

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Análisis de una estrategia de control *feedback* para un reactor de gasificación de biomasa utilizando simulación en Simulink®

Laura Alejandra Tenjo Morales y Maicol Andreth Murcia Sánchez

Trabajo de Grado para optar el título de Ingeniero Químico

Modalidad: Trabajo de Investigación

Director

Giovanni Morales Medina

Doctor en Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2026

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Agradecimientos

A Dios, por brindarme sabiduría y fortaleza para recorrer este camino, permitiéndome conocer personas y vivir experiencias que han contribuido a mi formación y crecimiento como ser humano.

A mis padres, Martha Morales y Jairo Tenjo, por ser mi guía y mi mayor ejemplo. Gracias por creer en mí, por su amor y apoyo incondicionales, y por enseñarme, a través de sus consejos y de su ejemplo, los valores que hoy hacen parte de quien soy. Este logro también es suyo.

A mis hermanas, Diana y Andrea, por ser mis compañeras de vida y compartir conmigo tantos momentos y experiencias. Gracias por su amor, comprensión y por hacer más especial cada etapa de este camino. Tenerlas a mi lado es uno de los regalos más valiosos de mi vida.

A mis tías, Alicia y María D. Morales, por brindarme un amor, cuidado y compañía que siempre he sentido de una manera muy especial. Gracias por sus consejos, por acompañarme y estar presentes en los diferentes momentos de mi vida con tanto cariño e incondicionalidad.

A mi novio, Daniel Barrera, por acompañarme durante esta importante etapa de mi vida, animarme a seguir adelante incluso en medio de las adversidades y por mostrarme una forma de amor sincera e incondicional. Gracias por tu paciencia, comprensión y por estar a mi lado durante este camino.

A mi compañero, Maicol, por compartir conmigo este proceso, aportando con compromiso y colaboración a la realización de este trabajo.

A nuestro director, Giovanni Morales, por su apoyo, orientación y comprensión, por compartir sus conocimientos y ser un ejemplo a seguir por su calidad profesional y calidez humana.

A la Universidad Industrial de Santander, por contribuir a mi formación profesional y personal.

Finalmente, a todos mis familiares y amigos que hicieron parte de este camino. Gracias por su apoyo, sus palabras de aliento y su cariño.

Laura Alejandra Tenjo Morales

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Agradecimientos

Agradezco a Dios por brindarme la oportunidad de crecer y desarrollarme profesionalmente.

A mis padres, por su apoyo incondicional y por acompañarme en cada paso necesario para alcanzar este logro.

A mi pareja, por su comprensión, motivación y respaldo constante durante este proceso.

Expreso también mi gratitud a mi compañera Laura, por su compromiso, dedicación y colaboración en el desarrollo de este trabajo. De igual manera, agradezco al profesor Giovanni Morales por su orientación, apoyo y valiosa guía en cada una de las actividades realizadas.

Finalmente, agradezco a todas las personas que, de una u otra manera, aportaron su granito de arena y contribuyeron al cumplimiento de esta meta.

Maicol Andreth Murcia Sánchez

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Tabla de contenido

Introducción	11
1. Objetivos.....	13
1.1 Objetivo general.....	13
1.2 Objetivos específicos	13
2. Marco teórico.....	13
2.1 Gasificador de biomasa de corriente descendente	13
2.2 Estrategia de control en lazo cerrado (<i>feedback</i>).....	24
3. Estado del arte.....	26
4. Metodología.....	28
4.1 Fase 1. Simulación de un caso base en estado estacionario.....	28
4.2 Fase 2. Simulación dinámica del caso base	29
4.3 Fase 3. Integración estrategia de control <i>feedback</i>	30
5. Resultados.....	31
5.1 Simulación del caso base en estado estacionario.....	31
5.2 Simulación del caso base en estado dinámico y lazo abierto	35
5.3 Estrategia de control <i>feedback</i>	39
6. Conclusiones.....	44
Recomendaciones	45
Referencias bibliográficas.....	46

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Apéndices.....	49
----------------	----

Lista de Figuras

Figura 1. Zonas del gasificador de corriente descendente	15
Figura 2. Diagrama de bloques de un sistema de control <i>feedback</i>	25
Figura 3. Enfoque metodológico aplicado que guía el desarrollo del presente trabajo	28
Figura 4. Comparación del perfil de temperatura y composición molar en estado estacionario	32
Figura 5. Perfil de temperatura en estado estacionario	33
Figura 6. Perfil de concentraciones molares en estado estacionario.....	34
Figura 7. Perfil de temperatura al perturbar el flujo de aire + 20%.....	35
Figura 8. Perfil de temperatura ante perturbación en el flujo de aire - 20%.....	36
Figura 9. Perfil de temperatura usando control P al perturbar el flujo de aire.....	39
Figura 10. Perfil de concentración para el H ₂ implementando control P al perturbar el flujo de aire.....	40
Figura 11. Perfil de temperatura usando control PI al perturbar el flujo de aire	41
Figura 12. Perfil de concentración para el H ₂ implementando control PI al perturbar el flujo de aire.....	42

Lista de Tablas

Tabla 1. Datos de concentración y temperatura reportados al perturbar el flujo de aire alimentado	37
Tabla 2. Tiempos de estabilización y tipos de respuesta al perturbar en estado dinámico y lazo abierto	38
Tabla 3. Tiempos de estabilización y tipos de respuesta al perturbar utilizando el controlador P41	
Tabla 4. Tiempos de estabilización y tipos de respuesta al perturbar utilizando el controlador PI	42

Lista de Apéndices

Apéndice A. Deducción de la constante de equilibrio	49
Apéndice B. Parámetros de las constantes cinéticas para las reacciones.....	51
Apéndice C. Variación de las constantes de equilibrio	52
Apéndice D. Tabla de valores de los parámetros de entrada utilizados en el modelo del gasificador de corriente descendente	53
Apéndice E. Diagrama de bloques de la simulación.....	54
Apéndice F. Balances de masa y energía para la simulación en estado dinámico	55
Apéndice G. Código 1 para el modelo dinámico del gasificador de corriente descendente en Matlab®	64
Apéndice H. Código 2 para anclaje que permite integrar el modelo del apéndice E de Matlab® a Simulink®	101
Apéndice I. Diagrama de bloques de la simulación aplicando los controladores P y PI	108
Apéndice J. Algoritmo de simulación del gasificador de biomasa de corriente descendente	110
Apéndice K. Perfiles de concentraciones molares al perturbar el flujo de aire alimentado en $\pm 20\%$ en el estado dinámico y lazo abierto	111
Apéndice L. Perfiles de concentraciones molares al perturbar el flujo de aire alimentado en $\pm 20\%$ en el estado dinámico aplicando control P y PI, respectivamente	114

Resumen

Título: Análisis de una estrategia de control *feedback* para un reactor de gasificación de biomasa utilizando simulación en Simulink®. *

Autores: Laura Alejandra Tenjo Morales, Maicol Andreth Murcia Sánchez. **

Palabras Clave: gasificación de biomasa, gasificador de corriente descendente, control *feedback*.

Descripción:

El aumento de la demanda energética continúa siendo cubierto principalmente por combustibles fósiles como el petróleo, el carbón y el gas natural, lo que ha generado el agotamiento de recursos naturales y el incremento de emisiones de gases de efecto invernadero, intensificando la huella de carbono. En este contexto, la gasificación de biomasa se posiciona como una alternativa sostenible para la producción de hidrógeno, especialmente a partir de biomasa (madera). En Colombia, su aprovechamiento energético se encuentra regulado por la Ley 1715 de 2014 (Congreso de la República de Colombia, 2014).

El presente estudio analizó el desempeño dinámico de un gasificador de corriente descendente mediante la implementación de una estrategia de control *feedback* en Simulink®, ante perturbaciones tipo escalón aplicadas al flujo de aire alimentado. Se desarrolló un modelo matemático basado en Diyoke *et al.* (2018), que describe las etapas de secado, pirólisis, combustión y reducción. Inicialmente, se simuló un caso base en estado estacionario, validando los perfiles de concentración y temperatura mediante comparación con Diyoke *et al.* (2018), obteniendo un error cuadrático medio (RMSE) del 8 %.

Posteriormente, se evaluó en estado dinámico y lazo abierto, obteniéndose respuestas instantáneas, sobreamortiguadas y subamortiguadas para la temperatura, y comportamientos inversos, sobreamortiguados y subamortiguados para las concentraciones, con tiempos de estabilización entre 0-14 s y 5-14 s, respectivamente. Finalmente, se implementaron controladores P y PI. Bajo control P, los tiempos de estabilización se situaron entre 3-6 s (temperatura) y 5-12 s (concentración); mientras que con control PI oscilaron entre 15-60 s y 58-75 s, respectivamente. No obstante, el controlador PI redujo significativamente el error en estado estacionario, logrando un mejor seguimiento del *setpoint*. En conjunto, el control P ofrece mayor rapidez, mientras que el control PI brinda mayor precisión en la operación.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Giovanni Morales Medina. Doctor en Ingeniería Química.

Abstract

Title: Analysis of a feedback control strategy for a biomass gasification reactor using simulation in Simulink®. *

Autores: Laura Alejandra Tenjo Morales, Maicol Andreth Murcia Sánchez. **

Keywords: biomass gasification, down-draft gasifier, feedback control.

Description:

The increasing energy demand continues to be met primarily by fossil fuels such as oil, coal, and natural gas, leading to the depletion of natural resources and an increase in greenhouse gas emissions, thereby intensifying the carbon footprint. In this context, biomass gasification has emerged as a sustainable alternative for hydrogen production, particularly from woody biomass. In Colombia, its energy utilization is regulated by Law 1715 of 2014 (Congress of the Republic of Colombia, 2014).

This study analyzed the dynamic performance of a downdraft gasifier by implementing a feedback control strategy in Simulink®, in response to step-type disturbances applied to the inlet air flow. A mathematical model based on Diyoke et al. (2018) was developed, describing the stages of drying, pyrolysis, combustion, and reduction. Initially, a steady-state base case was simulated, and the concentration and temperature profiles were validated by comparison with Diyoke et al. (2018), obtaining a root mean square error (RMSE) of 8%.

Subsequently, the system was evaluated under dynamic, open-loop conditions, exhibiting instantaneous, overdamped, and underdamped responses for temperature, and inverse, overdamped, and underdamped behaviors for concentrations, with stabilization times ranging from 0–14 s and 5–14 s, respectively. Finally, P and PI controllers were implemented. Under P control, stabilization times ranged between 3–6 s (temperature) and 5–12 s (concentration), whereas with PI control, they ranged between 15–60 s and 58–75 s, respectively. However, the PI controller significantly reduced the steady-state error, achieving better setpoint tracking. Overall, P control provides faster response, while PI control offers greater precision in operation.

* Bachelor thesis

** Faculty of Physicochemical Engineering. School of Chemical Engineering. Director: Giovanni Morales Medina. Doctor in Chemical Engineering.

Introducción

El incremento constante de la demanda energética mundial y las preocupaciones ambientales asociadas al uso intensivo de combustibles fósiles han impulsado el desarrollo de tecnologías energéticas basadas en fuentes renovables. En este contexto, la biomasa se ha consolidado como un recurso energético relevante debido a su disponibilidad y a la posibilidad de convertirla en energía y combustibles mediante procesos termoquímicos (Basu, 2018; Havilah *et al.*, 2022).

Entre los diferentes procesos de conversión termoquímica, la gasificación ha sido ampliamente estudiada como una alternativa eficiente para transformar biomasa lignocelulósica en gas de síntesis. Este gas está compuesto principalmente por hidrógeno (H_2), monóxido de carbono (CO) y dióxido de carbono (CO_2), y puede utilizarse para la generación de energía o como materia prima en la producción de combustibles y productos químicos (Molino *et al.*, 2016; Basu, 2018). Dentro de las diferentes configuraciones tecnológicas de gasificadores, los reactores de corriente descendente han recibido particular atención debido a su capacidad para producir un gas con menor contenido de alquitranes y a su adecuado desempeño cuando se emplea biomasa sólida como la madera (Havilah *et al.*, 2022).

El estudio de los procesos de gasificación puede abordarse mediante modelos matemáticos que integran balances de masa y energía con la descripción de las reacciones termoquímicas que ocurren en el reactor. Este tipo de modelos permite estimar variables relevantes del proceso, como la composición del gas producido, las condiciones de operación y la distribución de temperatura dentro del gasificador, constituyéndose en herramientas fundamentales para el análisis y diseño de sistemas de conversión de biomasa (Molino *et al.*, 2016; Yu *et al.*, 2024). En este sentido, diversos estudios han propuesto modelos para gasificadores de corriente descendente que describen el

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

comportamiento del proceso en estado estacionario a partir de la representación de las diferentes zonas del reactor y de las reacciones que tienen lugar en cada una de ellas, como es el caso del modelo desarrollado por Diyoke *et al.* (2018).

Además del análisis en estado estacionario, el estudio del comportamiento dinámico de los procesos de gasificación resulta relevante para comprender la respuesta del sistema ante variaciones en las condiciones de operación. En este contexto, el diseño de estrategias de control permite mantener la estabilidad del proceso y regular variables de interés mediante la compensación de perturbaciones externas (Ogata, 2010). El uso de herramientas de simulación como Simulink[®] facilita la implementación de modelos dinámicos y el análisis de la respuesta del sistema ante perturbaciones, permitiendo evaluar el desempeño de diferentes estrategias de control.

Por lo tanto, el presente trabajo desarrolla la simulación de un gasificador de biomasa de corriente descendente utilizando madera como materia prima, a partir de un modelo basado en el enfoque propuesto por Diyoke *et al.* (2018) y su implementación en el entorno de simulación Simulink[®]. A partir de este modelo se analiza el comportamiento del sistema y su respuesta frente a perturbaciones en las condiciones de operación, considerando variaciones en el flujo de aire alimentado. De igual manera, se evalúa el desempeño de una estrategia de control *feedback* con el fin de analizar la estabilidad y el comportamiento dinámico del proceso. La pregunta de investigación es: ¿Cuáles son los tipos de respuesta y los tiempos de estabilización para una estrategia de control *feedback* en un reactor de gasificación ante perturbaciones de tipo escalón?

1. Objetivos

1.1 Objetivo general

Analizar una estrategia de control *feedback* para un reactor de gasificación de biomasa utilizando simulación en Simulink®.

1.2 Objetivos específicos

Simular en Simulink® un caso base de literatura de gasificación de biomasa en estado estacionario, a partir de la definición de la composición de la biomasa y las dimensiones del gasificador, validando los perfiles de concentración y temperatura en el reactor.

Evaluar la simulación del caso base en estado dinámico y lazo abierto, por medio de la aplicación de perturbaciones tipo escalón en el flujo de aire alimentado, definiendo los tiempos de estabilización y los tipos de respuesta.

Integrar una estrategia de control *feedback* a la simulación del caso base en estado dinámico, por medio de Simulink®, definiendo los tiempos de estabilización y los tipos de respuesta.

2. Marco teórico

2.1 Gasificador de biomasa de corriente descendente:

La gasificación de biomasa es un proceso termoquímico en el que materiales orgánicos se transforman en un gas combustible mediante su reacción a altas temperaturas con una cantidad limitada de un agente gasificante, como aire, oxígeno o vapor de agua. Durante este proceso, la biomasa pasa por etapas de secado, pirólisis, oxidación y reducción, generando una mezcla gaseosa compuesta principalmente por monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H₂), metano (CH₄) y dióxido de carbono (CO₂). Este gas, conocido como gas de síntesis o *syngas*, puede emplearse para

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

la generación de energía o la producción de combustibles y productos químicos (Basu, 2010; Safarian *et al.*, 2022).

El desarrollo del proceso de gasificación depende en gran medida del tipo de reactor utilizado, conocido como gasificador, el cual determina las condiciones de operación y la forma en que ocurren las reacciones termoquímicas. Existen diferentes configuraciones de gasificadores, entre las que se encuentran los de lecho fijo y los de lecho fluidizado, cada uno con características particulares en cuanto al flujo de los reactivos, la distribución de temperatura y la composición del gas producido (Basu, 2010). Dentro de los gasificadores de lecho fijo, el de corriente descendente ha sido ampliamente estudiado por su capacidad para producir un gas con menor contenido de alquitrán.

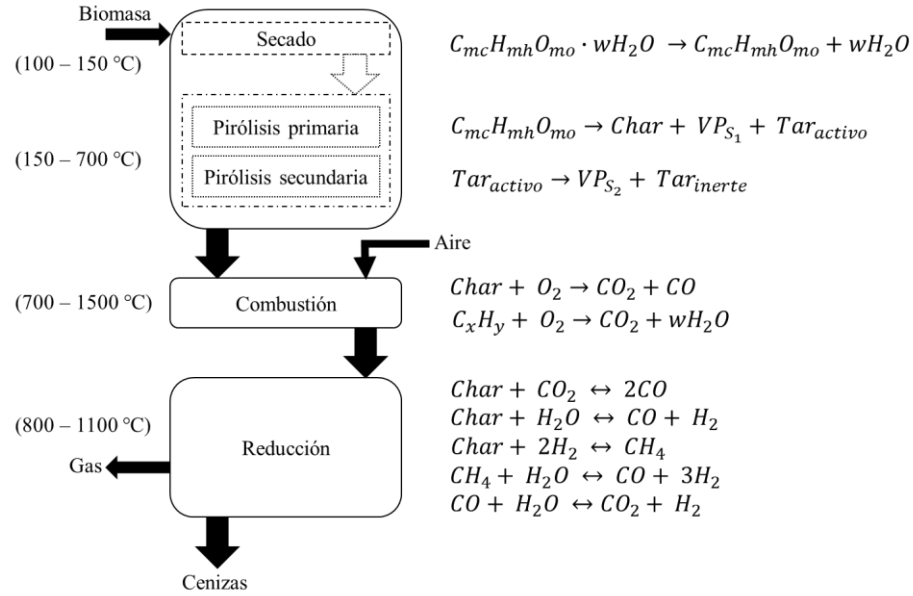
El gasificador de corriente descendente funciona como un reactor de flujo paralelo en el que la biomasa y el agente gasificante se desplazan en la misma dirección. En este tipo de configuración, el aire se introduce a una altura inferior a la entrada de la biomasa, lo que provoca que el gas generado se desplace hacia la parte inferior del reactor y atraviese un lecho de carbón y cenizas calientes antes de salir del sistema (Basu, 2010). Conceptualmente, el interior del gasificador puede dividirse en cuatro zonas principales: secado, pirólisis, combustión (oxidación) y reducción (Diyoke *et al.*, 2018) como puede observarse en la Figura 1.

Un modelo matemático para este sistema se puede proponer mediante la consideración de un reactor tipo CSTR (*Continuous Stirred Tank Reactor*) para las zonas de secado, pirólisis y oxidación, mientras que para la zona de reducción se puede proponer un reactor tipo PFR (*Plug Flow Reactor*), ambos en estado estacionario (Gao y Li, 2008).

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Figura 1

Zonas del gasificador de corriente descendente



Nota. Adaptado de Diyoke *et al.* (2018). Imagen elaborada en Microsoft PowerPoint.

En este sentido, Giltrap *et al.* (2003) presentaron un modelo en estado estacionario para la zona de reducción, en el que describen las reacciones (Ec. 1 – Ec. 4), además de incorporarse la reacción de vapor reformado de metano dentro de este sistema (Gao y Li, 2008) (E. 5).



Por su parte, el modelo desarrollado por Diyoke *et al.* (2018) calcula las temperaturas en las zonas de secado, pirólisis y oxidación, y determina la concentración del gas y el perfil de temperatura en la zona de reducción mediante balances de masa y energía como sigue a continuación.

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

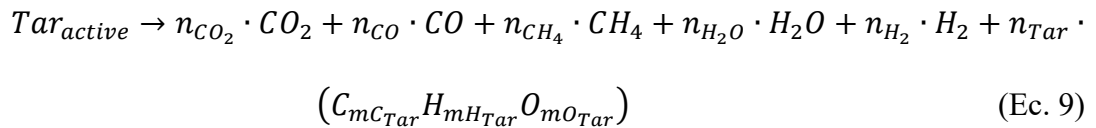
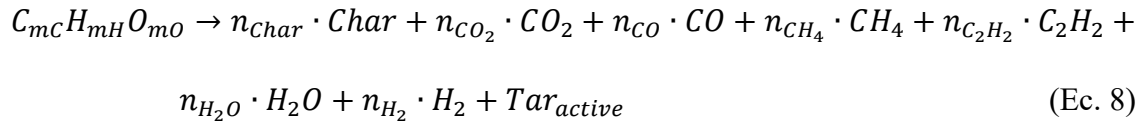
En la zona de secado, la humedad de la biomasa se reduce de 30–60 % a 5–20 % en peso, aumentando el poder calorífico del gas. El proceso se modela considerando la energía necesaria para calentar y evaporar el agua contenida en la biomasa, expresada como:

$$Q_{\text{dry}} = w[C_{p,w}(\Delta T) + \Delta \dot{h}_w] \quad (\text{Ec. 6})$$

$$w = \frac{M_{m,B} MC}{M_{m,w} \left(1 - \frac{MC}{100}\right)} \quad (\text{Ec. 7})$$

Donde, Q_{dry} corresponde al calor de secado, $C_{p,w}$ es la capacidad calorífica del agua, w es el contenido de humedad en fracción molar, ΔT es el cambio de la temperatura, $\Delta \dot{h}_w$ es el calor latente del agua, $M_{m,B}$ es el peso molecular de la biomasa, MC es el contenido de humedad de la biomasa y $M_{m,w}$ es el peso molecular del agua.

En la zona de pirólisis, la biomasa seca se descompone en un residuo carbonoso (*Char*), gases de producto (CO , CO_2 , H_2 , H_2O , CH_4 y C_2H_2) y compuestos intermedios denominados alquitranes (*Tar*). Por lo tanto, se consideran dos subetapas principales: la pirólisis primaria (Ec. 8) y la pirólisis secundaria (Ec. 9).



Donde; mc , mh y mo son el número de átomos de carbono, hidrógeno y oxígeno en la biomasa; n es el número de moles de las respectivas especies; mC_{Tar} , mH_{Tar} y mO_{Tar} son el número de átomos de carbono, hidrógeno y oxígeno en el alquitrán. Además, según la literatura, el 78% del alquitrán se descompone ($\text{Tar}_{\text{active}}$).

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

El rendimiento de los productos gaseosos se determina resolviendo un sistema de siete ecuaciones: tres de balance de especies C, O, H (Ec. 10 – Ec.12) y cuatro de relaciones empíricas (Ec. 13 – Ec. 16).

$$mC = n_{Char} + n_{CO_2} + n_{CO} + n_{CH_4} + 2 \cdot n_{C_2H_2} + n_{Tar} \cdot mC_{Tar} \quad (Ec. 10)$$

$$mO = 2 \cdot n_{CO_2} + n_{CO} + n_{H_2O} + n_{Tar} \cdot mO_{Tar} \quad (Ec. 11)$$

$$mH = 4 \cdot n_{CH_4} + 2 \cdot n_{C_2H_2} + 2 \cdot n_{H_2O} + n_{H_2} + n_{Tar} \cdot mH_{Tar} \quad (Ec. 12)$$

$$n_{H_2O} = (mO - n_{Tar} \cdot mO_{Tar}) \cdot 0.8 \quad (Ec. 13)$$

$$n_{H_2} = 0.5 \cdot (mH - n_{Tar} \cdot mH_{Tar} - 2 \cdot n_{H_2O}) \quad (Ec. 14)$$

$$(mO - n_{Tar} \cdot mO_{Tar}) \cdot 0.2 = 2 \cdot n_{CO_2} + n_{CO} \quad (Ec. 15)$$

$$0.5 \cdot (mH - n_{Tar} \cdot mH_{Tar} - 2 \cdot n_{H_2O}) = 4 \cdot n_{CH_4} + 2 \cdot n_{C_2H_2} \quad (Ec. 16)$$

Las ecuaciones (Ec. 13) y (Ec. 14) describen la formación de agua y de H₂ a partir del oxígeno y el hidrógeno disponibles en la biomasa, considerando que el 80 % del oxígeno forma agua y que la mitad del hidrógeno restante, tras producir agua y *Tar*, genera H₂. Las ecuaciones (Ec. 15) y (Ec. 16) representan el oxígeno y el hidrógeno remanentes después de estas reacciones. La solución de las ecuaciones asume que el residuo carbonoso está compuesto únicamente por carbono (*Char*), que el *Tar* posee una relación C:H:O de 1:1.03:0.33 y que no se forman compuestos derivados del nitrógeno de la biomasa.

La temperatura de la zona de pirólisis se determina mediante un balance de energía que incluye la zona de secado y las pérdidas de calor al ambiente. Establece que la energía de las reacciones y del secado de la biomasa equivale al cambio de entalpía de las especies más las pérdidas.

$$\dot{h}_{f,B} + Q_{dry} = \sum_{j,out} n_j \cdot [h_j(T_p) - h_j(T_0) + \Delta \dot{h}_{f,j}(T_0)] + Q_{l,PZ} \quad (Ec. 17)$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$\dot{h}_{f,B} = mC \cdot \dot{h}_{f,CO_2}(T_0) + 0.5 \cdot mH \cdot \dot{h}_{f,H_2O}(T_0) - (y \cdot \dot{h}_{f,O_2}(T_0)) - HV \cdot M_{m_B} \quad (\text{Ec. 18})$$

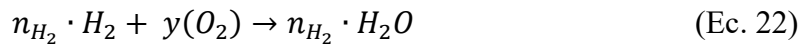
$$LHV = HHV \cdot M_{m_B} - 0.5 \cdot mH \cdot \Delta \dot{h}_{v,w} \quad (\text{Ec. 19})$$

$$HHV = 0.3419 \cdot C + 1.1783 \cdot H + 0.1005 \cdot S - 0.1034 \cdot O - 0.015 \cdot N - 0.0211 \cdot A \quad (\text{Ec. 20})$$

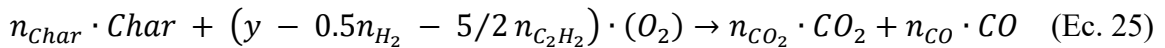
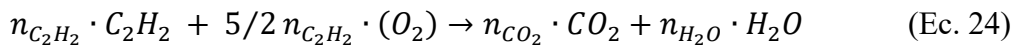
$$ER = \frac{(A/F)_{\text{estequiométrico}}}{(A/F)_{\text{actual}}} \quad (\text{Ec. 21})$$

Donde, $\dot{h}_{f,B}$ es el calor de formación de la biomasa, $Q_{l,PZ}$ es la pérdida de calor en la zona de pirólisis, y es el aire, A/F es la relación aire combustible; C, H, S, O, N y A son el porcentaje de masa de carbono, hidrógeno, azufre, oxígeno, nitrógeno y ceniza en la biomasa. Siendo importante mencionar que el calor perdido al ambiente se toma como el 12% del valor del poder calorífico bajo ponderado con la relación ER (Ec. 21).

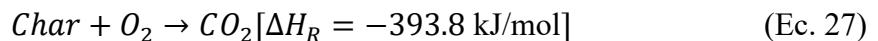
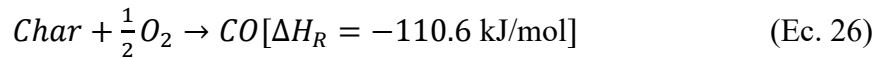
En la zona de oxidación, una fracción de los gases y del residuo generados durante la pirólisis experimenta combustión en la zona de oxidación, la cual está condicionada por la limitada cantidad de oxígeno disponible. En esta zona, las reacciones ocurren de forma secuencial (Ec. 22 – Ec. 25), en función de la disponibilidad de oxígeno.



$$y = \frac{1}{ER} (mC + 0.5mH - 0.25mO) \quad (\text{Ec. 23})$$



Los productos gaseosos CO y CO₂ se forman en proporciones inversas a sus calores de reacción, según las siguientes reacciones:



CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

El balance energético en la zona de oxidación se establece considerando la entalpía de los compuestos que ingresan desde la zona de pirólisis y los productos formados, según:

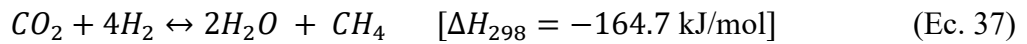
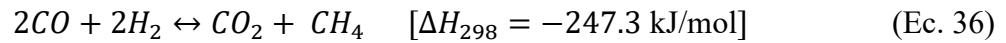
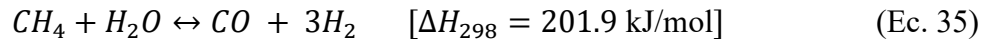
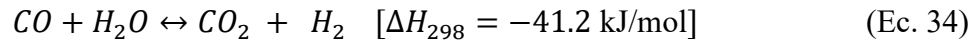
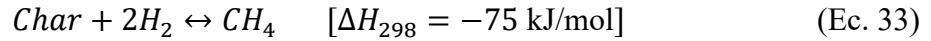
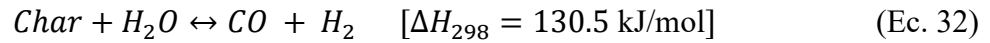
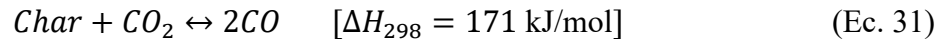
$$\sum_{j,in} n_j [h_j(T_p) - h_j(T_0) + \dot{h}_{f,j}(T_0)] = \sum_{i,out} n_i [h_i(T_{ox}) - h_i(T_0) + \dot{h}_{f,i}(T_0)] + Q_{l,oz} \quad (\text{Ec. 28})$$

$$Q_{l,oz} = 0.5 \frac{LHV}{ER} \quad (\text{Ec. 29})$$

$$h_i(T) - h_i(T_0) = a_i(T - T_0) + \frac{b_i}{2}(T^2 - T_0^2) \quad (\text{Ec. 30})$$

Donde, T_p y T_{ox} representan las temperaturas de las zonas de pirólisis y oxidación, respectivamente, y $Q_{l,oz}$ corresponde a la pérdida de calor.

En la zona de reducción, modelada como una sección cilíndrica adiabática del gasificador, los gases provenientes de la zona de oxidación (CO_2 , H_2O , H_2 , CO y N_2) reaccionan con el carbono sólido (*Char*); las reacciones que ocurren en esta zona son:



En la zona de secado se requiere tener los valores de entrada MC , $M_{m,B}$ y ΔT , y los parámetros $M_{m,w}$, $C_{p,w}$ y $\Delta \dot{h}_w$ para solucionar las ecuaciones (Ec. 6) y (Ec. 7).

Por su parte, para la zona de pirólisis, el modelo de Diyoke *et al.* (2018) presenta la estimación del rendimiento de productos (Ec. 10 – Ec. 16). Sin embargo, se puede identificar la

CONTROL FEEDBACK PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

existencia de un sistema linealmente dependiente, considerando que la (Ec. 11) resulta de sumar las ecuaciones (Ec. 13) y (Ec. 15), de igual manera la ecuación (Ec. 12) se obtiene al sumar las ecuaciones (Ec. 14) y (Ec. 16), lo que hace que las ecuaciones (Ec. 11) y (Ec. 12) se descarten. Por consiguiente, las relaciones de rendimientos máxicos obtenidas por Merrick (1983) en su experimentación, fueron tomadas para obtener dos ecuaciones adicionales referentes a las relaciones n_{CO_2}/n_{CO} (Ec. 41) y $n_{CH_4}/n_{C_2H_2}$ (Ec. 43) como reemplazo.

$$m_{CO_2} = 44 \cdot n_{CO_2}, \quad m_{CO_2} = m_C + m_{O_2} = 0.11 \cdot \left(\frac{12}{32} + 1 \right) \cdot m \quad (\text{Ec. 38})$$

$$m_{CO} = 28 \cdot n_{CO}, \quad m_{CO} = m_C + m_O = 0.185 \cdot \left(\frac{12}{16} + 1 \right) \cdot m \quad (\text{Ec. 39})$$

$$\frac{n_{CO_2}}{n_{CO}} = \frac{28 \cdot 0.11 \cdot \left(\frac{12}{32} + 1 \right) \cdot m}{44 \cdot 0.185 \cdot \left(\frac{12}{16} + 1 \right) \cdot m} = 0.2973 \quad (\text{Ec. 40})$$

$$m_{CH_4} = 16 \cdot n_{CH_4}, \quad m_{CH_4} = m_C + 4 \cdot m_H = 0.327 \cdot \left(\frac{12}{4} + 1 \right) \cdot m \quad (\text{Ec. 41})$$

$$m_{C_2H_2} = 26 \cdot n_{C_2H_2}, \quad m_{C_2H_2} = 2 \cdot m_C + 2 \cdot m_H = 0.044 \cdot \left(\frac{24}{2} + 1 \right) \cdot m \quad (\text{Ec. 42})$$

$$\frac{n_{CH_4}}{n_{C_2H_2}} = \frac{26 \cdot 0.327 \cdot \left(\frac{12}{4} + 1 \right) \cdot m}{16 \cdot 0.044 \cdot \left(\frac{24}{2} + 1 \right) \cdot m} = 3.7159 \quad (\text{Ec. 43})$$

Por lo tanto, la relación (Ec. 40) asume que el 11% y el 18.5% de la fracción másica del oxígeno presente en la biomasa son utilizados en la generación de CO_2 y CO , respectivamente. De igual manera, la generación de CH_4 y C_2H_2 corresponden al 32.7%p y 4.4%p del hidrógeno contenido en la biomasa, respectivamente.

Por otro lado, el modelo de Diyoke *et al.* (2018) calcula la temperatura de la zona de pirólisis mediante un balance de energía que incluye el calor de formación de la biomasa (Ec. 18) y el calor de secado (Ec. 17). Sin embargo, la (Ec. 18) reportó valores excesivos que conducen a temperaturas negativas. Por ello, en este trabajo se empleó una expresión basada en la composición

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

elemental propuesta por Burnham (2010) (Ec. 44), permitiendo obtener temperaturas positivas y dentro del rango esperado.

$$\dot{h}_{f,B} = 19.7 \cdot C - 278.2 \cdot H + 29 \cdot N - 50 \cdot S - 108 \cdot O \quad (\text{Ec. 44})$$

En cuanto a las zonas de oxidación y reducción, la relación entre la generación de CO y CO₂ (Ec. 45) se asume como la relación entre los calores de reacción de la oxidación del residuo carbonoso (Ec. 26) y (Ec. 27), viéndose afectada con un valor de k de 0.05. Por esto, las ecuaciones que permiten calcular las moles de CO y CO₂ que se generan en (Ec. 26) y (Ec. 27), se determinan por (Ec. 46) y (Ec. 47).

$$\frac{n_{CO}}{n_{CO_2}} = 0.2809 \cdot k \quad (\text{Ec. 45})$$

$$n_{CO_2} = \frac{y - 0.5 \cdot n_{H_2} - 2.5 \cdot n_{C_2H_2}}{1 + 0.2809 \cdot 0.5 \cdot k} \quad (\text{Ec. 46})$$

$$n_{CO} = 0.2809 \cdot k \cdot \frac{y - 0.5 \cdot n_{H_2} - 2.5 \cdot n_{C_2H_2}}{1 + 0.2809 \cdot 0.5 \cdot k} \quad (\text{Ec. 47})$$

En la zona de oxidación, el balance de energía se representa por la ecuación (Ec. 28), la pérdida de energía al ambiente en esta zona se define como la ecuación (Ec. 29), se consideran reacciones de oxidación del *Char* (Ec. 26), (Ec. 27), (Ec. 31 - Ec. 33), y las reacciones (Ec. 34 - Ec. 35). Además, la cinética de las reacciones (Ec. 31 – Ec. 35) se representan por las expresiones de tipo Arrhenius expresada para cada reacción (Ec. 48 – Ec. 52). (Apéndices A, B y C)

$$r_{31} = CRF \cdot A_{31} \cdot \exp \left(-\frac{E_{31}}{RT} \right) \cdot \left(\chi_{CO_2} - \frac{\chi_{CO}^2}{k_{31}} \right) \quad (\text{Ec. 48})$$

$$r_{32} = CRF \cdot A_{32} \cdot \exp \left(-\frac{E_{32}}{RT} \right) \cdot \left(\chi_{H_2O} - \frac{\chi_{CO} \chi_{H_2}}{k_{32}} \right) \quad (\text{Ec. 49})$$

$$r_{33} = CRF \cdot A_{33} \cdot \exp \left(-\frac{E_{33}}{RT} \right) \cdot \left(\chi_{H_2}^2 - \frac{\chi_{CH_4}}{k_{33}} \right) \quad (\text{Ec. 50})$$

$$r_{34} = CRF \cdot A_{34} \cdot \exp \left(-\frac{E_{34}}{RT} \right) \cdot \left(\chi_{CO} \chi_{H_2O} - \frac{\chi_{CO_2} \chi_{H_2}}{k_{34}} \right) \quad (\text{Ec. 51})$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$r_{35} = CRF \cdot A_{35} \cdot \exp\left(-\frac{E_{35}}{RT}\right) \cdot \left(\chi_{CH_4}\chi_{H_2O} - \frac{\chi_{CO}\chi_{H_2}^3}{k_{35}}\right) \quad (\text{Ec. 52})$$

Los balances de masa (Ec. 53) y energía (Ec. 54) se formularon con base en la literatura (Zainal *et al.*, 2001; Giltrap *et al.*, 2003), considerando como supuestos el consumo total de oxígeno en la zona de oxidación, la presencia de *Char* proveniente de etapas previas, la participación de CO, CO₂, CH₄, H₂ y H₂O, y la ausencia de variaciones radiales. La velocidad del gas (Ec. 56) se calcula mediante la ley del gas ideal (Giltrap *et al.*, 2003), y la caída de presión mediante una expresión empírica basada en la ecuación de Ergun (Diyoke *et al.*, 2018).

$$\frac{dC_i}{dz} = \frac{1}{v} \cdot \left(R_{x_i} - C_i \frac{dv}{dz}\right) \quad (\text{Ec. 53})$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{1}{v \sum C_i C_{p_i}} \cdot \left(-\sum r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - \sum R_{x_i} C_{p_i} T\right) \quad (\text{Ec. 54})$$

$$\frac{dP}{dz} = 1183 \left(\frac{\rho_{gas}}{\rho_{aire}}\right) v^2 + 388.19v - 79.896 \quad (\text{Ec. 55})$$

$$\frac{dv}{dz} = \frac{1}{\sum C_i C_{p_i} + C_T R} \cdot \left(\frac{\sum C_i C_{p_i} \sum R_{x_i}}{C_T} - \frac{\sum r_i \Delta H_i}{T} - \frac{dP}{dz} \left(\frac{v}{T} + \frac{v \sum C_i C_{p_i}}{P}\right)\right) - \sum R_{x_i} C_{p_i} \quad (\text{Ec. 56})$$

$$C_T = \{C_{CO_2}, C_{CO}, C_{H_2}, C_{CH_4}, C_{H_2O}, C_{N_2}\} \quad (\text{Ec. 57})$$

Por otro lado, el comportamiento del gasificador también puede analizarse desde un enfoque dinámico, el cual permite representar la evolución temporal del proceso en la zona de reducción y estudiar la respuesta del sistema ante perturbaciones tipo escalón en una variable de operación como el flujo de aire alimentado. En este enfoque, se supone que las zonas de pirólisis y oxidación ocurren de manera instantánea en comparación con la dinámica del sistema, por lo que no se modelan de forma transitoria. No obstante, las condiciones de salida de estas zonas, determinadas previamente en estado estacionario, se emplean como condiciones de entrada para la zona de reducción. De esta manera, el análisis dinámico se concentra en dicha zona, al ser la que captura los efectos transitorios más representativos del comportamiento del gasificador.

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Teniendo en cuenta lo anterior, la zona de reducción (que en el modelo en estado estacionario se modelaba como un reactor tipo PFR) se aproxima mediante dos reactores tipo CSTR conectados en serie. Esta estrategia es ampliamente empleada en ingeniería de reactores para reproducir el comportamiento de un PFR utilizando un número finito de reactores de mezcla perfecta dispuestos secuencialmente, lo que permite representar de manera adecuada los gradientes de conversión y temperatura a lo largo del sistema (Fogler, 2016; Levenspiel, 1999).

Para la implementación del modelo en estado dinámico, se formularon los balances de masa por componente y el balance de energía (Apéndice F). A diferencia del enfoque en estado estacionario, donde el término de acumulación es nulo, en el régimen dinámico se incorpora explícitamente dicho término, permitiendo describir la evolución temporal del sistema. Para la resolución de las ecuaciones resultantes, se empleó el método de Euler explícito, obteniendo así el siguiente conjunto de ecuaciones:

$$C_{i(t+\Delta t)} = C_i(t) + \Delta t \cdot \left(\frac{C_{ie} \cdot Q_e - C_{is} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta z} + R_{x_i} \right) \quad (\text{Ec. 58})$$

$$T_{(t+\Delta t)} = T(t) + \Delta t \cdot$$

$$\frac{\left(\frac{T_s - T_e}{\Delta z} - v \cdot \sum C_i C p_i - \sum r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - 2 \sum R_{x_i} C p_i T - T \sum (C p_i) \left(\frac{C_{ie} \cdot Q_e - C_{is} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta z} \right) \right)}{\sum C_i C p_i} \quad (\text{Ec. 59})$$

En donde i corresponde a cada una de las componentes (H_2 , CO , CO_2 , H_2O , Aire).

Para el modelado, es necesario considerar el caudal volumétrico, ya que este no permanece constante a lo largo del sistema, sino que varía en función de las condiciones de operación. En particular, para la zona de reducción, el caudal se calcula a partir del caudal proveniente de la zona de oxidación. Para ello, se asume un comportamiento de gas ideal bajo condiciones isobáricas, lo que permite aplicar la ley de Charles. Esta ley establece que el volumen y, por extensión, el caudal

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

volumétrico es directamente proporcional a la temperatura absoluta. En consecuencia, la relación entre los caudales en ambas zonas se expresa como:

$$Q_2 = \frac{Q_1 \cdot T_2}{T_1} \quad (\text{Ec. 60})$$

donde (Q_1) y (Q_2) corresponden a los caudales en la zona de oxidación y de reducción, respectivamente, y (T_1) y (T_2) son las temperaturas absolutas en cada zona.

2.2 Estrategia de control en lazo cerrado (*feedback*):

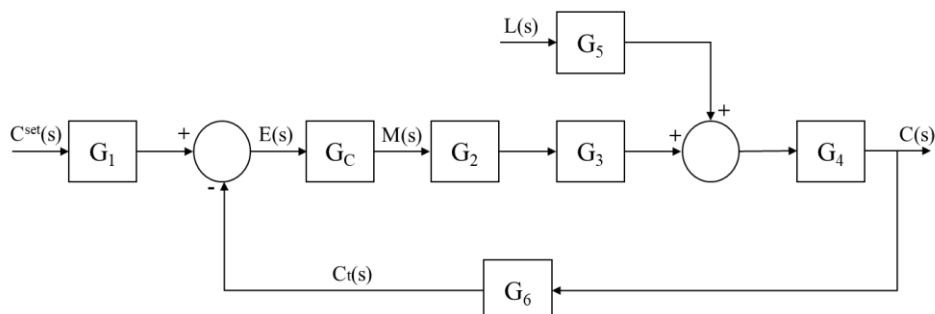
En los sistemas de gasificación de biomasa, la operación adecuada del proceso depende del control de variables clave como la temperatura, que está fuertemente influenciada por el flujo de aire alimentado. En este sentido, el uso de estrategias de control en lazo cerrado (*feedback*) resulta fundamental, ya que permite medir continuamente la variable de proceso y compararla con un valor de referencia (*setpoint*), generando una acción correctiva sobre la variable manipulada. De acuerdo con Smith y Corripio (1991), este tipo de control es ampliamente utilizado en procesos industriales debido a su capacidad para rechazar perturbaciones y mantener condiciones de operación estables.

En términos generales, el control automático de procesos tiene como objetivo mantener variables como temperatura, presión, flujo y nivel dentro de rangos deseados, con el fin de mejorar la eficiencia y estabilidad del sistema. Una de las estrategias más empleadas es el control en lazo cerrado (*feedback*), el cual ajusta continuamente las variables del proceso a partir de la comparación entre la variable medida y el valor de referencia (C^{set}). Como se muestra en la Figura 2, este esquema permite compensar perturbaciones (L) y minimizar desviaciones mediante una acción correctiva generada por el controlador. Para su adecuado funcionamiento, es fundamental una correcta sintonización del controlador (G_c), ya que de esta depende la estabilidad del sistema y la capacidad de evitar oscilaciones indeseadas (Smith y Corripio, 1991).

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Figura 2

Diagrama de bloques de un sistema de control feedback



Nota. Adaptado de Control automático de procesos: teoría y práctica (p. 109), por Smith y Corripio, 1991, McGraw-Hill. Imagen elaborada en Microsoft PowerPoint.

Dentro de las estrategias de control, el controlador proporcional (P) constituye una de las formas más simples y utilizadas, en donde la acción de control es directamente proporcional al error entre la variable medida y el valor deseado. En el caso del gasificador, esta acción se traduce en ajustes sobre el flujo de aire, con el objetivo de regular la temperatura del gasificador a la salida de la zona de reducción. Según Smith y Corripio (1991), aunque el controlador proporcional ofrece una respuesta rápida, su principal limitación es la presencia de error en estado estacionario, y su desempeño depende de la correcta selección de la ganancia, ya que valores inadecuados pueden generar respuestas lentas o incluso llevar al sistema a la inestabilidad.

Para superar esta limitación, se emplea un controlador proporcional-integral (PI), cuya acción integral acumula el error y elimina el error en estado estacionario. En sistemas como el gasificador, mejora la precisión frente al controlador P, aunque puede generar mayor oscilación si no se sintoniza adecuadamente. Por ello, la selección de sus parámetros es clave para equilibrar rapidez, estabilidad y precisión (Smith y Corripio, 1991).

Para la determinación de los parámetros del controlador, se emplean métodos de sintonización empíricos como el propuesto por Ziegler y Nichols (1942), el cual se basa en la

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

identificación de la ganancia última del sistema. Este procedimiento consiste en incrementar progresivamente la ganancia proporcional hasta alcanzar un estado de oscilaciones sostenidas, que marca el límite de estabilidad. En aplicaciones como el gasificador, donde la dinámica del sistema es altamente no lineal y dependiente de las condiciones de operación, este enfoque resulta particularmente útil. A partir de la ganancia última y el periodo de oscilación, se establecen reglas de ajuste tanto para controladores proporcionales como para controladores PI. En el caso del controlador proporcional, se recomienda utilizar aproximadamente la mitad de la ganancia última, mientras que para el controlador PI se definen valores específicos de ganancia y tiempo integral que permiten mejorar la estabilidad y eliminar el error en estado estacionario (Ziegler y Nichols, 1942).

3. Estado del arte

Rabea *et al.* (2023) evaluaron la viabilidad de producir hidrógeno a partir de astillas de madera en un gasificador de lecho fijo de dos etapas, mediante modelos en Aspen Plus y Matlab®. Determinaron relaciones óptimas vapor-biomasa de 0.8 (aire-vapor) y 1.2 (oxi-vapor), y una relación vapor-CO de 4, logrando una conversión de CO del 82.9%. Además, reportaron un rendimiento de 81.47 g H₂/kg de biomasa seca, un factor de emisión neto de -1.38 kg CO₂-eq/kg y una eficiencia energética de 49.6% con integración térmica.

Hussain *et al.* (2018) desarrollaron un modelo en Aspen Plus para la producción de hidrógeno mediante gasificación catalítica de cáscara de palmiste con vapor en un gasificador de lecho fluidizado. La producción de hidrógeno aumentó del 45.5 al 80.1 % vol. al elevar la temperatura de 500 a 700 °C; además, con una relación vapor-biomasa de 1 se obtuvo 70.5 % vol., mientras que con 0.5 fue de 60.1 % vol.

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Diyoke *et al.* (2018) desarrollaron en Matlab®, el Modelado de la gasificación de biomasa en corriente descendente: un proceso integrado de pirólisis, combustión y reducción. El modelo, validado con datos experimentales, permitió analizar el efecto de la relación de equivalencia, la humedad y la temperatura del aire de gasificación sobre el rendimiento del gas de síntesis. Los resultados mostraron que el aumento de ER y MC disminuye el LHV, CGE y CCE, mientras que una mayor temperatura del aire mejora la eficiencia y el rendimiento del gasificador.

Sheokand y Jaswal (2016) evaluaron un controlador de lógica difusa para mejorar el control de un gasificador de corriente descendente con madera como materia prima. El modelo en Matlab®/Simulink® consideró como entradas la humedad, el flujo de aire y la frecuencia de parrilla, y como salidas la relación CO/CO₂ y la temperatura. Los resultados mostraron que el controlador difuso regula más eficientemente la temperatura y la composición del gas de síntesis que los controladores convencionales, evidenciando su capacidad para manejar la naturaleza multivariable y no lineal del proceso.

Barrios *et al.* (2024) analizaron estrategias de control en la gasificación de biomasa, comparando control clásico (PID), lógica difusa (FLC) y control matricial dinámico (DMC) en un modelo de gasificación de cascarilla de arroz, evaluados mediante la integral del error absoluto (IAE). Los resultados mostraron que el FLC es el más eficaz por su estabilidad, precisión y mejor manejo de perturbaciones, mejorando el rendimiento del gas de síntesis y el consumo energético; sin embargo, su implementación industrial requiere mayor estudio debido a su complejidad.

Los estudios revisados evidencian que la gasificación de biomasa es una alternativa viable para la producción de hidrógeno, especialmente al ajustar parámetros como la relación vapor-biomasa, la temperatura y el tipo de gasificador. Asimismo, Simulink® ha sido utilizado para analizar el proceso y desarrollar estrategias de control; sin embargo, existe un vacío en la literatura

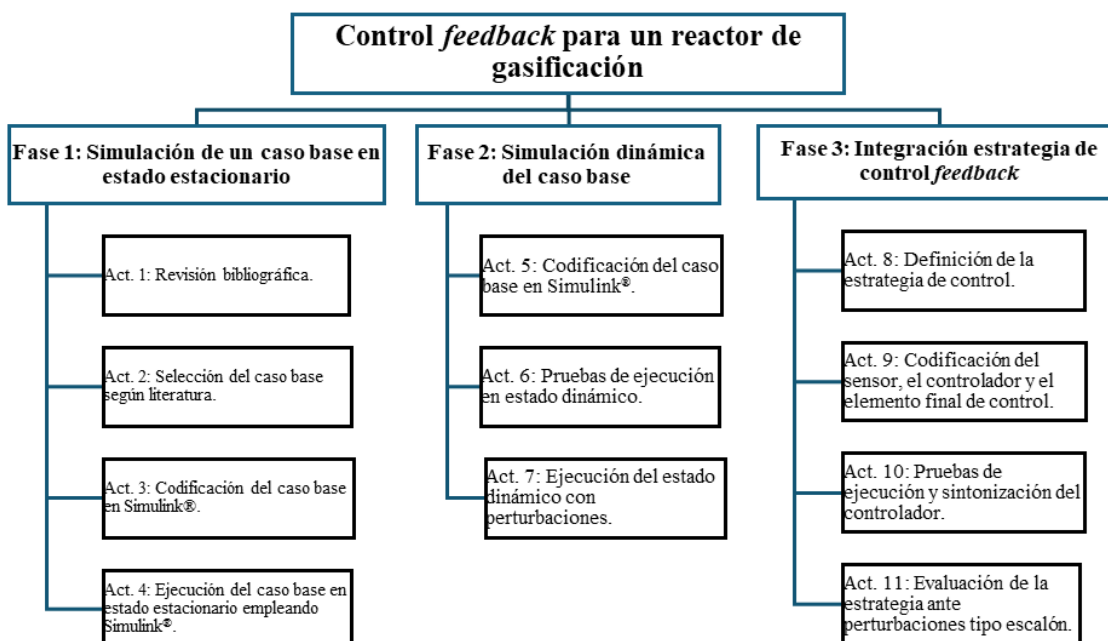
CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

sobre la aplicación de control clásico en gasificación, con pocos estudios disponibles. En este contexto, estos antecedentes respaldan el uso de este simulador para evaluar un control feedback en la gasificación de biomasa del caso base de madera (Diyoke *et al.*, 2018).

4. Metodología

Figura 3

Enfoque metodológico aplicado que guía el desarrollo del presente trabajo



Nota. Imagen elaborada en Microsoft Word.

4.1 Fase 1. Simulación de un caso base en estado estacionario:

Actividad 1: Revisión bibliográfica. La revisión se enfocó en el proceso de gasificación de biomasa, permitiendo abordar sus fundamentos teóricos, variables de operación, funcionamiento y dimensionamiento de gasificadores, modelos de simulación reportados en la literatura, además de estudios relacionados con la implementación de estrategias de control.

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Actividad 2: Selección del caso base según literatura. Se seleccionó el modelo propuesto por Diyoke *et al.* (2018) para la gasificación en estado estacionario. Este modelo presenta una tendencia similar a los resultados experimentales.

Actividad 3: Codificación del caso base en Simulink®. El caso base fue asumido como el trabajado por Diyoke *et al.* (2018). Con parámetros de entrada como se puede observar en el Apéndice D. La solución del caso base en estado estacionario se realizó mediante un algoritmo desarrollado en Matlab®, donde se programaron las ecuaciones algebraicas de los balances de masa y energía junto con las expresiones cinéticas del modelo de Diyoke *et al.* (2018). Este algoritmo fue integrado en Simulink® mediante un bloque Matlab® *Level-2 S-Function*, lo que permite ejecutar el cálculo numérico dentro del entorno gráfico. El Apéndice E presenta la interfase codificada en Simulink® para la simulación del caso base, en la que los parámetros de entrada fueron definidos como constantes.

Actividad 4: Ejecución del caso base en estado estacionario empleando Simulink®. La ejecución del caso base se realiza en Simulink®, integrando el modelo programado en Matlab® para llamar las funciones. En donde las primeras zonas del gasificador se resuelven con *fsolve*, al estar formuladas como sistemas algebraicos no lineales (empleando el método de Levenberg-Marquardt), mientras que la zona de reducción se calcula con *ode45*, basado en el método de Runge-Kutta, debido a que se describe mediante ecuaciones diferenciales en función de la longitud. Los perfiles de temperatura y composición fueron validados con los respectivos perfiles reportados por Diyoke *et al.* (2018).

4.2 Fase 2. Simulación dinámica del caso base:

Actividad 5: Codificación del caso base en Simulink®. El modelo desarrollado para la simulación dinámica de la gasificación presentado en las ecuaciones (Ec. 58 - Ec. 60) del marco

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

teórico fue codificado en la *Level-2 S-Function* de Simulink®. Los apéndices G y H presentan la función modificada con el modelo dinámico de la gasificación integrados a Simulink®.

Actividad 6: Pruebas de ejecución en estado dinámico. Los bloques de Simulink® de la actividad 3 fueron modificados para habilitar perturbaciones de las entradas durante la simulación dinámica.

Actividad 7: Ejecución del estado dinámico con perturbaciones. El código de Simulink® con el modelo dinámico para el gasificador fue ejecutado considerando perturbaciones en flujo de aire alimentado.

4.3 Fase 3. Integración estrategia de control *feedback*:

Actividad 8: Definición de la estrategia de control. Se estableció una estrategia de control en lazo cerrado (*feedback*) para regular la temperatura del gasificador mediante el flujo de aire alimentado. Se consideró el uso de controladores de tipo proporcional (P) y proporcional-integral (PI), con el objetivo de evaluar su desempeño en términos de estabilidad, precisión y rechazo de perturbaciones.

Actividad 9: Codificación del sensor, el controlador y el elemento final de control. En Simulink® se implementaron los elementos del sistema de control en lazo cerrado (Apéndice I). El sensor mide la temperatura a la salida de la zona de reducción y la retroalimenta al sistema. Inicialmente, se empleó un controlador proporcional (P), cuya acción depende del error entre la temperatura medida y el setpoint. Posteriormente, se incorporó un controlador proporcional-integral (PI) para eliminar el error en estado estacionario.

La ganancia proporcional se determinó por prueba y error, identificando la ganancia última y aplicando el criterio de Ziegler-Nichols, que fija la ganancia operativa como la mitad de este valor. Para el controlador PI, los parámetros se estimaron con el mismo método a partir de la

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

ganancia última y el periodo de oscilación. Finalmente, el elemento final de control se implementó para ajustar el flujo de aire alimentado, cerrando el lazo del gasificador.

Actividad 10: Pruebas de ejecución y sintonización del controlador. Se realizaron simulaciones dinámicas del sistema con ambos controladores (P y PI), evaluando la respuesta de la temperatura ante diferentes valores de los parámetros de control. Este proceso permitió verificar el comportamiento del sistema en términos de estabilidad, tipo de respuesta y presencia de error en estado estacionario.

Actividad 11: Evaluación de la estrategia ante perturbaciones tipo escalón. El desempeño del sistema de control se evaluó mediante perturbaciones tipo escalón en el flujo de aire alimentado, analizando la capacidad de los controladores P y PI para rechazarlas y restablecer la temperatura cercana al *setpoint*.

En el Apéndice J se incluye el algoritmo de simulación del gasificador de biomasa de corriente descendente, en el que se consolida la metodología desarrollada en esta sección.

5. Resultados

5.1 Simulación del caso base en estado estacionario

El caso base seleccionado corresponde al modelo de Diyoke *et al.* (2018), el cual divide el gasificador de corriente descendente en cuatro zonas: secado, pirólisis, oxidación y reducción (Figura 1). En este modelo, las tres primeras zonas se representan como un reactor tipo CSTR, mientras que la zona de reducción se modela como un reactor PFR, ambos en estado estacionario.

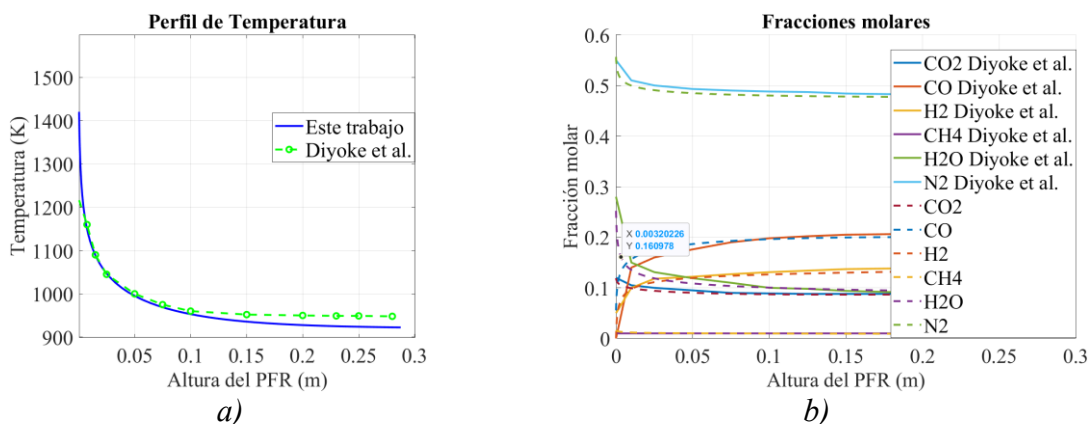
La comparación del perfil de temperatura entre los resultados de Diyoke *et al.* y la función desarrollada muestra buen ajuste, evidenciado en la Figura 4a por la coincidencia en la tendencia de ambas curvas. En ambos casos se observa un descenso pronunciado en la zona inicial, seguido

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

de una estabilización progresiva hacia la región final, consistente con el comportamiento esperado en reactores de corriente descendente. Además, el RMSE fue de 0.08, indicando una desviación baja y aceptable. Las diferencias, principalmente en la región inicial, se atribuyen a las condiciones de temperatura de partida, similares a las de Diyoke *et al.*, con valores cercanos a 1220 K.

Figura 4

Comparación del perfil de temperatura y composición molar en estado estacionario



Nota. Elaborado en Matlab® usando la función *Plot*.

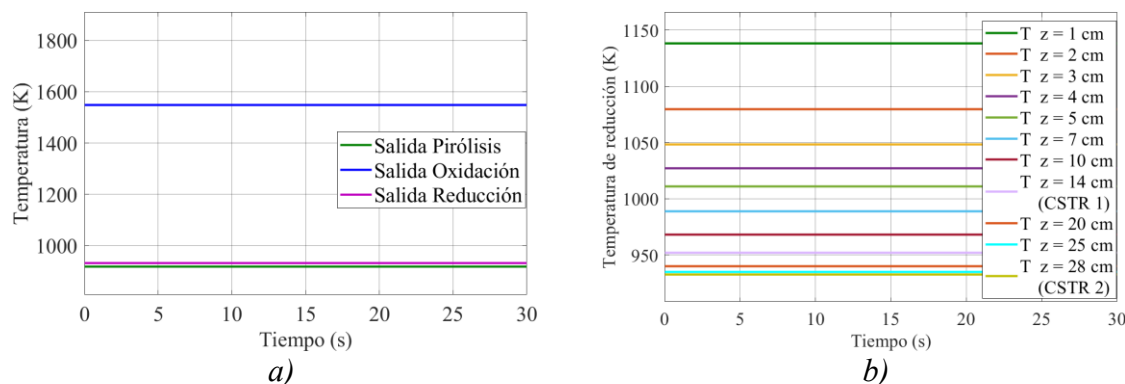
En la Figura 4b se observa que, en el primer tercio del reactor, todas las especies presentan cambios significativos en su fracción molar: CO y H₂ aumentan, mientras que H₂O y CH₄ disminuyen. Además, la fracción molar de N₂ disminuye por el aumento de las moles totales durante la gasificación, generando un efecto de dilución pese a su carácter inerte. El modelo reproduce adecuadamente las tendencias de Diyoke *et al.*, evidenciando buena consistencia en la descripción del sistema.

Por su parte, en la Figura 5a se observa que las temperaturas de salida de las tres zonas permanecen constantes en el tiempo, indicando que el modelo reproduce adecuadamente el estado estacionario. Además, se conserva la distribución térmica característica del gasificador: mayor temperatura en la zona de oxidación, seguida por la de reducción y, finalmente, la de pirólisis, lo que es consistente con el proceso y respalda la validez del modelo.

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Figura 5

Perfil de temperatura en estado estacionario



Nota. Elaborado en Simulink[®] reportado por los bloques de *Scope* S1 (a) y S14 (b).

Adicionalmente, al comparar las temperaturas de la Figura 5b con el modelo de Diyoke, se observa buena concordancia en la zona de reducción, donde los valores calculados se encuentran dentro del intervalo reportado y reflejan su comportamiento a lo largo del eje del reactor. En las zonas de pirólisis y oxidación, las temperaturas son superiores a las reportadas. Sin embargo, se mantienen dentro de los rangos característicos del proceso de gasificación (Figura 1), lo que evidencia coherencia con el comportamiento térmico esperado del sistema.

La Figura 6 muestra la evolución temporal de las concentraciones de CO₂, CO, H₂, CH₄, H₂O, N₂ y del *Char* en distintas posiciones axiales del reactor. Se observa que todas las variables permanecen constantes en el tiempo, lo que indica que el sistema se encuentra en estado estacionario y confirma la estabilidad de las condiciones de operación. Asimismo, se evidencian variaciones a lo largo del eje axial, reflejando gradientes espaciales característicos del proceso de gasificación.

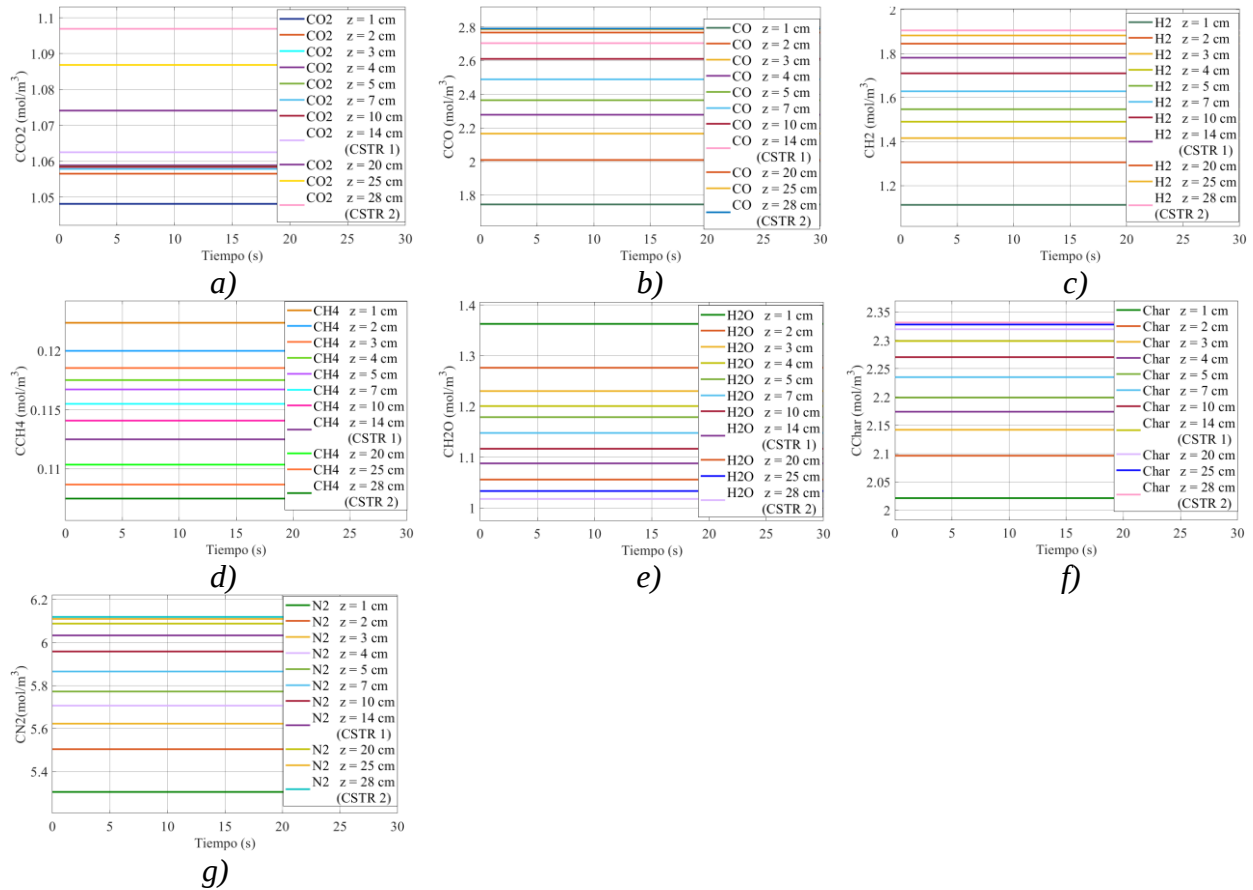
En particular, se observa un incremento de CO y H₂ conforme avanza el reactor, mientras que especies como CO₂ y H₂O disminuyen progresivamente. Este comportamiento es consistente con las reacciones de reducción, en las que el *Char* reacciona con agentes gasificantes como CO₂ y

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

H₂O para producir CO y H₂. De manera complementaria, la cantidad de *Char* disminuye a lo largo del reactor, lo que confirma su consumo en dichas reacciones.

Figura 6

Perfil de concentraciones molares en estado estacionario



Nota. Elaborado en Simulink[®] reportado por los bloques de *Scope* S9 (a), S10 (b), S11 (c), S12 (d), S13 (e), S17 (f) y S18 (g).

Adicionalmente, el CH₄ se mantiene en bajas concentraciones y presenta variaciones poco significativas, lo que indica una menor participación en las reacciones predominantes en esta zona. En cuanto al N₂, su comportamiento responde principalmente a efectos de dilución, manteniendo su carácter inerte dentro del sistema. En conjunto, estos resultados evidencian que el modelo reproduce de manera coherente tanto la distribución espacial de las especies como el comportamiento fisicoquímico esperado en un gasificador de corriente descendente.

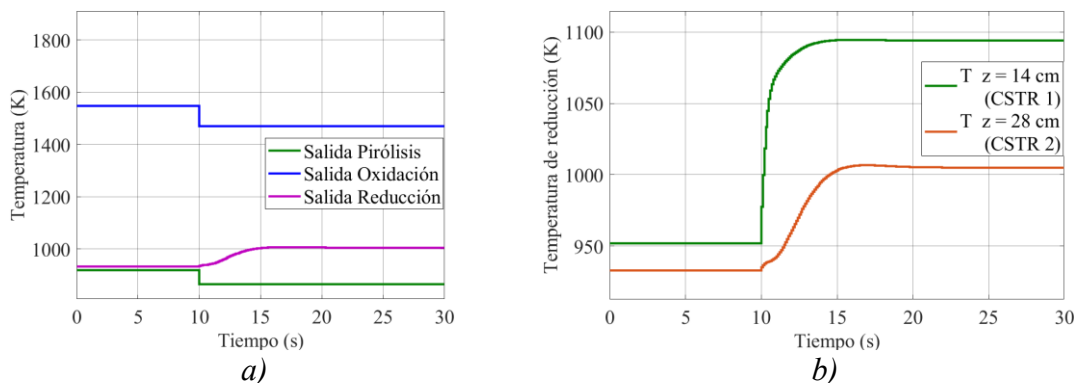
5.2 Simulación del caso base en estado dinámico y lazo abierto

Partiendo del modelo en estado estacionario, se procede a conducir al estado dinámico y lazo abierto, realizando perturbaciones tipo escalón de $\pm 20\%$ en el flujo de aire alimentado al gasificador. Las figuras 7a-b muestran las respuestas de temperatura en las tres zonas (pirólisis, oxidación y reducción) y las concentraciones de los gases a la salida de cada reactor CSRT en la zona de reducción.

La Figura 7a, muestra el comportamiento que tiene la temperatura a la salida de las zonas de pirólisis, oxidación y reducción, al incrementar en un 20% el flujo de aire alimentado, el comportamiento observado en la zona de reducción muestra un aumento moderado de la temperatura que es consistente con lo reportado en la literatura. En este régimen, correspondiente a relaciones aire-combustible elevadas, Di Blasi señala que las energías de activación de la reacción de combustión no generan variaciones en las características del proceso de gasificación, dado un valor suficientemente alto de la relación aire-combustible ($\geq 1,2$), lo cual implica que la etapa de gasificación no está gobernada por la cinética intrínseca sino por fenómenos de transporte y acoplamiento térmico.

Figura 7

Perfil de temperatura al perturbar el flujo de aire + 20%



Nota. Elaborado en Simulink® reportado por los bloques de *Scope* S1 (a) y S14 (b).

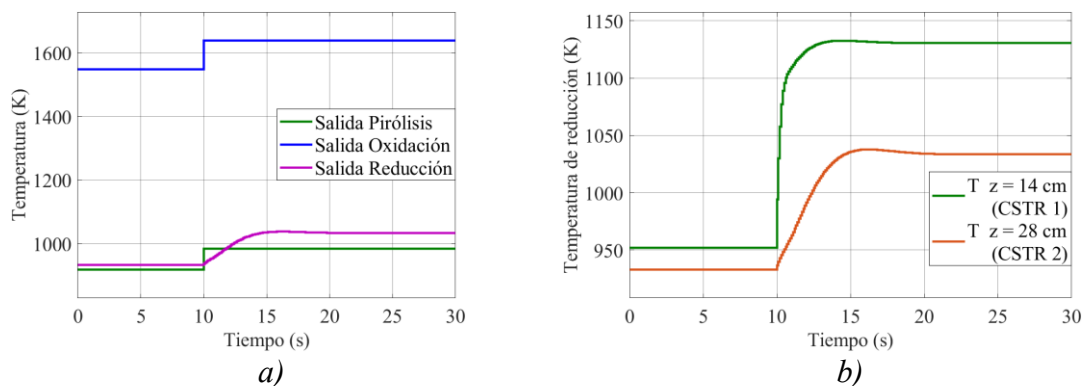
CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

En este contexto, aunque la temperatura en la zona de oxidación disminuye por efectos de dilución, el calor se redistribuye a lo largo del lecho y alcanza la región de reducción, incrementando su temperatura. Dado que la gasificación del carbón es un proceso endotérmico, este mayor aporte térmico intensifica las reacciones sin alterar significativamente el frente de reacción. Así, el aumento de temperatura en la zona de reducción se explica por la redistribución del calor y no por efectos cinéticos, en concordancia con la literatura.

La Figura 8a muestra el comportamiento de la temperatura a la salida de las zonas de pirólisis, oxidación y reducción ante una disminución del 20 % en el flujo de aire. Se observa un incremento en la temperatura de la zona de reducción, consistente con la literatura y asociado a un cambio en el régimen térmico. En condiciones de baja relación aire-combustible, Di Blasi (2000) indica que este parámetro influye en la estabilización del frente de reacción, evidenciando mayor sensibilidad del sistema. En este contexto, la menor dilución por nitrógeno y la combustión parcial de volátiles aumentan la disponibilidad de energía en la zona de reducción, lo que, dado el carácter endotérmico de la gasificación, permite alcanzar temperaturas más elevadas.

Figura 8

Perfil de temperatura ante perturbación en el flujo de aire - 20%



Nota. Elaborado en Simulink[®] reportado por los bloques de *Scope* S1 (a) y S14 (b).

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN**Tabla 1***Datos de concentración y temperatura reportados al perturbar el flujo de aire alimentado*

Corriente	Relación A/F	T (K)	Flujo de aire (g/h)	CO ₂ (mol/m ³)	CO (mol/m ³)	H ₂ (mol/m ³)	CH ₄ (mol/m ³)	H ₂ O (mol/m ³)	N ₂ (mol/m ³)	C Char (mol/m ³)
E	3.00	1367.70	83400	0.94	0.44	0.00	0.13	1.98	6.57	1.66
S		989.88		0.97	2.72	1.60	0.11	1.29	9.08	1.95
E	2.40	1469.50	66720	0.94	0.44	0.00	0.13	1.98	5.25	1.66
S		1005.20		0.95	3.30	2.00	0.10	1.08	7.68	2.04
E	2.00	1548.50		0.94	0.44	0.00	0.13	1.98	4.38	1.66
S		933.70		1.10	2.80	1.91	0.11	1.02	6.13	2.33
E	1.60	1638.70		0.94	0.44	0.00	0.13	1.98	3.50	1.66
S		1033.60		0.88	4.28	2.63	0.08	0.75	5.55	2.21
E	1.00	1800.50		0.94	0.44	0.00	0.13	1.98	2.19	1.66
S		1066.60		0.77	5.23	3.17	0.07	0.48	3.70	2.36

Nota. En donde el estado E y S corresponden a los datos de entrada y salida en la zona de reducción, respectivamente. Tabla elaborada en Microsoft Excel.

Teniendo en cuenta los datos obtenidos en la Tabla 1, se puede confirmar el comportamiento que tiene la temperatura en la zona de reducción en el aumento y disminución de un 20% del flujo de aire. Además, se observa que, para las concentraciones de los gases, al disminuir la relación A/F, la concentración de CO₂ aumenta ligeramente debido a la menor dilución por N₂, mientras que el CO se incrementa por la menor disponibilidad de oxígeno, predominando las reacciones de gasificación que favorecen su formación.

Por su parte, la concentración de CH₄ presenta variaciones leves, debido al equilibrio entre su formación en condiciones reductoras y su consumo en reacciones de reformado con vapor, sin evidenciar una tendencia marcada. En contraste, la concentración de N₂ disminuye claramente, ya que está directamente ligada al flujo de aire alimentado; al reducirse este, disminuye su efecto de dilución y aumentan las fracciones molares de los demás gases. Asimismo, se observa que la producción de hidrógeno se incrementa al disminuir el aire, dado que se favorecen reacciones de gasificación que promueven su formación, efecto que además se ve reforzado por el aumento de

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

la temperatura en la zona de reducción y la menor presencia de N_2 , lo que mejora la concentración de H_2 en la corriente de salida.

Las respuestas obtenidas mediante la simulación dinámica en lazo abierto muestran un comportamiento instantáneo, sobreamortiguado y subamortiguado en la temperatura; mientras que para la concentración muestran un comportamiento subamortiguado, sobreamortiguado e inverso. Los tiempos de estabilización fueron de aproximadamente 5 s para la temperatura global, mientras que para la temperatura en los reactores de la zona de reducción osciló entre 5 y 14 s, y para la concentración entre 5 y 14 s, dependiendo de la perturbación, como se presenta en la Tabla 2. Teniendo presente que las zonas de pirólisis y oxidación ocurren de manera instantánea.

Tabla 2

Tiempos de estabilización y tipos de respuesta al perturbar en estado dinámico y lazo abierto

Variable	Punto de medición	Tipo Respuesta +20% de perturbación	Tiempo de estabilización (s)	Tipo Respuesta -20% de perturbación	Tiempo de estabilización (s)	Ubicación
T	Global pirólisis	Instantánea	0	Instantánea	0	Figura 6a; Figura 7a
	Global oxidación	Instantánea	0	Instantánea	0	
	Global reducción	Sobreamortiguada	5	Sobreamortiguada	5	
CO ₂	CSTR 1	Subamortiguada	7	Subamortiguada	7	Figura K1a; Figura K2a
	CSTR 2	Subamortiguada	8	Subamortiguada	12	
CO	CSTR 1	Inversa	7	Inversa	5	Figura K1b; Figura K2b
	CSTR 2	Sobreamortiguada	10	Sobreamortiguada	12	
H ₂	CSTR 1	Inversa	7	Inversa	6	Figura K1c; Figura K2c
	CSTR 2	Sobreamortiguada	8	Sobreamortiguada	8	
CH ₄	CSTR 1	Subamortiguada	7	Subamortiguada	10	Figura K1d; Figura K2d
	CSTR 2	Subamortiguada	8	Subamortiguada	8	
H ₂ O	CSTR 1	Subamortiguada	7	Subamortiguada	8	Figura K1e; Figura K2e
	CSTR 2	Subamortiguada	8	Subamortiguada	12	
T	CSTR 1	Sobreamortiguada	5	Sobreamortiguada	7	Figura 6b; Figura 7b
	CSTR 2	Sobreamortiguada	7	Subamortiguada	14	
Char	CSTR 1	Subamortiguada	7	Sobreamortiguada	7	Figura K1f; Figura K2f
	CSTR 2	Subamortiguada	12	Subamortiguada	14	
N ₂	CSTR 1	Sobreamortiguada	6	Inversa	7	Figura K1g; Figura K2g

Nota. Tabla elaborada en Microsoft Excel. Algunas figuras nombradas, se encuentran en el Apéndice K.

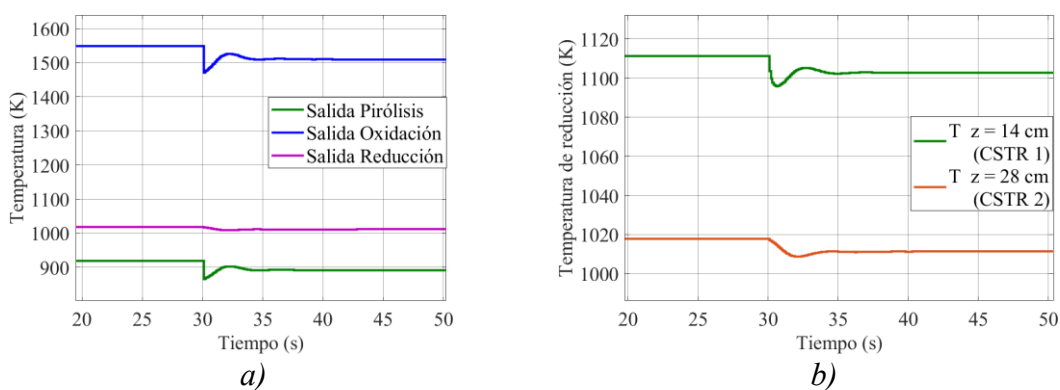
5.3 Estrategia de control *feedback*

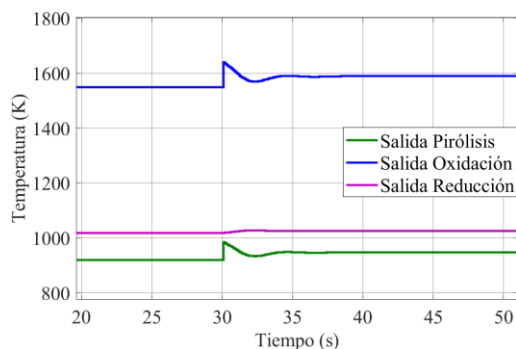
Con el fin de evaluar el desempeño dinámico del sistema, se incorpora una estrategia de control *feedback* al caso base simulado en Simulink®. Esto permite comparar las variables de salida bajo distintas condiciones de control, facilitando la determinación de los tiempos de estabilización y la identificación de los tipos de respuesta del proceso.

En las Figuras 9*b,d* y 11*b,d*; se observa que la curva del CSTR 2 es más suavizada y presenta una dinámica más lenta. Esto se debe a que el CSTR 1 actúa como una primera barrera frente a la perturbación, absorbiendo y contrarrestando la mayor parte de sus efectos. Esto sugiere que las reacciones y ajustes más significativos ocurren principalmente en el primer reactor, dejando al segundo con un comportamiento más amortiguado. En consecuencia, aunque el control proporcional (P) logra una estabilización más rápida, el error respecto al *setpoint* es mayor en comparación con el sistema que incorpora acción integral (PI), en el cual se obtiene un ajuste más preciso, aunque con una respuesta ligeramente más lenta.

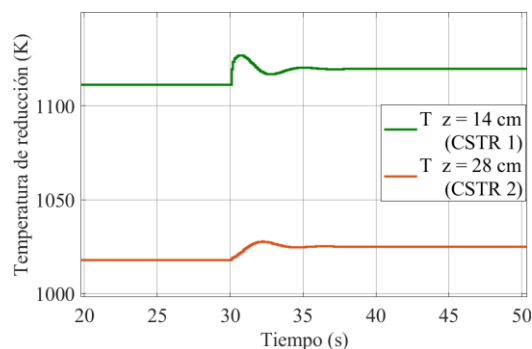
Figura 9

Perfil de temperatura usando control P al perturbar el flujo de aire



CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

c)



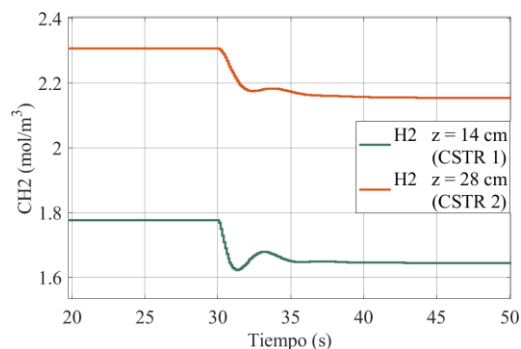
d)

Nota. Elaborado en Simulink® reportado por los bloques de *Scope* S1 (a) +20%, S14 (b) +20%, (c) -20% y S14 (d) -20%.

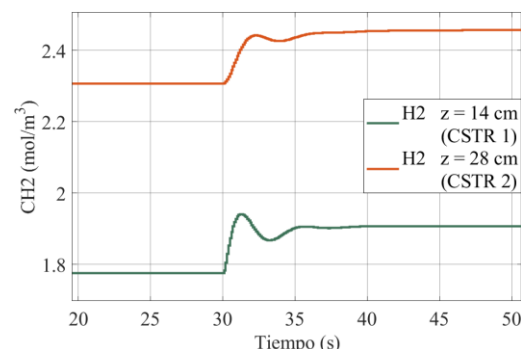
Respecto al comportamiento de H_2 , se tiene que bajo control proporcional (P), la concentración de H_2 a la salida de ambos reactores varía aproximadamente ± 0.16 respecto al estado estacionario: disminuye en 0.16 al incrementar el flujo de aire alimentado (Figura 10a) y aumenta en 0.16 al reducirlo (Figura 10b). Por su parte, como se muestra en la Figura 12, al implementar control proporcional-integral (PI), la concentración de H_2 tiende a estabilizarse alrededor del valor correspondiente al estado estacionario, independientemente de si el flujo de aire se incrementa o se disminuye. Este comportamiento evidencia que el control PI reduce significativamente el error en comparación con el control P, logrando una mejor corrección de las desviaciones del sistema.

Figura 10

Perfil de concentración para el H_2 implementando control P al perturbar el flujo de aire



a)



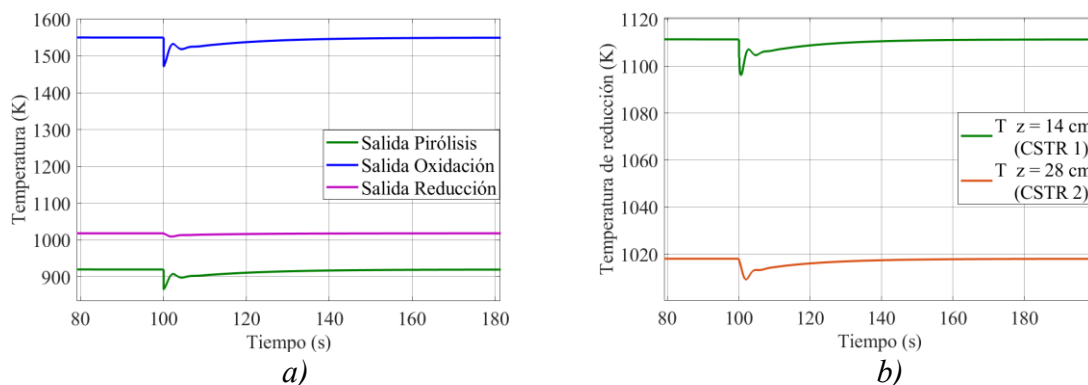
b)

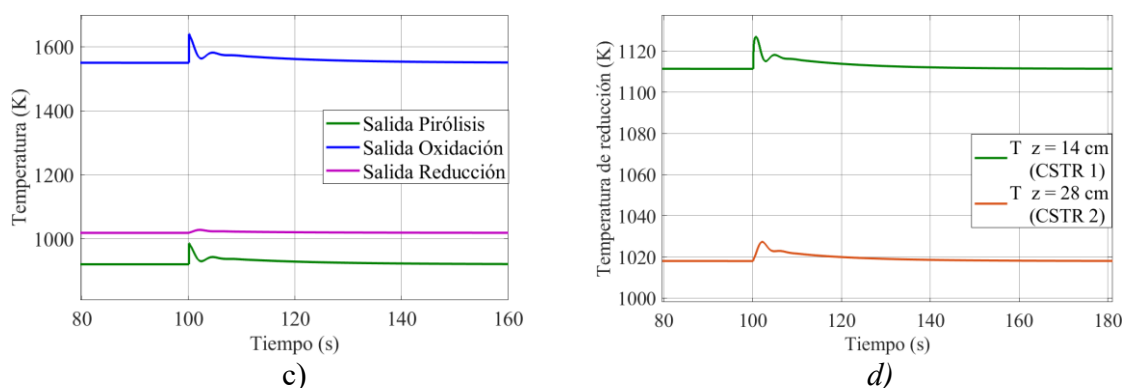
Nota. Elaborado en Simulink® reportado por los bloques de *Scope* S11 (a) +20% y (b) -20%.

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN**Tabla 3***Tiempos de estabilización y tipos de respuesta al perturbar utilizando el controlador P*

Variable	Punto de medición	Tipo Respuesta +20% de perturbación	Tiempo de estabilización (s)	Tipo Respuesta -20% de perturbación	Tiempo de estabilización (s)	Ubicación
T	Global pirólisis	Subamortiguada	6	Subamortiguada	6	Figura 8a; Figura 8c
	Global oxidación	Subamortiguada	6	Subamortiguada	6	
	Global reducción	Sobreamortiguada	3	Sobreamortiguada	3	
CO ₂	CSTR 1	Inversa	8	Inversa	10	Figura L1a; Figura L2a
	CSTR 2	Inversa	10	Inversa	12	
CO	CSTR 1	Subamortiguada	5	Subamortiguada	10	Figura L1b; Figura L2b
	CSTR 2	Sobreamortiguada	7	Subamortiguada	10	
H ₂	CSTR 1	Subamortiguada	6	Subamortiguada	10	Figura 9a; Figura 9b
	CSTR 2	Subamortiguada	8	Subamortiguada	10	
CH ₄	CSTR 1	Inversa	8	Inversa	7	Figura L1c; Figura L2c
	CSTR 2	Sobre amortiguada	6	Subamortiguada	7	
H ₂ O	CSTR 1	Inversa	7	inversa	8	Figura L1d; Figura L2d
	CSTR 2	Subamortiguada	10	Subamortiguada	9	
T	CSTR 1	Subamortiguada	6	Subamortiguada	5	Figura 8b; Figura 8d
	CSTR 2	Sobreamortiguada	5	Sobreamortiguada	5	
Char	CSTR 1	Subamortiguada	8	Subamortiguada	8	Figura L1e; Figura L2e
	CSTR 2	Subamortiguada	10	Subamortiguada	12	
N ₂	CSTR 1	Subamortiguada	8	Subamortiguada	12	Figura L1f; Figura L2f
	CSTR 2	Sobreamortiguada	10	Sobreamortiguada	10	

Nota. Tabla elaborada en Microsoft Excel. Algunas figuras nombradas, se encuentran en el Apéndice L.

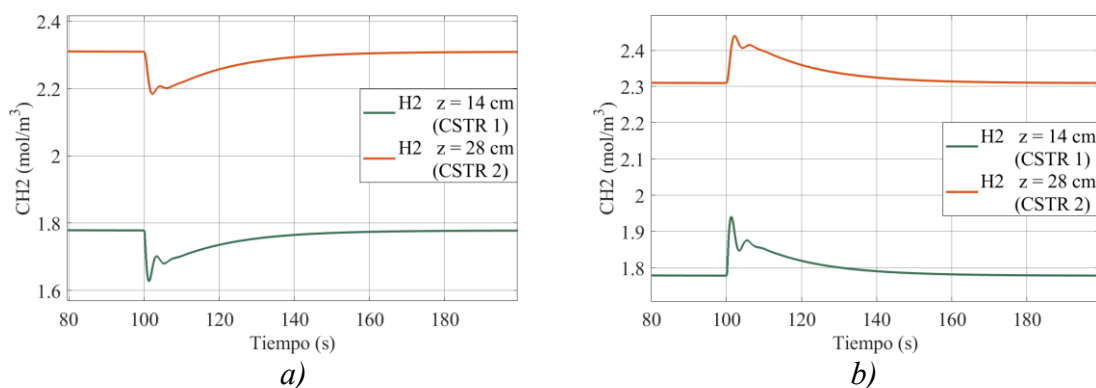
Figura 11*Perfil de temperatura usando control PI al perturbar el flujo de aire*

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Nota. Elaborado en Simulink[®] reportado por los bloques de Scope S1 (a) +20%, S14 (b) +20%, (c) -20% y S14 (d) -20%.

Figura 12

Perfil de concentración para el H₂ implementando control PI al perturbar el flujo de aire



Nota. Elaborado en Simulink[®] reportado por los bloques de Scope S11 (a) +20% y (b) -20%.

Tabla 4

Tiempos de estabilización y tipos de respuesta al perturbar utilizando el controlador PI

Variable	Punto de medición	Tipo Respuesta +20% de perturbación	Tiempo de estabilización (s)	Tipo Respuesta -20% de perturbación	Tiempo de estabilización (s)	Ubicación
T	Global pirólisis	Subamortiguada	50	Subamortiguada	42	Figura 10a; Figura 10c
	Global oxidación	Subamortiguada	40	Subamortiguada	35	
	Global Reducción	Sobreamortiguada	15	Sobreamortiguada	15	
CO ₂	CSTR 1	Inversa	60	Inversa	68	Figura L3a; Figura L4a
	CSTR 2	Inversa	60	Inversa	68	
CO	CSTR 1	Subamortiguada	70	Subamortiguada	65	Figura L3b; Figura L4b

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

	CSTR 2	Sobre amortiguada	60	Subamortiguada	70	
H ₂	CSTR 1	Subamortiguada	60	Subamortiguada	60	Figura 11a; Figura 11b
	CSTR 2	Subamortiguada	62	Subamortiguada	65	
CH ₄	CSTR 1	Inversa	58	Inversa	62	Figura L3c; Figura L4c
	CSTR 2	Sobreamortiguada	58	Sobreamortiguada	62	
H ₂ O	CSTR 1	Inversa	65	Inversa	65	Figura L3d; Figura L4d
	CSTR 2	Sobreamortiguada	65	Sobreamortiguada	65	
T	CSTR 1	Subamortiguada	60	Subamortiguada	50	Figura 10b; Figura 10d
	CSTR 2	Sobreamortiguada	55	Sobreamortiguada	40	
Char	CSTR 1	Subamortiguada	60	Subamortiguada	60	Figura L3e; Figura L4e
	CSTR 2	Subamortiguada	60	Subamortiguada	60	
N ₂	CSTR 1	Subamortiguada	70	Subamortiguada	75	Figura L3f; Figura L4f
	CSTR 2	Sobreamortiguada	75	Subamortiguada	75	

Nota. Tabla elaborada en Microsoft Excel.

En la respuesta del sistema se observa que, tras la perturbación, las variables logran estabilizarse, lo que confirma un comportamiento globalmente estable del esquema de control. Sin embargo, al comparar las estrategias, se evidencia que el control proporcional presenta un mayor error en estado estacionario en relación con el control con acción integral (Apéndice I). Este comportamiento concuerda con lo reportado en la literatura, donde se establece que un controlador proporcional puede ofrecer una respuesta más rápida, pero no elimina completamente el error en estado estacionario (*offset*), mientras que la acción integral permite corregirlo al acumular el error en el tiempo (Smith y Corripio, 1991).

Por último, en respuesta a la pregunta de investigación, el sistema de gasificación de biomasa sometido a perturbaciones tipo escalón aplicando control, presenta comportamientos subamortiguados y sobreamortiguados en la temperatura, mientras que las concentraciones evidencian respuestas inversas, subamortiguadas y sobreamortiguadas (Tablas 3 y 4). Asimismo, los tiempos de estabilización de la temperatura global en cada zona, bajo control P, se encuentran entre 3 y 6s, mientras que para la temperatura en los reactores de la zona de reducción osciló entre 5 y 6 s, y para las concentraciones entre 5 y 12 s. Por otro lado, al aplicar un control PI, los tiempos

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

de estabilización de la temperatura global en cada zona se encuentran entre 15 y 50 s, mientras que la temperatura en los reactores de la zona de reducción osciló entre 40 y 60 s, y para las concentraciones entre 58 y 75 s. Es importante destacar que estos tiempos fueron obtenidos bajo las suposiciones establecidas en el modelado y son específicos del sistema de gasificación analizado.

6. Conclusiones

Un caso base de gasificación de biomasa en estado estacionario, tomado de la literatura, fue simulado en Simulink® a partir de la definición de la composición de la biomasa y las dimensiones del gasificador. Los perfiles de concentración y temperatura en el reactor fueron validados con datos reportados en la literatura; el error cuadrático medio obtenido (RMSE del 8 %) confirma la precisión del ajuste y la validez del modelo implementado en Simulink®.

El caso base en lazo abierto fue evaluado mediante perturbaciones tipo escalón en el flujo de aire alimentado, obteniendo respuestas instantáneas, sobreamortiguadas y subamortiguadas para las temperaturas; y de tipo inverso, sobreamortiguado y subamortiguado para la concentración. Los tiempos de estabilización oscilaron aproximadamente entre 0 y 14 s para la temperatura, y entre 5 y 14 s para la concentración, dependiendo de la perturbación.

Al caso base en estado dinámico se le integró una estrategia de control por retroalimentación (P y PI), obteniendo respuestas de tipo subamortiguado y sobreamortiguado para la temperatura, mientras que las concentraciones evidencian comportamientos inversos, subamortiguados y sobreamortiguados. Los tiempos de estabilización bajo control P se encuentran entre 3 y 6 s para la temperatura, y entre 5 y 12 s para las concentraciones. Para el control PI, los

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

tiempos de estabilización de la temperatura oscilan entre 15 y 60 s, y para las concentraciones entre 58 y 75 s.

Recomendaciones

Se recomienda que, en futuros trabajos y como extensión del modelo dinámico desarrollado, se evalúe el incremento del número de reactores CSTR en la zona de reducción, con el fin de mejorar la aproximación del comportamiento de la zona de reducción modelada como un PFR. Un mayor número de reactores en serie permite aproximar con mayor precisión un reactor tipo PFR y capturar mejor los gradientes de concentración y temperatura. O bien, podría considerarse la formulación del gasificador mediante un enfoque distribuido, resuelto a través del método de diferencias finitas, lo que permitiría describir de forma continua los perfiles espaciales y su evolución temporal a lo largo del sistema.

Asimismo, se sugiere incorporar el modelado dinámico de las zonas de pirólisis y oxidación, las cuales, para los propósitos del presente estudio, fueron tratadas en estado estacionario. Dado que estas etapas influyen en la respuesta del sistema ante perturbaciones, su inclusión permitiría ampliar el alcance del modelo para mejorar el análisis del reactor de gasificación.

Referencias bibliográficas

- Barrios, W., Villegas, J. M., Palencia-Díaz, J. F., Velilla-Díaz, W., Monroy Barrios, J., Fábregas Villegas, J., & Palencia-Díaz, A. (2024). *Advanced control strategies for cleaner energy conversion in biomass gasification*. *Sustainability*, 16(23), 10691. <https://doi.org/10.3390/SU162310691>
- Basu, P. (2010). Design of biomass gasifiers. In *Biomass gasification and pyrolysis: Practical design* (pp. 167–228). Academic Press. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-374988-8.00006-4>
- Basu, P. (2018). *Biomass gasification, pyrolysis and torrefaction: Practical design and theory* (3rd ed.). Academic Press. <https://doi.org/10.1016/C2016-0-04056-2>
- Burnham, A. K. (2010). *Estimating the heat of formation of foodstuffs and biomass* (Technical report). Lawrence Livermore National Laboratory. <https://www.osti.gov/servlets/purl/1124948>
- Congreso de la República de Colombia. (2014). *Ley 1715 de 2014*. <https://www.funcionpublica.gov.co/eva/gestornormativo/norma.php?i=57353>
- Di Blasi, C. (2000). *Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers*. *Chemical Engineering Science*, 55(15), 2931–2944. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(99\)00562-X](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(99)00562-X)
- Diyoke, C., Gao, N., Aneke, M., Wang, M., & Williams, PT (2018). *Modelling of downdraft gasification of biomass: An integrated pyrolysis, combustion and reduction process*. *Applied Thermal Engineering*, 142, 444–456. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.06.079>
- Fogler, H. S. (2016). *Elements of chemical reaction engineering* (5th ed.). Pearson.

CONTROL FEEDBACK PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

- Gao, N., & Li, A. (2008). *Modeling and simulation of combined pyrolysis and reduction zone for a downdraft biomass gasifier*. *Energy Conversion and Management*, 49, 3483–3490.
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.08.002>
- Giltrap, D. L., McKibbin, R., & Barnes, G. R. (2003). *A steady-state model of gas–char reactions in a downdraft biomass gasifier*. *Solar Energy*, 74(1), 85–91.
[https://doi.org/10.1016/S0038-092X\(03\)00091-4](https://doi.org/10.1016/S0038-092X(03)00091-4)
- Havilah, P. R., Sharma, A. K., Govindasamy, G., Matsakas, L., & Patel, A. (2022). *Biomass gasification in downdraft gasifiers: A technical review on production, up-gradation and application of synthesis gas*. *Energies*, 15(11), 3938. <https://doi.org/10.3390/en15113938>
- Hussain, M., Tufa, L. D., Yusup, S., & Zabiri, H. (2018). *A kinetic-based simulation model of palm kernel shell steam gasification in a circulating fluidized bed using Aspen Plus®: A case study*. *Biofuels*, 9(5), 635–646. <https://doi.org/10.1080/17597269.2018.1461510>
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical reaction engineering* (3rd ed.). John Wiley & Sons.
- Merrick, D. (1983). *Mathematical models of the thermal decomposition of coal: The evolution of volatile matter*. *Fuel*, 62(5), 534–539. [https://doi.org/10.1016/0016-2361\(83\)90222-3](https://doi.org/10.1016/0016-2361(83)90222-3)
- Molino, A., Chianese, S., & Musmarra, D. (2016). *Biomass gasification technology: State of the art review*. *Journal of Energy Chemistry*, 25(1), 10–25.
<https://doi.org/10.1016/j.jechem.2015.11.005>
- Ogata, K. (2010). *Modern control engineering* (5th ed.). Prentice Hall.
- Rabea, K., Michailos, S., Hughes, K. J., Ingham, D., & Pourkashanian, M. (2023). *Comprehensive process simulation of a biomass-based hydrogen production system through gasification within the BECCS concept in a commercial two-stage fixed bed gasifier*. *Energy*

Conversion and Management, 298, 117812.

<https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2023.117812>

Safarian, S., Unnthorsson, R., & Richter, C. (2022). *Hydrogen production via biomass gasification: Simulation and performance analysis under different gasifying agents. Biofuels*, 13(6), 717–726. <https://doi.org/10.1080/17597269.2021.1894781>

Sheokand, D., & Jaswal, R. A. (2016). *Intelligent control of a downdraft biomass gasifier using fuzzy logic controller. International Journal of Science Technology and Engineering*, 3(2). <https://www.ijste.org/articles/IJSTEV3I2033.pdf>

Smith, C. A., & Corripio, A. B. (1991). *Principles and practice of automatic process control*. McGraw-Hill.

Yu, Z., Wang, Z., Zhong, H., & Cheng, K. (2024). *Essential aspects of CFD software modelling of biomass gasification processes in downdraft reactors. RSC Advances*, 14(39), 28724–28739. <https://doi.org/10.1039/d4ra04886e>

Zainal, Z. A., Ali, R., Lean, C. H., & Seetharamu, K. N. (2001). *Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials. Energy Conversion and Management*, 42(12), 1499–1515. [https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(00\)00078-9](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(00)00078-9)

Ziegler, J. G., & Nichols, N. B. (1942). *Optimum settings for automatic controllers. Transactions of the ASME*, 64, 759–765. <https://doi.org/10.1115/1.4019264>

Apéndices

Apéndice A. Deducción de la constante de equilibrio

Partiendo de la variación de entalpía en función de la temperatura:

$$\Delta H(T) = \Delta H^\circ + R \cdot \int_{T_0}^T \left(\Delta A + \Delta B \cdot T + \frac{\Delta D}{T^2} \right) \cdot dT$$

Ahora, resolviendo la integral término a término:

- $\int \Delta A \cdot dT = \Delta A \cdot (T - T_0)$
- $\int \Delta B \cdot T \cdot dT = \frac{\Delta B}{2} \cdot (T^2 - T_0^2)$
- $\int \frac{\Delta D}{T^2} \cdot dT = -\Delta D \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right)$

Entonces, se tiene:

$$\Delta H(T) = \Delta H^\circ + R \cdot \Delta A \cdot (T - T_0) + \frac{R \cdot \Delta B}{2} \cdot (T^2 - T_0^2) - R \cdot \Delta D \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right)$$

Ahora, usando la ecuación termodinámica:

$$\ln K(T) = \int_{T_0}^T \left(\frac{\Delta H(T)}{R \cdot T^2} \right) \cdot dT$$

Se sustituye $\Delta H(T)$:

$$\ln K(T) = \int_{T_0}^T \left[\frac{\Delta H^\circ}{R} + \Delta A \cdot (T - T_0) + \frac{\Delta B}{2} \cdot (T^2 - T_0^2) - \Delta D \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) \right] \cdot \frac{dT}{T^2}$$

Y luego de integrar cada término se obtiene:

$$\begin{aligned} \ln K(T) = & -\frac{\Delta H^\circ}{R} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) + \Delta A \cdot \left(\ln \frac{T}{T_0} - \frac{T_0}{T} - 1 \right) + \frac{\Delta B}{2} \cdot \left(T - 2T_0 - \frac{T_0^2}{T} \right) - \Delta D \\ & \cdot \left(\frac{1}{2T^2} - \frac{1}{2T_0^2} + \frac{1}{T_0 T} \right) + \ln K_0 \end{aligned}$$

En donde:

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

- $\Delta A, \Delta B$ y ΔD : Proviene de la diferencia de capacidades caloríficas entre reactivos y productos.
- T_0 : Temperatura de referencia.
- K_0 : Constante de equilibrio a T_0 .

Apéndice B. Parámetros de las constantes cinéticas para las reacciones**Tabla B1***Parámetros de las constantes cinéticas para las reacciones en zona de reducción*

Reacción (Ecuación i)	A_i (1/s)	E_i (kJ/mol)
31	3.616×10^1	77.39
32	15170×10^4	121.62
33	4.189×10^{-3}	19.21
34	7.301×10^{-2}	36.15
35	2.824×10^{-2}	32.84

Nota. Adaptado de Gao y Li (2008). Tabla elaborada en Microsoft Excel.

Apéndice C. Variación de las constantes de equilibrio

Tabla C1

Variación de las constantes de equilibrio para las reacciones en la zona de reducción

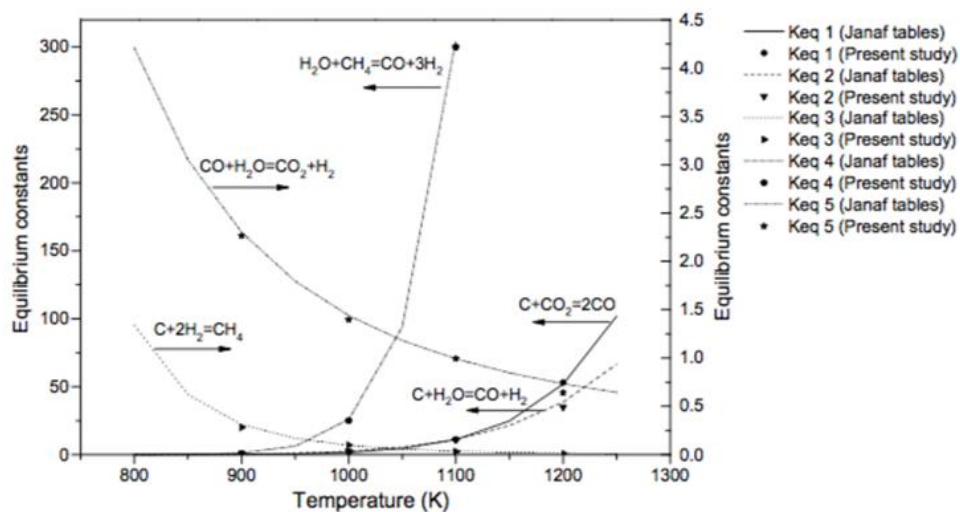


Fig. 3. Comparison of equilibrium constants predicted of reduction zone reactions with JANAF tables.

Nota. Tomado de Gao y Li (2008).

**Apéndice D. Tabla de valores de los parámetros de entrada utilizados en el modelo del
gasificador de corriente descendente**

Tabla D1

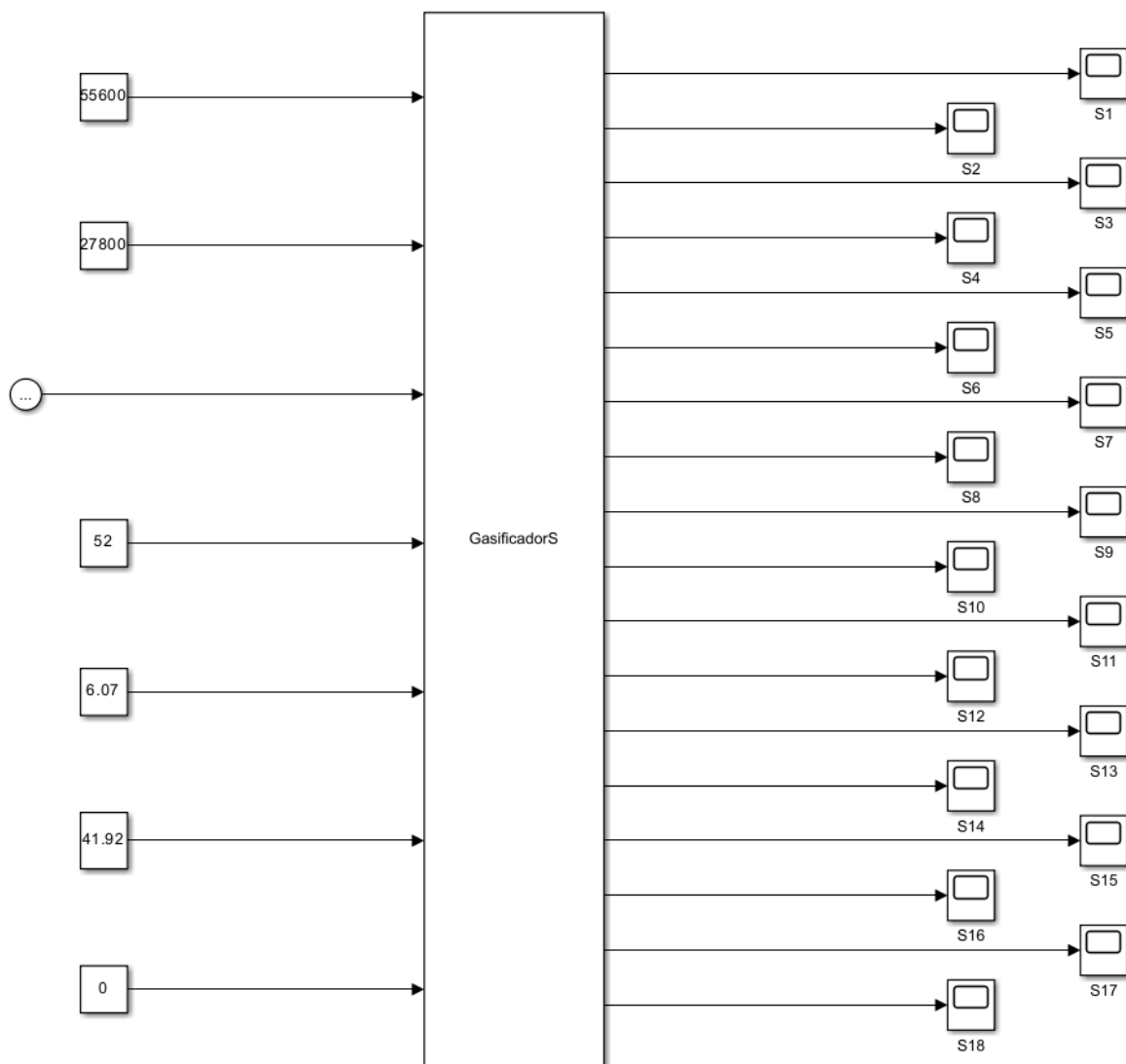
Valores de los parámetros de entrada

Parámetros de entrada		Valor	Unidad
Análisis último de la biomasa	Carbono (C)	52	% masa
	Hidrógeno (H)	6.07	% masa
	Oxígeno (O)	41.92	% masa
	Humedad (MC)	18	%
Análisis proximal de la biomasa	Contenido de volátiles (DT)	75	%
	Contenido de cenizas	0.7	% masa
Parámetro adicional de la biomasa	Peso molecular de la biomasa	230.746	g/mol
Condiciones de alimentación	Flujo másico de biomasa	27800	g/h
	Flujo molar de biomasa	987.93	mol/h
	Flujo de aire	55600	g/h
	Relación aire/biomasa (A/F)	2	
Composición del agente gasificante	N ₂ en el aire	1.5146×10 ³	mol
	O ₂ en el aire	402.62	mol
Condiciones de operación	Temperatura de entrada de biomasa	298.15	K
	Presión de operación	101325	Pa
Dimensiones del gasificador	Diámetro del reactor	0.9	m
	Área transversal	0.6362	m ²
	Longitud de la zona de reducción	0.28	m

Nota. Adaptado de Diyoke *et al.* (2018). Tabla elaborada en Microsoft Excel.

Apéndice E. Diagrama de bloques de la simulación

Figura E1

Diagrama de bloques de la simulación en Simulink®

Apéndice F. Balances de masa y energía para la simulación en estado dinámico

- Balance de masa por componente teniendo en cuenta que i corresponde a las componentes de H_2 , CO , CO_2 , H_2O , CH_4 y N_2 :

$$F_{entra} - F_{sale} + F_{Reacciona} = F_{Acumula}$$

$$n(z) - n(z + dz) + R_{x_i} \cdot V = A \cdot dz \frac{dC_i}{dt}$$

$$n(z) - \left[n(z) + \frac{dn_i}{dz} dz \right] + R_{x_i} \cdot A_T \cdot dz = A_T \cdot dz \frac{dC_i}{dt}$$

$$n(z) - n(z) - \frac{dn_i}{dz} dz + R_{x_i} \cdot A_T \cdot dz = A_T \cdot dz \frac{dC_i}{dt}$$

$$- \frac{dn_i}{dz} dz + R_{x_i} \cdot A_T \cdot dz = A_T \cdot dz \frac{dC_i}{dt}$$

$$- \frac{dn_i}{dz} dz \cdot \left(\frac{1}{A_T \cdot dz} \right) + R_{x_i} \cdot A_T \cdot dz \cdot \left(\frac{1}{A_T \cdot dz} \right) = A_T \cdot dz \frac{dC_i}{dt} \cdot \left(\frac{1}{A_T \cdot dz} \right)$$

$$- \frac{dn_i}{dz} \cdot \left(\frac{1}{A_T} \right) + R_{x_i} = \frac{dC_i}{dt}; \quad C_i(0) = C_{i_0}$$

$$- \frac{\Delta n_i}{\Delta z} \cdot \left(\frac{1}{A_T} \right) + R_{x_i} = \frac{dC_i}{dt}$$

$$- \frac{n_{i_s} - n_{i_e}}{\Delta z} \cdot \left(\frac{1}{A_T} \right) + R_{x_i} = \frac{dC_i}{dt}$$

$$\frac{n_{i_e} - n_{i_s}}{A_T \cdot \Delta z} + R_{x_i} = \frac{dC_i}{dt}; \quad C_i(0) = C_{i_0}$$

$$\frac{C_{i_e} - C_{i_s}}{A_T \cdot \Delta z} \cdot Q + R_{x_i} = \frac{dC_i}{dt}$$

$$\frac{C_{i_e} \cdot Q_e - C_{i_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta z} + R_{x_i} = \frac{dC_i}{dt}; \quad C_i(0) = C_{i_0}$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

- Entonces, para el balance de masa de N_2 :

$$\frac{C_{N_{2e}} \cdot Q_e - C_{N_{2s}} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} = \frac{dC_{N_2}}{dt}; \quad C_{N_2}(0) \rightarrow C_{N_{20}}$$

Aplicando Euler explícito al balance de N_2 :

$$N_2(t + \Delta t) = N_2(t) + \Delta t \cdot \frac{C_{N_{2e}} \cdot Q_e - C_{N_{2s}} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z}$$

- Para el balance de CO_2 :

$$\frac{C_{CO_{2e}} \cdot Q_e - C_{CO_{2s}} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + R_{x_{CO_2}} = \frac{dC_{CO_2}}{dt}; \quad C_{CO_2}(0) \rightarrow C_{CO_{20}}$$

$$\begin{aligned} & \frac{C_{CO_{2e}} \cdot Q_e - C_{CO_{2s}} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} - CRF \cdot A_1 e^{\left(\frac{-E_1}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{CO_{2r}}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{Cor}}{C_{Tot}}\right)^2}{k_1} \right) \\ & + CRF \cdot A_4 e^{\left(\frac{-E_4}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{Cor}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2O}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_{2r}}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}} \right)}{k_4} \right) = \frac{dC_{CO_2}}{dt}; \quad C_{CO_2}(0) \rightarrow C_{CO_{20}} \end{aligned}$$

Aplicando Euler explícito al balance de CO_2 :

$$CO_2(t + \Delta t) = CO_2(t) + \Delta t$$

$$\begin{aligned} & \cdot \left(\frac{C_{CO_{2e}} \cdot Q_e - C_{CO_{2s}} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} - CRF \cdot A_1 e^{\left(\frac{-E_1}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{CO_{2r}}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{Cor}}{C_{Tot}}\right)^2}{k_1} \right) \right. \\ & \left. + CRF \cdot A_4 e^{\left(\frac{-E_4}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{Cor}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2O}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_{2r}}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}} \right)}{k_4} \right) \right) \end{aligned}$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

- Para el balance de masa de CO:

$$\begin{aligned} \frac{C_{CO_e} \cdot Q_e - C_{CO_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + R_{x_{CO}} &= \frac{dC_{CO}}{dt}; \quad C_{CO}(0) \rightarrow C_{CO_0} \\ \frac{C_{CO_e} \cdot Q_e - C_{CO_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + 2 \cdot CRF \cdot A_1 e^{\left(\frac{-E_1}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}}\right)^2}{k_1} \right) &+ CRF \cdot A_2 e^{\left(\frac{-E_2}{Tr}\right)} \\ \cdot \left(\frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_2} \right) - CRF \cdot A_4 e^{\left(\frac{-E_4}{Tr}\right)} &\left(\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2O}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_4} \right) \\ + CRF \cdot A_5 e^{\left(\frac{-E_5}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \left(\frac{C_{H_2}}{C_{Tot}}\right)^3\right)}{K_5} \right) &= \frac{dC_{CO}}{dt}; \quad C_{CO}(0) \rightarrow C_{CO_0} \end{aligned}$$

Aplicando Euler explícito al balance de CO:

$$\begin{aligned} CO(t + \Delta t) &= CO(t) + \Delta t \\ \cdot \left(\frac{C_{CO_e} \cdot Q_e - C_{CO_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + 2 \cdot CRF \cdot A_1 e^{\left(\frac{-E_1}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}}\right)^2}{k_1} \right) + CRF \cdot A_2 e^{\left(\frac{-E_2}{Tr}\right)} \right. \\ \cdot \left(\frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_2} \right) - CRF \cdot A_4 e^{\left(\frac{-E_4}{Tr}\right)} &\left(\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2O}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_4} \right) + CRF \\ \cdot A_5 e^{\left(\frac{-E_5}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \left(\frac{C_{H_2}}{C_{Tot}}\right)^3\right)}{K_5} \right) &\left. \right) \end{aligned}$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

- Para el balance de masa de H_2 :

$$\begin{aligned}
 & \frac{C_{H_2e} \cdot Q_e - C_{H_2s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + R_{x_{H_2}} = \frac{dC_{H_2}}{dt}; \quad C_{H_2}(0) \rightarrow C_{H_20} \\
 & \frac{C_{H_2e} \cdot Q_e - C_{H_2s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + CRF \cdot A_2 e^{\left(\frac{-E_2}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_2} \right) - 2 \cdot CRF \cdot A_3 e^{\left(\frac{-E_3}{Tr}\right)} \\
 & \cdot \left(\left(\frac{C_{H_2r}}{C_{tot}} \right)^2 - \frac{\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}}\right)}{k_3} \right) + CRF \cdot A_4 e^{\left(\frac{-E_4}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2O}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_4} \right) + 3 \\
 & \cdot CRF \cdot A_5 e^{\left(\frac{-E_5}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \left(\frac{C_{H_2}}{C_{Tot}}\right)^3\right)}{K_5} \right) = \frac{dC_{H_2}}{dt}; \quad C_{H_2}(0) \rightarrow C_{H_20}
 \end{aligned}$$

Aplicando Euler explícito al balance de H_2 :

$$\begin{aligned}
 & H_2(t + \Delta t) = H_2(t) + \Delta t \\
 & \cdot \left(\frac{C_{H_2e} \cdot Q_e - C_{H_2s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + CRF \cdot A_2 e^{\left(\frac{-E_2}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_2} \right) - 2 \cdot CRF \cdot A_3 e^{\left(\frac{-E_3}{Tr}\right)} \right. \\
 & \cdot \left(\left(\frac{C_{H_2r}}{C_{tot}} \right)^2 - \frac{\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}}\right)}{k_3} \right) + CRF \cdot A_4 e^{\left(\frac{-E_4}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2O}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_4} \right) + 3 \cdot CRF \cdot \\
 & \cdot A_5 e^{\left(\frac{-E_5}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \left(\frac{C_{H_2}}{C_{Tot}}\right)^3\right)}{K_5} \right) \left. \right)
 \end{aligned}$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

- Para el balance de masa de CH₄:

$$\begin{aligned} \frac{C_{CH_4e} \cdot Q_e - C_{CH_4s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + R_{x_{CH_4}} &= \frac{dC_{CH_4}}{dt}; & C_{CH_4}(0) \rightarrow C_{CH_40} \\ \frac{C_{CH_4e} \cdot Q_e - C_{CH_4s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + CRF \cdot A_3 e^{\left(\frac{-E_3}{Tr}\right)} \cdot \left(\left(\frac{C_{H_2r}}{C_{tot}} \right)^2 - \frac{\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}} \right)}{k_3} \right) - CRF \\ &\cdot A_5 e^{\left(\frac{-E_5}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \left(\frac{C_{H_2}}{C_{Tot}} \right)^3 \right)}{K_5} \right) &= \frac{dC_{CH_4}}{dt}; & C_{CH_4}(0) \rightarrow C_{CH_40} \end{aligned}$$

Aplicando Euler explícito al balance de CH₄:

$$\begin{aligned} CH_4(t + \Delta t) &= CH_4(t) + \Delta t \\ &\cdot \left(\frac{C_{CH_4e} \cdot Q_e - C_{CH_4s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + CRF \cdot A_3 e^{\left(\frac{-E_3}{Tr}\right)} \cdot \left(\left(\frac{C_{H_2r}}{C_{tot}} \right)^2 - \frac{\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}} \right)}{k_3} \right) - CRF \right. \\ &\cdot A_5 e^{\left(\frac{-E_5}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \left(\frac{C_{H_2}}{C_{Tot}} \right)^3 \right)}{K_5} \right) \left. \right) \end{aligned}$$

- Para el balance de masa de H₂O:

$$\frac{C_{H_2Oe} \cdot Q_e - C_{H_2Os} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + R_{x_{H_2O}} = \frac{dC_{H_2O}}{dt}; \quad C_{H_2O}(0) \rightarrow C_{H_2O0}$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$\begin{aligned}
& \frac{C_{H_2O_e} \cdot Q_e - C_{H_2O_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta z} - CRF \cdot A_2 e^{\left(\frac{-E_2}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_2} \right) \\
& - CRF \cdot A_4 e^{\left(\frac{-E_4}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2O}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_4} \right) - CRF \\
& \cdot A_5 e^{\left(\frac{-E_5}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \left(\frac{C_{H_2}}{C_{Tot}}\right)^3\right)}{K_5} \right) = \frac{dC_{H_2O}}{dt}; \quad C_{H_2O}(0) \rightarrow C_{H_2O_0}
\end{aligned}$$

Aplicando Euler explícito al balance de H₂O:

$$H_2O(t + \Delta t) = H_2O(t) + \Delta t$$

$$\begin{aligned}
& \cdot \left(\frac{C_{H_2O_e} \cdot Q_e - C_{H_2O_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta z} - CRF \cdot A_2 e^{\left(\frac{-E_2}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_2} \right) \right. \\
& - CRF \cdot A_4 e^{\left(\frac{-E_4}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2O}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_4} \right) - CRF \\
& \cdot A_5 e^{\left(\frac{-E_5}{Tr}\right)} \left(\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} \right) - \frac{\left(\frac{C_{CO_r}}{C_{Tot}} \cdot \left(\frac{C_{H_2}}{C_{Tot}}\right)^3\right)}{K_5} \right) \left. \right)
\end{aligned}$$

CONTROL FEEDBACK PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

- Para el balance de masa de $Char$:

$$\begin{aligned} \frac{C_{Char_e} \cdot Q_e - C_{Char_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} + R_{x_{Char}} &= \frac{dC_{Char}}{dt}; \quad C_{Char}(0) \rightarrow C_{Char_0} \\ \frac{C_{Char_e} \cdot Q_e - C_{Char_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} - CRF \cdot A_1 e^{\left(\frac{-E_1}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}}\right)^2}{k_1} \right) - CRF \cdot A_2 e^{\left(\frac{-E_2}{Tr}\right)} \\ \cdot \left(\frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_2} \right) - CRF \cdot A_3 e^{\left(\frac{-E_3}{Tr}\right)} \cdot \left(\left(\frac{C_{H_2r}}{C_{tot}}\right)^2 - \frac{\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}}\right)}{k_3} \right) \\ &= \frac{dC_{Char}}{dt}; \quad C_{Char}(0) \rightarrow C_{Char_0} \end{aligned}$$

Aplicando Euler explícito al balance de $Char$:

$$\begin{aligned} Char(t + \Delta t) &= Char(t) + \Delta t \\ \cdot \left(\frac{C_{Char_e} \cdot Q_e - C_{Char_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta Z} - CRF \cdot A_1 e^{\left(\frac{-E_1}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}}\right)^2}{k_1} \right) - CRF \right. \\ \cdot A_2 e^{\left(\frac{-E_2}{Tr}\right)} \cdot \left(\frac{C_{H_2Or}}{C_{Tot}} - \frac{\left(\frac{C_{CO_2r}}{C_{Tot}} \cdot \frac{C_{H_2r}}{C_{Tot}}\right)}{k_2} \right) - CRF \cdot A_3 e^{\left(\frac{-E_3}{Tr}\right)} \\ \cdot \left(\left(\frac{C_{H_2r}}{C_{tot}}\right)^2 - \frac{\left(\frac{C_{CH_4r}}{C_{Tot}}\right)}{k_3} \right) \end{aligned}$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

- Ahora, para el balance de energía teniendo en cuenta que i corresponde a las componentes de H_2 , CO , CO_2 , H_2O , CH_4 y N_2 :

$$E_{entra} - E_{sale} = E_{Acumula}$$

$$-v \frac{dT}{dz} \sum C_i C p_i - \sum r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - \sum R_{x_i} C p_i T = Q \frac{d}{dt} \left(\sum C_i C p_i T \right)$$

$$\begin{aligned} -v \frac{dT}{dz} \sum C_i C p_i - \sum r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - \sum R_{x_i} C p_i T \\ = T \sum \frac{dC_i}{dt} C p_i + \left(\sum C_i C p_i \right) \frac{dT}{dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} -v \frac{dT}{dz} \sum C_i C p_i - \sum r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - \sum R_{x_i} C p_i T \\ = T \sum \left(\frac{C_{i_e} \cdot Q_e - C_{i_s} Q_s}{A_T \cdot \Delta z} + R_{x_i} \right) C p_i + \left(\sum C_i C p_i \right) \frac{dT}{dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} -v \frac{dT}{dz} \sum C_i C p_i - \sum r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - \sum R_{x_i} C p_i T \\ = T \sum (C p_i) \left(\frac{C_{i_e} \cdot Q_e - C_{i_s} Q_s}{A_T \cdot \Delta z} \right) + \sum R_{x_{i_i}} C p_i T + \left(\sum C_i C p_i \right) \frac{dT}{dt} \end{aligned}$$

$$\frac{-v \frac{dT}{dz} \sum C_i C p_i - \sum r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - 2 \sum R_{x_i} C p_i T - T \sum (C p_i) \left(\frac{C_{i_e} \cdot Q_e - C_{i_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta z} \right)}{\left(\sum C_i C p_i \right)}$$

$$= \frac{dT}{dt}$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Aplicando Euler explícito al balance de energía:

$$T_{(t+\Delta t)} = T(t) + \Delta t \cdot$$

$$\frac{\left(\frac{T_s - T_e}{\Delta_z} - v \cdot \sum C_i C p_i - \sum r_i \Delta H_i - v \frac{dP}{dz} - P \frac{dv}{dz} - 2 \sum R_{x_i} C p_i T - T \sum (C p_i) \left(\frac{C_{i_e} \cdot Q_e - C_{i_s} \cdot Q_s}{A_T \cdot \Delta z} \right) \right)}{\sum C_i C p_i}$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Apéndice G. Código 1 para el modelo dinámico del gasificador de corriente descendente en

Matlab®

%% Código de solución modelo gasificador de biomasa de corriente descendente

% Artículo base: Diyoke, C., Gao, N., Aneke, M., Wang, M., & Williams, PT (2018). Modelling of down-draft gasification of biomass – An integrated pyrolysis, combustion and reduction process. Applied Thermal Engineering, 142, 444–456.

function [Temps, FlujosP, FlujosO, ConR, FlujosR, FraccionesR, PerRTPv, zt, cont, ZE, nCO2Est, nCOEst, nH2Est, nCH4Est, nH2OEst, TrEst, PEst, vEst, nCharEst, aireN2Est]=
Gasificadorpruebadinamica(Aire, masa, tiempo, C, H, O, N)

%% Variables Zona 1: Secado

% Qdry: Calor de secado [J/mol]

% w: humedad por mol de biomasa

% Cp_w: Calor específico del agua [J/(mol °C)]

% DT: cambio de T en la biomasa [°C]

% Dh_{vw}: calor latente de vaporización del agua [J/mol]

% M_{mb}: peso molecular de la biomasa [g/mol]

% MC: contenido de humedad por peso en la biomasa

% M_{mw}: peso molecular del agua [g/mol]

%% Variables Zona 2: Pirólisis

% mC: Número de C en la fórmula molecular de la biomasa

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

% mO: Número de O en la fórmula molecular de la biomasa

% mH: Número de H en la fórmula molecular de la biomasa

% nChar: moles del residuo carbonoso

% nCO₂: moles de CO₂

% nCO: moles de CO

% nCH₄: moles de CH₄

% nC₂H₂: moles de C₂H₂

% nH₂O: moles de H₂O

% nH₂: moles de H₂

% nTar: moles del alquitrán

% mCTar: moles de C en la fórmula molecular del alquitrán

% mOTar: moles de O en la fórmula molecular del alquitrán

% mHTar: moles de H en la fórmula molecular del alquitrán

% hfb: calor de formación de la Biomosas [J/mol]

% hfCO₂: calor de formación del CO₂ [J/mol]

% hfCO: calor de formación del CO [J/mol]

% hfH₂O: calor de formación del H₂O [J/mol]

% hfCH₄: calor de formación del CH₄ [J/mol]

% hfO₂: calor de formación del O₂ [J/mol]

% hfC₂H₂: calor de formación del C₂H₂ [J/mol]

% HHV: poder calorífico superior

% LHV: poder calorífico inferior

% y: relación estequiométrica de aire

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

% C: análisis último de la biomasa (madera), masa
 % H: análisis último de la biomasa (madera), masa
 % O: análisis último de la biomasa (madera), masa
 % N: análisis último de la biomasa (madera), masa
 % Ash: análisis proximal de la biomasa (madera), masa
 % QlPZ: Calor perdido a la atmósfera [J/mol]
 % hihoChar: Función Cambio entalpía Char [J/mol]
 % hihoCO2: Función Cambio entalpía CO2 [J/mol]
 % hihoCO: Función Cambio entalpía CO [J/mol]
 % hihoH2: Función Cambio entalpía H2 [J/mol]
 % hihoH2O: Función Cambio entalpía H2O [J/mol]
 % hihoCH4: Función Cambio entalpía CH4 [J/mol]
 % hihoC2H2: Función Cambio entalpía C2H2 [J/mol]
 % hihoTar: Función Cambio entalpía Tar [J/mol]
 % ER: relación entre (A/F) estequiométrico a (A/F) actual

global T0 Tpy nCO2 nCO nCH4 nC2H2 nH2O nH2 nChar nTar Mmb nH2O_O nCO2_O
 nCO_O nChar_O nH2_O nC2H2_O QlOZ QlPZ Qdry hfb hfCO2 hfCO hfH2O hfCH4 hfC2H2
 v P nTar_O nCH4_O
global aireN2 aireO2 nH2Oca O2salida Area cont z zt C H O N Aireini masaini Cini Hini Oini
 Nini A_F Qox A1 A2 A3 A4 A5 E1 E2 E3 E4 E5 mCO2 mCO mH2 mCH4 mH2O maireN2
 Tox deltaz deltat R

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```

global dCCO2dt dCCOdt dCH2dt dCCH4dt dCH2Odt dCN2dt CCO2t CCOt CH2t CCH4t
CH2Ot CN2t dCCO2dt2 dCCOdt2 dCH2dt2 dCCH4dt2 dCH2Odt2 dCN2dt2 CCO2t2 CCOt2
CH2t2 CCH4t2 CH2Ot2 CN2t2

```

```

global ZE nCO2Est nCOEst nH2Est nCH4Est nH2OEst TrEst PEst vEst nCharEst aireN2Est y s
Trs2 z_obj YT

```

```

if tiempo == 0

```

```

    cont = 0;

```

```

    Aireini=Aire; masaini=masa;

```

```

    Cini=C;Hini=H;Oini=O;Nini=N;

```

```

end

```

```

if Aireini ==Aire && masaini ==masa && Cini==C && Hini==H && Oini==O && Nini==N
&& cont==0

```

```

    cont = 0;

```

```

elseif Aireini ~=Aire || masaini ~=masa || Cini~=C || Hini~=H || Oini~=O || Nini~=N

```

```

    Aireini=Aire;

```

```

    masaini=masa;

```

```

    Cini=C;

```

```

    Hini=H;

```

```

    Oini=O;

```

```

    Nini=N;

```

```

    S=100-C-H-O-N;

```

```

    cont=cont+1;

```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```
aireN2=0.79*Aire/29; % [mol/h]
```

```
aireO2=0.21*Aire/29; % [mol/h]
```

```
%masa=Aire/A_F;
```

```
A_F=Aire/masa;
```

```
%DT=input('Introduzca el DT de la biomasa durante el secado');
```

```
DT=75;
```

```
%MC=input('Introduzca el contenido de humedad de la biomasa en %m');
```

```
MC=18; %18
```

```
%Análisis último
```

```
%Indica El análisis último
```

```
%S=0;
```

```
mC=1;mH=12*H/C;mO=12*O/16/C;mN=12*N/15/C;mS=12*S/32/C;
```

```
Mmb=12*mC+mH+16*mO+15*mN+32*mS;
```

```
moles=masa*(1-MC/100)/Mmb; % Flujo en moles de biomasa seca
```

```
nO=mO*moles;
```

```
nC=mC*moles;
```

```
nH=mH*moles;
```

```
%Análisis próximo
```

```
%Ash=input('Introduzca el contenido de cenizas de la biomasa en %masa',0.7);
```

```
Ash=0.7;
```

```
%nTar=input('Introduzca el porcentaje de rendimiento de alquitrán en la pirólisis',3.5);
```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

nTar=3.5;

%Cálculo de los flujos molares

nTar=nTar/100*moles;

nH2Oca=masa*(MC/100)/18;

%Parámetros

Cpw=4.184*18; % [J/mol°C]

Dhvw=2442.5*18; % 40.65e3; % [J/mol]

Mmw=18;

mCTar=1;mOTar=0.33;mHTar=1.03;

%% Cálculos Zona 1: Secado

w=Mmb*MC/(Mmw*(1-MC/100))/100;%Mmb*MC/(Mmw)/100;%

Qdry=w*(Cpw*DT+Dhvw)*moles;

%Parámetros Zona 2

%hfH2=0;%kJ/mol

% Entalpías de formación

hfCO2=-393.55e3; % [J/mol] 300 [K], -393.617 [J/mol] a 400 [K]

hfCO=-110.53e3; % [J/mol] 300 [K], -110.12 [J/mol] a 400 [K]

hfH2O=-241.818e3; % [J/mol] 300 [K], -242.856 [J/mol] a 400 [K]

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$hfCH_4 = -74.831e3; \% [J/mol]$$

$$hfC_2H_2 = 226.748e3; \% [J/mol]$$

%% Cálculos Zona 2: Pirólisis

$$nH_2O = (nO - nTar * mOTar) * 0.8;$$

$$nH_2 = 0.5 * (nH - nTar * mHTar - 2 * nH_2O);$$

$$\%molesp = moles - 2 * (nH_2 + nH_2O);$$

$$\%masap = molesp * Mmb;$$

$$b1 = mC * nC - nTar * mCTar;$$

$$b2 = 0.2 * (nO - nTar * mOTar);$$

$$b3 = 0.5 * (nH - nTar * mHTar - 2 * nH_2O);$$

$$b4 = 0;$$

$$b5 = 0;$$

$$b = [b1; b2; b3; b4; b5];$$

$$A = [1 \ 1 \ 1 \ 1 \ 2; 0 \ 2 \ 1 \ 0 \ 0; 0 \ 0 \ 0 \ 4 \ 2; 0 \ 1 \ -0.2973 \ 0 \ 0; 0 \ 0 \ 0 \ 1 \ -3.7159];$$

$$sol = A \backslash b;$$

$$nChar = sol(1); nCO_2 = sol(2); nCO = sol(3); nCH_4 = sol(4); nC_2H_2 = sol(5);$$

$$\%nH_2O = nH_2O + nH_2O_{ca};$$

$$HHV = 0.3491 * C + 1.1783 * H + 0.1005 * S - 0.1034 * O - 0.0151 * N - 0.0211 * Ash; \% [kJ/g]$$

$$LHV = moles * HHV * Mmb * 1000 - 0.5 * nH * Dhvw; \% [J/h]$$

$$\%A_Fest = (mC + mH/4 - mO/2) / 0.21;$$

$$\%ER = A_Fest / (A_F / 28.9 * Mmb);$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

ER=2.3; % Regula la cantidad de CO2 generado.

% hfb=mC*hfCO2+0.5*mH*hfH2O-HHV*Mmb*1000; %+0.5*mH*hfH2-y*hfO2

% hfb=hfb*moles;

hfb1=19.7*C-278.2*H+29*N-50*S-108*O; %[kJ/g] % Estimating the Heat of Formation of Foodstuffs and Biomass. Alan K. Burnham (2010)

hfb1=hfb1*moles*Mmb;

hfb=hfb1;

QLPZ=0.12*LHV/ER; %12% de HHV/ER

% Solución Balance de energía.

T0=25+273.15; % [K]

% Tp1=400+273.15; Tp2=550+273.15; % [K]

hihoH2O=@(T,To)(3.47*(T-To)+1.45e-3/2*(T^2-To^2)+0.121e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314;

% [J/mol K]

hihoH2=@(T,To)(3.249*(T-To)+0.422e-3/2*(T^2-To^2)+0.083e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314;

% [J/mol K]

hihoCO2=@(T,To)(5.457*(T-To)+1.045e-3/2*(T^2-To^2)-1.157e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314;

% [J/mol K]

hihoCO=@(T,To)(3.376*(T-To)+0.557e-3/2*(T^2-To^2)-0.031e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314;

% [J/mol K]

hihoChar=@(T,To)(1.771*(T-To)+0.771e-3/2*(T^2-To^2)-0.867e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314;

% [J/mol K]

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$\text{hihoCH}_4 = @(\text{T}, \text{T}_0) (1.702 * (\text{T} - \text{T}_0) + 9.081 \text{e-}3/2 * (\text{T}^2 - \text{T}_0^2) - 2.164 \text{e-}6/3 * (\text{T}^3 - \text{T}_0^3)) * 8.314;$$

% [J/mol K]

$$\text{hihoC}_2\text{H}_2 = @(\text{T}, \text{T}_0) (6.132 * (\text{T} - \text{T}_0) + 1.952 \text{e-}3/2 * (\text{T}^2 - \text{T}_0^2) - 1.299 \text{e}5 * (-1) * (1/\text{T} - 1/\text{T}_0)) * 8.314;$$

% [J/mol K]

$$\text{hihoTar} = @(\text{T}, \text{T}_0, \text{Mmb}) (-0.1 * (\text{T} - \text{T}_0) + 4.4 \text{e-}3/2 * (\text{T}^2 - \text{T}_0^2) - 1.57 \text{e-}6/3 * (\text{T}^3 - \text{T}_0^3)) * \text{Mmb};$$

% [J/mol K]

$$\text{hihoO}_2 = @(\text{T}, \text{T}_0) (3.639 * (\text{T} - \text{T}_0) + 0.506 \text{e-}3/2 * (\text{T}^2 - \text{T}_0^2) - 0.227 \text{e}5 * (-1) * (1/\text{T} - 1/\text{T}_0)) * 8.314;$$

% [J/mol K]

$$\text{hihoN}_2 = @(\text{T}, \text{T}_0) (3.28 * (\text{T} - \text{T}_0) + 0.593 \text{e-}3/2 * (\text{T}^2 - \text{T}_0^2) + 0.04 \text{e}5 * (-1) * (1/\text{T} - 1/\text{T}_0)) * 8.314;$$

% [J/mol K]

% Entalpías de formación

$$\text{hfCO}_2 = -393.55 \text{e}3; \text{ \% [J/mol] } 300 \text{ [K]}, -393.617 \text{ [J/mol] a } 400 \text{ [K]}$$

$$\text{hfCO} = -110.53 \text{e}3; \text{ \% [J/mol] } 300 \text{ [K]}, -110.12 \text{ [J/mol] a } 400 \text{ [K]}$$

$$\text{hfH}_2\text{O} = -241.818 \text{e}3; \text{ \% [J/mol] } 300 \text{ [K]}, -242.856 \text{ [J/mol] a } 400 \text{ [K]}$$

$$\text{hfCH}_4 = -74.831 \text{e}3; \text{ \% [J/mol]}$$

$$\text{hfC}_2\text{H}_2 = 226.748 \text{e}3; \text{ \% [J/mol]}$$

$$\text{FPyrolysis} = @(\text{T}_p) (\text{hfb}) + \text{Qdry} - \text{QlPZ} -$$

$$(\text{nChar} * (\text{hihoChar}(\text{T}_p, \text{T}_0)) + \text{nCO}_2 * (\text{hihoCO}_2(\text{T}_p, \text{T}_0) + (\text{hfCO}_2)) + \text{nCO} * (\text{hihoCO}(\text{T}_p, \text{T}_0) + (\text{hfCO})) \dots$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

+nH2*(hihoH2(Tp,T0))+(nH2O+nH2Oca)*(hihoH2O(Tp,T0)+(hfH2O))+nCH4*(hihoCH4(Tp,T0)+(hfCH4))+nC2H2*(hihoC2H2(Tp,T0)+(hfC2H2))...

+nTar*(hihoTar(Tp,T0,Mmb))+aireO2*hihoO2(Tp,T0)+aireN2*hihoN2(Tp,T0)); %

+nH2Oca

Tpy=fsolve(FPyrolysis,500+273.15); % Temperatura [K]

%% Cálculos Zona 3: Oxidación

% y=(mC+0.5*mH-0.25*mO)/ER; % Cantidad estequiométrica de aire (numerador)

% y=(mC+0.25*mH-0.5*mO)/ER; % Corrección en la fórmula.

O2est=((mC+0.25*mH-0.5*mO)/ER)*moles;

exceso=aireO2-O2est; % Exceso de aire

fac=0.2809*1.0; % corrección propuesta por Diyoke para la relación CO/CO2

O2salida=aireO2-nH2/2-nC2H2*5/2-(O2est-nH2/2-2.5*nC2H2)/(2/2+fac/2)-fac*(O2est-nH2/2-2.5*nC2H2)/(2/2+fac/2)/2;

nH2O_O=nH2O+nH2; % Aumento en la cantidad de agua por H2+yO2

nH2O_O=nH2O_O+nC2H2; % Aumento en la cantidad de agua por C2H2+5/2O2

nCO2_O=nCO2+2*nC2H2; % Aumento en la cantidad de CO2 por C2H2+5/2O2

nCO2_O=nCO2_O+(O2est-nH2/2-2.5*nC2H2)/(2/2+fac/2); % Aumento en la cantidad de CO2 por oxidación de Char

nCO_O=nCO+fac*(O2est-nH2/2-2.5*nC2H2)/(2/2+fac/2); % Aumento en la cantidad de CO por oxidación de Char

nC2H2_O=0;

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$n_{H_2O}=0;$

$n_{Char_O}=n_{Char}-(O_{2est}-n_{H_2}/2-2.5*n_{C_2H_2})/1.5;$ %Disminución por oxidación Char+0.5O₂ -

> CO; Char+O₂ -> CO₂

$Q_{LOZ}=0.5*LHV/ER;n_{CH_4_O}=n_{CH_4};n_{Tar_O}=n_{Tar};$

% Solución Balance de energía.

$FO_{Oxidation}=@(Tox)Q_{LOZ}+n_{Char_O}*(hiho_{Char}(Tox,T_0))+n_{CO_2_O}*(hiho_{CO_2}(Tox,T_0)+hf_{CO_2})+n_{CO_O}*(hiho_{CO}(Tox,T_0)+hf_{CO})...$

$+n_{H_2_O}*(hiho_{H_2}(Tpy,T_0))+(n_{H_2O_O}+n_{H_2O_{ca}})*(hiho_{H_2O}(Tox,T_0)+hf_{H_2O})+n_{CH_4}*(hiho_{CH_4}(Tox,T_0)+hf_{CH_4})...$

$+n_{C_2H_2_O}*(hiho_{C_2H_2}(Tox,T_0)+hf_{C_2H_2})+n_{Tar}*(hiho_{Tar}(Tox,T_0,Mmb))+aire_{N_2}*hiho_{N_2}(Tox,T_0)...$ %+O₂salida*hihoO₂(Tox,T₀)

-

$(n_{Char}*(hiho_{Char}(Tpy,T_0))+n_{CO_2}*(hiho_{CO_2}(Tpy,T_0)+hf_{CO_2})+n_{CO}*(hiho_{CO}(Tpy,T_0)+hf_{CO})+n_{H_2}*(hiho_{H_2}(Tpy,T_0))...$

$+(n_{H_2O}+n_{H_2O_{ca}})*(hiho_{H_2O}(Tpy,T_0)+hf_{H_2O})+n_{CH_4}*(hiho_{CH_4}(Tpy,T_0)+hf_{CH_4})+n_{C_2H_2}*(hiho_{C_2H_2}(Tpy,T_0)+hf_{C_2H_2})...$

$+n_{Tar}*(hiho_{Tar}(Tpy,T_0,Mmb))+aire_{N_2}*hiho_{N_2}(Tpy,T_0)+aire_{O_2}*hiho_{O_2}(Tpy,T_0));$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```

Tox=fsolve(FOxidation,1100+273.15); % Temperatura [K]

cont=1;

end

if tiempo == 0 || cont == 0

aireN2=0.79*Aire/29; % [mol/h]

aireO2=0.21*Aire/29; % [mol/h]

%masa=Aire/A_F;

A_F=Aire/masa;

S=100-C-H-O-N;

% DT=input('Introduzca el DT de la biomasa durante el secado');

DT=75;

% MC=input('Introduzca el contenido de humedad de la biomasa en %m');

MC=18; % 18

% Análisis último

% S=0;

mC=1;mH=12*H/C;mO=12*O/16/C;mN=12*N/15/C;mS=12*S/32/C;

Mmb=12*mC+mH+16*mO+15*mN+32*mS;

moles=masa*(1-MC/100)/Mmb; % Flujo en moles de biomasa seca

nO=mO*moles;

nC=mC*moles;

nH=mH*moles;

% Análisis próximo

```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```

% Ash=input('Introduzca el contenido de cenizas de la biomasa en %masa',0.7);

Ash=0.7;

% nTar=input('Introduzca el porcentaje de rendimiento de alquitrán en la pirólisis',3.5);%

nTar=3.5;

% Cálculo de los flujos molares

nTar=nTar/100*moles;

nH2Oca=masa*(MC/100)/18;


% Parámetros

Cpw=4.184*18; % [J/mol°C]

Dhvw=2442.5*18; %40.65e3; % [J/mol]

Mmw=18;


mCTar=1;mOTar=0.33;mHTar=1.03;


%% Cálculos Zona 1: Secado

w=Mmb*MC/(Mmw*(1-MC/100))/100; %Mmb*MC/(Mmw)/100; %

Qdry=w*(Cpw*DT+Dhvw)*moles;


% Parámetros Zona 2

% hfH2=0; % [kJ/mol]

hfCO2=-393.55e3; % [J/mol] 300 [K], -393.617 [J/mol] a 400 [K]

hfCO=-110.53e3; % [J/mol] 300 [K], -110.12 [J/mol] a 400 [K]

```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

hfH2O=-241.818e3; % [J/mol] 300 [K], -242.856 [J/mol] a 400 [K]

hfCH4=-74.831e3; % [J/mol]

hfC2H2=226.748e3; % [J/mol]

%% Cálculos Zona 2: Pirólisis

nH2O=(nO-nTar*mOTar)*0.8;

nH2=0.5*(nH-nTar*mHTar-2*nH2O);

% vmoleesp=moles-2*(nH2+nH2O);

% vmasap=molesp*Mmb;

b1=mC*nC-nTar*mCTar;

b2=0.2*(nO-nTar*mOTar);

b3=0.5*(nH-nTar*mHTar-2*nH2O);

b4=0;

b5=0;

b=[b1;b2;b3;b4;b5];

A=[1 1 1 1 2;0 2 1 0 0;0 0 0 4 2;0 1 -0.2973 0 0;0 0 0 1 -3.7159];

sol=A\b;

nChar=sol(1);nCO2=sol(2);nCO=sol(3);nCH4=sol(4);nC2H2=sol(5);

% nH2O=nH2O+nH2Oca;

HHV=0.3491*C+1.1783*H+0.1005*S-0.1034*O-0.0151*N-0.0211*Ash; % [kJ/g]

LHV=moles*HHV*Mmb*1000-0.5*nH*Dhvw; % [J/h]

% A_Fest=(mC+mH/4-mO/2)/0.21;

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

% ER=A_Fest/(A_F/28.9*Mmb);

ER=2.3; % Regula la cantidad de CO2 generado.

% hfb=mC*hfCO2+0.5*mH*hfH2O-HHV*Mmb*1000; %+0.5*mH*hfH2-y*hfO2

% hfb=hfb*moles;

hfb1=19.7*C-278.2*H+29*N-50*S-108*O; % [kJ/g] Estimating the Heat of Formation of Foodstuffs and Biomass. Alan K. Burnham (2010)

hfb1=hfb1*moles*Mmb;

hfb=hfb1;

QlPZ=0.12*LHV/ER;%12% de HHV/ER

% Solución Balance de energía.

T0=25+273.15; % [K]

%Tp1=400+273.15; Tp2=550+273.15; % [K]

hihoH2O=@(T,To)(3.47*(T-To)+1.45e-3/2*(T^2-To^2)+0.121e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314; %
[J/mol K]

hihoH2=@(T,To)(3.249*(T-To)+0.422e-3/2*(T^2-To^2)+0.083e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314; %
[J/mol K]

hihoCO2=@(T,To)(5.457*(T-To)+1.045e-3/2*(T^2-To^2)-1.157e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314; %
[J/mol K]

hihoCO=@(T,To)(3.376*(T-To)+0.557e-3/2*(T^2-To^2)-0.031e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314; %
[J/mol K]

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

hihoChar=@(T,To)(1.771*(T-To)+0.771e-3/2*(T^2-To^2)-0.867e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314; %
[J/mol K]

hihoCH4=@(T,To)(1.702*(T-To)+9.081e-3/2*(T^2-To^2)-2.164e-6/3*(T^3-To^3))*8.314; %
[J/mol K]

hihoC2H2=@(T,To)(6.132*(T-To)+1.952e-3/2*(T^2-To^2)-1.299e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314;
% [J/mol K]

hihoTar=@(T,To,Mmb)(-0.1*(T-To)+4.4e-3/2*(T^2-To^2)-1.57e-6/3*(T^3-To^3))*Mmb; %
[J/mol K]

hihoO2=@(T,To)(3.639*(T-To)+0.506e-3/2*(T^2-To^2)-0.227e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314; %
[J/mol K]

hihoN2=@(T,To)(3.28*(T-To)+0.593e-3/2*(T^2-To^2)+0.04e5*(-1)*(1/T-1/To))*8.314; %
[J/mol K]

% Entalpías de formación

hfCO2=-393.55e3; % [J/mol] 300 [K], -393.617 [J/mol] a 400 [K]

hfCO=-110.53e3; % [J/mol] 300 [K], -110.12 [J/mol] a 400 [K]

hfH2O=-241.818e3; % [J/mol] 300 [K], -242.856 [J/mol] a 400 [K]

hfCH4=-74.831e3; % [J/mol]

hfC2H2=226.748e3; % [J/mol]

FPyrolysis=@(Tp)(hfb)+Qdry-QlPZ-

(nChar*(hihoChar(Tp,T0))+nCO2*(hihoCO2(Tp,T0)+(hfCO2))+nCO*(hihoCO(Tp,T0)+(hfCO)
)....

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

+nH2*(hihoH2(Tp,T0))+(nH2O+nH2Oca)*(hihoH2O(Tp,T0)+(hfH2O))+nCH4*(hihoCH4(Tp,T0)+(hfCH4))+nC2H2*(hihoC2H2(Tp,T0)+(hfC2H2))...

+nTar*(hihoTar(Tp,T0,Mmb))+aireO2*hihoO2(Tp,T0)+aireN2*hihoN2(Tp,T0)); %+nH2Oca

Tpy=fsolve(FPyrolysis,500+273.15); % Temperatura [K]

%% Cálculos Zona 3: Oxidación

% y=(mC+0.5*mH-0.25*mO)/ER; % Cantidad estequiométrica de aire (numerador)

% y=(mC+0.25*mH-0.5*mO)/ER; % Corrección en la fórmula.

O2est=((mC+0.25*mH-0.5*mO)/ER)*moles;

exceso=aireO2-O2est; % Exceso de aire

fac=0.2809*1.0; % Corrección propuesta por Diyoke para la relación CO/CO2

O2salida=aireO2-nH2/2-nC2H2*5/2-(O2est-nH2/2-2.5*nC2H2)/(2/2+fac/2)-fac*(O2est-nH2/2-2.5*nC2H2)/(2/2+fac/2)/2;

nH2O_O=nH2O+nH2; % Aumento en la cantidad de agua por H2+yO2

nH2O_O=nH2O_O+nC2H2; % Aumento en la cantidad de agua por C2H2+5/2O2

nCO2_O=nCO2+2*nC2H2; % Aumento en la cantidad de CO2 por C2H2+5/2O2

nCO2_O=nCO2_O+(O2est-nH2/2-2.5*nC2H2)/(2/2+fac/2); % Aumento en la cantidad de CO2 por oxidación de Char

nCO_O=nCO+fac*(O2est-nH2/2-2.5*nC2H2)/(2/2+fac/2); % Aumento en la cantidad de CO por oxidación de Char

nC2H2_O=0;nH2_O=0;

nChar_O=nChar-(O2est-nH2/2-2.5*nC2H2)/1.5; %Disminución por oxidación Char+0.5O2 -> CO; Char+O2 -> CO2

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$Q_{LOZ}=0.5*LHV/ER;nCH4_O=nCH4;nTar_O=nTar;$$

% Solución Balance de energía.

$$\begin{aligned} FOxidation=&@(Tox)Q_{LOZ}+nChar_O*(hihoChar(Tox,T0))+nCO2_O*(hihoCO2(Tox,T0)+hfCO \\ &2)+nCO_O*(hihoCO(Tox,T0)+hfCO)... \\ &+nH2_O*(hihoH2(Tpy,T0))+(nH2O_O+nH2Oca)*(hihoH2O(Tox,T0)+hfH2O)+nCH4*(hihoCH \\ &4(Tox,T0)+hfCH4)... \\ &+nC2H2_O*(hihoC2H2(Tox,T0)+hfC2H2)+nTar*(hihoTar(Tox,T0,Mmb))+aireN2*hihoN2(Tox \\ &,T0)...%+O2salida*hihoO2(Tox,T0) \end{aligned}$$

-

$$\begin{aligned} &(nChar*(hihoChar(Tpy,T0))+nCO2*(hihoCO2(Tpy,T0)+hfCO2)+nCO*(hihoCO(Tpy,T0)+hfCO \\ &)+nH2*(hihoH2(Tpy,T0))... \\ &+(nH2O+nH2Oca)*(hihoH2O(Tpy,T0)+hfH2O)+nCH4*(hihoCH4(Tpy,T0)+hfCH4)+nC2H2*(h \\ &ihoC2H2(Tpy,T0)+hfC2H2)... \\ &+nTar*(hihoTar(Tpy,T0,Mmb))+aireN2*hihoN2(Tpy,T0)+aireO2*hihoO2(Tpy,T0)); \end{aligned}$$

$$Tox=fsolve(FOxidation,1100+273.15); \% Temperatura [K]$$

%% Cálculos Zona 4: Reducción

% solución del sistema de cuatro EDO por Runge-kutta de 4 y 5 orden.

D=0.9; % Diámetro gasificador

HA1=1.15/4; % Altura zona reducción del gasificador

$$Area=\pi*D^2/4; \% [m^2]$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

P=101325; % [Pa]

Qox=(nCO2_O+nCO_O+nH2_O+nCH4_O+nH2O_O+aireN2)*8.314*Tox/P; % [m³/h]

%Q=52.4; % [m³/h]

v=Qox/Area/3600; % [m/s]

y0=[[nCO2_O/Qox,nCO_O/Qox,nH2_O/Qox,nCH4_O/Qox,nH2O_O/Qox]*1,Tox,P,v,nChar_O
/Qox,aireN2/Qox]; % O2salida/Q

% A1=36.16; A2=15170; A3=4.189e-3; A5=7.310e-2; A4=2.824e-2; %A4=6.4e9; %A4=2.824e-
2; % [1/s]

% R=8.314e-3; % [kJ/mol/K]

% E1=77.39/R; E2=121.62/R; E3=19.21/R; E5=36.15/R; E4=32.84/R; %E4=39260/R;

%E4=32.84/R; % [K]

[zt,y] = ode15s(@FReduction,[0 HAl],y0);

z_obj = [0.01 0.02 0.03 0.04 0.05 0.07 0.10 0.14 0.20 0.25 0.28];

YT=interp1(zt, y(:,,:), z_obj);

ZE=[z_obj(1), z_obj(2) ,

z_obj(3),z_obj(4),z_obj(5),z_obj(6),z_obj(7),z_obj(8),z_obj(9),z_obj(10),zt(end)];

nCO2Est=[YT(1,1),YT(2,1),YT(3,1),YT(4,1),YT(5,1),YT(6,1),YT(7,1),YT(8,1),YT(9,1),YT(10,
1),y(end,1)];

nCOEst=[YT(1,2),YT(2,2),YT(3,2),YT(4,2),YT(5,2),YT(6,2),YT(7,2),YT(8,2),YT(9,2),YT(10,2
,y(end,2)];

nH2Est=[YT(1,3),YT(2,3),YT(3,3),YT(4,3),YT(5,3),YT(6,3),YT(7,3),YT(8,3),YT(9,3),YT(10,3
,y(end,3)];

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```
nCH4Est=[YT(1,4),YT(2,4),YT(3,4),YT(4,4),YT(5,4),YT(6,4),YT(7,4),YT(8,4),YT(9,4),YT(10,4),y(end,4)];
```

```
nH2OEst=[YT(1,5),YT(2,5),YT(3,5),YT(4,5),YT(5,5),YT(6,5),YT(7,5),YT(8,5),YT(9,5),YT(10,5),y(end,5)];
```

```
TrEst=[YT(1,6),YT(2,6),YT(3,6),YT(4,6),YT(5,6),YT(6,6),YT(7,6),YT(8,6),YT(9,6),YT(10,6),y(end,6)];
```

```
PEst=[YT(1,7),YT(2,7),YT(3,7),YT(4,7),YT(5,7),YT(6,7),YT(7,7),YT(8,7),YT(9,7),YT(10,7),y(end,7)];
```

```
vEst=[YT(1,8),YT(2,8),YT(3,8),YT(4,8),YT(5,8),YT(6,8),YT(7,8),YT(8,8),YT(9,8),YT(10,8),y(end,8)];
```

```
nCharEst=[YT(1,9),YT(2,9),YT(3,9),YT(4,9),YT(5,9),YT(6,9),YT(7,9),YT(8,9),YT(9,9),YT(10,9),y(end,9)];
```

```
aireN2Est=[YT(1,10),YT(2,10),YT(3,10),YT(4,10),YT(5,10),YT(6,10),YT(7,10),YT(8,10),YT(9,10),YT(10,10),y(end,10)];
```

```
elseif cont>0
```

```
% cont=cont+1;
```

```
z=z_obj(8);
```

```
deltat=0.1; % [s]
```

```
CCO2r=YT(8,1);CCOr=YT(8,2);CH2r=YT(8,3);CCH4r=YT(8,4);CH2Or=YT(8,5);aireN2r=YT(8,10);Tr1=YT(8,6);Cchars=YT(8,9); % [concentraciones]
```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$CCO2e=nCO2_O/Qox;CCOe=nCO_O/Qox;CH2e=nH2_O/Qox;CCH4e=nCH4_O/Qox;$$

$$CH2Oe=nH2O_O/Qox;CaireN2e=aireN2/Qox;Cchare=nChar_O/Qox;$$

$$CTot1=(CCO2r+CCOr+CH2r+CCH4r+CH2Or+aireN2r); \text{ \% Suma concentración total}$$

$$XCO2=CCO2r/CTot1;$$

$$XCO=CCOr/CTot1;$$

$$XH2=CH2r/CTot1;$$

$$XCH4=CCH4r/CTot1;$$

$$XH2O=CH2Or/CTot1;$$

%Constantes de equilibrio

$$K1=(2*hfCO-hfCO2)*(1/298.15-1/Tr1)/8.314+(2*3.376-5.457-1.771)*(log(Tr1/298.15)+298.15/Tr1-1)+(0.557*2-1.045-0.771)*1e-3*(Tr1/2+298.15^2/Tr1/2-298.15)...$$

$$+(-2*0.031+1.157+0.867)*1e5/2*(1/Tr1^2-2/(298.15*Tr1)+1/298.15^2)-(-2*137169+394359)/8.314/298.15;$$

$$K1=\exp(K1);$$

$$K2=(hfCO-hfH2O)*(1/298.15-1/Tr1)/8.314+(3.376+3.249-3.47-1.771)*(log(Tr1/298.15)+298.15/Tr1-1)+(0.557+0.422-1.45-0.771)*1e-3*(Tr1/2+298.15^2/Tr1/2-298.15)...$$

$$+(-0.031+0.083-0.121+0.867)*1e5/2*(1/Tr1^2-2/(298.15*Tr1)+1/298.15^2)-(-137169+228572)/8.314/298.15;$$

$$K2=\exp(K2);$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$K3 = 7082.848 / Tr1 - 6.567 * \log(Tr1) + 7.466e-3 * Tr1 / 2 - 2.164e-6 * Tr1^2 + 0.701e-$$

$$5/2 / Tr1^2 + 32.541;$$

$$K3 = \exp(K3);$$

$$\%K4 = 5870.53 / Tr + 1.86 * \log(Tr) + 2.7e-4 * Tr + 58200 / Tr^2 + 18.007;$$

$$\%K4 = \exp(K4);$$

$$K4 = \exp(4276 / Tr1 - 3.961);$$

$$K5 = 1.198e13 * \exp(-26830 / Tr1);$$

% Cinética

$$\% n_{Totc} = (n_{Tot} - aire_{N21} - O2_{salida1}) / Q;$$

$$CRF = 500; \% \text{ Char reactivity factor. Diyoke, 2018, } CRF = 500.$$

$$r1 = CRF * A1 * \exp(-E1 / Tr1) * (X_{CO2} - (X_{CO})^2 / K1);$$

$$r2 = CRF * A2 * \exp(-E2 / Tr1) * (X_{H2O} - X_{CO} * X_{H2} / K2);$$

$$r3 = CRF * A3 * \exp(-E3 / Tr1) * ((X_{H2})^2 - X_{CH4} / K3);$$

$$r4 = CRF * A4 * \exp(-E4 / Tr1) * (X_{CO} * X_{H2O} - X_{CO2} * X_{H2} / K4);$$

$$r5 = CRF * A5 * \exp(-E5 / Tr1) * (X_{CH4} * X_{H2O} - X_{CO} * X_{H2}^3 / K5);$$

% Velocidades

$$R_{CO2} = -r1 + r4;$$

$$R_{CO} = 2 * r1 + r2 - r4 + r5;$$

$$R_{H2} = r2 - 2 * r3 + r4 + 3 * r5;$$

$$R_{CH4} = r3 - r5;$$

$$R_{H2O} = -r2 - r4 - r5;$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$RC = -r_1 - r_2 - r_3;$$

$$CpCO_2 = (5.457 + 1.045e-3 \cdot (Tr_1) - 1.157e5 \cdot (1/Tr_1^2)) \cdot 8.314;$$

$$CpCO = (3.376 + 0.557e-3 \cdot (Tr_1) - 0.031e5 \cdot (1/Tr_1^2)) \cdot 8.314;$$

$$CpH_2 = (3.249 + 0.422e-3 \cdot (Tr_1) + 0.083e5 \cdot (1/Tr_1^2)) \cdot 8.314;$$

$$CpCH_4 = (1.702 + 9.081e-3 \cdot (Tr_1) - 2.164e-6 \cdot (Tr_1^2)) \cdot 8.314;$$

$$CpH_2O = (3.47 + 1.45e-3 \cdot (Tr_1) + 0.121e5 \cdot (1/Tr_1^2)) \cdot 8.314;$$

$$CpN_2 = (3.28 + 0.593e-3 \cdot (Tr_1) + 0.04e5 \cdot (1/Tr_1^2)) \cdot 8.314;$$

$$\% \text{ CpO}_2 = (3.639 + 0.506e-3 \cdot (Tr) - 0.227e5 \cdot (1/Tr^2)) \cdot 8.314;$$

$$CpC = (1.771 + 0.771e-3 \cdot (Tr_1) - 0.867e5 \cdot (1/Tr_1^2)) \cdot 8.314;$$

$$\text{sumrDH} = (r_1 \cdot 171000 + r_2 \cdot 130500 + r_3 \cdot (-75000) + r_4 \cdot (-41200) + r_5 \cdot 201900);$$

$$\text{sumRxcx} = (RCO_2 \cdot CpCO_2 + RCO \cdot CpCO + RH_2 \cdot CpH_2 + RCH_4 \cdot CpCH_4 + RH_2O \cdot CpH_2O + RC \cdot CpC);$$

$$\text{sumnxcx} = (CCO_2r \cdot CpCO_2 + CCO_r \cdot CpCO + CH_2r \cdot CpH_2 + CCH_4r \cdot CpCH_4 + CH_2Or \cdot CpH_2O + \text{aireN}_2r \cdot CpN_2); \quad \% + O_2\text{salidar} \cdot CpO_2; \quad \% + n_{\text{Charr}}/Q \cdot CpC;$$

%

$$\text{sumFiMiCp} = ((mCO_2 \cdot nCO_2r \cdot CpCO_2) + (mCO \cdot nCO_r \cdot CpCO) + (mH_2 \cdot nH_2r \cdot CpH_2) + (mCH_4 \cdot nCH_4r \cdot CpCH_4) + (mH_2O \cdot nH_2Or \cdot CpH_2O) + (maireN_2 \cdot aireN_2r \cdot CpN_2));$$

%

$$\text{sumCiMiCp} = ((mCO_2 \cdot CCO_2e \cdot CpCO_2) + (mCO \cdot CCO_e \cdot CpCO) + (mH_2 \cdot CH_2e \cdot CpH_2) + (mCH_4 \cdot CCH_4e \cdot CpCH_4) + (mH_2O \cdot CH_2Oe \cdot CpH_2O) + (maireN_2 \cdot CaireN_2e \cdot CpN_2));$$

% Gradiente de presión por la fórmula empírica de Giltrap.

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$PM_{gas} = (CCO_{2r} \cdot 44 + CCO_r \cdot 28 + CH_{2r} \cdot 2 + CCH_{4r} \cdot 16 + CH_{2Or} \cdot 18 + aireN_{2r} \cdot 28) / CTot1;$$

$$\% + O_{2salidar} \cdot 32$$

$$\% dengas_denaire = PM_{gas} / 28.9; \text{ \% Relación gases ideales}$$

$$dpdz = 1183 \cdot (PM_{gas} / 28.9) \cdot v^2 + 388.19 \cdot v - 79.896;$$

$$dvdz = (sumnxcx \cdot (RCO_2 + RCO + RH_2 + RCH_4 + RH_2O) / CTot1 - sumrDH / Tr1 -$$

$$dpdz \cdot (v / Tr1 + v \cdot sumnxcx / P) - sumRxcx) / (sumnxcx + CTot1 \cdot 8.314);$$

% Reactor CSTR 1

$$CCO_{2s} = CCO_{2r}; CCO_s = CCO_r; CH_{2s} = CH_{2r}; CCH_{4s} = CCH_{4r};$$

$$CaireN_{2s} = aireN_{2r}; CH_{2Os} = CH_{2Or}; Tre1 = Tox;$$

$$\% n_{Tot1} = (CCO_{2r} + CCO_r + CH_{2r} + CCH_{4r} + aireN_2 + CH_{2Or});$$

$$Qr1 = (Q_{ox} / 3600) \cdot Tr1 / Tox;$$

$$n_{Tot1} = CTot1 \cdot Qr1;$$

$$dCCO_{2dt} = (((CCO_{2e} \cdot (Q_{ox} / 3600) - CCO_{2s} \cdot Qr1) / (Area \cdot z)) + RCO_2);$$

$$dCCO_{dt} = (((CCO_e \cdot (Q_{ox} / 3600) - CCO_s \cdot Qr1) / (Area \cdot z)) + RCO);$$

$$dCH_{2dt} = (((CH_{2e} \cdot (Q_{ox} / 3600) - CH_{2s} \cdot Qr1) / (Area \cdot z)) + RH_2);$$

$$dCCH_{4dt} = (((CCH_{4e} \cdot (Q_{ox} / 3600) - CCH_{4s} \cdot Qr1) / (Area \cdot z)) + RCH_4);$$

$$dCH_{2Odt} = (((CH_{2Oe} \cdot (Q_{ox} / 3600) - CH_{2Os} \cdot Qr1) / (Area \cdot z)) + RH_2O);$$

$$dCN_{2dt} = (((CaireN_{2e} \cdot (Q_{ox} / 3600) - CaireN_{2s} \cdot Qr1) / (Area \cdot z)));$$

$$dCchardt = (((Cchare \cdot (Q_{ox} / 3600) - Cchars \cdot Qr1) / (Area \cdot z)) + RC);$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$\begin{aligned} d\text{CCO}_2\text{dtR} &= (((\text{CCO}_2\text{e} * (\text{Qox}/3600) - \text{CCO}_2\text{s} * \text{Qr1}) / (\text{Area} * z))); \\ d\text{CCOdtR} &= (((\text{CCOe} * (\text{Qox}/3600) - \text{CCOs} * \text{Qr1}) / (\text{Area} * z))); \\ d\text{CH}_2\text{dtR} &= (((\text{CH}_2\text{e} * (\text{Qox}/3600) - \text{CH}_2\text{s} * \text{Qr1}) / (\text{Area} * z))); \\ d\text{CCH}_4\text{dtR} &= (((\text{CCH}_4\text{e} * (\text{Qox}/3600) - \text{CCH}_4\text{s} * \text{Qr1}) / (\text{Area} * z))); \\ d\text{CH}_2\text{OdtR} &= (((\text{CH}_2\text{Oe} * (\text{Qox}/3600) - \text{CH}_2\text{Os} * \text{Qr1}) / (\text{Area} * z))); \\ d\text{CN}_2\text{dtR} &= (((\text{CaireN}_2\text{e} * (\text{Qox}/3600) - \text{CaireN}_2\text{s} * \text{Qr1}) / (\text{Area} * z))); \\ d\text{Cchardt} &= (((\text{Cchare} * (\text{Qox}/3600) - \text{Cchars} * \text{Qr1}) / (\text{Area} * z))); \end{aligned}$$

$$\text{CCO}_2\text{t} = \text{CCO}_2\text{s} + \text{deltat} * d\text{CCO}_2\text{dt};$$

$$\text{CCOt} = \text{CCOs} + \text{deltat} * d\text{CCOdt};$$

$$\text{CH}_2\text{t} = \text{CH}_2\text{s} + \text{deltat} * d\text{CH}_2\text{dt};$$

$$\text{CCH}_4\text{t} = \text{CCH}_4\text{s} + \text{deltat} * d\text{CCH}_4\text{dt};$$

$$\text{CH}_2\text{Ot} = \text{CH}_2\text{Os} + \text{deltat} * d\text{CH}_2\text{Odt};$$

$$\text{CN}_2\text{t} = \text{CaireN}_2\text{s} + \text{deltat} * d\text{CN}_2\text{dt};$$

$$\text{Cchart} = \text{Cchars} + \text{deltat} * d\text{Cchardt};$$

$$\text{CTot1} = (\text{CCO}_2\text{t} + \text{CCOt} + \text{CH}_2\text{t} + \text{CCH}_4\text{t} + \text{CH}_2\text{Ot} + \text{CN}_2\text{t});$$

$$\text{sumCiMiCp} = ((\text{CCO}_2\text{s} * \text{CpCO}_2) + (\text{CCOs} * \text{CpCO}) + (\text{CH}_2\text{s} * \text{CpH}_2) + (\text{CCH}_4\text{s} * \text{CpCH}_4) + (\text{CH}_2\text{Os} * \text{CpH}_2\text{O}) + (\text{CaireN}_2\text{s} * \text{CpN}_2) + (\text{Cchars} * \text{CpC}));$$

$$\text{sumFiMiCp} = ((d\text{CCO}_2\text{dtR} * \text{CpCO}_2) + (d\text{CCOdtR} * \text{CpCO}) + (d\text{CH}_2\text{dtR} * \text{CpH}_2) + (d\text{CCH}_4\text{dtR} * \text{CpCH}_4) + (d\text{CH}_2\text{OdtR} * \text{CpH}_2\text{O}) + (d\text{CN}_2\text{dtR} * \text{CpN}_2) + (d\text{Cchardt} * \text{CpC}));$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```
dTdt=(((((Tr1-Tre1)/z)*-v*sumnxcx)-sumrDH-v*dpdz-P*dvdz-2*sumRxcx*Tr1-  
sumFiMiCp*Tr1))/(sumCiMiCp);
```

```
Ts1=Tr1;
```

```
Trs1=Ts1+deltat*dTdt;
```

% Reactor CSTR 2

```
CCO2r2=y(end,1);CCOr2=y(end,2);CH2r2=y(end,3);CCH4r2=y(end,4);CH2Or2=y(end,5);aire  
N2r2=y(end,10);Tr2=y(end,6);Tre2=Trs1;Charr2=y(end,9);
```

```
CCO2e2=CCO2t;CCOe2=CCOt;CH2e2=CH2t;CCH4e2=CCH4t;CH2Oe2=CH2Ot;CaireN2e2=  
CN2t;Chare2=Cchart;
```

```
CTot2=(CCO2r2+CCOr2+CH2r2+CCH4r2+CH2Or2+aireN2r2); % Suma concentración total
```

```
XCO2r2=CCO2r2/CTot2;
```

```
XCOr2=CCOr2/CTot2;
```

```
XH2r2=CH2r2/CTot2;
```

```
XCH4r2=CCH4r2/CTot2;
```

```
XH2Or2=CH2Or2/CTot2;
```

%Constantes de equilibrio

```
K1=(2*hfCO-hfCO2)*(1/298.15-1/Tr2)/8.314+(2*3.376-5.457-  
1.771)*(log(Tr2/298.15)+298.15/Tr2-1)+(0.557*2-1.045-0.771)*1e-3*(Tr2/2+298.15^2/Tr2/2-  
298.15)...
```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```

+(-2*0.031+1.157+0.867)*1e5/2*(1/Tr2^2-2/(298.15*Tr2)+1/298.15^2)-(-
2*137169+394359)/8.314/298.15;

```

```

K1=exp(K1);

```

```

K2=(hfCO-hfH2O)*(1/298.15-1/Tr2)/8.314+(3.376+3.249-3.47-
1.771)*(log(Tr2/298.15)+298.15/Tr2-1)+(0.557+0.422-1.45-0.771)*1e-
3*(Tr2/2+298.15^2/Tr2/2-298.15)...

```

```

+(-0.031+0.083-0.121+0.867)*1e5/2*(1/Tr2^2-2/(298.15*Tr2)+1/298.15^2)-(-
137169+228572)/8.314/298.15;

```

```

K2=exp(K2);

```

```

K3=7082.848/Tr2-6.567*log(Tr2)+7.466e-3*Tr2/2-2.164e-6/6*Tr2^2+0.701e-
5/2/Tr2^2+32.541;

```

```

K3=exp(K3);

```

```

% K4=5870.53/Tr+1.86*log(Tr)+2.7e-4*Tr+58200/Tr^2+18.007;

```

```

% K4=exp(K4);

```

```

K4=exp(4276/Tr2-3.961);

```

```

K5=1.198e13*exp(-26830/Tr2);

```

```

% Cinética

```

```

% nTotc=(nTot-aireN21-O2salida1)/Q;

```

```

CRF=500; % Char reactivity factor. Diyoke, 2018, CRF=500.

```

```

r1r2=CRF*A1*exp(-E1/Tr2)*(XCO2r2-(XCO2r2)^2/K1);

```

```

r2r2=CRF*A2*exp(-E2/Tr2)*(XH2Or2-XCO2r2*XH2r2/K2);

```

```

r3r2=CRF*A3*exp(-E3/Tr2)*((XH2r2)^2-XCH4r2/K3);

```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$r_{4r2} = CRF \cdot A_4 \cdot \exp(-E_4/Tr2) \cdot (XCO_{r2} \cdot XH_{2Or2} - XCO_{2r2} \cdot XH_{2r2}/K_4);$$

$$r_{5r2} = CRF \cdot A_5 \cdot \exp(-E_5/Tr2) \cdot (XCH_{4r2} \cdot XH_{2Or2} - XCO_{r2} \cdot XH_{2r2}^3/K_5);$$

% Velocidades

$$RCO_{2r2} = -r_{1r2} + r_{4r2};$$

$$RCO_{r2} = 2 \cdot r_{1r2} + r_{2r2} - r_{4r2} + r_{5r2};$$

$$RH_{2r2} = r_{2r2} - 2 \cdot r_{3r2} + r_{4r2} + 3 \cdot r_{5r2};$$

$$RCH_{4r2} = r_{3r2} - r_{5r2};$$

$$RH_{2Or2} = -r_{2r2} - r_{4r2} - r_{5r2};$$

$$RCr2 = -r_{1r2} - r_{2r2} - r_{3r2};$$

$$Cp_{2CO2} = (5.457 + 1.045e-3 \cdot (Tr2) - 1.157e5 \cdot (1/Tr2^2)) \cdot 8.314;$$

$$Cp_{2CO} = (3.376 + 0.557e-3 \cdot (Tr2) - 0.031e5 \cdot (1/Tr2^2)) \cdot 8.314;$$

$$Cp_{2H2} = (3.249 + 0.422e-3 \cdot (Tr2) + 0.083e5 \cdot (1/Tr2^2)) \cdot 8.314;$$

$$Cp_{2CH4} = (1.702 + 9.081e-3 \cdot (Tr2) - 2.164e-6 \cdot (Tr2^2)) \cdot 8.314;$$

$$Cp_{2H2O} = (3.47 + 1.45e-3 \cdot (Tr2) + 0.121e5 \cdot (1/Tr2^2)) \cdot 8.314;$$

$$Cp_{2N2} = (3.28 + 0.593e-3 \cdot (Tr2) + 0.04e5 \cdot (1/Tr2^2)) \cdot 8.314;$$

$$\%Cp_{O2} = (3.639 + 0.506e-3 \cdot (Tr) - 0.227e5 \cdot (1/Tr^2)) \cdot 8.314;$$

$$Cp_{2C} = (1.771 + 0.771e-3 \cdot (Tr2) - 0.867e5 \cdot (1/Tr2^2)) \cdot 8.314;$$

$$sumr_{DH2} = (r_{1r2} \cdot 171000 + r_{2r2} \cdot 130500 + r_{3r2} \cdot (-75000) + r_{4r2} \cdot (-41200) + r_{5r2} \cdot 201900);$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$\text{sumRxcx2} = (\text{RCO2r2} * \text{Cp2CO2} + \text{RCOr2} * \text{Cp2CO} + \text{RH2r2} * \text{Cp2H2} + \text{RCH4r2} * \text{Cp2CH4} + \text{RH2Or2} * \text{Cp2H2O} + \text{RCr2} * \text{Cp2C});$$

$$\text{sumnxcx2} = (\text{CCO2r2} * \text{Cp2CO2} + \text{CCOr2} * \text{Cp2CO} + \text{CH2r2} * \text{Cp2H2} + \text{CCH4r2} * \text{Cp2CH4} + \text{CH2Or2} * \text{Cp2H2O} + \text{aireN2r2} * \text{Cp2N2} + \text{Charr2} * \text{Cp2C}); \% + \text{O2salidar} * \text{CpO2}; \% + \text{nCharr/Q} * \text{CpC};$$

% Gradiente de presión

$$\text{PMgas2} = (\text{CCO2r2} * 44 + \text{CCOr2} * 28 + \text{CH2r2} * 2 + \text{CCH4r2} * 16 + \text{CH2Or2} * 18 + \text{aireN2r2} * 28) / \text{CTot2};$$

% + O2salidar * 32

$$\text{dpdz2} = 1183 * (\text{PMgas2} / 28.9) * v^2 + 388.19 * v - 79.896;$$

$$\text{dvdz2} = (\text{sumnxcx2} * (\text{RCO2r2} + \text{RCOr2} + \text{RH2r2} + \text{RCH4r2} + \text{RH2Or2}) / \text{CTot2} - \text{sumrDH2} / \text{Tr2} -$$

$$\text{dpdz2} * (v / \text{Tr2} + v * \text{sumnxcx2} / P) - \text{sumRxcx2}) / (\text{sumnxcx2} + \text{CTot2} * 8.314);$$

% Reactor CSTR 2

$$z2 = zt(\text{end}, 1) - z;$$

$$\text{CCO2s2} = \text{CCO2r2}; \text{CCOs2} = \text{CCOr2}; \text{CH2s2} = \text{CH2r2}; \text{CCH4s2} = \text{CCH4r2}; \text{CH2Os2} = \text{CH2Or2};$$

$$\text{CaireN2s2} = \text{aireN2r2};$$

$$\text{Qr2} = \text{Qr1} * \text{Tr2} / \text{Tr1};$$

$$\text{nTot2} = \text{CTot2} * \text{Qr2};$$

$$\text{dCCO2dt2} = (((\text{CCO2e2} * \text{Qr1} - \text{CCO2s2} * \text{Qr2}) / (\text{Area} * z2)) + \text{RCO2r2});$$

$$\text{dCCOdt2} = (((\text{CCOe2} * \text{Qr1} - \text{CCOs2} * \text{Qr2}) / (\text{Area} * z2)) + \text{RCOr2});$$

$$\text{dCH2dt2} = (((\text{CH2e2} * \text{Qr1} - \text{CH2s2} * \text{Qr2}) / (\text{Area} * z2)) + \text{RH2r2});$$

$$\text{dCCH4dt2} = (((\text{CCH4e2} * \text{Qr1} - \text{CCH4s2} * \text{Qr2}) / (\text{Area} * z2)) + \text{RCH4r2});$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$dCH_2Odt_2 = (((CH_2O_{e2} * Q_{r1} - CH_2O_{s2} * Q_{r2}) / (Area * z_2)) + RH_2O_{r2});$$

$$dCN_2dt_2 = (((CaireN_{2e2} * Q_{r1} - CaireN_{2s2} * Q_{r2}) / (Area * z_2)));$$

$$dCchardt_2 = (((Chare_2 * Q_{r1} - Charr_2 * Q_{r2}) / (Area * z_2)) + RCr_2);$$

$$dCCO_2dt_2R = (((CCO_{2e2} * Q_{r1} - CCO_{2s2} * Q_{r2}) / (Area * z_2))); dCCOdt_2R = ((CCO_{e2} * Q_{r1} -$$

$$CCO_{s2} * Q_{r2}) / (Area * z_2)); dCH_2dt_2R = ((CH_{2e2} * Q_{r1} - CH_{2s2} * Q_{r2}) / (Area * z_2));$$

$$dCCH_4dt_2R = ((CCH_{4e2} * Q_{r1} - CCH_{4s2} * Q_{r2}) / (Area * z_2)); dCH_2Odt_2R = ((CH_2O_{e2} * Q_{r1} -$$

$$CH_2O_{s2} * Q_{r2}) / (Area * z_2)); dCN_2dt_2R = ((CaireN_{2e2} * Q_{r1} - CaireN_{2s2} * Q_{r2}) / (Area * z_2));$$

$$dCchardt_2R = (((Chare_2 * Q_{r1} - Charr_2 * Q_{r2}) / (Area * z_2)));$$

$$CCO_2t_2 = CCO_{2s2} + \text{deltat} * dCCO_2dt_2;$$

$$CCOt_2 = CCO_{s2} + \text{deltat} * dCCOdt_2;$$

$$CH_2t_2 = CH_{2s2} + \text{deltat} * dCH_2dt_2;$$

$$CCH_4t_2 = CCH_{4s2} + \text{deltat} * dCCH_4dt_2;$$

$$CH_2Ot_2 = CH_2O_{s2} + \text{deltat} * dCH_2Odt_2;$$

$$CN_2t_2 = CaireN_{2s2} + \text{deltat} * dCN_2dt_2;$$

$$Cchart_2 = Charr_2 + \text{deltat} * dCchardt_2;$$

$$CTot_2 = (CCO_2t_2 + CCOt_2 + CH_2t_2 + CCH_4t_2 + CH_2Ot_2 + CN_2t_2);$$

$$\text{sumCiMiCp}_2 = ((CCO_{2s2} * Cp_2CO_2) + (CCO_{s2} * Cp_2CO) + (CH_{2s2} * Cp_2H_2) + (CCH_{4s2} * Cp_2CH_4) + (CH_2O_{s2} * Cp_2H_2O) + (CaireN_{2s2} * Cp_2N_2) + Charr_2 * Cp_2C);$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

$$\text{sumFiMiCp2} = ((d\text{CCO2dt2R} * \text{Cp2CO2}) + (d\text{CCOdt2R} * \text{Cp2CO}) + (d\text{CH2dt2R} * \text{Cp2H2}) + (d\text{CCH4dt2R} * \text{Cp2CH4}) + (d\text{CH2Odt2R} * \text{Cp2H2O}) + (d\text{CN2dt2R} * \text{Cp2N2}) + (d\text{Cchart2R} * \text{Cp2C}));$$

$$dTdt2 = (((\text{Tr2} - \text{Tre2}) / z2) * -v * \text{sumnxcx2}) - \text{sumrDH2} - v * d\text{pdz2} - P * d\text{vdz2} - 2 * \text{sumRxcx2} * \text{Tr2} - \text{Tr2} * \text{sumFiMiCp2}) / (\text{sumCiMiCp2});$$

$$\text{Ts2} = \text{Tr2};$$

$$\text{Trs2} = \text{Ts2} + (\text{deltat} * dTdt2);$$

$$\text{nCO2Est} = [\text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CCO2t}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CCO2t2}];$$

$$\text{nCOEst} = [\text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CCOt}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CCOt2}];$$

$$\text{nH2Est} = [\text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CH2t}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CH2t2}];$$

$$\text{nCH4Est} = [\text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CCH4t}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CCH4t2}];$$

$$\text{nH2OEst} = [\text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CH2Ot}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CH2Ot2}];$$

$$\text{TrEst} = [\text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{Trs1}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{Trs2}];$$

$$\text{PEst} = [\text{YT}(1,7), \text{YT}(2,7), \text{YT}(3,7), \text{YT}(4,7), \text{YT}(5,7), \text{YT}(6,7), \text{YT}(7,7), \text{YT}(8,7), \text{YT}(9,7), \text{YT}(10,7), y(\text{end},7)];$$

$$v\text{Est} = [\text{YT}(1,8), \text{YT}(2,8), \text{YT}(3,8), \text{YT}(4,8), \text{YT}(5,8), \text{YT}(6,8), \text{YT}(7,8), \text{YT}(8,8), \text{YT}(9,8), \text{YT}(10,8), y(\text{end},8)];$$

$$\text{nCharEst} = [\text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{Cchart}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{Cchart2}];$$

$$\text{aireN2Est} = [\text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CN2t}, \text{NaN}, \text{NaN}, \text{CN2t2}];$$

$$\text{YT}(8,1) = \text{CCO2t}; y(\text{end},1) = \text{CCO2t2};$$

$$\text{YT}(8,2) = \text{CCOt}; y(\text{end},2) = \text{CCOt2};$$

$$\text{YT}(8,3) = \text{CH2t}; y(\text{end},3) = \text{CH2t2};$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

YT(8,4)=CCH4t;y(end,4)=CCH4t2;

YT(8,5)=CH2Ot;y(end,5)=CH2Ot2;

YT(8,6)=Trs1;y(end,6)=Trs2;

YT(8,9)=Cchart;y(end,9)=Cchart2;

YT(8,10)=CN2t;y(end,10)=CN2t2;

end

function dydz=FReduction(z,y)

%Función que define las ocho EDO de la zona de reducción.

% Índice de las EDO: 1-nCO2r, 2-nCOOr, 3-nH2r, 4-nCH4r, 5-nH2Or, 9-nCharr

% 6-Tr, 7-P, 8-v.

% Reacciones. r1: C + CO2 <-> 2CO.

% r2: C + H2O <-> CO + H2.

% r3: C + 2H2 <-> CH4.

% r4: CO + H2O <-> CO2 + H2.

% r5: CH4 + H2O <-> CO + 3H2.

% global aireN2 Área O2 salida

v=y(8);

% Q=v*Área [m^3/s]

CCO2r=y(1);CCOr=y(2);CH2r=y(3);CCH4r=y(4);CH2Or=y(5);CCharr=y(9);Tr=y(6);P=y(7);%

Concentraciones, T, P, v

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

aireN2r=y(10); % O2salidar=y(11); % [mol/s]

dydz=zeros(10,1);

% Definición reacciones:

A1=36.16;A2=15170;A3=4.189e-3;A5=7.310e-2;A4=2.824e-2; %A4=6.4e9; %A4=2.824e-2; %
[1/s]

R=8.314e-3;% [kJ/mol/K]

E1=77.39/R;E2=121.62/R;E3=19.21/R;E5=36.15/R;E4=32.84/R; %E4=39260/R; %
E4=32.84/R; % [K]

%Fracciones molares

CTot=(CCO2r+CCOr+CH2r+CCH4r+CH2Or+aireN2r);% Suma concentración total

XCO2=CCO2r/CTot;

XCO=CCOr/CTot;

XH2=CH2r/CTot;

XCH4=CCH4r/CTot;

XH2O=CH2Or/CTot;

%Constantes de equilibrio

K1=(2*hfCO-hfCO2)*(1/298.15-1/Tr)/8.314+(2*3.376-5.457-
1.771)*(log(Tr/298.15)+298.15/Tr-1)+(0.557*2-1.045-0.771)*1e-3*(Tr/2+298.15^2/Tr/2-
298.15)...
+(-2*0.031+1.157+0.867)*1e5/2*(1/Tr^2-2/(298.15*Tr)+1/298.15^2)-(-
2*137169+394359)/8.314/298.15;

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

K1=exp(K1);

K2=(hfCO-hfH2O)*(1/298.15-1/Tr)/8.314+(3.376+3.249-3.47-
1.771)*(log(Tr/298.15)+298.15/Tr-1)+(0.557+0.422-1.45-0.771)*1e-3*(Tr/2+298.15^2/Tr/2-
298.15)...

+(-0.031+0.083-0.121+0.867)*1e5/2*(1/Tr^2-2/(298.15*Tr)+1/298.15^2)-(-
137169+228572)/8.314/298.15;

K2=exp(K2);

K3=7082.848/Tr-6.567*log(Tr)+7.466e-3*Tr/2-2.164e-6/6*Tr^2+0.701e-5/2/Tr^2+32.541;

K3=exp(K3);

%K4=5870.53/Tr+1.86*log(Tr)+2.7e-4*Tr+58200/Tr^2+18.007;

%K4=exp(K4);

K4=exp(4276/Tr-3.961);

K5=1.198e13*exp(-26830/Tr);

% Cinética

% nTotc=(nTot-aireN21-O2salida1)/Q;

CRF=500; % Char reactivity factor. Diyoke, 2018, CRF=500.

r1=CRF*A1*exp(-E1/Tr)*(XCO2-(XCO)^2/K1);

r2=CRF*A2*exp(-E2/Tr)*(XH2O-XCO*XH2/K2);

r3=CRF*A3*exp(-E3/Tr)*((XH2)^2-XCH4/K3);

r4=CRF*A4*exp(-E4/Tr1)*(XCO*XH2O-XCO2*XH2/K4);

r5=CRF*A5*exp(-E5/Tr)*(XCH4*XH2O-XCO*XH2^3/K5);

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

% Velocidades

$$RCO_2 = -r_1 + r_4;$$

$$RCO = 2*r_1 + r_2 - r_4 + r_5;$$

$$RH_2 = r_2 - 2*r_3 + r_4 + 3*r_5;$$

$$RCH_4 = r_3 - r_5;$$

$$RH_2O = -r_2 - r_4 - r_5;$$

$$RC = 0; \% -r_1 - r_2 - r_3;$$

$$CpCO_2 = (5.457 + 1.045e-3*(Tr) - 1.157e5*(1/Tr^2))*8.314;$$

$$CpCO = (3.376 + 0.557e-3*(Tr) - 0.031e5*(1/Tr^2))*8.314;$$

$$CpH_2 = (3.249 + 0.422e-3*(Tr) + 0.083e5*(1/Tr^2))*8.314;$$

$$CpCH_4 = (1.702 + 9.081e-3*(Tr) - 2.164e-6*(Tr^2))*8.314;$$

$$CpH_2O = (3.47 + 1.45e-3*(Tr) + 0.121e5*(1/Tr^2))*8.314;$$

$$CpN_2 = (3.28 + 0.593e-3*(Tr) + 0.04e5*(1/Tr^2))*8.314;$$

$$\%CpO_2 = (3.639 + 0.506e-3*(Tr) - 0.227e5*(1/Tr^2))*8.314;$$

$$CpC = (1.771 + 0.771e-3*(Tr) - 0.867e5*(1/Tr^2))*8.314;$$

$$\text{sum}r_{DH} = (r_1*171000 + r_2*130500 + r_3*(-75000) + r_4*(-41200) + r_5*201900);$$

$$\text{sum}R_{xcx} = (RCO_2*CpCO_2 + RCO*CpCO + RH_2*CpH_2 + RCH_4*CpCH_4 + RH_2O*CpH_2O + RC*CpC);$$

$$\text{sum}n_{xcx} = (CCO_2r*CpCO_2 + CCO_r*CpCO + CH_2r*CpH_2 + CCH_4r*CpCH_4 + CH_2Or*CpH_2O + \text{aire} N_2r*CpN_2); \% + O_2\text{salidar}*CpO_2); \% + nCharr/Q*CpC);$$

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

% Gradiente de presión

$PM_{gas} = (CCO_2r \cdot 44 + CCO_r \cdot 28 + CH_2r \cdot 2 + CCH_4r \cdot 16 + CH_2Or \cdot 18 + aireN_2r \cdot 28) / CTot;$

$\% + O_2salidar \cdot 32$

$dengas_denaire = PM_{gas} / 28.9;$ %Relación gases ideales

$dydz(7) = 1183 \cdot dengas_denaire \cdot v^2 + 388.19 \cdot v - 79.896;$

%Variación de la velocidad con la altura. Ecuación obtenida a partir de la ley del gas ideal.

Giltrap, 2003.

$dydz(8) = (sumnxcx \cdot (RCO_2 + RCO + RH_2 + RCH_4 + RH_2O) / CTot - sumrDH / Tr -$

$dydz(7) \cdot (v / Tr + v \cdot sumnxcx / P) \dots$

$- sumRxcx) / (sumnxcx + CTot \cdot 8.314);$

% Balance de masa

$dydz(1) = (RCO_2 - CCO_2r \cdot dydz(8)) / v;$ % CO₂

$dydz(2) = (RCO - CCO_r \cdot dydz(8)) / v;$ % CO

$dydz(3) = (RH_2 - CH_2r \cdot dydz(8)) / v;$ % H₂

$dydz(4) = (RCH_4 - CCH_4r \cdot dydz(8)) / v;$ % CH₄

$dydz(5) = (RH_2O - CH_2Or \cdot dydz(8)) / v;$ % H₂O

$dydz(9) = (RC - CCharr \cdot dydz(8)) / v;$ % Char

$dydz(10) = -aireN_2r \cdot dydz(8) / v;$ % N₂

$\% dydz(11) = -O_2salidar \cdot dydz(8) / v;$ % O₂

% Balance de energía

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```
dydz(6)=(-sumrDH-v*dydz(7)-P*dydz(8)-sumRxcx*Tr)/(v*sumnxcx);
```

```
end
```

```
Tr=y(end,6);
```

```
Temps=[Tpy;Tox;Tr]; % Variables de salida de temperatura [K]
```

```
FlujosP=[nH2;nH2O;nCO;nCO2;nCH4;nC2H2;nChar;nTar]; % Variables de salida de flujos en  
la sección de pirólisis [mol/s]
```

```
FlujosO=[nH2_O;nH2O_O;nCO_O;nCO2_O;nCH4_O;nC2H2_O;nChar_O;nTar_O]; %  
Variables de salida de flujos en la sección de oxidación [mol/s]
```

```
ConR=[y(:,1:5) y(:,10:10)]; % Perfil de concentraciones [mol/m^3] en la zona de reducción
```

```
FlujosR=ConR.*y(:,8)*Area; % Perfil de flujos en la zona de reducción [mol/s]
```

```
FraccionesR=ConR./(ConR*ones(6,1)); % Perfil de fracciones molares en la zona de reducción.
```

```
PerRTPv=y(:,6:8); % Perfiles de temperatura, presión y velocidad en la zona de reducción; %  
[K, Pa, m/s]
```

```
end
```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN**Apéndice H. Código 2 para anclaje que permite integrar el modelo del apéndice E de****Matlab® a Simulink®**

```
function GasificadorS(block)
```

```
    setup(block);
```

```
end
```

```
function setup(block)
```

```
    block.NumDialogPrms = 0;
```

```
    block.NumInputPorts = 7;    % Entradas: Aire, masa, tiempo,C,H,O,N
```

```
    block.NumOutputPorts = 18;  % Salidas: Temps, FlujosP, FlujosO, PerRTPv, FlujosR, z,
```

```
cont
```

```
%% Configurar entradas
```

```
for i = 1:block.NumInputPorts
```

```
    block.InputPort(i).DatatypeID = 0;
```

```
    block.InputPort(i).Complexity = 'Real';
```

```
    block.InputPort(i).Dimensions = 1;
```

```
    block.InputPort(i).DirectFeedthrough = true;
```

```
end
```

```
%% Configurar salidas
```

```
dims = {
```

```
    [3 1], ... % Temps
```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```

[8 1], ... % FlujosP

[8 1], ... % FlujosO

[97 3], ... % PerRTPv

[97 6], ... % FlujosR

[97 1], ... % z

[1 1], ... % cont

[1 11],[1 11],[1 11],[1 11],[1 11],[1 11],[1 11],[1 11],[1 11],[1 11],[1 11]

};

for i = 1:block.NumOutputPorts

    block.OutputPort(i).DatatypeID = 0;

    block.OutputPort(i).Complexity = 'Real';

    block.OutputPort(i).Dimensions = dims{i};

    block.OutputPort(i).SamplingMode = 'Sample';

end

%% Sample time

block.SampleTimes = [0.1 0];

%% Registrar métodos

block.RegBlockMethod('PostPropagationSetup', @DoPostPropSetup);

block.RegBlockMethod('Start', @StartFcn);

```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```
block.RegBlockMethod('Outputs', @OutputsFcn);  
  
block.RegBlockMethod('SetInputPortSamplingMode', @SetInputPortSamplingMode);  
  
end
```

```
function DoPostPropSetup(block)
```

```
  
    block.NumDworks = 1;  
  
    block.Dwork(1).Name = 'contador';  
  
    block.Dwork(1).Dimensions = 1;  
  
    block.Dwork(1).DatatypeID = 0;  
  
    block.Dwork(1).Complexity = 'Real';  
  
    block.Dwork(1).UsedAsDiscState = true;  
  
end
```

```
function StartFcn(block)
```

```
  
    block.OutputPort(1).Data = zeros(3,1);  
  
    block.OutputPort(2).Data = zeros(8,1);  
  
    block.OutputPort(3).Data = zeros(8,1);  
  
    block.OutputPort(4).Data = zeros(97,3);  
  
    block.OutputPort(5).Data = zeros(97,6);  
  
    block.OutputPort(6).Data = zeros(97,1);
```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```

block.OutputPort(7).Data = 0;

block.OutputPort(8).Data = zeros(1,11);

block.OutputPort(9).Data = zeros(1,11);

block.OutputPort(10).Data = zeros(1,11);

block.OutputPort(11).Data = zeros(1,11);

block.OutputPort(12).Data = zeros(1,11);

block.OutputPort(13).Data = zeros(1,11);

block.OutputPort(14).Data = zeros(1,11);

block.OutputPort(15).Data = zeros(1,11);

block.OutputPort(16).Data = zeros(1,11);

block.OutputPort(17).Data = zeros(1,11);

block.OutputPort(18).Data = zeros(1,11);

```

```

block.Dwork(1).Data = 0;

```

```

end

```

```

function OutputsFcn(block)

```

```

    % Leer entradas

```

```

    Aire = block.InputPort(1).Data;

    masa = block.InputPort(2).Data;

    tiempo = block.InputPort(3).Data;

    C = block.InputPort(4).Data;

    H = block.InputPort(5).Data;

```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```

O = block.InputPort(6).Data;

N = block.InputPort(7).Data;

% Llamando a la función principal del modelo

[Temps, FlujosP, FlujosO, ConR, FlujosR, FraccionesR, PerRTPv,
zt, cont, ZE, nCO2Est, nCOEst, nH2Est, nCH4Est, nH2OEst, TrEst, PEst, vEst, nCharEst, aireN2Est] =
Gasificadorpruebadinamica(Aire, masa, tiempo, C, H, O, N)

% Asegurar valores reales

Temps = real(Temps);

FlujosP = real(FlujosP);

FlujosO = real(FlujosO);

PerRTPv = real(PerRTPv);

FlujosR = real(FlujosR);

zt = real(zt);

ZE=real(ZE);nCO2Est=real(nCO2Est);nCOEst=real(nCOEst);nH2Est=real(nH2Est);
nCH4Est=real(nCH4Est);nH2OEst=real(nH2OEst);TrEst=real(TrEst);PEst=real(PEst);
vEst=real(vEst);nCharEst=real(nCharEst);aireN2Est=real(aireN2Est);

%% Ajustar dimensiones

maxN = 97;

if size(PerRTPv,1) >= maxN

    PerRTPv = PerRTPv(1:maxN,:);

else

    PerRTPv = [PerRTPv; zeros(maxN - size(PerRTPv,1), size(PerRTPv,2))];

```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```
end
```

```
if size(FlujosR,1) >= maxN
```

```
    FlujosR = FlujosR(1:maxN,:);
```

```
else
```

```
    FlujosR = [FlujosR; zeros(maxN - size(FlujosR,1), size(FlujosR,2))];
```

```
end
```

```
if size(zt,1) >= maxN
```

```
    zt = zt(1:maxN,:);
```

```
else
```

```
    zt = [zt; zeros(maxN - size(zt,1), size(zt,2))];
```

```
end
```

```
%% Actualizar contador
```

```
block.Dwork(1).Data = block.Dwork(1).Data + 1;
```

```
cont = block.Dwork(1).Data;
```

```
%% Asignar salidas
```

```
block.OutputPort(1).Data = Temps;
```

```
block.OutputPort(2).Data = FlujosP;
```

```
block.OutputPort(3).Data = FlujosO;
```

```
block.OutputPort(4).Data = PerRTPv;
```

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

```

block.OutputPort(5).Data = FlujosR;

block.OutputPort(6).Data = zt(:);

block.OutputPort(7).Data = cont;

block.OutputPort(8).Data = ZE;

block.OutputPort(9).Data = nCO2Est;

block.OutputPort(10).Data = nCOEst;

block.OutputPort(11).Data = nH2Est;

block.OutputPort(12).Data = nCH4Est;

block.OutputPort(13).Data = nH2OEst;

block.OutputPort(14).Data = TrEst;

block.OutputPort(15).Data = PEst;

block.OutputPort(16).Data = vEst;

block.OutputPort(17).Data = nCharEst;

block.OutputPort(18).Data = aireN2Est;

```

```
end
```

```
function SetInputPortSamplingMode(block, idx, fd)
```

```

    block.InputPort(idx).SamplingMode = fd;

    for i = 1:block.NumOutputPorts

        block.OutputPort(i).SamplingMode = fd;

```

```
end
```

```
end
```

Apéndice I. Diagrama de bloques de la simulación aplicando los controladores P y PI

Teniendo en cuenta las perturbaciones tipo escalón de $\pm 20\%$ en el flujo de alimentación dentro del modelo dinámico, se observa en los bloques de control el valor del error para cada caso, como se muestra a continuación.

Figura I1

Diagrama de bloques aplicando controlador P en la simulación en Simulink® + 20%

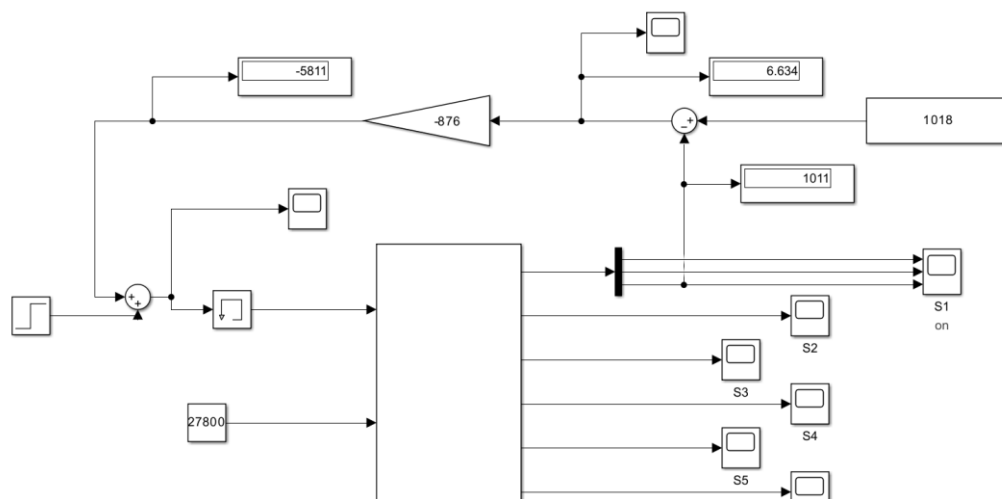
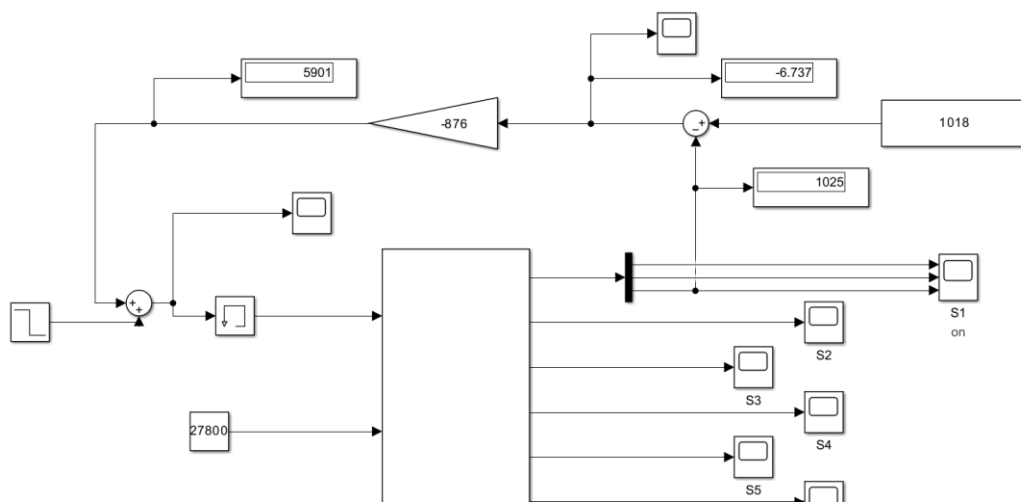
**Figura I2**

Diagrama de bloques aplicando controlador P en la simulación en Simulink® - 20%



CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Figura I3

Diagrama de bloques aplicando controlador PI en la simulación en Simulink® + 20%

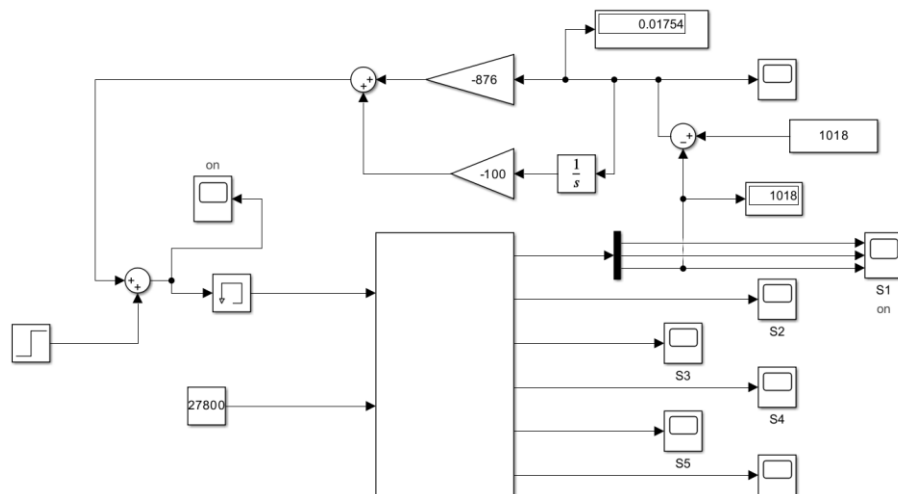
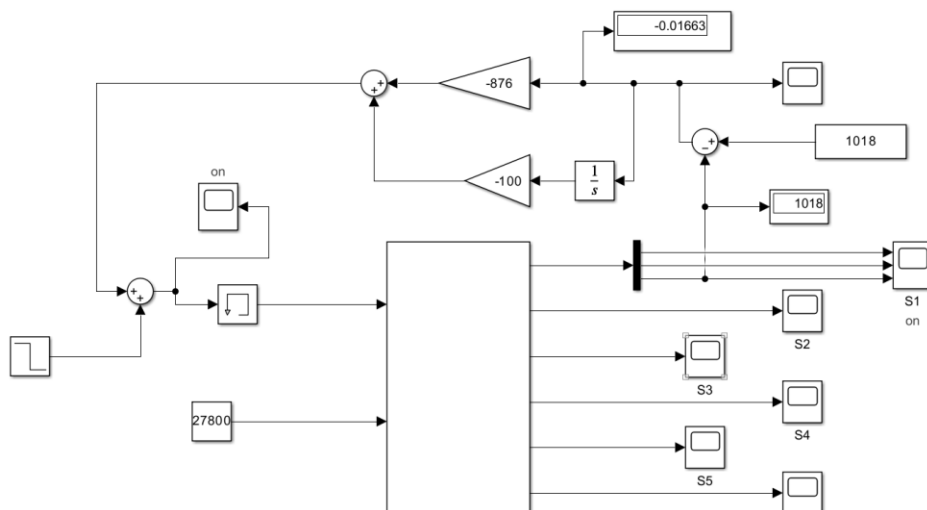
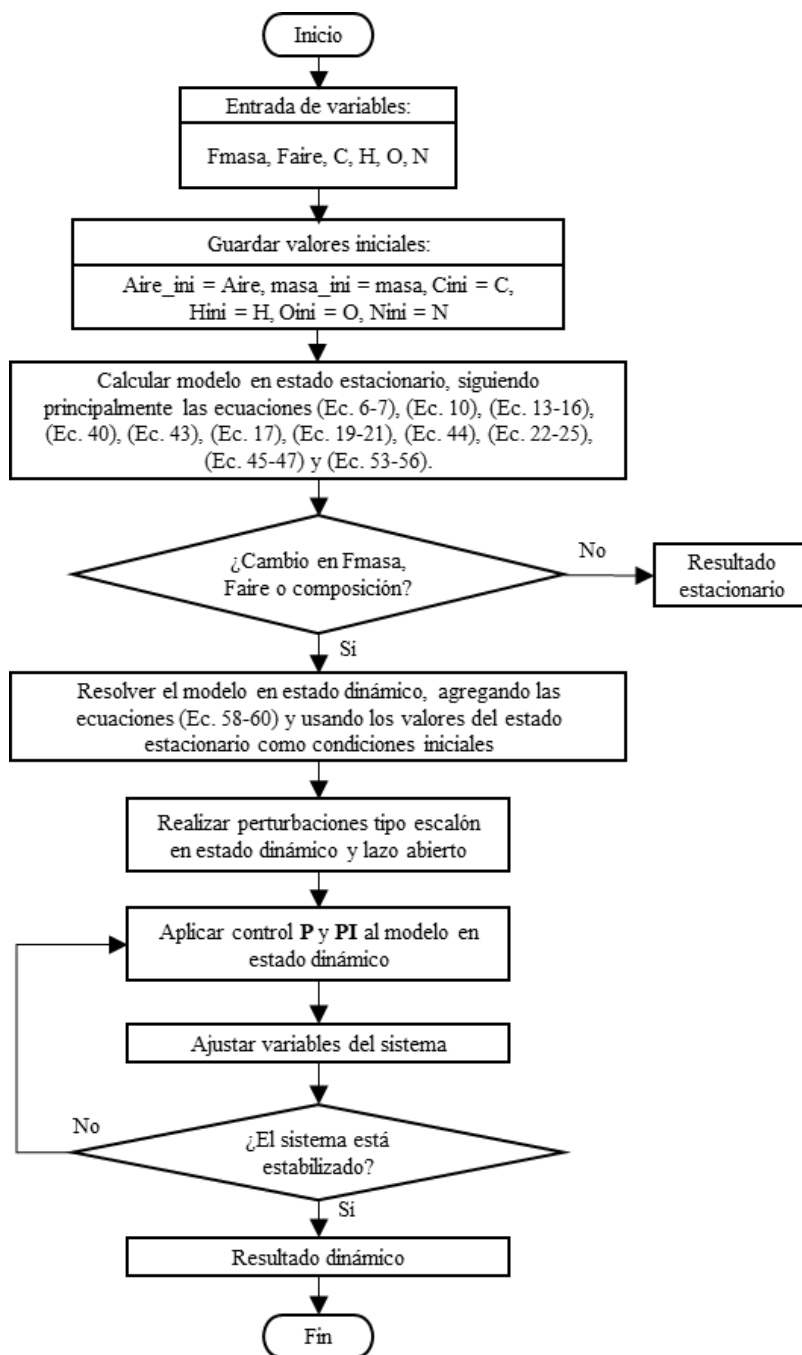


Figura I4

Diagrama de bloques aplicando controlador PI en la simulación en Simulink® - 20%



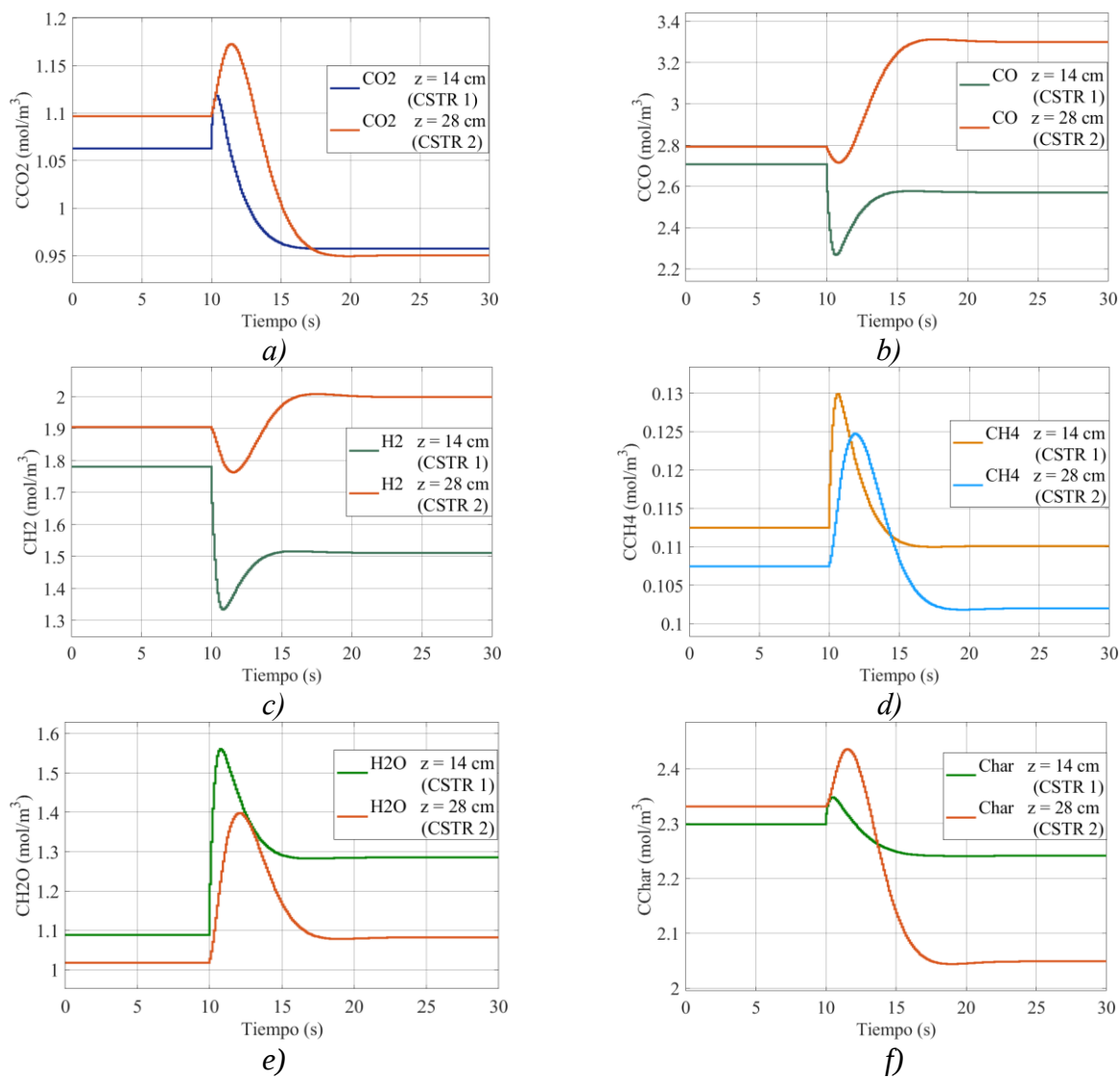
Apéndice J. Algoritmo de simulación del gasificador de biomasa de corriente descendente**Figura J1***Algoritmo de simulación del gasificador**Nota.* Imagen elaborada en Microsoft PowerPoint.

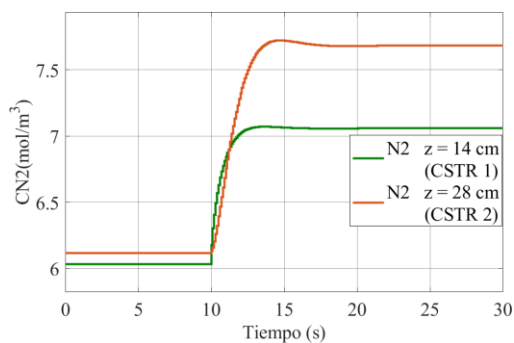
CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Apéndice K. Perfiles de concentraciones molares al perturbar el flujo de aire alimentado en $\pm 20\%$ en el estado dinámico y lazo abierto

Figura K1

Perfil de concentraciones molares al perturbar el flujo de aire + 20%

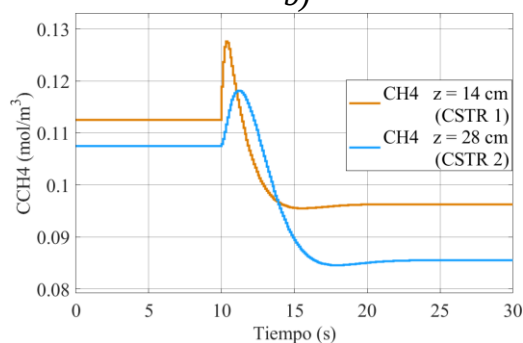
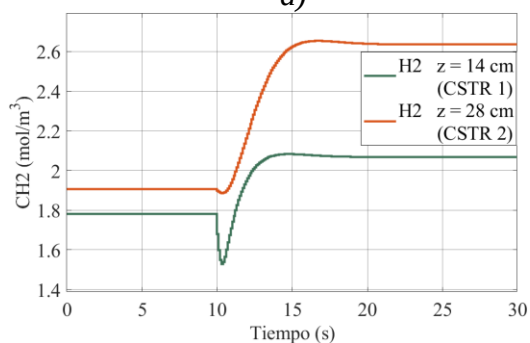
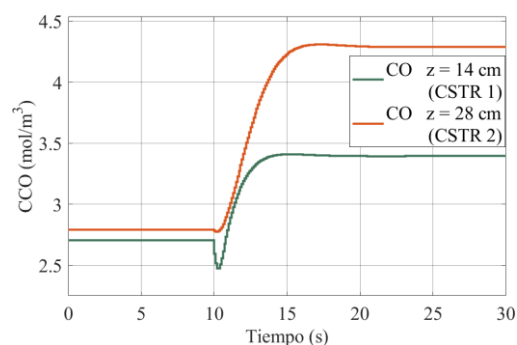
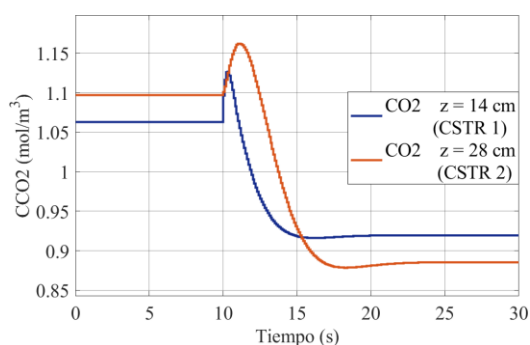


CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

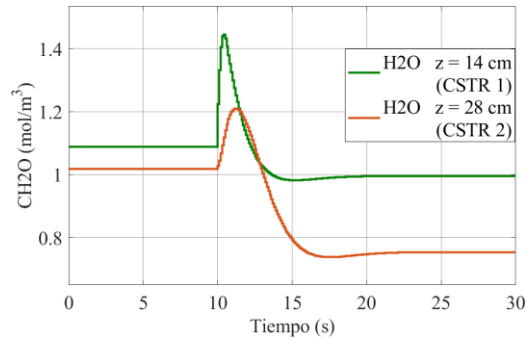
Nota. Elaborado en Simulink® reportado por los bloques de *Scope* S9 (a), S10 (b), S11 (c), S12 (d), S13 (e), S17 (f) y S18 (g).

Figura K2

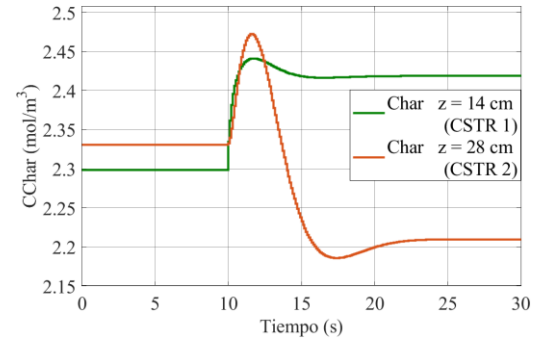
Perfil de concentraciones molares al perturbar el flujo de aire - 20%



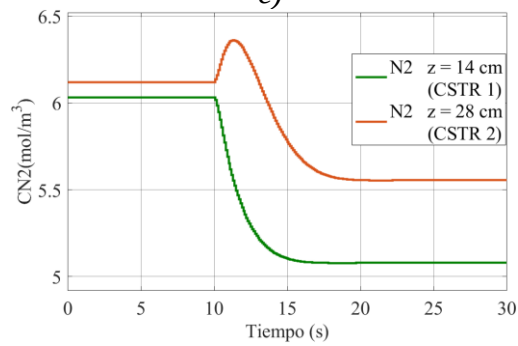
CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN



e)



f)



g)

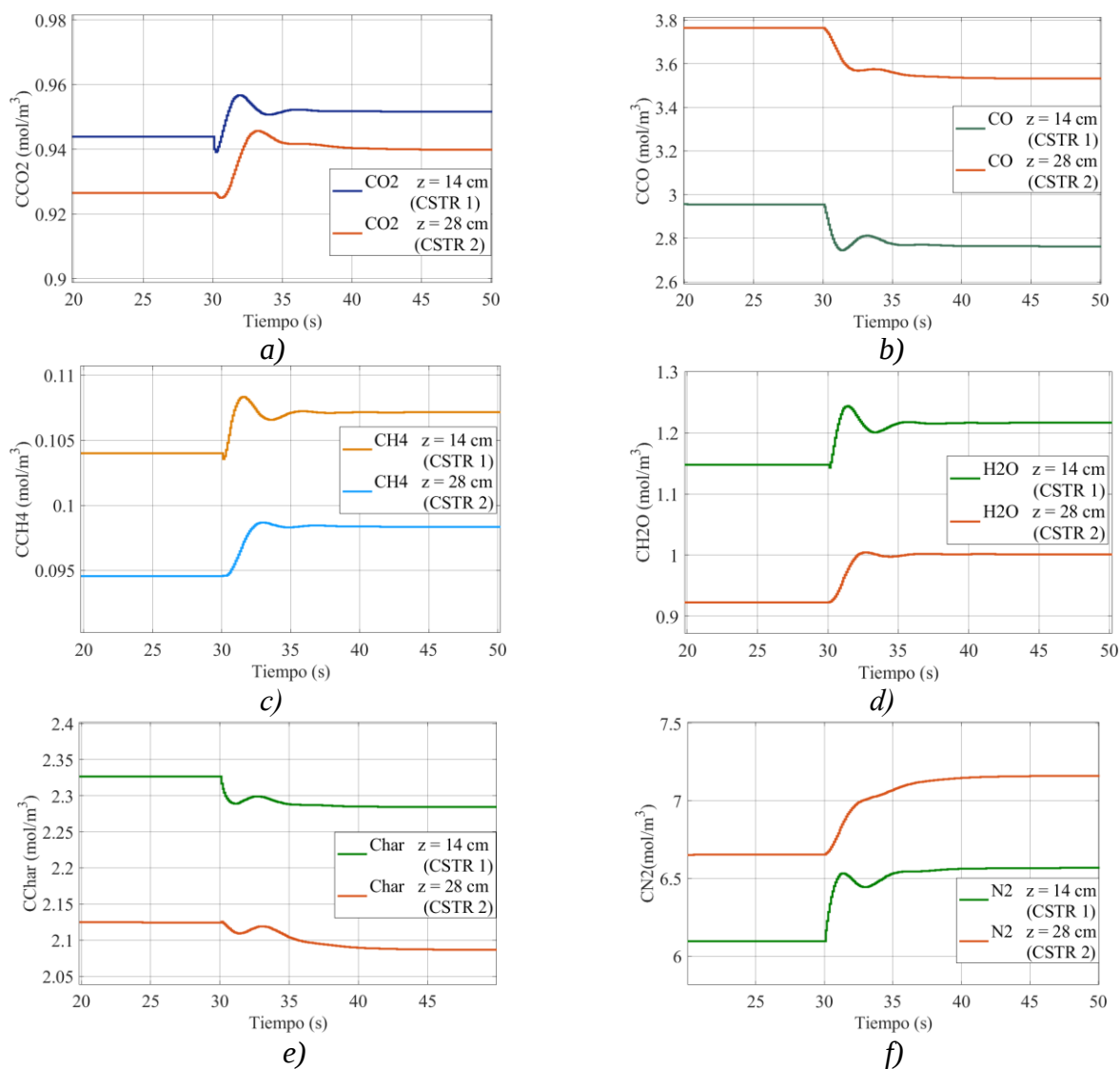
Nota. Elaborado en Simulink[®] reportado por los bloques de *Scope* S9 (a), S10 (b), S11 (c), S12 (d), S13 (e), S17 (f) y S18 (g).

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Apéndice L. Perfiles de concentraciones molares al perturbar el flujo de aire alimentado en $\pm 20\%$ en el estado dinámico aplicando control P y PI, respectivamente

Figura L1

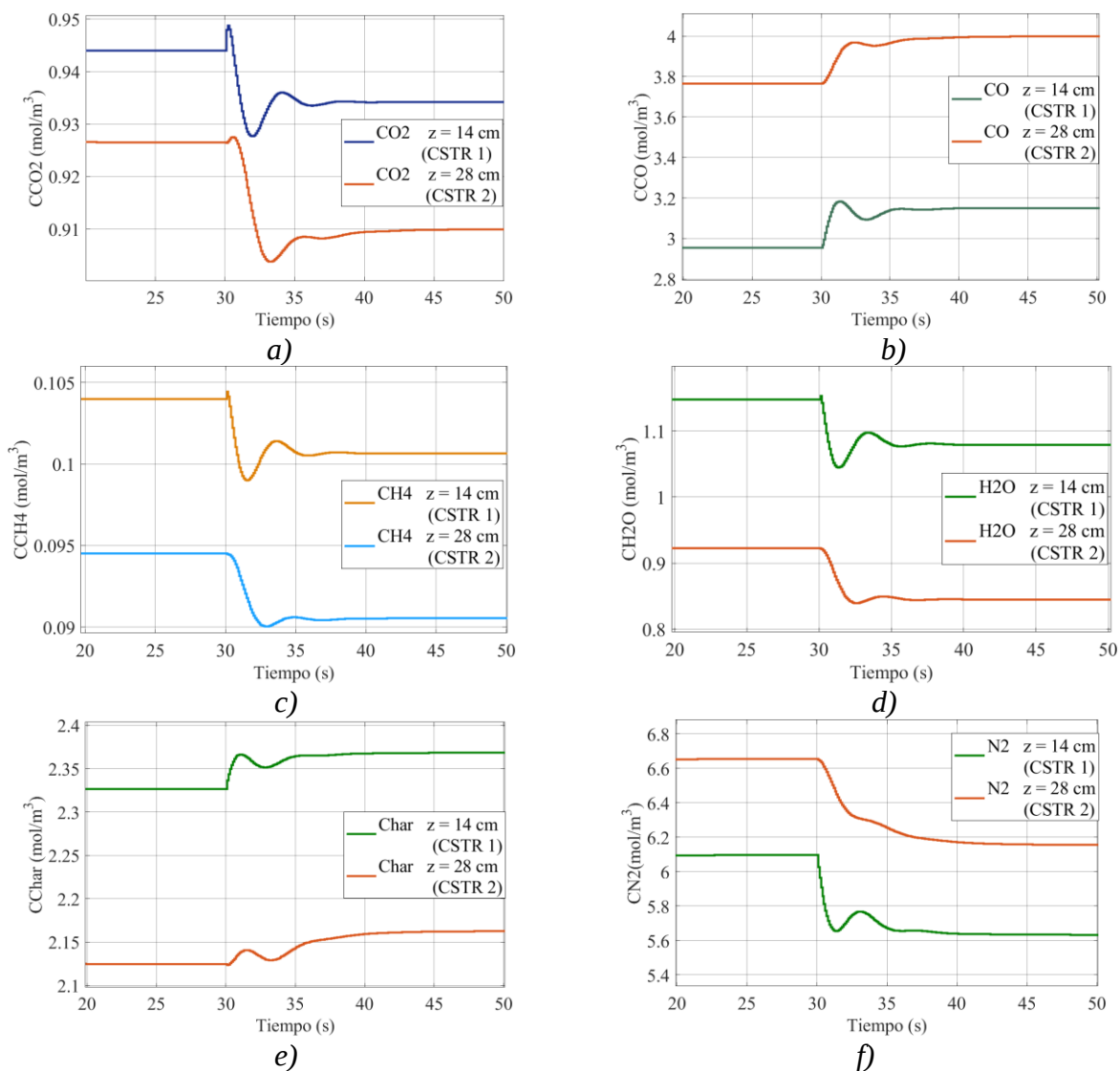
Perfil de concentraciones molares usando control P al perturbar el flujo de aire + 20%



Nota. Elaborado en Simulink® reportado por los bloques de *Scope* S9 (a), S10 (b), S12 (c), S13 (d), S17 (e) y S18 (f).

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN**Figura L2**

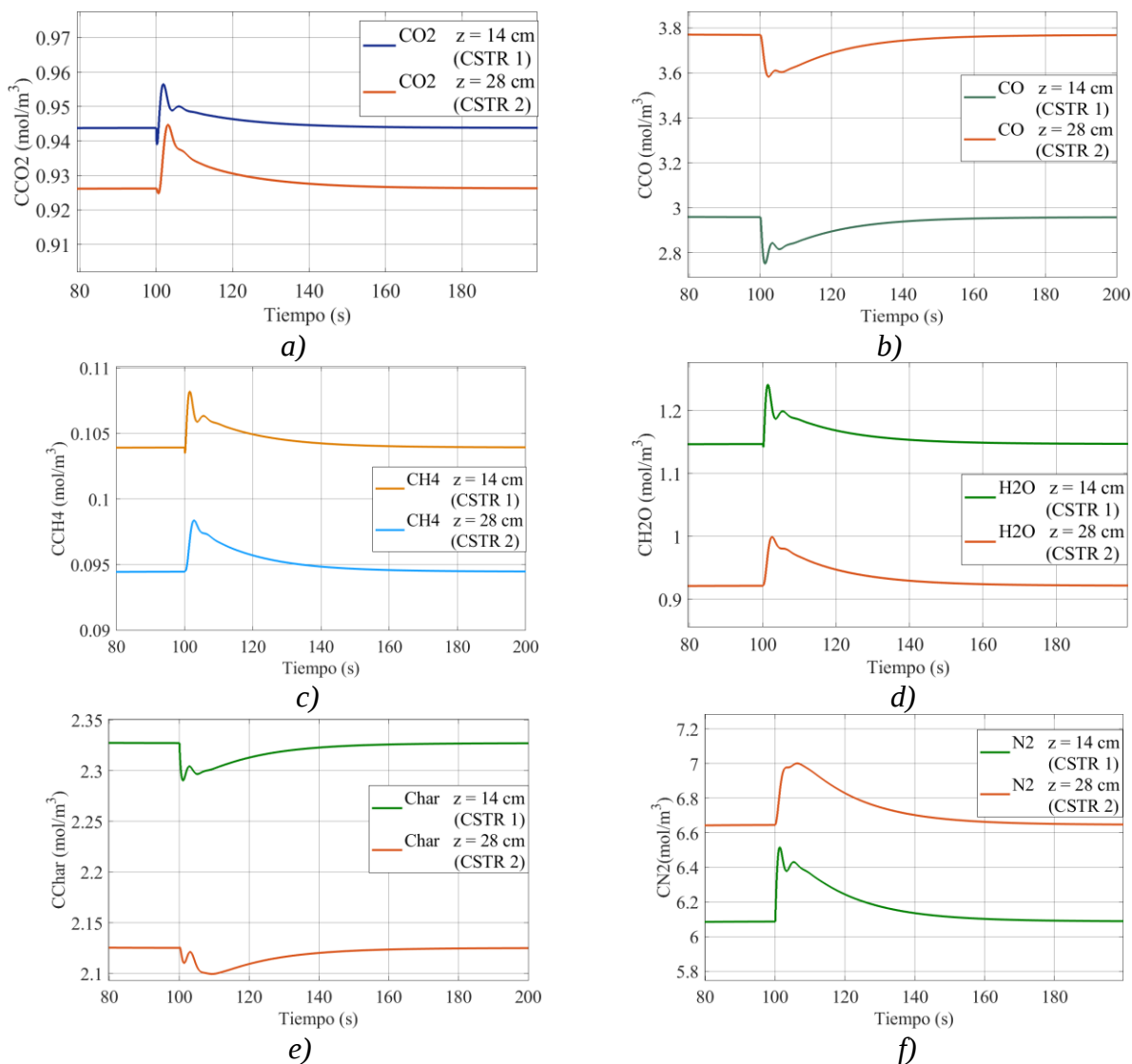
Perfil de concentraciones molares usando control P al perturbar el flujo de aire - 20%



Nota. Elaborado en Simulink[®] reportado por los bloques de *Scope* S9 (a), S10 (b), S12 (c), S13 (d), S17 (e) y S18 (f).

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN**Figura L3**

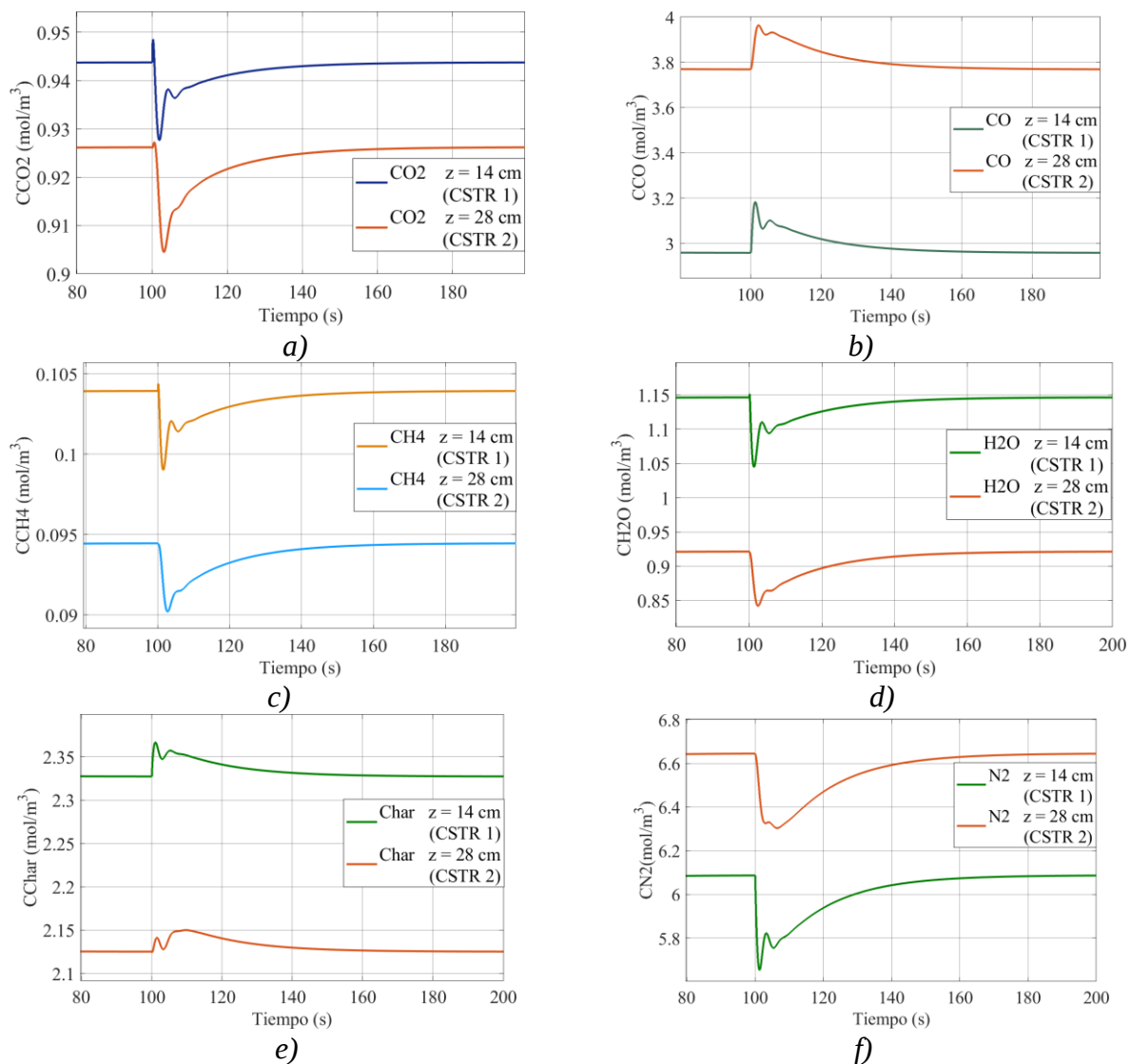
Perfil de concentraciones molares usando control PI al perturbar el flujo de aire + 20%



Nota. Elaborado en Simulink[®] reportado por los bloques de *Scope* S9 (a), S10 (b), S12 (c), S13 (d), S17 (e) y S18 (f).

CONTROL *FEEDBACK* PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN**Figura L4**

Perfil de concentraciones molares usando control PI al perturbar el flujo de aire - 20%



Nota. Elaborado en Simulink[®] reportado por los bloques de *Scope* S9 (a), S10 (b), S12 (c), S13 (d), S17 (e) y S18 (f).