ZESZYTY NAUKOWE POLITECHNIKI ŚLĄSKIEJ

Seria: ENERGETYKA z. 68

Nr kol. 564

Jerzy TOMECZEK Leonard REMARCZYK

Instytut Energetyki Paliwowej

MODEL MATEMATYCZNY NISKOCIŚNIENIOWEGO ZGAŻOWANIA KOKSIKU W ŁOŻU FLUIDALNYM MIESZANKĄ PAROWO-POWIETRZNĄ BEZ WYMIENNIKA CIEPŁA

> Streszczenie. Przedstawiono numeryczne rozwiązanie równań: energii, substancji, kinetyki reakcji Meterogenicznych i homogenicznych w łożu fluidalnym. Rozwiązanie tych równań umożliwia obliczenie temperatury fazy stałej i gazowej, składu chemicznego fazy gazowej,porowatości łoża fluidalnego, stopnia przereagowania koksiku, stopnia konwersji pary wodnej oraz wysokości łoża. Podano wyniki obliczeń przypadku zgazowania koksiku pod ciśnieniem atmosferycznym.

1. Wstęp

Fluidalny reaktor zgazowania koksiku jest składowym elementem układu fluidalnego zgazowania węgla. Generowany w zgazowywaczu gaz jest wynikiem chemicznego oddziaływania mieszanki parowo-powietrznej na koksik oraz czasu jego przebywania w reaktorze. Stopień przereagowania koksiku zależy od geometrii łoża oraz jego własności hydrodynamicznych.

Analityczny opis fluidalnego zgazowania wymaga uwzględnienia złożonej dynamiki łoża oraz zjawisk wymiany masy i ciepła. Spotykane w literaturze modele [1, 2] zawierają znaczne uproszczenie ruchu fazy stałej i kinetyki chemicznej. Rozwiązywane są układy bilansu substancji w łożu fluidalnym dla trzech przypadków [1]: tłokowego przepływu fazy stałej, pełnego jej wymieszania oraz model z obecnością obszaru emulsyjnego, gazowego i stałego. Zarówno Pulsifer [1] jak i Yoshida [2] przyjmują stan równowagi chemicznej gazu z jednoczesnym pominięciem mechanizmu przekazywania ciepła między fazą stałą i gazową.

Celem pracy jest uwzględnienie braku równowagi chemicznej fazy gazowej oraz konwekcyjnego przekazywania ciepła między ziarnami koksiku i czynnikiem fluidyzacyjnym.

Model umożliwia analizę procesu zgazowania dla łoża z przelewem oraz bez przelewu, w którym wysokość łoża określona jest warunkami fluidyzacji. Model może być wykorzystany również do obliczania zgazowania wysokociśnieniowego. Zamieszczone wyniki uzyskano dla procesu niskociśnieniowego (p_g = 1 bar), co wynika z potrzeb programu badań eksperymentalnych realizowanych w Instytucie.

A	-	pole przekroju poprzeczneyo reaktora, m ²
Ci		stężenie i-tego składnika gazowego, kmol/m ³
с	-	udział gramowy pierwiastka węgla w koksiku,
dAz	-	elementarna powierzchnia fazy stałej w elemencie, m ²
dн	-	elementarna wysokość elementu, m
н	-	odległość od dna reaktora, m
k	+	stała szybkości reakcji chemicznej, m/s
(i(T)) _i	**	entalpia właściwa (chemiczna i fizyczna) i-tego składnika gazo- wego, J/kg.K
(i(T)) _c	-	entalpia właściwa pierwiastka węgla, J/kg .K
^m k	-	strumień koksiku wprowadzonego do reaktora, kg/s
n _i	-	strumień i-tego składnika gazowego, kmol/s
р	-	udział gramowy popiołu w koksiku
P _i	-	ciśnienie i-tego składnika gazowego, N/m ²
P _s	-	ciśnienie statyczne w łożu, N/m ²
тg	-	temperatura fazy gazowej, ^O K
Tz	-	temperatura fazy stałej, ^O K
w	-	prędkość pozorna fazy gazowej w elemencie, m/s
wg	-	prędkość graniczna fluidyzacji, m/s
Wk	-	prędkość krytyczna fluidyzacji, m/s
O\$		współczynnik wnikania ciepła pomiędzy ziarnem i gazem, W/m^2 . K,
3	-	porowatość łoża fluidalnego,
⁸ k	-	porowatość krytyczna warstwy fluidalnej,
)'	-	oznacza parametry przed elementem,
)"	_	oznacza parametry za elementem.

Indeksy: $)_1$, $)_2$, $)_3$, $)_4$, $)_5$, $)_6$ przy wielkościach n oraz C oznaczają odpowiednio CO_2 , CO_1 , O_2 , H_2O_1 , H_2 , N_2 , $)_f$ 1 $)_b$ oznaczają stałą szyb-kości reakcji objętościowej, przebiegającej odpowiednio z lewa na prawo i odwrotnie, $)_k$ oznacza wielkości dotyczące koksiku.

4 .-

Oznaczenia

152

Model matematyczny niskociśnieniowego...

2. Założenia uproszczające

Złożona dynamika łoża fluidalnego wymaga poczynienia uproszczeń w opisie matematycznym. W celu sformułowania modelu przyjęto następujące uproszczenia:

- Proces zgazowania zachodzi w obszarze kinetycznym [3].
- Na powierzchni ziaren koksiku przebiegają następujące reakcje heterogeniczne pierwszego rzędu: 1. C + 02 - C02, 2. C + C02 - 2 CO, 3. C + + H20 - H2 + CO.
- Do łoża wprowadzone są ziarna koksiku o jednakowej średnicy i wyrównanym składzie chemicznym.
- W łożu znajdują się ziarna w postaci kul o średnicy równej średniej pomiędzy średnicą nadawy a średnicą ziaren wynikającą z przereagowania.
- Skład chemiczny ziaren opuszczających reaktor jest identyczny ze składem ziaren doprowadzanych.
- Ziarna w łożu posiadają wyrównaną temperaturę i nie ulegają rozdrobnieniu,
- Wymiana ciepła zachodzi na powierzchni ziaren na drodze konwekcji.
- Faza gazowa przemieszcza się ruchem tłokowym wzdłuż reaktora i założona jest z sześciu składników CO, CO₂, H₂, H₂O, O₂ i N₂ mogących wchodzić w dwie reakcje homogeniczne: 4. CO + ¹/₂O₂ = CO₂, 5. H₂ + + CO₂ = CO + H₂O.
- Siarka zawarta w koksie nie bierze udziału w procesie wymiany masy i opuszcza reaktor w popiele.

3. Równania substancji i energii

Model matematyczny powinien umożliwić wyznaczenie składu i temperatury fazy gazowej wzdłuż wysokości reaktora, temperatury fazy stałej, porowatości łoża, stopnia przereagowania koksiku, stopnia konwersji pary wodnej oraz wysokości łoża.

Model zbudowano dzieląc łoże na elementy o wysokości dH. Schemat podziału łoża przedstawia rysunek 1.

Reaktor składa się zasadniczo z dwóch części: dolnej stożkowej i górnej cylindrycznej. Przyjęcie takiej geometrii łoża było niezbędne z uwagi na szybki przyrost temperatury fazy gazowej w dolnej strefie łoża,w wyniku czego następował znaczny przyrost jego porowatości.

Dla łoża z przelewem średnica ziaren opuszczających reaktor, wynikająca z przereagowania koksiku, jest większa od średnicy wywiewania obliczonej dla warunków panujących na wylocie z reaktora, zaś w przypadku łoża bez przelewu średnice te są sobie równe.



Rys. 1. Schemat reaktora z podziałem łoża na elementy

Wykorzystując równania [3] bilans substancji i-tego związku chemicznego dla elementu łoża o wysokości dH można napisać w postaci

$$n''_{i} = n'_{i} + dn_{i}, \quad i = 1.2....6,$$
 (1)

gdzie:

$$n_{i}'' = A'' \cdot w'' \cdot C_{i}'', \quad n_{i}' = A' \cdot w' \cdot C_{i}'$$

oraz:

$$\begin{split} dn_{1} &= dA_{z}(k_{1}C_{3} - k_{2}C_{1}) + A \cdot \ell \cdot dH \cdot \left[\begin{array}{c} k_{4} \cdot \frac{C_{2} \cdot C_{3}^{0,25}}{\left(\sum_{i=1}^{6} c_{i}\right)^{1,25}} + \\ &+ k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5} \right] \cdot \\ dn_{2} &= dA_{z}(2 \cdot k_{2} \cdot C_{1} + k_{3} \cdot C_{4}) - \\ &- A \cdot \ell \cdot dH \cdot \left[k_{4} \cdot \frac{C_{2} \cdot C_{3}^{0,25}}{\left(\sum_{i=1}^{6} c_{i}\right)^{1,25}} + \\ &+ k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5} \right] \cdot \\ &+ k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5} \right] \cdot \\ dn_{3} &= - dA_{z} \cdot k_{1} \cdot C_{3} - \frac{1}{2} \cdot A \cdot \ell \cdot dH \cdot k_{4} \frac{C_{2} \cdot C_{3}^{0,25}}{\left(\sum_{i=1}^{6} c_{i}\right)^{1,25}} \cdot \\ &dn_{4} &= - dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} - A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5}) \cdot \\ dn_{5} &= dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} + A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5}) \cdot \\ dn_{5} &= dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} + A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5}) \cdot \\ dn_{5} &= dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} + A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5}) \cdot \\ dn_{5} &= dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} + A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5}) \cdot \\ dn_{5} &= dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} + A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5}) \cdot \\ dn_{5} &= dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} + A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5}) \cdot \\ dn_{5} &= dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} + A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5}) \cdot \\ dn_{5} &= dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} + A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5}) \cdot \\ dn_{5} &= dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} + A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5}) \cdot \\ dn_{5} &= dA_{z} \cdot k_{3} \cdot C_{4} + A \cdot \ell \cdot dH(k_{b5} \cdot C_{2} \cdot C_{4} - k_{f5} \cdot C_{1} \cdot C_{5} \cdot C_{5}$$

 $dn_6 = 0,$

Równanie energii fazy gazowej dla łoża o wysokości dH ma postać [3]

+

$$\sum_{i=1}^{6} n'_{1} (Mi(T'_{g}))_{i} + dA_{z} \left[k_{1} \cdot C_{3} (Mi(T_{z}))_{i} + (2 k_{2} \cdot C_{1} + k_{3} \cdot C_{4}) \cdot (Mi(T_{z}))_{2} + k_{3} \cdot C_{4} (Mi(T_{z}))_{5} \right] + (2 k_{2} \cdot C_{1} + k_{3} \cdot C_{4}) \cdot (Mi(T_{z}))_{2} + k_{3} \cdot C_{4} (Mi(T_{z}))_{5} + (Mi(T_{$$

1

$$+ dA_{z} \cdot c_{z} \cdot (T_{z} - T_{g}) = \sum_{i=1}^{6} n_{i}^{"} (Mi(T_{g}^{"}))_{i} + dA_{z} \cdot \left[k_{2} \cdot C_{1} (Mi(T_{g}))_{1} + k_{1} \cdot C_{3} \cdot (Mi(T_{g}))_{3} + k_{3} \cdot C_{4} (Mi(T_{g}))_{4} \right].$$

$$(2)$$

Dwa powyższe układy równań należy rozwiązać dla N elementów łoża wraz z równaniem dodatkowym, określającym ciśnienie statyczne w łożu

$$\sum_{i=1}^{6} p_{i} = p_{s}, \qquad (3)$$

oraz z warunkami początkowymi określonymi przez parametry T _p, w _p, C _{ip} na wlocie do reaktora

$$\mathsf{T}'_{\texttt{gI}} = \mathsf{T}_{p}, \quad \mathsf{w}'_{\texttt{I}} = \mathsf{w}_{p}, \quad \mathsf{C}'_{\texttt{iI}} = \mathsf{C}_{\texttt{ip}}.$$

Równaniem służącym do określenia temperatury fazy stałej jest równanie energii reaktora [3]

$$\hat{m}_{k} (i(T_{k}))_{k} + \sum_{i=1}^{6} \hat{n}'_{iI} (Mi(T_{p}))_{i} = \sum_{i=1}^{6} \hat{n}'_{iN} (Mi(T''_{gN}))_{i} + \\ + \hat{X}_{c} \cdot (Mi(T_{z}))_{c} + \hat{m}_{k} \cdot p (i(T_{z}))_{p}$$
 (4)

Strumień niezgazowanego pierwiastka węgla, opuszczający reaktor poprzez przelew lub w transporcie pneumatycznym, ujęty jest równaniem

$$n_k \frac{c}{12} = n_{1N}^{\prime\prime} + n_{2N}^{\prime\prime} + X_c$$
 (5)

Dla modelu z przelewem, przy założonej wysokości łoża H, możemy określić średnicę ziaren opuszczających reaktor, przyrównując obliczony strumień X_o ze strumieniem pierwiastka węgla zawartego w ziarnach, zaś w przypadku modelu, w którym wysokość H zależna jest cd warunków fluidyzacji, należy prowadzić korekcję wysokości do momentu prównanie się średnicy minimalnej ziaren w łożu ze średnicą ziaren wywiewi ych.

156

Porowatość łoża fluidalnego jest funkcją prędkości gazu oraz średnicy ziaren. W celu jej określenia przyjęto liniową zależność ln(ĉ) od ln(w) w postaci

$$\delta = \left(\frac{w}{w_{q}}\right)^{1} \frac{1}{\varepsilon_{k}} / \ln \frac{w_{q}}{w_{k}} .$$
 (6)

4. Wyniki obliczeń

Obliczenia numeryczne przeprowadzono metodą iteracji na maszynie cyfrowej RIAD 29 dla czterech przypadków. W każdym z nich strumień koksiku wynosił 32 kg/h o temperaturze 700°C, zaś jego skład: c = 0,5 i p = 0,5.Temperatura mieszanki parowo-powietrznej wynosiła 100°C.

W literaturze brak jest informacji na temat szybkości reakcji chemicznych dla łoża fluidalnego. Spotyka się wartości tych współczynników dla procesów nie fluidalnych. W obliczeniach przyjęto równania na stałe szybkości reakcji chemicznych: według [2, 4, 6, 5, 7], zaś na współczynnik wnikania ciepła od ziarna do gazu według [8, 3].



Rys. 2. Skład gazu, temperatury fazy stałej i gazowej, porowatość wzdłuż wysokości łoża

W pracy wykonano obliczenia dla dwóch ziarnistości koksiku 0,5 i 2 mm, Rysunek 2 przedstawia przykładowo skład i temperaturę gazu, temperaturę fazy wzdłuż stałej oraz porowatość wysokości reaktora dla koksiku o ziarnistości nadawy 0,5 mm. Z obliczeń wynika, że skład gazu jest zależny do ziarnistości wprowadzonego koksiku i warunków prowadzenia procesu fluidyzacji. W wyniku zgazowania koksiku o średnicy 0,5 mm otrzymuje się gaz o większej kaloryczności n**iż w przypadku** zgazowania ziaren 2 mm, co łączy się z uzyakaniem większego stopnia przereagowania pierwiastka węgla i konwersji pary wodnej. W każdym z przypadków obserwuje się szybki przyrost temperatury fazy gazowej oraz stężenia CO₂, przy

jednoczesnym ubytku O, w strefie utleniającej.W strefie redukcyjnej tworzy się CG kosztem spadku udziału CG₂ z H₂O w objętości gazowej, przy czym reskoja węgla z H₂O przebiega znacznie woinkej niż z CC₂.

5. Wnieski

 Istotny upływ na kolonyczność gazu, stopień przerogowanie pierwipstka węgla i konwersji pary undrej posiadają: skład mieszanki parowo-powietrznej, ziarnistość koksiku proz porowatość loże (luiwalnego.

 Zmniejszenie śradnich zlaren koksiku wpływa korzystnie na kaztałt neaktora pod względem warunkow fluidazycji.

 Wysokość łoża fluidolnego bez przelewu jest zależne od ziarnistości nadawy i rośnie w mianę jej zwiększenia.

4. Skład gazu na wyjściu z reaktora znacznie odbiega od składu rownonigi chemicznej. Przykładowo, dla reakcji gazu wodnago w przedziała tomperatury 1000#1400 K stała równowagi chemicznej mieści się w granicsch 0,7#2,2, zaś obliczone dla składu chemicznego gazu na wyjściu z reaktora wyrażenia odpowiadające stałej równowagi chemicznej znajdują się w granicach 87,6 - ~

LITERATURA

- Pulsifer A., Haggerty J.: Modelling coal char gasification in a fluidized bed. Fuel 51, 1972. Nr 4, 9. 304-307.
- [2] Yoshida K., Kunii D.: Complex reaction in fluidized bedssimulation of gasification. Journ. Chem. Eng. of Japan 7, 1974. Nr 1, s. 34-39.
- [3] Tomeczek J., Remerczyk L.: Modelowanie matematyczne procesu spalania węgla kamiennego w łożu fluidalnym bez wymiennika ciepła.Archiwum Termodynamiki i Spalania 7. 1976, Nr 4. s. 573-582.
- [4] Frank-Kameneckij D.: Diffuzja i tepłopieredacza w chimiczeskuj kinetikie. Nauka, Moskwa 1967.
- [5] Jesin A., Gield P.: Chemia fizyczna procesów pirometalurgicznych. Śląsk, Katowice 1966.
- [6] Griszin A.: Wlianije mnogokomponentnoj diffuzji na normalnuju skorost gorienia gazowych smesej. Fizika Gorenia i Wzrywa 10, 1974. Nr 1, s. 45-51.
- [7] Karim G.: A kinetic investigation of the water gas shift reaction in homogeneous systems. Journ. Inst. Fuel, 1974, Nr 393, s. 219-223.
- [8] Ciborowski J.: Fluidyzacja. PWT, Warszawa 1957.

ЖАТЕМАТИЧЕСКАН МОДЕЛЬ НИЗКОНАНОРНОЙ ГАЗИФИКАЦИИ КОКСА В КИПЕЦЕМ СОЛЕ ПАРОВОЗДУЕНОЙ СМЕСИ БЕЗ ТЕПЛООБМЕННИКА

Резюме

Представлено численное решение уравнений энергия, массы, кинетики гетерогечных и гомогенных реакций в кинящем слое. Решение этих уравнений даёт возможность вычисления температуры твёрдой и газовой фазы, химического состава газовой фазы, пористости кинящего слоя, степени проведения реакции кокса и водяного пара, а также высоты слоя. Представлены результаты вычисления случая газофикации кокса под атмосферным давлением.

A MATHEMATICAL MODEL FOR LOW PRESSURE COKE GASIFICATION IN A FLUIDISED BED BY AIR-STEAM MIXTURE WITHOUT EXCHANGER

Summary

A numerical solution of equations of energy, mass, kinetics of heterogeneous and homogeneous chemical reactions in a fluidised bed is presented.

Solutions of the equations allow to calculate the temperatures of solid and gaseous phases, the porosity of the fluidised bed, the degree of coke and steam convertion and the necessary bed height. Numerical results for coke gasification at ambient pressure are presented.