



GASIFICACION DE CARBONIZADOS. SIMULACIÓN APLICANDO EL MODELO MONOFÁSICO DE SUNDARESAN-AMUNDSON

JHON FREDY ESCOBAR PANIAGUA, JUAN FERNANDO RINCÓN ZAPATA

Y JAIME AGUIRRE CARDONA

Departamento de Procesos Químicos, Facultad de Minas, Universidad Nacional de Colombia, Medellín

RESUMEN. El carbón es un recurso fósil abundante, de ahí la necesidad de desarrollar tecnologías limpias para un uso masivo del carbón en el futuro. Por lo tanto es necesario generar o adaptar modelos que faciliten el diseño o escalado de gasificadores. Tales modelos permiten estudiar algunas de las diversas influencias sobre la conversión total de carbono: presión, tiempo de residencia del sólido y composición del gas. Adicionalmente el rendimiento en gases de interés como hidrógeno, monóxido y dióxido de carbono, metano y agua puede ser estimado usando el modelo desarrollado.

PALABRAS CLAVES. Carbón, modelos de gasificación, lecho fluidizado, balances de población de materia.

ABSTRACT. The coal is an abundant fossil resource. This fact claims for developing clean technologies that allow a future massive use of coal. Therefore, it is necessary to generate or to adapt models that facilitate the design or scale-up of gasifiers. Such models permit the study of some of the several influences on the carbon total conversion: pressure, solid residence time and gas composition. Additionally, the yield of interesting gases such as hydrogen, carbon monoxide, dioxide carbon, methane and water vapor may be estimated using the developed model.

KEY WORDS. Coal, gasification models, fluidized bed, population matter balance.

1 INTRODUCCIÓN

La gasificación del carbón es un proceso de transformación, con ayuda de ciertos gases oxidantes, del elemento carbono en productos gaseosos como H_2 y CO . A presiones elevadas y temperaturas por debajo de los $1150\text{ }^{\circ}\text{C}$ puede obtenerse CH_4 . La presencia de estos compuestos hace que el gas tenga importancia como fuente de materias primas y como combustible limpio.

En la práctica una gasificación puede realizarse en muy diversos tipos de reactores, entre ellos, el de lecho fluidizado en el cual las partículas sólidas del material carbonoso se mantienen en suspensión con ayuda de un gas fluidizante.

El presente trabajo busca, a través del modelamiento, predecir la calidad y cantidad de productos gaseosos producidos en la gasificación con miras a extrapolar la información básica de proceso a futuras plantas piloto que se diseñen en nuestro país.

Es de notar que se parte de un carbonizado, el cual es un material al que se le han eliminado, por destilación destructiva, gran parte de las materias volátiles y por lo tanto las ecuaciones de la cinética de pirólisis no requieren ser incluidas en la estructura del modelo.

Se trata de un modelo en estado estable, y globalizado, para la gasificación de residuo carbonoso con

vapor y oxígeno en un lecho fluidizado, en el cual se considera temperatura uniforme de las partículas y del gas dentro del lecho.

1.1 Hipótesis y Clasificación de Partículas

En resumen, el conjunto de suposiciones que emplearon Sundaresan y Admunson (1979, de aquí en adelante S-A) para desarrollar el modelo son las siguientes:

- La cinética química solo tiene en cuenta la etapa de gasificación lenta, de un residuo carbonoso que contiene "carbono base" y cenizas. Se ajusta al modelo de Johnson.
- La gasificación produce los siguientes compuestos: CO , CO_2 , H_2 , H_2O y CH_4 .
- El lecho se divide en dos zonas: la zona de gasificación y la zona de combustión, (esta última reacción es instantánea y por lo tanto la zona es despreciable respecto a la altura del reactor).
- El tamaño y la conversión X_0 son iguales en todas las partículas alimentadas.
- Las partículas arrastradas son capturadas y devueltas al lecho.
- El número de partículas, por unidad de tiempo, que pasan de la zona de gasificación a la zona de combus-

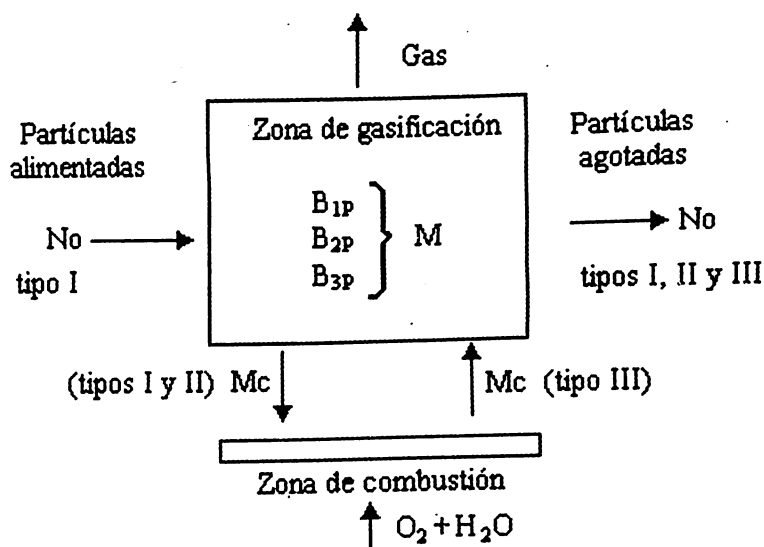


Figura 1. Flujo de partículas en el reactor.

ción es tal que su contenido de carbono es el necesario para reaccionar con la cantidad de oxígeno alimentada al reactor.

- Todas las partículas que ingresan a la zona de combustión regresan a la zona de gasificación.
- La concentración de todas las especies gaseosas y la temperatura del reactor son uniformes en la zona de gasificación.
- La densidad de las partículas es constante.
- La reacción de desplazamiento del agua se considera en equilibrio a la salida del reactor.
- Las resistencias al transporte de calor y masa, dentro de las partículas y entre el gas y el sólido están incluidas en las correlaciones empíricas para la cinética.
- Las partículas reaccionan siguiendo el modelo de núcleo menguante, por lo tanto, la capa de ceniza formada no se desprende de la partícula.

Sea $\tilde{\theta}$ el tiempo que una partícula debe permanecer en la zona de gasificación, para consumir completamente su carbono; esto posibilita tres tipos de partículas:

- Partículas tipo I: partículas que han permanecido en el reactor un tiempo menor que $\tilde{\theta}$ sin pasar por la zona de combustión; aún contienen algo de carbono.
- Partículas tipo II: Estas partículas, sin pasar por la zona de combustión, han permanecido en el reactor un tiempo mayor o igual a $\tilde{\theta}$, por lo tanto no contienen carbono.
- Partículas tipo III: Las partículas de esta clase fueron partículas de tipo I y tipo II que entraron a la zona de combustión y agotaron completamente su contenido de carbono.

1.2 Balance de Partículas

Sea B_{1P} , B_{2P} , B_{3P} el número de partículas en la zona de gasificación correspondientes a los tipos I, II y III, respectivamente. Además:

N_0 = total de partículas que entran al gasificador/s

$C_0 = \frac{B_{1P}}{B_{1P} + B_{2P}} = 1$: concentración de partículas tipo I en el alimento

$M = B_{1P} + B_{2P} + B_{3P}$: total de partículas en la zona de gasificación.

En estado estable la cantidad de partículas en el reactor debe ser constante; por lo tanto, del total de partículas que ingresan a la zona de gasificación (N_0), la fracción (B_{1P}/M) se debe convertir en partículas tipo III y la fracción $((B_{1P} + B_{2P})/M)$ en tipos I y II, por lo tanto:

$M_c = N_0 \frac{B_{3P}}{M}$: flujo de partículas tipo I y II en la zona de combustión.

$N_0 = M_c + N_0 \cdot \left(\frac{B_{1P} + B_{2P}}{M} \right)$: flujo de partículas a la salida del reactor.

La variación de la concentración en un reactor perfectamente agitado está dada por:

$$C = C_0 \left(1 - \exp \left(\frac{-t}{\tau} \right) \right), \quad (1)$$

donde:

$$C = \frac{B_{1P}}{B_{1P} + B_{2P}} \quad (2)$$

es la concentración de carbono en el reactor, y

$$\tau = \frac{B_{1P} + B_{2P}}{N_0} \quad (3)$$

Tabla 1. Correlaciones usadas en el modelo cinético de Johnson.

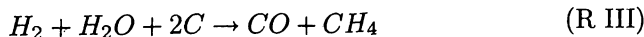
Variable	Correlación
$F(X)$	$(1-x)^{2/3} * \exp(-\alpha * x^2)$
$g_1(T, P_x)$	$\frac{\exp(\frac{4704}{T_P})}{60} * (K_I + K_{III}) \quad (S^{-1})$
$g_2(T, P_x)$	$\frac{\exp(\frac{4704}{T_P})}{60} * (K_{II} + K_{III}) \quad (S^{-1})$
$\log_{10} k_1$	$7.49 - \frac{7070}{T}$
$\log_{10} k_2$	$-5.373 + \frac{4723}{T}$
k_3	$k_1 * k_2$
$\log_{10} K_{WS}$	$1.6945 - \frac{1855.6}{T}$
K_I	$\frac{\exp(9.0201 - \frac{17613}{T}) \left(1 - \frac{P_{CO} * P_{H_2}}{P_{H_2O} * k_1}\right)}{\left[1 + \exp(-22.216 + \frac{24881}{T}) \left(\frac{1}{P_{H_2O}} + 16.35 \frac{P_{H_2}}{P_{H_2O}} + 43.5 \frac{P_{CO}}{P_{H_2O}}\right)\right]^2}$
K_{II}	$\frac{P_{H_2}^2 * \exp(2.6741 - \frac{18375}{T}) \left(1 - \frac{P_{CH_4}}{P_{H_2} * k_2}\right)}{\left[1 + P_{H_2} \exp(-10.452 + \frac{11097}{T})\right]}$
K_{III}	$\frac{P_{H_2}^{1/2} * P_{H_2O} * \exp(12.4463 - \frac{24746}{T}) \left(1 - \frac{P_{CO} * P_{H_4}}{P_{H_2} * P_{H_2O} * k_3}\right)}{\left[1 + \exp(-6.6696 + \frac{8443}{T}) \left(P_{H_2}^{1/2} + 0.85 * P_{CO} + 18.62 \frac{P_{CH_4}}{P_{H_2}}\right)\right]^2}$
α^*	$\frac{52.5 P_{H_2}}{1 + 54.3 P_{H_2}} + \frac{0.521 P_{H_2}^{1/2} P_{H_2O}}{1 + 0.707 P_{H_2O} + 0.50 P_{H_2}^{1/2} P_{H_2O}}$
T_P	Maxima temperatura a la cual se ha expuesto el carbonizado antes de la gasificación (K). (Temperatura de pretratamiento). Si $T_P < T$ se debe hacer $T_P = T$.

es el tiempo de residencia de las partículas.

Reemplazando (2) y (3) en la ecuación (1) y tomando como el límite de para que el carbono se consuma completamente, se obtiene la siguiente expresión:

$$B_{1P} = (B_{1P} + B_{2P}) \left(1 - \exp\left(\frac{N_0 \tilde{\theta}}{B_{1P} + B_{2P}}\right)\right) \quad (4)$$

Johnson (1979) asume el siguiente conjunto de reacciones:



Las velocidades a las cuales las reacciones I y II proceden en una partícula de carbonizado con grado de conversión están dadas por:

$$r_j = \frac{\rho_0 W_b f_0}{12} F(X) g_j(T, P_X)$$

$$j = 1, 2 \quad \frac{kg \text{ moles de } C}{vol. part [m^3][s]}$$

El cambio de la conversión con el tiempo puede escribirse como:

$$\frac{dF}{dt} = f_0 F(X) [g_1(T, P_X) + g_2(T, P_X)]$$

donde, $f_0 = 1.0$ (valor arbitrario, pues se trata de un parámetro ajustable).

Las correlaciones para la cinética de gasificación se resumen en la tabla 1.

2 BALANCE DE MATERIALES

A continuación se presentan los balances de población que sirven de marco al modelo de S-A.

2.1 Conversión de Partículas en el Lecho

- Fracción de partículas con un grado de conversión (X) cualquiera $\int_{X_0}^1 p(X) dX = 1$

Donde $p(X)$ es la función de distribución de la conversión.

- Partículas que entran a la zona de combustión y que contiene carbono: $\frac{B_{1P} M_C}{(B_{1P} + B_{2P})}$.

• Cantidad de carbono en una partícula con conversión X : $\frac{V_p \rho_0 W_b}{12} (1 - X)$

Por lo tanto, el carbono total que entra a la zona de combustión es:

$$\int_{X_0}^1 \frac{V_p \rho_0 W_b}{12} (1 - X) \frac{B_{1P} M_C}{(B_{1P} + B_{2P})} p(X) dX =$$

$$\frac{B_{1P} M_C}{(B_{1P} + B_{2P})} \frac{V_p \rho_0 W_b}{12} \int_{X_0}^1 p(X) (1 - X) dX =$$

$$F_0 y_2^0, \quad (5)$$

donde el último término es la cantidad de oxígeno alimentado.

El valor promedio de $F(X)$ en la zona de gasificación, $\overline{F(X)}$ se calcula como:

$$\overline{F(X)} = \int_{X_0}^1 \frac{B_{1P} p(X)}{M} F(X) dX$$

$$= \frac{B_{1P}}{M} \int_{X_0}^1 F(X) p(X) dX. \quad (6)$$

Definiendo $Z = \frac{M}{B_{1P} + B_{2P}}$ y $\tau_s = \frac{M}{N_0}$ y reemplazando la ecuación (4) en la ecuación (6) se obtiene:

$$\overline{F(X)} = \frac{[1 - \exp(-\frac{\tilde{\theta} Z}{\tau_s})]}{Z} \int_{X_0}^1 F(X) p(X) dX \quad (7)$$

La conversión media, \bar{X} , en el reactor se define a través de la siguiente expresión:

$$1 - \bar{X} = \frac{[1 - \exp(-\frac{\tilde{\theta} Z}{\tau_s})]}{Z} \int_{X_0}^1 p(X) (1 - X) dX \quad (8)$$

Con ayuda de la ecuación (5) e igualando las integrales, se deriva una expresión para Z , así:

$$\frac{B_{1P} M_C}{(B_{1P} + B_{2P})} \frac{V_p \rho_0 W_b}{12} \frac{(1 - \bar{X}) Z}{[1 - \exp(-\frac{\tilde{\theta} Z}{\tau_s})]} = F_0 y_2^0 \quad (8.1)$$

Igualando (6) y (7) se obtiene:

$$\frac{M}{B_{1P}} = \frac{Z}{[1 - \exp(-\frac{\tilde{\theta} Z}{\tau_s})]} \quad (8.2)$$

Reemplazando (5) y (8.2) en (8.1) y usando la definición de Z se tiene:

$$Z = \frac{F_0 y_2^0}{(\frac{N_0 V_p \rho_0 W_b}{12} (1 - \bar{X}))} \frac{M}{B_{3P}}$$

Además, partiendo de (M/B_{3P}) se puede calcular una relación de éste con Z , mediante

$$\frac{M}{B_{3P}} = \frac{M}{M - (B_{1P} + B_{2P})} = \frac{1}{1 - \frac{B_{1P} + B_{2P}}{M}}$$

$$= \frac{1}{1 - \frac{Z}{Z - 1}} = \frac{Z}{Z - 1}$$

La cual al reemplazarse en la ecuación anterior da:

$$Z = 1 + \frac{y_2^0 (1 - X_0)}{\alpha (1 - \bar{X})}, \quad (9)$$

donde

$$\alpha = \frac{N_0 V_p \rho_0 W_b (1 - X_0)}{12 F_0}. \quad (10)$$

En estado estable el número de partículas con conversión entre X y $X + \Delta X$ es constante.

2.2 Deducción del Balance Poblacional de Materia

El balance de partículas con conversión entre X y $X + \Delta X$ puede escribirse de la siguiente forma:

$$N_0 p_0(X) \Delta X -$$

$$N_0 \frac{B_{1P}}{M} p(X) \Delta X - \frac{B_{1P}}{B_{1P} + B_{2P}} M_C p(X) \Delta X =$$

$$B_{1P} \left(p(X) \frac{dX}{dt} \Big|_{X+\Delta X} - p(X) \frac{dX}{dt} \Big|_X \right),$$

donde $p_0(X) = \delta(X - X_0)$ y δ es la "función de Dirac".

La ecuación anterior puede re-escribirse como:

$$N_0 p_0(X) \Delta X -$$

$$B_{1P} p(X) \Delta X \left(\frac{N_0}{M} + \frac{M_C}{B_{1P} + B_{2P}} \right) =$$

$$B_{1P} \left(p(X) \frac{dX}{dt} \Big|_{X+\Delta X} - p(X) \frac{dX}{dt} \Big|_X \right).$$

Como $\frac{N_0}{B_{1P} + B_{2P}} = \frac{N_0}{M} + \frac{M_C}{B_{1P} + B_{2P}}$ (ver N_0 en sección 1.3), entonces:

$$N_0 p_0(X) \Delta X - B_{1P} p(X) \Delta X \left(\frac{N_0}{B_{1P} + B_{2P}} \right) =$$

$$B_{1P} \left(p(X) \frac{dX}{dt} \Big|_{X+\Delta X} - p(X) \frac{dX}{dt} \Big|_X \right).$$

De la ecuación (4) se obtiene:

$$\frac{B_{1P}}{B_{1P} + B_{2P}} = 1 - \exp\left(\frac{-N_0 \tilde{\theta}}{B_{1P} + B_{2P}}\right)$$

Multiplicando y dividiendo el primer término del balance con ayuda de la ecuación anterior:

$$\frac{B_{1P} / (B_{1P} + B_{2P})}{1 - \exp\left(\frac{-N_0 \tilde{\theta}}{B_{1P} + B_{2P}}\right)} N_0 p_0(X) \Delta X -$$

$$B_{1P} p(X) \Delta X \left(\frac{N_0}{B_{1P} + B_{2P}} \right) =$$

$$B_{1P} \left(p(X) \frac{dX}{dt} \Big|_{X+\Delta X} - p(X) \frac{dX}{dt} \Big|_X \right)$$

o lo que es igual

$$\frac{N_0}{B_{1P} + B_{2P}} \left(\frac{p_0(X)}{1 - \exp\left(\frac{-N_0 \tilde{\theta}}{B_{1P} + B_{2P}}\right)} - p(X) \right) \Delta X =$$

$$\left(p(X) \frac{dX}{dt} \Big|_{X+\Delta X} - p(X) \frac{dX}{dt} \Big|_X \right)$$

sabiendo que $\frac{dX}{dt} = bF(X)$ donde

$b = f_0 [g_1(T, P_X) + g_2(T, P_X)]$ entonces:

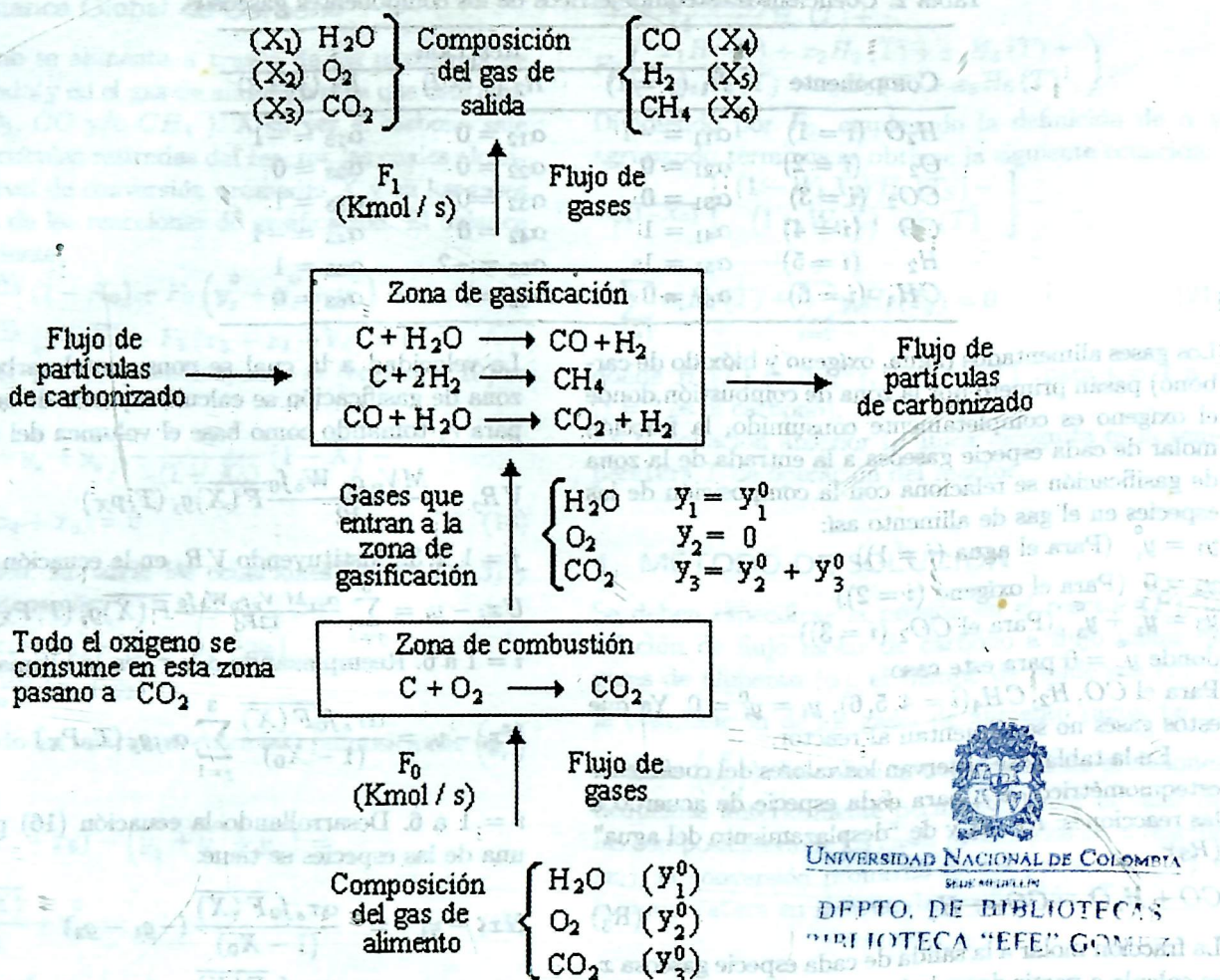


Figura 2. Flujo de gases en el sistema.

$$\tilde{\theta} = \frac{1}{b} \int_{X_0}^1 \frac{dX}{F(X)}$$

Tomando el límite cuando $\Delta X \rightarrow 0$, el balance de materiales queda

$$\frac{N_0}{B_{1P} + B_{2P}} \left(\frac{p_0(X)}{1 - \exp\left(\frac{-N_0 \tilde{\theta}}{B_{1P} + B_{2P}}\right)} - p(X) \right) \Delta X = d(p(X) b F(X))$$

Por definición $Z = \frac{M}{B_{1P} + B_{2P}}$ y $\tau_s = \frac{M}{N_0}$: tiempo medio de resistencia, luego:

$$\frac{N_0}{B_{1P} + B_{2P}} = \frac{M}{\tau_s (B_{1P} + B_{2P})} = \frac{Z}{\tau_s}$$

El balance toma entonces la forma

$$\frac{d}{dt} [pF] = \frac{Z p_0(X)}{1 - \exp\left(\frac{-\tilde{\theta} Z z}{\tau_s}\right)} = \frac{Z p(X)}{b \tau_s}, \quad (11)$$

$$X_0 < X < 1$$

Integrando (11) para una fracción de partículas con conversión X :

$$p(X) = \frac{Z}{b \tau_s \left[1 - \exp\left(\frac{-\tilde{\theta} Z z}{\tau_s}\right) \right]} F(X) \exp\left(-\frac{Z}{b \tau_s} \int_{X_0}^X \frac{dX}{F(X)}\right) \quad (12)$$

lo cual al combinarse en la ecuación (7), resulta:

$$\overline{F(X)} = \frac{1}{b \tau_s} \int_{X_0}^1 \exp\left(-\frac{Z}{b \tau_s} \int_{X_0}^X \frac{dX}{F(X)}\right) dX \quad (13)$$

2.3 Balance de Masa para las Especies Gaseosas

El balance que sigue toma como referencia el flujo de gases que aparecen en la figura 2.

Tabla 2. Coeficientes estequiométricos de los componentes gaseosos

Componente	Reacción		
	$R_1 (j=1)$	$R_2 (j=2)$	$R_3 (j=3)$
H_2O ($i=1$)	$\alpha_{11} = -1$	$\alpha_{12} = 0$	$\alpha_{13} = -1$
O_2 ($i=2$)	$\alpha_{21} = 0$	$\alpha_{22} = 0$	$\alpha_{23} = 0$
CO_2 ($i=3$)	$\alpha_{31} = 0$	$\alpha_{32} = 0$	$\alpha_{33} = 1$
CO ($i=4$)	$\alpha_{41} = 1$	$\alpha_{42} = 0$	$\alpha_{43} = -1$
H_2 ($i=5$)	$\alpha_{51} = 1$	$\alpha_{52} = -2$	$\alpha_{53} = 1$
CH_4 ($i=6$)	$\alpha_{61} = 0$	$\alpha_{62} = 1$	$\alpha_{63} = 0$

Los gases alimentados (agua, oxígeno y bióxido de carbono) pasan primero por la zona de combustión donde el oxígeno es completamente consumido, la fracción molar de cada especie gaseosa a la entrada de la zona de gasificación se relaciona con la composición de las especies en el gas de alimento así:

$$y_1 = y_1^0 \quad (\text{Para el agua } (i=1))$$

$$y_2 = 0 \quad (\text{Para el oxígeno } (i=2))$$

$$y_3 = y_3^0 + y_3^0 \quad (\text{Para el } CO_2 \text{ } (i=3))$$

donde $y_3^0 = 0$ para este caso.

Para el $CO, H_2, CH_4 (i=4, 5, 6)$, $y_i = y_i^0 = 0$. Ya que estos gases no se alimentan al reactor.

En la tabla 2 se observan los valores del coeficiente estequiométrico, α_{ij} , para cada especie de acuerdo a las reacciones: R_1, R_2 y de "desplazamiento del agua" (R_3):



La fracción molar a la salida de cada especie gaseosa x_i se calcula a partir de su balance de masa, en $Kmol/s$, en estado estacionario alrededor de la zona de gasificación:

$$F_1 x_i - F_0 y_i = V \sum_{j=1}^3 \alpha_{ij} R_j \quad i = 1 \text{ a } 6 \quad (14)$$

($H_2O, O_2, CO_2, CO, H_2, CH_4$ respectivamente)

$$\text{O su equivalente } Ux_i - y_i = \frac{1}{F_0} \sum_{j=1}^3 \alpha_{ij} V R_j$$

$$i = 1 \text{ a } 6 \text{ donde } U = \frac{F_1}{F_0}$$

Lo cual para cada especie gaseosa conlleva a:

$$F_1 x_1 - F_0 y_1 = V (-R_1 - R_3)$$

$$F_1 x_2 - F_0 y_2 = 0$$

$$F_1 x_3 - F_0 y_3 = V (R_3)$$

$$F_1 x_4 - F_0 y_4 = V (R_1 - R_3)$$

$$F_1 x_5 - F_0 y_5 = V (R_1 - 2R_2 + R_3)$$

$$F_1 x_6 - F_0 y_6 = V (R_2)$$

Como $F_1 \neq F_0$ y ambos diferentes de cero, entonces $y_2 = x_2 = 0$

Además, la suma para todos los de (14) es: $F_1 - F_0 = V (R_1 - R_2)$

La velocidad a la cual se consume el carbono en la zona de gasificación se calcula a partir de la ecuación para r_j tomando como base el volumen del reactor.

$$VR_j = \frac{MV_p \rho_0 W_b f_0}{12} \overline{F(X)} g_j (T, p_X) \quad (15)$$

$j = 1, 2, 3$. Sustituyendo VR_j en la ecuación (14):

$$Ux_i - y_i = \sum_{j=1}^3 \frac{\alpha_{ij} M V_p \rho_0 W_b f_0}{12 F_0} \overline{F(X)} g_j (T, P_X)$$

$i = 1$ a 6. Reemplazando α y τ_s en la última ecuación

$$Ux_i - y_i = \frac{\alpha \tau_s f_0 \overline{F(X)}}{(1 - X_0)} \sum_{j=1}^3 \alpha_{ij} g_j (T, P_X) \quad (16)$$

$i = 1$ a 6. Desarrollando la ecuación (16) para cada una de las especies se tiene:

$$Ux_1 - y_1 = \frac{\alpha \tau_s f_0 \overline{F(X)}}{(1 - X_0)} (-g_1 - g_3) \quad (16.1)$$

$$Ux_3 - y_3 = \frac{\alpha \tau_s f_0 \overline{F(X)}}{(1 - X_0)} (g_3) \quad (16.2)$$

$$Ux_4 - y_4 = \frac{\alpha \tau_s f_0 \overline{F(X)}}{(1 - X_0)} (g_1 - g_3) \quad (16.3)$$

$$Ux_5 - y_5 = \frac{\alpha \tau_s f_0 \overline{F(X)}}{(1 - X_0)} (g_1 - 2g_2 + g_3) \quad (16.4)$$

$$Ux_6 - y_6 = \frac{\alpha \tau_s f_0 \overline{F(X)}}{(1 - X_0)} (g_2) \quad (16.5)$$

Sumando las ecuaciones (16.1) a (16.5) se obtiene el siguiente sistema:

$$U \sum_{i=1}^6 x_i - \sum_{i=1}^6 y_i = \frac{\alpha \tau_s f_0 \overline{F(X)}}{(1 - X_0)} (g_1 - g_2)$$

Sabiendo que: $\sum_{i=1}^6 x_i = \sum_{i=1}^6 y_i = 1$ y definiendo τ según

Caram:

$$U - 1 = \frac{\alpha \tau_s f_0 \overline{F(X)}}{(1 - X_0)} (g_1 - g_2) = \tau W_b \overline{F(X)} (g_1 g_2) \quad (17)$$

2.4 Balance Global de Carbono

El carbono se alimenta a través de las partículas de carbonizado (y en el gas de alimento si es que éste contiene CO_2 , CO y/o CH_4). A su vez el carbono sale en las partículas retiradas del reactor las cuales alcanzan un nivel de conversión promedio \bar{X} y en los gases producto de las reacciones de gasificación. El balance es el siguiente:

$$\frac{N_0 V_p \rho_0 W_b}{12} (1 - X_0) + F_0 (y_3^0 + y_4^0 + y_6^0) - \frac{N_0 V_p \rho_0 W_b}{12} (1 - \bar{X}) - F_1 (x_3 + x_4 + x_6) = 0$$

Dividiendo por F_0 y sustituyendo α (ecuación 10) se obtiene:

$$\alpha + (y_3^0 + y_4^0 + y_6^0) - \frac{\alpha}{(1 - X_0)} (1 - \bar{X}) - U (x_3 + x_4 + x_6) = 0 \quad (18)$$

Ahora bien, sumando las ecuaciones (16.2), (16.3) y (16.5) obtenemos:

$$U (x_3 + x_4 + x_6) - (y_3 + y_4 + y_6) = \frac{\tau_s \alpha f_0 \bar{F}(\bar{X})}{1 - X_0} (g_1 + g_2)$$

Empleando las relaciones entre las composiciones (y_i^0) y (y_i)

$$U (x_3 + x_4 + x_6) - (y_3^0 + y_4^0 + y_6^0) = \frac{b \tau_s \alpha \bar{F}(\bar{X})}{1 - X_0} + y_2^0 \quad (19)$$

donde $b = f_0 (g_1 + g_2)$.

Reemplazando la ecuación (19) en la (18) y despejando \bar{X} se llega a que:

$$\bar{X} = X_0 + \frac{y_2^0 (1 - X_0)}{\alpha} + b \tau_s \bar{F}(\bar{X}). \quad (20)$$

3 BALANCE GLOBAL DE ENERGÍA

Sundaresan y Admunson (1979) proponen asimilar, para facilidad de cálculos, la ceniza al carbono (introduce poco error, siempre y cuando el contenido de cenizas del carbonizado sea bien baja); La densidad del carbono, la fracción de carbono (ρ_0) base en la partícula (W_b) y el volumen de partícula (V_p) permanecen constantes, además se supone el reactor isotérmico. El balance macroscópico de calor en estado estacionario queda entonces:

$$\frac{N_0 V_p \rho_0 W_b}{12} (1 - X_0) H_c(T_S) + \frac{N_0 V_p \rho_0 (1 - W_b)}{12} H_c(T_S) + F_0 \left(y_1^0 H_1(T_g) + y_2^0 H_2(T_g) + y_3^0 H_3(T_g) + y_4^0 H_4(T_g) + y_5^0 H_5(T_g) + y_6^0 H_6(T_g) \right) = \frac{N_0 V_p \rho_0 W_b}{12} (1 - \bar{X}) H_c(T) +$$

$$\frac{N_0 V_p \rho_0 (1 - W_b)}{12} H_c(T) + F_1 \left(x_1 H_1(T) + x_2 H_2(T) + x_3 H_3(T) + x_4 H_4(T) + x_5 H_5(T) + x_6 H_6(T) \right)$$

Dividiendo por F_0 , empleando la definición de α y agrupando términos se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{\alpha}{W_b(1 - X_0)} \left[\frac{(1 - W_b X_0) H_c(T_S) - (1 - W_b \bar{X}) H_c(T)}{1} \right] - U \sum_{i=1}^6 x_i H_i(T) + \sum_{i=1}^6 y_i H_i(T_g) = 0 \quad (21)$$

donde $H_i(T) = \Delta H^0 f, i + H_{s,i}(T)$ para $i = 1$ a 7 ($i = 7$ es el carbono).

En la ecuación anterior la única incógnita es la temperatura T de operación del reactor.

4 MÉTODO DE SOLUCIÓN

Se deben especificar la presión en el reactor (P), la relación de flujo molar de carbono a flujo molar de gases de alimento (α), el tiempo de residencia (τ), y la composición de los gases de alimento (agua (y_1^0), oxígeno (y_2^0)). La solución del sistema de ecuaciones deducidas anteriormente permite calcular el valor de las composiciones de los gases producidos en el reactor (x_i), la conversión promedio de las partículas (\bar{X}) y la temperatura en la zona de gasificación (T).

4.1 Algoritmo y Valores "Semilla"

La solución del sistema de ecuaciones implica:

- Suponer la temperatura (T) en la zona de gasificación. Si $T_p < T$ hacer $T = T_p$.
- Calcular valores iniciales g_1 y g_2 Para ello se deben suponer las fracciones de los gases de salida (x_i) y emplear las correlaciones de la tabla 1.
- Determinar Z , $\bar{F}(\bar{X})$ y \bar{X} , iterando con las ecuaciones (9), (13) y (20).
- Recalcular el vector de composiciones x usando las ecuaciones (16.1) a (16.5) y (17) y el valor g_3 de la condición de equilibrio para la "reacción de desplazamiento de agua", (ecuación R'_3).
- Recalcular g_1 y g_2 usando las expresiones de la tabla 1 y el vector x calculado antes.
- Comparar los valores calculados de g_1 y g_2 con los valores asumidos, iterar hasta que se obtenga la precisión deseada.
- Calcular la temperatura del reactor resolviendo la ecuación (21) y compararla con la temperatura asumida; iterar hasta obtener la precisión deseada.

La escogencia adecuada de los valores "semilla" es importante ya que se trata de un "modelo fuertemente

Tabla 3. Términos de la solución a la integral para X

$A_i(X)$	$B_i(\alpha^*)$
1	$3 + 1.9286\alpha^* + 0.8011\alpha^{*2} + 0.2372\alpha^{*3} + 0.0543\alpha^{*4}$
$(1-X)^{\frac{1}{3}}$	$-(3 + 3\alpha^* + 1.5\alpha^{*2} + 0.5\alpha^{*3} + 0.125\alpha^{*4})$
$(1-X)^{\frac{4}{3}}$	$1.5\alpha^* + 1.5\alpha^{*2} + 0.75\alpha^{*3} + 0.25\alpha^{*4}$
$(1-X)^{\frac{7}{3}}$	$-(0.4286\alpha^* + 1.2857\alpha^{*2} + 1.0714\alpha^{*3} + 0.5\alpha^{*4})$
$(1-X)^{\frac{10}{3}}$	$0.6\alpha^{*2} + \alpha^{*3} + 0.7\alpha^{*4}$
$(1-X)^{\frac{13}{3}}$	$-(0.1154\alpha^{*2} + 0.5769\alpha^{*3} + 0.6731\alpha^{*4})$
$(1-X)^{\frac{16}{3}}$	$0.1875\alpha^{*3} + 0.4375\alpha^{*4}$
$(1-X)^{\frac{19}{3}}$	$-(0.02631\alpha^{*3} + 0.1842\alpha^{*4})$
$(1-X)^{\frac{22}{3}}$	$0.04545\alpha^{*4}$
$(1-X)^{\frac{25}{3}}$	$-0.005\alpha^{*4}$

acoplado". En éste artículo se suponen las siguientes fracciones molares iniciales:

$$\begin{aligned} x_{O_2} &= 0, & x_{H_2O} &= 0.948, \\ x_{CO_2} &= 0.05, & x_{CO} &= 10^{-3}, \\ x_{H_2} &= 10^{-3}, & x_{CH_4} &= 10^{-6}. \end{aligned}$$

• En cuanto a la temperatura inicial del reactor, (T), se recomienda usar la siguiente información para inicializarla, dada su dependencia tan grande de y_{O_2} .

Fracción mol de oxígeno, y_{O_2}	Temperatura inicial (K)
0.10	1050
0.11 - 0.14	1125
0.15 - 0.19	1220
0.20 - 0.24	1250
0.25 - 0.29	1330
0.30 - 0.34	1350

4.2 Técnicas Matemáticas Utilizadas

4.2.1 Cálculo de la conversión promedio de las partículas (\bar{X})

Inicialmente se asume $Z = 40$ y $\bar{X} = 0$, luego se calcula el valor de $F(\bar{X})$.

Para resolver la integral indefinida se sustituye $F(X)$ por la ecuación dada en la tabla 1:

$$\int_{X_0}^X \frac{dX}{F(X)} = \int_{X_0}^X (1-X)^{-2/3} \exp(\alpha^* X^2) dX$$

El término exponencial se expresa con la ayuda de una serie de Taylor:

$$\exp(\alpha^* X^2) = \sum_{n=0}^{\infty} \frac{(\alpha^* X^2)^n}{n!}$$

Suponiendo el máximo valor que podría tomar la conversión ($X = 1$) se ve que el aporte de términos mayores al quinto es despreciable. La integral queda expresada como:

$$\int_{X_0}^X (1-X)^{-2/3} \left(1 + \alpha^* X^2 + \frac{\alpha^{*2} X^4}{2} + \frac{\alpha^{*3} X^6}{6} + \frac{\alpha^{*4} X^8}{24} \right) dX.$$

Se resuelve empleando el método de integración por partes y posteriormente se agrupan. La tabla 3 muestra los resultados.

La ecuación (13) puede re-escribirse de la siguiente forma:

$$\bar{F}(\bar{X}) = \frac{1}{b\tau_s} \int_{X_0}^1 \exp\left(-\frac{Z}{b\tau_s} \sum A_i(X) B_i(\alpha^*)\right) dX,$$

$$\text{donde } \int_{X_0}^X (1-X)^{-2/3} \exp(\alpha^* X^2) dX = \sum A_i(X) B_i(\alpha^*).$$

Para resolver la última integral se emplea el método de Gauss - Legendre, el cual parte de que:

$$\int_a^b f(x) dx = \int_{-1}^1 f(\lambda) d\lambda = \sum_{k=1}^n H_k f(\lambda_k),$$

donde $\lambda = \frac{2X - X_0 - 1}{1 - X_0}$ (n : número de puntos).

Los valores (H_k, λ_k) se encuentran tabulados en la literatura sobre el tema.

La ecuación a integrar puede entonces escribirse en términos de λ .

$$\bar{F}(\bar{X}) = \frac{1-X_0}{2b\tau_s} \int_{-1}^1 \exp\left(-\frac{Z}{b\tau_s} \sum A_i(\lambda) B_i(\alpha^*)\right) d\lambda$$

Si $f(\lambda) = \exp\left(-\frac{Z}{b\tau_s} \sum A_i(\lambda) B_i(\alpha^*)\right)$, entonces:

Tabla 4. Coeficientes de los polinomios de entalpía. $(a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4 \text{ (Kcal/Kgmol)})$. -Las entalpías de formación $\Delta H^0 f, i$ para cada componente están disponibles en los textos básicos de termodinámica-

Componente	a_i	b_i	c_i	d_i	e_i
H_2O ($i = 1$)	-2198.70	6.8803	1.6899 e^{-3}	-1.323 e^{-7}	0.0
O_2 ($i = 2$)	-1958.60	6.1393	1.5535 e^{-3}	-3.07799 e^{-7}	0.0
CO_2 ($i = 3$)	-2211.90	5.6550	6.6391 e^{-3}	-2.4797 e^{-6}	3.8049 e^{-10}
CO ($i = 4$)	-1917.30	6.1009	1.1866 e^{-3}	-1.8343 e^{-7}	0.0
H_2 ($i = 5$)	-2124.80	7.2780	-6.7557 e^{-4}	5.634 e^{-7}	-9.9287 e^{-11}
CH_4 ($i = 6$)	-1635.50	2.7420	9.7124 e^{-3}	-1.658 e^{-6}	0.0
C ($i = 7$)	-269.670	-0.57508	5.6321 e^{-3}	-2.3672 e^{-6}	3.9768 e^{-10}

$$\overline{F(X)} = \frac{1 - X_0}{2b\tau_S} \int_{-1}^1 f(\lambda) d\lambda. \quad (22)$$

Se calculan nuevamente \overline{X} y Z y se comparan con los valores anteriores, la iteración continua hasta que se alcance la precisión deseada.

4.2.2 Cálculo del vector de composiciones, x_i

Con los nuevos valores de Z , \overline{X} y $\overline{F(X)}$ se recalculan las fracciones molares de cada componente a la salida del reactor

Si $C = \frac{\alpha\tau_S f_0 \overline{F(X)}}{(1-X_0)}$ se tiene

$$U = C(g_1 - g_2) + 1 \quad (23)$$

Para el H_2O :

$$x_1 = \frac{1}{U} [C(-g_1 - g_3) + y_1] \quad y_1 = y_1^0 \quad (23.1)$$

Para el O_2 :

$$x_2 = 0 \quad (23.2)$$

Para el CO_2 :

$$x_3 = \frac{1}{U} [C(g_3) + y_3] \quad y_3 = y_2^0 + y_3^0 \quad (23.3)$$

Par el CO :

$$x_4 = \frac{1}{U} [C(g_1 - g_3) + y_4] \quad y_4 = 0 \quad (23.4)$$

Para el H_2 :

$$x_5 = \frac{1}{U} [C(g_1 - 2g_2 + g_3) + y_5] \quad y_5 = 0 \quad (23.5)$$

Para el CH_4 :

$$x_6 = \frac{1}{U} [C(g_2) + y_6] \quad y_6 = 0 \quad (23.6)$$

El valor de g_3 se calcula empleando la constante de equilibrio para la reacción de "desplazamiento del agua"

$$k_{WS} = \frac{x_5 x_3}{x_1 x_4} = \frac{C(g_1 - 2g_2 + g_3)(Cg_3 + y_3)}{[C(g_1 - g_3) + y_1][C(g_1 - g_3)]}$$

De lo anterior resulta la siguiente ecuación cuadrática: $a'g_3^2 + b'g_3 + c' = 0$, donde:

$$a' = C(1 - k_{WS})$$

$$b' = Cg_1 - 2Cg_2 + y_1 k_{WS} + y_3$$

$$c' = y_3 g_1 - 2y_3 g_2 + Ck_{WS} g_1^2 - y_1 k_{WS} g_1$$

Con los coeficientes se encuentran las dos raíces de la ecuación cuadrática correspondientes a dos posibles valores de g_3 , se selecciona el valor positivo (al ser una constante cinética cuyas unidades son seg^{-1} no tiene sentido un valor negativo), si las dos raíces son positivas se analizan las ecuaciones (23.1) y (23.6), seleccionando la raíz de tal forma que las fracciones molares sean positivas y menores que uno. Es de anotar que para estos casos siempre hubo convergencia.

4.2.3 Cálculo de la temperatura del reactor, (T)

La nueva temperatura del reactor se obtiene a partir del balance de energía. En la ecuación (21) se reemplazan las entalpías, $H_i(T)$ por los polinomios de la tabla 4 y tomando como referencia 298 K.

Al reemplazar y simplificar se obtiene un polinomio de la forma

$$P_0 + P_1 T + P_2 T^2 + P_3 T^3 + P_4 T^4, \text{ donde:}$$

$$P_0 = \frac{\alpha}{W_b(1-X_0)} \left[\frac{(1 - W_b X_0) H_c(T_S) -}{(1 - W_b \overline{X}) (\Delta H^0 f, 7 + a_7)} \right] - U \sum_{i=1}^6 x_i (\Delta H^0 f, i + a_i)$$

$$P_1 = -\frac{\alpha}{W_b(1-X_0)} (1 - W_b \overline{X}) b_7 - U \sum_{i=1}^6 x_i b_i$$

$$P_2 = -\frac{\alpha}{W_b(1-X_0)} (1 - W_b \overline{X}) c_7 - U \sum_{i=1}^6 x_i c_i$$

$$P_3 = -\frac{\alpha}{W_b(1-X_0)} (1 - W_b \overline{X}) d_7 - U \sum_{i=1}^6 x_i d_i$$

$$P_4 = -\frac{\alpha}{W_b(1-X_0)} (1 - W_b \overline{X}) e_7 - U \sum_{i=1}^6 x_i e_i$$

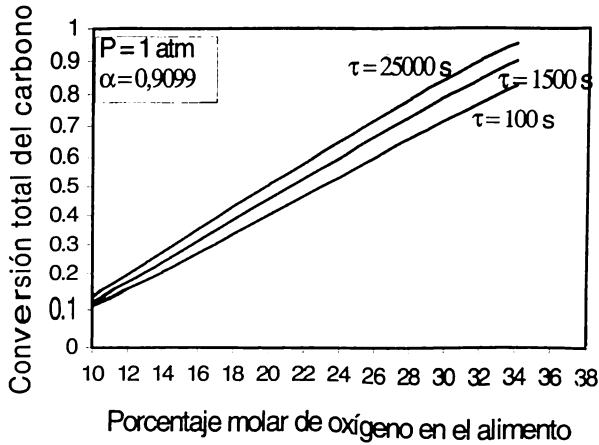


Figura 3. Conversión total del carbono

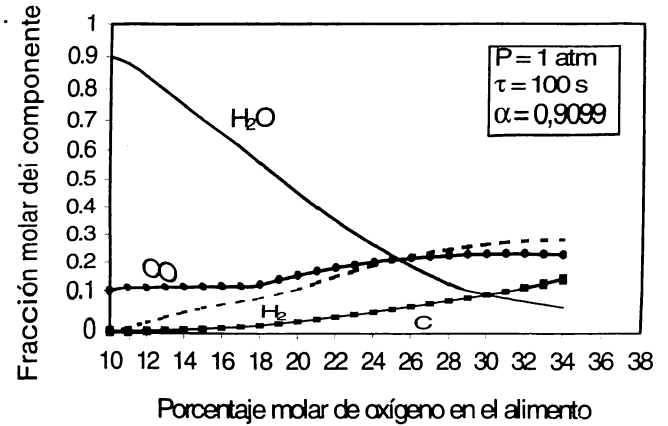


Figura 4. Fracción molar de los componentes

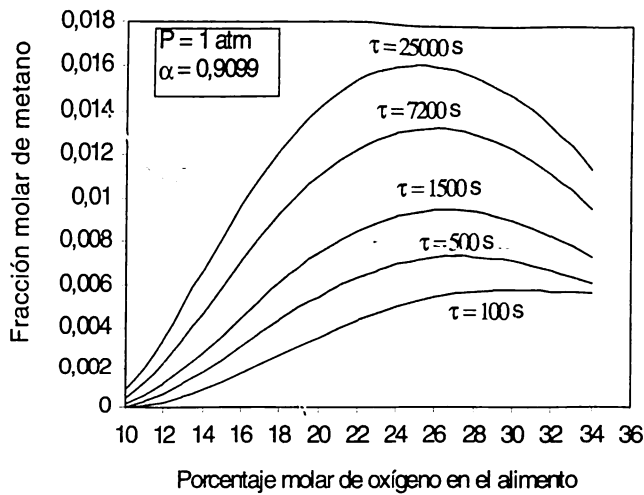


Figura 5. Fracción molar del metano

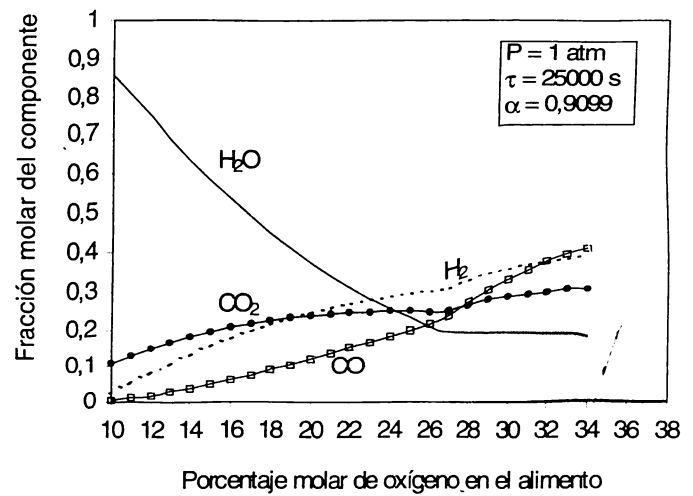


Figura 6. Fracción molar de los componentes

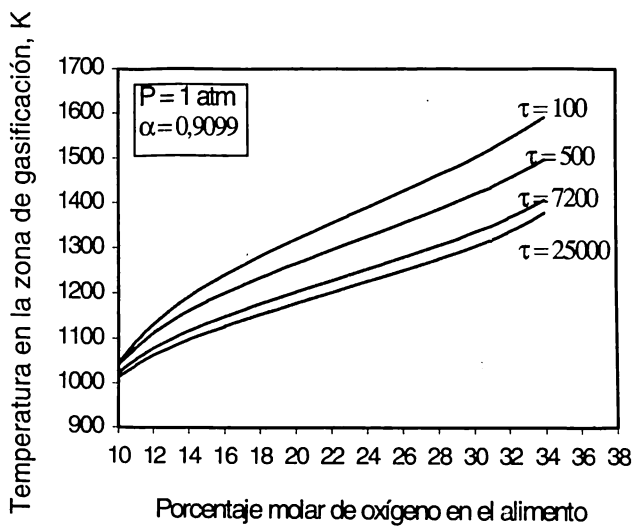


Figura 7. Temperatura en la zona de gasificación

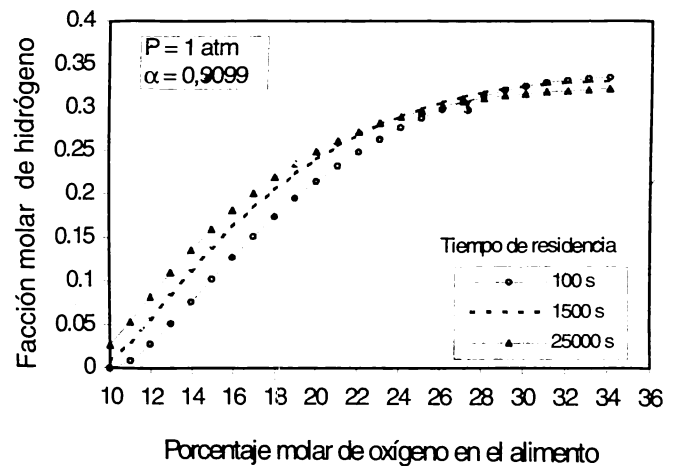


Figura 8. Fracción molar del hidrógeno

Se encuentran las soluciones del polinomio empleando el método de **Laguerre**, en todos los casos se obtienen cuatro raíces (real positiva, real negativa y una imaginaria con su complemento). Se selecciona la raíz real positiva. La nueva temperatura se utiliza para recalcular la conversión promedio y las fracciones molares de los productos, con las cuales se recalcula a su vez la temperatura del reactor.

4.3 Resultado de la Simulación del Modelo de Sundaresan-Amundson

A continuación, y solo a título ilustrativo, se presentan en forma gráfica algunos de los puntos simulados. Las condiciones fueron las siguientes: $T_P = 298K$, $f_0 = 1.0$, $W_b = 0.8$, $X_0 = 0$, $T_S = 298K$, $T_g = 373K$, se varió en todos los casos el porcentaje molar de oxígeno en el alimento de 10 a 34%.

Es de anotar que hay una estrecha correspondencia entre los resultados aquí obtenidos y los conseguidos, para un caso similar, por el **Instituto de Tecnología del Gas (I.G.T.)** y los reportados por **Caram y Amundson (1979)**.

Una comparación de los resultados reportados en las gráficas 3 a 8 permite realizar los siguientes apuntes:

- El modelo de S-A acoplado a las ecuaciones cinéticas de **Johnson** proporciona información de salida que puede servir de guía para el trabajo experimental en unidades piloto. Sin embargo se debe tener en cuenta que:

- El presente modelo parte del supuesto de que el lecho es monofásico y perfectamente agitado mientras que los prototipos de laboratorio y piloto tienden a comportarse como lecho en flujo tapón.

- Los resultados del modelo para bajos tiempos de residencia () dan la idea de que, para ciertos casos, podría trabajarse alrededor de estos valores cuando la práctica experimental muestra que este no es el caso.

- En principio según los anteriores resultados (y de otros aquí no reportados), pueden diseñarse, para el caso de carbonizados, reactores de gasificación para estudios experimentales, que operen alrededor de los siguientes valores, porcentaje molar de oxígeno en el alimento=26%, presión atmosférica y tiempos de residencia entre los 1500 y 5000 segundos.

NOTACIÓN

b : Una función que relaciona los g_j , $j = 1, 2, 3$ con el factor de reactividad relativo, s^{-1} .

B_{1P} , B_{2P} , B_{3P} : Tres tipos de partícula de carbonizado en el reactor, definidas en la sección 1.3.

B_{1P^*} , B_{2P^*} : Partículas tipo I y II en el alimento.

C : Concentración de partículas tipo I en el reactor.

C_0 : Concentración de partículas tipo I en el alimento.

f_0 : Factor de reactividad relativo para la etapa de gasificación lenta.

F_0 : Velocidad de alimentación de gases, Kg/mol/s.

F_1 : Velocidad de salida de gases Kg/mol/s.

$F(X)$: Dependencia funcional de la velocidad de cambio de la conversión con la conversión.

$\overline{F(X)}$: $F(X)$ global promedio de todas las partículas en el reactor.

g_j $j = 1, 2, 3$: Dependencia funcional de la velocidad de las reacciones con la temperatura y la presión parcial.

$H_c(T)$: Entalpía molar del carbono (sólido), Kcal/Kmol.

$H_i(T)$: Entalpía parcial molar del componente i , Kcal/Kmol.

$H_{s,i}(T)$: Entalpía sensible del componente i , referida a T^o (298 k).

KI , KII , $KIII$: Parámetros de la cinética de **Johnson**, s^{-1} .

K_T : Constante de velocidad.

k_1 : Constante de equilibrio para la reacción I.

k_2 : Constante de equilibrio para la reacción II.

k_3 : Constante de equilibrio para la reacción III.

k_{WS} : Constante de equilibrio para la reacción de desplazamiento del agua.

M : Número total de partículas en el lecho.

M_C : Velocidad de cambio de las partículas de carbonizado entre las zonas de gasificación y combustión.

N_0 : Número de partículas alimentadas por segundo.

$p(X)$: Distribución de conversión de partículas en el reactor.

$p_0(X)$: Distribución de conversión de partículas en el alimento.

P : Presión del reactor, atm.

P_i : Presión parcial del componente i , atm.

Q : Flujo volumétrico de partículas, m^3/s .

Q_{ext} : Flujo de calor externo al reactor, Kcal /s.

R_j , r_j $j = 1, 2$: Velocidad a la cual proceden las reacciones en el reactor, kg mol de $C/m^3.s$.

T : Temperatura de la zona de gasificación, K.

T_g : Temperatura del gas de entrada, K.

T_S : Temperatura de sólidos alimentados, K.

T_P : Temperatura de pretratamiento del carbonizado, K.

t : Tiempo transcurrido en el reactor, s.

U : Relación de flujo de gases de salida a flujo de gases alimentados, F_1/F_0 .

V : Volumen del reactor, m^3 .

V_p : Volumen de una partícula de carbonizado, m^3 .

W_b : Fracción de carbono base en la partícula de carbonizado, $\text{carbono base}/(\text{carbono base} + \text{ceniza})$.

X : Conversión del carbono base en la partícula de carbonizado, $\text{carbono base gasificado}/\text{carbono base alimentado}$.

X_0 : Conversión del carbono base en las partículas alimentadas.

\bar{X} : Conversión promedio de las partículas en el lecho.

x_i : Fracción molar de los gases producidos.

y_1^0 : Fracción molar de vapor de agua en los gases de alimento.

y_2^0 : Fracción molar de oxígeno en los gases de alimento.

y_i : Fracción molar del componente i que ingresa a la zona de gasificación.

Z : Relación entre el número total de partículas y partículas tipo II Y III en el reactor.

Símbolos griegos

α : Relación de flujo molar de carbono y gases alimentados.

α_{ij} : Coeficiente estequiométrico del componente i en la reacción j .

α^* : Parámetro de la cinética de Johnson.

ρ_0 : Densidad del carbonizado alimentado, Kg/m^3 .

τ : Tiempo de residencia efectivo de las partículas, s.

τ_S : Tiempo medio de residencia de las partículas, s.

$\tilde{\theta}$: Tiempo necesario para consumir todo el carbono de una partícula de carbonizado en la zona de gasificación, s.

$\Delta H^0_{f,i}$: Entalpía de formación del componente i a T^0 (298 k).

Subíndices

i : Componente i - *ésimo*, 1 : agua, 2 : oxígeno, 3 : Dióxido de carbono, 4 : Monóxido de carbono, 5 : Hidrógeno, 6 : Metano, 7 : carbono.

REFERENCIAS

- Carnahan, B., Luther, H. A. Y Wilkes, J. O. **Applied Numerical methods**. 1 ed. John Wiley & Sons, INC, 1969.
- Caram, H. S. y Admundson, N. R., Fluidized bed gasification reactor modeling 1. Model description and numerical results for a single bed, *Ind. Eng. Chem. Process des. Dev.* Vol 18 N° 1, pp. 80-96, 1979.
- Davidson, J. F., Clif, R. y Harrison, D., **Fluidization**, Academic Press. 1995.
- De Sousa Santos, M. L., Comprehensive Modelling and Simulation of Fluidized bed boiler and gasifiers. *Fuel*, vol. 68, pp 1507-1521, december 1989.
- Grace, J. R. An evaluation of models for fluidized bed, *Aiche Symposium Serie* vol. 67, N°116, pp. 159-167, s.f.
- Gururajan, V. S., et al, **Mathematical modelling of fluidized bed coal gasifiers**, Trans I. Chemical E., part A, pp. 211-238. May 1992.
- Johnson, J. L., **Kinetics of coal gasifiers**, John Wiley & Sons, cap. 6, New York 1979.
- Kunii, D. And Levenspiel, O., **Fluidization Engineering**, John Wiley & Sons, New York 1979
- Lowry, H. H., Editor, **Chemistry of coal utilization, supplementary volume**; John Wiley & Sons, New York, London, cap.20, coal gasification, Friedersdorff, s.f.
- Sundaresan, S. y Admundson, N. R., Studies in char gasification I, a lumped model. **Chemical Engineering Science**, vol. 34, pp. 345-354., 1979.
- Toei, R. Some opinions for modelling of fluidization bed, **Aiche Symposium Series**, vol.69,N°128, pp. 529-541, s.f.
- Tognotti, L., et al, The products of the high temperature oxidation of a single char particle in an electrodynamic balance; Twenty third symposium (international), combustion institute, pp. 1207-1213, 1990.
- United States Energy Research and Development Administration, Institute of Gas Technology, **Preparation of coal conversion systems technical data technology**, Chicago, Illinois, pp. 269-275, 1976.
- Von, C.G. and Elliott, M.A.; Institute of gas Technology, Chicago, s.f.
- Werther; Mathematical modelling of fluidized bed reactors, **International Chemical Engineering**, vol. 20, N° 4, pp. 529-541, s.f.