la ganancia proporcional, τ_i la ganancia integral y τ_d la ganancia derivativa. Dichos controladores fueron ajustados mediante técnicas empíricas (Åström and Hagglund, 1995).

Para simular el comportamiento del sistema, el estado estacionario inicial se obtuvo con los datos de la Tabla 2 el cual

Tabla 3: Parámetros de los controladores para el GCLF

Var. controlada	Var. manipulada	K_p	τ_i	τ_d
P	$F_{total-salida}^V$	-1	2000	0
T	F_{aire}	0.00013	∞	0
N_f	F_{agua}	1	∞	0
C_{H_2}	F_{carbon}	0.5	200	0

se muestra en la ecuación (62). Los cambios que se introdujeron durante la simulación se ilustran en la Tabla 4. Las unidades de ingeniería son las mismas de las ecuaciones (9) a (18). El modelo del gasificador, los estimadores diseñados y los controladores fueron programados en *Matlab – Simulink*[®]. Para la integración numérica de las ecuaciones se utilizó el método *ODE15s(stiff/NDF)* de *Simulink*.

$$\begin{bmatrix} C_{char}(0) \\ C_{H_2O}(0) \\ C_{CO_2}(0) \\ C_{CO}(0) \\ C_{H_2}(0) \\ C_{N_2}(0) \\ C_{cenizas}(0) \\ T(0) \\ P_{reactor}(0) \\ h(0) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 148.5 \\ 3695.6 \\ 868.8 \\ 712.4 \\ 547.1 \\ 2442.5 \\ 43.31 \\ 1204.6 \\ 8 \\ 0.7 \end{bmatrix} \quad (62)$$

Tabla 4: Cambios en las condiciones de simulación para el GCLF en lazo cerrado

Variable	Tiempo de cambio	Valor del cambio
$\hat{x}_b(0)$	0	$\hat{x}_b(0) = 0.8\tilde{x}_b(0)$
T_{sp}	1000	Escalón de $T(0)K$ a 1100K
N_{f-sp}	2000	Escalón de 6 a 7
$T_{agua-in}$	3000	Escalón de 200 K a 250 K
$T_{aire-in}$	4000	Escalón de 200 K a 250 K
H_{2-sp}	5000	Escalón de 0.12 a 0.2

Los resultados de las simulaciones se ilustran en las Figuras 4 a 12. El subíndice 'real' utilizado en las gráficas se refiere a los resultados del simulador.

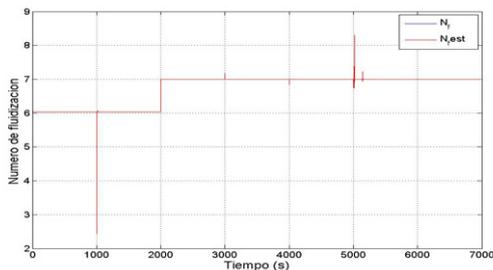


Figura 4: N_f real y estimado con el estimador propuesto, en lazo cerrado

Como puede observarse en la Figura 4, se logra el control y la estimación del número de fluidización con un tiempo de

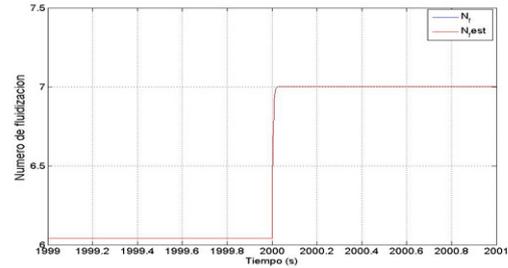


Figura 5: N_f real y estimado con el estimador propuesto, en lazo cerrado, detalle de la Figura anterior con $1999 \leq t \leq 2001$ (s)

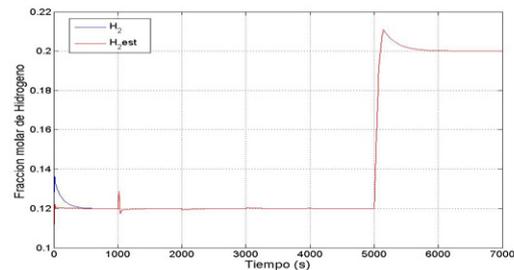


Figura 6: C_{H_2} real y estimado con el estimador propuesto, en lazo cerrado

establecimiento muy pequeño. El cambio que mayor efecto tiene sobre esta variable es el introducido en $t=1000$ s, cuando se reduce drásticamente el punto de ajuste de la temperatura desde 1204.6 K a 1000 K. Este cambio en la temperatura del reactor hace que se modifique la viscosidad de la mezcla, y que el grado de agitación de las partículas en el lecho sea menor, lo cual ocasiona un descenso en el N_f . Sin embargo, el controlador de N_f compensa esta perturbación por medio de un aumento en el flujo de vapor de agua, lo cual permite rechazarla y atenuar su efecto. En $t= 2000$ s se introduce un cambio en el punto de ajuste del N_f , para aumentarlo desde 6 hasta 7. La respuesta ante esta señal es muy rápida, lo cual se puede apreciar de forma ampliada en la Figura 5. En $t= 3000$ s se aumenta súbitamente la temperatura del vapor de agua de 200 K a 250 K, lo cual aumenta la agitación de las partículas y por consiguiente el N_f . Sin embargo, puede notarse que el controlador también es capaz de rechazar esta perturbación rápidamente; similarmente también se rechaza el aumento en la temperatura del aire en $t= 4000$ s, la cual ocasiona una reducción del N_f . Finalmente, en $t= 5000$ s se introduce un aumento en el punto de ajuste del hidrógeno que se quiere producir, lo cual ocasiona un aumento del flujo de carbón y una reducción inicial y luego un aumento súbito del número de fluidización.

En las Figuras 6 y 9 se observa el comportamiento de la fracción molar y la concentración de hidrógeno respectivamente. Inicialmente se tiene un transitorio debido al desajuste programado en la condición inicial, el cual es del 20 por ciento, como se indicó en la Tabla 4. Sin embargo, aun con este desajuste el estimador converge al valor de la concentración real; la misma convergencia se logra con las

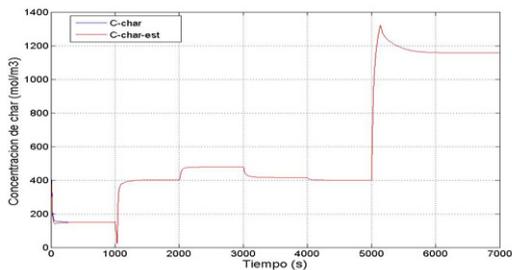


Figura 7: C_{char} real y estimado con el estimador propuesto, en lazo cerrado

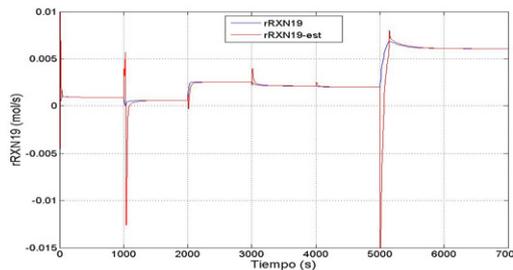


Figura 11: r_{RXN19} real y estimado con el estimador propuesto, en lazo cerrado

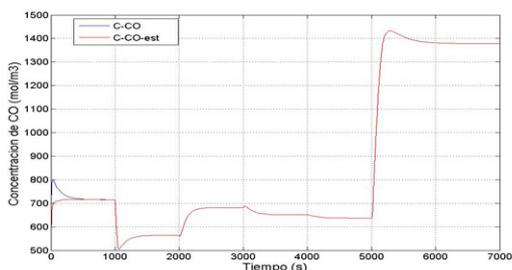


Figura 8: C_{CO} real y estimado con el estimador propuesto, en lazo cerrado

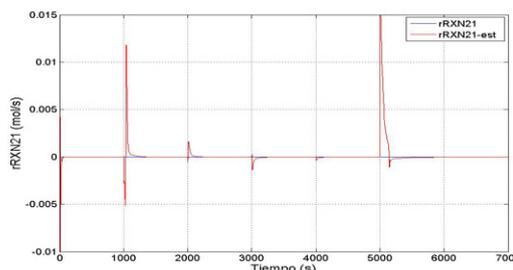


Figura 12: r_{RXN21} real y estimado con el estimador propuesto, en lazo cerrado

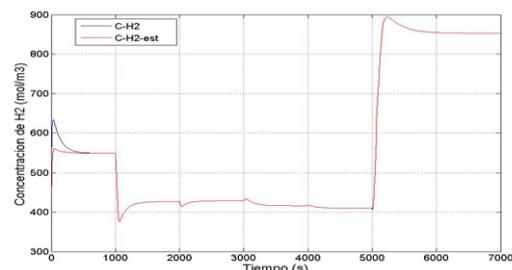


Figura 9: C_{H_2} real y estimado con el estimador propuesto, en lazo cerrado

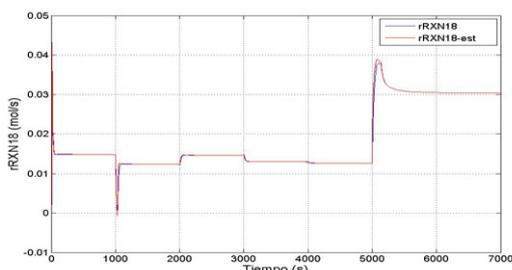


Figura 10: r_{RXN18} real y estimado con el estimador propuesto, en lazo cerrado

otras dos concentraciones (Char y CO) cuyas respuestas se pueden ver en las Figuras 7 y 8. En el caso de la concentración de hidrógeno se logra también un buen seguimiento de la referencia y un rechazo de las perturbaciones.

Finalmente, en las Figuras 9 a 11 se muestran los resultados de la estimación de las cinéticas desconocidas. Es necesario resaltar que esta estimación paramétrica se hace en lazo

cerrado, lo cual complica siempre este tipo de tareas. Sin embargo, el estimador propuesto logra estimar correctamente las cinéticas en estado estacionario, aunque en el transitorio se tienen desviaciones significativas. De todas formas estas desviaciones no afectan el lazo de control ni el estimador diseñado, ya que como se explicó más arriba dicho estimador trabaja independiente de las cinéticas de reacción.

En resumen, se logra un seguimiento de las variables controladas en la presencia de perturbaciones y cambios en el punto de operación. En este caso se utiliza la información de los observadores para cerrar dos lazos de control: el lazo de número de fluidización y el lazo de fracción molar de hidrógeno. Es decir, las señales de realimentación hacia éstos dos controladores son las señales estimadas $N_{f,est}$ y $C_{H_2,est}$. Es claro que esta estructura de control y estimación también responde a los cambios paramétricos en las cinéticas de reacción, las cuales dependen a su vez del número de fluidización. Por lo tanto, la estructura propuesta muestra robustez ante estos cambios. Adicionalmente, se logra una buena estimación de esas cinéticas de reacción, las cuales son muy difíciles, sino imposibles, de medir con instrumentos, tanto para cambios en las perturbaciones introducidas como para cambios en los puntos de ajuste de los controladores.

6. Conclusión

En este trabajo se aplicó una estructura de estimación de estado y parámetros a un modelo de Gasificador de Carbón en Lecho Fluidizado Presurizado. Inicialmente se definió una ruta para obtener el modelo del GCLF y se describió un modelo del mismo. Dicho modelo se obtuvo con base en los

balances de materia, energía y en la información adicional que se conoce para este tipo de procesos. La información del modelo permitió trazar una ruta de diseño de estimadores de estado para las variables no medibles y las cinéticas de interés. Dicha solución se logró por medio de la combinación de un observador asintótico y un estimador basado en observador. Adicionalmente, se realizaron pruebas de simulación con los estimadores diseñados para verificar la efectividad que estos tienen para estimar las concentraciones no medibles y las cinéticas de reacción. Los resultados de las simulaciones fueron satisfactorios en lazo cerrado. El comportamiento del proceso fue aceptable tanto para cambios en los puntos de ajuste de los controladores como para perturbaciones externas y cambios paramétricos en las cinéticas de reacción. Por lo tanto se consideró que la estructura propuesta es una muy buena alternativa para este tipo de situaciones.

English Summary

State Estimation and Control of a Coal Gasifier in Fluidized Bed

Abstract

Fluidization number (N_f) is an index of fluidization quality, therefore it is a critical variable. However, this variable has not a direct measurement. In this work a structure of estimation state and control of N_f is proposed for a coal gasifier in a pressurized fluidized bed. The proposed estimation structure is based on process model, complementary equations, and the combination of classic estimators in order to obtain the N_f based on the information of other directly measured variables. Based on designed estimator, control loops for N_f and hydrogen concentration are proposed. The full structure is analyzed with changes in inputs and set points, finding totally correct results.

Keywords:

Modelling, Observability, State estimation, Observers, Process control.

Referencias

Alvarez, H., Lamanna, R., Vega, P., Revollar, S., 2009. Metodología para la obtención de modelos semifísicos de base fenomenológica aplicada a una sulfatadora de jugo de caña de azúcar. *Revista iberoamericana de automática e informática industrial* 6 (3), 44–53.

Bird, R., Stewart, W., Lightfoot, E., 2001. *Transport Phenomena*. John Wiley, New York.

Calderón, C., 2009. Control de procesos multivariables mediante un sistema de control distribuido modificado. M.Sc. thesis, Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Minas, Medellín.

Chejne, F., Lopera, E., Londoño, C., 2011. Modelling and simulation of a coal gasification process in pressurized fluidized bed. *Fuel* 90, 399–411.

Chierster, D., Kornosky, R., Fan, L., Danko, J., 1984. Characteristics of fluidization at high pressure. *Chemical Engineering Science* 39 (2), 253–261.

Cornejo, P., Fariás, O., 2011. Mathematical modeling of coal gasification in a fluidized bed reactor using a eulerian granular description. *International journal of chemical reactor engineering* 9 (1), 1–30.

DeMico, G., Fouga, G., Bohé, A., 2010. Coal gasification studies applied to h2 production. *International Journal of Hydrogen Energy* 35 (11), 6012–6018.

Dochain, D., Perrier, M., Ydstie, B., 1992. Asymptotic observers for stirred tank reactors. *Chemical Engineering Science* 47, 4167–4177.

Gallucci, K., Gibilaro, L., 2005. Dimensional cold-modeling criteria for fluidization quality. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 44 (14), 5152–5158.

Geldart, D., 1973. The effect of particle size and size distribution on the behavior of gas-fluidized beds. *Powder Technology* 6, 201–215.

Gyure, D., Clough, D., 1987. Dynamic estimation of bubble parameters in a fluidized bed subjected to load disturbances. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 26 (5), 938–944.

Kunii, D., Levenspiel, O., 1991. *Fluidization Engineering*. Butterworth-Heinemann, USA.

Lopera, E., 2008. Modelamiento y simulación de un proceso de gasificación de carbón en lecho fluidizado a alta presión. M.Sc. thesis, Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Minas, Medellín.

Ocampo, J., Arenas, E., Chejne, F., Espinel, J., Londoño, C., Aguirre, J., Pérez, J., 2003. An experimental study of gasification of Colombian coal in fluidised bed. *Fuel* 82, 161–164.

Oliveira, R., Ferreira, E., Foyo, S., 2002. Stability, dynamics of convergence and tuning of observer - based kinetics estimators. *Journal of Process Control* 12, 311–323.

Pukrushpan, J., Stefanopoulou, A., Peng, H., 2005. *Control of Fuel Cell Power Systems: Principles, Modeling, Analysis and Feedback Design*. Springer, London.

Reid, R., Prausnitz, J., Poling, B., 1990. *Properties of Gases and Liquids*. Wiley, New York.

Rodríguez, H., Álvarez, H., Leguizamón, C., Vásquez, C., 2002. Virtual sensor based on a takagi-sugeno fuzzy model applied to a solid-gas fluidized bed. In: *Memorias X Congreso Latinoamericano de Control Automático*, Guadalajara, México.

Åström, K., Hagglund, T., 1995. *PID Controllers*. Instrument Society of America, North Carolina.

Surasani, V. K., Kretschmer, F., Heidecke, P., Peglow, M., Tsotsas, E., 2011. Biomass combustion in a fluidized-bed system: An integrated model for dynamic plant simulations. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 50 (17), 9936–9943.

Sutton, C., Chen, J., 2008. A local transient approach to monitoring fluidization quality in freely bubbling beds. *Powder Technology* (180), 296–306.

Wee, S., Chok, V., Srinivasakannan, C., Chua, H., Yan, H., 2008. Fluidization quality study in a compartmented fluidized bed gasifier (cfbg). *Energy and Fuels* 22 (1), 61–66.

White, C., Steeper, R., Lutz, A., 2006. The hydrogen-fueled internal combustion engine: a technical review. *International Journal of Hydrogen Energy* 31 (10), 1292–1305.

Yan, H., Heidenreich, C., Zhang, D., 1999. Modelling of bubbling fluidised bed coal gasifiers. *Fuel* 78, 1027–1047.

Yang, W., 2003. *Handbook of fluidization and fluid particle systems*. CRC Press.