

JAN PORZUCZEK\*

IDENTYFIKACJA MODELU DYNAMIKI PALENISKA  
FLUIDALNEGO MAŁEJ MOCYDYNAMIC MODEL IDENTIFICATION  
OF THE LOW-POWER FLUIDIZED BED BOILER

## Streszczenie

W artykule przedstawiono wyniki badań identyfikacyjnych wielowymiarowego modelu paleniska fluidalnego, przedstawionego w formie transmitancji macierzowej, zdyskretyzowanej do postaci ARX. Zaproponowano warunki przebiegu eksperymentu zapewniającego identyfikowalność modelu dynamiki, przy ograniczeniu ryzyka awaryjnego wyłączenia kotła. Na podstawie analizy działania paleniska fluidalnego wskazano typowe zakłócenia procesu spalania z uwzględnieniem podziału na zakłócenia mierzalne i niemierzalne oraz sformułowano metodę identyfikacji wpływu tych zakłóceń na sygnały wyjściowe modelu. Wskazano możliwość aplikacji przedstawionego modelu w regulatorach bazujących na modelu automatyzowanego procesu, np. predykcyjnych, adaptacyjnych czy IMC (*Internal Model Control*).

*Słowa kluczowe: kocioł fluidalny, identyfikacja, model ARX, transmitancja macierzowa*

## Abstract

The paper presents results of the identification of the multivariable model of the fluidized bed boiler derived in the form of transfer function matrix. Conditions of the experiment that ensure the identifiability of model dynamics while limiting the risk of emergency boiler shutdown was proposed. Typical disturbances of the combustion process including division into measurable and immeasurable ones as well as the method to identify the impact of these disturbances on the outputs of the model was formulated. Possible application of the model in the model-based controllers such as predictive or adaptive IMC (*Internal Model Control*) was indicated.

*Keywords: fluidized bed boiler, identification, ARX model, transfer function matrix*

\* Dr inż. Jan Porzuczek, Instytut Inżynierii Ciepłej i Ochrony Powietrza, Wydział Inżynierii Środowiska, Politechnika Krakowska.

## 1. Wstęp

W małych, autonomicznych systemach grzewczych (osiedlowych, zakładowych) kotły fluidalne stanowią obecnie coraz częściej rozważaną alternatywę wobec wycofywanych z użytkowania kotłów rusztowych. Jako główną przyczynę można wskazać możliwość efektywnego spalania paliw o niskiej jakości (a więc tanich) przy jednoczesnym ograniczeniu emisji do atmosfery substancji, takich jak  $\text{SO}_2$  czy  $\text{NO}_x$ . W obliczu wysokich cen paliw wysokogatunkowych oraz coraz ostrzejszych wymagań odnośnie do standardów emisyjnych, wspomniane zalety mogą przyczynić się do upowszechnienia tej technologii. Możliwość ograniczenia emisji substancji szkodliwych jest również przyczyną stosowania palenisk fluidalnych w instalacjach do spalania odpadów.

Wysoką jakość procesu spalania w palenisku ze złożem fluidalnym, rozumianą jako maksymalizację sprawności przy możliwie niskich wskaźnikach emisyjnych, powinien zapewniać poprawnie zaprojektowany system automatycznej regulacji. Problem syntezy regulatorów jest w tym przypadku wyjątkowo złożony. W szczególności: interakcje pomiędzy zmiennymi, nieliniowość czy potencjalna niestacjonarność procesu powodują, że zastosowanie klasycznych algorytmów regulacji (np. PID) nie daje dobrych rezultatów. Postulowane w ostatnich latach [7] rozwiązania powyższych problemów opierają się na zastosowaniu tzw. zaawansowanych algorytmów regulacji [11]. Wśród tych algorytmów często wymieniane są metody bezpośrednio wykorzystujące model procesu: adaptacyjne, predykcyjne czy IMC (*Internal Model Control*). Potrzeba zastosowania modelu procesu w strukturze regulatora wymusza badania nad pożądaną strukturą tego modelu metodami estymacji jego parametrów, jak również sposobem weryfikacji.

## 2. Palenisko fluidalne jako obiekt regulacji

Przemysłowe paleniska fluidalne muszą być wyposażone w niezawodnie działający system monitorowania i automatycznej regulacji [1, 2, 7]. Jest to związane z koniecznością utrzymania wartości parametrów procesu w stosunkowo wąskich granicach. Główną trudnością przy projektowaniu układu automatyki są wzajemne sprzężenia zmiennych procesowych, w szczególności zjawisko wpływu pojedynczego sterowania na więcej niż jedno wyjście. Poważnych problemów mogą dostarczyć też niekontrolowane zmiany właściwości paliwa (wartość opałowa, wilgotność). Bardzo dużą zmiennością parametrów charakteryzują się szczególnie paliwa pochodzenia odpadowego, osady ściekowe i biomasa. Można sądzić, że te odnawialne źródła energii naborą w niedługim czasie szczególnego znaczenia, dlatego ważne jest dopracowanie technologii pozwalających na ich efektywne wykorzystanie. Uzasadnia to konieczność poszukiwania zaawansowanych, bazujących na modelu procesu, algorytmów sterowania pracą kotła.

Do najważniejszych, zazwyczaj automatycznie regulowanych, parametrów pracy paleniska fluidalnego można zaliczyć:

- temperaturę złoża ( $\theta_b$ ),
- spadek ciśnienia na złożu ( $\Delta P_b$ ),
- podciśnienie w komorze spalania ( $P_c$ ),
- strumień przepływu powietrza pierwotnego ( $\dot{V}_a$ ),

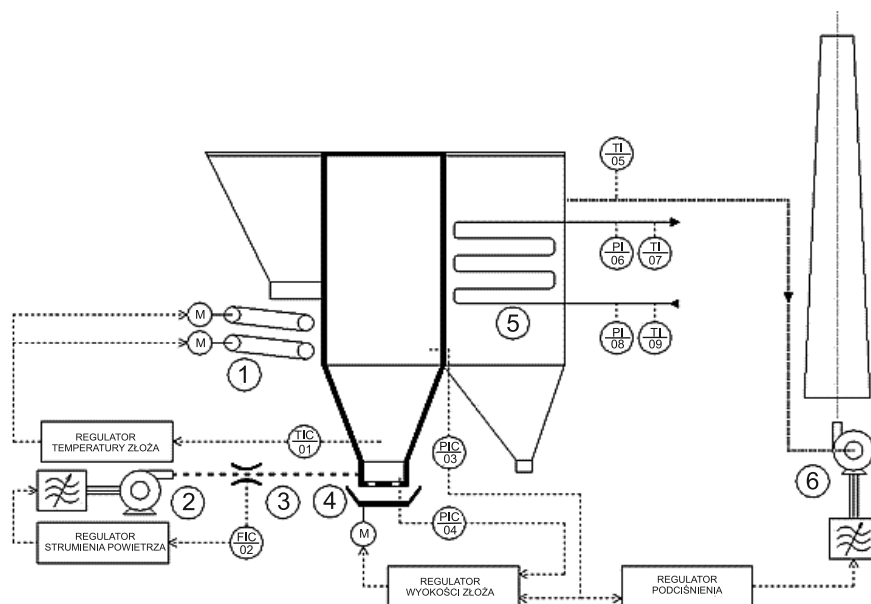
Dolna granica temperatury złoża (700–750 °C) jest determinowana zwiększoną emisją CO oraz węglowodorów ( $C_xH_y$ ), a co za tym idzie spadkiem sprawności konwersji energii. Możliwe jest również zgaśnięcie złoża. Natomiast górna granica temperatury złoża (950–1000 °C) jest granicą mięknięcia popiołu. Przekroczenie tej wartości grozi możliwością powstawania spieków, a nawet przerwania fluidyzacji. W zależności od rodzaju spalnego paliwa oraz dodatkowych warunków prowadzenia procesu (np. stosowanie addytywów odsiarczających), przedział ten może zostać dodatkowo ograniczony. Przykładowo, przy zastosowaniu kamienia wapiennego do odsiarczania spalin temperaturę złoża należy utrzymywać na poziomie 850 °C ponieważ przy tej temperaturze efektywność wiązania siarki jest największa. Regulacja temperatury złoża prowadzona jest zazwyczaj przez zmianę prędkości obrotowej dozownika paliwa ( $n_p$ ), co powoduje zmianę strumienia masy dozowanego paliwa.

Wysokość złoża fluidalnego kształtowana jest poprzez ilość materiału złoża oraz prędkość fluidyzacji. Przy ustalonym strumieniu powietrza pierwotnego miarą tej wysokości może być spadek ciśnienia na złożu. W praktyce kontrola tego parametru może być realizowana przez zmianę strumienia powietrza pierwotnego, jednak na wysokość złoża mają wpływ również: strumień dozowanego paliwa, strumień odprowadzanego popiołu oraz podciśnienie w komorze spalania. Jak podaje literatura [1], istotnym, niemierzalnym zakłóceniem oddziałującym na rozważany parametr jest zmienna w czasie jakość paliwa.

Ciśnienie w komorze spalania musi być utrzymywane poniżej ciśnienia atmosferycznego, aby zapobiegać wypływowi spalin do pomieszczenia kotłowni. Zmiana podciśnienia realizowana jest przez sterowanie prędkością obrotową wentylatora wyciągowego ( $n_c$ ), jednak istotny wpływ ma również strumień spalin powstających w wyniku spalania w fazie gęstej. Można zatem uwzględnić, że strumienie: paliwa i powietrza pierwotnego również stanowią sygnały sterujące podciśnieniem.

Regulacja strumienia przepływu powietrza pierwotnego odbywa się przez zmianę prędkości obrotowej wentylatora podmuchowego. Dopuszczalny zakres zmienności związany jest z koniecznością utrzymania prędkości fluidyzacji w granicach określonych przez prędkość krytyczną (początku fluidyzacji) oraz graniczną prędkość transportu pneumatycznego materiału złoża. Wartość strumienia przepływu powietrza będzie uwarunkowana również koniecznością zapewnienia odpowiedniej ilości tlenu niezbędnego do przebiegu spalania. Ze względu na fakt, że strumień powietrza wpływa na wszystkie pozostałe wielkości regulowane, wielkość ta traktowana jest jako zmienna sterująca pracą paleniska fluidalnego.

Poprawna regulacja wymienionych tu wielkości ma krytyczne znaczenie dla bezpiecznego i stabilnego przebiegu procesu spalania. Należy zwrócić uwagę na istnienie wielu współzależności pomiędzy regulowanymi wielkościami [8], co powoduje, że zaznaczone na rysunku (rys. 1) pętle regulacji są w rzeczywistości wzajemnie sprzężone (poprzez obiekt regulacji). Powoduje to konieczność uwzględnienia wspomnianych interakcji przy projektowaniu układu regulacji. W zależności od rozwiązania może istnieć również potrzeba prowadzenia pomiarów temperatury w strefie dopalania czy składu spalin. Szczególnie istotne dla określenia jakości przebiegu procesu spalania fluidalnego mogą być pomiary stężenia: tlenu, CO, SO<sub>2</sub> oraz NO<sub>x</sub> w gazach odlotowych. Ze względów ekonomicznych w małych instalacjach pomiary składu spalin nie są prowadzone w sposób ciągły, a jedynie podczas badań kontrolnych.



Rys. 1. Schemat typowej instalacji kotła fluidalnego małej mocy (bez układu oczyszczania spalin)

Fig. 1. Diagram of a typical installation of low-power fluidized bed boiler (without the exhaust gas treatment)

Na rysunku 1 przedstawiono schemat typowej instalacji z wodnym kotłem fluidalnym małej mocy ze złożem pęcherzowym. Paliwo narzucane jest na złożę przez dozowniki (1). Powietrze pierwotne tłoczone przez wentylator podmuchowy (2) przepływa przez kryzę pomiarową (3), a następnie trafia do dystrybutora powietrza. Nadmiar materiału złoża odprowadzany jest poprzez odpopielacz (4). Woda ogrzewana jest w płaszczu wodnym otaczającym złożę i przestrzeń nad złożem oraz w wymiennikach ciepła (5). Spaliny tłoczone są do komina poprzez wentylator wyciągowy (6).

### 3. Macierz transmitacji operatorowych

Tworząc model wejściowo-wyjściowy dla potrzeb automatycznej regulacji, konieczne jest określenie założeń związanych z konstrukcją paleniska i warunkami jego eksploatacji oraz wielkościami dostępnymi pomiarem. W niniejszym artykule przyjęto, że w modelowanym palenisku:

- nie występuje układ podgrzewacza powietrza pierwotnego; założono, że temperatura powietrza jest stała,
- do złoża nie dozuje się materiału inertnego oraz sorbentów  $\text{SO}_2$ ,
- czynnik roboczy ogrzewany jest m. in. w płaszczu wodnym otaczającym komorę spalania – powoduje to, że temperatura tego czynnika wpływa na warunki wymiany ciepła w palenisku,

- parametry modelu muszą być możliwe do estymacji na podstawie prowadzonych on-line pomiarów parametrów fizycznych procesu,
- masa złoża jest stała – w typowych warunkach pracy nie zmienia się istotnie.

Przyjęte założenia wynikają z konstrukcji i warunków eksploatacyjnych kotła fluidalnego o mocy 2 MW, który został wykorzystany do badań eksperymentalnych. W opracowaniu [8] przedstawiono szczegółowy opis zależności wejściowo-wyjściowych w palenisku fluidalnym, wynikający z bilansu energii, przy sformułowanych wyżej założeniach.

Istnienie wielu współzależności pomiędzy zmiennymi procesowymi powoduje konieczność traktowania paleniska fluidalnego jako obiektu wielowymiarowego. Wielowymiarowym obiektem regulacji (MIMO – *Multiple Input Multiple Output*) nazywa się obiekt o kilku wielkościach sterujących i wyjściowych, w którym część sterowań wykazuje oddziaływanie na więcej niż jedną wielkość wyjściową [6].

Liniowy, stacjonarny obiekt regulacji MIMO, o  $m$  wielkościach wejściowych, tworzących wektor wejść  $\mathbf{u}(t)$ , oraz  $p$  wielkościach wyjściowych, tworzących wektor wyjść  $\mathbf{y}(t)$ , może być opisany modelem wejściowo-wyjściowym w dziedzinie operatora Laplace'a, w postaci macierzy  $\mathbf{G}(s)$  o rozmiarze  $p \times m$ , dla której spełnione jest równanie:

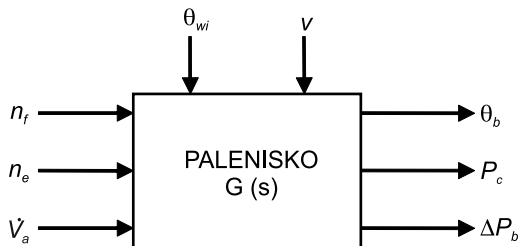
$$\mathbf{Y}(s) = \mathbf{G}(s) \cdot \mathbf{U}(s) \quad (1)$$

Macierz tę nazywa się macierzą transmitancji operatorowych (inaczej: transmitancją macierzową). Elementy macierzy stanowią transmitancje  $G_{ij}(s)$ , reprezentujące zależność pomiędzy  $j$ -tym wejściem a  $i$ -tym wyjściem. Wektory:  $\mathbf{Y}(s)$  oraz  $\mathbf{U}(s)$  są transformatami Laplace'a wektorów, odpowiednio:  $\mathbf{y}(t)$  i  $\mathbf{u}(t)$ , przy zerowych warunkach początkowych.

Na rzeczywisty obiekt przemysłowy zawsze działają zakłócenia, rozumiane jako niesterowane wielkości wpływające na przebieg sygnałów wyjściowych. Wśród zakłóceń działających na rozważane palenisko największe znaczenie można przypisać fluktuacjom właściwości spalanego paliwa (wilgotność, wartość opałowa) oraz temperaturze czynnika grzewczego w kolektorze powrotnym ( $\theta_{wi}$ ). Temperatura ta jest mierzona w sposób ciągły, co pozwala na bezpośrednie uwzględnienie jej wpływu w transmitancji macierzowej. Jest to szczególnie istotne podczas projektowania układu automatycznej regulacji z kompensacją mierzalnych zakłóceń. Ponieważ nie istnieje możliwość pomiarów on-line właściwości spalanego paliwa, fluktuacje tych właściwości stanowią zakłócenia niemierzalne  $v(t)$ . Konieczne jest zaznaczenie, że wprawdzie sygnał  $v(t)$  należy interpretować jako działanie wszystkich niemierzalnych zakłóceń, to jednak zmienność właściwości spalanego paliwa ma dominujące znaczenie. Identyfikację wpływu zakłóceń niemierzalnych można przeprowadzić przy dodatkowym założeniu stacjonarności ich rozkładu prawdopodobieństwa. W przypadku gdy z warunków przeprowadzenia eksperymentu można wnioskować o niestacjonarności tego rozkładu, konieczne jest zastosowanie modelu adaptacyjnego (przynajmniej w części modelującej wpływ zakłóceń niemierzalnych). Na rysunku 2 przedstawiono schematycznie model paleniska.

Uwzględniając przedstawione wyżej rozważania, wektor wejść (sterowań i zakłóceń mierzalnych) dla modelu paleniska ma zatem postać:

$$\mathbf{U}(s) = [n_f(s) \quad n_e(s) \quad \dot{V}_a(s) \quad \theta_{wi}(s)]^T \quad (2)$$



Rys. 2. Struktura blokowa modelu paleniska fluidalnego  
 Fig. 2. Block diagram of the fluidized bed combustor model

Wektor wyjść modelu paleniska:

$$\mathbf{Y}(s) = [\theta_b(s) \quad P_c(s) \quad \Delta P_b(s)]^T \quad (3)$$

Uwzględniając, opisane w pracy [8] interakcje, można wskazać niezależność wyjść obiektu od poszczególnych wejść poprzez wyzerowanie odpowiadających im elementów macierzy. Postępowanie takie uprości identyfikację modelu przez zmniejszenie liczby estymowanych parametrów. Transmitancja macierzowa paleniska przyjmie zatem postać:

$$\mathbf{G}(s) = \frac{\mathbf{Y}(s)}{U(s)} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & 0 & G_{13}(s) & G_{14}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) & G_{23}(s) & 0 \\ G_{31}(s) & G_{32}(s) & G_{33}(s) & 0 \end{bmatrix} \quad (4)$$

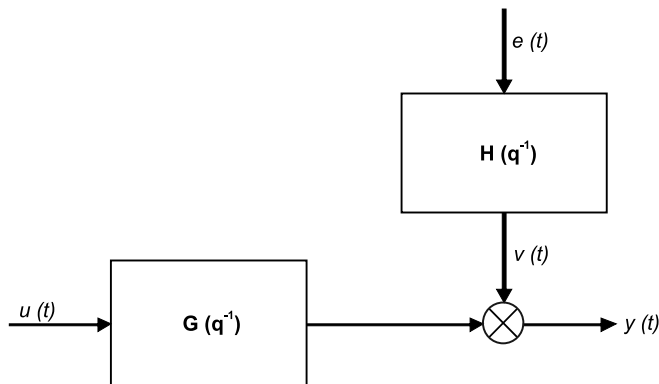
#### 4. Identyfikacja procesów przemysłowych

Terminem identyfikacja określa się metody modelowania obiektu lub procesu na podstawie danych pomiarowych uzyskanych w wyniku przeprowadzenia na badanym obiekcie eksperymentu identyfikacyjnego [5, 10]. W praktyce przemysłowej często jest to jedyna możliwość uzyskania miarodajnego modelu automatyzowanego procesu. Ze względu na skomplikowany i kosztowny pomiar niektórych wielkości (np. strumienia masy paliwa) lub nawet brak możliwości pomiaru on-line, bezpośrednie wykorzystanie modelu bilansowego nie jest (przynajmniej w odniesieniu do małych palenisk) możliwe.

Jak już wcześniej zauważono, procesy przemysłowe zawsze poddawane są działaniu zakłóceń. Ważną cechą metod identyfikacji jest możliwość opisu wpływu zakłóceń na badany proces, ponieważ dane pomiarowe zawierają, oprócz informacji o dynamice tego procesu, również informacje o zakłóceniach. Przyjmując założenie o addytywnym działaniu zakłóceń niemierzalnych na wyjście badanego obiektu, zidentyfikowaną strukturę można przedstawić za pomocą schematu blokowego (rys. 3).

W wyniku przeprowadzenia eksperymentu identyfikacyjnego uzyskuje się wektory pomiarowe (w postaci szeregów czasowych) wejść:  $u(t)$  oraz wyjść:  $y(t)$ . Ze względu na dyskretny charakter danych pomiarowych oraz efektywność znanych algorytmów estymacji parametrów modeli dyskretnych, transmitancję  $G(s)$  najwygodniej jest zastąpić jej dyskretną reprezentacją w dziedzinie operatora przesunięcia  $q^{-1}$  [5]. Ponieważ przebieg zakłócenia niemierzalnego  $v(t)$  jest nieznan, w identyfikacji przyjmuje się, że stanowi on wyjście pewnego

liniowego filtru, opisanego transmitancją dyskretną  $H(q^{-1})$ , przy czym na wejście tego filtru działa sygnał losowy  $e(t)$  o charakterze dyskretnego, stacjonarnego białego szumu. Wpływ zakłóceń mierzalnych identyfikowany jest tak samo, jak wpływ wejść sterowanych.



Rys. 3. Schemat blokowy identyfikowanego modelu ARX  
Fig. 3. Block diagram of identified ARX model

Na podstawie schematu blokowego (rys. 3) można napisać równanie opisujące przebieg wyjścia modelu:

$$y(t) = G(q^{-1})u(t) + H(q^{-1})e(t) \quad (5)$$

W zależności od postaci transmitancji  $G(q^{-1})$  oraz  $H(q^{-1})$  wyróżnia się wiele rodzajów modeli parametrycznych (ARX, ARMAX, Box-Jenkins i in.). Jedną z najczęściej stosowanych postaci modelu w aspekcie projektowania regulatorów jest struktura ARX (ang. *AutoRegressive with eXogenous input*). Jest to spowodowane jej prostotą decydującą o niewielkich wymaganiach dotyczących nakładu obliczeniowego, a jednocześnie dobrą predykcją sygnałów wyjściowych (jeżeli udział szumu w sygnale pomiarowym nie jest znaczny). Model ARX powstaje przez podstawienie do równania (5) zależności:

$$G(q^{-1}) = q^{-nk} \frac{B(q^{-1})}{A(q^{-1})} \quad (6)$$

$$H(q^{-1}) = \frac{1}{A(q^{-1})} \quad (7)$$

Równanie (5) można wtedy zapisać:

$$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1})u(t - nk) + e(t) \quad (8)$$

gdzie  $A(q^{-1})$  i  $B(q^{-1})$  są wielomianami macierzowymi w postaci:

$$\begin{aligned} \mathbf{A}(q^{-1}) &= \mathbf{I} + \mathbf{A}_1 q^{-1} + \mathbf{A}_2 q^{-2} + \dots + \mathbf{A}_{na} q^{-na} \\ \mathbf{B}(q^{-1}) &= \mathbf{B}_1 q^{-1} + \mathbf{B}_2 q^{-2} + \dots + \mathbf{B}_{nb} q^{-nb} \end{aligned} \quad (9)$$

$nk$  jest opóźnieniem dyskretnym, natomiast  $\mathbf{I}$  jest macierzą jednostkową. Macierze  $\mathbf{A}_1, \dots, \mathbf{A}_{na}$  oraz  $\mathbf{B}_1, \dots, \mathbf{B}_{nb}$  są poszukiwanymi macierzami parametryzującymi model wielowymiarowy ARX. Parametry te można zapisać w wektorze:

$$\theta = [\mathbf{A}_1, \dots, \mathbf{A}_{na}, \mathbf{B}_1, \dots, \mathbf{B}_{nb}]^T \quad (10)$$

Opóźnione dane pomiarowe, dla chwili czasowej  $t$ , tworzą tzw. wektor regresji:

$$\varphi(t) = \begin{bmatrix} -y(t-1) \\ \vdots \\ -y(t-na) \\ u(t-1) \\ \vdots \\ u(t-nb) \end{bmatrix} \quad (11)$$

Błąd predykcji wyjścia w chwili  $t$  odpowiadający wektorowi parametrów  $\theta$  będzie zatem równy:

$$\varepsilon(t, \theta) = y(t) - \varphi^T(t) \theta \quad (12)$$

Używając metody najmniejszych kwadratów [5], dokonywana jest estymacja zbioru parametrów. Funkcja strat, odpowiadająca wektorowi parametrów  $\theta$ , dla  $N$ -elementowego zbioru danych pomiarowych  $Z^N$  przyjmuje postać:

$$V_N(\theta, Z^N) = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \frac{1}{2} [y(t) - \varphi^T(t) \theta]^2 \quad (13)$$

Estymatorem parametrów modelu minimalizującym funkcję strat jest wektor:

$$\hat{\theta}_N = \left[ \frac{1}{N} \sum_{t=1}^N \varphi(t) \varphi^T(t) \right]^{-1} \left[ \frac{1}{N} \sum_{t=1}^N \varphi(t) y^T(t) \right] \quad (14)$$

Implementację metody najmniejszych kwadratów można znaleźć w pakiecie oprogramowania Matlab System Identification Toolbox [4]. Program ten stanowi rozbudowane środowisko obliczeniowe zawierające narzędzia i biblioteki użyteczne w zadaniach identyfikacji procesów. Na podstawie dokumentacji zastosowanego oprogramowania można stwierdzić, że do rozwiązania zagadnienia estymacji parametrów metodą najmniejszych kwadratów stosowany jest algorytm QR, który [10] charakteryzuje się małą wrażliwością na błędy zaokrągleń.

## 5. Badania eksperymentalne

Eksperyment identyfikacyjny polega na pobudzeniu systemu za pomocą określonych sygnałów sterujących oraz rejestrację zmian sygnałów wyjściowych. Ze względu na empiryczny charakter identyfikacji procesu jakość wyznaczonego modelu będzie determinowana sposobem przeprowadzenia eksperymentu identyfikacyjnego. Warunkiem identyfikowal-

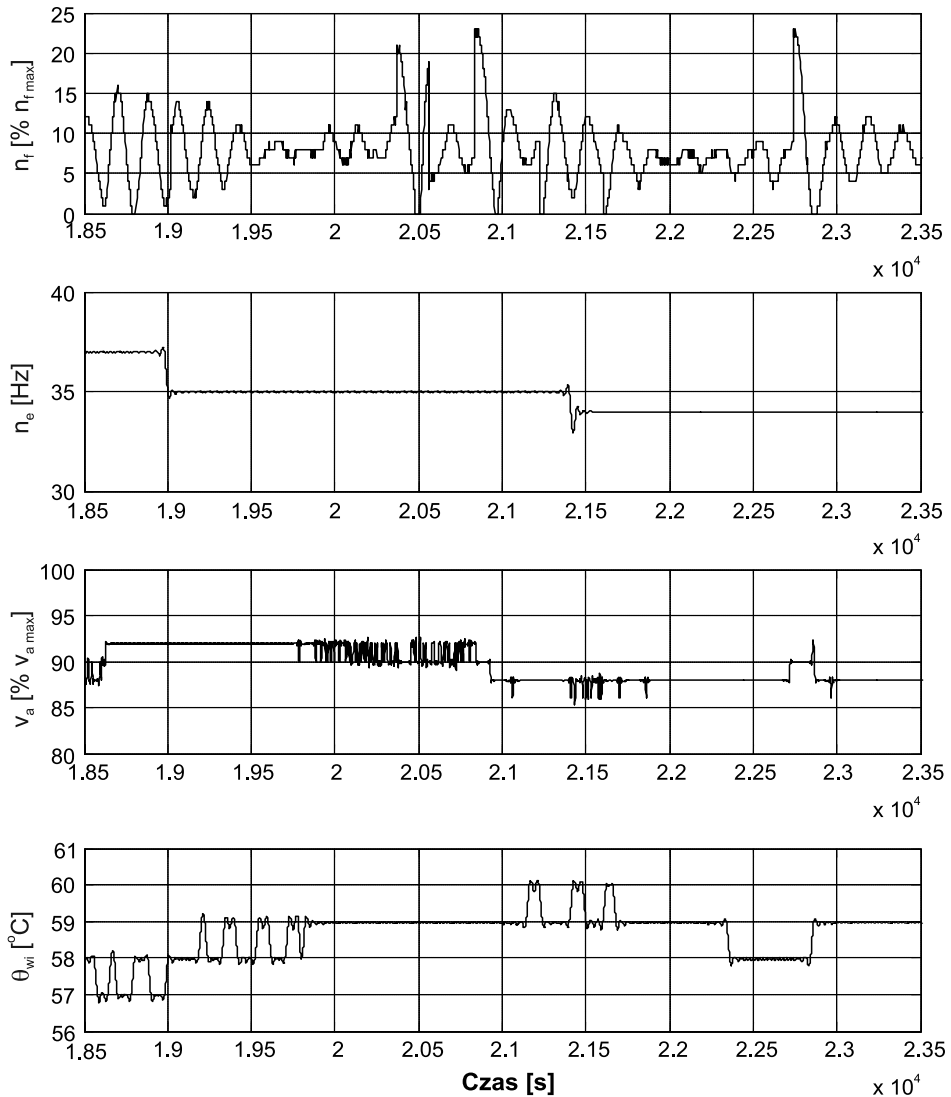


ności jest zapewnienie tzw. trwale pobudzających [10] sygnałów wejściowych (wymuszających). Konieczne jest zatem wprowadzanie podczas eksperymentu identyfikacyjnego zmian w sygnałach sterujących o tak dobranych amplitudach, aby wymagania to było spełnione, a jednocześnie nie prowadziło do zagrożenia ciągłości pracy kotła. W celu zobrazowania możliwych do osiągnięcia wyników poniżej przedstawiono przykładowe wyniki identyfikacji modelu kotła fluidalnego o mocy 2 MW. Jest to wodny, niskoparametrowy kocioł ze złożem fluidalnym pracujący od 2007 roku na potrzeby CO + CWU w kotłowni osiedlowej w miejscowości Gołdap. Podczas eksperymentu spalano miał węgla kamiennego pochodzący z jednej dostawy – daje to podstawę do wnioskowania o stacjonarności rozkładu  $v(t)$ .

Prowadzenie badań eksperymentalnych na instalacjach przemysłowych, podczas ich normalnej pracy, wiąże się z ograniczeniami. Zagwarantowanie właściwości trwałego pobudzenia sygnałów wejściowych wymusza planowane „zakłócenia” pracy paleniska. Pożądana jest przy tym możliwie duża amplituda sygnału sterującego, ponieważ poprawia to dokładność uzyskiwanych estymat. Konsekwencją takiego działania może być jednak awaryjne wyłączenie kotła z ruchu na skutek przekroczenia dopuszczalnych wartości parametrów przebiegu procesu spalania, co jest niedopuszczalne, ze względu na prowadzenie badań w trakcie sezonu grzewczego. Wymusza to stosowanie bezpiecznych zmian sygnałów sterujących, co w pewnym stopniu ogranicza dokładność estymacji. Dodatkową trudność może stanowić fakt, że aparatura kontrolno-pomiarowa typowego kotła nie zawsze charakteryzuje się pożądanymi właściwościami dynamicznymi. Zazwyczaj konieczny jest wtedy dodatkowy pre-processing danych pomiarowych. Jako przykład można tutaj podać problem korekcji dynamiki czujnika temperatury złoża, szczegółowo opisany w pracy [9] lub zagadnienia filtracji pomiarów ciśnienia. Możliwość wyznaczenia zadowalających estymat parametrów identyfikowanego modelu ogranicza również obecność sprzężenia zwrotnego w sygnale sterującym – czyli zależność tego sygnału od wyjść obiektu. Taka zależność zawsze występuje w przypadku automatycznej regulacji parametrów procesu. Podczas przeprowadzonego eksperymentu możliwe było wyłączenie regulatorów: podciśnienia oraz wysokości złoża. Na parametry te wpływno poprzez ręczną zmianę prędkości obrotowej wentylatora wyciągowego oraz strumień powietrza pierwotnego. Ze względów bezpieczeństwa nie było jednak możliwe wyłączenie regulatora temperatury złoża. Problem ten rozwiązano, wprowadzając stosunkowo częste zmiany wartości zadanej dla regulatora temperatury (rys. 5), co uniemożliwiło ustalenie się temperatury.

Na wykresie (rys. 4) przedstawiono przebiegi sygnałów wejściowych w trakcie eksperymentu. Prędkość obrotowa dozownika paliwa ( $n_p$ ) wyrażona została w procentach prędkości maksymalnej. Zmienność tego sygnału w trakcie eksperymentu wynikała z działania regulatora temperatury złoża. Ze względu na zastosowane paliwo – miał węglowy dobrej jakości, zaobserwowane wartości nie przekraczają 23%. Podczas spalania paliwa o mniejszej wartości opałowej, np. biomasy, prędkość obrotowa dozownika byłaby większa. Wentylator wyciągowy nie był wyposażony w układ pomiaru prędkości obrotowej. Wykorzystując zależność prędkości obrotowej silników asynchronicznych od częstotliwości napięcia zasilającego, można z pewnym przybliżeniem przyjąć proporcjonalność tych wielkości. Ponieważ silnik wentylatora zasilany był przez falownik, możliwa była zarówno zmiana, jak i pomiar częstotliwości; z tego powodu prędkość obrotowa wentylatora wyrażona została w hercach. Strumień objętości powietrza pierwotnego zmieniany był poprzez zmianę częstotli-

wości napięcia zasilającego wentylator podmuchowy. W trakcie eksperymentu zmieniono wartość strumienia przepływu dwukrotnie w sposób planowany. Pomimo niewielkiej zmienności temperatury wody w kolektorze powrotnym z sieci (3K), zdecydowano o uwzględnieniu tej wielkości w tworzonym modelu. Ze względu na dużą wartość współczynnika wnikańia ciepła od złoża do ścianki płaszczu wodnego kotła, potencjalnie nawet niewielka zmiana temperatury wody w płaszczu może wpływać na przebieg temperatury złoża.



Rys. 4. Przebiegi sygnałów wejściowych podczas eksperymentu identyfikacyjnego  
Fig. 4. Input signals during the identification run

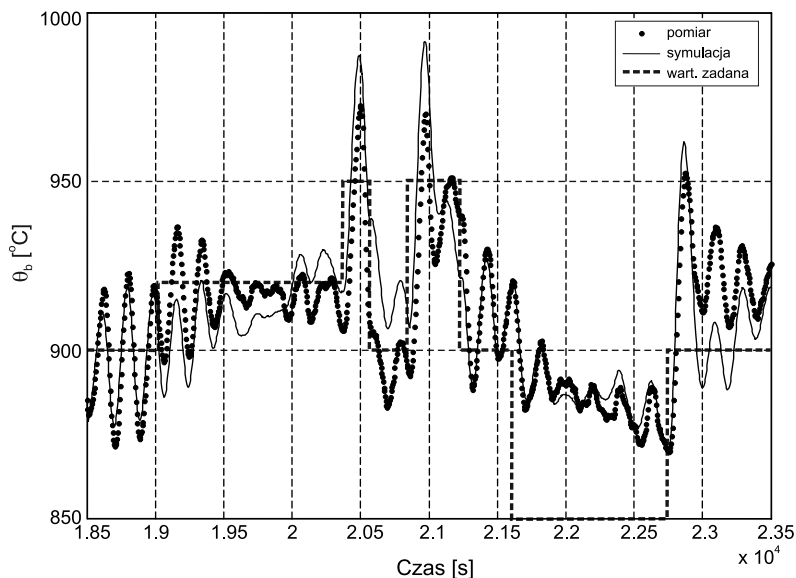
Z zarejestrowanych podczas eksperymentu identyfikacyjnego danych wybrano dwa zbiory o długości 5000 s. Pierwszy zbiór danych wykorzystano do estymacji parametrów modelu, natomiast drugi do jego weryfikacji. Obliczenia modelu paleniska wykonano po rozdzielaniu tego modelu na składowe MISO, tzn. oddzielnie badano reakcję każdego wyjścia na wszystkie określone w równaniu (2) wejścia. Możliwa jest również estymacja kompletnego modelu MIMO, jednak podczas szacowania stopni wielomianów macierzowych zastosowane podejście okazało się wygodniejsze. Podczas estymacji parametrów przyjęto stopnie wielomianów macierzowych A i B oraz opóźnienia zestawione w tabeli (1).

Należy zauważyć, że założone wartości  $[na, nb, nk]$  zostały przyjęte metodą „prób i błędów”. Bardziej poprawnym podejściem, planowanym jako rozwinięcie prezentowanej w niniejszym artykule metody modelowania, będzie poszukiwanie struktury modelu, optymalizowanej z uwzględnieniem uzyskanej jakości dopasowania w odniesieniu do kosztu wymaganych obliczeń (np. z zastosowaniem kryterium informacyjnego Akaike [10]). Na wykresach (rys. 5–7) przedstawiono porównania przebiegów wyjść mierzonych (zbiór danych weryfikacyjnych) i symulowanych z zastosowaniem modelu.

Tabela 1

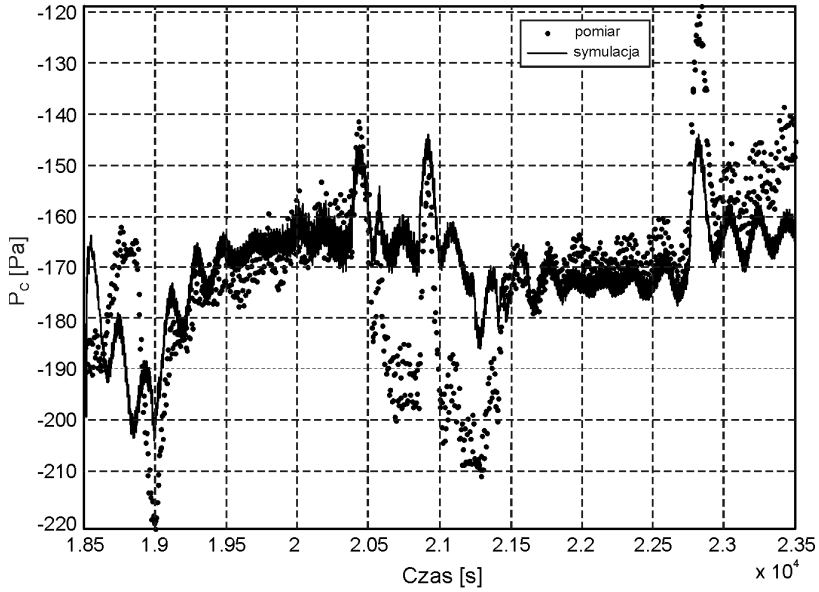
Stopnie wielomianów macierzowych identyfikowanego modelu ARX

wyjście	$na$	$nb$	$nk$
$\theta_b$	[4]	[4 4 4]	[0 0 0]
$P_c$	[6]	[6 6 6]	[0 1 0]
$\Delta P_b$	[10]	[10 10 10]	[1 1 1]



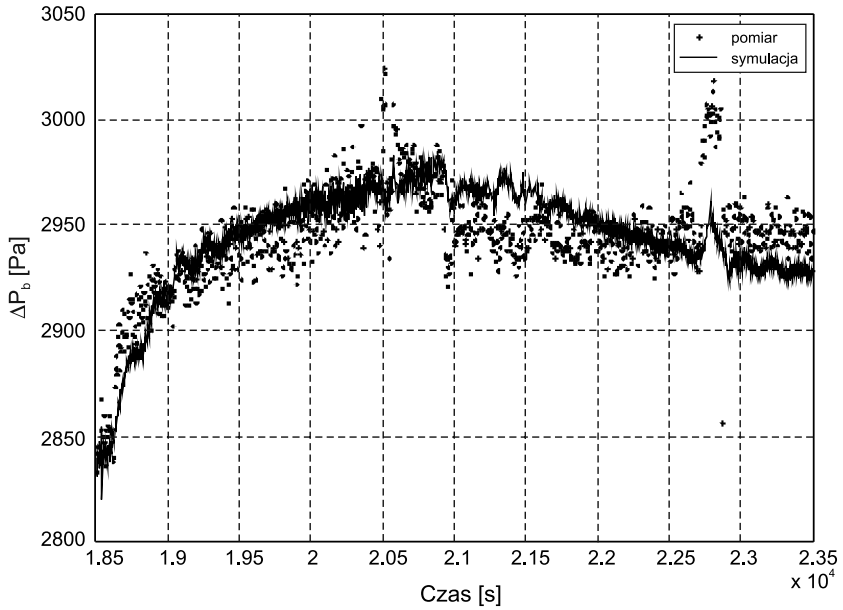
Rys. 5. Porównanie przebiegu zmierzonego i symulowanego (temperatura złoża)

Fig. 5. Comparison of measured and simulated output (bed temperature)



Rys. 6. Porównanie przebiegu zmierzonego i symulowanego (podciśnienie w kom. Spalania)

Fig. 6. Comparison of measured and simulated output (pressure in combustion chamber)



Rys. 7. Porównanie przebiegu zmierzonego i symulowanego (spadek ciśnienia na złożu)

Fig. 7. Comparison of measured and simulated output (pressure drop across the bed)

Dokładność wyznaczonego modelu można ocenić, stosując wybrane parametry jakości dopasowania modelu do danych eksperymentalnych. Jednym z takich parametrów może być wartość funkcji strat określona według równania (13). W pracy [12] zaproponowano parametr FIT będący bardzo użyteczną miarą dopasowania modelu. Wartość tego wskaźnika wyrażona jest w procentach, co umożliwi łatwą interpretację uzyskanych wyników. Wielkość tę definiuje równanie (15):

$$FIT = \left[ 1 - \frac{\|y - \hat{y}\|}{\|y - \bar{y}\|} \right] 100\% \quad (15)$$

gdzie:

$\hat{y}$  – predykcja wyjścia,

$\bar{y}$  – wartość średnia z serii danych

W tabeli 2 zestawiono zarówno wartości funkcji strat  $V_N$  i parametru FIT. W zależności od dodatkowych wymagań możliwe jest wyznaczenie innych parametrów jakości dopasowania, np.: błędu średniokwadratowego RMS (*Root Mean Square*) lub błędu predykcji MSPE (*Mean Squared Prediction Error*).

Tabela 2

**Ocena dopasowania modelu do danych eksperymentalnych**

wyjście	FIT	$V_N(\theta, Z^N)$
$\theta_b$	41,54%	0,3233 K <sup>2</sup>
$P_c$	17,01%	4,569 Pa <sup>2</sup>
$\Delta P_b$	30,17%	100,5 Pa <sup>2</sup>

## 6. Wnioski

Przedstawiony model, ze względu na przyjętą formę – transmitancji macierzowej, jest modelem liniowym, co stanowi największe uproszczenie rzeczywistego, nieliniowego procesu. Konieczne jest jednak podkreślenie, że w trakcie identyfikacji, przeprowadzanej w rzeczywistych warunkach procesu, wyznaczone są parametry modelu zlinearyzowanego wokół przyjętego punktu pracy kotła. Jak pokazują wyniki przykładowej identyfikacji, dokładność predykcji wartości prognozowanej zmiennej jest zazwyczaj zadowalająca. Można jednak zauważyć, że przyjęta postać modelu (ARX), choć pozwala na predykcję trendu, mało dokładnie odwzorowuje wartości ekstremalne. Analizując wartości wskaźników FIT, można stwierdzić, że nie uzyskano w żadnym przypadku poziomu 80–90%, świadczącego o bardzo dobrym dopasowaniu modelu. Najdokładniejszą aproksymację uzyskano dla przebiegu temperatury złoża. Prawdopodobnie lepsze dopasowanie byłoby możliwe do osiągnięcia z zastosowaniem modelu o bardziej złożonej parametryzacji (ARMAX, Box-Jenkins), jednak zwiększałyby to złożoność obliczeniową. Zarówno struktura identyfikowanego modelu, jak i stopnie wielomianów macierzowych powinny być określone w wyniku optymalizacji. Zagadnienie to stanowić będzie naturalny kierunek dalszych badań.

Ważną zaletą zaprezentowanego modelu jest możliwość jego (lub jego składowych MISO) aplikacji w strukturze regulatorów wybranych zmiennych procesowych. W przypadku identyfikacji on-line z zastosowaniem algorytmów rekurencyjnych możliwe jest również zastosowanie tego modelu w regulatorach adaptacyjnych charakteryzujących się zdolnością automatycznego dopasowania parametrów systemu sterowania do zmieniających się właściwości procesu i jego otoczenia. Dokładnie zweryfikowany model może być wykorzystany również do diagnostyki procesu.

## Literatura

- [1] Basu P., *Combustion and gasification in fluidized bed*, CRC Press, 2006.
- [2] Hadavand A., Jalali A.A., Famouri P., *An innovative bed temperature-oriented modeling and robust control of circulating fluidized bed combustor*, Chemical Engineering Journal, 140, 2008, 497-508.
- [3] Leskens M., Van Kessel L.B.M., Van den Hof P.M.J., *MIMO closed-loop identification of an MSW incinerator*, Control Engineering Practice, 10, 2002, 315-326.
- [4] Ljung L., *System Identification Toolbox For Use with MATLAB*, MathWorks, 2004.
- [5] Ljung L., *System Identification: Theory for the User*, Prentice Hall, Englewood Cliffs, 1987.
- [6] Niederliński A., *Układy wielowymiarowe automatyki*, WNT, Warszawa 1974.
- [7] Porzuczek J., *Optymalizacja pracy paleniska fluidalnego w warunkach niestacjonarnych*, Monografia, Wydawnictwo Politechniki Krakowskiej, Kraków 2012.
- [8] Porzuczek J., *Transfer matrix model of the bubbling fluidized bed boiler*, Archives of Thermodynamics, vol. 32, No 3, 2011, 245-261.
- [9] Porzuczek J., *Korekcja właściwości dynamicznych czujnika temperatury złoża fluidalnego*, International Conference Energetyka 2008, SYSTEMS – Journal of Transdisciplinary Systems Science, vol. 13/2, 2008, 98-104.
- [10] Söderström T., Stoica P., *System Identification*, Prentice Hall International Ltd., 1994,
- [11] Tatjewski P., *Sterowanie zaawansowane obiektów przemysłowych. Struktury i algorytmy*, Akademicka Oficyna Wydawnicza EXIT, 2002.
- [12] Roffel B., Betlem B., *Process Dynamics and Control: Modeling for Control and Prediction*, John Wiley & Sons Ltd., Chichester, West Sussex 2006.