

**ZESZYTY
NAUKOWE
POLITECHNIKI
ŚLĄSKIEJ**

P. 3350/03

Henryk RUSINOWSKI

**IDENTYFIKACJA
ZŁOŻONYCH PROCESÓW CIEPLNYCH
I ENERGOTECHNOLOGICZNYCH**

ENERGETYKA

z. 137



GLIWICE 2003

POLITECHNIKA ŚLĄSKA

ZESZYTY NAUKOWE

Nr 1576



P. 3350/03

Henryk RUSINOWSKI

**IDENTYFIKACJA
ZŁOŻONYCH PROCESÓW CIEPLNYCH
I ENERGETECNOLOGICZNYCH**

OPINIODAWCY

Prof. dr hab. inż. Władysław GAJEWSKI
Prof. zw. dr hab. inż. Zygmunt KOLENDA
Prof. dr inż. Jan SZARGUT

KOLEGIUM REDAKCYJNE

REDAKTOR NACZELNY — Prof. dr hab. Zygmunt KLESZCZEWSKI
REDAKTOR DZIAŁU — Doc. dr hab. inż. Zbigniew RUDNICKI
SEKRETARZ REDAKCJI — Mgr Elżbieta LEŚKO

REDAKCJA

Mgr Aleksandra KŁOBUSZOWSKA

REDAKCJA TECHNICZNA

Alicja NOWACKA

ENERGETYKA z. 137

Nr kol. 1576

ISSN 0372-9796

Spis treści

WYKAZ WAŻNIEJSZYCH OZNACZEŃ	7
1. WPROWADZENIE	11
2. IDENTYFIKACJA PROCESÓW	13
2.1. Pojęcie i metody identyfikacji procesów	13
2.2. Identyfikacja statycznych modeli liniowych	15
2.2.1. Estymacja parametrów modelu	17
2.2.2. Sprawdzanie poprawności modelu i ocena błędów estymacji	19
2.2.3. Weryfikacja struktury modelu	21
2.3. Uwiarygodnienie danych pomiarowych	23
2.4. Identyfikacja modeli z wyrównywaniem pomiarów	25
2.5. Obliczanie niepewności standardowej i wariancji pomiaru	27
3. WYBRANE PROBLEMY MODELOWANIA I SYMULACJI NA PRZYKŁADZIE MODELU NAGRZEWNICY DMUCHU WIELKOPIECOWEGO	31
3.1. Opis procesu nagrzewania dmuchu wielkopieczowego	32
3.2. Symulacyjny model matematyczny nagrzewnicy wielkopieczowej	35
3.3. Model matematyczny przepływu ciepła w nagrzewnicy	38
3.3.1. Analiza rozwiązań dotychczasowych i zdefiniowanie założeń do modelu	38
3.3.2. Modelowanie rozkładu temperatury w strefach wypełnienia nagrzewnicy	41
3.3.3. Modelowanie rozkładu temperatury w obszarze wypełnienia nagrzewnicy	45
3.3.4. Rozkład temperatury czynników gazowych i wypełnienia w stanie pseudo- ustalonym	47
3.4. Eksperymentalna ocena wiarygodności modelu symulacyjnego	49
3.5. Symulacja numeryczna pracy nagrzewnicy	50
4. IDENTYFIKACJA CHARAKTERYSTYKI ENERGETYCZNEJ KOTŁÓW RUSZTOWYCH	52
4.1. Identyfikacja charakterystyki energetycznej kotła ciepłowniczego WR-5	53
4.1.1. Pomiary cieplne i obliczenia wyrównawcze kotła WR-5	53
4.1.2. Wyniki identyfikacji charakterystyki energetycznej kotła WR-5	57
4.2. Identyfikacja charakterystyki energetycznej wielopaliwowego kotła przemysłowego ORG32	61
4.2.1. Pomiary cieplne i obliczenia wyrównawcze kotła ORG-32	61
4.2.2. Wyniki identyfikacji charakterystyki energetycznej kotła ORG-32	66

5. IDENTYFIKACJA PROCESÓW CIEPLNYCH I TECHNOLOGICZNYCH W PIE- CACH PŁOMIENNYCH DO OGNIOWEJ RAFINACJI.....	69
5.1. Opis procesów ogniowej rafinacji w hutnictwie miedzi	69
5.2. Identyfikacja energochłonności pieców do ogniowej rafinacji.....	71
5.2.1. Obliczenia wyrównawcze dla pieców do ogniowej rafinacji.....	73
5.2.2. Wyniki identyfikacji energochłonności pieca anodowego obrotowego	76
5.2.3. Wyniki identyfikacji energochłonności pieca anodowego stacjonarnego	81
5.3. Identyfikacja procesów technologicznych w piecach do ogniowej rafinacji.....	85
5.3.1. Identyfikacja procesu redukcji miedzi w piecu anodowym obrotowym.....	85
5.3.2. Identyfikacja zapotrzebowania tlenu dla reakcji technologicznych w piecu Dörschla	89
6. IDENTYFIKACJA ENERGETYCZNA NAGRZEWNICY DMUCHU WIELKOPIE- COWEGO	93
7. PRZYKŁADY WYKORZYSTANIA WYNIKÓW IDENTYFIKACJI DO OPTYMA- LIZACJI BIEŻĄCEJ W SYSTEMIE STEROWANIA	102
7.1. Wykorzystanie wyników identyfikacji do optymalizacji bieżącej w systemie stero- wania kotłem rusztowym	103
7.2. Wykorzystanie wyników identyfikacji pieca do ogniowej rafinacji ołowiu w systemie sterowania palnikiem.....	106
7.3. Wykorzystanie wyników identyfikacji do optymalizacji bieżącej w systemie stero- wania zespołem nagrzewnic dmuchu wielkopiecowego.....	109
8. PODSUMOWANIE	116
LITERATURA.....	119
STRESZCZENIE	124
DODATEK A.....	126
DODATEK B.....	128

Contents

NOMENCLATURE.....	7
1. INTRODUCTION.....	11
2. PROCESS IDENTIFICATION.....	13
2.1. Concept and methods of process identification.....	13
2.2. Identification of static linear models	15
2.2.1. Estimation of the model's parameters.....	17
2.2.2. Verification of the model reliability and evaluation of result's errors	19
2.2.2. Verification of the structure of the model	21
2.3. Justification of the measurement data	23
2.4. Identification of models with adjustment of the measurement results.....	25
2.5. Evaluation of the standard uncertainty and variance of measurement results	27
3. SELECTED PROBLEMS OF MODELLING AND SIMULATING BASED ON MATHEMATICAL MODEL OF COWPER STOVE.....	31
3.1. Description of the process of heating blast	32
3.2. Simulative mathematical model of Cowper stove.....	35
3.3. Mathematical model of heat transfer in Cowper stove.....	38
3.3.1. Analysis of previous solutions and definition of model's assumptions	38
3.3.2. Modelling of temperature profile in particular packing zone of Cowper stove	41
3.3.3. Modelling of temperature profile in total packing of Cowper stove.....	45
3.3.4. Temperature profile of gaseous media and filling in a pseudo-steady state	47
3.4. Experimental evaluation of reliability of simulative model.....	49
3.5. Numerical simulation of Cowper stove operation.....	50
4. IDENTIFICATION OF ENERGY CHARACTERISTICS OF STOKER FIRED BOILER.....	52
4.1. Identification of energy characteristics of the heating boiler WR-5	53
4.1.1. Thermal measurements and adjustment of the boiler WR-5	53
4.1.2. Results of identification of energy characteristics of the boiler WR-5	57
4.2. Identification of energy characteristics of industrial multifuel boiler ORG32	61
4.2.1. Thermal measurements and adjustment calculations of the boiler ORG32	61
4.2.2. Results of identification of energy characteristics of the boiler ORG32	66

5. IDENTIFICATION OF THERMAL AND TECHNOLOGICAL PROCESSES IN THE OPEN-FIRE FURNACES.....	69
5.1. Description of processes of the open-fire refining in the copper industry.....	69
5.2. Identification of energy consumption in the open-fire refining furnaces.....	71
5.2.1. Adjustment calculations of measurement results of the open-fire refining furnaces	73
5.2.2. Results of identification of energy consumption in a rotary anode furnace.....	76
5.2.3. Results of identification of energy consumption in a stationary anode furnace	81
5.3. Identification of technological processes in furnaces for the open-fire refining.....	85
5.3.1. Identification of the copper reduction process in a rotary furnace.....	85
5.3.2. Identification of oxygen demand for technological reactions in a Dörschel furnace	89
6. ENERGY IDENTIFICATION OF COWPER STOVE	93
7. EXAMPLES OF APPLICATION OF THE RESULTS OF IDENTIFICATION FOR OPERATIONAL OPTIMIZING THE SYSTEM OF ON-LINE STEERING	102
7.1. Application of the results of identification for optimizing the on-line steering of a stoker fired boiler	103
7.2. Application of the results of identification of a furnace for open fire refining of lead in the burner steering system.....	106
7.3. Application of the results of identification for on-line optimizing the steering system of Cowper stoves.....	109
8. CONCLUSIONS.....	116
REFERENCES.....	119
ABSTRACT.....	124
APPENDIX A	126
APPENDIX B	128

WYKAZ WAŻNIEJSZYCH OZNACZEŃ

Symbole łacińskie:

c	- pojemność cieplna właściwa, kJ/(kg K)
c_p	- pojemność cieplna właściwa przy stałym ciśnieniu, kJ/(kg K)
\dot{E}	- strumień energii, kW
E	- symbol wartości średniej
F	- pole powierzchni, m ²
g	- udział gramowy, jednostkowa ilość
\dot{G}	- strumień substancji, kg/s, kg/h
H	- wysokość, m
i	- entalpia właściwa, kJ/kg
I	- strumień entalpii, kW
m	- niepewność standardowa
(Mc_p)	- molowa pojemność cieplna właściwa przy stałym ciśnieniu, kJ/(kmol K)
(Mi)	- molowa entalpia właściwa, kJ/kmol
n	- strumień substancji, kmol/s
n	- liczba doświadczeń identyfikacyjnych
\dot{P}	- strumień paliwa, kg/s
\dot{Q}	- strumień ciepła, kW
R^2	- współczynnik determinacji wielokrotnej
s^2	- estymator wariancji
S	- pojemność cieplna spalin odniesiona do jednostki paliwa gazowego, kJ/(kmol K)
S	- względna strata energii w kotle, %
T	- temperatura, °C, K
u	- udział w energii paliwa
\dot{V}	- strumień gazu, m ³ _n /s, m ³ _n /h
w	- prędkość, m/s
W_d	- wartość opałowa paliwa, kJ/kg
(MW_d)	- molowa wartość opałowa paliwa, kJ/kmol
X_z	- molowy stopień zawilżenia
y	- zmienna wyjściowa modelu
z	- udział molowy

Symbole greckie:

α	- parametr modelu
α	- współczynnik wnikania ciepła, kW/(m ² K)
β	- stopień wykorzystania paliwa
δ	- połowa grubości wypełnienia płytowego, m
ε	- błąd identyfikacji (predykcji)
λ	- współczynnik przewodzenia ciepła kW/(m K)
λ	- współczynnik nadmiaru powietrza
λ	- wartości własne macierzy

- σ^2 - wariancja
- τ - czas, s, h
- η - sprawność, %

Macierze kolumnowe:

- a** - macierz kolumnowa estymatorów parametrów modelu
- b** - macierz kolumnowa współczynników wynikających z warunków brzegowych
- l** - macierz kolumnowa zmiennych pomiarowych
- u** - macierz kolumnowa zmiennych wejściowych modelu
- w** - macierz kolumnowa niezgodności równań warunków
- x** - macierz kolumnowa wielkości niewiadomych
- y** - macierz kolumnowa zmiennych wyjściowych modelu
- α** - macierz kolumnowa parametrów modelu
- ε** - macierz kolumnowa błędów identyfikacji
- θ** - macierz temperatur wypełnienia w strefie nagrzewnicy

Macierze kwadratowe:

- A** - macierz współczynników przy temperaturze wypełnienia
- cov** - symbol macierzy kowariancji
- diag** - symbol macierzy diagonalnej
- G** - macierz transformacji
- Ψ** - macierz wagowa, macierz kowariancji
- I** - macierz jednostkowa

Macierze prostokątne:

- X** - macierz wartości funkcji zmiennych wejściowych modelu liniowego

Macierze blokowe:

- l** - macierz kolumnowa zmiennych pomiarowych
- M** - macierz wariancji zmiennych pomiarowych
- θ** - macierz kolumnowa temperatur wypełnienia w obszarze nagrzewnicy
- y** - macierz kolumnowa w równaniach dla stanu pseudoustalonego nagrzewnicy
- W** - macierz współczynników przy temperaturze wypełnienia w obszarze nagrzewnicy

Indeksy górne:

- \sim - oznacza elementy macierzy odwrotnej
- - oznacza transformatę
- $\bar{}$ - oznacza wartość średnią
- 0 - oznacza wynik pomiaru
- $\hat{}$ - oznacza estymatę
- *
- l - numer przedziału czasu

Indeksy dolne:

- 0 - oznaczenie chwili początkowej
- a - powietrze
- a spr - powietrze sprężone
- a w - powietrze wzbogacone w tlen
- ch - część chemiczna energii
- d - dopływ
- dp - paliwo dodatkowe
- dop - wartość dopuszczalna
- D - drewno
- D - dmuch wielkopiecowy
- f - część fizyczna energii
- g - gaz
- gt - gaz technologiczny
- gz - gaz ziemny
- k - wartość końcowa
- K - kocioł
- m - metal
- min - wartość minimalna
- max - wartość maksymalna
- odm - odmuliny
- ol - olej opałowy
- ot - otoczenie
- p - para
- pal - paliwo
- S - spaliny
- sr - środki rafinacyjne
- ss - spaliny suche
- st - straty energii
- tl - tlen techniczny
- u - pył unoszony ze spalinami
- w - wypływ
- w - dotyczy wody podgrzewanej w kotle
- wp - oznaczenie dmuchu do wielkiego pieca
- ws - wsad do pieca
- wyb - spaliny wybijane z komory pieca
- wyl - spaliny odpływające z komory pieca
- ż - żużel

1. WPROWADZENIE

Tworzenie modeli, czyli tzw. „modelowanie”, jest metodą poznawania otaczającej nas rzeczywistości. Model uwzględnia zwykle strukturę zachodzących zjawisk, związki przyczynowo-skutkowe, a także związki o charakterze ilościowym. Ten typ modelu nosi nazwę modelu matematycznego. Przez pojęcie modelu matematycznego rozumie się zbiór współzależności, które stanowią przybliżony obraz właściwości procesu rzeczywistego [100]. Od dobrego modelu oczekuje się tzw. „zdolności predykcyjnej”, to jest możliwości przewidywania, także przewidywania ilościowej strony zjawisk [102].

Model matematyczny można uzyskać w zasadzie w dwojaki sposób [72]. Wykorzystując znajomość praw fizyki formułuje się model analityczny. Przeprowadzając doświadczenia identyfikacyjne i wykorzystując metody identyfikacji określa się model empiryczny. Najważniejszą korzyścią wynikającą z budowy modelu analitycznego jest możliwość dokładniejszego poznania mechanizmu procesu. W wielu przypadkach procesy są jednak tak złożone, że nie jest możliwe zbudowanie modelu wyłącznie na podstawie fizyki procesu i należy wówczas posłużyć się metodami identyfikacji. Często zdarza się również, że model wyprowadzony z praw fizyki zawiera dużą liczbę nieznanymi parametrów. Metody identyfikacji mogą być wówczas użyte do ich oszacowania [74].

Postęp w technikach pomiarowych i technologii komputerowej powoduje coraz szersze stosowanie modelowania matematycznego procesów opartego na zarejestrowanych danych pomiarowych. Podejście to stosowane jest od wielu lat w automatyce pod nazwą identyfikacji procesów [30, 31, 34, 74, 94]. W innych dziedzinach nauki stosowana jest również nazwa modelowanie empiryczne [89]. Identyfikacja procesu polega na poddaniu go wielu eksperymentom, a następnie określeniu parametrów modelu w taki sposób, by pasował on do danych eksperymentalnych [74]. Identyfikacja procesu jest przetworzeniem zbioru danych pomiarowych w model matematyczny opisujący najważniejsze właściwości procesu [34]. Identyfikacja nie jest niezawodną techniką, a modele uzyskane w wyniku identyfikacji nie są rozwiązaniem uniwersalnym, ponieważ:

- trzeba znaleźć właściwą strukturę modelu,
- w rzeczywistym świecie nie istnieją „idealne” dane pomiarowe,
- proces może zmieniać się w czasie, co powoduje trudności w zbudowaniu modelu, w szczególności modelu statycznego,
- pomiar zmiennych o zasadniczym znaczeniu dla modelu może okazać się trudny bądź wręcz niemożliwy.

Korzyści z budowy modeli matematycznych metodą identyfikacji procesów przeważają w przypadkach, gdy:

- modele analityczne są niemożliwe lub niezmiernie trudne i czasochłonne do stworzenia (np. modelowanie procesów fizycznych i chemicznych w kotłach i piecach energotechnologicznych),
- istnieją wymagania sprzętowe i czasowe, jeżeli optymalizujemy parametry procesu w czasie rzeczywistym w systemie sterowania.

Niniejsza praca jest wynikiem wieloletnich badań w hutnictwie żelaza i miedzi, ciepłownictwie i energetyce zawodowej. Przedstawiono w niej metody identyfikacji i ich wykorzystanie do opisu matematycznego złożonych procesów cieplnych i energotechnologicznych. Stosowanie metod identyfikacji było często jedynym sposobem pozyskania wiedzy o procesie. Niestacjonarność procesów i duża niepewność wyników pomiaru wielu zmiennych wymagały uwiarygodnienia pomiarów. Opracowano metodę zastosowania rachunku wyrównawczego do uzgadniania bilansów i uwiarygodnienia wyników pomiaru. Spośród wielu prezentowanych w literaturze statystycznej metod

identyfikacji w pracy opisano szczegółowo metodę regresji krokowej. Umożliwia ona estymację parametrów, weryfikację struktury modelu i ocenę błędów estymacji. Przedstawiono wyniki pomiarowej identyfikacji:

- charakterystyki energetycznej kotła rusztowego WR-5,
- charakterystyki energetycznej kotła wielopaliwowego ORG-32,
- energochłonności procesu ogniowej rafinacji miedzi w piecach anodowych,
- przebiegu redukcji miedzi w piecach anodowych,
- przebiegu czasowego zapotrzebowania tlenu dla reakcji technologicznych w piecu Dörschla do wytopu ołowiu,

Wyniki identyfikacji wykorzystano do optymalizacji bieżącej w systemach sterowania, do kontroli eksploatacji oraz przy restrukturyzacji wydziałów metalurgicznych w HM Głogów.

Przez eksperyment identyfikacyjny najczęściej rozumie się eksperyment pomiarowy identyfikowanego procesu. Eksperymentem identyfikacyjnym może być również eksperyment numeryczny. Ten sposób postępowania występuje wtedy, kiedy model analityczny jest złożony i nie może być zredukowany w wyniku fizycznych lub matematycznych uproszczeń, obliczenia zaś symulacyjne są czasochłonne [27]. Wówczas, wyniki obliczeń symulacyjnych można wykorzystać do identyfikacji procesu uzyskując prosty model matematyczny opisujący wymagane dla optymalizacji i sterowania właściwości wejściowo-wyjściowe procesu. Ten sposób postępowania przedstawiono na przykładzie procesu nagrzewania dmuchu w zespole nagrzewnic wielkopiecowych. Wyniki identyfikacji wykorzystano do optymalizacji bieżącej parametrów eksploatacji w systemie sterowania.

Wynikiem realizacji pracy są programy komputerowe w języku Fortran do uwiarygodnienia pomiarów metodą rachunku wyrównawczego, estymacji modeli liniowych metodą regresji krokowej oraz symulacji działania nagrzewnicy dmuchu wielkopiecowego.

2. IDENTYFIKACJA PROCESÓW

2.1. Pojęcie i metody identyfikacji procesów

Jednym z podstawowych zajęć w nauce i technice jest modelowanie. Najogólniej, modelowanie można określić jako reprezentowanie procesów za pomocą modeli. Nieograniczonym źródłem potrzebnych modeli jest matematyka. Procesy cieplne są najczęściej procesami wielowymiarowymi, o wielu wejściach i wielu wyjściach. Modele matematyczne procesów cieplnych tworzy się wykorzystując podstawowe prawa fizyki i chemii. Zmienne opisujące stan układu są najczęściej funkcjami położenia i czasu i dlatego model matematyczny procesu tworzy układ równań różniczkowych zwyczajnych lub cząstkowych, dla których należy określić warunki początkowe i brzegowe. Modele tego typu zalicza się do grupy modeli analitycznych [27]. Modele matematyczne procesów cieplnych traktują proces jako układ o parametrach rozłożonych i są najtrudniejszym do rozwiązania opisem matematycznym procesów. Różne postacie równań różniczkowych cząstkowych i różne dla nich warunki brzegowe wymagają każdorazowo indywidualnego sposobu rozwiązania tych równań [32]. Współcześnie dostępne są liczne pakiety programów do rozwiązywania równań różniczkowych na komputerach klasy PC.

Pojęcie identyfikacji procesów jest związane historycznie z otrzymywaniem zależności matematycznych pomiędzy parametrami wejściowymi i wyjściowymi na podstawie wyników badań doświadczalnych (tzw. model „czarnej skrzynki”) [27, 29]. Postać funkcji ujmującej związek między zmiennymi wejściowymi a wyjściowymi (tzw. funkcji przejścia) była określana zgodnie z przesłankami teoretycznymi. W przypadku braku takich przesłanek formę funkcji przejścia przyjmowano w postaci prostych wyrażeń algebraicznych (liniowych, kwadratowych, potęgowych itp.) Estymację parametrów równań modelu przeprowadzano metodami regresji liniowej opartej na metodzie najmniejszych kwadratów. Tak rozumiane pojęcie identyfikacji rozszerza Węgrzyn w pracy [94]. Analizując systemy automatyki kompleksowej wprowadza pojęcie idealnego i przybliżonego modelu matematycznego procesu. Model przybliżony, ujmujący związek pomiędzy wybranym wskaźnikiem y i mierzalnymi parametrami procesu u , definiuje następująco:

$$y \approx F(u, A)$$

gdzie: A – macierz o stałych elementach,

\approx oznacza, że za podstawę przybliżonego obliczania wskaźnika y przy danych sygnałach u przyjęto funkcję $F(u, A)$.

Wskaźnikiem y może być wydajność procesu, sprawność energetyczna lub inny parametr, którego wartość zależy od wektora zmiennych u . Według Węgrzyna, identyfikacja procesu polega na znalezieniu dla danej klasy sygnałów wartości elementów macierzy A zapewniających minimalizację w przestrzeni metrycznej odległości między dwoma zbiorami $E(y)$ i $E[F(u, A)]$.

Mańczak przez identyfikację rozumie tworzenie opisu matematycznego obiektu, przedstawiającego istotne właściwości obiektu rzeczywistego, który to opis nazywa się modelem matematycznym obiektu [30, 31]. Model powinien zewnętrznie zachowywać się podobnie jak obiekt, aczkolwiek może mieć inną strukturę wewnętrzną. Dla optymalizacji parametrów pracy obiektów wielowymiarowych zasadniczą rolę odgrywa identyfikacja charakterystyk statycznych.

W ostatnich latach problemom identyfikacji procesów poświęcono wiele prac. Z prac opublikowanych w Polsce do najczęściej cytowanych w literaturze należy „Identyfikacja

systemów” Söderströma i Stoicy [74] oraz „MULTI-EDIP – Analizator wielowymiarowych sygnałów i obiektów” Niederlińskiego, Kasprzyka i Figwera [34]. Söderström i Stoica wyróżniają dwa sposoby konstruowania modeli matematycznych: budowę modeli analitycznych oraz identyfikację procesów.

Według Niederlińskiego, celem identyfikacji jest wyznaczenie modeli matematycznych opisujących właściwości wejściowo-wyjściowe procesów na podstawie posiadanej wiedzy o procesie oraz pomiarów wejść i wyjść w trakcie doświadczeń identyfikacyjnych. Identyfikację procesów traktuje więc jako „uogólnioną technikę pomiarową” niezbędną do przetworzenia zbioru danych pomiarowych w model matematyczny, stanowiący zwięzłą formę opisu najważniejszych właściwości procesu. W przypadku minimalnej wiedzy o procesie (np. ograniczonej do znajomości wejść, wyjść i ich zakresów zmian) identyfikowane modele są tzw. modelami „czarnej skrzynki”.

W niniejszej pracy identyfikacja procesów rozumiana będzie jako wyznaczenie zależności matematycznych opisujących związek pomiędzy parametrami wejściowymi i wyjściowymi procesu w oparciu o eksperyment identyfikacyjny. Eksperymentem identyfikacyjnym mogą być specjalnie zaplanowane pomiary laboratoryjne, wyniki badań przemysłowych procesu, jak również eksperyment numeryczny oparty na modelu symulacyjnym procesu. Identyfikacja jest więc swoistym połączeniem eksperymentu, metod matematycznych i technik programowania oraz doświadczenia praktycznego w zakresie identyfikacji modeli procesów zarówno symulowanych, jak i rzeczywistych.

Modele uzyskane z identyfikacji procesów mają pewne cechy odróżniające je od modeli analitycznych:

- ich stosowalność jest ograniczona (można je stosować w określonym zakresie pracy urządzenia, ekstrapolacja poza ten zakres jest najczęściej niedopuszczalna),
- nie wyjaśniają fizycznej istoty procesu, gdyż w większości przypadków parametry modelu nie mają bezpośredniej interpretacji fizycznej,
- są stosunkowo łatwe do opracowania i wykorzystania.

Modele matematyczne uzyskane w wyniku identyfikacji wykorzystywane są do:

- symulacji i optymalizacji procesów,
- prognozowania obserwowanych zjawisk,
- regulacji i sterowania obiektów.

Opracowane modele mogą należeć do kategorii modeli parametrycznych albo nieparametrycznych. Modele parametryczne mają wyraźnie określoną strukturę umożliwiającą ich zapis analityczny, modele nieparametryczne nie mają struktury i mogą być zapisane jedynie jako tabela liczb.

Do najpopularniejszych uniwersalnych aproksymatorów należą aproksymatory statyczne wielomianowe i neuronowe [103]. Aproksymatory neuronowe wykorzystują koncepcję sztucznych sieci neuronowych [5, 10]. W problemach inżynierskich najczęściej stosowane są sieci jednokierunkowe ze wsteczną propagacją błędów. Sieć składa się z warstwy wejściowej, warstw ukrytych i warstwy wyjściowej. Parametrami sieci są wagi połączeń międzyneuronowych. Nazwa propagacji wstecznej pochodzi od sposobu obliczania błędów w poszczególnych warstwach sieci. Najpierw obliczane są błędy w warstwie ostatniej na podstawie porównań aktualnych i wzorcowych sygnałów wyjściowych, a następnie dokonywane są zmiany wag połączeń w warstwie ją poprzedzającej i tak dalej aż do warstwy wejściowej. Proces kontynuuje się do momentu, kiedy sygnały wyjściowe sieci będą dostatecznie bliskie oczekiwanym. Podstawowym problemem sieci neuronowej jest jej uczenie polegające na obliczaniu błędów sieci dla kolejno „prezentowanych” wzorców i poprawianiu dla nich parametrów sieci. Doboru wartości początkowych dokonuje się najczęściej losowo. Proces iteracyjny kończy się po osiągnięciu minimum pewnej funkcji

błędów modelowania (różnicy między rzeczywistym wyjściem układu a jego estymatą otrzymaną z modelu). Rozwój badań w zakresie zastosowań sztucznych sieci neuronowych do identyfikacji procesów nastąpił głównie w ostatnim dziesięcioleciu. Prowadzone prace wykazują, że sieci neuronowe mogą być efektywnie zastosowane w identyfikacji procesów, dla których brak modeli matematycznych. Interesujący przykład zastosowania modelu neuronowego do optymalizacji procesu spalania w kotle energetycznym przedstawiono w pracach [1, 10, 89].

W niniejszej pracy przedstawiono metodę obliczeń oraz przykłady identyfikacji wybranych procesów cieplnych i energotechnologicznych. Identyfikowano modele matematyczne procesów wielowejściowych/jednowyjściowych MISO (Multi-Input Single-Output Systems). Z uwagi na zastosowane techniki identyfikacji rozważania ograniczono do modeli parametrycznych, statycznych. Identyfikacja modeli parametrycznych obejmuje:

- założenie typu i struktury modelu,
- estymację parametrów modelu o założonej strukturze na podstawie wyników doświadczeń identyfikacyjnych,
- weryfikację modelu.

Struktura modelu określa jego budowę z dokładnością do pewnej liczby nieznanymi stałych liczbowych. Przypadki, gdy dysponuje się wiedzą dotyczącą struktury modelu, są raczej rzadkie i praktycznie ograniczają się do identyfikacji procesów symulowanych numerycznie. Struktura modelu powinna odzwierciedlać logiczne zależności przyczynowo-skutkowe zjawisk fizycznych i chemicznych zachodzących w procesie. Najczęściej identyfikowane są modele o strukturze liniowej, kwadratowej i wykładniczej. Wynika to z przebiegu tych funkcji nie zawierających ekstremów lokalnych, trudnych do teoretycznego uzasadnienia.

Powszechnie stosowaną metodą estymacji parametrów modelu jest bezpośrednia i rekurencyjna metoda najmniejszych kwadratów. Umożliwia ona estymację parametrów dla modeli charakteryzujących się tym, że wielkość wyjściowa jest liniową funkcją estymowanych parametrów, lecz nie musi być liniową funkcją zmiennych wejściowych. Zaletą stosowania metody jest bogata literatura dotycząca estymacji współczynników i oceny statystycznej funkcji [4, 12], wadą zaś przyjęcie założenia, że wartości zmiennych niezależnych są wyznaczone bezbłędnie. Klasycznej metody najmniejszych kwadratów nie można stosować wówczas, gdy identyfikowane funkcje mają postać uwikłaną. Ogólniejszą metodą estymacji parametrów modelu jest metoda wyrównywania pomiarów z warunkowanych z niewiadomymi [76, 82]. W metodzie tej minimalizowana jest ważona suma kwadratów obejmująca estymowane współczynniki i wszystkie wielkości mierzone.

Istotą weryfikacji modelu jest poddanie go testom statystycznym, w wyniku których model zostanie zaakceptowany lub odrzucony. Kluczowym zagadnieniem weryfikacji modelu parametrycznego jest weryfikacja typu modelu i jego struktury. Niewłaściwy typ i nieodpowiednia struktura prowadzą do modelu o bardzo słabych własnościach predykcyjnych. Istnieje wiele procedur wyboru najlepszego równania modelu. W niniejszej pracy wykorzystano metodę regresji krokowej [12], którą wielokrotnie z dobrym skutkiem stosowano przy identyfikacji procesów cieplnych i energotechnologicznych.

2.2. Identyfikacja statycznych modeli liniowych

Pojęcie liniowości modelu odnosi się do estymowanych parametrów. Najbardziej ogólny typ modelu liniowego typu MISO można zapisać w postaci:

$$y = \alpha_0 X_0 + \alpha_1 X_1 + \dots + \alpha_p X_p + \varepsilon \tag{2.1}$$

gdzie:

- y - zmienna wyjściowa modelu (zmienna zależna),
- $\alpha_0, \alpha_1, \alpha_2, \dots, \alpha_p$ - parametry modelu,
- $X_0 \equiv 1$ - zmienna ślepa,
- $X_j = X_j(u_1, u_2, \dots, u_k)$ - przyjęte funkcje zmiennych wejściowych,
- ε - błąd identyfikacji (błąd predykcji).

Funkcje $X_j(u_1, u_2, \dots, u_k)$ mogą przyjmować dowolną postać. Najczęściej przyjmuje się modele wielomianowe:

- pierwszego stopnia

$$y = \alpha_0 + \alpha_1 u + \varepsilon \tag{2.2}$$

- drugiego stopnia

$$y = \alpha_0 + \alpha_1 u_1 + \alpha_2 u_2 + \alpha_3 u_1^2 + \alpha_4 u_2^2 + \alpha_5 u_1 u_2 \tag{2.3}$$

Modele wielomianowe dowolnego stopnia można wyprowadzić przez rozszerzenie przedstawionego postępowania. Modele nieliniowe (względem estymowanych parametrów) można podzielić na modele sprowadzalne do liniowych i niesprowadzalne do liniowych. Do najpopularniejszych modeli sprowadzalnych do liniowych należą:

- model iloczynowy

$$y = \alpha_0 u_1^{\alpha_1} u_2^{\alpha_2} \varepsilon \tag{2.4}$$

który po logarytmowaniu przyjmuje postać:

$$\ln y = \ln \alpha_0 + \alpha_1 \ln u_1 + \alpha_2 \ln u_2 + \ln \varepsilon \tag{2.5}$$

- model wykładniczy

$$y = \exp(\alpha_0 + \alpha_1 u_1 + \alpha_2 u_2) \varepsilon \tag{2.6}$$

który po logarytmowaniu przyjmuje postać:

$$\ln y = \alpha_0 + \alpha_1 u_1 + \alpha_2 u_2 + \ln \varepsilon \tag{2.7}$$

Metody obliczeniowe regresji liniowej zakładają, że zmienne niezależne nie są obciążone błędami. Jeżeli przekształcenia związane ze sprowadzaniem złożonych modeli do modeli liniowych obejmują wyłącznie zmienne niezależne, to nie ma problemu z rozwiązaniem. Należy jednak pamiętać, że warunkiem miarodajności testów istotności i oszacowań przedziałów ufności jest, aby zmienna losowa $\ln \varepsilon$ miała rozkład normalny o zerowej wartości oczekiwanej, nie zaś samo ε . Jeżeli przekształcenia obejmują zmienną zależną y , należy być ostrożnym i sprawdzić, czy są spełnione założenia metody najmniejszych kwadratów. Często

można uniknąć przekształcenia zmiennej zależnej przez odpowiednie przekształcenia zmiennych niezależnych [12].

2.2.1. Estymacja parametrów modelu

Przez estymację rozumie się szacowanie wartości parametrów [7]. Historycznie jako pierwsza powstała metoda najmniejszych kwadratów. Autorem metody był Gauss. W ciągu prawie 200 lat metoda ta tak rozpowszechniła się w naukach doświadczalnych, że również obecnie najlepszą ocenę parametrów przeprowadzamy metodą stanowiącą pewną modyfikację metody najmniejszych kwadratów. Pierwszym większym postępem w teorii estymacji po wprowadzeniu metody najmniejszych kwadratów było sformułowanie przez K. Pearsona metody momentów. Metodę tę można stosować wówczas, gdy inne estymatory wymagają zbyt dużego nakładu pracy. Główną wadą metody momentów jest to, że otrzymane oceny nie są możliwie najlepsze z punktu widzenia efektywności. W ostatnich latach prawie zupełnie zaniechano stosowania metody momentów. Podstawy współczesnej teorii estymacji przypisuje się Fischerowi [14]. Fischer opracował metodę największej wiarygodności jako ogólną teorię estymacji i udowodnił, że ocen uzyskanych metodą największej wiarygodności nie można polepszyć.

Wyznaczanie wartości zmiennych wejściowych modelu $u_{i1}, u_{i2}, \dots, u_{ki}$ oraz odpowiadającej im wartości zmiennej wyjściowej y_i nazywa się i -tym doświadczeniem identyfikacyjnym, $i=1, \dots, n$. Dla każdego doświadczenia identyfikacyjnego definiuje się błąd identyfikacji jako różnicę wartości wielkości wyjściowej procesu y_i oraz wartości wielkości wyjściowej modelu \hat{y}_i . Gauss zakładał, że wszystkie doświadczenia prowadzone są w podobnych warunkach, więc błędy identyfikacji powinny pojawiać się z równym prawdopodobieństwem. Jeżeli wszystkie obserwacje są statystycznie niezależne to łączna funkcja gęstości prawdopodobieństwa błędów identyfikacji jest iloczynem gęstości dla poszczególnych niezależnych doświadczeń i funkcją parametrów modelu α , które mają być oszacowane. Z warunku maksimum łącznej funkcji gęstości prawdopodobieństwa wynika minimum formy kwadratowej zdefiniowanej następująco:

$$R(\alpha) = \varepsilon^T \Psi^{-1} \varepsilon \tag{2.8}$$

W literaturze statystycznej [7] zależność (2.8) przyjmuje się za definicję ważonej funkcji ryzyka opartej na metodzie najmniejszych kwadratów.

Rozwiązaniem minimum formy kwadratowej (2.8) jest równanie na estymator współczynników modelu w postaci:

$$\mathbf{a} = (\mathbf{X}^T \Psi^{-1} \mathbf{X})^{-1} \mathbf{X}^T \Psi^{-1} \mathbf{y} \tag{2.9}$$

Macierz Ψ jest macierzą symetryczną, dodatnio określoną i nosi nazwę macierzy wagowej. Można udowodnić [7], że jeżeli kwadratowa macierz wagowa jest macierzą kowariancji błędów identyfikacji, to z równania (2.9) uzyskuje się estymator o minimalnej wariancji błędów estymacji oraz minimum absolutne funkcji ryzyka.

Chociaż opracowana przez Gaussa metoda najmniejszych kwadratów oparta była na największej wiarygodności, autor traktował ją raczej jako aksjomat. Poza Gaussem aż do czasów Fischera nie stosowano metody funkcji wiarygodności. W 1912 roku R.A. Fischer wyprowadził ogólną metodę estymacji opartą na funkcji wiarygodności. Jeżeli błędy identyfikacji $\varepsilon_1, \varepsilon_2, \dots, \varepsilon_n$ są niezależnymi zmiennymi losowymi, to funkcja wiarygodności jest iloczynem funkcji gęstości prawdopodobieństwa. Jeżeli założy się dodatkowo, że błędy

identyfikacji mają rozkład normalny, to funkcja wiarygodności traktowana jako funkcja parametru α przyjmuje postać:

$$L(\alpha) = (2\pi)^{-\frac{n}{2}} \Psi^{-\frac{1}{2}} \exp\left[-\frac{1}{2} \varepsilon^T \Psi^{-1} \varepsilon\right] \quad (2.10)$$

Maksimum funkcji wiarygodności jest równoważne minimum ważonej funkcji ryzyka (2.8) wyprowadzonej przez Gaussa. Estymator największej wiarygodności jest równoważny estymatorowi o minimalnej wariancji opartemu na metodzie najmniejszych kwadratów. Jeżeli błędy identyfikacji są niezależnymi zmiennymi losowymi o rozkładzie normalnym, to macierz Ψ jest macierzą diagonalną zawierającą na przekątnej wariancje błędów poszczególnych doświadczeń identyfikacyjnych.

Z estymatorami największej wiarygodności wiążą się problemy dotyczące ocen wariancji błędów identyfikacji. Dotyczy to zwłaszcza prób małych. W rozważaniach teoretycznych można postulować znajomość macierzy kowariancji błędów identyfikacji. W praktyce rzadko znamy dokładne wartości elementów macierzy kowariancji. Przyjmując, że dla każdego doświadczenia wariancja błędu jest taka sama, można przedstawić macierz wagową w równaniu (2.8) jako iloczyn wariancji i macierzy jednostkowej $\Psi = \sigma^2 \mathbf{I}$. Po pominięciu wariancji σ^2 uzyskuje się powszechnie znaną zależność na funkcję ryzyka w postaci:

$$R(\alpha) = \varepsilon^T \varepsilon \quad (2.11)$$

Z rozwiązania minimum funkcji (2.11) wynika wzór na estymator współczynników modelu liniowego (2.1) oparty na metodzie najmniejszych kwadratów:

$$\mathbf{a} = (\mathbf{X}^T \mathbf{X})^{-1} \mathbf{X}^T \mathbf{y} \quad (2.12)$$

Wektor \mathbf{y} oraz macierz \mathbf{X} mają następującą postać:

$$\mathbf{y} = \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ \vdots \\ y_n \end{bmatrix} \quad \mathbf{X} = \begin{bmatrix} 1 & X_{11} & \dots & X_{p1} \\ 1 & X_{12} & \dots & X_{p2} \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ 1 & X_{1n} & \dots & X_{pn} \end{bmatrix}$$

gdzie:

n – liczba doświadczeń identyfikacyjnych

Elementami wektora \mathbf{y} mogą być zmienne pomiarowe lub zmienne zagregowane typu: sprawność energetyczna, straty energii na jednostkę energii doprowadzonej, zużycie energii na jednostkę produktu itp.

2.2.2. Sprawdzanie poprawności modelu i ocena błędów estymacji

Każda ocena parametrów modelu uzyskana w wyniku przeprowadzenia doświadczeń identyfikacyjnych jest obciążona błędami. Jeżeli szukamy wartości parametrów modelu za pomocą estymatora, to dlatego, że nie znamy dokładnych wartości. Estymacja metodą najmniejszych kwadratów kryje w sobie niebezpieczeństwo polegające na tym, że umożliwia zawsze wyznaczenie ocen parametrów modelu α , nawet wówczas, gdy z powodu niewłaściwie dobranej struktury modelu lub dużych błędów pomiaru otrzymany model ma bardzo małą dokładność.

Do najczęściej stosowanych metod sprawdzania poprawności modelu należy obliczanie stosunku korelacyjnego i wariancji resztowej. Stosunek korelacyjny, zwany również współczynnikiem determinacji wielokrotnej lub korelacji wielowymiarowej, oblicza się ze wzoru:

$$R^2 = \frac{\sum_{i=1}^n (y_i - \hat{y})^2}{\sum_{i=1}^n (y_i - \hat{y})^2} = \frac{\mathbf{a}^T \mathbf{X}^T \mathbf{y} - n\bar{y}^2}{\mathbf{y}^T \mathbf{y} - n\bar{y}^2} \quad (2.13)$$

Kwadrat współczynnika determinacji wielokrotnej R^2 wykorzystywany jest jako miara jakości modelu w tłumaczeniu zmienności danych. Dla modelu idealnie przewidującego wszystkie wartości wielkości wyjściowej mamy błędy $\varepsilon_i = 0$, a więc $R^2 = 1$. Dokładność modelu jest więc tym większa, im wartość współczynnika determinacji jest bliższa jedności.

Estymator wariancji resztowej s^2 jest zdefiniowany następująco:

$$s^2 = \frac{1}{n-p-1} \sum_{i=1}^n (y_i - \hat{y}_i)^2 = \frac{1}{n-p-1} (\mathbf{y}^T \mathbf{y} - \mathbf{a}^T \mathbf{X}^T \mathbf{y}) \quad (2.14)$$

Wyrażenie w mianowniku jest liczbą stopni swobody doświadczeń identyfikacyjnych. Wariancja resztowa jest miarą odchylenia wartości wielkości wyjściowej przewidywanej przez model od rzeczywistej wartości wielkości wyjściowej podczas doświadczeń identyfikacyjnych.

Popularność stosowania powyższych wskaźników, szczególnie współczynnika determinacji, wynika stąd, że do ich obliczeń nie wymaga się przyjmowania założeń do rozkładów statystycznych błędów identyfikacji.

Przypisanie obszarów ufności estymowanym parametrom modelu wymaga przyjęcia założeń co do rozkładów prawdopodobieństwa błędów identyfikacji. Oprócz założenia niezależności, konieczne jest przyjęcie, że błędy identyfikacji ε_i są zmiennymi losowymi o rozkładzie normalnym, wartości oczekiwanej równej zero i wariancji σ^2 (nieznanej), tzn. że:

$$E(\varepsilon_i) = 0 \quad E[\varepsilon_i - E(\varepsilon_i)]^2 = \sigma^2$$

Estymator \mathbf{a} współczynników modelu ma macierz kowariancji równą [12,37]:

$$\text{cov}(\mathbf{a}) = s^2 (\mathbf{X}^T \mathbf{X})^{-1} \quad (2.15)$$

gdzie: s^2 - estymator wariancji resztowej.

Parametry modelu α_i przy przyjętych założeniach są zmiennymi losowymi o rozkładzie normalnym, wartościach oczekiwanych a_i i wariancjach $\sigma_{a_i}^2$, które są elementami przekątnej macierzy kowariancji $\text{cov}(\mathbf{a})$. Przedziały ufności dla parametrów modelu α_i określone są nierównościami:

$$a_i - t\sigma_{a_i} < \alpha_i < a_i + t\sigma_{a_i} \tag{2.16}$$

gdzie: t jest wartością zmiennej losowej rozkładu t -Studenta dla $n - p - 1$ stopni swobody i przyjętego poziomu istotności.

Analogicznie można wyprowadzić nierówność określającą przedział ufności dla zmiennej wyjściowej modelu y . Zmienna wyjściowa modelu y w punkcie określonym przez wektor zmiennych niezależnych

$$\mathbf{x}_0^T = [1, X_{10}, X_{20}, \dots, X_{p0}]$$

ma wariancję:

$$D^2(y_0) = \mathbf{x}_0^T (\mathbf{X}^T \mathbf{X})^{-1} \mathbf{x}_0 s^2 \tag{2.17}$$

Przedział ufności zmiennej y w punkcie \mathbf{X}_0 opisany jest wyrażeniem:

$$y_0 - t\sqrt{D^2(y_0)} < y < y_0 + t\sqrt{D^2(y_0)} \tag{2.18}$$

gdzie: $y_0 = \mathbf{x}_0^T \mathbf{a}$ - jest wartością wielkości wyjściowej przewidywanej w punkcie \mathbf{x}_0 ,
 t - liczba wyznaczona z rozkładu t -Studenta

Przedział ufności zmiennej wyjściowej y jest najmniejszy dla $\mathbf{x}_0 = \bar{\mathbf{x}}$. Im większa odległość wektora zmiennych niezależnych od wektora wartości średnich odpowiadających przeprowadzonym doświadczeniom identyfikacyjnym, tym większy jest błąd przy przewidywaniu wartości oczekiwanej y . Najlepszych rezultatów predykcji można oczekiwać w „środku” zakresu prowadzonych obserwacji.

Estymator \mathbf{a} jest estymatorem nieobciążonym parametrów modelu \mathbf{a} wówczas, gdy jego wartość oczekiwana jest równa estymowanym parametrom.

$$E(\mathbf{a}) = \mathbf{a} \tag{2.19}$$

Związek (2.19) zachodzi tylko wówczas, gdy identyfikowany model jest modelem poprawnym. Jeżeli model nie jest poprawny, estymatory są obciążone, tzn. $E(\mathbf{a}) \neq \mathbf{a}$. Spełnienie warunku, że struktura modelu określa poprawnie cechy identyfikowanego procesu, jest w praktyce trudne. Struktura modelu procesu rzadko znana jest a priori i tylko w przypadku jednej wielkości wejściowej można ją łatwo ocenić na podstawie znajomości rozkładu punktów eksperymentalnych. Założenie rozkładu normalnego o zerowej wartości oczekiwanej błędów identyfikacji wymaga uwzględnienia w modelu wszystkich wielkości wejściowych ulegających istotnym zmianom podczas doświadczeń identyfikacyjnych oraz

zapewnienia dokładnego pomiaru wielkości wyjściowej. W warunkach przemysłowych jest to trudne do spełnienia. Pociąga to za sobą ograniczoną przydatność przedstawionych metod statystycznej oceny dokładności modelu. Przedstawione za pomocą równań (2.16) i (2.18) zależności na przedział ufności parametrów modelu i zmiennej wyjściowej mają znaczenie wyłącznie pomocnicze. W praktyce kierujemy się bardziej pragmatycznym kryterium – przydatności identyfikowanego modelu dla celów optymalizacji i sterowania. Modelem bardziej dokładnym będzie taki model, który umożliwi lepszą realizację tych celów [37].

2.2.3. Weryfikacja struktury modelu

W badaniach przemysłowych procesów cieplnych nigdy nie jest znany prawdziwy związek funkcjonalny pomiędzy zmienną wyjściową a zmiennymi wejściowymi. Jeżeli nawet potrafimy wyprowadzić opis matematyczny procesu, to zależności funkcyjne są bardzo złożone i mają postać nieliniową. W zagadnieniach optymalizacji i sterowania bardziej przydatny jest liniowy model predykcyjny, który - chociaż może być w pewnym sensie nierzeczywisty – odtwarza główne cechy zachowania się identyfikowanego procesu. Identyfikując model procesu, należy określić wszystkie możliwe zmienne niezależne mające wpływ na przebieg procesu. Lista tych zmiennych może być obszerna. W równaniu modelu można użyć również przekształconych zmiennych niezależnych. Aby uzyskać równanie przydatne do celów przewidywania, należy wprowadzić do modelu jak najwięcej przyjętych funkcji zmiennych wejściowych, przy czym ich wpływ na zmienną wyjściową jest zróżnicowany. Dodatkowa zmienna wejściowa wprowadzona do równania modelu może oddziaływać w małym stopniu na zmienną wyjściową, ze względu na to, że jest silnie skorelowana z innymi zmiennymi występującymi w równaniu. Ponadto duża liczba estymowanych współczynników wymaga, aby zapewnić odpowiednią dokładność ocen, dużej liczby doświadczeń identyfikacyjnych, co w przypadku badań przemysłowych może być kosztowne. Kompromisem między tymi skrajnościami jest wybór najlepszego równania modelu. Nie ma żadnej ogólnej procedury statystycznej, umożliwiającej taki wybór. Z uwagi na kryterium wyboru stosowane powszechnie procedury można podzielić na trzy grupy:

- procedury oparte na kryterium współczynnika determinacji,
- procedury oparte na kryterium wariancji resztowej,
- procedury oparte na testach statystycznych.

Do pierwszej grupy należy metoda wszystkich możliwych regresji [12]. Procedura ta jest dość uciążliwa, wymaga bowiem analizy statystycznej wszystkich możliwych kombinacji zmiennych wejściowych. Nawet przy założeniu liniowych funkcji zmiennych wejściowych uzyskuje się dla 10 zmiennych konieczność zbudowania 1024 równań. Do drugiej grupy metod należy metoda selekcji grupowej Iwachnienki [37]. W metodzie tej dla wszystkich możliwych par wielkości wejściowych estymuje się parametry modeli cząstkowych kwadratowych. Ze zbioru wszystkich możliwych modeli cząstkowych wybiera się kilka, dla których wariancje resztowe są mniejsze od pewnej założonej wartości progowej. Następnie w kolejnych krokach powtarza się obliczenia, przyjmując zamiast wielkości wejściowych obiektu wielkości wyjściowe modeli cząstkowych.

Do metod wyboru najlepszego równania modelu na podstawie testu statystycznego należą metody eliminacji. Metoda eliminacji a posteriori jest udoskonaleniem metody „wszystkich regresji”. W metodzie tej procedurę eliminacji rozpoczyna się od najbardziej rozbudowanego równania modelu, zawierającego wszystkie zmienne niezależne i kolejno zmniejsza się liczbę zmiennych w równaniu, aż do momentu podjęcia decyzji o przydatności równania. Procedura selekcji a priori jest próbą osiągnięcia podobnego celu w odwrotnym kierunku, to jest przez wprowadzanie zmiennych niezależnych, aż do uzyskania zadowalającego równania modelu. Ulepszoną wersją tej procedury jest procedura regresji krokowej. Ulepszenia polegają na powtórnym badaniu na każdym etapie istotności statystycznej zmiennych niezależnych

wprowadzonych do modelu w poprzednich etapach. Zmienna niezależna, która mogła być najlepszą pojedynczą zmienną do wprowadzenia w poprzedzającym etapie, może w późniejszym etapie być zbyteczna ze względu na swoją zależność od innych zmiennych niezależnych, występujących teraz w równaniu modelu.

Kryterium decydującym o wprowadzaniu i wyprowadzaniu zmiennych do równania modelu jest w przedstawionych metodach eliminacji test F-Snedecora. Rozkład F-Snedecora jest w tym przypadku rozkładem gęstości prawdopodobieństwa stosunku dwu niezależnych estymat [12, 41].

$$F = \frac{SS_0 - SS_1}{SS_0} \cdot \frac{n - p - 1}{1} \quad (2.20)$$

gdzie:

SS_0 - suma kwadratów zmiennej poza regresją przed wprowadzeniem dodatkowej zmiennej do modelu,

$SS_0 - SS_1$ - przyrost sumy kwadratów zmiennej poza regresją w wyniku wprowadzenia dodatkowej zmiennej.

Licznik w równaniu (2.20) wyraża estymatę wariancji przy jednym stopniu swobody związanej z wprowadzeniem dodatkowej zmiennej, zaś mianownik jest estymatorem wariancji resztowej s^2 (równanie 2.14) przed wprowadzeniem dodatkowej zmiennej do równania modelu. Zależność (2.20) można zapisać w postaci:

$$F = \frac{(\mathbf{a}^T \mathbf{X}^T \mathbf{y})_0 - (\mathbf{a}^T \mathbf{X}^T \mathbf{y})_1}{(s^2)_0} \quad (2.21)$$

gdzie indeks 0 odnosi się do równania uzyskanego na danym etapie, indeks zaś 1 do równania po wprowadzeniu dodatkowej zmiennej. Uzyskanie statystycznej istotności wprowadzenia dodatkowej zmiennej do równania na poziomie istotności α występuje, jeżeli zachodzi nierówność:

$$F > F(1, n - p - 1, 1 - \alpha) \quad (2.22)$$

gdzie:

$F(1, n - p - 1, 1 - \alpha)$ - wartość krytyczna rozkładu F-Snedecora,

$n - p - 1$ - liczba stopni swobody związana z estymatorem wariancji resztowej s^2 .

Eliminacja zmiennych niezależnych w równaniu modelu nie musi oznaczać eliminacji zmiennych pomiarowych, ponieważ dana zmienna pomiarowa może występować w innych wyrazach modelu.

Przedstawiona metoda identyfikacji statycznych modeli liniowych została opracowana przez autora na podstawie literatury [7, 12, 30, 31, 37, 74].

Istnieje wiele algorytmów numerycznych dla przeprowadzenia obliczeń metodą regresji krokowej. W ramach niniejszej pracy opracowano program komputerowy w języku FORTRAN [105] wykorzystując algorytm Efrogmsona zamieszczony w [12].

2.3. Uwiarygodnienie danych pomiarowych

Każda ocena zbioru parametrów modelu otrzymana w wyniku dokonania ciągu obserwacji zawiera błędy. Obciążenie ocen wynika głównie z błędów pomiarów. Obciążenie to można zmniejszyć wykorzystując równania modelu matematycznego w obliczeniach wyrównawczych. Rachunek wyrównawczy zaliczany jest do grupy metod stochastycznych bazujących na estymacji statystycznie optymalnej [23, 73, 76]. U podstaw metody leży przedstawiona w poprzednim punkcie pracy zasada największej wiarygodności. Od wielu lat rachunek wyrównawczy stosowany jest w technice cieplnej. Znaczny wkład w rozwój teorii metody i zastosowania wniósł Szargut i jego współpracownicy: Kolenda, Styrylska, Skorek. Rozwiązane problemy dotyczyły uzgadniania bilansów substancji i energii [76, 77], wyznaczania współczynników równań empirycznych [76, 82] oraz zagadnień przewodzenia ciepła [73].

Modele matematyczne procesów fizycznych zawierają dane pochodzące bezpośrednio lub pośrednio z pomiarów. Gdy znany jest model matematyczny zjawiska i znane są wyniki pomiarów wielkości wchodzących do opisu matematycznego zjawiska, może wystąpić nadmiar informacji o zjawisku. Nadmiar informacji objawia się tym, że liczba niewiadomych staje się mniejsza aniżeli liczba niezależnych równań modelu. Nadmiar informacji o procesie można wykorzystać do wyznaczenia bardziej wiarygodnych wartości zarówno wielkości niewiadomych, jak i mierzonych. Opis matematyczny procesu sprowadza się najczęściej do układu równań nieliniowych:

$$F_k(l_1, l_2, \dots, l_n, x_1, x_2, \dots, x_u) = 0 \quad (2.23)$$

$$k = 1, 2, \dots, r$$

gdzie:

l_i - oznaczenie wielkości mierzonej,

x_j - oznaczenie wielkości poszukiwanej,

r - liczba niezależnych równań modelu.

Równanie (2.23) może w ogólnym przypadku zawierać n wielkości mierzonych l_i oraz u wielkości niemierzonych (poszukiwanych) x_j . Dokładne wartości zarówno wielkości niewiadomych, jak i wielkości mierzonych są nieznane. Znane są natomiast wyniki pomiarów l_i^0 , które są zawsze obarczone błędami wynikającymi z niedoskonałości eksperymentu pomiarowego. Nieuniknione błędy pomiarów uniemożliwiają więc dokładne wyznaczenie wartości wielkości mierzonych oraz niemierzonych. Stosując zasadę estymacji średniokwadratowej można zapisać ważoną funkcję ryzyka (2.8) w postaci [23, 76]:

$$(\mathbf{1} - \mathbf{l}^0)^T \mathbf{M}^{-1} (\mathbf{1} - \mathbf{l}^0) \rightarrow \min \quad (2.24)$$

gdzie:

\mathbf{l} - wektor wielkości mierzonych,

\mathbf{l}^0 - wektor wyników pomiaru,

\mathbf{M} - macierz kowariancji wyników pomiaru.

Jeżeli wyniki pomiarów są od siebie niezależne, to macierz \mathbf{M} jest diagonalna i zawiera na przekątnej estymaty wariancji wyników pomiaru m_i^2 .

Równania modelu matematycznego (2.23) w teorii uzgadniania nazywane są równaniami warunków. Jeżeli w miejsce wielkości mierzonych l_i oraz niewiadomych x_j podstawimy wyniki pomiarów l_i^0 oraz oszacowane wartości niewiadomych x_j^0 , to w ogólnym przypadku równania warunków nie są spełnione:

$$F_k(l_1^0, l_2^0, \dots, l_n^0, x_1^0, x_2^0, \dots, x_u^0) = -w_k \quad (2.25)$$

Jeżeli funkcje F_k są różniczkowalne, to można je zlinearyzować poprzez rozwinięcie w szereg Taylora w otoczeniu znanych wartości l^0 i x^0 :

$$F_k(\mathbf{l}, \mathbf{x}) = F_k(\mathbf{l}^0, \mathbf{x}^0) + \sum_{i=1}^n \left[\frac{\partial F_k}{\partial l_i} \right]^0 (l_i - l_i^0) + \sum_{j=1}^u \left[\frac{\partial F_k}{\partial x_j} \right]^0 (x_j - x_j^0) \quad (2.26)$$

Minimum formy kwadratowej (2.24) przy równaniach więzów w postaci zlinearyzowanych równań warunków (2.26) rozwiązuje się metodą nieoznaczonych mnożników Lagrange'a uzyskując zależności na estymaty wielkości mierzonych i niewiadomych w postaci [73, 76]:

$$\hat{\mathbf{l}} = \mathbf{l}^0 + \mathbf{M}\mathbf{A}^T \mathbf{F}^{-1} [\mathbf{w} - \mathbf{B}(\mathbf{B}^T \mathbf{F}^{-1} \mathbf{B})^{-1} \mathbf{B}^T \mathbf{F}^{-1} \mathbf{w}] \quad (2.27)$$

$$\hat{\mathbf{x}} = \mathbf{x}^0 + (\mathbf{B}^T \mathbf{F}^{-1} \mathbf{B})^{-1} \mathbf{B}^T \mathbf{F}^{-1} \mathbf{w} \quad (2.28)$$

gdzie:

\mathbf{A} - macierz współczynników $a_{ki} = \left[\frac{\partial F_k}{\partial l_i} \right]^0$,

\mathbf{B} - macierz współczynników $b_{kj} = \left[\frac{\partial F_k}{\partial x_j} \right]^0$,

\mathbf{l}^0 - wektor wyników pomiaru,

\mathbf{x}^0 - wektor wyników oszacowania wielkości niewiadomych,

\mathbf{w} - wektor niezgodności równań warunków,

\mathbf{F} - pomocnicza macierz kwadratowa o postaci:

$$\mathbf{F} = \mathbf{A}\mathbf{M}\mathbf{A}^T \quad (2.29)$$

Macierz kowariancji estymat wielkości mierzonych $\text{cov}(\hat{\mathbf{l}})$ i wielkości niewiadomych $\text{cov}(\hat{\mathbf{x}})$ można obliczyć z zależności:

$$\text{cov}(\hat{\mathbf{l}}) = \mathbf{M} - \mathbf{M}\mathbf{A}^T \mathbf{F}^{-1} \mathbf{A}\mathbf{M} + \mathbf{M}\mathbf{A}^T \mathbf{F}^{-1} \mathbf{B} \text{cov}(\hat{\mathbf{x}}) \mathbf{B}^T \mathbf{F}^{-1} \mathbf{A}\mathbf{M} \quad (2.30)$$

$$\text{cov}(\hat{\mathbf{x}}) = (\mathbf{B}^T \mathbf{F}^{-1} \mathbf{B})^{-1} \quad (2.31)$$

Średni błąd wielkości mierzonych i niewiadomych po uzgodnieniu oblicza się jako pierwiastek kwadratowy odpowiednich elementów zawartych na przekątnych macierzy kowariancji.

Przedstawiony algorytm uzgadniania bilansów został opracowany przez autora pracy na podstawie pozycji literatury [73, 76, 77]. Wykorzystano go do stworzenia programu komputerowego w języku FORTRAN [106].

2.4. Identyfikacja modeli z wyrównywaniem pomiarów

W punkcie 2.2 pracy przedstawiono metodę identyfikacji modeli statycznych opartą na zasadzie estymacji średniokwadratowej Gaussa. Wektor estymowanych parametrów modelu (2.1) oblicza się minimalizując formę kwadratową (2.8) lub przy założeniu niezależności rozkładów statystycznych błędów identyfikacji, minimalizując wyrażenie (2.11). Zasada estymacji średniokwadratowej wymaga liniowości równań modelu względem estymowanych parametrów i zakłada, że wartości zmiennych niezależnych są wyznaczone bezbłędnie. W rzeczywistości wartości zmiennych niezależnych wyznacza się z pomiaru i są one obciążone błędami pomiaru.

W licznych przypadkach identyfikacji procesów cieplnych przyjęcie założeń o liniowości równań modelu oraz bezbłędno wyznaczenia wartości zmiennych pomiarowych jest nieuzasadnione, a często niedopuszczalne. Można wówczas zastosować opracowaną przez Szarguta i współpracowników metodę estymacji parametrów modelu z wyrównywaniem pomiarów [76,82]. W metodzie tej minimalizuje się funkcję ryzyka:

$$(\mathbf{l} - \mathbf{l}^0)^T \mathbf{M}^{-1} (\mathbf{l} - \mathbf{l}^0) \rightarrow \min \quad (2.32)$$

gdzie:

$$\mathbf{l}^0 = \begin{bmatrix} l_1^0 \\ l_2^0 \\ \dots \\ l_k^0 \\ \dots \\ l_r^0 \end{bmatrix}$$

\mathbf{l}_k^0 - wektor kolumnowy wartości pomiarowych zmiennych niezależnych l_{ki}^0 ($i=1, \dots, n$) w k -tym doświadczeniu identyfikacyjnym, ($k=1, \dots, r$).

$$\mathbf{l}_k^0 = \begin{bmatrix} l_{k1}^0 \\ l_{k2}^0 \\ \dots \\ l_{kn}^0 \end{bmatrix}$$

$$M = \begin{bmatrix} M_1 & 0 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ 0 & M_2 & \dots & 0 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & \dots & M_k & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & \dots & 0 & \dots & M_r \end{bmatrix}$$

gdzie:

M_k - macierz diagonalna o wymiarach $n \times n$ zawierająca na głównej przekątnej estymaty wariancji rozkładu zmiennych niezależnych m_{ki}^2 , dla k -tego doświadczenia identyfikacyjnego.

$$M_k = \begin{bmatrix} m_{k1}^2 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & m_{k2}^2 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & \dots & m_{kn}^2 \end{bmatrix}$$

z ograniczeniami w postaci równania estymowanego modelu

$$F(l_1, l_2, \dots, l_n, \alpha_1, \alpha_2, \dots, \alpha_u) = 0 \tag{2.33}$$

gdzie:

α_i - parametr modelu.

Niezgodności w_k wynikają z poszczególnych doświadczeń identyfikacyjnych:

$$F_k(l_{k1}^0, l_{k2}^0, \dots, l_{kn}^0, a_1^0, a_2^0, \dots, a_u^0) = -w_k \tag{2.34}$$

$k = 1, 2, \dots, r$

gdzie:

a_j^0 - wstępnie oszacowana wartość j -tego parametru modelu,

$-w_k$ - błąd identyfikacji w k -tym doświadczeniu identyfikacyjnym (dla oszacowanych parametrów modelu).

Estymacja parametrów modelu zgodnie z kryterium wyrównywania pomiarów (2.32) tym różni się od innych problemów wyrównawczych, że równanie warunku nie jest ściśle w znaczeniu fizycznym, jak np. równanie bilansu substancji i energii. Obliczone estymaty zmiennych pomiarowych nie mogą więc służyć do korygowania wyników pomiaru. Natomiast ważona funkcja ryzyka (2.32) może być wykorzystana jako kryterium estymacji parametrów modelu. Ważną zaletą tej metody jest brak ograniczeń co do postaci równania modelu - zmienne w modelu mogą występować w postaci uwikłanej. Utrudnia to jednak rozwiązanie, gdyż wszystkie przypadki nieliniowe wymagają linearyzacji równania modelu w otoczeniu punktów określonych wynikami doświadczeń identyfikacyjnych i wstępnie oszacowanymi wartościami parametrów równania. Linearyzacja może wprowadzić do

obliczeń znaczne błędy, których nie da się skompensować nawet przez zastosowanie procedury iteracyjnej. W przypadku wystąpienia tego typu trudności problem można rozwiązywać metodami programowania nieliniowego. Z punktu widzenia efektywności rozwiązania ważne jest, aby wstępnie oszacowane współczynniki jak najmniej różniły się od obliczonych estymat.

Rozwiązaniem problemu [76,82] jest zależność na wektor estymat parametrów modelu w postaci:

$$a = a^0 + (B^T DB)^{-1} B^T Dw \tag{2.35}$$

gdzie:

B - macierz prostokątna pochodnych cząstkowych równania modelu względem estymowanych parametrów $b_{ki} = \left(\frac{\partial F}{\partial \alpha_i}\right)_k^0$ w punkcie określonym wynikami pomiaru w k -

tym doświadczeniu identyfikacyjnym.

D - macierz diagonalna,

w - wektor błędów identyfikacji w poszczególnych doświadczeniach identyfikacyjnych.

Elementy macierzy D oblicza się ze wzoru:

$$d_{kk} = \frac{1}{\sum \left[\left(\frac{\partial F}{\partial l_i}\right)_k^0 \right]^2 m_{ki}^2} \tag{2.36}$$

Macierz kowariancji estymatorów współczynników równania modelu

$$\text{cov}(a) = (B^T DB)^{-1} \tag{2.37}$$

2.5. Obliczanie niepewności standardowej i wariancji pomiaru

Celem pomiaru jest określenie wartości wielkości mierzonej [38, 41]. Zwykle pomiar zawiera wiele niedoskonałości, które przyczyniają się do powstania błędu wyniku pomiaru. Tradycyjnie przyjmuje się, że błąd ma dwie składowe: składową przypadkową i składową systematyczną. Błąd przypadkowy wyniku pomiaru może być zmniejszony przez zwiększenie liczby obserwacji, wartość oczekiwana błędu przypadkowego wynosi zero. Błąd systematyczny może być zredukowany wskutek rozpoznania wielkości wpływającej na ten błąd i wprowadzenia poprawek kompensujących. W pomiarach cieplnych błąd systematyczny eliminuje się m. in. przez kalibrację przyrządów pomiarowych. Zakłada się, że po wprowadzeniu poprawek kompensujących wartość oczekiwana błędu wynikającego z oddziaływania systematycznego wynosi zero.

Błąd pomiaru jest różnicą między wynikiem pomiaru a wartością prawdziwą. Istnieje wiele źródeł błędów pomiaru, wśród których najważniejszymi są:

- niereprezentatywne próbkowanie (próbka może nie reprezentować populacji danej wielkości mierzonej),
- niepełna znajomość oddziaływań otoczenia na pomiar albo niedoskonały pomiar warunków otoczenia,
- subiektywne błędy w odczytywaniu wskazań przyrządów analogowych,
- skończona rozdzielczość albo próg pobudliwości przyrządu,

- niedokładne wartości przypisane wzorcom i materiałom odniesienia,
- niedokładne wartości stałych używanych w procedurach przetwarzania danych pomiarowych,
- przybliżenia i założenia upraszczające tkwiące w metodzie i procedurze pomiarowej,
- zmiany w powtarzalnych obserwacjach wielkości mierzonej w pozornie identycznych warunkach.

Wynik pomiaru jest tylko estymatą wartości wielkości mierzonej i dlatego powinien być podany wraz z niepewnością tej estymaty. Zgodnie z opracowanym przez Grupę Roboczą ds. Określania Niepewności „Zaleceniem INC-1” [41] niepewności wyników pomiaru można zgrupować w dwie kategorie, zgodnie ze sposobem obliczania ich wartości liczbowych:

1. Metoda A: niepewności obliczone metodami statystycznymi.
2. Metoda B: niepewności obliczone innymi metodami.

W metodzie A wariancję eksperymentalną i-tego pomiaru m_i^2 estymującą wariancję σ_i^2 rozkładu prawdopodobieństwa oblicza się ze wzoru:

$$m_i^2 = \frac{1}{r-1} \sum_{j=1}^r (l_{ij}^o - \bar{l}_i^o)^2 \quad (2.38)$$

gdzie:

- l_{ij}^o, l_i^o - wynik pomiaru w j-tym doświadczeniu identyfikacyjnym oraz wartość średnia i-tej wielkości pomiarowej,
- r - liczba powtarzalnych doświadczeń identyfikacyjnych.

Dodatni pierwiastek kwadratowy z m_i^2 nosi nazwę niepewności standardowej typu A. Niepewność standardowa typu A jest więc obliczana z funkcji gęstości prawdopodobieństwa otrzymanej z obserwowanego rozkładu częstości.

W pomiarach przemysłowych złożonych procesów cieplnych i energotechnologicznych rzadko kiedy można powtórzyć pomiar w tych samych warunkach. Dotyczy to w szczególności pomiarów cieplnych pieców do ogniowej rafinacji, w których zachodzące procesy mają często bardzo burzliwy przebieg. W tych przypadkach autorzy „Zalecenia INC-1” proponują obliczanie niepewności standardowej metodą B. Estymatę wariancji m_i^2 albo niepewność standardową m_i określa się wykorzystując informacje obejmujące:

- wcześniejsze wyniki pomiarów cieplnych,
- posiadane doświadczenie wraz z ogólną znajomością zachodzących zjawisk,
- specyfikacje wytwórców przyrządów pomiarowych,
- dane uzyskane z wzorcowania i certyfikacji,
- informacje o niepewnościach zaczerpnięte z literatury

W pomiarach cieplnych najważniejszymi składowymi niepewności standardowej pomiaru są:

- niepewność metody pomiarowej (np. niewłaściwa zabudowa czujnika) m_m ,
- niepewność przyrządu pomiarowego m_p ,
- niepewność odczytu, transformacji i przesyłu sygnału pomiarowego m_s .

Łączną niepewność pomiaru można obliczyć z poszczególnych niepewności składowych:

$$m = \sqrt{m_m^2 + m_p^2 + m_s^2} \quad (2.39)$$

Niepewność przyrządu pomiarowego może być określona przez wytwórcę z podaniem poziomu ufności. O ile źródło informacji nie podaje inaczej, to można założyć rozkład normalny i obliczyć niepewność standardową dzieląc podawaną wartość przez współczynnik wynikający z rozkładu normalnego [41].

Do podstawowych źródeł składowej m_i niepewności pomiaru należą:

- rozdzielczość wskazania cyfrowego,
- histereza przyrządu pomiarowego,
- przetwarzanie sygnału analogowego na cyfrowy,
- obróbka i przetwarzanie sygnału cyfrowego.

Doświadczenia uzyskane w czasie realizacji systemu kontroli eksploatacji w Elektrowni Opolo wskazują na znaczne błędy wprowadzane przez transformację sygnału analogowego na cyfrowy [50,55]. Dotyczy to w szczególności pomiaru natężenia przepływu za pomocą pomiaru różnicy ciśnienia na zwężce pomiarowej.

Najtrudniejsza do obliczenia jest składowa niepewność związana z metodą pomiarową m_m . Autorzy Przewodnika [41] przyznają, że często jedyną informacją przy obliczaniu tej niepewności jest aktualna wiedza o fizyce badanego procesu. Właściwe wykorzystanie dostępnych informacji przy obliczaniu niepewności standardowej metodą B wymaga często intuicji opartej na posiadanym doświadczeniu oraz ogólnej wiedzy o procesie i jest umiejętnością zawodową, którą można nabyć wraz z praktyką. Obliczanie niepewności nie jest zadaniem ani rutynowym, ani czysto matematycznym; zależy ono od szczegółowej wiedzy o naturze procesu i pomiaru.

Zmienne l_i w równaniach warunków (2.23) oraz (2.33) mogą być wielkościami nie mierzonymi wprost, lecz funkcjami wielkości mierzonych bezpośrednio:

$$Y = f(l_1, l_2, \dots, l_n) \quad (2.40)$$

Jeżeli wyniki pomiarów l_i są niezależne (nieskorelowane), to złożona niepewność standardowa jest dodatnim pierwiastkiem ze złożonej wariancji, którą oblicza się ze wzoru:

$$m_Y^2 = \sum_{i=1}^n \left(\frac{\partial f}{\partial l_i} \right)^2 m_{l_i}^2 \quad (2.41)$$

gdzie:

- m_{l_i} - niepewność standardowa i-tej wielkości mierzonej bezpośrednio obliczana metodą typu A lub B.

Złożona niepewność standardowa m_Y jest estymatą odchylenia standardowego i charakteryzuje rozrzut wartości, który można w uzasadniony sposób przypisać wielkości Y. Zależność (2.41) nosi nazwę propagacji niepewności [41].

W obliczeniach identyfikacji procesów cieplnych do wielkości fizycznych, których nie można zmierzyć bezpośrednio, należą takie funkcje kaloryczne, jak entalpia i entropia właściwa. Wartości entalpii oblicza się wykorzystując wyniki pomiaru temperatury i ciśnienia $i = i(T, p)$. Z równania propagacji niepewności wynika wzór na złożoną niepewność standardową entalpii właściwej w postaci:

$$m_i = \sqrt{\left[\frac{\partial i}{\partial T} m_T \right]^2 + \left[\frac{\partial i}{\partial p} m_p \right]^2} \quad (2.42)$$

Wartość względna niepewności standardowej wynosi:

$$\varepsilon_i = \frac{m_i}{i} \sqrt{(A_i \varepsilon_i)^2 + (A_p \varepsilon_p)^2} \quad (2.43)$$

gdzie:

$\varepsilon_i, \varepsilon_p$ - względne niepewności standardowe pomiaru temperatury i ciśnienia.

Współczynniki A_i i A_p są często nazywane współczynnikami wrażliwości. Opisują one, jak estymata entalpii zmienia się wraz ze zmianami estymat temperatury i ciśnienia. Wartości współczynników A_i i A_p można wyznaczyć wykorzystując normę DIN [8]. Problem obliczeń złożonej niepewności standardowej w obliczeniach cieplnych przedstawiono szerzej w pracy [86].

3. WYBRANE PROBLEMY MODELOWANIA I SYMULACJI NA PRZYKŁADZIE MODELU NAGRZEWNICY DMUCHU WIELKOPIECOWEGO

Symulacja procesu jest odtworzeniem numerycznym symulowanego procesu mającym na celu prognozowanie jego przebiegu w określonej sytuacji. Symulacja jest pewnego rodzaju eksperymentem przeprowadzonym dla określonego zestawu parametrów geometryczno-materiałowych i warunków fizycznych procesu, w tym warunków początkowych i brzegowych.

W procesie symulacji można wyróżnić następujące etapy:

- zdefiniowanie modelu matematycznego z uwagi na cele symulacji,
- konstrukcja programu numerycznego do symulacji obejmująca dobór algorytmów numerycznych oraz opracowanie i testowanie programu,
- wykorzystanie programu numerycznego do symulacji przez wykonanie ciągu eksperymentów numerycznych i interpretację wyników symulacji.

O powodzeniu doświadczenia symulacyjnego decyduje wiele elementów, z których najważniejsze są: właściwe rozpoznanie procesu, przyjęcie założeń i poprawna konstrukcja modelu, niezawodne oprogramowanie oraz zaplanowanie i realizacja eksperymentów numerycznych [93]. Sposób sformułowania modelu powinien być podporządkowany nadrzędnemu celowi symulacji – *identyfikacji badanego procesu*. Nieodpowiedni poziom szczegółowości modelu zacierza prawdziwy obraz przebiegu identyfikowanego procesu. Nadmierne wzbogacenie struktury modelu poważnie utrudnia rozwiązanie (jeżeli nie uniemożliwia), zwiększając jednocześnie koszt budowy algorytmów numerycznych i eksperymentów symulacyjnych. Model radykalnie uproszczony lub zbudowany na niekompletnej wiedzy o procesie jest niewiarygodny.

Procesy cieplne należą do klasy ciągłych procesów przemysłowych [32]. Modele matematyczne procesów cieplnych tworzy się wykorzystując podstawowe prawa fizyki i chemii, takie jak: zasada zachowania ilości substancji, zasada zachowania energii, zasada zachowania pędu oraz równania stanu, przepływu ciepła, kinetyki reakcji i równowagi chemicznej. Równania matematyczne modelu są najczęściej równaniami różniczkowymi zwyczajnymi lub cząstkowymi. W energetyce przemysłowej procesom cieplnym towarzyszą procesy technologiczne. Budowa modelu matematycznego staje się wówczas pewnego rodzaju sztuką i trudno poddaje się algorytmizacji. Przykładowo – do opisu matematycznego złożonego procesu wytopu miedzi w procesie zawieszinowym należałoby uwzględnić zjawiska transportu substancji, ciepła i pędu oraz kinetykę procesów chemicznych [11].

Żaden model matematyczny nie jest w stanie w pełni odtworzyć zjawisk fizycznych modelowanego procesu. Dlatego przez pojęcie modelu symulacyjnego procesu rozumie się model użytkowy reprezentujący tylko tę część wiedzy o procesie, która jest istotna ze względu na przeznaczenie modelu [32]. Byłby to więc model skonstruowany na potrzeby eksperymentu numerycznego, a więc model, w którym przygotowano możliwość oddziaływania tymi wielkościami (mającymi fizyczne odpowiedniki w badanym procesie), których efekt oddziaływania chcemy obserwować.

Zanim opracowany model matematyczny stanie się użytecznym narzędziem do symulacji badanego procesu, konieczna jest ocena jego wiarygodności. Taka ocena polega na sprawdzeniu, czy model dokonuje poprawnej predykcji przebiegu procesu rzeczywistego. Przedmiotem oceny są wyniki symulacji, a dokładniej, stopień ich zgodności z danymi otrzymanymi na podstawie obserwacji procesu rzeczywistego [93]. Jeżeli istnieje możliwość przeprowadzenia eksperymentów na rzeczywistym procesie w kilku punktach jego pracy (jest to często związane z dużymi kosztami), to model można zweryfikować w tych punktach.

Badania symulacyjne przeprowadzane są w postaci eksperymentów numerycznych. Określenie układu eksperymentów polega na takim doborze wartości parametrów wejściowych modelu, aby otrzymać wyczerpujący pogląd na podstawowe mechanizmy rządzące symulowanym procesem. Badania symulacyjne, w których każda z wielkości wejściowych przyjmuje wszystkie możliwe wartości, nazywane są *eksperymentem pełnoczynnikowym*. Wymaga to jednak przeprowadzenia bardzo dużej liczby eksperymentów numerycznych i dlatego proponowane są inne układy eksperymentów. Metody organizacji eksperymentów skracające czas obliczeń są przedmiotem statystyki eksperymentalnej. Przy dużej liczbie zmiennych wejściowych w modelu procesu przeprowadza się podział zmiennych na dwie grupy [93]:

- zmienne oddziaływań manipulacyjnych (wielkości nastawiane i zakłócenia badanego procesu),
- zmienne opisujące strukturę modelu łącznie z warunkami początkowymi i brzegowymi.

Również wielkości wyjściowe procesu, przy dużej ich liczbie, można podzielić na pewne grupy o różnym priorytecie. Podział dostępu do grup zmiennych wejściowych i wielkości obserwowanych zachodzi w ramach relacji *eksperymentator – model* i realizowany jest przez odpowiednie korzystanie z wejść (zbiór danych wejściowych dzieli się na odpowiednie części) i wyjść programu. Podczas prowadzenia eksperymentów numerycznych zmienne z grupy oddziaływań manipulacyjnych przyjmują wszystkie możliwe wartości, natomiast zmienne opisujące strukturę (parametry materiałowo-geometryczne obiektu, parametry wybranych czynników przy dopływie do procesu itp.) najczęściej reprezentowane są przez pojedyncze wartości.

W niniejszej pracy problemy związane z modelowaniem i symulacją procesów przedstawiono na przykładzie symulacji działania nagrzewnicy dmuchu wielkopiecowego dla warunków eksploatacji w Hucie Katowice.

3.1. Opis procesu nagrzewania dmuchu wielkopiecowego

Nagrzewnica wielkopiecowa jest przeciwprądowym regeneratorem ciepła realizującym przekazywanie ciepła między spalinami i dmuchem, kontaktującymi się okresowo z ogniotrwałym wypełnieniem nagrzewnicy [80, 87]. Przy umiarkowanych temperaturach podgrzania dmuchu nagrzewnicę opala się gazem wielkopiecowym, a przy wyższych temperaturach wzbogaconym gazem wielkopiecowym. Paliwem stosowanym do wzbogacania jest najczęściej gaz koksoowniczy. Skład i wartość opałowa gazu wielkopiecowego zależą od parametrów pracy wielkiego pieca, głównie od stopnia wzbogacenia dmuchu w tlen i dodatku paliw zastępczych, w mniejszym stopniu od temperatury podgrzania dmuchu w zespole nagrzewnic [85, 101].

Wypełnienie nagrzewnic omywane jest na przemian gazem gorącym – spalinami i chłodnym – dmuchem. Po nagraniu wypełnienia nagrzewnicy następuje wyłączenie palnika, zamknięcie zaworów spalinowych i otwarcie zaworów dmuchu. Ten zespół czynności zwykle się nazywa *rewersją*. Częstość przeprowadzania rewersji ma istotny wpływ na wskaźniki zużycia energii chemicznej paliw w nagrzewnicach oraz wartości maksymalnych temperatur ogniotrwałego wypełnienia i spalin odpływających z nagrzewnicy. Zwiększanie częstości rewersji jest ograniczone zdolnością istniejącej armatury do przestawiania nagrzewnic i dysponowaną mocą cieplną palnika.

Podwyższenie temperatury podgrzania dmuchu wymaga – przy stałej jakości paliwa – nagrzania coraz dalszych obszarów wypełnienia nagrzewnicy do coraz wyższej temperatury. Podwyższa się temperatura spalin odpływających z nagrzewnicy aż do osiągnięcia maksymalnej dopuszczalnej wartości. Dalsze podwyższanie temperatury dmuchu wymaga

wzbogacenia gazu wielkopiecowego, tzn. zwiększenia wartości opałowej. Ograniczeniem dla podwyższania wartości opałowej spalane go gazu jest maksymalna dopuszczalna temperatura kopuły nagrzewnicy.

Poziom akumulacji energii w wypełnieniu nagrzewnicy zmienia się osiągając wartość maksymalną po zakończeniu opalania nagrzewnicy i wartość minimalną na końcu fazy nagrzewania dmuchu. Ten dolny poziom energii zakumulowanej w wypełnieniu nagrzewnicy nazywany jest w literaturze „energii resztkową” [2, 17]. Jego wartość decyduje o temperaturze dmuchu odpływającego z nagrzewnicy w końcowym okresie fazy nagrzewania dmuchu. Zbyt niski poziom wymusza wcześniejsze przeprowadzenie rewersji i skrócenie czasu opalania pozostałych nagrzewnic, zbyt wysoki poziom zwiększa straty energii i obniża sprawność energetyczną nagrzewnic. Dla danych parametrów nagrzanego dmuchu i częstości rewersji istnieje minimalna wartość „energii resztkowej”, której odpowiada maksymalna sprawność energetyczna nagrzewnicy. W praktyce osiągnięcie sprawności zbliżonych do maksymalnych wymaga zainstalowania systemu komputerowego do kontroli akumulacji energii i sterowania pracą nagrzewnic [2, 25, 42, 48, 95].

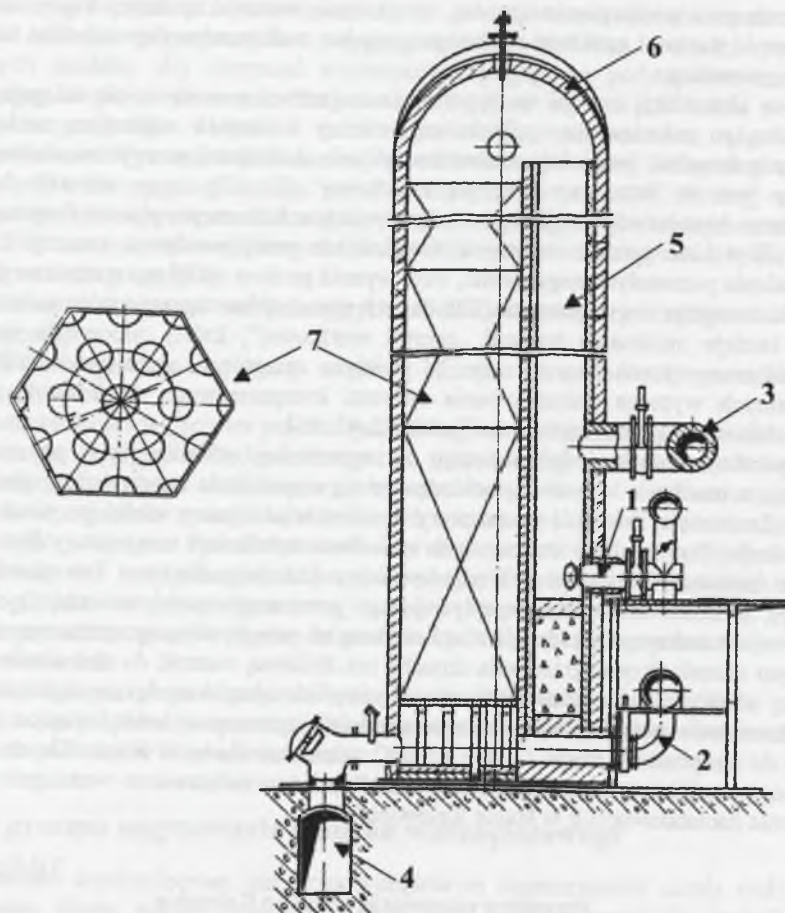
Temperatura dmuchu odpływającego z nagrzewnicy zmienia się – po rewersji jest najwyższa, a następnie – w miarę ochładzania się wypełnienia nagrzewnicy, obniża się. W celu uzyskania stałej wartości temperatury dmuchu w okrężnicy wielkiego pieca konieczna jest regulacja. Powszechnie stosowanym sposobem stabilizacji temperatury jest mieszanie gorącego dmuchu odpływającego z nagrzewnicy z dmuchem zimnym. Ten sposób regulacji powoduje, że strumień dmuchu przepływającego przez nagrzewnicę zmienia się od wartości minimalnej do maksymalnej. Jeżeli strumień dmuchu przepływającego przez nagrzewnicę w końcowym okresie fazy nagrzewania dmuchu ma zbliżoną wartość do strumienia dmuchu w okrężnicy wielkiego pieca, oznacza to osiągnięcie minimalnej wartości „energii resztkowej”.

W hutnictwie polskim wysokotemperaturowe nagrzewnice umożliwiające podgrzanie dmuchu do temperatury rzędu 1200 + 1250°C zainstalowane są w Hucie Katowice. Na rys. 3.1 pokazano schemat nagrzewnicy, zaś w tablicy 3.1 przedstawiono ważniejsze parametry nagrzewnic zainstalowanych w Hucie Katowice [67].

Tablica 3.1

Parametry nagrzewnic w Hucie Katowice

Parametr	Jednostka	Wartość
Wysokość nagrzewnicy		52
Wysokość kratownicy	m	42
- w tym wyłożenia krzemionkowego		13
Srednica		
- płaszcza nagrzewnicy	m	11,5
- szybu spalania		3,53
Pole powierzchni przepływu ciepła		
- całkowite	m ²	70800
- w odniesieniu do jednostki objętości	m ² /m ³	33,13
Szyb spalania		wewnętrzny
Palnik		metalowy



Rys. 3.1. Schemat nagrzewnicy dmuchu wielkopiecowego (1 – palnik, 2 – przewód zimnego dmuchu, 3 – przewód gorącego dmuchu, 4 – kanał spalinowy, 5 – szyb spalania, 6 – kopuła, 7 – wypełnienie kratownicowe)

Fig. 3.1. Scheme of a hot-blast stove (1 – burner, 2 – cold blast, 3 – hot blast, 4 – flue gas, 5 – combustion shaft, 6 – stove dome, 7 – checkwork)

Kratownica nagrzewnicy jest zbudowana z sześciokątnych kształtek wielootworowych. Jako materiał ogniotrwały na wyłożenie górnych stref kratownicy zastosowano krzemionkę na pozostałe zaś strefy szamot. Każdy z wielkich pieców został wyposażony w układ czterech nagrzewnic, z których jedna nagrzewa dmuch a pozostałe są opalane. Nagrzewnice pracują w systemie szeregowym co oznacza, że poszczególne nagrzewnice kolejno dostarczają gorący dmuch, regulację zaś temperatury dmuchu przeprowadza się przez dodawanie dmuchu zimnego do gorącego. Zawór mieszankowy łączący przewód dmuchu zimnego z przewodem dmuchu gorącego jest sterowany automatycznie według zadanej temperatury dmuchu w okężnicy wielkiego pieca (rys. 3.2).

3.2. Symulacyjny model matematyczny nagrzewnicy wielkopiecowej

Nagrzewanie dmuchu wielkopiecowego do zadanej temperatury realizuje się w zespole obejmującym trzy lub cztery nagrzewnice. Nagrzewnice mogą być eksploatowane w systemie szeregowym lub przestawno-równoległym. W polskich hutach żelaza nagrzewnice pracują w systemie szeregowym, co oznacza, że jedna z nagrzewnic nagrzewa dmuch, zaś pozostałe są w tym czasie opalane. Zmiennymi sterującymi procesem nagrzewania dmuchu w nagrzewnicy są:

- strumień gazu wielkopiecowego do opalania nagrzewnicy,
- stopień wzbogacenia gazu wielkopiecowego paliwem bogatym,
- czasy trwania fazy opalania nagrzewnicy i nagrzewania dmuchu.

Na zmienne sterujące i zmienne procesowe nałożone są ograniczenia wynikające z maksymalnego dopuszczalnego natężenia przepływu czynników gazowych, z warunków bezpiecznej pracy armatury i instalacji oraz z dopuszczalnej temperatury materiałów. Podstawowe ograniczenia nałożone na zmienne procesowe w nagrzewnicach dmuchu:

- ograniczenie maksymalnej temperatury kopuły nagrzewnicy,
- ograniczenie maksymalnej temperatury spalin odpływających z nagrzewnicy,
- ograniczenie minimalnej temperatury styku krzemionkowych i szamotowych warstw wypełnienia nagrzewnicy.

W zadaniach symulacji procesów mamy do czynienia nie tylko z procesem, lecz również z układami sterowania tym procesem [32]. Oba te elementy są ze sobą nierozdzielnie związane tworząc pewien system. W celu przeprowadzenia badań symulacyjnych trzeba zbudować model matematyczny procesu z uwzględnieniem sterowania tym procesem. W nagrzewnicy wielkopiecowej zachodzi proces spalania i przekazywania ciepła od spalin do nagrzewanego dmuchu za pomocą materiału pośredniczącego, którym jest ogniotrwałe wypełnienie. Modelem matematycznym procesu jest model matematyczny przepływu ciepła w nagrzewnicy uzupełniony o procedury obliczeń stechiometrycznych, bilansu energii w szybie spalania oraz procedury obliczeń konwekcyjnych i radiacyjnych współczynników wnikania ciepła.

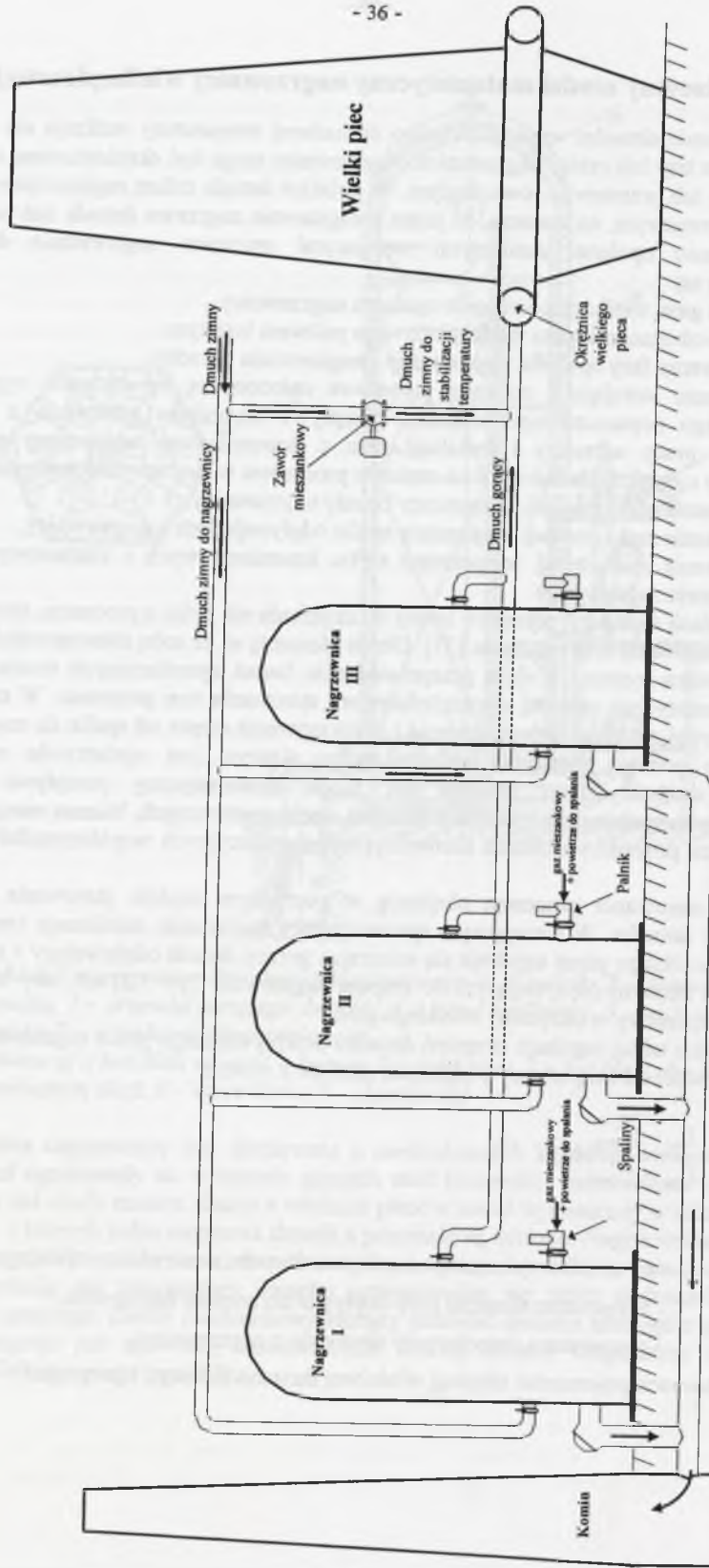
System sterowania procesem obejmuje w pierwszym rzędzie sterowanie stabilizacją temperatury dmuchu. W szeregowym systemie pracy nagrzewnic stabilizację temperatury w okężnicy wielkiego pieca uzyskuje się mieszając gorący dmuch odpływający z nagrzewnicy z dmuchem zimnym dopływającym do zespołu nagrzewnic (rys. 3.2) tak, aby uzyskać stałą wartość temperatury w okężnicy wielkiego pieca.

W wyniku takiej regulacji strumień dmuchu przepływającego przez nagrzewnicę zmienia się w zależności od temperatury podgrzania zgodnie z relacją:

$$\dot{n} = \frac{T_{wp} - \xi T_{Dd}}{T_{Dw} - \xi T_{Dd}} \dot{n}_{wp} \quad (3.1)$$

gdzie:

- \dot{n}_{wp}, T_{wp} - strumień i wymagana temperatura dmuchu w okężnicy wielkiego pieca,
- T_{Dd} - temperatura dmuchu przy dopływie do zespołu nagrzewnic,
- T_{Dw} - temperatura dmuchu przy wypływie z nagrzewnicy,
- ξ - stosunek pojemności cieplnej właściwej dmuchu zimnego i gorącego.



Rys. 3.2. Schemat procesu nagrzewania dmuchu w zespole nagrzewnic wielkopieczowych
 Fig. 3.2. Course of blast heating within a blast furnace set

W rzeczywistości, z uwagi na działanie regulatora, przebieg czasowy strumienia dmuchu przepływającego przez nagrzewnicę ma charakter schodkowy, co uwzględniono w modelu symulacyjnym, przy czym wartości n' w wyodrębnionych przedziałach czasu l nie są a priori znane. Określenie przebiegu czasowego strumienia dmuchu w nagrzewnicy z uwagi na stabilizację temperatury w okrężnicy wielkiego pieca realizuje się w procedurze obliczeniowej iteracyjnie.

Stabilizację temperatury dmuchu w okrężnicy wielkiego pieca można uzyskać przy różnym przebiegu czasowym strumienia dmuchu przepływającego przez nagrzewnicę. Najkorzystniejszy energetycznie jest wariant, w którym strumień dmuchu przepływającego przez nagrzewnicę jest w końcowym przedziale czasu fazy nagrzewania dmuchu zbliżony do strumienia w okrężnicy wielkiego pieca (zawór mieszankowy ulega zamknięciu). Uzyskuje się wówczas minimum „energii resztkowej” w wypełnieniu nagrzewnicy i maksymalną sprawność energetyczną [2]. Wymaga to jednak dopasowania mocy palnika do obciążenia cieplnego nagrzewnicy przy zadanych czasach fazy opalania nagrzewnicy i nagrzewania dmuchu. W obliczeniach symulacyjnych moc palnika jest wielkością zadaną, a temperatura dmuchu po stabilizacji (temperatura w okrężnicy wielkiego pieca) wielkością wynikową. W wyniku wprowadzenia do obliczeń kolejnej pętli iteracyjnej wyznacza się temperaturę dmuchu w okrężnicy wielkiego pieca, przy której spełnione jest kryterium minimum „energii resztkowej” i osiąga się maksymalną sprawność energetyczną.

Nagrzewnica wielkopieczowa działa w zespole i jej praca uwarunkowana jest pracą pozostałych nagrzewnic. W szeregowym systemie działania, gdy kolejne nagrzewnice podgrzewają dmuch, przy założeniu zbliżonego stanu technicznego i parametrów opalania nagrzewnic uzyskuje się relację pomiędzy czasem opalania τ_s i nagrzewania dmuchu τ_D w postaci:

$$\tau_s = (N - 1)\tau_D - \tau_{rew} \quad (3.2)$$

gdzie:

N - liczba pracujących nagrzewnic,

τ_{rew} - czas trwania rewersji.

Wykorzystując zależność (3.2) redukuje się do trzech liczbę niezależnych zmiennych sterujących w obliczeniach symulacyjnych.

Odtwarzając w obliczeniach symulacyjnych rzeczywiste warunki eksploatacji nagrzewnic, należy uwzględnić straty ciepła do otoczenia. Łączne straty ciepła dzieli się na straty w szybie spalania nagrzewnicy oraz w obszarze wypełnienia nagrzewnicy. Z bilansu energii dla obszaru szybu spalania oblicza się temperaturę spalin dopływających do wypełnienia nagrzewnicy. Udział strat ciepła w entalpii paliwa wyznaczono na podstawie pomiarów cieplnych nagrzewnic [44]. Obliczenia symulacyjne pracy nagrzewnicy obejmują:

Obliczenia wstępne

- strumienia i składu spalin dopływających do wypełnienia nagrzewnicy,
- temperatury spalin dopływających do wypełnienia nagrzewnicy,
- wstępnego rozkładu temperatury gazów i wypełnienia oraz przebiegu czasowego strumienia dmuchu w nagrzewnicy.

I cykl iteracyjny

Dla założonego rozkładu temperatury i strumienia dmuchu oblicza się właściwości fizyczne czynników gazowych i wypełnienia oraz współczynniki wnikania ciepła. Z równań matematycznego modelu przepływu ciepła wyznacza się rozkład temperatury czynników gazowych i wypełnienia w nagrzewnicy. Sprawdza się, czy różnica pomiędzy obliczonym i przyjętym rozkładem temperatury jest mniejsza od założonej dokładności. Jeżeli nie, to

powtarza się obliczenia. Proces iteracyjny kończy się w momencie uzyskania powtarzalności pola temperatury.

II cykl iteracyjny

Po zakończeniu I cyklu iteracyjnego oblicza się temperaturę dmuchu po stabilizacji w wyniku mieszania z dmuchem zimnym. Jeżeli warunek stabilizacji temperatury dmuchu nie został spełniony, koryguje się poprzedni przebieg czasowy strumienia dmuchu przepływającego przez nagrzewnicę i powtarza obliczenia I cyklu iteracji.

III cykl iteracyjny

Trzeci cykl iteracyjny ma na celu symulację stanu nagrzewnicy charakteryzującą się minimalnym poziomem akumulacji energii po zakończeniu nagrzewania dmuchu. W tym celu, po zakończeniu II cyklu iteracyjnego, sprawdza się wielkość strumienia dmuchu przepływającego przez nagrzewnicę w końcowym okresie fazy dmuchu. Jeżeli jest on mniejszy od strumienia w okrężnicy wielkiego pieca, następuje podwyższenie stabilizowanej temperatury dmuchu i powrót do II cyklu iteracyjnego.

Przedstawiona konstrukcja symulacyjnego modelu matematycznego nagrzewnicy została wykorzystana do opracowania programu w języku FORTRAN [107]. Z uwagi na cel obliczeń symulacyjnych zmienne wejściowe podzielono na trzy grupy:

I grupa zmiennych

Do tej grupy zmiennych należą:

- parametry materiałowo-konstrukcyjne nagrzewnicy,
- dane o podziale zastępczego wypełnienia nagrzewnicy na strefy i warstwy oraz dane o podziale faz cyklu pracy na przedziały czasu,
- dane o względnych stratach ciepła w szybie i wypełnieniu nagrzewnicy.

Ta grupa zmiennych zachowuje stałe wartości w obliczeniach symulacyjnych.

II grupa zmiennych

Do drugiej grupy zmiennych należą: skład i parametry termiczne paliw gazowych, powietrza do spalania oraz dmuchu.

III grupa zmiennych

Trzecia grupa zmiennych obejmuje zmienne zaliczane do grupy oddziaływań manipulacyjnych. Są to:

- strumień nagrzewanego dmuchu,
- strumień gazu wielkopiecowego i wysokokalorycznego do opalania nagrzewnicy,
- czasy trwania faz cyklu pracy nagrzewnicy.

3.3. Model matematyczny przepływu ciepła w nagrzewnicy

3.3.1. Analiza rozwiązań dotychczasowych i zdefiniowanie założeń do modelu

Nagrzewnica wielkopiecową jest przeciwprądowym regeneratorem ciepła. Obliczenia ciepłoty regeneratorów są trudne ze względu na nakładanie się zagadnień wynikających z periodycznymi zmiennymi pól temperatury i problemów związanych z przeciwprądowym przepływem czynników gazowych. Nawet przy stałej temperaturze spalin dopływających do wypełnienia nagrzewnicy temperatura przy odpływie zmienia się ze względu na zmienność temperatury wypełnienia. Zmiany temperatury gazów i wypełnienia są od siebie wzajemnie uzależnione. Wysoka temperatura powoduje, że promieniowy przepływ ciepła ma znaczny udział w całkowitym przepływie ciepła, ponieważ spaliny zawierają znaczną ilość pary wodnej i dwutlenku węgla. Ponadto duże różnice temperatury wzdłuż wysokości nagrzewnicy powodują zmianę termicznych właściwości płynu i wypełnienia.

Problemom obliczeń ciepłoty regeneratorów poświęcono dotychczas wiele prac. Istniejące rozwiązania różnią się zarówno przyjętymi uproszczeniami w opisie zjawiska, jak

też i metodami rozwiązania zagadnienia. Zastosowanie metod analitycznych pociąga za sobą konieczność przyjęcia licznych założeń upraszczających, dotyczących opisu zjawiska. Metody numeryczne pozwalają na dokładniejszy opis cech fizycznych procesu przepływu ciepła, są jednak obciążone błędami przyjętej metody obliczeniowej. Rzeczywistą geometrię wypełnienia regeneratora powszechnie zastępuje się w obliczeniach równoważnym wypełnieniem płytowym. Wynika to zarówno z trudności w rozwiązaniu matematycznym, jak i w określeniu warunków brzegowych.

Z opisanych poniżej metod stosunkowo najwcześniej powstała metoda Hausena [22]. W dalszej kolejności powstawały prace Goldfarba [19], Timofiejewa [90] oraz Gduli [15, 16]. Ze względu na duże trudności ścisłego ujęcia matematycznego zjawisk zachodzących w regeneratorsze rzeczywistym autorzy przyjmowali liczne założenia upraszczające, m.in. zakładali stałość parametrów termicznych wypełnienia i współczynników wnikania ciepła.

Rozwój elektronicznej techniki obliczeniowej w drugiej połowie lat sześćdziesiątych pozwolił na zastosowanie metod numerycznych do obliczeń ciepłoty regeneratorów. Jedną z pierwszych prac jest opracowany przez Szarguta i Guzika model matematyczny procesu ciepłoty nagrzewnicy wielkopiecowej [21, 81]. Pozwala on uwzględnić zależność współczynników wnikania ciepła od miejsca i czasu, zależność strumienia gazów od czasu oraz wpływ temperatury na własności cieplne materiału wypełnienia i na pojemność cieplną gazów. Zastosowano równania różnicowe oparte na metodzie ilorazu różnicowego przedniego. Porównanie wyników uzyskanych za pomocą modelu z osiąganymi istniejących nagrzewnic wskazuje na dobrą zgodność modelu z rzeczywistością.

Przyjęcie w pracy [78], że średnia temperatura gazu w każdej ze stref jest liniowo zależna od przyjętych funkcji czasu oraz wykorzystanie procedury exodus do wyznaczania zależności między temperaturami gazów a temperaturami przypowierzchniowych warstw wypełnienia, pozwoliło znacznie uprościć wykorzystanie równań różnicowych opisujących przepływ ciepła i skrócić czas obliczeń.

W znacznej części modeli matematycznych przepływu ciepła w nagrzewnicy stosowano rozwiązanie uzyskane dla małych liczb Biota przy uwzględnieniu modyfikacji współczynnika wnikania ciepła proponowanej przez Hausena [22]. Trójwymiarowy problem przekształcony jest w ten sposób w dwuwymiarowy, a współczynnik wnikania ciepła uzależniony od liczb Biota i Fouriera. Zasadnicze założenie tej metody polega na przyjęciu parabolicznego profilu temperatury wypełnienia w kierunku prostopadłym do przepływu płynu. Im mniejsza jest liczba Biota oraz im dłuższy jest czas trwania cyklu, tym mniejszy jest błąd spowodowany tym założeniem, ponieważ okres, podczas którego zniekształcenie profilu temperatury jest największe (tuż po zmianie fazy), stanowi niewielki udział w całym czasie cyklu. Ten sposób rozwiązania stosowano w pracach Szarguta i Cofały [6, 79], Imera [24], Willmota [97] oraz w pracy [47].

W pracy [91] podano rozwiązanie analityczne trójwymiarowych równań bilansu energii w wypełnieniu i płynach regeneratora przy założeniu dowolnych, ale niezmiennych w czasie dla okresów grzania i chłodzenia warunków przepływu ciepła oraz stałości liczb Biota i Fouriera wzdłuż drogi przepływu gazów w regeneratorsze.

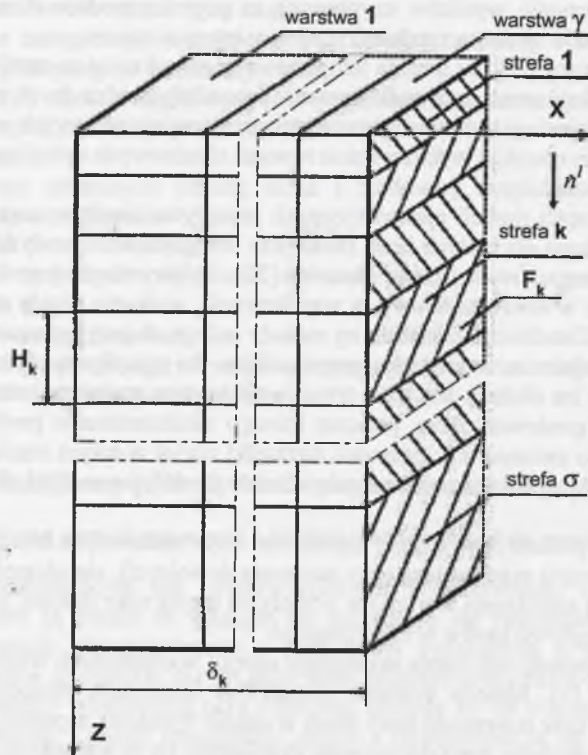
Analityczną metodą obliczania akumulacji energii w elementach wypełnienia regeneratora przedstawił Bes [3]. Metoda pozwala uwzględnić zmienność temperatur gazów według dowolnej funkcji oraz zmienność liczb Biota w czasie wyrażoną w postaci wielomianu.

Nagrzewnica dmuchu wielkopiecowego eksploatuje się w warunkach zmiennych w czasie strumienia i parametrów czynników gazowych dopływających do wypełnienia. Dotyczy to w szczególności strumienia dmuchu. Zmienność ta powinna być ujęta w modelu matematycznym. W opracowanym modelu założono dyskretny przebieg czasowy strumienia i parametrów czynników gazowych, dzieląc cykl pracy nagrzewnicy na przedziały czasu. Poza pracą [3], w prezentowanych w literaturze modelach przepływu ciepła rzeczywistą geometrię

wypełnienia zastępowano w obliczeniach geometrią płytową. Podobne założenie przyjęto w niniejszej pracy.

Uzyskanie wiarygodnego modelu do symulacji działania nagrzewnicy w stanach rozruchu i stanach pseudoustalonych wymaga numerycznego rozwiązania układu równań różniczkowych. Dyskretyzacja może obejmować zmienne przestrzenne i czas lub ograniczyć się do zmiennych przestrzennych przy zachowaniu ciągłości czasu. Dyskretyzacja zmiennych przestrzennych prowadzi do opisu matematycznego przewodzenia ciepła w wypełnieniu układem równań różniczkowych zwyczajnych. Odpowiada to podziałowi układu o parametrach rozłożonych na pewną liczbę podukładów o parametrach skupionych. Ma to istotne znaczenie w modelach sterowania. Zachowanie ciągłości czasu pozwala uzyskać przestrzenny rozkład temperatury czynników gazowych i wypełnienia w nagrzewnicy w dowolnej chwili, bez potrzeby wykonywania obliczeń dla poprzednich chwil (unikają się kroczenia po czasie).

Dzieląc zastępcze wypełnienie płytowe na strefy i warstwy (rys. 3.3.) uzyskuje się model 3-D. Dla oceny energii zakumulowanej w wypełnieniu jest to rozwiązanie korzystniejsze w porównaniu z modelem 2-D. Układ równań różniczkowych zwyczajnych opisujących przebiegi czasowe temperatury w węzłach elementów różnicowych można otrzymać metodą bilansów elementarnych lub poddając dyskretyzacji równanie Fouriera – Kirchhoffa [83].



Rys. 3.3. Schemat podziału zastępczego wypełnienia płytowego na strefy i warstwy
Fig. 3.3. Division of the substitute plate-filling into zones and layers

Mając na uwadze przedstawioną analizę przyjęto następujące założenia do modelu matematycznego przepływu ciepła w nagrzewnicy [49, 64]:

1. Nagrzewnicę dzieli się na σ stref (rys. 3.3). Strefa $k = 1$ jest strefą najwyższych temperatur.
2. Rzeczywiste wypełnienie nagrzewnicy zastępuje się równoważnym wypełnieniem płytowym.
3. Zastępcze wypełnienie płytowe w strefie nagrzewnicy dzieli się na γ warstw. Warstwa $j = \gamma$ jest położona przy powierzchni płyty.
4. Cykl pracy nagrzewnicy (faza nagrzewania i ochładzania wypełnienia) dzieli się na l_0 przedziałów czasu, w których strumienie i parametry czynników grzejącego i podgrzewanego mają stałą wartość $l = 1, 2, \dots, l_0$.
5. Znany jest przebieg czasowy temperatury spalin przy dopływie do wypełnienia nagrzewnicy w l -tym przedziale czasu $T_{sd}^l(\tau)$.
6. Temperatura dmuchu ma przy dopływie do wypełnienia nagrzewnicy stałą wartość T_{Dd} w czasie fazy nagrzewania dmuchu.
7. Własności termiczne płynów i wypełnienia w nagrzewnicy są stałe w obrębie danej strefy, warstwy i przedziału czasu.
8. Temperatura czynnika gazowego jest wyrównana w przekroju prostopadłym do jego przepływu.
9. Pomijają się przewodzenie ciepła w wypełnieniu w kierunku równoległym do przepływu gazów.

3.3.2. Modelowanie rozkładu temperatury w strefie wypełnienia nagrzewnicy

Przepływ ciepła w strefie k nagrzewnicy i przedziale czasu l opisany jest układem równań:

- bilansu energii przestrzeni gazowych

$$-n^l (Mc_p)_k \frac{\partial T_k^l(z, \tau)}{\partial z} = \alpha_k^l \frac{F_k}{H_k} [T_k^l(z, \tau) - \theta_k^l(\delta_k, \tau)] \quad (3.3)$$

- Fouriera – Kirchhoffa dla zastępczego wypełnienia płytowego

$$c_k^l \rho_k \frac{\partial \theta_k^l(x, \tau)}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda_k^l \frac{\partial \theta_k^l(x, \tau)}{\partial x} \right) \quad (3.4)$$

gdzie:

- T_k^l - temperatura gazu,
- θ_k^l - temperatura wypełnienia,
- n^l - strumień gazu,
- $(Mc_p)_k$ - pojemność cieplna gazu,
- c_k^l - pojemność cieplna materiału wypełnienia,
- α_k^l - współczynnik wnikania ciepła (radiacyjny i konwekcyjny),
- λ_k^l - współczynnik przewodzenia ciepła,
- ρ_k - gęstość materiału wypełnienia,
- H_k, F_k - wysokość i powierzchnia strefy,

- δ_k - połowa grubości zastępczego wypełnienia płytowego,
- x, z - współrzędna prostopadła i równoległa do kierunku przepływu gazów,
- τ - czas.

Równania (3.3) i (3.4) należy uzupełnić warunkami początkowymi:

- dla temperatury czynnika gazowego

$$T_k^i(0, \tau) = T_{dk}^i(\tau) \quad (3.5)$$

gdzie:

$T_{dk}^i(\tau)$ - temperatura gazu przy dopływie do strefy.

- dla temperatury wypełnienia

$$\theta_k^i(x, 0) = \theta_0^i(x) \quad (3.6)$$

gdzie:

$\theta_0^i(x)$ - początkowy rozkład temperatury wypełnienia w strefie

oraz warunkami brzegowymi:

- drugiego rodzaju w płaszczyźnie symetrii zastępczego wypełnienia płytowego

$$\left. \frac{\partial \theta_k^i(x, \tau)}{\partial x} \right|_{x=0} = 0 \quad (3.7)$$

- trzeciego rodzaju na powierzchni zewnętrznej zastępczego wypełnienia płytowego

$$-\lambda_k^i \left. \frac{\partial \theta_k^i(x, \tau)}{\partial x} \right|_{x=\delta_k} = \alpha_k^i [\theta_k^i(\delta_k, \tau) - T_{mk}^i(\tau)] \quad (3.8)$$

gdzie:

$\theta_k^i(\delta_k, \tau)$ - temperatura powierzchni zastępczego wypełnienia płytowego,

$T_{mk}^i(\tau)$ - średnia objętościowa temperatura gazu w strefie

$$T_{mk}^i(\tau) = \frac{1}{H_k} \int_0^{H_k} T_k^i(z, \tau) dz \quad (3.9)$$

Rozwiązanie równania bilansu energii przestrzeni gazowych ma postać:

$$T_k^i(z, \tau) = \theta_k^i(\delta_k, \tau) + [T_{dk}^i(\tau) - \theta_k^i(\delta_k, \tau)] \cdot \exp\left[-\frac{\alpha_k^i F_k z}{n^i (Mc_p)_k H_k}\right] \quad (3.10)$$

Dla rozwiązania nieustalonego przewodzenia ciepła w strefie nagrzewnicy zastępcze wypełnienie płytowe podzielono na γ warstw, a następnie metodą bilansów elementarnych [75, 83] wyprowadzono układ równań różniczkowych, który w zapisie macierzowym ma postać:

$$\frac{d\theta_k^i(\tau)}{d\tau} = \mathbf{A}_k^i \theta_k^i(\tau) + T_{dk}^i(\tau) \mathbf{b}_k^i \quad (3.11)$$

gdzie:

$\theta_k^i(\tau)$ - macierz kolumnowa temperatur węzłowych wypełnienia w k-tej strefie nagrzewnicy,

\mathbf{A}_k^i - macierz współczynników przy temperaturach wypełnienia w k-tej strefie,

\mathbf{b}_k^i - macierz kolumnowa współczynników wynikających z uwzględnienia warunków brzegowych w k-tej strefie.

$$\theta_k^i = [\theta_{k1}^i, \theta_{k2}^i, \dots, \theta_{k\gamma}^i]^T \quad \mathbf{b}_k^i = [0, 0, \dots, b_{k\gamma}^i]^T$$

Z równania (3.10) po uwzględnieniu dyskretyzacji zastępczego wypełnienia płytowego i wprowadzeniu $z = H_k$ uzyskuje się równanie na temperaturę gazu odpływającego ze strefy nagrzewnicy T_{wk}^i w postaci:

$$T_{wk}^i(\tau) = d_k^i \theta_{k\gamma}^i(\tau) + (1 - d_k^i) T_{dk}^i(\tau) \quad (3.12)$$

gdzie:

d_k^i - stały współczynnik,

$\theta_{k\gamma}^i$ - temperatura przypowierzchniowego węzła zastępczego wypełnienia płytowego.

W teorii sterowania równanie (3.11) nosi nazwę równania stanu, a równanie (3.12) równania wyjścia [18, 36]. Macierz kolumnowa θ_k^i nazywana jest wektorem stanu. System, którego funkcja stanu jest rozwiązaniem równania różniczkowego liniowego o stałych współczynnikach (3.11), nazywa się systemem dynamicznym liniowym stacjonarnym ciągłym (DLSC). Jeżeli dodatkowo funkcja wejścia $T_{dk}^i(\tau)$ jest różna od zera, to system DLSC nazywany jest nieautonomicznym. Systemy DLSC mają podstawowe znaczenie w teorii sterowania, gdyż są modelami bardzo dużej liczby różnorodnych obiektów sterowania [36]. Funkcja stanu systemu DLSC nieautonomicznego istnieje zawsze, jest jednoznaczna i określona zależnością:

$$\theta_k^i(\tau) = e^{\mathbf{A}^i \tau} \theta_{0k}^i + \int_0^{\tau} e^{\mathbf{A}^i(\tau-t)} \mathbf{b}_k^i T_{dk}^i(t) dt \quad (3.13)$$

Istnieje wiele metod wyznaczania funkcji stanu (3.13) polegających na obliczeniu macierzy $e^{\mathbf{A}^i \tau}$. Wyrażenie to można obliczyć analitycznie, metodą wielomianów interpolacyjnych Lagrange'a - Sylwestera lub przez rozwinięcie w szereg [32]. Metody analityczne wymagają obliczenia wartości własnych macierzy \mathbf{A} . Wyznaczenie wartości własnych i wektorów własnych przy dużych rządach macierzy \mathbf{A} jest czasochłonnym

elementem obliczeń komputerowych. W omawianym modelu matematycznym przepływu ciepła w nagrzewnicy rząd macierzy **A** jest niewielki i obliczenia numeryczne wartości własnych nie nastroczają problemów.

Metoda analityczna rozwiązania układu równań różniczkowych (3.11) polega na takim przekształceniu współrzędnych stanu, które prowadzi do diagonalizacji macierzy **A** [36, 73]. Przekształcenie takie istnieje zawsze wtedy, gdy macierz **A** ma różne wartości własne i prowadzi do równania:

$$\mathbf{G}^{-1} \mathbf{A} \mathbf{G} = \text{diag } \lambda \quad (3.14)$$

gdzie:

G – macierz transformacji utworzona z wektorów własnych macierzy **A**, **diag** λ – macierz diagonalna zawierająca na głównej przekątnej wartości własne λ macierzy **A**.

Związek (3.14) jest podstawowym równaniem metody DTS [73]. Pozwala on przekształcić układ równań różniczkowych (3.11) w układ niezależnych równań różniczkowych w postaci:

$$\frac{d \theta'_k(\tau)}{d\tau} = \text{diag } \lambda \theta'_k(\tau) + T'_{dk}(\tau) \bar{\mathbf{b}}'_k \quad (3.15)$$

gdzie transformaty macierzy kolumnowych:

$$\begin{aligned} \theta'_k(\tau) &= (\mathbf{G}'_k)^{-1} \theta_k(\tau) \\ \bar{\mathbf{b}}'_k &= (\mathbf{G}'_k)^{-1} \mathbf{b}'_k \end{aligned} \quad (3.16)$$

zaś transformata warunku początkowego:

$$\bar{\theta}'_{0k} = (\mathbf{G}'_k)^{-1} \theta'_{0k}$$

Przekształcenie zmiennych stanu θ'_k równaniami (3.16) nosi nazwę transformacji macierzowej, zaś macierz **G** macierzy transformacji. Dalsze rozwiązanie przebiega w sposób charakterystyczny dla metod rozwiązania polegających na przekształceniach: transformacja Laplace'a układu niezależnych równań różniczkowych (3.15), rozwiązanie w dziedzinie transformaty (o wiele prostsze niż w dziedzinie oryginału) i retransformacja Laplace'a [9]. Po retransformacji Laplace'a uzyskuje się:

$$\theta'_k(\tau) = \text{diag } e^{\lambda \tau} \bar{\theta}'_{0k} + \text{diag} \left[\int_0^{\tau} e^{\lambda(\tau-t)} T'_{dk}(t) dt \right] \bar{\mathbf{b}}'_k \quad (3.17)$$

Całkę w równaniu (3.17) można zapisać jako spłot iloczynu funkcji. Równanie (3.17) przyjmuje wówczas postać:

$$\theta'_k(\tau) = \text{diag } e^{\lambda \tau} \bar{\theta}'_{0k} + [T'_{dk}(\tau)] * [\text{diag } e^{\lambda \tau}] \bar{\mathbf{b}}'_k \quad (3.18)$$

Ostateczne rozwiązanie otrzymuje się w wyniku retransformacji macierzowej równania (3.18) w postaci:

$$\theta'_k(\tau) = \mathbf{H}'_k(\tau) \theta'_{0k} + [\mathbf{H}'_k(\tau)] * [T'_{dk}(\tau)] \mathbf{b}'_k \quad (3.19)$$

Wykorzystując równania (3.12) i (3.19) można wyprowadzić wzór na funkcję opisującą przebieg czasowy temperatury gazu odpywającego ze strefy nagrzewnicy:

$$T'_{wk}(\tau) \mathbf{n} = d'_k \mathbf{I} \mathbf{H}'_k(\tau) \theta'_{0k} + [(1-d'_k) + b'_{ky} d'_k H'_{ky}(\tau)] * [T'_{wk-1}(\tau)] \mathbf{n} \quad (3.20)$$

gdzie:

$$\mathbf{H}'_k = \begin{bmatrix} H'_{k11}(\tau) & H'_{k12}(\tau) & \dots & H'_{k1\gamma-1}(\tau) & H'_{k1\gamma}(\tau) \\ H'_{k21}(\tau) & H'_{k22}(\tau) & \dots & H'_{k2\gamma-1}(\tau) & H'_{k2\gamma}(\tau) \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ H'_{k\gamma 1}(\tau) & H'_{k\gamma 2}(\tau) & \dots & H'_{k\gamma\gamma-1}(\tau) & H'_{k\gamma\gamma}(\tau) \end{bmatrix} \quad \mathbf{I} = \begin{bmatrix} 0 & 0 & \dots & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

$$\theta'_{0k} = \begin{bmatrix} \theta'_{0k1} \\ \theta'_{0k2} \\ \dots \\ \dots \\ \theta'_{0k\gamma} \end{bmatrix} \quad \mathbf{n} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ \dots \\ \dots \\ 1 \end{bmatrix}$$

przy czym:

$$H'_{kmp}(\tau) = \sum_{s=1}^{\gamma} g'_{kms} \bar{g}'_{ksp} \exp(\lambda'_{ks} \tau) \quad (3.21)$$

gdzie:

g'_{kms}, \bar{g}'_{ksp} – elementy macierzy transformacji \mathbf{G}'_k utworzonej przez wektory własne macierzy **A** i elementy macierzy odwrotnej do macierzy transformacji,
 λ'_{ks} – wartości własne macierzy **A**.

Równania (3.19) i (3.20) opisują rozkład czasowy elementów różnicowych wypełnienia oraz temperatury gazów przy wypływie ze stref obliczeniowych. Z równań tych można wyeliminować nieznaną temperaturę gazów przy dopływie do stref i uzyskać rozwiązanie dla całego obszaru nagrzewnicy. Wykorzystuje się w tym celu warunek ciągłości przestrzennej funkcji opisującej temperaturę gazu.

3.3.3. Modelowanie rozkładu temperatury w obszarze wypełnienia nagrzewnicy

Przekrój dopływowy rozpatrywanej strefy jest jednocześnie przekrojem wypływowym ze strefy poprzedzającej. W fazie opalania nagrzewnicy warunek ciągłości funkcji temperatury czynników gazowych przyjmuje postać:

$$\begin{aligned} T'_{dk}(\tau) &= T'_{wk-1}(\tau) \quad \text{dla } k > 1 \\ T'_{d1}(\tau) &= T'_{s d}(\tau) \end{aligned} \quad (3.22)$$

Po uwzględnieniu zależności (3.19) i (3.20) i rozwiązaniu uzyskuje się równania opisujące rozkład temperatury czynników gazowych i wypełnienia w fazie opalania nagrzewnicy:

$$T_{wk}^l(\tau) = \sum_{i=1}^k \sum_{p=1}^{\gamma} U_{kip}^l(\tau) \theta_{0ip}^l + [\Phi_k^l(\tau)] * [T_{sd}^l(\tau)] \quad (3.23)$$

$$\theta_k^l(\tau) = \sum_{i=1}^k \mathbf{W}_{ki}^l(\tau) \theta_{0i}^l + [\Psi_k^l(\tau)] * [T_{sd}^l(\tau)] \quad (3.24)$$

gdzie:

$$\begin{aligned} U_{kip}^l(\tau) &= \sum_{r=i}^k \sum_{s=1}^{\gamma} A_{kiprs}^l \exp(\lambda_{rs}^l \tau) \\ W_{kimp}^l(\tau) &= \sum_{r=i}^k \sum_{s=1}^{\gamma} C_{kimp rs}^l \exp(\lambda_{rs}^l \tau) \\ \Phi_k^l(\tau) &= B_{k0}^l + \sum_{r=i}^k \sum_{s=1}^{\gamma} B_{krs}^l \exp(\lambda_{rs}^l \tau) \\ \Psi_{km}^l(\tau) &= \sum_{r=i}^k \sum_{s=1}^{\gamma} D_{kmrs}^l \exp(\lambda_{rs}^l \tau) \end{aligned} \quad (3.25)$$

Procedury iteracyjne do obliczeń współczynników A, B, C i D zamieszczono w Dodatku A.

Dla fazy nagrzewania dmuchu warunek ciągłości funkcji temperatury czynnika gazowego ma postać:

$$\begin{aligned} T_{dk}^l(\tau) &= T_{wk+1}^l(\tau) \quad \text{dla } k < \sigma \\ T_{d\sigma}^l(\tau) &= T_{Dd} \end{aligned} \quad (3.26)$$

rozwiązanie zaś uzyskuje się w postaci:

$$T_{wk}^l(\tau) = \sum_{i=k}^{\sigma} \sum_{p=1}^{\gamma} U_{kip}^{*l}(\tau) \theta_{0ip}^l + T_{Dd} \Phi_k^{*l}(\tau) \quad (3.27)$$

$$\theta_k^l(\tau) = \sum_{i=k}^{\sigma} \mathbf{W}_{ki}^{*l}(\tau) \theta_{0i}^l + T_{Dd} \Psi_k^{*l}(\tau) \quad (3.28)$$

gdzie:

$$\begin{aligned} U_{kip}^{*l} &= \sum_{r=k}^i \sum_{s=1}^{\gamma} A_{kiprs}^{*l} \exp(\lambda_{rs}^l \tau) \\ W_{kimp}^{*l} &= \sum_{r=k}^i \sum_{s=1}^{\gamma} C_{kimp rs}^{*l} \exp(\lambda_{rs}^l \tau) \\ \Phi_k^{*l} &= B_{k0}^{*l} + \sum_{r=k}^i \sum_{s=1}^{\gamma} B_{krs}^{*l} \exp(\lambda_{rs}^l \tau) \\ \Psi_{km}^{*l} &= D_{km0}^{*l} + \sum_{r=k}^i \sum_{s=1}^{\gamma} D_{kmrs}^{*l} \exp(\lambda_{rs}^l \tau) \end{aligned} \quad (3.29)$$

Procedury iteracyjne, z których oblicza się wartości współczynników A*, B*, C* oraz D*, zamieszczono w Dodatku B.

Równania (3.23) ÷ (3.24) oraz (3.27) ÷ (3.28) zawierają nieznanne temperatury elementów różnicowych wypełnienia w początkowych momentach czasu θ_{ok}^l . Pomiar rozkładu temperatury wypełnienia można zrealizować w specjalnie zaplanowanym eksperymencie. W procesie eksploatacji wartości tych temperatur są pomiarowo niedostępne. W obliczeniach rozkładu temperatury w stanach rozruchu, startowym rozkładem temperatury wypełnienia jest temperatura otoczenia. Kolejne rozkłady uzyskuje się wykorzystując warunek ciągłości funkcji temperatury. Jeżeli występuje powtarzalność warunków działania nagrzewnicy w kolejnych cyklach, to przy liczbie cykli dążącej do nieskończoności rozwiązaniem asymptotycznym jest rozkład temperatury w stanie pseudoustalonym. Zamiast śledzić rozkład temperatury w kolejnych cyklach, rozwiązanie dla stanu pseudoustalonego można uzyskać wykorzystując warunki: ciągłości funkcji temperatury wypełnienia i przełączeń.

3.3.4. Rozkład temperatury czynników gazowych i wypełnienia w stanie pseudoustalonym

Temperatura wypełnienia nagrzewnicy oraz temperatury gazów są funkcjami czasu. Jeżeli wypełnienie nagrzewnicy jest pod wpływem stałych warunków zewnętrznych przez dostatecznie długi okres, to pole temperatury powtarza się w kolejnych cyklach. Stan, w którym rozkłady temperatury gazu i wypełnienia w fazach grzania i chłodzenia są w kolejnych cyklach pracy do siebie zbliżone, nazywa się stanem pseudoustalonym nagrzewnicy. W praktyce stan ten osiąga nagrzewnica po dość długim czasie, przy czym najszybciej stabilizuje się powtarzalność pola temperatury w warstwie wypełnienia położonej najbliższej dopływu gorących spalin.

Tworząc macierze:

- dla fazy nagrzewania wypełnienia

$$\mathbf{W}'(\tau) = \begin{bmatrix} [\mathbf{W}'_{11}(\tau)] & [0] & \dots & [0] & \dots & [0] \\ [\mathbf{W}'_{21}(\tau)] & [\mathbf{W}'_{22}(\tau)] & \dots & [0] & \dots & [0] \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ [\mathbf{W}'_{k1}(\tau)] & [\mathbf{W}'_{k2}(\tau)] & \dots & [\mathbf{W}'_{kk}(\tau)] & \dots & [0] \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ [\mathbf{W}'_{\sigma 1}(\tau)] & [\mathbf{W}'_{\sigma 2}(\tau)] & \dots & [\mathbf{W}'_{k2}(\tau)] & \dots & [\mathbf{W}'_{\sigma\sigma}(\tau)] \end{bmatrix}$$

- dla fazy ochładzania wypełnienia

$$\mathbf{W}'(\tau) = \begin{bmatrix} [\mathbf{W}'_{11}(\tau)] & [\mathbf{W}'_{12}(\tau)] & \dots & [\mathbf{W}'_{1k}(\tau)] & \dots & [\mathbf{W}'_{1\sigma}(\tau)] \\ [0] & [\mathbf{W}'_{22}(\tau)] & \dots & [\mathbf{W}'_{2k}(\tau)] & \dots & [\mathbf{W}'_{2\sigma}(\tau)] \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ [0] & [0] & \dots & [\mathbf{W}'_{kk}(\tau)] & \dots & [\mathbf{W}'_{k\sigma}(\tau)] \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ [0] & [0] & \dots & [0] & \dots & [\mathbf{W}'_{\sigma\sigma}(\tau)] \end{bmatrix}$$

i macierze kolumnowe:

- dla fazy nagrzewania wypełnienia

$$\underline{y}^l(\tau) = \begin{bmatrix} [T'_{sd}(\tau) * \Psi'_1(\tau)] \\ [T'_{sd}(\tau) * \Psi'_2(\tau)] \\ \dots \\ [T'_{sd}(\tau) * \Psi'_k(\tau)] \\ \dots \\ [T'_{sd}(\tau) * \Psi'_\sigma(\tau)] \end{bmatrix}$$

- dla fazy ochładzania wypełnienia

$$\underline{y}^l(\tau) = T_{D,d} \begin{bmatrix} [\Psi'_1(\tau)] \\ [\Psi'_2(\tau)] \\ \dots \\ [\Psi'_k(\tau)] \\ \dots \\ [\Psi'_\sigma(\tau)] \end{bmatrix}$$

oraz macierz kolumnową początkowego rozkładu temperatury elementów różnicowych wypełnienia:

$$\underline{\theta}'_0 = \begin{bmatrix} [\theta'_{01}] \\ [\theta'_{02}] \\ \dots \\ [\theta'_{0k}] \\ \dots \\ [\theta'_{0\sigma}] \end{bmatrix}$$

i wykorzystując warunek ciągłości funkcji temperatury wypełnienia:

$$\underline{\theta}'_0 = \underline{\theta}^{l-1}(\Delta\tau^{l-1}) \quad \text{dla } l=2,3,\dots,l_0$$

oraz uogólniony warunek połączeń:

$$\underline{\theta}'_0 = \underline{\theta}^{l_0}(\Delta\tau^{l_0})$$

uzyskuje się układ równań macierzowych, w którym niewiadomymi są macierze kolumnowe rozkładu temperatury wypełnienia w początkowych momentach wyodrębnionych przedziałów czasu faz działania nagrzewnicy:

$$\underline{\theta}'_0 - \underline{W}^{l-1}(\Delta\tau^{l-1})\underline{\theta}'_0 = \underline{y}^{l-1}(\Delta\tau^{l-1}) \quad \text{dla } l > 1 \quad (3.30a)$$

$$\underline{\theta}'_0 - \underline{W}^{l_0}(\Delta\tau^{l_0})\underline{\theta}'_0 = \underline{y}^{l_0}(\Delta\tau^{l_0}) \quad \text{dla } l = 1 \quad (3.30b)$$

Przedstawiony model matematyczny przepływu ciepła w nagrzewnicy jest oryginalnym opracowaniem autora pracy. Z modelu wyznacza się czasowy rozkład temperatury czynników gazowych i wypełnienia, dyskretny przebieg strumienia dmuchu oraz:

- z równania (3.23) dla $k = \sigma$ średnią i maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy,
- z równań (3.24) i (3.28) maksymalną temperaturę wypełnienia i minimalną temperaturę styku warstw krzemionkowych i szamotowych wypełnienia nagrzewnicy,
- z równania (3.27) dla $k=1$ przebieg czasowy temperatury dmuchu odpływającego z nagrzewnicy,
- z równania bilansu mieszania dmuchu zimnego z gorącym temperaturę dmuchu po stabilizacji.

3.4. Eksperymentalna ocena wiarygodności modelu symulacyjnego

Ważnym etapem budowy modelu symulacyjnego jest sprawdzenie, w jakim stopniu model odzwierciedla rzeczywistość. Niezbędnym warunkiem przydatności modelu do symulacji jest bowiem relacja izomorficzna, jaka powinna zachodzić między modelem symulacyjnym a procesem. Model powinien odzwierciedlać w możliwie wierny sposób symulowany proces. Przedmiotem oceny wiarygodności modelu jest najczęściej stopień zgodności wyników obliczeń symulacyjnych z wynikami pomiarów procesu rzeczywistego. Pomiar procesu dostarcza ponadto niezbędnych informacji empirycznych w celu wyznaczenia współczynników występujących w równaniach modelu. Dla symulacyjnego modelu nagrzewnicy niezbędne do obliczeń są informacje o stratach ciepła do otoczenia.

Sumaryczne straty ciepła można łatwo wyznaczyć sporządzając bilans energii jednego lub kilku cykli pracy nagrzewnicy. Wyodrębnienie strat ciepła w obrębie szybu nagrzewnicy wymaga pomiaru rozkładu temperatury zewnętrznej powierzchni pancierza nagrzewnicy i obliczeń przepływu ciepła.

W celu uzyskania danych charakteryzujących straty ciepła w nagrzewnicach przeprowadzono pomiary cieplne zespołu trzech nagrzewnic wielkiego pieca o objętości 3200 m³ zainstalowanego w Hucie Katowice [44, 67]. Program pomiarów obejmował:

- pomiary bilansowe nagrzewnic,
- pomiary termowizyjne rozkładu temperatury na zewnętrznej powierzchni pancierza nagrzewnic,
- pomiary termoparą dotykową temperatury w wybranych punktach zewnętrznej powierzchni pancierza nagrzewnic.

Pomiary bilansowe prowadzono przez okres 24 h i obejmowały one 3 – 4 cykle pracy (opalenie nagrzewnicy + nagrzewanie dmuchu) każdej z nagrzewnic. Mierzono strumienie i parametry czynników dopływających i odpływających z nagrzewnic oraz czasy trwania faz. Okresowo wykonywano pomiary składu i wartości opałowej gazu zasilającego palniki nagrzewnic. Pomiary zostały wykonane przy współudziale pracowników Huty Katowice. W tym samym czasie wykonano pomiary termowizyjne rozkładu temperatury na zewnętrznej powierzchni pancierza nagrzewnic. Wykonane zostały one przez zespół Pracowni Termowizyjnej Huty im. Sendzimira w Krakowie.

Opierając się na wynikach pomiarów bilansowych sporządzono bilanse substancji i energii oraz określono względne straty energii. Natomiast na podstawie wyników pomiaru

rozkładu temperatury powierzchni zewnętrznej płaszcza nagrzewnic obliczono wartości konwekcyjnych i radiacyjnych współczynników wnikania ciepła oraz strumień strat ciepła do otoczenia. Obliczony strumień strat ciepła do otoczenia przez pancierz nagrzewnicy w obrębie szybu spalania i kopuły nagrzewnicy wynosił $1,4 \pm 1,6$ MW (średnio 1,5 MW), co w odniesieniu do entalpii paliwa stanowi ok. 3,2%. Pozostałe straty ciepła wynoszące ok. 8÷10% entalpii paliwa stanowią straty przez pancierz w obrębie kratownicy oraz w chłodzonych zasuwach odcinających, przewodzie gorącego dmuchu i armaturze. Szczegółowe wyniki pomiarów i obliczeń przedstawiono w pracy [67].

Wykorzystując wyniki obliczeń strat ciepła do otoczenia przeprowadzono obliczenia symulacyjne. Dane do obliczeń zamieszczono w pracy [64]. Porównanie wyników pomiarów z wynikami obliczeń przedstawiono w tablicy 3.2.

Tablica 3.2

Porównanie wyników pomiarów z wynikami obliczeń

L.p.	Wielkość	Wartość	
		pomiarowa	obliczeniowa
1.	Temperatura dmuchu w okężnicy wielkiego pieca, °C	1040	1030
2.	Temperatura spalin odpływających z nagrzewnicy, °C		
	- minimalna	80	124
	- średnia	206	209
	- maksymalna	305	308
3.	Temperatura kopuły nagrzewnicy, °C		
	- na początku fazy		1031
	- na końcu fazy		1329

Wartości pomiarowe i obliczeniowe temperatury dmuchu po stabilizacji oraz średniej i maksymalnej temperatury spalin są do siebie bardzo zbliżone. Różnice nie przekraczają 10 K. Największe odchylenie wielkości obliczonej i zmierzonej występuje w przypadku temperatury spalin odpływających z nagrzewnicy po rewersji. Błąd pomiaru tej temperatury spowodowany promieniowaniem zimnych ścian kanału w pierwszym okresie opalania nagrzewnicy może mieć istotny wpływ na to odchylenie.

3.5. Symulacja numeryczna pracy nagrzewnicy

Wykorzystując opracowany model symulacyjny i program obliczeniowy w języku FORTRAN [107] przeprowadzono obliczenia symulacyjne dla zróżnicowanych wartości zmiennych zaliczonych do grupy oddziaływań manipulacyjnych. Są to:

1. Strumień nagrzewanego dmuchu.

Opierając się na analizie rzeczywistego zakresu zmienności strumienia dmuchu w okężnicy wielkiego pieca postanowiono obliczenia przeprowadzić dla dwóch skrajnych wartości: 3,5 kmol/s oraz 4,2 kmol/s.

2. Czas trwania fazy nagrzewania dmuchu.

Jest on związany z częstością przeprowadzania rewersji. Zwiększenie częstości rewersji podwyższa średnią temperaturę dmuchu i zwiększa jej równomierność, jednak każda rewersja powoduje utratę porcji gorącego dmuchu zawartego w nagrzewnicy i obniża względny czas opalania nagrzewnicy. Określając zakres zmienności częstości rewersji do obliczeń symulacyjnych, należy mieć na uwadze stan techniczny armatury do przestawiania nagrzewnic, a w szczególności zasuw odcinających dopływ gazu do

nagrzewnic. Po konsultacji z kierownictwem Wydziału Wielkich Pieców w Hucie Katowice przyjęto, że minimalny graniczny czas pomiędzy rewersjami (czas trwania nagrzewania dmuchu) nie powinien być krótszy od 1 godziny. W hutnictwie światowym czas ten jest znacznie niższy i zawiera się w przedziale 20÷40 minut. Obliczenia symulacyjne przeprowadzono dla trzech wartości czasu nagrzewania dmuchu: $\tau_D = 1$ h; 1,5 h; 2 h. Czasy nagrzewania dmuchu 1,5 h oraz 2 h wynikają z praktyki eksploatacyjnej w Hucie Katowice.

3. Strumień gazu wielkopieczowego i wysokokalorycznego do opalania nagrzewnicy.

Zamiast strumienia gazu wielkopieczowego i gazu bogatego dogodniej jest przyjąć do obliczeń symulacyjnych strumień gazu mieszkankowego \dot{n}_{gm} oraz jego wartość opałową W_d . Z bilansu mieszania uzyskuje się wzory na strumienie gazu wielkopieczowego i bogatego:

$$\dot{n}_{gwp} = \dot{n}_g \frac{W_{db} - W_d}{W_{db} - W_{dwp}} \quad \dot{n}_{gb} = \dot{n}_g \frac{W_d - W_{dwp}}{W_{db} - W_{dwp}} \quad (3.31)$$

gdzie: W_{db}, W_{dwp} - wartość opałowa gazu bogatego i gazu wielkopieczowego.

Zakres zmienności wartości opałowej gazu mieszkankowego do obliczeń symulacyjnych określony jest od dołu wartością opałową gazu wielkopieczowego (zerowe wzbogacenie), zaś od góry wartością opałową wynikającą z ograniczenia maksymalnej dopuszczalnej temperatury kopuły. Przyjmując, że temperatura kopuły jest o δT niższa od temperatury spalin odpływających z szybu nagrzewnicy, uzyskuje się zależność na ograniczenie wartości opałowej gazu mieszkankowego w postaci:

$$W_{dmax} \leq \frac{S(T_{kop dop} + \delta T - T_{ot})}{1 - \epsilon_{ot sz}} \quad (3.32)$$

gdzie:

- S - średnia pojemność cieplna spalin odniesiona do jednostki paliwa,
- $T_{kop dop}, T_{ot}$ - maksymalna dopuszczalna temperatura kopuły i temperatura otoczenia,
- $\epsilon_{ot sz}$ - względne straty ciepła do otoczenia w szybie nagrzewnicy.

Różnica pomiędzy temperaturą spalin a mierzoną temperaturą materiału ogniotrwałego kopuły wynosi $\delta T \approx 20$ K.

Obliczenia symulacyjne przeprowadzono dla wartości opałowych gazu mieszkankowego z zakresu 90 MJ/kmol (wartość opałowa gazu wielkopieczowego) do 106 MJ/kmol (ograniczenie maksymalną dopuszczalną temperaturą kopuły). Zakres zmienności strumienia gazu mieszkankowego do obliczeń symulacyjnych dobrano tak, aby w wyniku symulacji uzyskać zakres temperatury podgrzania dmuchu 1000÷1200°C.

Dla każdego zestawu danych wejściowych uzyskuje się w wyniku obliczeń symulacyjnych:

- temperaturę podgrzania dmuchu (po stabilizacji),
- średnią i maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy,
- temperaturę styku krzemionkowych i szamotowych warstw wypełnienia,
- temperaturę kopuły nagrzewnicy.

W całym obszarze zmienności danych do obliczeń symulacyjnych nie stwierdzono przekroczenia dopuszczalnej temperatury kopuły oraz styku krzemionkowych i szamotowych warstw wypełnienia. Wyniki obliczeń symulacyjnych wykorzystano do identyfikacji cieplej nagrzewnicy (punkt 6 pracy).

4. IDENTYFIKACJA CHARAKTERYSTYKI ENERGETYCZNEJ KOTŁÓW RUSZTOWYCH

Na zużycie energii chemicznej paliw w kotłach rusztowych wpływają następujące czynniki:

- wydajność cieplna kotła,
- parametry paliw zasilających kocioł,
- parametry określające sposób eksploatacji kotła (wysokość warstwy węgla, prędkość posuwu rusztu, stosunek nadmiaru powietrza),
- stan techniczny kotła,
- parametry otoczenia.

Zależność zużycia energii paliw od wymienionych wielkości przy ustalonej pracy kotła nazywa się charakterystyką energetyczną. Zazwyczaj pełna charakterystyka energetyczna nie jest znana. Do optymalizacji parametrów pracy kotła w algorytmie sterowania wystarcza znajomość częściowej charakterystyki energetycznej, ujmującej zależność pomiędzy sprawnością energetyczną a obciążeniem i parametrami eksploatacji kotła.

Sprawność energetyczną kotła można obliczyć metodą bezpośrednią z zależności [39]:

$$\eta_{EK} = \frac{Q}{E_{ch}} 100\% \quad (4.1)$$

gdzie:

Q - strumień ciepła przejmowanego w kotle,

E_{ch} - energia chemiczna paliwa,

lub metodą pośrednią z zależności:

$$\eta_{EK} = 100\% - \sum_i S_i \quad (4.2)$$

gdzie:

S_i - straty energii w kotle odniesione do energii chemicznej paliwa.

Dla kotłów rusztowych w zależności od zastosowanej metody obliczeń uzyskuje się różne wartości sprawności energetycznej. Jest to wynik niemożności zamknięcia części równań bilansowych, w tym równania bilansu energii, spowodowany nieuniknionymi błędami wyników pomiaru. Skorygowanie wyników pomiaru tak, aby uzyskać zamknięcie równań bilansowych, uzyskuje się wykorzystując rachunek wyrównawczy do uzgadniania bilansów (pkt 2.3).

Przeprowadzenie uzgadniania w obliczeniach cieplnych kotłów daje następujące korzyści:

- a) uzyskuje się jednoznaczne i najbardziej prawdopodobne wartości wyników obliczeń sprawności energetycznej i względnych strat energii w kotle,
- b) prawdopodobne błędy wyników pomiaru ulegają zmniejszeniu,
- c) uzyskuje się możliwość kontroli, czy założona dokładność pomiarów została dotrzymana.

W niniejszej pracy przedstawiono wyniki identyfikacji charakterystyki energetycznej kotła ciepłowniczego opalanego węglem oraz wielopaliwowego kotła przemysłowego oparte na uwiarygodnionych rachunkiem wyrównawczym wynikach pomiarów cieplnych.

4.1. Identyfikacja charakterystyki energetycznej kotła ciepłowniczego WR-5

Rusztowe kotły wodne opalane węglem kamiennym są szeroko stosowane w polskim ciepłownictwie jako źródło ciepła. Palenisko warstwowe z rusztem mechanicznym nie stwarza dobrych warunków do spalania węgla. Powodem tego są następujące po sobie na długości rusztu fazy spalania odgazowanych części lotnych oraz karbonizatu. Najkorzystniejsze warunki spalania koksu występują wtedy, gdy fazy palenia się części lotnych oraz koksu jak najdłużej zachodzą na siebie. Części lotne ze względu na niską temperaturę zapłonu i wolne rodniki ułatwiają zapłon warstwy paliwa.

W kotle rusztowym czas przebywania węgla na ruszcie zależy od prędkości posuwu rusztu. Jeżeli czas spalania węgla jest krótszy od czasu przebywania węgla na ruszcie, spalanie zachodzi na części długości rusztu. Na pozostałej części rusztu stałe produkty spalania (żużel) ulegają wychłodzeniu. W praktyce eksploatacyjnej zwykło się przyjmować, że spalanie węgla powinno zachodzić na 2/3 długości rusztu. Zwiększanie prędkości posuwu rusztu może jednak nadmiernie skrócić czas przebywania węgla na ruszcie, nawet poniżej wymaganego czasu spalania. Rośnie wówczas strata niecałkowitego spalania. Równie niekorzystnym zjawiskiem jest nadmierne wydłużanie czasu przebywania węgla na ruszcie.

W kotłach rusztowych opalanych węglem kamiennym o sprawności energetycznej decydują dwie straty:

- strata wylotowa fizyczna S_{wf} ,
- strata chemiczna w stałych produktach spalania S_{ch} .

Sprawność energetyczną kotła można więc opisać następującą zależnością:

$$\eta_{EK} = 100 - S_{wf} - S_{ch} - S_o \quad (4.3)$$

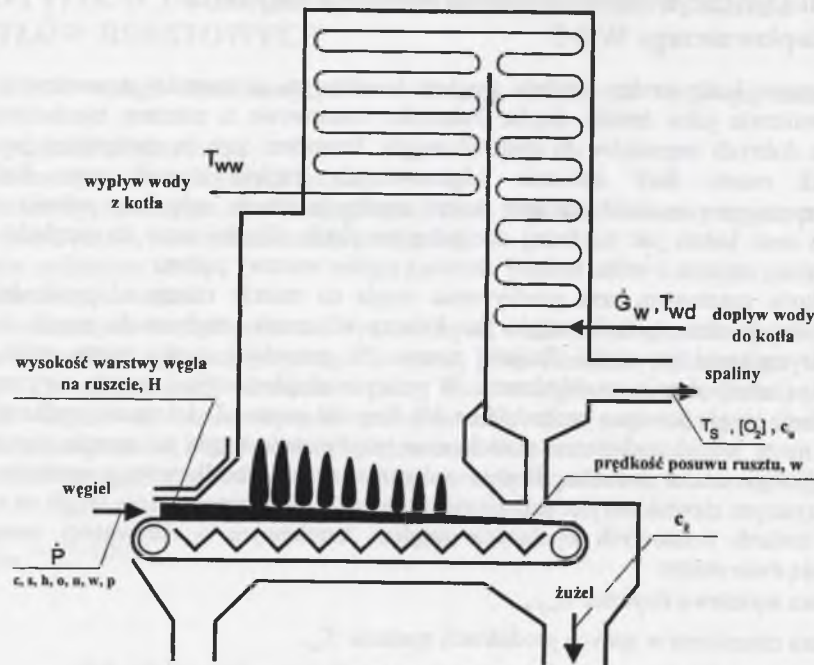
gdzie S_o jest sumą pozostałych strat energii.

W celu uzyskania danych eksperymentalnych do identyfikacji ciepłowniczego kotła rusztowego przeprowadzono pomiary kotła WR-5 w należącej do PEC Gliwice kotłowni CENTRUM w Pyskowicach [96], wyniki zaś pomiarów poddano procedurze uwiarygodnienia metodą rachunku wyrównawczego.

4.1.1. Pomiary cieplne i obliczenia wyrównawcze kotła WR-5

Kocioł WR-5 jest kotłem wodnym, z rusztem mechanicznym, zasilanym miałem węglowym. Kocioł ma konstrukcję dwuciagową. Pierwszy ciąg kotła stanowi usytuowana w dolnej części ekranowa komora paleniskowa oraz umieszczony nad nią pęczek konwekcyjny. W drugim ciągu zainstalowane zostały pęczki konwekcyjne. Kocioł nie ma podgrzewacza powietrza. Powietrze jest podawane pod ruszt w podziale strefowym. Wentylator powietrza jest sterowany falownikiem.

Pierwszą serię pomiarów cieplnych kotła przeprowadzono po zainstalowaniu własnej aparatury pomiarowej [96]. Ponieważ wyniki obliczeń niewiele odbiegały od wyników uzyskanych w pomiarach ruchowych, dalsze badania prowadzono wykorzystując standardowo zainstalowaną aparaturę. Pomiarami objęto kilkadziesiąt stanów pracy kotła przy zróżnicowanym obciążeniu i zróżnicowanych parametrach eksploatacji. Schemat pomiarowy kotła przedstawiono na rys. 4.1.



Rys. 4.1. Schemat kotła WR-5

Fig. 4.1. Scheme of a WR-5 stoker-fired boiler

Równaniami modelu matematycznego kotła do obliczeń wyrównawczych (równaniami warunków) są równania bilansu substancji i energii. W procesach spalania zachodzących w kotle bilans substancji tworzą równania bilansu pierwiastków [80].

Przy spalaniu węgla równania bilansu można zapisać w postaci:

- równanie bilansu węgla

$$P \frac{c}{12} = n_{ss} ([CO_2] + [CO]) + G_u \frac{c_u}{12} + G_z \frac{c_z}{12} \quad (4.4)$$

- równanie bilansu siarki

$$P \frac{s}{32} = n_{ss} [SO_2] + G_u \frac{s_u}{32} + G_z \frac{s_z}{32} \quad (4.5)$$

- równanie różnicy bilansów tlenu i wodoru (tzw. bilans „wolnego” tlenu)

$$P \left(\frac{o}{32} - \frac{h}{4} \right) + 0,21 n_a = n_{ss} \left([CO_2] + \frac{1}{2} [CO] + [O_2] \right) \quad (4.6)$$

- równanie bilansu azotu

$$P \frac{n}{28} + 0,79 n_a = n_{ss} [N_2] \quad (4.7)$$

- równanie bilansu wodoru

$$P \left(\frac{h}{2} + \frac{w}{18} \right) + n_a X_{za} = n_{ss} X_{zs} = n_{H_2O} \quad (4.8)$$

Ponadto można zapisać równania:

- tworzenia żużla

$$Ppa = G_z (1 - c_z - s_z) \quad (4.9)$$

- tworzenia pyłu

$$Ppb = G_u (1 - c_u - s_u) \quad (4.10)$$

gdzie:

- P - zużycie paliwa,
- c, s, h, o, n, w, p - udziały gramowe węgla, siarki, wodoru, tlenu, azotu, wilgoci i popiołu w paliwie,
- n_a - strumień doprowadzonego powietrza,
- n_{ss} - strumień spalin suchych odpływających z kotła,
- $[i]$ - udziały objętościowe (molowe) składników spalin suchych: $i = CO_2, CO, O_2, N_2$,
- X_{za} - molowy stopień zawilżenia powietrza,
- X_{zs}, n_{H_2O} - molowy stopień zawilżenia i strumień pary wodnej w spalinach,
- G_u, G_z - strumień pyłu unoszonego ze spalinami i żużla,
- c_u, c_z - udziały gramowe pierwiastka węgla w pyłe i żużlu,
- s_u, s_z - udziały gramowe siarki w pyłe i żużlu,
- a, b - współczynnik tworzenia żużla i pyłu (iloczyn współczynnika kontrakcji i udziału żużla lub pyłu w substancji po kontrakcji).

W procedurze uzgadniania układ równań bilansu substancji należy uzupełnić o równania na sumę udziałów składników paliwa i spalin suchych:

$$c + s + h + n + o + w + p = 1 \quad (4.11)$$

$$[CO_2] + [CO] + [O_2] + [N_2] = 1 \quad (4.12)$$

Równanie bilansu energii dla kotła wodnego można zapisać w postaci:

$$PW_d = G_w c_{pw} (T_{ww} - T_{wd}) + n_{ss} (Mc_p)_{ss} \Delta T_s + n_{H_2O} (Mc_p)_{H_2O} \Delta T_s + G_2 (c_{p2} \Delta T_2 + c_2 W_{dC}) + G_u (c_{pu} \Delta T_s + c_u W_{dC}) + Q_{ot} \quad (4.13)$$

gdzie:

- G_w - strumień wody podgrzewanej w kotle,
- T_{wd}, T_{ww} - temperatura wody przy dopływie i wypływie z kotła,
- $\Delta T_s, \Delta T_2$ - nadwyżka temperatury spalin i żużla ponad temperaturę otoczenia,
- Q_{ot} - strumień strat ciepła do otoczenia,
- W_d, W_{dC} - wartość opałowa paliwa oraz pierwiastka węgla,
- c_{pw}, c_{p2}, c_{pu} - średnia pojemność cieplna właściwa podgrzewanej wody, żużla i pyłu,
- $(Mc_p)_{ss}, (Mc_p)_{H_2O}$ - średnia molowa pojemność cieplna właściwa spalin suchych i pary wodnej zawartej w spalinach.

Równania (4.4)-(4.13) tworzą układ równań warunków dla procedury uzgadniania bilansów. W równaniach tych niewiadomymi są:

- strumień spalin suchych n_{ss} ,
- strumień doprowadzonego powietrza n_a ,
- strumień pary wodnej w spalinach n_{H_2O} ,
- strumień żużla G_2 ,
- strumień pyłu unoszonego ze spalinami G_u .

Pomiarami objęto około 50 stanów pracy kotła przy różnej mocy cieplnej i parametrach eksploatacji [96]. Po uwiarygodnieniu wyników pomiaru wyznaczono:

- względną stratę wylotową fizyczną

$$S_{wf} = \frac{n_{ss} [(Mc_p)_{ss} + X_{ss} (Mc_p)_{H_2O}] \Delta T_s}{PW_d} 100\% \quad (4.14)$$

- względną stratę chemiczną w stałych produktach spalania

$$S_{ch} = \frac{(G_2 c_2 + G_u c_u) W_{dC}}{PW_d} 100\% \quad (4.15)$$

- sprawność energetyczną kotła

$$\eta_{EK} = \frac{G_w c_{pw} (T_{ww} - T_{wd})}{PW_d} 100\% \quad (4.16)$$

Po przeprowadzeniu obliczeń wyrównawczych, bez względu na zastosowaną metodę, uzyskuje się zbliżone wartości sprawności energetycznej.

4.1.2. Wyniki identyfikacji charakterystyki energetycznej kotła WR-5

Z analizy pracy kotła rusztowego przyjęto, że przy stałej jakości spalanego paliwa do najważniejszych parametrów eksploatacyjnych wpływających na sprawność energetyczną i względne straty energii w kotle należą:

- moc cieplna kotła Q , kW,
- wysokość warstwy węgla na ruszcie H , mm,
- prędkość posuwu rusztu w , m/h,
- nadmiar powietrza do spalania określony przez udział molowy tlenu w spalinach z_{O_2} , %.

Poszukiwane funkcje empiryczne obejmować powinny więc zależności:

$$S_{wf} = f(Q, H, w, z_{O_2})$$

$$S_{ch} = f(Q, H, w, z_{O_2})$$

Przyjęto strukturę funkcji empirycznych w postaci wielomianu II stopnia bez wyrazów mieszanych:

$$S_i = \alpha_0 + \alpha_1 Q + \alpha_2 H + \alpha_3 w + \alpha_4 z_{O_2} + \alpha_5 Q^2 + \alpha_6 H^2 + \alpha_7 w^2 + \alpha_8 z_{O_2}^2 \quad (4.17)$$

$$i = wf; ch$$

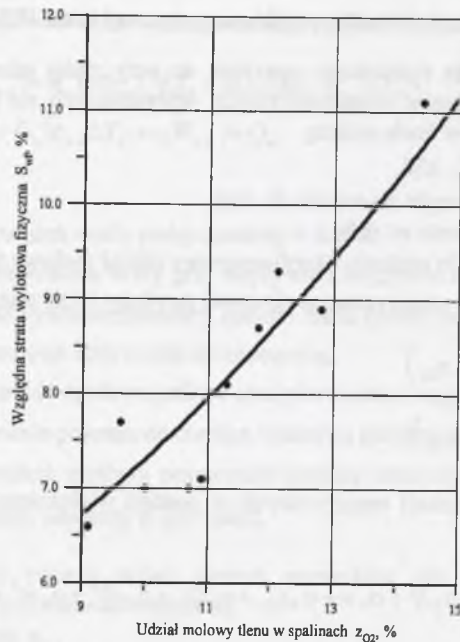
W wyniku estymacji parametrów funkcji metodą regresji krokowej uzyskano:

Tablica 4.1

Wyniki identyfikacji funkcji opisujących względne straty energii w kotle rusztowym WR-5

Postać równania	
$S_{wf} = c_0 + c_1 H + c_2 z_{O_2}^2$	$S_{ch} = d_0 + d_1 Q + d_2 Q^2 + d_3 H + d_4 w^2$
Estymatory współczynników równania	
$c_0 = 1,22 \cdot 10^{-2}$	$d_0 = 34,80$
$c_1 = (4,66 \pm 1,97) \cdot 10^{-2}$	$d_1 = (-3,00 \pm 0,10) \cdot 10^{-2}$
$c_2 = (3,10 \pm 1,20) \cdot 10^{-2}$	$d_2 = (2,55 \pm 0,13) \cdot 10^{-6}$
	$d_3 = (2,77 \pm 0,57) \cdot 10^{-1}$
	$d_4 = (5,87 \pm 0,98) \cdot 10^{-1}$
Współczynnik determinacji wielokrotnej	
$R^2 = 55\%$	$R^2 = 70\%$

Na rys. 4.2 przedstawiono graficznie zależność straty wylotowej fizycznej S_{wf} od udziału molowego tlenu w spalinach za kotłem z_{O_2} , dla wysokości warstwy węgla $H = 90$ mm. W obszarze zmienności udziału tlenu w spalinach $z_{O_2} = 10 \div 13\%$ strata ta zmienia się w zakresie $7 \div 9\%$.



Rys. 4.2. Zależność straty wylotowej fizycznej od udziału molowego tlenu w spalinach dla wysokości warstwy węgla na ruszcie 90 mm

Fig. 4.2. Physical discharge loss as a function of the height of the molar fraction of oxygen in the combustion gases for height of the coal layer on the grid 90 mm

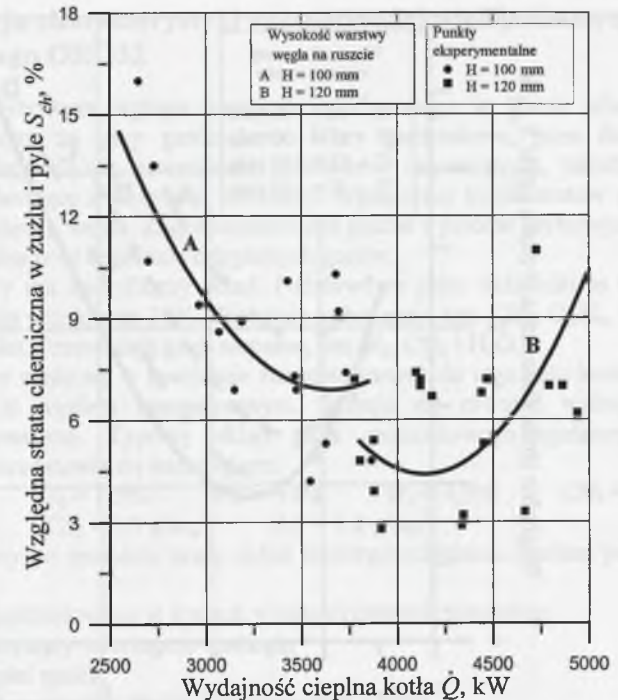
Wydajność cieplna kotła Q zależy od wysokości warstwy węgla na ruszcie H , prędkości posuwu rusztu w , wartości opalowej węgla W_d oraz sprawności energetycznej kotła η_{EK} :

$$Q = C_0 H w W_d \eta_{EK} \quad (4.18)$$

gdzie:

C_0 - stała będąca iloczynem średniej szerokości okna wlotowego i średniej gęstości nasypowej węgla.

Wykorzystując zależność (4.18) oraz wzór na sprawność energetyczną (4.3) można opisać stratę chemiczną S_{ch} jako funkcję wydajności cieplnej kotła Q i wysokości warstwy węgla H . Graficzny przebieg tej funkcji przedstawiono na rys. 4.3.



Rys. 4.3. Zależność straty chemicznej w żużlu i pyłe od wydajności cieplnej kotła i wysokości warstwy węgla na ruszcie

Fig. 4.3. Chemical losses as a function of thermal capacity and height of the coal layer on the grid

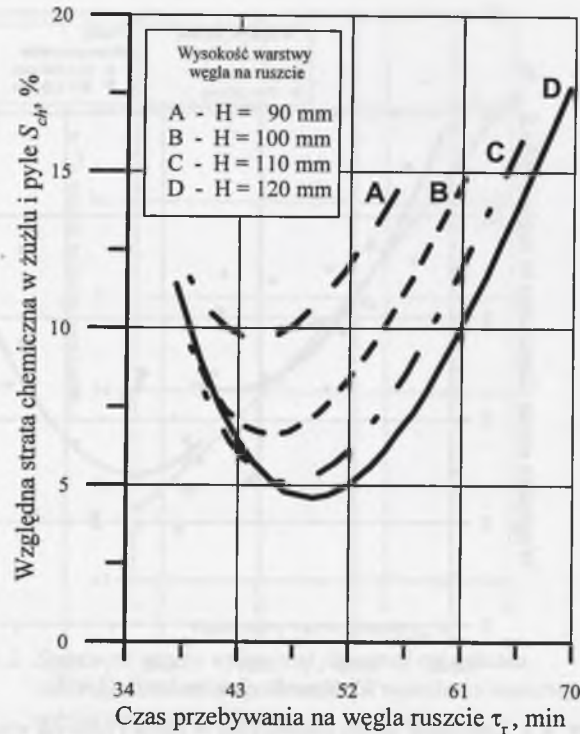
Czas przebywania węgla na ruszcie τ_r związany jest z prędkością posuwu rusztu zależnością:

$$\tau_r = \frac{L_r}{w} \quad (4.19)$$

gdzie: L_r - długość rusztu.

Zależność (4.19) można wykorzystać do przedstawienia straty chemicznej w funkcji czasu przebywania węgla na ruszcie τ_r , oraz wysokości warstwy węgla H . Przebieg tej funkcji ilustruje rys. 4.4.

Dla danej wydajności cieplnej kotła istnieje określona wysokość warstwy i prędkość posuwu rusztu, przy których strata chemiczna osiąga wartość minimalną. To minimum obniża się w miarę zwiększania wydajności. Zwiększenie wydajności przy nie zmienionej wysokości warstwy węgla można zrealizować zwiększając prędkość posuwu rusztu. Istnieje jednak pewna graniczna prędkość (czas przebywania cząstki węgla na ruszcie), której przekroczenie powoduje gwałtowny przyrost straty chemicznej. W badanym kotle prędkość ta wynosiła 5,5-6 m/h (czas przebywania węgla na ruszcie 45-50 min). Zakładając, że spalanie węgla zachodzi na 2/3 długości rusztu, uzyskuje się czas spalania na poziomie 30 minut. Znalazło to potwierdzenie w wynikach badań laboratoryjnych [60, 88].



Rys. 4.4. Zależność straty chemicznej w żużlu i pyłe od czasu przebywania węgla na ruszcie i wysokości warstwy
Fig. 4.4. Chemical losses as a function of the retention time and the height of the coal layer on the grid

Wprowadzając uzyskane równania empiryczne (opisujące stratę wylotową fizyczną i chemiczną w kotle) do zależności (4.3) na sprawność energetyczną kotła uzyskuje się:

$$\eta_{EK} = A_0 + A_1 Q + A_2 Q^2 + A_3 H + A_4 w^2 + A_5 z_{O_2} \quad (4.20)$$

gdzie:

$$\begin{aligned} A_0 &= 63,2 & A_1 &= 0,030 & A_2 &= -0,255 \cdot 10^{-5} \\ A_3 &= -0,324 & A_4 &= -0,587 & A_5 &= -0,031 \end{aligned}$$

Opierając się na wynikach pomiarów i obliczeń przyjęto, że średnia wartość sumy pozostałych strat energii w kotle $S_0 \approx 2\%$.

Równanie charakterystyki energetycznej kotła WR-5 (4.20) nie zawiera zmiennych charakteryzujących spalane paliwo, ponieważ pomiary cieplne kotła prowadzono przy zasilaniu rusztu węglem o zbliżonych parametrach, dostarczanym z jednej kopalni. W ramach pracy [96] prowadzono równolegle badania laboratoryjne wpływu parametrów węgla na wymagany czas spalania. Wyniki tych badań przedstawiono obszernie w pracy [88]. Opracowane równanie charakterystyki energetycznej kotła WR-5 wykorzystano w algorytmie sterowania do optymalizacji bieżącej parametrów eksploatacji.

4.2. Identyfikacja charakterystyki energetycznej wielopaliwowego kotła przemysłowego ORG32

W procesie szybowym wytopu kamienia miedziowego w Hucie Miedzi Głogów I produktem ubocznym są gazy gardzielowe. Gazy gardzielowe, poza dużym stopniem zapylenia, charakteryzują się zawartością składników organicznych, takich jak: smoły i węglowodory pochodzące z destylacji substancji organicznej koncentratów miedzi, a także związków siarki i tlenku węgla. Zagospodarowanie gazów z pieców szybowych obejmuje ich oczyszczenie z pyłów oraz dopalenie odpylonych gazów.

Gaz gardzielowy ma specyficzny skład. Podstawowe palne składniki to CO i H₂, a ich łączna zawartość nie przekracza 21%. Pozostałe palne gazy, tzn. CH₄, C_mH_n, H₂S, występują w bardzo małej ilości. Przeważają gazy niepalne, tzn. N₂, CO₂ i H₂O.

Gaz gardzielowy spala się w specjalnie zaadaptowanych do tego celu kotłach rusztowych ORG-32 opalanych węglem energetycznym. Stosuje się również wzbogacanie gazem ziemnym zaazotowanym. Typowy skład gazu gardzielowego spalane w kotłach elektrociepłowni przedstawia się następująco:

$$\begin{aligned} CO_2 &= 13,5\% & O_2 &= 1,5\% & CO &= 14\% & H_2 &= 4,0\% & CH_4 &= 0,2\% \\ SO_2 &= 10 \text{ g/m}^3 & CS_2 &= 3,3 \text{ g/m}^3 & H_2S &= 1,2 \text{ g/m}^3 \end{aligned}$$

Gaz gardzielowy po przejściu przez układ mokrego odpylenia zawiera ponadto kropelki mgły wodnej.

Spalanie gazu gardzielowego w kotłach wielopaliwowych powoduje:

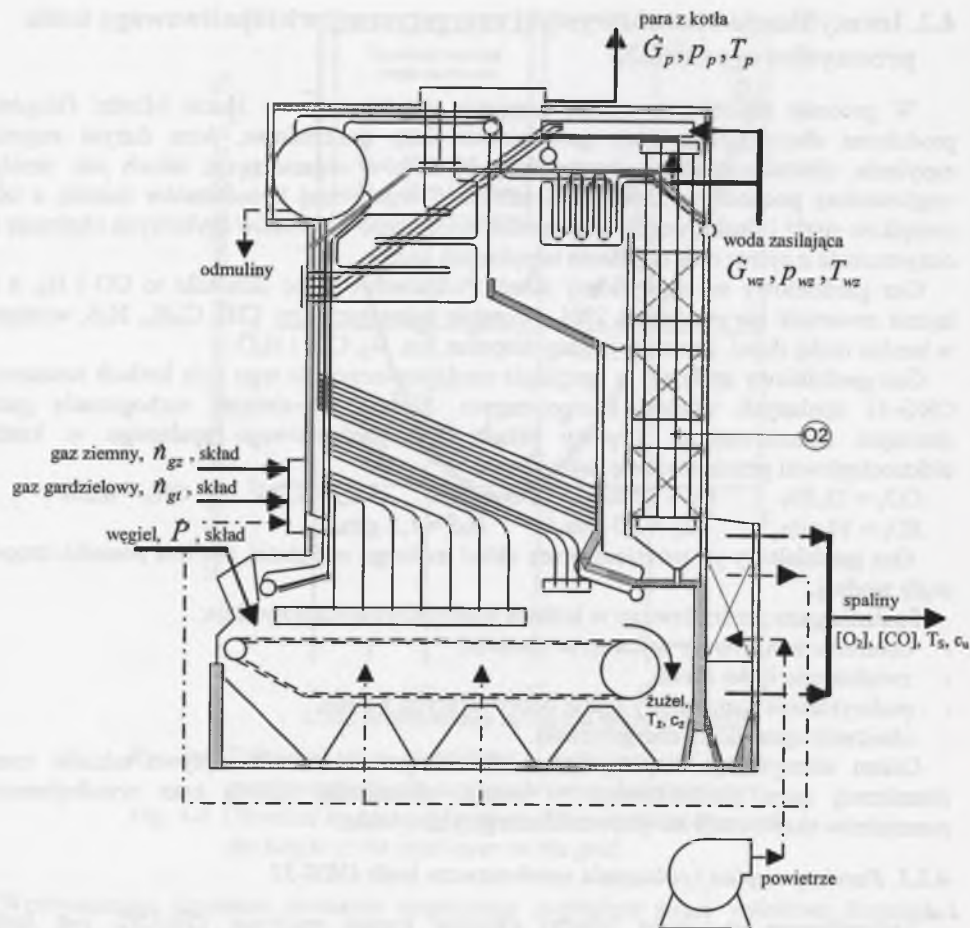
- obniżenie temperatury w komorze spalania,
- zwiększenie ilości spalin,
- podwyższenie temperatury spalin odpływających z kotła,
- obniżenie sprawności energetycznej.

Celem identyfikacji cieplnej kotła ORG-32 jest określenie wpływu udziału energii chemicznej gazu gardzielowego w energii chemicznej paliwa oraz wyodrębnionych parametrów eksploatacji na sprawność energetyczną kotła.

4.2.1. Pomiary cieplne i obliczenia wyrównawcze kotła ORG-32

Zainstalowany w Hucie Miedzi Głogów kocioł rusztowy ORG-32 jest kotłem wodnorurkowym z komorą całkowicie opromieniowaną i poprzecznym walczakiem. Ma dwustopniowy przegrzewacz pary z wtryskową regulacją temperatury, stalowy podgrzewacz wody i rurowy podgrzewacz powietrza. Jest wyposażony w podwójny ruszt łuskowy ze strefowym podmuchem, pięć palników gazowych usytuowanych na przedniej ścianie komory paleniskowej, dwa wentylatory powietrza oraz wentylator spalin. Palnik do spalania gazu gardzielowego składa się z palnika zasadniczego i palnika stabilizującego. Do palnika stabilizującego doprowadza się gaz ziemny zaazotowany i powietrze wtórne.

Pomiary cieplne kotła wykonane zostały przez ENERGOPOMIAR Gliwice. Wyniki pomiarów poddano procedurze uzgadniania.



Rys. 4.5. Schemat kotła ORG-32
Fig. 4.5. Scheme of a ORG-32 boiler

Przyjmując, że w analizowanym kotle ORG-32 (rys. 4.5) spala się:

- węgiel kamienny o znanym składzie gramowym,
 - gaz technologiczny o znanym składzie objętościowym (molowym) zawierający CO₂, CO, H₂, O₂, N₂, CH₄, C_nH_m oraz po przejściu przez układ mokrego odpylania parę wodną w stanie nasycenia i kropelki cieczy,
 - gaz ziemny o znanym składzie zawierający CH₄, C_nH_m oraz N₂,
- za kotłem zaś mierzony jest udział objętościowy (molowy) CO i O₂ w spalinach można zapisać równania bilansu pierwiastków dla procedury uzgadniania bilansów w postaci:

- równanie bilansu pierwiastka węgla:

$$\begin{aligned} P \frac{c}{12} + n_{gf} (CO_2 + CO + CH_4 + nC_nH_m)_{gf} + n_{gz} (CH_4 + nC_nH_m)_{gz} = \\ = n_{CO_2} + n_{ss} [CO] + P_{gz} \frac{c_z}{12} + P_{gu} \frac{c_u}{12} \end{aligned} \quad (4.21)$$

- równanie różnicy bilansów tlenu i wodoru (tzw. bilans wolnego tlenu):

$$\begin{aligned} P \left(\frac{o}{32} - \frac{h}{4} \right) + n_{gf} \left(CO_2 + O_2 + \frac{1}{2} CO - \frac{1}{2} H_2 - CH_4 - \frac{m}{4} C_nH_m \right)_{gf} + \\ + n_{gz} \left(-CH_4 - \frac{m}{4} C_nH_m \right)_{gz} + 0,21n_a = n_{CO_2} + n_{ss} ([O_2] + \frac{1}{2} [CO]) \end{aligned} \quad (4.22)$$

- równanie bilansu azotu:

$$\begin{aligned} P \frac{n}{28} + n_{gf} (N_2)_{gf} + n_{gz} (1 - CH_4 - C_nH_m)_{gz} + 0,79n_a = \\ = n_{ss} (1 - [O_2] - [CO]) - n_{CO_2} \end{aligned} \quad (4.23)$$

- równanie bilansu wodoru:

$$\begin{aligned} P \left(\frac{h}{2} + \frac{w}{18} \right) + n_{gf} \left(H_2 + 2CH_4 + \frac{m}{2} C_nH_m + X_z \right)_{gf} + \frac{1}{18} \cdot n_{gf} g_{H_2O(l)} + \\ + n_{gz} \left(2CH_4 + \frac{m}{2} C_nH_m \right)_{gz} + n_a X_{za} = n_{H_2O} \end{aligned} \quad (4.24)$$

Ponadto można zapisać równania:

- tworzenia żużla:

$$pa = g_z (1 - c_z - s_z) \quad (4.25)$$

- tworzenia pyłu:

$$pb = g_u (1 - c_u - s_u) \quad (4.26)$$

gdzie:

- P - zużycie węgla,
- n_{gf}, n_{gz} - zużycie gazu technologicznego i gazu ziemnego,
- c, s, h, o, n, w, p - udziały gramowe węgla, siarki, wodoru, tlenu, azotu, wilgoci i popiołu w węglu,
- $CO_2, CO, CH_4, C_nH_m, H_2, O_2, N_2$ - udziały objętościowe (molowe) składników gazu,
- X_{za}, X_{zg} - molowy stopień zawilżenia powietrza spalania i gazu technologicznego,
- n_a - strumień doprowadzanego powietrza,
- n_{ss} - strumień spalin suchych za kotłem,
- [i] - udziały objętościowe (molowe) składników spalin suchych; i = CO₂, CO, O₂, N₂,
- n_{CO_2}, n_{H_2O} - strumień CO₂ oraz H₂O w spalinach,
- $g_{H_2O(l)}$ - zawartość ciekłej wody w gazie technologicznym,

- g_u, g_z - jednostkowa ilość pyłu unoszonego ze spalinami i żużla,
- c_u, c_z - udziały gramowe pierwiastka węgla w pyłe i żużlu,
- s_u, s_z - udziały gramowe siarki w pyłe i żużlu,
- a, b - współczynniki tworzenia żużla i pyłu (iloczyn współczynnika kontrakcji i udziału żużla lub pyłu w substancji po kontrakcji).

W procedurze uzgadniania układ równań bilansu substancji należy uzupełnić o równania na sumę udziałów składników węgla i gazu gardzielowego:

$$c + s + h + n + o + w + p = 1 \quad (4.27)$$

$$CO_2 + CO + CH_4 + C_m H_n + H_2 + O_2 + N_2 = 1 \quad (4.28)$$

Równanie bilansu energii dla kotła parowego wielopaliwowego ma postać:

$$\begin{aligned} & P W_d + n_{gt} (M W_d)_{gt} + n_{gt} [(M c_p)_{gt} + X_{zgt} (M c_p)_{H_2O(g)}] \Delta T_{gt} + \\ & + g_{H_2O(l)} n_{gt} [c_{p H_2O(l)} \Delta T_{gt} + W_{d H_2O(l)}] + \\ & + n_{gz} [CH_4 (M W_d)_{CH_4} + C_m H_n (M W_d)_{C_m H_n}] + G_{wz} i_{wz} = \\ & = G_p i_p + G_{odm} i_{odm} + n_{ss} (M c_p)_{ss} \Delta T_s + n_{ss} [CO] (M W_d)_{CO} + \\ & + n_{H_2O} (M c_p)_{H_2O(g)} \Delta T_s + P g_z [i_z + c_z W_{dC}] + P g_u [c_{pu} \Delta T_s + c_u W_{dC}] + Q_{ot} \end{aligned} \quad (4.29)$$

gdzie:

- W_d - wartość opałowa węgla,
- $(M W_d)_{gt}$ - molowa wartość opałowa gazu technologicznego,
- $(M c_p)_{gt}$ - molowa pojemność cieplna właściwa suchego gazu technologicznego,
- $(M c_p)_{H_2O(g)}$ - molowa pojemność cieplna właściwa pary wodnej,
- $c_{p H_2O(l)}$ - ciepło właściwe ciekłej wody,
- $W_{d H_2O(l)}$ - wartość opałowa ciekłej wody,
- G_{wz}, G_p, G_{odm} - strumień wody zasilającej, pary świeżej oraz odmulin i odsolin,
- i_{wz}, i_p, i_{odm} - entalpia właściwa wody zasilającej kocioł, pary świeżej i entalpia wody w stanie nasycenia dla ciśnienia w walczaku,
- $(M c_p)_{ss}$ - molowa pojemność cieplna właściwa spalin suchych,
- $\Delta T_{gt}, \Delta T_s$ - nadwyżka temperatury gazu technologicznego i spalin odpływających z kotła ponad temperaturę otoczenia,
- i_z - fizyczna entalpia właściwa żużla,
- c_{pu} - pojemność cieplna właściwa pyłu,
- W_{dC} - wartość opałowa pierwiastka węgla (koksiku),
- Q_{ot} - strumień strat ciepła.

Równania (4.21) ÷ (4.29) tworzą układ równań warunków dla procedury uzgadniania bilansów. W równaniach tych niewiadomymi są:

- strumień spalin suchych n_{ss} ,
- strumień wilgoci n_{H_2O} i dwutlenku węgla n_{CO_2} w spalinach odpływających z kotła,
- strumień powietrza doprowadzonego do kotła n_a .
- jednostkowa ilość żużla g_z i pyłu unoszonego ze spalinami g_u .

Uwiarygodnione wyniki pomiarów i obliczeń niewiadomych wykorzystuje się w obliczeniach strat energii i sprawności energetycznej kotła. Sprawność energetyczną kotła oblicza się metodą bezpośrednią z zależności:

$$\eta_{ek} = \frac{G_p i_p + G_{odm} i_{odm} - G_{wz} i_{wz}}{I_{pal}} \quad (4.30)$$

lub metodą pośrednią z zależności:

$$\eta_{ek} = 1 - \sum_i S_i$$

gdzie: S_i - straty energii w kotle odniesione do energii paliwa doprowadzonego do kotła.

Względne straty energii odniesione do energii chemicznej paliwa doprowadzonego do kotła oblicza się z wzorów:

a) strata wylotowa fizyczna

$$S_{wf} = \frac{[n_{ss} (M c_p)_{ss} + n_{H_2O} (M c_p)_{H_2O(g)}] \Delta T_s}{I_{pal}} \quad (4.31)$$

b) strata wylotowa chemiczna

$$S_{wch} = \frac{n_{ss} [CO] (M W_d)_{CO}}{I_{pal}} \quad (4.32)$$

c) strata fizyczna w pyłe unoszonym ze spalinami

$$S_{uf} = \frac{P g_u c_{pu} \Delta T_s}{I_{pal}} \quad (4.33)$$

d) strata chemiczna w pyłe unoszonym ze spalinami

$$S_{uch} = \frac{P g_u c_u W_{dC}}{I_{pal}} \quad (4.34)$$

e) strata fizyczna w odprowadzanym żużlu

$$S_{zf} = \frac{P g_z i_z}{I_{pal}} \quad (4.35)$$

f) strata chemiczna w odprowadzanym żużlu

$$S_{zch} = \frac{P g_z c_z W_{dC}}{I_{pal}} \quad (4.36)$$

h) strata ciepła do otoczenia

$$\frac{Q_{ot}}{I_{pal}} = \varepsilon_{ot} \quad (4.37)$$

gdzie:

ε_{ot} - względna strata ciepła do otoczenia.

Względną stratę ciepła do otoczenia wyznacza się na podstawie Polskiej Normy [39] lub normy DIN 1942 [8].

Strumień entalpii paliwa oblicza się ze wzoru:

$$I_{pal} = PW_d + n_{gr}(MW_d)_{gr} + g_{H_2O(l)}n_{gr}W_{dH_2O(l)} + n_p(MW_d)_{gr} + n_{gr}[(Mc_p)_{gr} + X_{zgr}(Mc_p)_{H_2O(g)} + g_{H_2O(l)}c_{pH_2O(l)}] \Delta T_{gr} \quad (4.38)$$

Po uzgodnieniu bilansów substancji i energii uzyskuje się zbliżone wartości wyniku obliczeń sprawności energetycznej kotła metodą bezpośrednią i pośrednią.

Szczegółowe wyniki obliczeń uzgadniania bilansów substancji i energii zamieszczono w [43].

4.2.2. Wyniki identyfikacji charakterystyki energetycznej kotła ORG-32

Na zużycie energii chemicznej paliwa w kotle wielopaliwowym opalanym węglem, gazem technologicznym i ziemnym wpływają następujące czynniki:

- obciążenie,
- parametry spalanych paliw,
- udział energii chemicznej gazu technologicznego w energii chemicznej paliwa,
- parametry określające sposób eksploatacji kotła,
- stan techniczny kotła.

Z uwagi na dostępne dane pomiarowe przyjęto, że do najważniejszych parametrów eksploatacyjnych mających wpływ na sprawność energetyczną należą:

- moc cieplna kotła Q , kW,
- udział energii chemicznej gazu technologicznego w całkowitej energii chemicznej paliwa u_g ,
- nadmiar powietrza do spalania określony przez udział molowy tlenu w spalinach z_{O_2} , %.

Poszukiwaną empiryczną charakterystykę sprawności energetycznej kotła powinna wyrażać następująca zależność:

$$\eta_{EK} = f(Q, u_g, z_{O_2})$$

Przyjęto strukturę identyfikowanej charakterystyki energetycznej kotła ORG-32 w postaci wielomianu II stopnia bez wyrazów mieszanych:

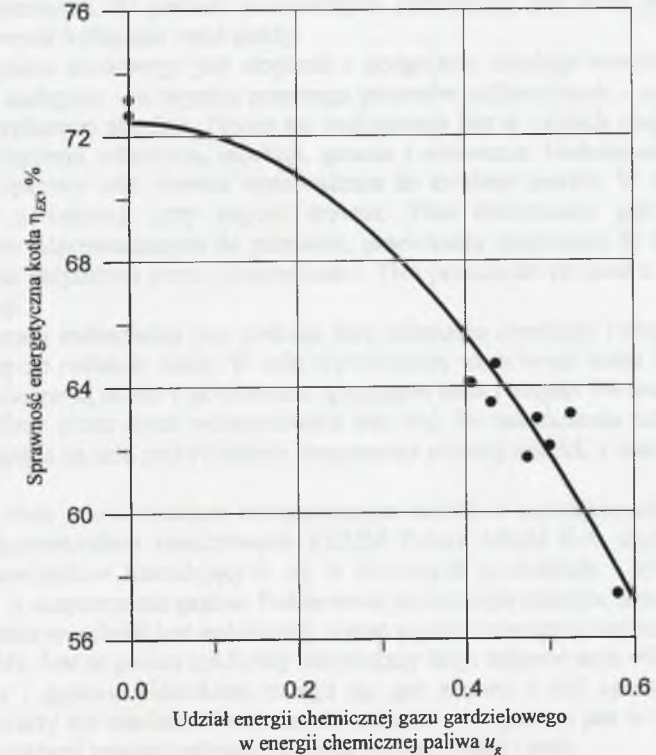
$$\eta_{EK} = \alpha_0 + \alpha_1 Q + \alpha_2 u_g + \alpha_3 z_{O_2} + \alpha_4 Q^2 + \alpha_5 u_g^2 + \alpha_6 z_{O_2}^2 \quad (4.39)$$

W wyniku estymacji parametrów metodą regresji krokowej uzyskano:

Tablica 4.2
Wyniki identyfikacji funkcji opisującej sprawność energetyczną kotła ORG-32

Postać równania
$\eta_{EK} = a_0 + a_5 u_g^2$
Estymatory współczynników równania
$a_0 = 72.3$
$a_5 = -41.9 \pm 8.2$
Współczynnik determinacji wielokrotnej
$R^2 = 95\%$

W badanym obszarze zmienności parametrów eksploatacji statystycznie istotny wpływ na sprawność energetyczną ma udział energii chemicznej gazu gardzielowego w energii chemicznej paliwa. Przebieg graficzny uzyskanej charakterystyki energetycznej przedstawiono na rys. 4.6.



Rys. 4.6. Charakterystyka sprawności energetycznej kotła wielopaliwowego ORG-32

Fig. 4.6. Energy efficiency characteristics of a ORG-32 boiler

Krzywej nie można ekstrapolować poza obszar badań. Dla kotłów pyłowych krzywa w tym zakresie zmienności udziału gazu technologicznego ma przebieg wklęsły. Brak punktów

pomiarowych w środkowym obszarze badań kotła rusztowego ORG32 uniemożliwia jednoznaczne określenie kształtu charakterystyki sprawności w tym obszarze.

Obszerniejsze wyniki identyfikacji charakterystyki energetycznej przedstawiono w pracach [43, 62].

Opracowany program obliczeniowy w języku FORTRAN został zainstalowany na komputerze PC w Elektrociepłowni HM Głogów I i wykorzystuje się do bieżącej kontroli eksploatacji.

5. IDENTYFIKACJA PROCESÓW CIEPLNYCH I TECHNOLOGICZNYCH W PIECACH PŁOMIENNYCH DO OGNIOWEJ RAFINACJI

5.1. Opis procesów ogniowej rafinacji w hutnictwie miedzi

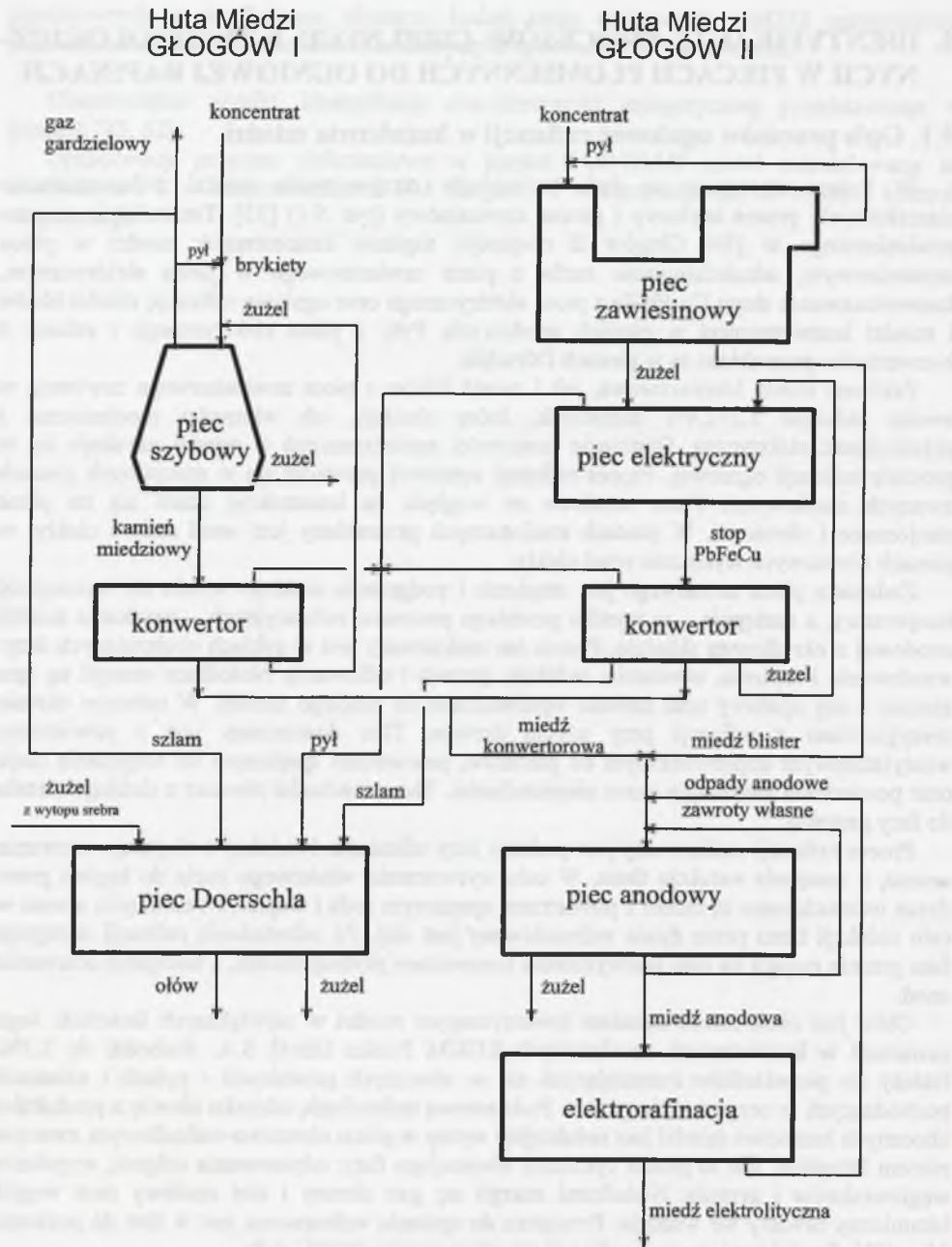
W Polsce stosowane są dwie technologie otrzymywania miedzi z koncentratów siarczkowych: proces szybowy i proces zawieszinowy (rys. 5.1) [33]. Technologia procesu zawieszinowego w HM Głogów II obejmuje: topienie koncentratów miedzi w piecu zawieszinowym, odmiedziowanie żużla z pieca zawieszinowego w piecu elektrycznym, konwertowanie stopu Cu-Pb-Fe z pieca elektrycznego oraz ogniową rafinację miedzi blister i miedzi konwertorowej w piecach anodowych. Pyły z pieca elektrycznego i szlamy z konwertorów przerabiane są w piecach Dörschla.

Zarówno miedź konwertorowa, jak i miedź *blister* z pieca zawieszinowego zawierają w swoim składzie 1,2+2,4% domieszek, które obniżają ich własności mechaniczne i przewodność elektryczną. Obniżenie zawartości zanieczyszczeń w miedzi uzyskuje się w procesie rafinacji ogniowej. Proces rafinacji ogniowej prowadzi się w specjalnych piecach zwanych anodowymi. Piece anodowe ze względu na konstrukcję dzieli się na piece stacjonarne i obrotowe. W piecach stacjonarnych przerabiany jest wsad stały i ciekły, w piecach obrotowych wyłącznie wsad ciekły.

Zadaniem pieca anodowego jest stopienie i podgrzanie ciekłego wsadu do wymaganej temperatury, a następnie – w wyniku przebiegu procesów rafinacyjnych – uzyskanie miedzi anodowej o określonym składzie. Proces ten realizowany jest w cyklach obejmujących fazy: wsadowania i topienia, utleniania, redukcji, grzania i odlewania. Nośnikami energii są: gaz ziemny i olej opałowy oraz drewno wprowadzane do ciekłego metalu. W ostatnim okresie zrezygnowano z rafinacji przy użyciu drewna. Tlen dostarczany jest z powietrzem wentylatorowym doprowadzonym do palników, powietrzem sprężonym do rozpylania oleju oraz powietrzem zasysanym przez nieuszczelnności. Tlen przechodzi również z ciekłego metalu do fazy gazowej.

Proces rafinacji realizowany jest podczas fazy utleniania i redukcji i obejmuje usuwanie arsenu, a następnie redukcję tlenu. W celu wytworzenia właściwego żużla do kąpieli przez dysze wdmuchiwane są razem z powietrzem sprężonym soda i wapno. Po usunięciu arsenu w celu redukcji tlenu przez dysze wdmuchiwany jest olej. Po zakończeniu rafinacji następuje faza grzania mająca na celu podwyższenie temperatury płynnej miedzi, a następnie odlewanie anod.

Ołów jest obok żelaza metalem towarzyszącym miedzi w największych ilościach. Jego zawartość w koncentraty miedziowych KGHM Polska Miedź S.A. dochodzi do 2.5%. Należy do pierwiastków kumulujących się w ubocznych produktach - pyłach i szlamach pochodzących z oczyszczania gazów. Podstawową technologią odzysku ołowiu z produktów ubocznych hutnictwa miedzi jest redukcyjny wytop w piecu obrotowo-wahadłowym zwanym piecem Dörschla. Jest to proces cykliczny obejmujący fazy: odparowania wilgoci, wypalania węglowodorów i grzania. Nośnikami energii są: gaz ziemny i olej opałowy oraz węgiel bitumiczny zawarty we wsadzie. Powietrze do spalania wzbogacone jest w tlen do poziomu $35 \pm 40\%$. Produktami procesu rafinacji są: ołów surowy, żużel i pyły.



Rys. 5.1. Schemat technologii produkcji miedzi w Hucie Miedzi Głogów
 Fig. 5.1. Scheme of the copper production process in "Głogów" Smelter and Refinery

5.2. Identyfikacja energochłonności pieców do ogniowej rafinacji

Wskaźniki jednostkowego zużycia energii, odniesione do jednostki naturalnej użytecznego efektu procesu, służą do oceny gospodarki energetycznej i stanu eksploatacji [84]. Zależność jednostkowego zużycia energii od parametrów eksploatacji może służyć do optymalizacji parametrów procesu oraz optymalizacji rozdziału wsadu między pracujące piece. Metodę wyznaczania charakterystyk energetycznych pieców grzejnych opartą na analizie teoretycznej procesu i danych pomiarowych opracował Kozioł [26]. Prace nad energochłonnością pieców energotechnologicznych i wykorzystaniem energii odpadowej w hutnictwie miedzi rozpoczęto w Instytucie Techniki Ciepłej już w latach osiemdziesiątych [98]. Późniejsze prace dotyczyły głównie poprawy stanu eksploatacji i obniżenia zużycia paliw.

Przyjmując, że stan termiczny pieca po zakończeniu wytopu jest zbliżony do stanu termicznego w momencie jego rozpoczęcia, zależność na jednostkowe zużycie energii chemicznej paliw w czasie wytopu można przedstawić w postaci:

$$e = \frac{I_{pal}}{G} = \frac{Q_{uz} + \sum_i Q_{sti} \tau_i}{G\beta} \quad (5.1)$$

gdzie:

- I_{pal} - zużycie energii chemicznej paliw,
- G - ilość odlanego produktu procesu,
- Q_{uz} - ciepło użyteczne pobrane przez wsad,
- Q_{sti} - średni strumień strat ciepła do otoczenia i wody chłodzącej w fazach wytopu,
- β - stopień wykorzystania paliwa w wytopie,
- τ_i - czas trwania i-tej fazy wytopu.

Na jednostkowe zużycie energii chemicznej paliw w istniejącym piecu istotny wpływ mają:

- struktura wsadu (udział wsadu stałego i ciekłego),
- czas trwania faz technologicznych,
- stopień wykorzystania paliwa w fazach wytopu.

Stopień wykorzystania paliwa β (zwany też sprawnością komory spalania) wyraża stosunek ilości ciepła oddanego przez spaliny w komorze pieca do zużycia energii chemicznej paliw [77] i można jego wartość średnią w i-tej fazie wytopu obliczyć z zależności:

$$\beta_i = 1 - \frac{I_{S_{wyl i}} + I_{S_{wyb i}}}{I_{pal i}} \quad (5.2)$$

gdzie:

- I_{pal} - entalpia paliwa,
- $I_{S_{wyl}}$ - entalpia spalin odpływających z pieca,
- $I_{S_{wyb}}$ - entalpia spalin wybijanych z pieca,
- i - numer fazy wytopu.

Dla pieców do ogniowej rafinacji jego wartość w fazach procesu kształtuje się z reguły poniżej 50%. Wpływa na to zarówno wysoka temperatura odpływających spalin (powyżej 1000°C), jak i zawartość składników palnych w spalinach szczególnie wówczas, gdy wymagana jest atmosfera redukcyjna gazów nad wsadem. Na stopień wykorzystania paliwa wpływa także zassanie szkodliwego powietrza. Obniża ono temperaturę spalin nad wsadem i strumień ciepła przekazywanego do wsadu. Zwiększa się wówczas ilość spalin i strata energii w spalinach odpływających z komory pieca. Ilość zassanego przez szczeliny okien wsadowych powietrza zależy od wielkości nieszczelności oraz rozkładu ciśnienia w komorze pieca i jest zróżnicowana w fazach wytopu. Zassania powietrza szkodliwego nie można – szczególnie w fazach technologicznych – zupełnie wyeliminować. Można jednak jego wielkość ograniczyć do technicznie uzasadnionego poziomu.

Stopień wykorzystania paliwa β dla całego wytopu oblicza się ze wzoru:

$$\beta = \frac{\sum_{i=1}^5 \beta_i \dot{I}_{pali} \tau_i}{\sum_{i=1}^5 \dot{I}_{pali} \tau_i} \quad (5.3)$$

gdzie:

\dot{I}_{pali} - średni strumień entalpii paliwa w i-tej fazie wytopu,

τ_i - czas trwania i-tej fazy wytopu.

Metodę oraz wyniki obliczeń stopnia wykorzystania paliwa dla pieców anodowych zamieszczono w pracach [63, 68].

O stracie ciepła do otoczenia decydują średnie strumienie strat ciepła w fazach wytopu i czasy trwania tych faz. Strumień strat ciepła zależy od stanu termicznego pieca. W fazie wsadowania stan termiczny pieca zmienia się wraz z jego zapełnieniem. W fazach technologicznych wytopu stan termiczny pieca jest zbliżony na początku i końcu fazy. Czas trwania fazy wsadowania zależy od pracy innych pieców w ciągu technologicznym oraz organizacji załadunku. Średni strumień strat ciepła do otoczenia w fazach wytopu \dot{Q}_{sti} można obliczyć z bilansu energii dla komory pieca. Pomijając przyrost energii zakumulowanej w materiale ogniotrwałym pieca równanie bilansu energii dla i-tej fazy wytopu można zapisać w postaci:

$$\begin{aligned} (\dot{I}_{gi} + \dot{I}_{oli} + \dot{I}_{ai})\tau_i + \dot{I}_{dpi} + \dot{I}_{sri} = \dot{I}_{mki} - \dot{I}_{mpi} + \dot{I}_{zi} + \\ + (\dot{I}_{swyli} + \dot{I}_{swybi} + \dot{Q}_{sti})\tau_i \end{aligned} \quad (5.4)$$

gdzie:

$\dot{I}_{gi}, \dot{I}_{oli}, \dot{I}_{ai}$ - średnie strumienie entalpii: gazu, oleju i powietrza w i-tej fazie wytopu,

\dot{I}_{dpi} - entalpia dodatkowych paliw (np. drewna),

\dot{I}_{sri} - entalpia środków rafinacyjnych (np. sody i wapna),

$\dot{I}_{mpi}, \dot{I}_{mki}$ - entalpia ciekłego metalu na początku i na końcu fazy,

\dot{I}_{zi} - entalpia doprowadzonego żużla,

$\dot{I}_{swyli}, \dot{I}_{swybi}$ - średni strumień entalpii spalin odpływających i wybijanych z pieca w i-tej fazie wytopu,

\dot{Q}_{sti} - średni strumień strat ciepła do otoczenia i wody chłodzącej w i-tej fazie wytopu.

Składniki równania (5.4) zawierają entalpie: fizyczną i chemiczną. Entalpię fizyczną obliczano od poziomu określonego parametrami otoczenia. Przy obliczaniu entalpii fizycznej ciekłego metalu uwzględniono entalpię przemiany fazowej. Entalpię chemiczną obliczano konsekwentnie opierając się na entalpii dewaluacji. Wykorzystano zależności zamieszczone w [80].

Wyznaczenie strumienia entalpii spalin wymaga znajomości strumienia substancji i składu spalin. W tym celu sporządza się bilanse pierwiastków dla fazy gazowej z uwzględnieniem przejścia pierwiastków z fazy ciekłej do fazy gazowej. Ze względu na dużą niepewność danych pomiarowych zastosowano rachunek wyrównawczy do uwiarygodnienia wyników pomiaru.

5.2.1. Obliczenia wyrównawcze dla pieców do ogniowej rafinacji

Procesy zachodzące w piecach do ogniowej rafinacji są procesami złożonymi ze względu na różnorodność składników procesu i możliwość zachodzenia reakcji chemicznych pomiędzy składnikami wsadu i fazą gazową nad wsadem. Praca pieców jest okresowa. W cyklu pracy, jakim jest wytop, wyróżnia się fazy technologiczne. W fazach wytopu wymagana jest redukująca lub utleniająca atmosfera gazów nad wsadem. Oprócz tradycyjnych nośników energii, jak gaz i olej opałowy, nośnikiem energii może być przykładowo drewno w procesie rafinacji miedzi lub węgiel bitumiczny zawarty we wsadzie w procesie rafinacji ołowiu. Tlen do komory pieca doprowadzany jest z powietrzem wentylatorowym, sprężonym i wnিকającym przez nieszczelności. W celu intensyfikacji procesu rafinacji ołowiu, wzbogaca się powietrze atmosferyczne doprowadzając do palnika tlen techniczny. Przebieg reakcji chemicznych pomiędzy składnikami wsadu i fazy gazowej komplikuje postać równań bilansowych. Określenie przechodzących - w wyniku przebiegu reakcji - strumieni pierwiastków ze wsadu do fazy gazowej obarczone jest znacznym błędem z powodu niepewności i niekompletności danych pomiarowych. Błędy te w istotny sposób rzutują na błędy obliczeń bilansu substancji i energii.

Złożony i burzliwy przebieg procesów rafinacyjnych, znaczne błędy pomiarów cieplnych i konieczność oszacowania niektórych wielkości powodują, że uzyskanie wiarygodnych wyników obliczeń wymaga zastosowania metod rachunku wyrównawczego do uzgadniania bilansów.

Podstawowy zespół równań bilansu substancji stanowią równania wyprowadzone dla komory pieca. W komorze pieca zachodzi proces spalania oraz reakcje chemiczne pomiędzy wsadem a fazą gazową. Dla procesów chemicznych sporządza się równania bilansu wybranych pierwiastków. Istotne znaczenie dla określenia ilości i składu spalin powstających w komorze pieca mają bilanse węgla, tlenu, azotu i wodoru. Przy większej zawartości siarki we wsadzie dodatkowo formułuje się równanie bilansu siarki. Przy wyprowadzaniu równań bilansu substancji przyjęto następujące założenia:

- nośnikami energii doprowadzanymi do komory pieca są: gaz ziemny, olej opałowy i drewno,
- tlen do komory pieca doprowadzany jest z powietrzem i tlenem technicznym, przy czym rozróżnia się powietrze: wentylatorowe, sprężone i wnিকające przez nieszczelności,
- do komory pieca wprowadza się środki rafinacyjne,
- uwzględnia się przechodzenie bilansowanych pierwiastków pomiędzy fazą ciekłą i gazową,

- e) składnikami palnymi spalin są: tlenek węgla i wodór,
- f) w pyłe zawartym w spalinach uwzględnia się zawartość pierwiastków: węgla i siarki,
- g) spaliny odpływające z pieca i spaliny wybijane mają zbliżony skład.

Przy tak sformułowanych założeniach równania bilansu substancji dla komory pieca mają postać:

- bilans węgla

$$n_g (CH_4 + m C_m H_n) + G_{ol} \frac{c_{ol}}{12} + G_D \frac{c_D}{12} + \sum_i G_{sri} \frac{c_{sri}}{12} + \Delta n_C =$$

$$= n_{ss} ([CO_2] + [CO]) + G_u \frac{c_u}{12} \quad (5.5)$$

- bilans siarki

$$G_{ol} \frac{s_{ol}}{32} + \Delta n_S = n_{ss} [SO_2] + G_u \frac{s_u}{32} \quad (5.6)$$

- różnica bilansów tlenu i wodoru

$$0,21(n_a + n_{aspr} + \delta n_a) + z_{il} n_{il} - n_g \left(CH_4 + \frac{n}{4} C_m H_n \right) + G_{ol} \left(\frac{o_{ol}}{32} - \frac{h_{ol}}{4} \right) +$$

$$+ G_D \left(\frac{o_D}{32} - \frac{h_D}{4} \right) + \sum_i G_{sri} \frac{o_{sri}}{32} + \Delta n_{O_2} - \frac{1}{2} \Delta n_{H_2} = n_{ss} \left([CO_2] + [SO_2] + [O_2] + \frac{1}{2} [CO] - \frac{1}{2} [H_2] \right) \quad (5.7)$$

- bilans azotu

$$0,79(n_a + n_{aspr} + \delta n_a) + (1 - z_{il}) n_{il} + n_g N_2 + G_{ol} \frac{n_{ol}}{28} =$$

$$= n_{ss} (1 - [CO_2] - [SO_2] - [O_2] - [CO] - [H_2]) \quad (5.8)$$

- bilans wodoru

$$n_g \left(2CH_4 + \frac{n}{2} C_m H_n \right) + G_{ol} \left(\frac{h_{ol}}{2} + \frac{w_{ol}}{18} \right) + G_D \left(\frac{h_D}{2} + \frac{w_D}{18} \right) + (n_a + n_{aspr} + \delta n_a) X_{za} +$$

$$+ \Delta n_{H_2} + \Delta n_{H_2O} = n_{ss} (X_{zs} + [H_2]) \quad (5.9)$$

gdzie:

- n_g - strumień gazu ziemnego,
- $CH_4, C_m H_n, N_2$ - udziały objętościowe (molowe) metanu, węglowodorów oraz azotu w gazie ziemnym,
- G_{ol} - strumień oleju opałowego,
- $c_{ol}, s_{ol}, h_{ol}, o_{ol}, n_{ol}, w_{ol}$ - udziały gramowe węgla, siarki, wodoru, tlenu, azotu i wilgoci w oleju opałowym,
- G_D - zużycie drewna,

c_D, h_D, o_D, w_D
 $G_{sri}, c_{sri}, o_{sri}$

- udziały gramowe węgla, wodoru, tlenu i wilgoci w drewnie,
- zużycie oraz udziały gramowe węgla i tlenu w środkach rafinacyjnych,

$\Delta n_C, \Delta n_{O_2}, \Delta n_S, \Delta n_{H_2}, \Delta n_{H_2O}$

- strumienie pierwiastków węgla, tlenu, siarki, wodoru i wilgoci przechodzących ze wsadu do fazy gazowej,

$n_a, n_{aspr}, \delta n_a$

- strumień powietrza wentylatorowego, sprężonego i dostanego do komory pieca,

n_{il}, z_{il}

- strumień i udział molowy tlenu w tlenie technicznym,

n_{ss}

- strumień spalin suchych powstających w piecu,

$[CO_2], [SO_2], [O_2], [CO], [H_2]$

- udziały molowe składników spalin suchych,

G_u

- strumień pyłu unoszonego ze spalinami,

c_u, s_u

- udział gramowy węgla i siarki w pyłe,

X_{za}, X_{zs}

- molowy stopień zawilżenia powietrza spalania i spalin.

Równania bilansu pierwiastków należy uzupełnić o równania sumy udziałów:

$$CH_4 + C_m H_n + N_2 = 1 \quad (5.10)$$

$$c_{ol} + s_{ol} + h_{ol} + n_{ol} + w_{ol} = 1 \quad (5.11)$$

$$c_D + h_D + o_D + w_D = 1 \quad (5.12)$$

Średni w czasie fazy strumień j-tego pierwiastka przechodzącego z fazy ciekłej do fazy gazowej można obliczyć z zależności:

$$\Delta n_j = \frac{G_p g_{pj} - G_k g_{kj} - G_z g_{zj}}{\tau M_j} \quad (5.13)$$

gdzie:

- G_p, G_k - ilość wsadu w piecu na początku i na końcu fazy,
- g_{pj}, g_{kj} - udziały gramowe j-tego pierwiastka we wsadzie na początku i na końcu fazy,
- G_z, g_{zj} - ilość odprowadzanego żużla i udział j-tego pierwiastka w żużlu,
- τ - czas trwania fazy,
- M_j - masa drobinowa j-tego pierwiastka.

Jeżeli program badań obejmuje pomiar składu chemicznego spalin i pyłu w kanale spalinowym, to dodatkowo można sformułować równania bilansu substancji dla kanału spalinowego. Mają one postać:

- bilans węgla

$$(1 - \xi) \left\{ n_{ss} ([CO_2] + [CO]) + G_u \frac{c_u}{12} \right\} = n_{ss1} ([CO_2]_1 + [CO]_1) + G_{u1} \frac{c_{u1}}{12} \quad (5.14)$$

- bilans siarki

$$(1-\xi) \left\{ n_{ss} [SO_2] + G_u \frac{S_u}{32} \right\} = n_{ss,1} [SO_2]_1 + G_{u,1} \frac{S_{u,1}}{32} \quad (5.15)$$

- różnica bilansów tlenu i wodoru

$$(1-\xi) n_{ss} \left([CO_2] + [SO_2] + [O_2] + \frac{1}{2} [CO] - \frac{1}{2} [H_2] \right) + 0,21 \delta n_{a,1} =$$

$$= n_{ss,1} \left([CO_2]_1 + [SO_2]_1 + [O_2]_1 + \frac{1}{2} [CO]_1 - \frac{1}{2} [H_2]_1 \right) \quad (5.16)$$

- bilans azotu

$$(1-\xi) n_{ss} (1 - [CO_2] - [SO_2] - [O_2] + [CO] - [H_2]) + 0,79 \delta n_{a,1} =$$

$$= n_{ss,1} (1 - [CO_2]_1 - [SO_2]_1 - [O_2]_1 - [CO]_1 - [H_2]_1) \quad (5.17)$$

- bilans wodoru

$$(1-\xi) n_{ss} (X_{z,1} + [H_2]) = n_{ss,1} (X_{z,1,1} + [H_2]_1) \quad (5.18)$$

gdzie:

ξ - stosunek strumienia spalin wybijanych do strumienia spalin powstających w piecu,

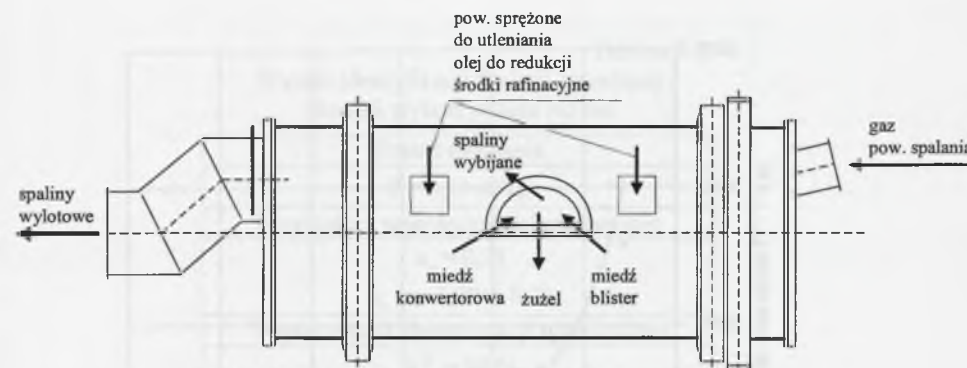
Indeks „1” oznacza, że dana wielkość dotyczy spalin w kanale.

Określenie strumienia spalin wybijanych z komory pieca wymaga pomiaru rozkładu ciśnienia w oknach wsadowych i jest obciążone znacznym błędem. Różnica temperatury pomiędzy spalinami odpływającymi i wybijanymi z komory pieca jest stosunkowo niewielka (piece komorowe) i dlatego wpływ błędów obliczeń strumienia spalin wybijanych na wyniki obliczeń bilansu energii jest niewielki.

Metodę obliczeń wyrównawczych bilansu substancji dla pieców anodowych do ogniowej rafinacji miedzi i pieców wahadłowo-obrotowych do ogniowej rafinacji ołowiu wraz z przykładowymi wynikami obliczeń przedstawiono w pracy [69].

5.2.2. Wyniki identyfikacji energochłonności pieca anodowego obrotowego

Wykorzystując wyniki pomiarów cieplnych pieca przeprowadzono obliczenia bilansu substancji z zastosowaniem metod rachunku wyrównawczego dla uwiarygodnienia wyników pomiarów oraz bilansu energii w fazach wytopu. Z bilansu energii obliczono średnie wartości strumienia strat ciepła oraz stopnia wykorzystania paliwa.



Rys. 5.2. Schemat pieca anodowego obrotowego
Fig. 5.2. Scheme of a rotary anode furnace

Metodą analizy regresji krokowej przeprowadzono identyfikację wpływu parametrów eksploatacji pieca na:

- średni strumień strat ciepła w fazach wytopu,
- stopień wykorzystania paliwa w fazach wytopu,
- jednostkowe zużycie energii chemicznej paliw w całym wytopie.

Po analizie wyników pomiarów i obliczeń postać równania opisującego zależność strumienia strat ciepła w fazie wsadowania pieca od parametrów procesu przyjęto następująco:

$$Q_{st1} = \alpha_o + \frac{\alpha_1}{\sqrt{\tau_1}} + \alpha_2 T_{ad} \quad (5.19)$$

gdzie:

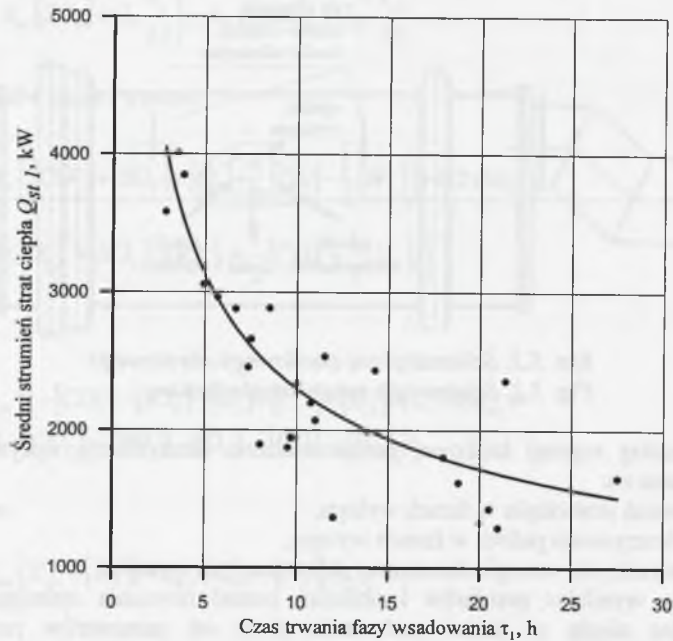
- τ_1 - czas trwania fazy wsadowania, h,
- T_{ad} - adiabatyczna temperatura spalania, K.

W wyniku identyfikacji metodą regresji krokowej uzyskano:

Tablica 5.1
Wyniki identyfikacji funkcji opisującej strumień strat ciepła w fazie wsadowania

Postać równania
$Q_{st1} = a_o + \frac{a_1}{\sqrt{\tau_1}}$
Estymatory współczynników równania
$a_o = 316$
$a_1 = 6278 \pm 1287$
Współczynnik determinacji wielokrotnej
$R^2 = 82 \%$

Graficzny przebieg wyznaczonej funkcji przedstawiono na rys. 5.3. Dla pozostałych faz wytopu nie uzyskano zadowalającej statystycznej istotności zależności strumienia strat ciepła od parametrów procesu.



Rys. 5.3. Zależność średniego strumienia strat ciepła do otoczenia w fazie wsadowania od czasu trwania fazy wsadowania dla pieca anodowego obrotowego

Fig. 5.3. Dependence of the mean heat flux lost to the environment in the phase of charging since its beginning

Funkcję empiryczną opisującą stopień wykorzystania paliwa przyjęto w postaci:

$$\beta = \alpha_0 + \alpha_1 \lambda_{rz} + \alpha_2 Q_{uz} + \alpha_3 T_{ad} + \alpha_4 \lambda_{rz}^2 + \alpha_5 Q_{uz}^2 + \alpha_6 T_{ad}^2$$

gdzie:

λ_{rz} - rzeczywisty stosunek nadmiaru powietrza (z uwzględnieniem powietrza dostanego przez nieszczelności),

Q_{uz} - strumień ciepła użytecznego, kW,

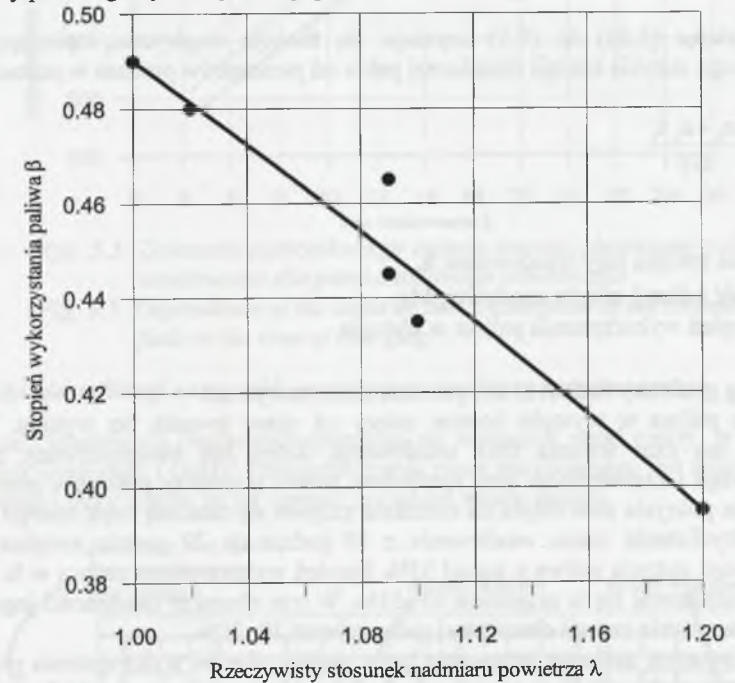
T_{ad} - adiabatyczna temperatura spalania, K.

W wyniku identyfikacji metodą regresji krokowej uzyskano dla fazy grzania statystycznie istotną zależność stopnia wykorzystania paliwa od stosunku nadmiaru powietrza.

Tablica 5.2
Wyniki identyfikacji funkcji opisującej stopień wykorzystania paliwa

Postać równania
$\beta = a_0 + a_4 \lambda_{rz}^2$
Estymatory współczynników równania
$a_0 = 0,71$
$a_4 = - 0,22 \pm 0,76$
Współczynnik determinacji wielokrotnej
$R^2 = 94 \%$

Graficzny przebieg uzyskanej funkcji przedstawiono na rys. 5.4.



Rys. 5.4. Zależność stopnia wykorzystania paliwa od stosunku nadmiaru powietrza dla pieca anodowego obrotowego

Fig. 5.4. Dependence of the degree of utilization of the fuel on the excess air ratio for a rotary anode furnace

Wykorzystując wyniki identyfikacji wpływu parametrów procesu na strumień strat ciepła przyjęto następującą postać funkcji empirycznej opisującej łączne ciepło przekazane przez spaliny w komorze pieca w czasie wytopu:

$$Q_{uz} + \sum_i Q_{st,i} \tau_i = \alpha_0 + \alpha_1 \tau_1 + \alpha_2 \sqrt{\tau_1} \tag{5.20}$$

W wyniku estymacji metodą regresji krokowej uzyskano:

Tablica 5.3
Wyniki identyfikacji funkcji opisującej sumaryczne ciepło przekazane w komorze pieca

Postać równania
$Q_{uz} + \sum_i Q_{ut} \tau_i = a_0 + a_1 \tau_1$
Estymatory współczynników równania
$a_0 = 69,7 \cdot 10^3$
$a_1 = (4,47 \pm 0,748) \cdot 10^3$
Współczynnik determinacji wielokrotnej
$R^2 = 90 \%$

Podstawiając (5.20) do (5.1) uzyskuje się funkcję empiryczną opisującą zależność jednostkowego zużycia energii chemicznej paliw od parametrów procesu w postaci:

$$e = \frac{a_0 + a_1 \tau_1}{G\beta} \quad (5.21)$$

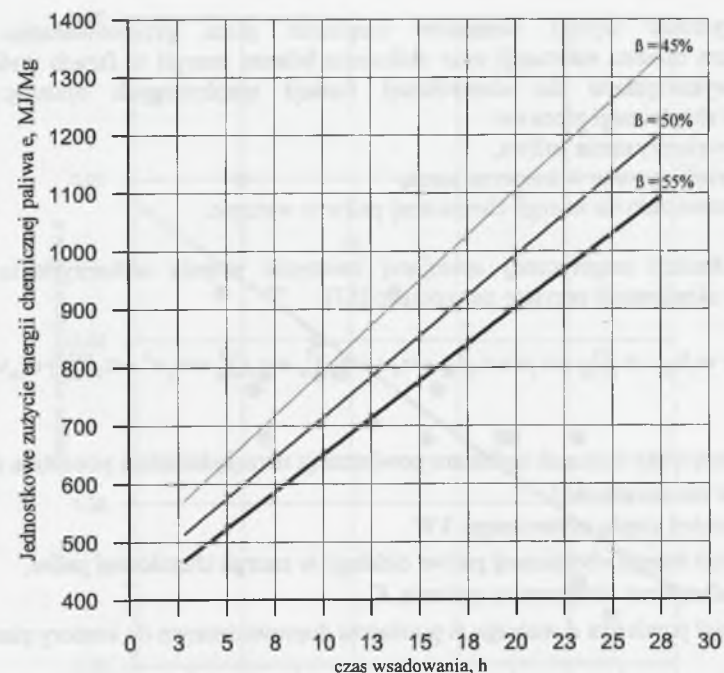
gdzie:

- τ_1 - czas trwania fazy wsadowania, h,
- G - ilość odlanej miedzi anodowej, Mg,
- β - stopień wykorzystania paliwa w wytopie.

Przebieg graficzny funkcji (5.21) przedstawiono na rys. 5.5

Zużycie paliwa w wytopie istotnie zależy od czasu trwania faz wytopu. Największą zmienność ma czas trwania fazy wsadowania, który jest uwarunkowany pracą pieca zawieszinowego i konwertorów oraz rozdziałem wsadu pomiędzy pracujące piece anodowe. Ponieważ na pokrycie strat ciepła do otoczenia zużywa się znaczną część energii chemicznej paliw, to wydłużenie czasu wsadowania z 10 godzin do 20 godzin zwiększa wskaźnik jednostkowego zużycia paliwa o ponad 35%. Stopień wykorzystania paliwa w $\frac{3}{4}$ z badanych wytopów kształtował się w przedziale 45÷55%. W tym obszarze zmienności jego wpływ na jednostkowe zużycie energii chemicznej paliw wynosi 20÷25%.

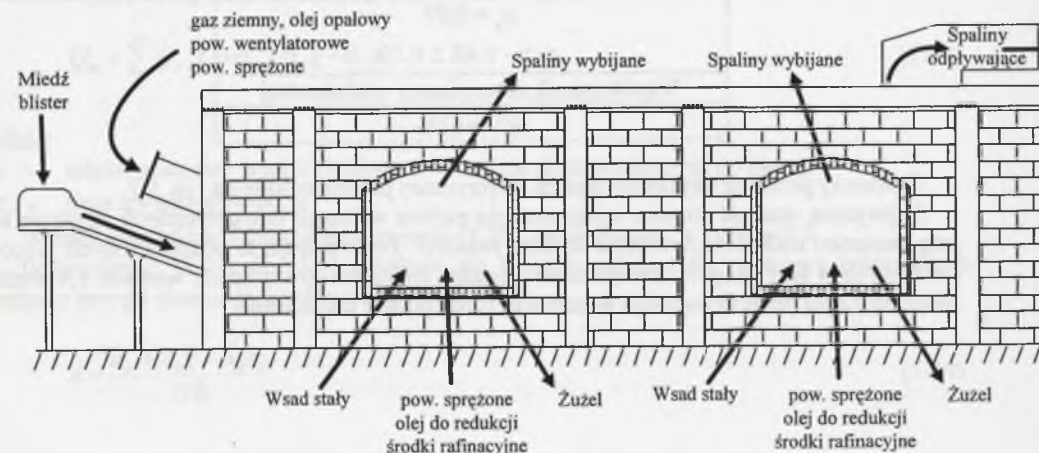
W instalowanym systemie sterowania pracą pieców stopień wykorzystania paliwa będzie wyznaczany w trybie on-line, a następnie będzie obliczana jego wartość średnia dla faz i całego wytopu. Opracowane zależności zostaną wykorzystane do optymalizacji bieżącej parametrów pracy pieca oraz optymalnego rozdziału wsadu pomiędzy pracujące piece anodowe.



Rys. 5.5. Zależność jednostkowego zużycia energii chemicznej paliw od czasu wsadowania dla pieca anodowego obrotowego
Fig. 5.5. Dependence of the index of the consumption of the chemical energy of fuels in the time of charging

5.2.3. Wyniki identyfikacji energochłonności pieca anodowego stacjonarnego

W piecach anodowych obrotowych przerabia się wyłącznie wsad ciekły, w piecach zaś stacjonarnych wsad stały i ciekły. Energochłonność pieca stacjonarnego jest znacznie wyższa niż obrotowego i duży wpływ na jej wartość ma udział wsadu stałego.



Rys. 5.6. Schemat pieca anodowego stacjonarnego
Fig. 5.6. Scheme of a chamber anode furnace

Wykorzystując wyniki pomiarów cieplnych pieca przeprowadzono obliczenia wyrównawcze bilansu substancji oraz obliczenia bilansu energii w fazach wytopu. Wyniki obliczeń wykorzystano do identyfikacji funkcji empirycznych opisujących wpływ parametrów eksploatacji pieca na:

- stopień wykorzystania paliwa,
- ciepło przekazywane w komorze pieca,
- jednostkowe zużycie energii chemicznej paliw w wytopie.

Postać funkcji empirycznej opisującej zależność stopnia wykorzystania paliwa od parametrów eksploatacji przyjęto następująco [57]:

$$\beta = \alpha_0 + \alpha_1 \lambda_{rz} + \alpha_2 Q_{uz} + \alpha_3 u + \alpha_4 T_{ad} + \alpha_5 v + \alpha_6 \lambda_{rz}^2 + \alpha_7 Q_{uz}^2 + \alpha_8 u^2 + \alpha_9 T_{ad}^2 + \alpha_{10} v^2 \quad (5.22)$$

gdzie:

- λ_{rz} - rzeczywisty stosunek nadmiaru powietrza (z uwzględnieniem powietrza dosanego przez nieszczelności),
- Q_{uz} - strumień ciepła użytecznego, kW,
- u - udział energii chemicznej paliwa ciekłego w energii chemicznej paliw,
- T_{ad} - adiabatyczna temperatura spalania, K,
- v - udział powietrza dosanego w powietrzu doprowadzonym do komory pieca.

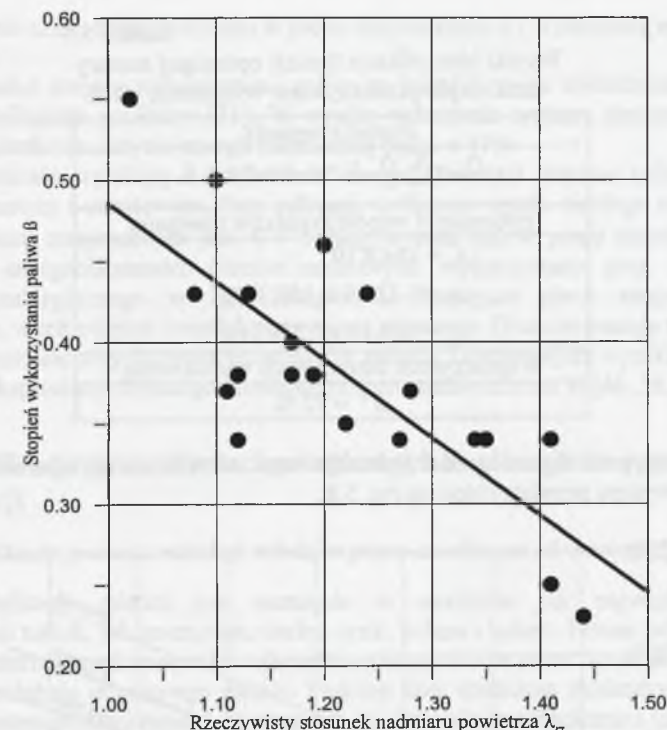
W wyniku identyfikacji metodą regresji krokowej uzyskano dla fazy grzania statystycznie istotną zależność stopnia wykorzystania paliwa od stosunku nadmiaru powietrza.

Tablica 5.4
Wyniki identyfikacji funkcji opisującej stopień wykorzystania paliwa

Postać równania
$\beta = a_0 + a_1 \lambda_{rz}$
Estymatory współczynników równania
$a_0 = 0,97$
$a_1 = - 0,48 \pm 0,19$
Współczynnik determinacji wielokrotnej
$R^2 = 61\%$

Graficzny przebieg uzyskanej funkcji empirycznej przedstawiono na rys. 5.7.

Najwyższą wartość stopnia wykorzystania paliwa w fazach energetycznych uzyskuje się przy stosunku nadmiaru powietrza bliskim jedności. Potwierdzają to badania innych pieców anodowych w HM Głogów. Zwiększenie stosunku nadmiaru powietrza do wartości 1,4 obniża strumień ciepła przekazywanego w komorze pieca prawie dwukrotnie.



Rys. 5.7. Zależność stopnia wykorzystania paliwa od stosunku nadmiaru powietrza dla pieca anodowego stacjonarnego

Fig. 5.7. Dependence of the degree of utilization of fuel on the excess air ratio for a chamber anode furnace

Badano różne postacie funkcji opisujących zależność sumarycznego ciepła przekazywanego w komorze pieca w czasie wytopu od parametrów eksploatacji. Zadawalającą ocenę statystyczną uzyskano dla funkcji:

$$Q_{uz} + \sum_i Q_{st} \tau_i = \alpha_0 + \alpha_1 g + \alpha_2 \tau_c \quad (5.23)$$

gdzie:

- g - udział gramowy wsadu ciekłego we wsadzie doprowadzonym do pieca,
- τ_c - czas trwania wytopu, h.

Wyniki identyfikacji funkcji empirycznej (5.23) zamieszczono w tablicy 5.5.

Podstawiając (5.23) do (5.1) uzyskuje się funkcję empiryczną opisującą jednostkowe zużycie energii chemicznej paliw w wytopie:

$$e = \frac{a_0 + a_1 g + a_2 \tau_c}{G \beta} \quad (5.24)$$

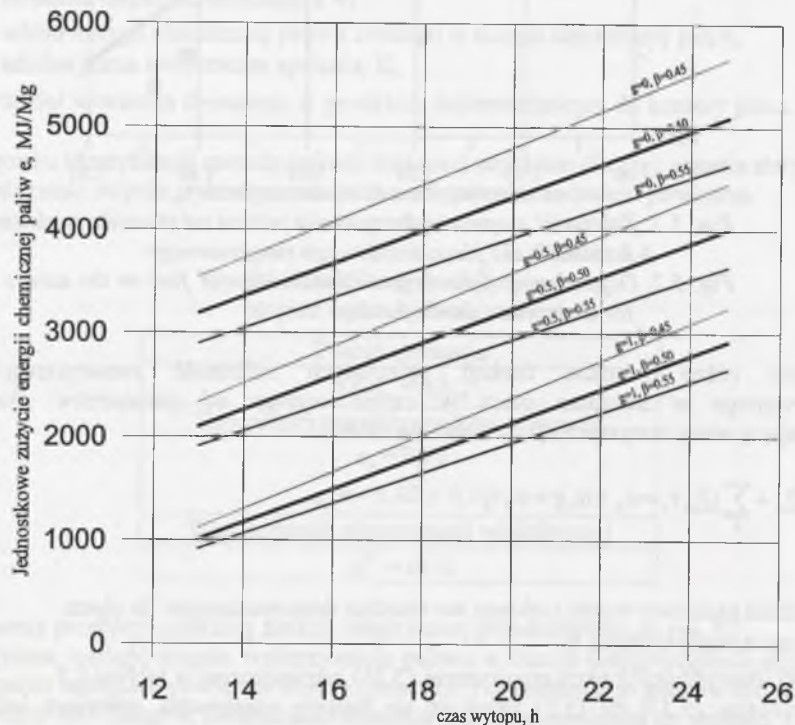
gdzie:

- G - ilość odlanej miedzi anodowej, Mg,
- β - stopień wykorzystania paliwa w wytopie.

Tablica 5.5
Wyniki identyfikacji funkcji opisującej sumaryczne ciepło przekazywane w komorze pieca

Postać równania
$Q_{uz} + \sum Q_{st i} \tau_i = a_0 + a_1 g + a_2 \tau_c$
Estymatory współczynników równania
$a_0 = 164,8 \cdot 10^3$
$a_1 = (-327,0 \pm 150,3) \cdot 10^3$
$a_2 = (24,14 \pm 12,08) \cdot 10^3$
Współczynnik determinacji wielokrotnej
$R^2 = 72 \%$

Graficzny przebieg zależności jednostkowego zużycia energii chemicznej paliw od czasu trwania wytopu przedstawiono na rys. 5.8.



Rys. 5.8. Zależność jednostkowego zużycia energii chemicznej paliw od czasu trwania wytopu dla pieca anodowego stacjonarnego

Fig. 5.8. Dependence of the index of consumption of the chemical energy of fuels on the time of the melt cycle for a chamber anode furnace

Zwiększenie czasu trwania wytopu w piecu stacjonarnym o 1 h zwiększa energochłonność procesu o 5%.

Wyniki badań stopnia wykorzystania paliwa w fazach wytopu wykorzystano w systemie sterowania zasilaniem palników [71]. W wyniku wdrożenia systemu sterowania palnikiem obniżono jednostkowe zużycie energii chemicznej paliw o 17%.

Ważne wnioski wynikają z porównania energochłonności procesu rafinacji miedzi w piecu stacjonarnym i obrotowym. Przy rafinacji wyłącznie wsadu ciekłego energochłonność procesu w piecu stacjonarnym jest 4 ÷ 5 razy wyższa niż w piecu obrotowym. Wyniki identyfikacji energochłonności pieców anodowych wykorzystano przy restrukturyzacji wydziału metalurgicznego w HM Głogów I. Istniejące piece stacjonarne zostały zlikwidowane, w ich miejsce zainstalowano piece obrotowe. Obecnie pracuje tylko jeden piec stacjonarny przeznaczony do przerobu odpadów stałych. Obszerniejsze wyniki badań wpływu parametrów eksploatacji na energochłonność procesu zamieszczono w [46, 56, 61].

5.3. Identyfikacja procesów technologicznych w piecach do ogniowej rafinacji

5.3.1. Identyfikacja procesu redukcji miedzi w piecu anodowym obrotowym

Celem rafinacji miedzi jest usunięcie w możliwie jak największym stopniu zanieczyszczeń takich, jak arsen, tlen, siarka, cynk, żelazo i kobalt. Proces rafinacji obejmuje utlenianie zanieczyszczeń w wyniku wdmuchiwanego powietrza przez dysze pod powierzchnię kąpieli oraz redukcję utlenionego metalu. Podczas fazy utleniania zanieczyszczeń następuje również utlenianie płynnej miedzi, co pogarsza jej własności mechaniczne i fizykochemiczne. Proces redukcji ma za zadanie zredukowanie tlenku miedziowego Cu_2O do postaci metalicznej a także usunięcie z kąpieli SO_2 . Podstawowym środkiem redukującym stosowanym w piecach anodowych obrotowych w Hucie Miedzi Głogów jest olej smołowy wprowadzany przez dysze pod powierzchnię metalu. Czas trwania fazy waha się w granicach 1 ÷ 3 h.

Zgodnie z [20] prędkość redukcji tlenu w metalu można opisać zależnością:

$$\frac{dg_{O_2}}{d\tau} = -\frac{k_1 A}{V} (g_{O_2} - g_{O_2}^*) \quad (5.25)$$

gdzie:

g_{O_2} - udział gramowy tlenu w ciekłym wsadzie,

$g_{O_2}^*$ - udział gramowy tlenu na granicy faz,

V - objętość wsadu,

A - powierzchnia styku fazy ciekłej i gazowej,

k_1 - współczynnik transportu substancji w warstewce cieczy na granicy faz.

Przyjmując, że $g_{O_2}^*$ jest pomijalnie małe, uzyskuje się po scałkowaniu równania (5.25):

$$\ln \frac{g_{O_2}}{g_{O_2,p}} = -\frac{k_1 A}{V} \tau \quad (5.26)$$

gdzie:

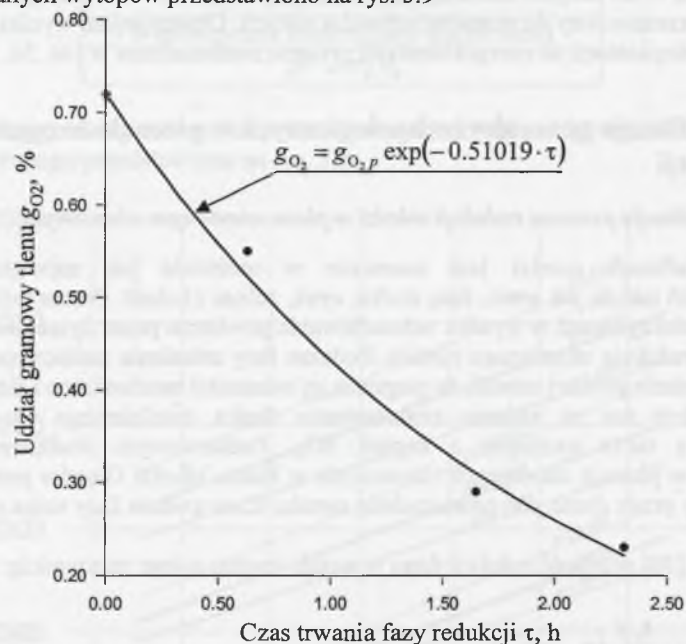
g_{O_2} - udział gramowy tlenu we wsadzie po czasie τ , %,

$g_{O_2,p}$ - początkowy udział gramowy tlenu we wsadzie, %,
 τ - czas trwania fazy redukcji, h.

Wprowadzając oznaczenie $C = -\frac{k_1 A}{V}$ uzyskuje się równanie opisujące czasowy spadek zawartości tlenu we wsadzie w postaci:

$$g_{O_2} = g_{O_2,p} \exp(C\tau) \quad (5.27)$$

Przykładowy przebieg czasowej zmienności udziału gramowego tlenu we wsadzie dla jednego z badanych wytopów przedstawiono na rys. 5.9



Rys. 5.9. Zależność udziału gramowego tlenu we wsadzie od czasu trwania fazy redukcji

Fig. 5.9. Oxygen mass fraction in the charge as a function of the reduction stage time

Dla każdego z badanych wytopów, opierając się na wynikach pomiaru udziału gramowego tlenu we wsadzie podczas fazy redukcji, określono metodą analizy regresji zależność (5.27). Obliczone wartości współczynnika C były zróżnicowane w analizowanych wytopach. W związku z tym postanowiono zbadać statystyczną zależność współczynnika C od parametrów pracy pieca w fazie redukcji. Przeprowadzono analizę wpływu następujących parametrów pracy pieca na współczynnik określający prędkość spadku tlenu we wsadzie:

- ilość wsadu G_{ws} ,
- strumień gazu V_g ,
- strumień oleju wdmuchiwanego przez dysze G_{ol} ,
- średnia temperatura wsadu T ,
- początkowy udział gramowy tlenu we wsadzie $g_{O_2,p}$.

Badano funkcję empiryczną opisaną modelem liniowym (względem estymowanych parametrów) o postaci:

$$C = \alpha_0 + \alpha_1 \cdot G_{ol} + \alpha_2 \cdot G_{ol}^2 + \alpha_3 \cdot V_g + \alpha_4 \cdot V_g^2 + \alpha_5 \cdot G_{ws} + \alpha_6 \cdot G_{ws}^2 + \alpha_7 \cdot T + \alpha_8 \cdot T^2 + \alpha_9 \cdot g_{O_2,p} + \alpha_{10} \cdot g_{O_2,p}^2 \quad (5.28)$$

gdzie:

- G_{ws} - ilość wsadu w komorze pieca, kg,
- V_g - strumień gazu, $m^3/n/h$,
- G_{ol} - strumień oleju wdmuchiwanego przez dysze do ciekłego wsadu, l/h,
- T - średnia temperatura wsadu, °C,
- $g_{O_2,p}$ - początkowy udział gramowy tlenu we wsadzie, %.

Wykorzystując wyniki pomiarów eksploatacyjnych pieca anodowego obrotowego przeprowadzono obliczenia metodą regresji krokowej w celu estymacji parametrów modelu. W wyniku obliczeń uzyskano:

Tablica 5.6
 Wyniki identyfikacji funkcji opisującej współczynnik C w równaniu 5.27

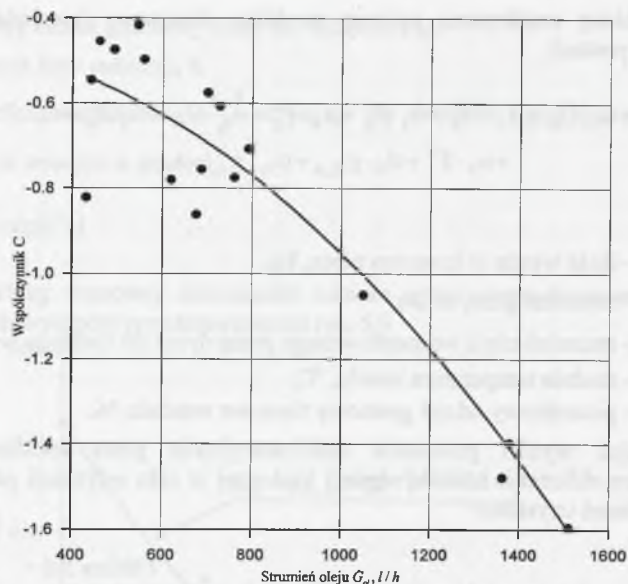
Postać równania
$C = a_0 + a_2 G_{ol}^2$
Estymatory współczynników równania
$a_0 = -0,445$
$a_2 = (-5,071 \pm 1,454) \cdot 10^{-7}$
Współczynnik determinacji wielokrotnej
$R^2 = 81\%$

Graficzny przebieg powyższych zależności z naniesionymi punktami pomiarowymi przedstawiono na rys. 5.10.

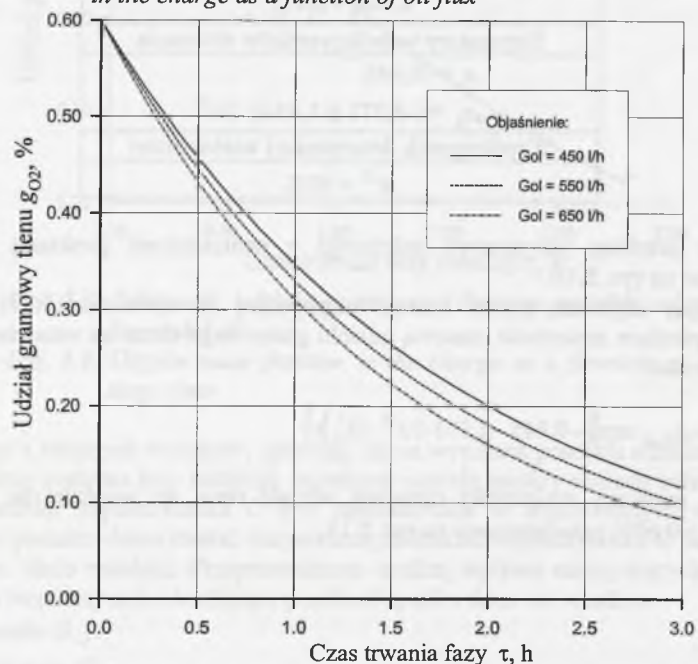
Podstawiając uzyskaną postać funkcji empirycznej do równania (5.27) uzyskuje się zależności opisujące czasową zmienność udziału gramowego tlenu we wsadzie w czasie fazy redukcji w postaci:

$$g_{O_2,t} = g_{O_2,p} \exp\left[(-0.445 - 5.071 \cdot 10^{-7} \cdot G_{ol}^2) \tau\right] \quad (5.29)$$

Przebieg graficzny zmienności czasowej udziału tlenu we wsadzie dla początkowego udziału $g_{O_2,p} = 0,60\%$ przedstawiono na rys. 5.11.



Rys. 5.10. Zależność współczynnika C w równaniu na przebieg czasowy udziału gramowego tlenu we wsadzie od strumienia
 Fig. 5.10. C-coefficient in the equation of the time course of oxygen mass fraction in the charge as a function of oil flux



Rys. 5.11. Przebieg czasowy udziału gramowego tlenu we wsadzie dla $g_{O_2,P} = 0.60\%$ dla pieca anodowego obrotowego
 Fig. 5.11. Time course of oxygen mass fraction in the charge for $g_{O_2,P} = 0.60\%$ in a rotary anode furnace

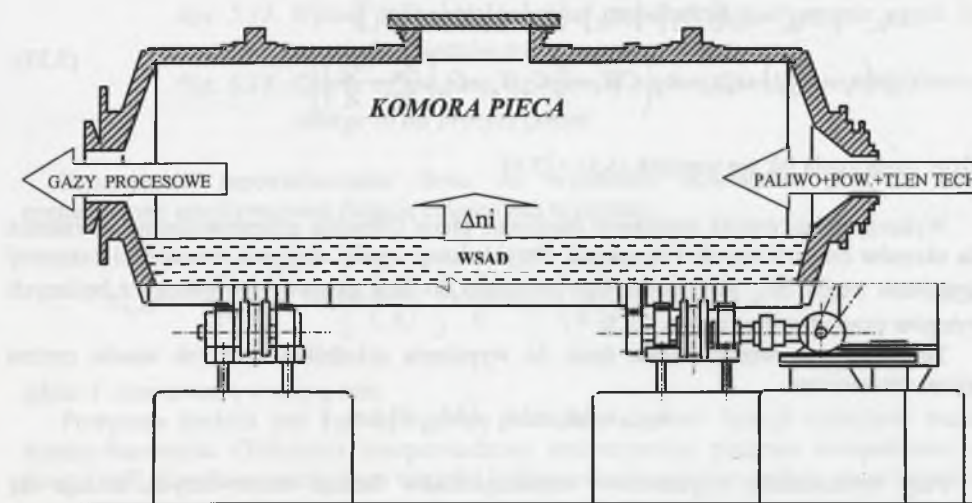
Analizę wpływu parametrów eksploatacji na przebieg czasowy udziału gramowego tlenu we wsadzie przeprowadzono również dla pieca stacjonarnego. Wyniki zamieszczono w pracy [45]. Opracowana funkcja empiryczna zostanie wykorzystana w algorytmie sterowania do prognozowania czasu zakończenia fazy redukcji.

5.3.2. Identyfikacja zapotrzebowania tlenu dla reakcji technologicznych w piecu Dörschla

Wyniki badań energochłonności procesu wytopu ołowiu w piecu Dörschla przedstawiono w pracach [52, 53, 58]. W niniejszej pracy zamieszczono metodę i wyniki identyfikacji zmienności czasowej zapotrzebowania tlenu dla reakcji technologicznych.

Wytop ołowiu w piecu Dörschla jest procesem złożonym ze względu na dużą różnorodność składników i możliwość zachodzenia bardzo wielu reakcji między poszczególnymi składnikami wsadu. W szlamach szybowych ołów występuje głównie w postaci PbS, w pyłach konwertorowych w postaci PbSO₄, w pyłach z pieca elektrycznego w postaci PbCO₃ oraz Pb(OH)₂, w żużlu zaś z produkcji srebra w postaci krzemianów ołowiu. Szlamy szybowe zawierają substancje bitumiczne w ilości kilkunastu procent, stanowiące złożoną mieszaninę węglowodorów.

W czasie wytopu, węglowodory zawarte we wsadzie w większości ulegają destylacji i wymagają spalania w fazie gazowej. Skuteczne spalanie węglowodorów w komorze pieca wymaga doprowadzania do palnika nadmiarowego tlenu w stosunku do zapotrzebowania tlenu do spalania paliwa. Kinetyka odparowania i destylacja węglowodorów ze wsadu jest zmienna w czasie. W celu całkowitego wypalenia gazowych węglowodorów w piecu należy doprowadzać do palnika zmienny w czasie strumień powietrza.



Rys. 5.12. Schemat pieca Dörschla
 Fig. 5.12. Scheme of a Dörschl furnace

W celu wyznaczenia zmienności czasowej wymaganego zapotrzebowania tlenu do wypalenia węglowodorów zawartych we wsadzie przeprowadzono identyfikację procesu. Do obliczeń wykorzystano równania bilansu pierwiastków (5.5) ÷ (5.9) dla komory pieca. W równaniach pomija się zużycie drewna, środków rafinacyjnych oraz dostanego powietrza. Z równań tych oblicza się:

- strumień spalin suchych n_{ss} :

$$n_{ss} = \frac{0,79(n_a + n_{aspr}) + (1 - z_{H_2})n_H + n_g N_2 + G_{ol} \frac{n_{ol}}{28}}{1 - [CO_2] - [SO_2] - [O_2] - [CO] - [H_2]} \quad (5.30)$$

- strumień pierwiastka węgla przechodzącego ze wsadu do fazy gazowej Δn_C :

$$\Delta n_C = n_{ss} ([CO_2] + [CO]) + G_u \frac{c_u}{12} - n_g (CH_4 + m C_m H_n) - G_{ol} \frac{c_{ol}}{12} \quad (5.31)$$

- strumień pierwiastka siarki przechodzącej ze wsadu do fazy gazowej Δn_S :

$$\Delta n_S = n_{ss} [SO_2] + G_u \frac{s_u}{32} - G_{ol} \frac{s_{ol}}{32} \quad (5.32)$$

- różnicę strumieni pierwiastków $\Delta n_{O_2} - \frac{1}{2} \Delta n_{H_2}$ przechodzących ze wsadu do fazy gazowej:

$$\Delta n_{O_2} - \frac{1}{2} \Delta n_{H_2} = n_{ss} ([CO_2] + [SO_2] + [O_2] + \frac{1}{2} [CO] - \frac{1}{2} [H_2]) - 0,21(n_a + n_{aspr}) - z_{H_2} n_H + n_g \left(CH_4 + \frac{n}{4} C_m H_n - G_{ol} \left(\frac{o_{ol}}{32} - \frac{h_{ol}}{4} \right) \right) \quad (5.33)$$

gdzie: oznaczenia jak we wzorach (5.5) ÷ (5.9)

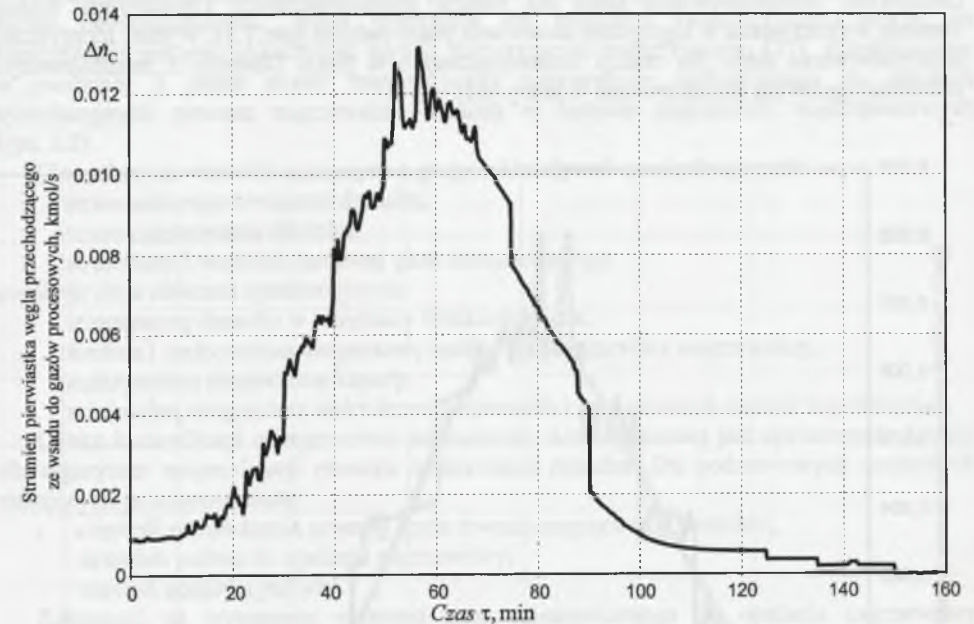
Wykorzystując wyniki pomiarów cieplnych pieca Dörschla przeprowadzono obliczenia dla okresów czasu równych 150 sekund. Przykładowe wyniki obliczeń zmienności czasowej strumienia węgla Δn_C przechodzącego ze wsadu do fazy gazowej dla jednego z badanych wytopów przedstawiono na rys. 5.13.

Teoretyczne zapotrzebowanie tlenu do wypalenia składników palnych wsadu można opisać równaniem:

$$n_{O_2, ws} = \Delta n_C + \Delta n_S - (\Delta n_{O_2} - \frac{1}{2} \Delta n_{H_2})$$

Przy wyznaczaniu estymatorów współczynników funkcji empirycznych stosuje się najczęściej analizę regresji opartą na założeniu, że wartości zmiennych niezależnych są wyznaczone bezbłędnie. W rzeczywistości wszystkie wyniki pomiarowe są obarczone błędami. Błędy poszczególnych wartości tej samej zmiennej pomiarowej mogą być różne w poszczególnych pomiarach. Sytuacja taka występuje w analizowanym problemie. Błędy obliczeń bilansowych strumieni pierwiastków przechodzących ze wsadu do fazy gazowej są znacznie mniejsze przy stabilnym zasilaniu palnika niż w okresach bezpośrednio po zmianie nastaw. Zastosowanie metod rachunku wyrównawczego przy wyznaczaniu współczynników

równań empirycznych pozwala obliczyć najbardziej wiarygodne ich wartości z uwzględnieniem niedokładności wszystkich wartości zmiennych niezależnych oraz daje możliwość oceny dokładności. Pozwala również dobrać najbardziej wiarygodną postać równania empirycznego.



Rys. 5.13. Wykres zmienności czasowej przechodzenia strumienia węgla Δn_C ze wsadu do gazów procesowych

Fig. 5.13. Course of the time variation of carbon flux Δn_C passing from the charge to the process gases

Teoretyczne zapotrzebowanie tlenu do wypalenia składników palnych wsadu postanowiono aproksymować funkcją empiryczną w postaci:

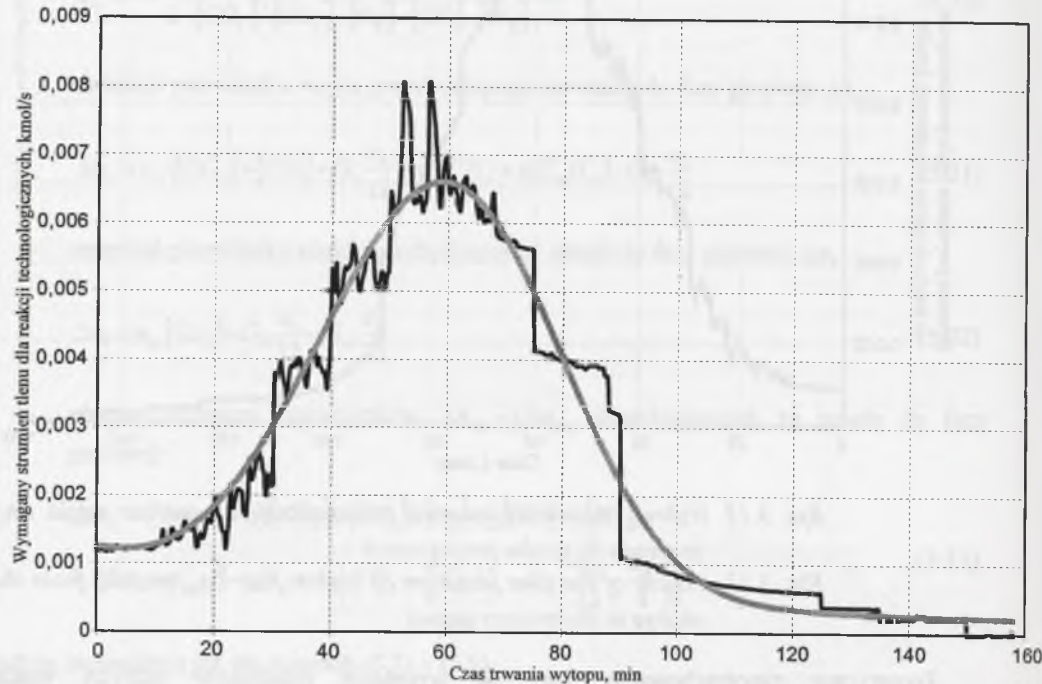
$$n_{O_2, ws} = C \frac{B}{A} \left(\frac{\tau}{A} \right)^{B-1} \exp \left[- \left(\frac{\tau}{A} \right)^B \right] + \frac{D}{E} \exp \left[- \left(\frac{\tau}{E} \right) \right] \quad (5.34)$$

gdzie τ czas trwania wytopu, min.

Powyższa funkcja jest zmodyfikowaną postacią pochodnej funkcji opisującej rozkład Rosina-Rammlera. Obliczenia przeprowadzono wykorzystując program komputerowy M. Szegi [108]. Uzyskano następujące wartości i wiarygodność współczynników empirycznych:

$$\begin{aligned} A &= 3948 \pm 13 \\ B &= 3.438 \pm 0.056 \\ C &= 17.77 \pm 0,29 \\ D &= 6.6301 \pm 0.0001 \\ E &= 5300,41 \pm 0.09 \end{aligned}$$

Przebieg graficzny opracowanej funkcji przedstawiono na rys. 5.14. W obszarach zmiany nastaw parametrów pracy palnika wprowadzono do obliczeń znacznie większe błędy niż w obszarach pracy ustalonej. Dotyczy to w szczególności przejścia z fazy odparowania wilgoci w fazę wypalania. Przyjęta do obliczeń postać funkcji w sposób zadowalający opisuje rzeczywiste zapotrzebowanie tlenu dla reakcji technologicznych. Opracowana funkcja zostanie wykorzystana w algorytmie sterowania pracy palnika (pkt 7.2). Wyniki identyfikacji zapotrzebowania tlenu dla reakcji technologicznych w piecu Dörschla z zainstalowanym palnikiem gazowym przedstawiono w pracy [54].



Rys. 5.14. Przebieg czasowy zapotrzebowania tlenu do reakcji technologicznych
Fig. 5.14. Time course of the oxygen demand for technological reactions

6. IDENTYFIKACJA ENERGETYCZNA NAGRZEWNICY DMUCHU WIELKOPIECOWEGO

Identyfikację energetyczną procesów przeprowadza się najczęściej na podstawie wyników badań doświadczalnych. Jeżeli dysponuje się modelem symulacyjnym, można do identyfikacji procesu wykorzystać wyniki eksperymentu numerycznego [27]. Przedstawiony w rozdziale 3 pracy model matematyczny nagrzewnicy wykorzystano do obliczeń symulacyjnych procesu nagrzewania dmuchu w zespole nagrzewnic wielkopipecowych (rys. 3.2).

Dla zadanych wartości zmiennych z grupy oddziaływań manipulacyjnych:

- strumienia nagrzewanego dmuchu,
- czasu nagrzewania dmuchu,
- strumienia i wartości opałowej gazu mieszkankowego

uzyskuje się z obliczeń symulacyjnych:

- temperaturę dmuchu w okrężnicy wielkiego pieca,
- średnią i maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy,
- maksymalną temperaturę kopuły,
- minimalną temperaturę styku krzemionkowych i szamotowych warstw wypełnienia.

Celem identyfikacji energetycznej nagrzewnicy wielkopipecowej jest opracowanie funkcji dla algorytmu optymalizacji procesu nagrzewania dmuchu. Do podstawowych zmiennych sterujących procesem należą:

- częstość prowadzenia rewersji (czas trwania nagrzewania dmuchu),
- strumień paliwa do opalania nagrzewnicy,
- wartość opałowa paliwa.

Zależność na wymagany strumień gazu mieszkankowego do opalania nagrzewnicy uzyskuje się z równania bilansu energii dla cyklu pracy nagrzewnicy. Ma ona postać:

$$n_g = \frac{n_{wp} (Mc_p)_D (T_{wp} - T_{Dd})}{W_d (1 - \epsilon_{ot}) - S (T_{Sw\ sr} - T_{ot})} \cdot \frac{\tau_D}{(N-1)\tau_D - \tau_{rew}} \quad (6.1)$$

gdzie:

- n_{wp}, T_{wp} - strumień i wymagana temperatura podgrzania dmuchu w zespole nagrzewnic,
- T_{Dd} - temperatura dmuchu przy dopływie do zespołu nagrzewnic,
- $T_{Sw\ sr}, T_{ot}$ - średnia temperatura spalin odpływających z nagrzewnicy i temperatura otoczenia,
- $(Mc_p)_D$ - średnia molowa pojemność cieplna właściwa dmuchu,
- S - średnia molowa pojemność cieplna właściwa spalin odniesiona do jednostki gazu mieszkankowego,
- W_d - wartość opałowa gazu mieszkankowego,
- τ_D, τ_{rew} - czas trwania fazy nagrzewania dmuchu i przestawianie nagrzewnic (rewersji),
- ϵ_{ot} - względne straty ciepła do otoczenia,
- N - liczba działających w systemie szeregowym nagrzewnic.

W równaniu (6.1) strumień i temperatura podgrzania dmuchu w zespole nagrzewnic należą do wartości zadanych. Względne straty ciepła w nagrzewnicy są parametrem identyfikowanym w procesie eksploatacji. Średnia temperatura spalin odpływających z

nagrzewnicy jest funkcją zarówno wartości zadanych, jak i zmiennych sterujących. Wykorzystując wyniki symulacji numerycznej pracy nagrzewnicy przeprowadzono obliczenia metodą regresji krokowej w celu identyfikacji wpływu strumienia i temperatury podgrzania dmuchu w zespole nagrzewnic oraz wartości opałowej gazu mieszkankowego na średnią i maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy przy zadanym czasie nagrzewania dmuchu [44]:

$$T_{sw\ sr} = f(\dot{n}_{wp}, T_{wp}, W_d) \tau_d \quad (6.2)$$

$$T_{sw\ max} = f(\dot{n}_{wp}, T_{wp}, W_d) \tau_d \quad (6.3)$$

Postać funkcji opisujących zależność średniej i maksymalnej temperatury spalin od przyjętych zmiennych procesowych przyjęto w postaci wielomianu drugiego stopnia:

$$Y = \alpha_0 + \alpha_1 T_{wp} + \alpha_2 \dot{n}_{wp} + \alpha_3 W_d + \alpha_4 \dot{n}_{wp} T_{wp} + \alpha_5 \dot{n}_{wp} W_d + \alpha_6 T_{wp} W_d + \alpha_7 T_{wp}^2 + \alpha_8 \dot{n}_{wp}^2 + \alpha_9 W_d^2 \quad (6.4)$$

gdzie:

$$Y = T_{sw\ sr}; T_{sw\ max}, \text{ } ^\circ\text{C},$$

\dot{n}_{wp} - strumień dmuchu podgrzewanego w zespole nagrzewnic, kmol/s,

T_{wp} - temperatura podgrzania dmuchu w zespole nagrzewnic, $^\circ\text{C}$,

W_d - wartość opałowa gazu do opalania nagrzewnic, MJ/kmol.

Wyniki obliczeń identyfikacji funkcji (6.4) dla trzech wartości czasu nagrzewania dmuchu zamieszczono w tablicach 6.1 i 6.2. Na rys. 6.1 ÷ 6.3 oraz 6.7 ÷ 6.9 przedstawiono graficznie przebieg funkcji opisującej średnią temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy. Podwyższa się ona wraz ze wzrostem strumienia i temperatury podgrzania dmuchu i maleje w wyniku wzbogacenia gazu do opalania nagrzewnicy. Korzystny wpływ na obniżenie temperatury spalin ma skracanie cyklu pracy nagrzewnicy – zwiększanie częstości rewersji. Obniżając temperaturę spalin obniżamy jednostkowe zużycie energii chemicznej paliw i zwiększamy sprawność energetyczną nagrzewnicy.

Podstawowym paliwem do opalania nagrzewnicy jest gaz wielkopieczowy – produkt uboczny procesu wielkopieczowego. Przy opalaniu czystym gazem wielkopieczowym zwiększenie mocy cieplnej palnika powoduje nie tylko przyrost temperatury podgrzania dmuchu, lecz również przyrost temperatury spalin odpływających z nagrzewnicy. Związane jest to z podgrzaniem coraz dalszych obszarów wypełnienia nagrzewnicy do coraz wyższej temperatury. Bariera dla uzyskania wysokich temperatur podgrzania dmuchu jest ograniczenie temperatury spalin wylotowych związane z ograniczeniem maksymalnej temperatury pracy rusztu podtrzymującego wypełnienie. Dalsze podwyższanie temperatury podgrzania dmuchu wymaga wzbogacenia gazu wielkopieczowego lub skracania czasu cyklu pracy nagrzewnicy. Zwiększanie częstości rewersji przy wyższych temperaturach podgrzania dmuchu jest niewystarczające. Z analizy rysunków 6.4 ÷ 6.6 oraz 6.10 ÷ 6.12 wynika, że przy czasie trwania fazy nagrzewania dmuchu $\tau_D = 2$ h można podgrzać dmuch do temperatury 1000 ÷ 1025 $^\circ\text{C}$ opalając nagrzewnice czystym gazem wielkopieczowym. Skracając ten czas do $\tau_D = 1$ h uzyskuje się zakres temperatury podgrzania dmuchu 1100 ÷ 1125 $^\circ\text{C}$ w zależności od strumienia. Uzyskanie wyższych temperatur wymaga wzbogacenia gazu wielkopieczowego gazem koksowniczym. Z uwagi na wysoki koszt gazu koksowniczego, jego zużycie w

nagrzewnicach należy minimalizować. Wykorzystuje się w tym celu wyniki identyfikacji wpływu strumienia i temperatury podgrzania dmuchu oraz wartości opałowej gazu na maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy. Rozwiązanie zadania optymalizacyjnego przedstawiono w punkcie 7.3 pracy.

Tablica 6.1

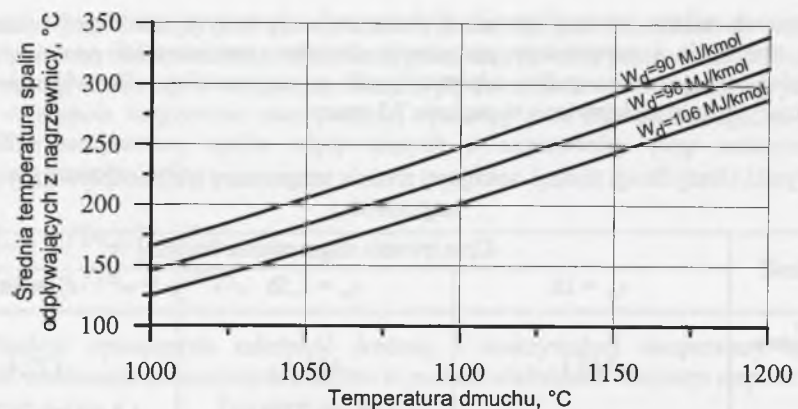
Wyniki identyfikacji funkcji opisującej średnią temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy

Wielkość	Czas trwania nagrzewania dmuchu		
	$\tau_D = 1\text{h}$	$\tau_D = 1,5\text{h}$	$\tau_D = 2\text{h}$
Estymatory współczynników:			
a_0	-149,1	-185,4	-172,4
a_4	-	$(3,587 \pm 0,279) \cdot 10^{-2}$	$(4,480 \pm 0,287) \cdot 10^{-2}$
a_5	$(2,837 \pm 0,269) \cdot 10^{-4}$	-	-
a_6	$(-3,528 \pm 0,079) \cdot 10^{-6}$	$(-2,866 \pm 0,093) \cdot 10^{-6}$	$(-2,526 \pm 0,092) \cdot 10^{-6}$
a_7	$(5,430 \pm 0,078) \cdot 10^{-4}$	$(4,994 \pm 0,097) \cdot 10^{-4}$	$(4,553 \pm 0,094) \cdot 10^{-4}$
Współczynnik determinacji wielokrotnej R^2	99,2 %	98,8 %	99,1 %

Tablica 6.2

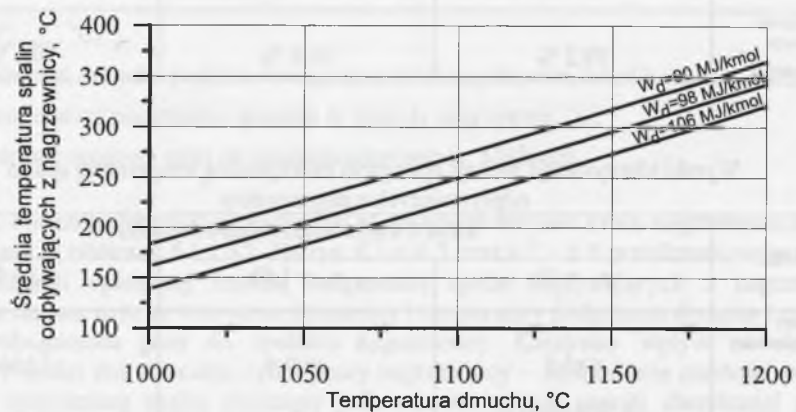
Wyniki identyfikacji funkcji opisującej maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy

Wielkość	Czas trwania nagrzewania dmuchu		
	$\tau_D = 1\text{h}$	$\tau_D = 1,5\text{h}$	$\tau_D = 2\text{h}$
Estymatory współczynników:			
a_0	640,7	-892,9	-1104,8
a_1	$-3,369 \pm 0,017$	-	-
a_2	-	$73,370 \pm 4,335$	$98,789 \pm 7,312$
a_3	$(1,986 \pm 0,013) \cdot 10^{-2}$	$(9,053 \pm 0,202) \cdot 10^{-3}$	$(1,003 \pm 0,051) \cdot 10^{-2}$
a_4	$(1,038 \pm 0,027) \cdot 10^{-1}$	-	-
a_5	$(-6,384 \pm 0,241) \cdot 10^{-4}$	-	-
a_6	$(-1,886 \pm 0,008) \cdot 10^{-5}$	$(-1,197 \pm 0,015) \cdot 10^{-5}$	$(-1,219 \pm 0,032) \cdot 10^{-5}$
a_7	$(2,692 \pm 0,008) \cdot 10^{-3}$	$(1,157 \pm 0,015) \cdot 10^{-3}$	$(1,248 \pm 0,027) \cdot 10^{-3}$
Współczynnik determinacji wielokrotnej R^2	99,7 %	99,1 %	98,9 %



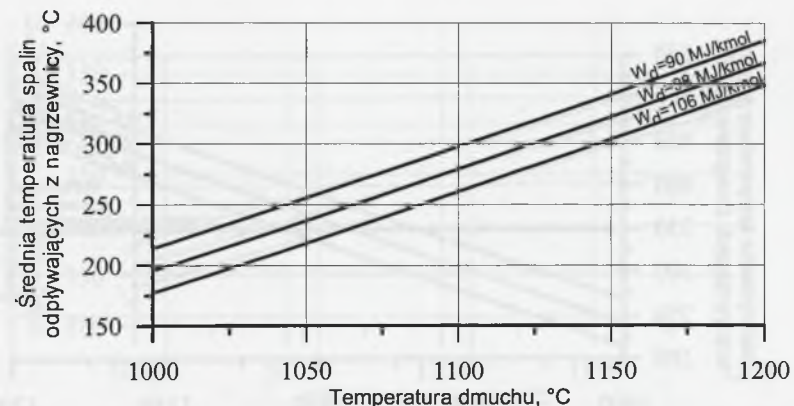
Rys. 6.1. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na średnią temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 1 \text{ h}$)

Fig. 6.1. Influence of the hot-blast temperature on the mean temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 1 \text{ h}$)



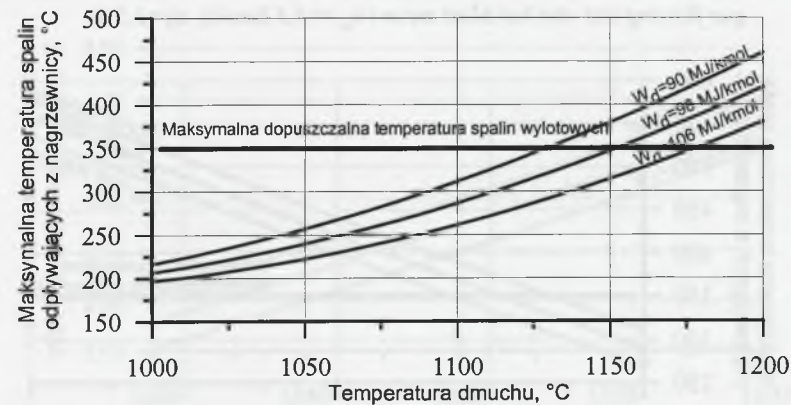
Rys. 6.2. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na średnią temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 1,5 \text{ h}$)

Fig. 6.2. Influence of the hot-blast temperature on the mean temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 1,5 \text{ h}$)



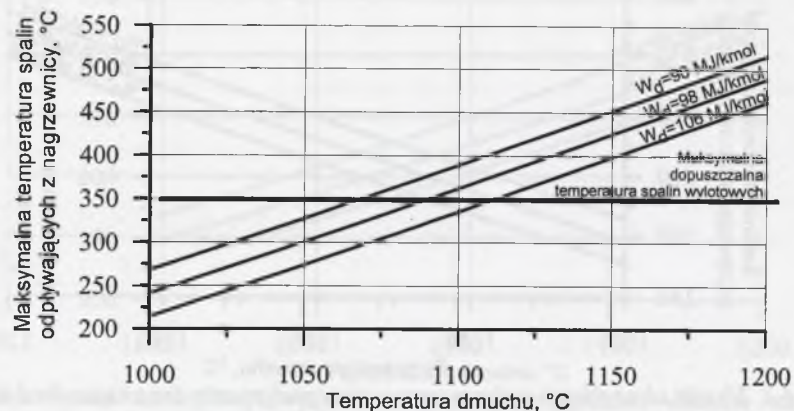
Rys. 6.3. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na średnią temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 2 \text{ h}$)

Fig. 6.3. Influence of the hot-blast temperature on the mean temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 2 \text{ h}$)

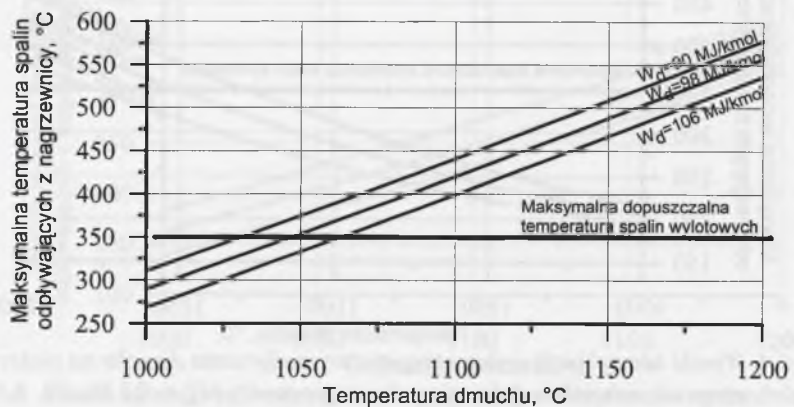


Rys. 6.4. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 1 \text{ h}$)

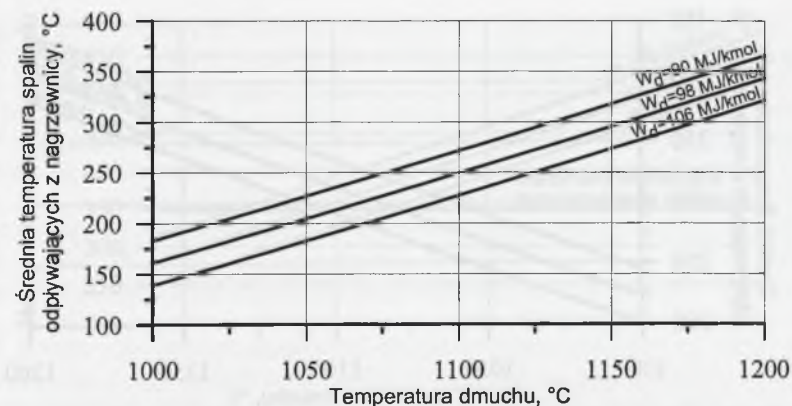
Fig. 6.4. Influence of the hot-blast temperature on the maximal temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 1 \text{ h}$)



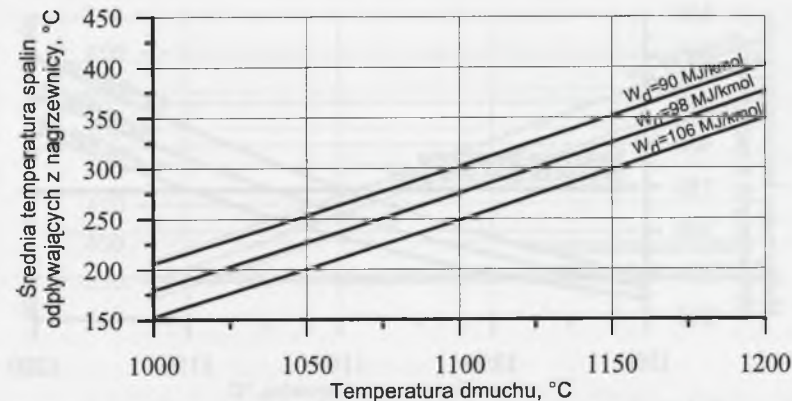
Rys. 6.5. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D=1,5 \text{ h}$)
 Fig. 6.5. Influence of the hot-blast temperature on the maximal temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D=1,5 \text{ h}$)



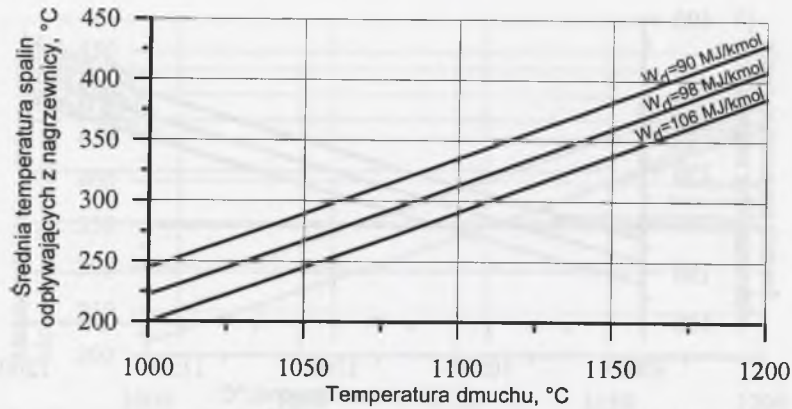
Rys. 6.6. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D=2 \text{ h}$)
 Fig. 6.6. Influence of the hot-blast temperature on the maximal temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 3,5 \text{ kmol/s}$, $\tau_D=2 \text{ h}$)



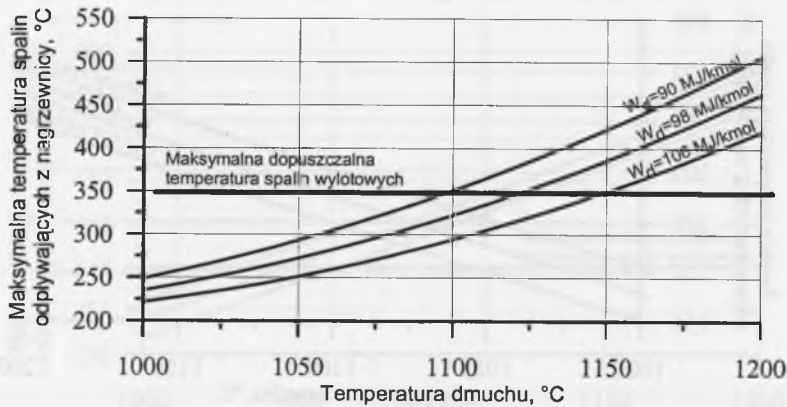
Rys. 6.7. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na średnią temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D=1 \text{ h}$)
 Fig. 6.7. Influence of the hot-blast temperature on the mean temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D=1 \text{ h}$)



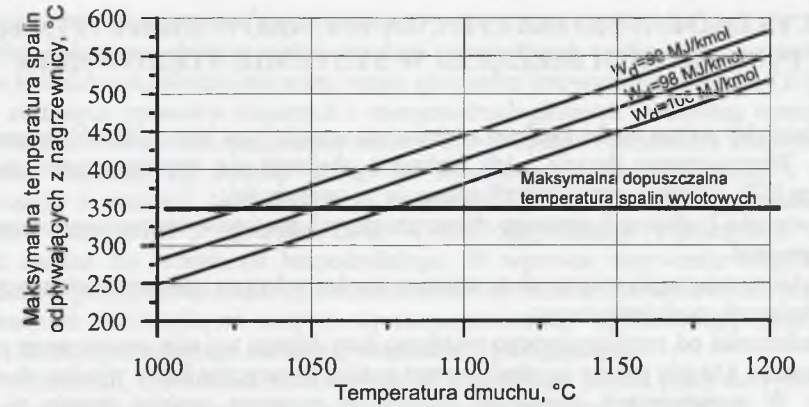
Rys. 6.8. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na średnią temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D=1,5 \text{ h}$)
 Fig. 6.8. Influence of the hot-blast temperature on the mean temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D=1,5 \text{ h}$)



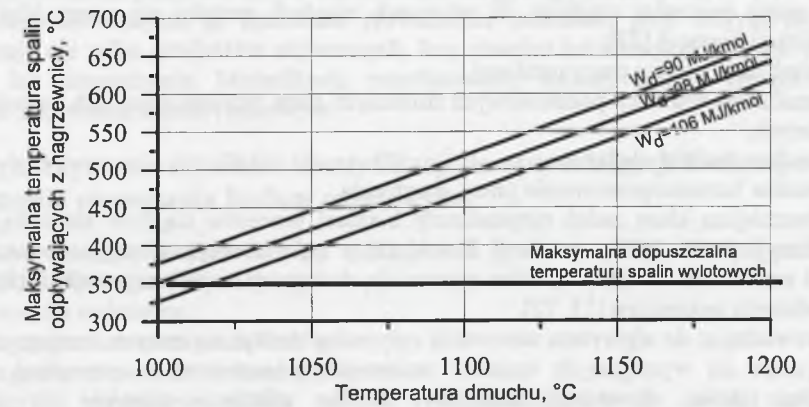
Rys. 6.9. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na średnią temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 2 \text{ h}$)
 Fig. 6.9. Influence of the hot-blast temperature on the mean temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 2 \text{ h}$)



Rys. 6.10. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 1 \text{ h}$)
 Fig. 6.10. Influence of the hot-blast temperature on the maximal temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 1 \text{ h}$)



Rys. 6.11. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 1,5 \text{ h}$)
 Fig. 6.11. Influence of the hot-blast temperature on the maximal temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 1,5 \text{ h}$)



Rys. 6.12. Wyniki identyfikacji wpływu temperatury podgrzania dmuchu na maksymalną temperaturę spalin odpływających z nagrzewnicy ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 2 \text{ h}$)
 Fig. 6.12. Influence of the hot-blast temperature on the maximal temperature of the flue gas flowing out the hot-blast stove ($\dot{n}_{wp} = 4,2 \text{ kmol/s}$, $\tau_D = 2 \text{ h}$)

7. PRZYKŁADY WYKORZYSTANIA WYNIKÓW IDENTYFIKACJI DO OPTYMALIZACJI BIEŻĄCEJ W SYSTEMIE STEROWANIA

Najbardziej istotną cechą każdego systemu automatyki jest jego zdolność wypracowania decyzji. Wypracowanie decyzji i ich realizację obejmuje się wspólną nazwą sterowania procesem [37]. Wypracowanie decyzji opiera się na znajomości:

- wartości liczbowych pewnego zbioru zmiennych procesowych, zwanego stanem procesu.
- zbioru zależności wiążących te zmienne między sobą i ze zmiennymi sterującymi, zwanych modelem procesu.

W zależności od rozwiązywanego problemu decyzyjnego ten sam proces mogą opisywać różne modele. Modele można uzyskać poprzez analizę teoretyczną lub w wyniku identyfikacji procesu. W zagadnieniach sterowania istniejącym procesem częściej stosuje się modele empiryczne uzyskane w wyniku doświadczalnej identyfikacji. W szczególnym przypadku rolę modelu procesu może spełniać sam proces. Jest to możliwe zawsze wtedy, kiedy technologia procesu dopuszcza poszukiwanie optimum wskaźnika jakości metodą niewielkich odchyłeń od znamionowego punktu pracy.

Ze względu na rodzaj zmiennych stanu, procesy cieplne i energotechnologiczne zalicza się do grupy procesów ciągłych. W procesach ciągłych spotyka się cztery klasy zadań optymalizacji bieżącej [37]:

1. Optymalizacja punktu pracy ustalonej.
2. Minimalizacja wariacji podstawowych zmiennych stanu procesu wokół ich wartości zadanych.
3. Optymalny rozdział obciążeń.
4. Optymalne harmonogramowanie pracy urządzenia.

Najważniejszą klasę zadań optymalizacji bieżącej procesów ciągłych stanowią zadania optymalizacji punktu pracy ustalonej. Rozwiązując zadania optymalizacyjne poszukuje się wartości zmiennych sterujących, które zapewniają ekstremum określonego wskaźnika jakości przy spełnieniu ograniczeń [13, 72].

Wprowadzając do algorytmu sterowania optymalny wektor zmiennych sterujących często nie uzyskuje się wymaganych wartości zmiennych procesowych i optymalnej wartości wskaźnika jakości. Powodem mogą być błędne założenia odnośnie do struktury identyfikowanych modeli, konieczność stosowania modeli uproszczonych, np. modeli pomijających wpływ własności paliw i parametrów otoczenia, jak również występowanie losowych zakłóceń w sterowanym procesie. Jeżeli wpływ zakłóceń jest znaczny, a system regulacji nie jest w stanie spełnić kryterium jakości regulacji, to stosowane są układy sterowania adaptacyjnego [28, 35]. Działanie ich polega na tym, że w trakcie eksploatacji obiekt jest identyfikowany na bieżąco. Najczęściej stosowane są:

- układy regulacji z programowanymi zmianami parametrów regulatora,
- układy regulacji z bieżącą identyfikacją modelu.

Istota regulacji z programowanymi zmianami parametrów regulatora polega na stałym uzależnieniu parametrów regulatora od wartości pomiarowo dostępnej zmiennej, charakteryzującej obiekt lub jego otoczenie. Zmienną tą, zwaną zmienną wiodącą, może być czas, natężenie przepływu itp. Warunkiem koniecznym realizacji takiej regulacji jest znajomość modelu wiążącego parametry regulatora z wartością zmiennej wiodącej.

W układach regulacji adaptacyjnej z identyfikacją modeli, parametry regulatora wyznaczane są za pomocą wyników bieżącej identyfikacji modelu parametrycznego, przeprowadzonej na podstawie bieżących pomiarów wielkości sterującej i wielkości regulowanych obiektu. Zaletą takiego rozwiązania jest jego uniwersalność. Wadą tego

rozwiązania jest jego bardzo duża złożoność teoretyczna wynikająca stąd, że nawet w przypadku liniowego obiektu, układ regulacji adaptacyjnej z identyfikacją modelu jest układem nieliniowym, niestacjonarnym, często poddanym losowym zakłóceniom [35].

Dla złożonych procesów cieplnych i energotechnologicznych efektywną optymalizację bieżącą można zrealizować rozdzielając zadanie optymalizacji i sterowania bezpośredniego. Praktyczna realizacja tej metody polega na stworzeniu struktury złożonej z warstwy optymalizacji i warstwy bezpośredniego sterowania [104]. Zadanie optymalizacji jest problemem statycznym z ograniczeniami. Wyniki optymalizacji wykorzystuje się jako wartości zadane dla sterowania bezpośredniego. W warstwie sterowania bezpośredniego optymalizację punktu pracy ustalonej można zrealizować metodą operacji ewolucyjnych [37].

Operacjami ewolucyjnymi nazywa się eksperymentalną optymalizację punktu pracy ustalonej obiektu podczas jego normalnej eksploatacji, polegającą na:

- cyklicznych, niewielkich odchyleniach od normalnego punktu pracy do symetrycznie względem niego rozmieszczonych nowych punktów pracy,
- wyznaczaniu wartości wskaźnika jakości dla wszystkich nowych punktów pracy,
- przesunięciu punktu pracy do nowego punktu, dla którego wystąpi statystycznie istotna poprawa wartości wskaźnika jakości w porównaniu z poprzednim punktem pracy,
- powtarzaniu przedstawionych doświadczeń dla nowego punktu pracy.

Operacje ewolucyjne są sposobem prowadzenia procesów, przy którym procesy te dostarczają nie tylko produktów użytecznych, lecz również informacji o tym, jak poprawić sposób ich prowadzenia. Modyfikacja przedstawionej metody została zrealizowana w systemie sterowania kotłem rusztowym.

7.1. Wykorzystanie wyników identyfikacji do optymalizacji bieżącej w systemie sterowania kotłem rusztowym

System automatyki zainstalowany w Ciepłowni Pyskowice PEC Gliwice przez firmę PRATERM z Otwocka [40] obejmuje:

- system nadrzędny,
- system sterowania pracą kotłów,
- system sterowania węzłami cieplnymi.

Każdy z systemów składa się ze współpracujących ze sobą sterowników mikroprocesorowych stanowiących wraz z odpowiednim oprzyrządowaniem regulatory spełniające zarówno funkcje kontrolno-pomiarowe, jak i sterujące.

System sterowania pracą kotłów realizuje dwie podstawowe funkcje:

- regulację wydajności kotła,
- optymalizację procesu spalania.

Zmiana wydajności cieplnej kotłów realizowana jest w sposób przewidziany dla ciepłowni z kotłami La Monta. Strumień ciepła przejmowanego przez wodę w kotle zmienia się w wyniku zmian temperatury wody dopływającej do kotła. Regulator procesu spalania steruje ilością paliwa i powietrza doprowadzanego do kotła tak, aby przy stałym przepływie wody przez kocioł zapewnić wymaganą przez system regulacji sieci ciepłowniczej temperaturę wody odpływającej z kotła.

Wektor zmiennych sterujących tworzą:

- wysokość warstwy węgla na ruszcie H ,
- prędkość posuwu rusztu w ,
- stosunek nadmiaru powietrza określony udziałem molowym tlenu w spalinach z_{O_2} .

Optimalizacja punktu pracy ustalonej w systemie sterowania kotłów jest realizowana w warstwie optymalizacji i w warstwie bezpośredniego sterowania. W warstwie optymalizacji, w wyniku rozwiązania zadania optymalizacyjnego, opracowuje się tabelę nastaw zawierającą optymalne wartości wysokości warstwy węgla i prędkości posuwu rusztu w funkcji wydajności cieplnej kotła. W warstwie bezpośredniego sterowania metodą operacji ewolucyjnych wyznaczane są optymalne wartości stosunku nadmiaru powietrza.

Wskaźnikiem jakości w procedurze optymalizacyjnej jest sprawność energetyczna kotła. Funkcję empiryczną opisującą zależność wskaźnika jakości do wydajności cieplnej kotła i wektora zmiennych sterujących uzyskano w wyniku identyfikacji empirycznej kotła. Opisana jest ona równaniem (4.20). Układ ograniczeń tworzą: zadana wydajność cieplna kotła oraz dopuszczalny zakres zmienności prędkości posuwu rusztu i wysokości warstwy węgla na ruszcie. Zadanie optymalizacyjne w zapisie matematycznym przyjmuje postać [59, 60]:

$$A_0 + A_1 Q + A_2 Q^2 + A_3 H + A_4 w^2 + A_5 z_{O_2} \rightarrow \max \quad (7.1)$$

przy ograniczeniach:

$$0.01 C_0 H w W_d (A_0 + A_1 Q + A_2 Q^2 + A_3 H + A_4 w^2 + A_5 z_{O_2}) - Q = 0$$

$$H_{\min} \leq H \leq H_{\max} \quad (7.2)$$

$$w_{\min} \leq w \leq w_{\max}$$

gdzie: oznaczenia jak w pkt 4.1.2 pracy

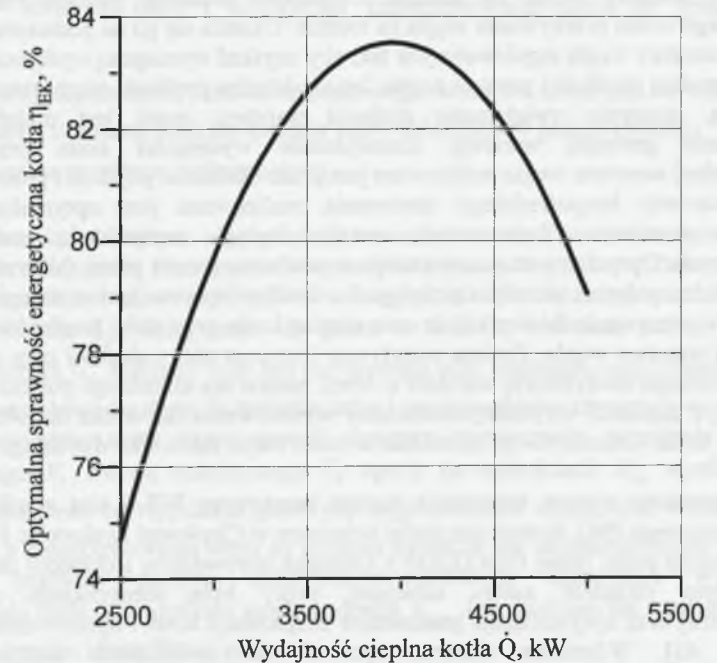
Parametrem w procedurze optymalizacyjnej jest wydajność cieplna kotła Q . Optymalny stosunek nadmiaru powietrza jest wyznaczany w warstwie sterowania bezpośredniego i dlatego do obliczeń przyjęto średnią z zakresu badań wartość $z_{O_2} = 12\%$. Wyniki obliczeń optymalizacyjnych przedstawiono w tabelicy 7.1.

Tabela 7.1

Wyniki obliczeń optymalnych parametrów pracy kotła WR – 5

Wydajność cieplna Q MW	Optymalne parametry pracy		Sprawność energetyczna η_{EK} %
	H mm	w m/h	
2,50	88	4,90	75,2
2,75	92	5,00	77,4
3,00	96	5,10	79,4
3,25	100	5,20	81,1
3,50	104	5,30	82,3
3,75	109	5,40	83,2
4,00	111	5,60	83,7
4,25	114	5,80	83,7
4,50	116	6,10	82,9
4,75	117	6,50	81,1
5,00	120	6,90	78,4

Z przeprowadzonych obliczeń optymalizacyjnych można określić zależność maksymalnej osiągalnej sprawności energetycznej od obciążenia (rys. 7.1). Najwyższą efektywność energetyczną badany kocioł WR – 5 osiągnął w zakresie wydajności cieplnej 3,5 ÷ 4,5 MW.



Rys. 7.1. Zależność sprawności energetycznej kotła WR-5 od wydajności cieplnej

Fig. 7.1. Energy efficiency of a WR-5 boiler as a function of the thermal capacity

Wykorzystując wyniki obliczeń optymalizacyjnych opracowano tabelę nastaw dla systemu sterowania.

Tabela 7.2

Tabela nastaw dla systemu sterowania kotłem WR – 5

Wydajność cieplna MW	Optymalna wysokość warstwy węgla mm	Wymagany czas przebywania węgla na ruszcie min
2,5 – 3,0	90	55
3,0 – 3,5	100	50
3,5 – 4,0	110	50
4,0 – 4,5	115	45
4,5 – 5,0	120	40

Zadaniem systemu sterowania kotłem w układzie sterowania systemem ciepłowniczym jest:

- utrzymanie zadanej temperatury wody przy wypływie z kotła (regulacja mocy cieplnej kotła),

- utrzymanie optymalnego stosunku nadmiaru powietrza,
- utrzymanie zadanego podciśnienia w kotle.

Wymaganą moc cieplną kotła uzyskuje się przez regulację prędkości posuwu rusztu i wysokości warstwy węgla na ruszcie. Optymalna prędkość posuwu rusztu wynika z wymaganego czasu przebywania węgla na ruszcie. Określa się go na podstawie tabeli nastaw. Grubość warstwy węgla regulowana jest tak, aby uzyskać wymaganą wydajność cieplną kotła przy optymalnej prędkości posuwu rusztu. Jeżeli aktualna prędkość rusztu przekracza wartość optymalną, następuje zwiększenie grubości warstwy, jeżeli jest mniejsza, następuje zmniejszenie grubości warstwy. Zmniejszenie wydajności kotła przy minimalnej dopuszczalnej warstwie węgla realizowane jest przez obniżenie prędkości posuwu rusztu.

W warstwie bezpośredniego sterowania realizowana jest optymalizacja stosunku nadmiaru powietrza. Zastosowano metodę będącą modyfikacją metody operacji ewolucyjnych. Optymalny stosunek nadmiaru powietrza (punkt pracy falownika wentylatora powietrza do spalania) określa się w wyniku analizy wpływu zmian strumienia powietrza spalania (wysterowania falownika) na moc cieplną kotła, przy stałej prędkości posuwu rusztu i grubości warstwy węgla. Zmiana pozytywna (przyrost mocy cieplnej przy stałym zużyciu węgla) powoduje modyfikację wartości w tabeli nastaw dla aktualnego punktu pracy. Tworzy się tablicę z zapisami optymalnych wartości wysterowania falownika dla różnych obciążeń cieplnych kotła. Umożliwia to określenie wysterowania falownika dla całego zakresu pracy kotła.

Przedstawiony system sterowania kotłem rusztowym WR-5 jest wynikiem realizacji projektu celowego [96]. System ten został wdrożony w Ciepłowni Pyskowice PEC Gliwice po zainstalowaniu przez firmę PRATERM z Otwocka sterowników i układów automatyki [40]. Oryginalnym wkładem autora niniejszej pracy była identyfikacja charakterystyki energetycznej oraz optymalizacja parametrów eksploatacji kotła i opracowanie tabeli nastaw [59, 60, 65]. Wdrożenie systemu spowodowało zwiększenie średniej sprawności energetycznej kotła z 73,7% w sezonie grzewczym 1995/1996 do wartości 81,1% w sezonie 1996/1997.

7.2. Wykorzystanie wyników identyfikacji pieca do ogniowej rafinacji ołowiu w systemie sterowania palnikiem

W styczniu 2000 roku podjęto decyzję o modernizacji, zaś w listopadzie oddano do eksploatacji w HM Głogów pierwszą zmodernizowaną linię produkcji ołowiu. Obejmuje ona piec wahadłowo-obrotowy oraz linię oczyszczania gazów procesowych. W wyniku wzbogacania powietrza spalania w tlen, proces wytopu ołowiu został znacznie zintensyfikowany. Następuje szybsze odparowanie wilgoci ze wsadu, a gwałtowny przebieg destylacji węglowodorów zawartych we wsadzie stwarza duże trudności w sterowaniu procesem.

W celu automatycznego sterowania palnikiem pieca zainstalowano system BMS (Burner Management System) wraz z programowalną jednostką sterującą SIEMENS. Wszystkie konieczne wartości dla sterowania obwodami mogą być zaprogramowane w sterowniku S7-300 przez panel operacyjny dla pięciu trybów pracy. Strumień tlenu doprowadzonego do komory pieca regulowany jest przez stosunek nadmiaru powietrza lambda oraz udział tlenu w powietrzu wzbogaconym. Zapotrzebowanie powietrza wzbogaconego w tlen V_{aw} do spalania paliw oraz węglowodorów zawartych we wsadzie można zapisać równaniem:

$$V_{aw} = \frac{\lambda_p (V_g V_{O_2, \min g} + G_{ol} V_{O_2, \min ol}) + \lambda_{ws} V_{O_2, \min ws}}{z_{aw}} \quad (7.3)$$

gdzie:

$V_g, V_{O_2, \min g}$ - strumień gazu i teoretyczne zapotrzebowanie tlenu do spalania gazu,

$G_{ol}, V_{O_2, \min ol}$ - strumień oleju i teoretyczne zapotrzebowanie tlenu do spalania oleju opałowego,

$V_{O_2, \min ws}$ - teoretyczny strumień tlenu do spalania węglowodorów zawartych we wsadzie,

λ_p, λ_{ws} - stosunek nadmiaru tlenu do spalania paliw i składników palnych wsadu,

z_{aw} - udział tlenu w powietrzu wzbogaconym.

W obecnie zainstalowanym algorytmie sterowania strumień powietrza wzbogaconego liczony jest w odniesieniu do zapotrzebowania powietrza przez paliwo. Zapotrzebowanie powietrza do spalania węglowodorów wsadu uwzględnia się zwiększając wartość stosunku nadmiaru powietrza λ_p , który staje się przez to funkcją strumienia paliw. Zadane w sterowniku wartości λ_p powinny więc być korygowane przy zmianach mocy cieplnej palnika. Ponieważ zapotrzebowanie tlenu do spalania paliw i węglowodorów zawartych we wsadzie są od siebie niezależne, autor zaproponował algorytm wyznaczania strumienia powietrza atmosferycznego V_a i tlenu technicznego V_{ti} oparty na wartościach λ_{ws} wynikających z zapotrzebowania tlenu do wypalania gazowych węglowodorów wsadu oraz wartościach λ_p wynikających z zapotrzebowania tlenu do spalania paliw. W tak skonstruowanym algorytmie podstawową trudność stanowi identyfikacja przebiegu czasowego wymaganego zapotrzebowania tlenu do wypalania węglowodorów $n_{O_2, ws}(\tau)$. Problem ten rozwiązano w pkt 5.3.2 pracy w wyniku identyfikacji procesu.

Schemat blokowy algorytmu sterowania przedstawiono na rys. 7.2 [51]. Dla każdego trybu pracy pieca wprowadza się do sterownika jako wartości zadane:

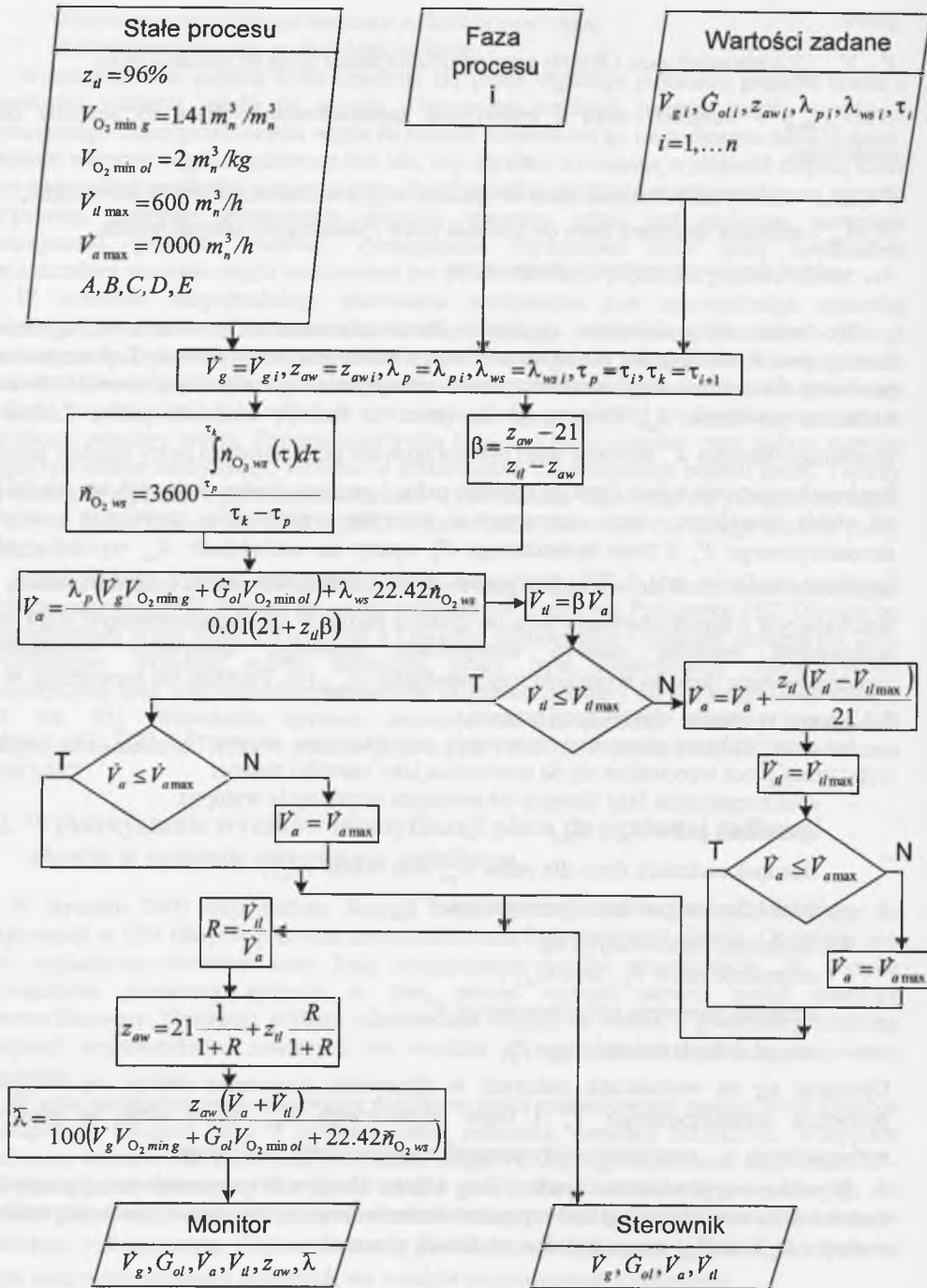
- czas rozpoczęcia fazy (liczony od momentu rozpoczęcia wytopu),
- strumienie paliw V_{gi}, G_{oli}
- stosunek nadmiaru tlenu dla paliw λ_{pi} oraz wsadu λ_{wsi} ,
- udział tlenu w powietrzu wzbogaconym z_{awi} ,

Wielkościami regulowanymi są:

- strumienie paliw V_{gi} oraz G_{oli} ,
- strumień powietrza atmosferycznego V_{ai} ,
- strumień tlenu technicznego V_{ti} .

Opierając się na wartościach zadanych w algorytmie sterowania oblicza się strumień powietrza atmosferycznego V_a i tlenu technicznego V_{ti} , udział tlenu w powietrzu wzbogaconym z_{aw} oraz rzeczywisty stosunek nadmiaru tlenu w procesie $\bar{\lambda}$.

Wyniki pracy przekazano Dyrekcji Huty Miedzi Głogów. Po wprowadzeniu algorytmu do systemu sterowania powinny być przeprowadzone badania cieplne pieca celem optymalizacji wartości λ_p oraz λ_{ws} w wyodrębnionych fazach procesu.



Rys. 7.2. Algorytm sterowania palnikiem pieca Dörschla
Fig. 7.2. Algorithm of control of the burner in a Dörschl furnace

7.3. Wykorzystanie wyników identyfikacji do optymalizacji bieżącej w systemie sterowania zespołem nagrzewnic dmuchu wielkopiecowego

Stosowane są dwa sposoby eksploatacji nagrzewnic wielkopiecowych [17]:

- eksploatacja z nominalną mocą cieplną palnika,
- eksploatacja z dopasowaniem mocy cieplnej palnika do obciążenia.

Pierwszy z przedstawionych sposobów eksploatacji stosowany jest przy ręcznym sterowaniu pracą nagrzewnic. Nagrzewnicę opala się przy nominalnej mocy cieplnej palnika aż do osiągnięcia maksymalnej dopuszczalnej temperatury spalin wylotowych, a następnie odstawia w stanie gorącym w oczekiwaniu na rewersję. Drugi sposób eksploatacji stosowany jest przy komputerowym sterowaniu [17, 25, 42, 95]. Nagrzewnica opalana jest przy mocy cieplnej palnika zapewniającej wymaganą akumulację energii w wypełnieniu w zadanym czasie trwania fazy. W wyniku sterowania akumulacją energii w nagrzewnicy uzyskuje się stałe czasy międzyrewersyjne oraz minimalny poziom akumulacji energii po zakończeniu nagrzewania dmuchu. Dopasowanie mocy cieplnej palnika do obciążenia przy stałych czasach przełączeń zwiększa stopień wykorzystania paliwa i obniża straty ciepła do otoczenia przez pancierz nagrzewnicy. W efekcie rośnie sprawność energetyczna nagrzewnic. Obecnie jest to rozwiązanie powszechnie stosowane w hutnictwie światowym.

Optymalizacja bieżąca pracy nagrzewnic wielkopiecowych realizowana jest w warstwie optymalizacji i w warstwie bezpośredniego sterowania. W warstwie optymalizacji poszukuje się optymalnego strumienia i wartości opałowej gazu do opalania nagrzewnicy oraz czasu nagrzewania dmuchu. Globalne zadania optymalizacyjne z uwagi na istotne uzależnienie dopuszczalnego zakresu częstości rewersji (czasu nagrzewania dmuchu) od stanu technicznego armatury postanowiono podzielić na dwa zadania cząstkowe. W rozwiązywaniu pierwszego zadania optymalizacyjnego poszukuje się minimalnego wzbogacenia gazu wielkopiecowego gazem bogatym oraz optymalnego strumienia gazu wzbogaconego zapewniającego podgrzanie zadanego strumienia dmuchu do wymaganej temperatury przy spełnieniu ograniczeń. Parametrem w procedurze optymalizacji jest czas nagrzewania dmuchu τ_d . W zapisie matematycznym ma ono postać:

$$W_d \rightarrow \min \tag{7.4}$$

$$n_{wp} = n_{wpz}$$

$$T_{wp} = T_{wpz}$$

$$T_{Sw \max} (n_{wp}, T_{wp}, W_d) \tau_d \leq T_{Sw \text{ dop}}$$

$$W_{d \text{ wp}} \leq W_d \leq W_{d \text{ max}}$$

gdzie:

$W_d, W_{d \text{ max}}, W_{d \text{ wp}}$ - aktualna i dopuszczalna maksymalna wartość opałowa gazu mieszankowego oraz wartość opałowa gazu wielkopiecowego,

n_{wpz}, T_{wpz} - zadany strumień i wymagana temperatura podgrzania dmuchu w zespole nagrzewnic,

$T_{Sw \text{ max}}, T_{Sw \text{ dop}}$ - maksymalna i maksymalna dopuszczalna temperatura spalin odpływających z nagrzewnicy.

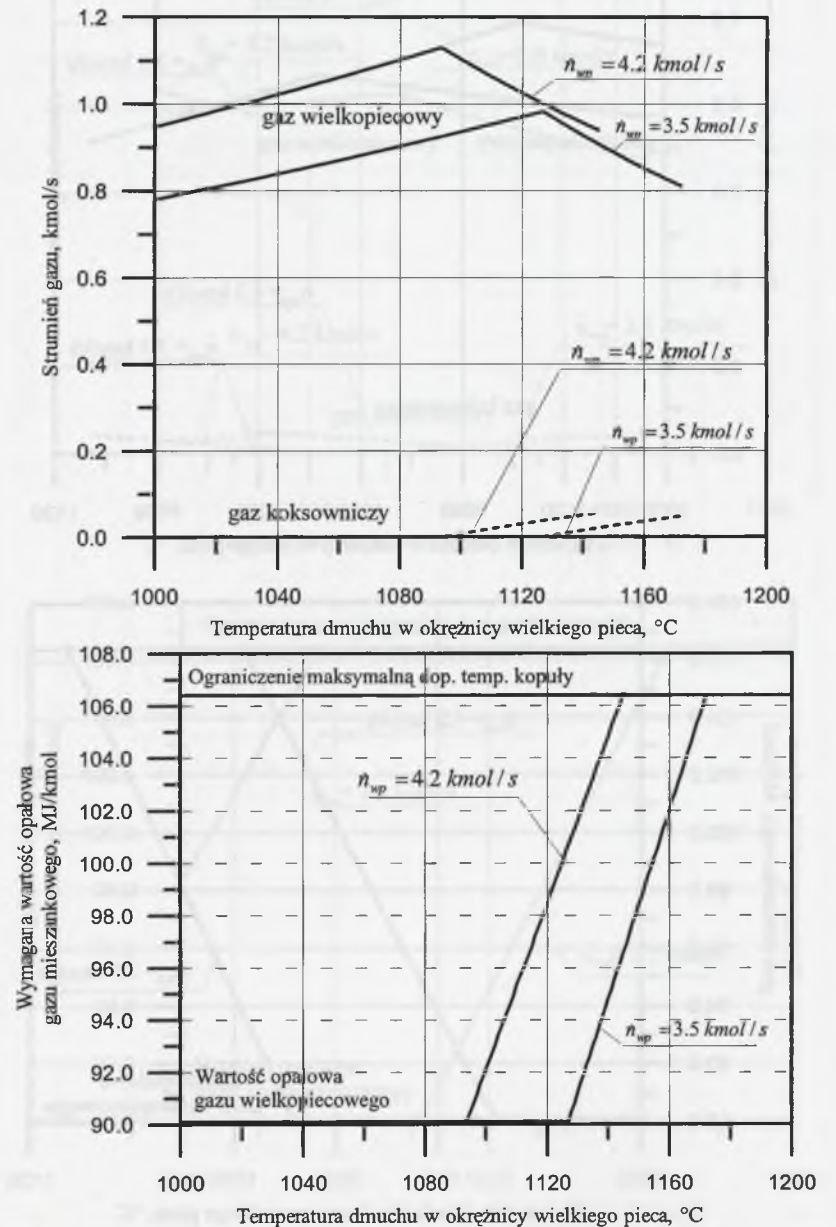
Kryterium optymalizacji jest minimalizacja stopnia wzbogacenia gazu wielkopiecowego. W Hucie Katowice paliwem bogatym jest gaz koksowniczy. Ograniczenia wynikają z wymaganej przez wielki piec ilości i temperatury dmuchu, ograniczenia temperatury spalin wylotowych przez dopuszczalną maksymalną temperaturę pracy rusztu podtrzymującego wypełnienie oraz z maksymalnej dopuszczalnej temperatury kopuły.

Przebieg graficzny uzyskanych wyników obliczeń przedstawiono na rys. 7.3 ÷ 7.5. Przy istniejących w Hucie Katowice ograniczeniach można podgrzać dmuch do temperatury 1150 ÷ 1180°C w zależności od strumienia. Skracanie czasu nagrzewania dmuchu wpływa korzystnie na obniżenie zużycia gazu koksowniczego w nagrzewnicy. Jeżeli przy najwyższej z analizowanych częstości rewersji ($\tau_D = 1$ h) wzbogacenie gazu wielkopiecowego wymagane jest dopiero przy podgrzaniu dmuchu do temperatury 1100 ÷ 1130°C, to przy najniższej częstości rewersji ($\tau_D = 2$ h) gaz wielkopiecowy trzeba wzbogacić już przy temperaturach podgrzania dmuchu rzędu 980 ÷ 1030°C. Zwiększenie częstości rewersji obniża również jednostkowe zużycie (w odniesieniu do jednostki nagrzewanego dmuchu) energii chemicznej paliw [66, 70, 99], przy czym każda rewersja powoduje straty energii związane z utratą dmuchu zawartego w nagrzewnicy w momencie rewersji. Dla dopuszczalnego zakresu częstości rewersji nagrzewnic w Hucie Katowice straty te są niższe od 0,3% energii chemicznej paliw i można je pominąć. Na rys. 7.6 przedstawiono porównanie wyników obliczeń wpływu czasu nagrzewania dmuchu na jednostkowe zużycie energii paliw dla Huty Katowice z wynikami uzyskanymi dla nagrzewnic w Hucie Schwelgern należącej do koncernu Thyssen [42]. Porównanie wykazuje dużą zbieżność wyników. Minimum jednostkowego zużycia energii w Hucie Schwelgern obserwuje się dla czasu nagrzewania dmuchu $\tau_D = 15 \div 30$ min. Dla warunków Huty Katowice optymalny czas nagrzewania dmuchu odpowiada ograniczeniu $\tau_{D_{min}} = 1$ h.

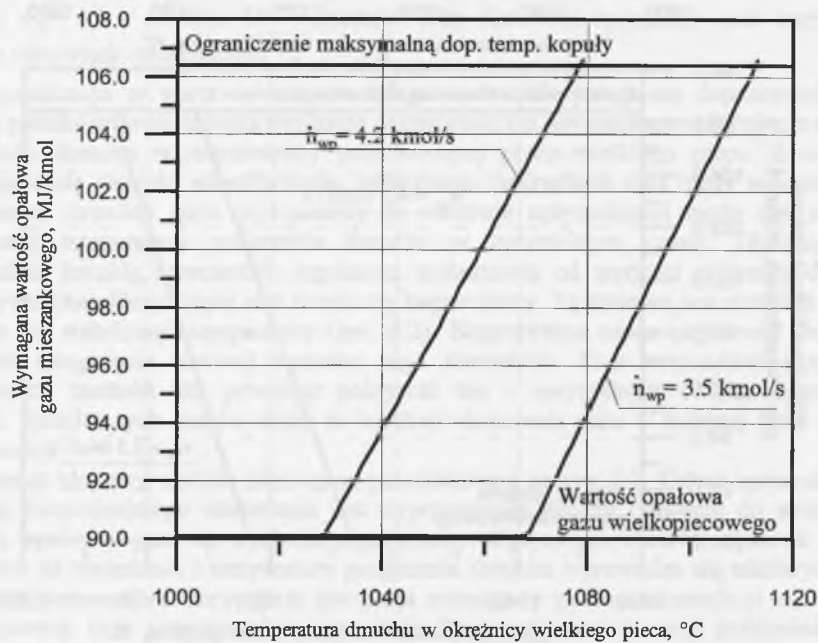
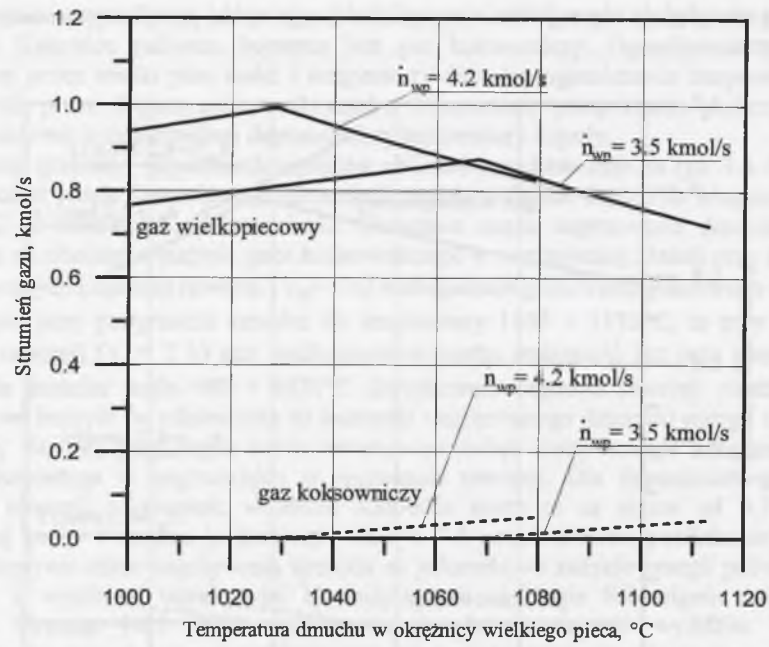
Optymalizacja w warstwie bezpośredniego sterowania polega na dopasowaniu mocy cieplnej palników do obciążenia cieplnego nagrzewnic, tzn. wymaganego strumienia ciepła na podgrzanie dmuchu w nagrzewnicy przy bieżącej pracy wielkiego pieca. Z uwagi na zmieniające się warunki atmosferyczne, właściwości nagrzewnic oraz błędy w identyfikacji nagrzewnic, strumień gazu wyznaczony w warstwie optymalizacji może nie zapewnić wymaganej temperatury podgrzania dmuchu w optymalnym czasie. Dlatego należy wprowadzić korektę parametrów regulatora uzależnioną od wartości zmiennej dostępnej pomiarowo, charakteryzującej stan termiczny nagrzewnicy. Tą zmienną jest strumień dmuchu zimnego do stabilizacji temperatury (rys. 3.2). Nagrzewnica może nagrzewać dmuch do momentu osiągnięcia zerowej wartości tego strumienia. Przy optymalnej eksploatacji nagrzewnicy moment ten powinien pokrywać się z optymalnym czasem nagrzewania dmuchu. Różnica tych czasów służy do korekty strumienia gazu w kolejnej fazie opalania nagrzewnicy.

Schemat blokowy modelu sterowania przedstawiono na rys. 7.7. Celem optymalizacji w warstwie bezpośredniego sterowania jest wypracowanie decyzji odnośnie do strumienia i wartości opałowej gazu do opalania nagrzewnicy. Optymalne wartości opałowe gazu w zależności od strumienia i temperatury podgrzania dmuchu wprowadza się tabelarycznie do algorytmu sterowania i koryguje z uwagi na wymagany poziom akumulacji energii oraz prognozowany czas przeprowadzania rewersji. Prognozę czasu rewersji przeprowadza się prognozując moment, w którym strumień dmuchu zimnego do stabilizacji temperatury osiągnie wartość zerową (rys. 3.2). W tym celu aproksymuje się wielomianem funkcję czasową opisującą strumień dmuchu zimnego do stabilizacji temperatury. Punkt przecięcia tego wielomianu z osią czasu jest końcowym momentem fazy nagrzewania dmuchu. Jeżeli punkt ten wypada po dłuższym czasie niż optymalny czas nagrzewania dmuchu, rewersję przeprowadza się w czasie optymalnym. Nadwyżkę w poziomie akumulacji energii

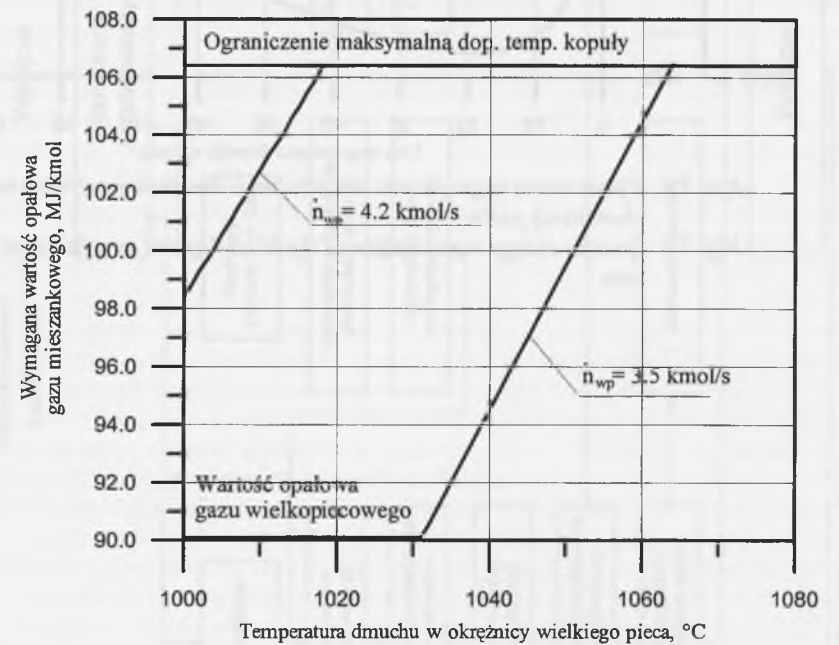
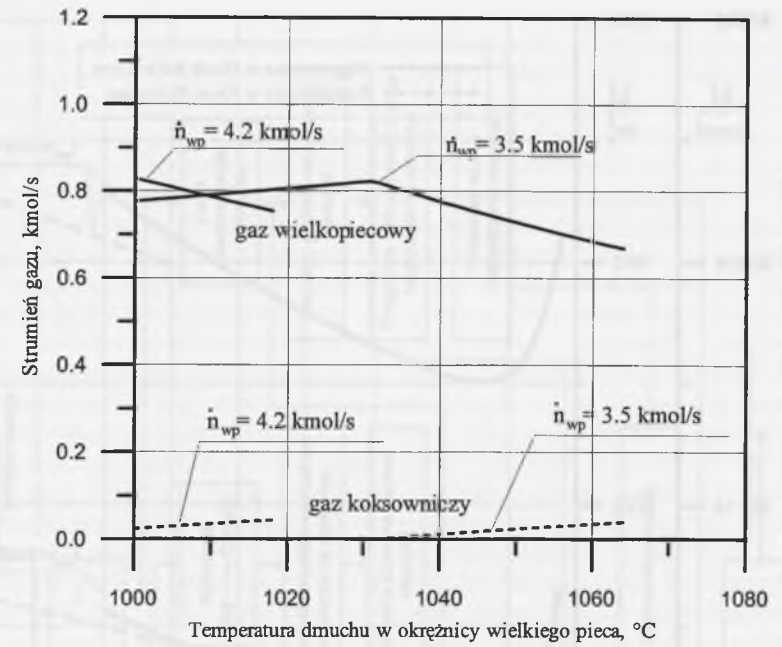
resztkowej uwzględnia się w bilansie energii kolejnego cyklu pracy nagrzewnicy obniżając strumień gazu.



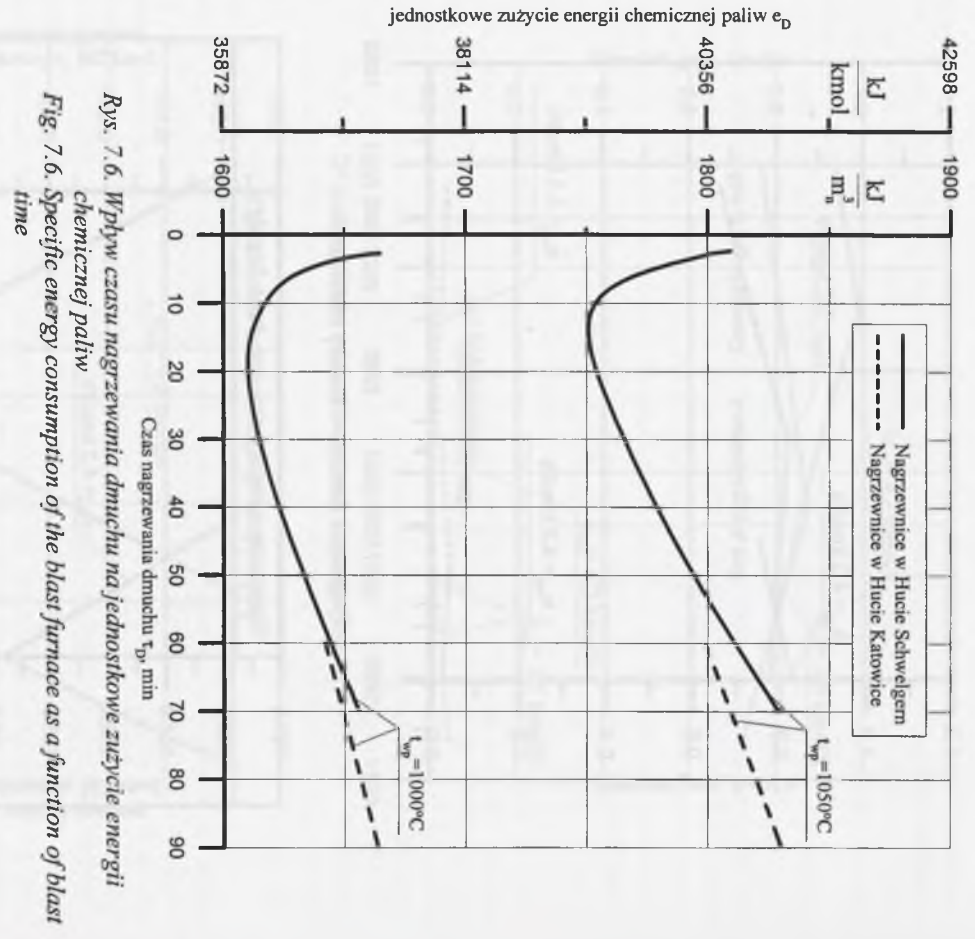
Rys. 7.3. Strumień gazu wielkopiecowego i koksowniczego oraz wartość opałowa gazu mieszkankowego do opalania nagrzewnicy ($\tau_D = 1$ h)
 Fig. 7.3. Blast-furnace- and coke-oven gas flux and calorific value of mixed gas for a hot-blast stove firing ($\tau_D = 1$ h)



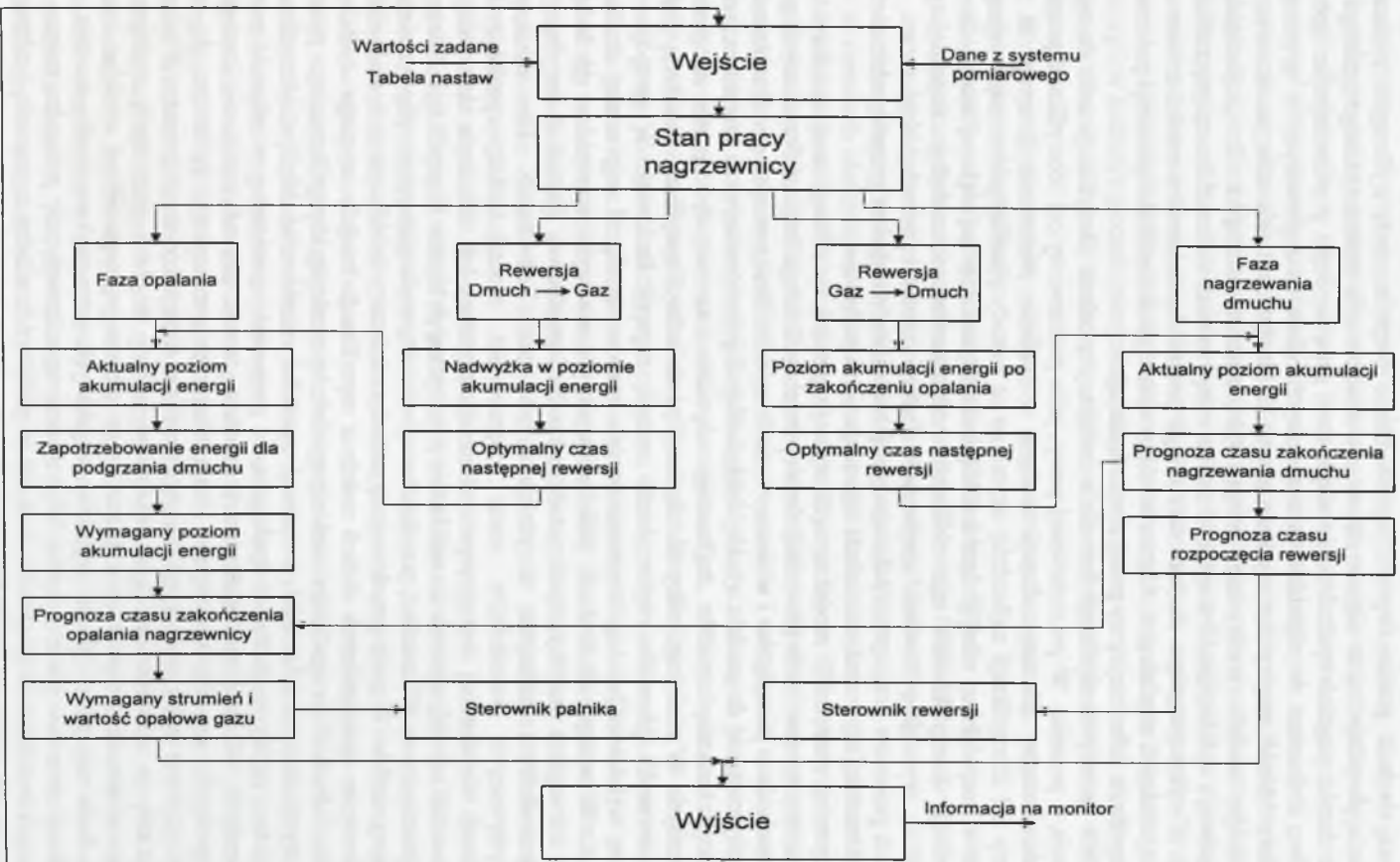
Rys. 7.4. Strumień gazu wielkopieczowego i koksowniczego oraz wartość opałowa gazu mieszankowego do opalania nagrzewnicy ($\tau_D=1,5$ h)
 Fig. 7.4. Blast-furnace- and coke-oven gas flux and calorific value of mixed gas for a hot-blast stove firing ($\tau_D=1,5$ h)



Rys. 7.5. Strumień gazu wielkopieczowego i koksowniczego oraz wartość opałowa gazu mieszankowego do opalania nagrzewnicy ($\tau_D=2$ h)
 Fig. 7.5. Blast-furnace- and coke-oven gas flux and calorific value of mixed gas for a hot-blast stove firing ($\tau_D=2$ h)



Rys. 7.6. Wpływ czasu nagrzewania dmucha na jednostkowe zużycie energii chemicznej paliw
 Fig. 7.6. Specific energy consumption of the blast furnace as a function of blast time



Rys. 7.7. Schemat blokowy modelu sterowania zespołem nagrzewnic
 Fig. 7.7. Block diagram of the control model of the hot-blast stoves

8. PODSUMOWANIE

Rozwój technik pomiarowych i wprowadzanie rozproszonych, cyfrowych systemów sterowania powoduje coraz szersze stosowanie modelowania matematycznego opartego na analizie danych pomiarowych. Modele empiryczne stają się coraz popularniejszym opisem procesów, zwłaszcza w układach przemysłowych silnie zintegrowanych z systemami sterowania. Modele empiryczne uzyskane w wyniku identyfikacji procesów, nawet wówczas gdy istnieją modele analityczne, mogą być znacznie łatwiejsze do implementacji programowej i wykorzystania w optymalizacji z uwagi na czas obliczeń. Przez optymalizację procesu z wykorzystaniem modelu statycznego można formułować wartości zadane dla konwencjonalnych regulatorów. Można również wykorzystać model do symulacji procesu w celu pozyskania informacji przy podejmowaniu decyzji.

Wybór metody identyfikacji jest silnie związany z celem identyfikacji oraz dostępną informacją o procesie. W prezentowanej pracy, jako podstawowy cel identyfikacji przyjęto pozyskanie wiedzy dla optymalizacji bieżącej w systemie sterowania. Z uwagi na tak określony cel identyfikacji najbardziej użyteczne są metody parametryczne: najmniejszych kwadratów i największej wiarygodności. Obliczenia estymatorów największej wiarygodności są bardziej skomplikowane niż obliczenia estymatorów w metodzie najmniejszych kwadratów, wymagają bowiem znajomości funkcji gęstości prawdopodobieństwa. W badaniach procesów przemysłowych najczęściej nie znamy rozkładów prawdopodobieństwa i dlatego bardziej użyteczna jest metoda najmniejszych kwadratów.

Otrzymany z estymacji model na ogół wymaga oceny i weryfikacji struktury. Struktura przeparametryzowana może prowadzić do niepotrzebnych komplikacji obliczeniowych przy wyznaczaniu ocen parametrów i w zastosowaniach modelu. Struktura niedoparametryzowana może zaś prowadzić do modelu o małej dokładności. Z prezentowanych w literaturze metod weryfikacji struktury modelu najbardziej użyteczne są metody oparte na testach statystycznych. W niniejszej pracy do estymacji parametrów i weryfikacji struktury modeli identyfikowanych procesów wykorzystano metodę regresji krokowej. W metodzie tej procedurę wyboru najlepszego równania modelu rozpoczyna się od najprostszej struktury równania. W następnych krokach obliczeniowych do równania wprowadza się kolejne zmienne z uwagi na wartości współczynników korelacji cząstkowej. Kryterium decydującym o pozostawieniu zmiennych w równaniu jest test F-Snedecora. Do najczęściej wykorzystywanych wskaźników oceny poprawności modeli należy współczynnik determinacji wielokrotnej oraz estymator wariancji resztowej. Ich obliczenia nie wymagają przyjmowania założeń odnośnie do rozkładów statystycznych błędów identyfikacji. Założenia takie są niezbędne w obliczeniach przedziałów ufności estymowanych parametrów i zmiennej wyjściowej modelu. W pracy przedstawiono metodę oraz wzory do obliczeń tych wielkości.

Stosowanie statystycznych metod oceny i weryfikacji modelu wymaga spełnienia warunków odnośnie do zgodności struktury modelu ze strukturą identyfikowanego procesu oraz statystycznej niezależności i zerowej wartości oczekiwanej błędów identyfikacji. Warunki te z reguły są trudne do spełnienia, co powoduje ograniczoną przydatność metod statystycznych. W praktyce adekwatność modelu ocenia się na podstawie kryteriów pragmatycznych, metody statystyczne mają charakter pomocniczy. Sprawdza się, czy charakterystyczne cechy modelu zgadzają się z cechami identyfikowanego procesu. Wiadomo na przykład, że zmniejszenie ilości spalnego paliwa w piecu przy stałej wydajności powoduje obniżenie temperatury w piecu i tego samego wymaga się od modelu. Jakość modelu bada się przez jakość wyników uzyskanych przy wykorzystaniu modelu. W identyfikacji procesów nie ma metod, które stosowane schematycznie prowadzą zawsze do poprawnych wyników. Użytkownik musi tak je połączyć z wiedzą o procesie i zdrowym rozsądkiem, aby uzyskany wynik był najlepszy.

Identyfikacja procesów wykorzystywana w optymalizacji bieżącej oraz przy podejmowaniu decyzji wymaga znajomości różnych zagregowanych zmiennych, charakteryzujących proces całościowo. Do zmiennych tych należą: zużycie energii na jednostkę produktu, sprawność energetyczna, straty energii na jednostkę doprowadzonej energii. Zmienne te z reguły nie są bezpośrednio pomiarowo dostępne, lecz można je wyznaczyć na podstawie znajomości innych pomiarowo dostępnych zmiennych procesu. Na niepewność wyniku obliczeń zmiennych zagregowanych wpływ mają błędy wynikające z dokładności pomiaru i przetwarzania sygnału pomiarowego oraz niestacjonarność procesów. Wykorzystując rachunek wyrównawczy można wyznaczyć najbardziej prawdopodobne wartości zarówno zmiennych pomiarowych, jak i zmiennych zagregowanych. W niniejszej pracy konsekwentnie stosowano rachunek wyrównawczy do uzgadniania bilansów substancji i energii w kotłach i piecach energotechnologicznych. Stosowanie rachunku wyrównawczego dało możliwość kontroli zamknięcia bilansów oraz dotrzymania założonej dokładności pomiarów.

Wykorzystując wyniki obliczeń wyrównawczych metodą regresji krokowej przeprowadzono identyfikację:

- charakterystyki energetycznej kotła ciepłowniczego WR-5,
- charakterystyki energetycznej kotła wielopaliwowego ORG-32,
- energochłonności pieców anodowych stacjonarnych i obrotowych,
- czasowego przebiegu redukcji miedzi w piecu anodowym.

W metodach identyfikacji opartych na estymacji średniokwadratowej Gaussa zakłada się, że zmienne pomiarowe są zmiennymi deterministycznymi. W rzeczywistości wyniki pomiarów są obarczone błędami o często nieznanym rozkładzie statystycznym. Metoda identyfikacji z wyrównywaniem pomiarów pozwala uwzględnić zróżnicowane w poszczególnych doświadczeniach identyfikacyjnych błędy zmiennych pomiarowych. Ma to szczególne znaczenie w procesach silnie niestacjonarnych, w których nie można założyć, że błędy pomiaru w poszczególnych doświadczeniach identyfikacyjnych są do siebie zbliżone. Do tej grupy procesów należy proces wytopu ołowiu w piecu Dörschla. Zmienne warunki zasilania pieca oraz zmienny w czasie przebieg wypalania węglowodorów ze wsadu powodują, że niepewność pomiaru tej samej zmiennej jest zróżnicowana w fazach wytopu. Wykorzystanie metody z wyrównywaniem pomiarów do identyfikacji zmienności czasowej zapotrzebowania tlenu dla reakcji technologicznych pozwoliło uzyskać najbardziej wiarygodną postać funkcji.

W celu uzyskania prostych postaci funkcji opisujących właściwości procesu dla optymalizacji bieżącej można wykorzystać wyniki obliczeń symulacyjnych. Jest to możliwe wówczas, gdy dysponuje się modelem symulacyjnym procesu. W pracy przedstawiono podstawowe zasady budowy modelu symulacyjnego na przykładzie modelu nagrzewnicy dmuchu wielkopiecowego. Podstawowym modułem modelu symulacyjnego nagrzewnicy jest model matematyczny przepływu ciepła w wypełnieniu nagrzewnicy. Po analizie rozwiązań literaturowych postanowiono rzeczywistą geometrię wypełnienia kratownicowego zastąpić równoważnym wypełnieniem płytowym, a następnie dokonać dyskretyzacji przestrzennej. Odpowiada to podziałowi układu o parametrach rozłożonych na podukłady o parametrach skupionych. W wyniku dyskretyzacji przestrzennej przepływ ciepła w wypełnieniu opisany został układem równań różniczkowych zwyczajnych, który rozwiązano metodą dyskretnej transformacji spektralnej. Model symulacyjny musi uwzględniać nie tylko zjawiska fizyczne zachodzące w analizowanym procesie, lecz również układ sterowania tym procesem. W modelu symulacyjnym nagrzewnicy wbudowano algorytm obliczeń czasowej zmienności strumienia dmuchu przepływającego przez nagrzewnicę z uwagi na system sterowania stabilizacją temperatury dmuchu. Ważnym etapem budowy modelu symulacyjnego jest sprawdzenie, w jakim stopniu model odzwierciedla rzeczywistość, przez ocenę zgodności

wyników obliczeń symulacyjnych z wynikami pomiaru procesu rzeczywistego. W tym celu przeprowadzono pomiary bilansowe oraz pomiary termowizyjne nagrzewnic w Hucie Katowice. Przeprowadzono obliczenia symulacyjne, a wyniki obliczeń wykorzystano do identyfikacji cieplnej nagrzewnicy.

Przez optymalizację bieżącą procesu rozumie się takie sterowanie procesem, które zapewnia uzyskanie ekstremum przyjętego wskaźnika jakości. Aby optymalizacja bieżąca procesu była możliwa, niezbędne jest dysponowanie modelem matematycznym tworzącym zespół zależności wiążących argumenty wskaźnika jakości i ograniczeń ze zmiennymi sterującymi procesem. W niniejszej pracy przedstawiono przykłady wykorzystania wyników identyfikacji kotła ciepłowniczego ORG-32, pieca Dörschla do rafinacji ołowiu oraz nagrzewnicy dmuchu wielkopiecowego w systemach sterowania. Wyniki identyfikacji kotła ORG-32 wykorzystano do optymalizacji punktu pracy ustalonej i opracowania tabeli nastaw. Optymalizację w warstwie sterowania zrealizowano metodą operacji ewolucyjnych. Wdrożenie systemu spowodowało zwiększenie sprawności energetycznej kotła o ok. 7,4 punktów procentowych. Wyniki identyfikacji przebiegu procesów technologicznych w piecu Dörschla wykorzystano do opracowania algorytmu sterowania palnikiem pieca. Metodę i schemat blokowy sterowania przekazano dyrekcji Huty Miedzi Głogów. Wyniki identyfikacji cieplnej nagrzewnicy dmuchu wykorzystano do optymalizacji parametrów pracy nagrzewnic. Opracowano koncepcję optymalizacji w warstwie bezpośredniego sterowania opierając się na prognozowanym przebiegu czasowym zmiennej wiodącej, którą jest strumień dmuchu zimnego do stabilizacji temperatury. Obecne trudności finansowe i ważniejsze przedsięwzięcia restrukturyzacyjne w polskich hutach stali spowodowały odsunięcie w czasie wdrożenia systemu.

W pracy zawarte są rezultaty wieloletnich badań procesów cieplnych i energotechnologicznych w polskim przemyśle i energetyce prowadzonych przez autora. Rozwój technik pomiarowych oraz powszechne instalowanie programowalnych sterowników przemysłowych w ostatnich latach stworzył nowe możliwości i nowe potrzeby. Nowoczesne struktury regulacji i optymalnego sterowania wymagają modeli matematycznych procesów. Tworzy się je bazując na metodach statystycznych, sieciach neuronowych oraz zbiorach rozmytych. W niniejszej pracy bazowano na estymacji statystycznie optymalnej wykorzystując wyniki przemysłowych pomiarów cieplnych oraz wyniki eksperymentów numerycznych. Do oryginalnych osiągnięć pracy należy zaliczyć:

- opracowanie metodyki badań eksperymentalnych kotłów i pieców energotechnologicznych w warunkach przemysłowych z uwiarygodnieniem pomiarów metodą rachunku wyrównawczego,
- opracowanie metody i algorytmów obliczeniowych identyfikacji procesów cieplnych i energotechnologicznych bazujących na estymacji statystycznie optymalnej,
- opracowanie symulacyjnego modelu matematycznego nagrzewnicy dmuchu wielkopiecowego,
- opracowanie metody wykorzystania wyników identyfikacji do optymalizacji bieżącej w systemach sterowania.

Szczególnym osiągnięciem pracy jest połączenie badań przemysłowych z badaniami numerycznymi i wykorzystanie wyników w praktyce przemysłowej. O przydatności opracowanych metod świadczy fakt, że wdrożenie metody sterowania kotłem rusztowym WR-5 pozwoliło na obniżenie zużycia paliwa w kotle o 7 punktów procentowych. Zakres pracy nie wyczerpuje zagadnienia. Nie obejmuje stanów niestabilnych i modeli dynamicznych. Pozwala jednak na optymalny dobór punktu pracy ustalonej, co stanowi najważniejszą klasę zadań optymalizacji bieżącej procesów cieplnych i energotechnologicznych w systemach sterowania.

LITERATURA

1. Arabas J., Domański P. D., Świrski K., Praktyczne aspekty modelowania i optymalizacji procesów przemysłowych. Pomiary Automatyka Kontrola, nr 6, 1998.
2. Beets J., Elshout J., Control model for a hot-blast stoves system. International Meeting on Iron and Steel making, Düsseldorf 1976.
3. Bes T., Akumulacja energii w elementach wypełnienia regeneratora, Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, Energetyka, z. 257, Gliwice 1969.
4. Bobrowski D., Probablistyka w zastosowaniach technicznych, WNT, Warszawa, 1980.
5. Chmielniak T., Kotowicz J., Remiorz L., Zastosowanie algorytmów neuronowych do określenia charakterystyk układów gazowo-parowych, XVIII Zjazd Termodynamików, t. 1, Politechnika Warszawska, Warszawa 2002.
6. Cofała J., Efekty podgrzewania substratów spalania dla nagrzewnicy dmuchu wielkopiecowego. Praca doktorska, Politechnika Śląska, Gliwice 1975.
7. Deutsch R., Teoria estymacji, PWN, Warszawa 1969.
8. Deutsche Norm DIN 1942, Acceptance testing of steam generators, edition 02/1994.
9. Doetsch G., Praktyka przekształcenia Laplace'a, PWN, Warszawa 1964.
10. Domański P. D., Świrski K., Lewandowski J., Wykorzystanie sieci neuronowych i optymalizacji w energetyce: porównanie doświadczeń: Polska i USA. IX Konferencja Kotłowa „Aktualne problemy budowy i eksploatacji kotłów”, t. 1, Szczyrk 2002.
11. Donizak J., Hołda A., Kolenda Z., Zastosowanie deterministyczno-stochastycznego modelu do symulacji zawieszinowego procesu produkcji miedzi hutniczej, XVIII Zjazd Termodynamików, t. 1, Politechnika Warszawska, Warszawa 2002.
12. Draper N.R., Smith H., Analiza regresji stosowana, PWN, Warszawa 1973.
13. Findeisen W., Szymanowski J., Wierzbicki A., Teoria i metody obliczeniowe optymalizacji, PWN, Warszawa 1980.
14. Fisher R. A., On an absolute criterion for fitting frequency curves, Memoir Math, nr 41, 1912.
15. Gdula S.J., Przepływ ciepła w ciałach stałych przy skokowych periodycznych zmianach temperatury ośrodka, Archiwum Budowy Maszyn, nr 2, 1964.
16. Gdula S.J., Współczynnik przekazywania ciepła w regeneratorsze przy stałym współczynniku wnikania ciepła, Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, Energetyka, z. 29, Gliwice 1968.
17. Gernersheim K.E. i in., Automatische optimierte Fahrweise einer Winderhitzeranlage mit einem Prozessrechner - Funktion und Betriebserfahrungen, Stahl und Eisen, nr 9, 1983.
18. Gessing R., Podstawy automatyki, Wydawnictwo Politechniki Śląskiej, Gliwice 2001.
19. Goldfarb E.M., Tiepłotiechnika mietallurgiczieskich processow, Mietallurgija, Moskwa 1967.
20. Gray N. i in., Investigation and Modelling of Anode Furnace and Casting Operations at Mount Isa Mines Ltd, Trans. Inst. Min. Metall (Sect. C: Mineral porcess, Extr. Metall.), nr 91, Queensland, Australia, 1982.
21. Guzik A., Model matematyczny procesu cieplnego nagrzewnicy wielkopiecowej, Zeszyty Naukowe WSI w Opolu, nr 1, Opole 1971.
22. Hausen H., Wärmeübertragung im Gegenstrom, Gleichstrom und Kreuzstrom, Springer Verlag, Berlin 1950.
23. Höpcke W., Fehlerlehre und Ausgleichsrechnung, WdeG, Berlin-New York, 1980.
24. Imer S., Hofman E., Entwicklung einiger mathematischer digitaler Winderhitzermodelle - Zweidimensionale Modelle, Arch. Eisenhuettenwesen, nr 3, 1975.
25. Jefferson C. P., Feedforward control of blast furnace stoves, Automatica, No. 2, marzec 1979.

26. Koziół J., Charakterystyka energetyczna dwustrefowego hutniczego pieca przeciwwądrowego, Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, Energetyka, z. 54, Gliwice 1975.
27. Krupiczka R., Optymalizacja procesowa, Wydawnictwo Politechniki Śląskiej, Gliwice 1978.
28. Kwaśniewski J., Programowalne sterowniki przemysłowe w systemach sterowania, Kraków 1999.
29. Luyben W. L., Modelowanie, symulacja i sterowanie procesów przemysłu chemicznego, WNT, Warszawa 1976.
30. Mańczak K., Metody identyfikacji wielowymiarowych obiektów sterowania, WNT, Warszawa 1979.
31. Mańczak K., Nahorski Z., Komputerowa identyfikacja obiektów dynamicznych, PWN, Warszawa 1983.
32. Metzger M., Wybrane problemy modelowania i symulacji ciągłych procesów przemysłowych, Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, Automatyka, z. 92, Politechnika Śląska, Gliwice 1988.
33. Monografia: KGHM POLSKA MIEDŹ SA, Lubin 1996.
34. Niederliński A., Kasprzyk J., Figwer J., Multi Edip – Analizator wielowymiarowych sygnałów i obiektów, Wydawnictwo Politechniki Śląskiej, Gliwice 1997.
35. Niederliński A., Mościński J., Ogonowski Z., Regulacja adaptacyjna, PWN, Warszawa 1995.
36. Niederliński A., Systemy i sterowanie. Wstęp do automatyki i cybernetyki technicznej. PWN, Warszawa 1983.
37. Niederliński A., Systemy komputerowe automatyki przemysłowej: Zastosowania t. 2, WNT, Warszawa 1985.
38. Polański Z., Metodyka badań doświadczalnych, Wyd. Pol. Krakowskiej, Kraków 1981.
39. Polska Norma PN-72/M-34128 "Kotły parowe, wymagania i badania odbiorcze".
40. PRATERM Otwock: Modyfikacja systemu ciepłowniczego ZEC Pyskowice, PEC Gliwice 1998.
41. Przewodnik - Wyrażanie niepewności pomiaru, Główny Urząd Miar, 1999.
42. Reinitzhuber F., Geesman E., Poth G., Energieeinsparung durch optimale Steuerung von Winderhitzern mit Mikroprozessoren, Stahl und Eisen, Nr 12-13, 1984.
43. Rusinowski H., Szega M. i in., Energetyczne wykorzystanie gazu gardzielowego z procesu szybowego w kotłach EC Huty Miedzi Głogów. Ocena energetyczna kotłów, I Konferencja Naukowo-Techniczna „Energetyka Gazowa”, t. 2, Szczyrk 2000.
44. Rusinowski H. i in., Ekspertowe systemy sterowania pracą urządzeń ciepłych o działaniu okresowym, Sprawozdanie z realizacji projektu badawczego nr 9S60305204, Gliwice 1996.
45. Rusinowski H., Jamborski J., Identyfikacja procesu ogniowej rafinacji miedzi w piecu anodowym, X Ogólnopolska Konferencja Naukowo-Techniczna pt. „Gospodarka Ciepła i eksploatacja pieców przemysłowych”, Częstochowa 2002.
46. Rusinowski H., Jamborski J., Wpływ parametrów pracy pieca anodowego na energochłonność procesu rafinacji miedzi, VIII Ogólnopolska Konferencja Naukowo-Techniczna pt. „Gospodarka ciepła i eksploatacja pieców przemysłowych”, Poraj k. Częstochowy 2000.
47. Rusinowski H., Model matematyczny przepływu ciepła w regeneratorsze przy małych częstotliwościach rewersji, Archiwum Termodynamiki, nr 1, vol. 2, 1981.
48. Rusinowski H., Optimale Steuerung von Hochofen-Winderhitzern mittels Mikroprozessoren, Freiburger Forschungshefte – Maschinen- und Energietechnik, A 780, Automatisierungstechnik in der Montanindustrie, 1987.

49. Rusinowski H., Simulating mathematical model of a blast furnace stove, The 11th International Conference on Process Control and Simulation, Koszyce, Słowacja, 1994.
50. Rusinowski H., Szega M. i inni, System kontroli pracy bloku energetycznego z zastosowaniem rachunku wyrównawczego do uwiarygodnienia wyników pomiaru, Energetyka, nr 3, 2002.
51. Rusinowski H., Szega M., An algorithm for the control of the burner of a rotary-rocking furnace for the melting of lead, ECOS '2002, vol. II, Berlin, 2002.
52. Rusinowski H., Szega M., Bas W., Łaganowski M., Obniżenie zużycia paliwa i intensyfikacja wytopu ołowiu w wyniku zainstalowania palnika olejowo-tlenowego w piecu obrotowo-wahadłowym, Gospodarka Paliwami i Energią, nr 2, 1997.
53. Rusinowski H., Szega M., Energy analysis of the lead smelting process in a rotary-rocking furnace, International Conference Industrial Furnaces and Refractory Materials, Podbanske – Vysokie Tatry, Słowacja, 2002.
54. Rusinowski H., Szega M., Gubała D., Określenie przebiegu czasowego zapotrzebowania tlenu dla reakcji technologicznych w systemie sterowania palnikiem, IX Ogólnopolska Konferencja Naukowo-Techniczna pt. „Gospodarka ciepła i eksploatacja pieców przemysłowych”, Poraj k. Częstochowy 2001.
55. Rusinowski H., Szega M., Improvement of the reliability of evaluation of the energy indices of a power unit using the least squares adjustment method, ECOS'01, Istambul, Turcja, 2001.
56. Rusinowski H., Szega M., Jamborski J., Analiza energochłonności wybranych procesów w hutnictwie miedzi, Rudy i Metale Nieżelazne, nr 5-6, 2001.
57. Rusinowski H., Szega M., Ocena energetyczna opalania pieca energotechnologicznego w procesie eksploatacji, VIII Ogólnopolska Konferencja Naukowo-Techniczna pt. „Gospodarka ciepła i eksploatacja pieców przemysłowych”, Poraj k. Częstochowy 2000.
58. Rusinowski H., Szega M., Optymalizacja opalania pieca Dörschla po zainstalowaniu palnika olejowo-tlenowego, V Ogólnopolska Konferencja Naukowo-Techniczna pt. „Gospodarka ciepła i eksploatacja pieców przemysłowych”, Poraj k. Częstochowy, 1997.
59. Rusinowski H., Szega M., Szlęk A., Wilk R., Methods of choosing the optimal parameters for solid fuel combustion in stoker-fired boilers, Energy Conversion and Management, no. 43, 2002.
60. Rusinowski H., Szega M., Szlęk A., Wilk R., Methods of choosing the optimal parameters for solid fuel combustion in stoker-fired boilers, ECOS'99, Tokio 1999.
61. Rusinowski H., Szega M., The influence of the operational parameters of chamber furnaces on the consumption of the chemical energy of fuels, Energy, no. 26, 2001.
62. Rusinowski H., Szega M., Wyznaczanie charakterystyki energetycznej kotła wielopaliwowego z zastosowaniem rachunku wyrównawczego do uwiarygodnienia wyników pomiaru, Gospodarka Paliwami i Energią, nr 9, 2001.
63. Rusinowski H., Szega M., Ziębik A., Metoda oceny efektywności energetycznej procesu opalania pieca anodowego w ekspertowym systemie sterowania, Gospodarka Paliwami i Energią, nr 3, 1996.
64. Rusinowski H., Three-Dimensional Mathematical Model of a Cowper Stove. Archiwum Termodynamiki nr 3-4, 1995.
65. Rusinowski H., Wilk R., Ziębik A., i inni, System optymalnego sterowania pracą kotłów rusztowych, Ciepłownictwo Ogrzewnictwo Wentylacja, nr 9, 1998.
66. Rusinowski H., Wpływ parametrów pracy nagrzewnicy wielkopiecowych na wskaźniki zużycia energii chemicznej paliwa. ZN Pol. Śl., Energetyka, z. 124, Gliwice 1995.
67. Rusinowski H., Wyniki badań ciepłych wysokotemperaturowych nagrzewnic dmuchu wielkopiecowego, II Ogólnopolska Konferencja Naukowo-Techniczna pt. „Gospodarka ciepła i eksploatacja pieców przemysłowych”, Poraj k. Częstochowy 1994.

68. Rusinowski H., Ziębik A., Szega M., A Method and the Results of Investigating the Energy Effectiveness of Firing an Anode Furnace, International Conference TAIES'97, Pekin, Chiny 1997.
69. Rusinowski H., Ziębik A., Szega M., Thermal investigations of open-flame fired furnaces in copper metallurgy with the application of the least squares adjustment method, Archives Of Metallurgy, vol. 42, issue 4, 1997.
70. Rusinowski H., Ziębik A., Thermodynamics analysis of the influence of the exploitation parameters of Cowper stoves on the energy characteristics of a blast-furnace plant, International Conference ECOS'95, vol. I, Istanbul 1995.
71. Rusinowski H., Ziębik A., Włodarczyk K., Układ optymalnego sterowania zasilaniem palników pieców anodowych w HM Głogów II, IX Międzynarodowa Konferencja „Interenergomet”, Ustroń 1991.
72. Sieniutycz S., Optymalizacja w inżynierii procesowej, WNT, Warszawa 1991.
73. Skorek J., Zastosowanie metod stochastycznych i spektralnych do rozwiązywania granicznych zagadnień odwrotnych przewodzenia ciepła, Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, Energetyka, z. 119, Politechnika Śląska, Gliwice 1994.
74. Söderström T., Stoica P., Identyfikacja systemów, PWN, Warszawa 1997.
75. Szargut J. i in., Modelowanie numeryczne pól temperatury, WNT, Warszawa 1992.
76. Szargut J. i in., Rachunek wyrównawczy w technice cieplnej. Ossolineum, Wrocław 1984.
77. Szargut J., Analiza termodynamiczna i ekonomiczna w energetyce przemysłowej, WNT, Warszawa 1983.
78. Szargut J., Cofała J., Liniowy model matematyczny przepływu ciepła w przeciwprądowym regeneratorze. Archiwum Hutnictwa, nr 1, 1976.
79. Szargut J., Cofała J., Vereinfachtes Verfahren zur Berechnung des Waermeuebergangs in Hochofenwinderhitzern, Gas Waerme International, nr 10, 1975.
80. Szargut J., Energetyka cieplna w hutnictwie, Wydawnictwo Śląsk, Katowice 1983.
81. Szargut J., Guzik A., Anwendung des Differenzverfahrens zur Bestimmung der Waermedurchgangszahl in Regeneratoren, Arch. Eisenhuettenwesen, nr 1, 1984.
82. Szargut J., Kolenda Z., Majza E., Zastosowanie rachunku wyrównawczego do wyznaczania współczynników równań empirycznych, Pomiary Automatyka Kontrola XXIX, nr 3, 1983.
83. Szargut J., Metody numeryczne w obliczeniach cieplnych pieców przemysłowych, Wydawnictwo Śląsk, Katowice 1977.
84. Szargut J., Ziębik A., Podstawy energetyki cieplnej, Wydawnictwo Naukowe PWN, Warszawa 1998.
85. Szargut J., Ziębik A., Wpływ parametrów dmuchu i czynników paliwowo-redukcyjnych na wskaźniki energetyczne zespołu wielkopiecowego, Ossolineum, Wrocław 1983.
86. Szega M., Rusinowski H., Selected problems of the uncertainty determination of measurements and computational value in thermal processes, The 3rd International Carpathian Control Conference, Ostrawa-Beskidy, Czecho 2002.
87. Szklar F. R., Małkin W. M. i in., Domiennyje wozducho-nagriewatieli, Izdatielstwo „Metallurgija”, Moskwa 1982.
88. Szlęk A., Badania procesu spalania paliw stałych w warstwie nieruchomej, Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, Energetyka, z. 135, Gliwice 2001.
89. Świrski K., Domański P. D., Lewandowski J., Modele empiryczne procesów w zastosowaniach dla instalacji energetycznych, XVIII Zjazd Termodynamików, t. 4, Politechnika Warszawska, Warszawa 2002.
90. Timofiejew W.N. i in., Teoria rasczieta regienieratiwnych tieploobmiennikow. Tieplo- i massopierienos, Minsk 1963.

91. Tomeczek J., Praktyczna metoda obliczania przeciwprądowych regeneratorów ciepła, Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, Energetyka, z. 48, Gliwice 1974.
92. Tomeczek J., Pseudoustalony przepływ ciepła w przeciwprądowym regeneratorze ciepła. Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, Energetyka, z. 41, Gliwice 1972.
93. Tyszer J., Symulacja cyfrowa, WNT, Warszawa 1990.
94. Węgrzyn S., Podstawy automatyki, PWN, Warszawa 1974.
95. Whitfield C., Control system of no. 7 blast furnace at Algoma and relationship to furnace operation, Iron nad Steel Engineer, marzec 1979.
96. Wilk R., Rusinowski H., Szlęk A. i in., Energetyczno-ruchowa optymalizacja działania kotła WR-5 jako elementu centralnego systemu ciepłowniczego miasta Pyskowice, Gliwice, Projekt celowy PC-1/RIE-6/96, Gliwice 1997.
97. Willmot A.J., The regenerative heat exchanger computer representation, Int. J. Heat Mass Transfer, No. 12, 1969.
98. Ziębik A., Fic A., Kruczek T., Kompleksowa analiza dotycząca zasobów i sposobów wykorzystania energii odpadowej w Hucie Miedzi Głogów, Praca naukowo-badawcza, Instytut Techniki Cielnej, Gliwice 1985.
99. Ziębik A., Rusinowski H., Stanek W., Thermal Characteristics of Cowper Stoves. Archiwum Termodynamiki, nr 4, 1997.
100. Ziębik A., Systemy energetyczne, Skrypty Uczelniane Politechniki Śląskiej, Gliwice 1989.
101. Ziębik A., Wpływ dodatku paliw zastępczych i podgrzania dmuchu na gospodarkę cieplną wydziału wielkich pieców, Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, Energetyka, z. 456, Gliwice 1975.
102. Żuchowski A., O pewnej metodzie wyznaczania uproszczonych, liniowych modeli dynamiki obiektów, Pomiary Automatyka Kontrola, nr 5, 1998.

Witryny www

103. Niederliński A., Identyfikacja procesów – www-zo.iinf.polsl.gliwice.pl/przedmioty/kons240.html
104. Polański A., Sterowanie wielkimi systemami – www-zo.iinf.polsl.gliwice.pl/przedmioty/kons44.html

Programy komputerowe w języku FORTRAN:

105. Rusinowski H., Identyfikacja modeli liniowych metodą regresji krokowej
106. Rusinowski H., Uzgadnianie bilansów substancji i energii metodą rachunku wyrównawczego
107. Rusinowski H., Symulacja działania nagrzewnicy dmuchu wielkopiecowego
108. Szega M., Identyfikacja modeli statycznych z wyrównywaniem pomiarów

IDENTYFIKACJA ZŁOŻONYCH PROCESÓW CIEPLNYCH I ENERGOTECHNOLOGICZNYCH

Streszczenie

Postęp w technikach pomiarowych i technologii komputerowej powoduje coraz szersze stosowanie modelowania matematycznego procesów z wykorzystaniem zarejestrowanych danych pomiarowych. Przetworzenie zbioru danych pomiarowych w model matematyczny opisujący najważniejsze właściwości procesu nosi nazwę identyfikacji procesów. W prezentowanej pracy rozpatrywano problem identyfikacji modeli parametrycznych, statycznych złożonych procesów cieplnych i energotechnologicznych. Identyfikowano modele liniowe i nieliniowe względem estymowanych parametrów. W celu estymacji parametrów modelu stosowano metody stochastyczne bazujące na estymacji statystycznie optymalnej. Otrzymany z estymacji parametrów model poddano ocenie i weryfikacji struktury. Istotność wyrazów w modelu badano testem F-Snedecora w procedurze regresji krokowej. Aby uzyskać najbardziej wiarygodne wartości wyników pomiaru i obliczeń, stosowano rachunek wyrównawczy do uzgadniania bilansów substancji i energii.

Opracowaną metodę i programy komputerowe wykorzystano do identyfikacji:

- charakterystyki energetycznej kotła ciepłowniczego WR-5,
- charakterystyki energetycznej kotła wielopaliwowego ORG-32,
- energochłonności pieców anodowych stacjonarnych i obrotowych,
- przebiegu czasowego redukcji miedzi w piecu anodowym,
- przebiegu czasowego zapotrzebowania tlenu w procesie rafinacji ołowiu.

Identyfikację procesów można przeprowadzić wykorzystując wyniki eksperymentów fizycznych lub numerycznych. Na przykładzie procesu nagrzewania dmuchu wielkopieczowego przedstawiono wybrane problemy modelowania matematycznego i symulacji numerycznej. Opracowano model matematyczny przepływu ciepła w nagrzewnicy oraz algorytm symulacji układów sterowania. W wyniku dyskretyzacji zmiennych przestrzennych w zastępczym wypełnieniu płytowym układ o parametrach rozłożonych zastąpiono podukładami o parametrach skupionych. Równanie różniczkowe opisujące przepływ ciepła rozwiązano metodą dyskretnej transformacji spektralnej. Wyprowadzono rozwiązanie dla pracy nagrzewnicy w stanie pseudoustalonym. Wykonano eksperymentalną ocenę wiarygodności modelu i przeprowadzono obliczenia symulacyjne. Wyniki obliczeń symulacyjnych wykorzystano do identyfikacji cieplnej nagrzewnicy wielkopieczowej.

W końcowej części pracy przedstawiono na przykładzie kotła ciepłowniczego, zespołu nagrzewnic wielkopieczowych oraz palnika pieca energotechnologicznego możliwości praktycznego wykorzystania wyników identyfikacji do optymalizacji bieżącej w systemach sterowania. System sterowania kotłem rusztowym został wdrożony w Ciepłowni Pyskowice. Wdrożenie systemu pozwoliło na obniżenie zużycia paliwa o 7 punktów procentowych.

IDENTIFICATION OF COMPLEX THERMAL AND THERMO- TECHNOLOGICAL PROCESSES

Summary

The progress in techniques of measurement and computer technology causes the increase of using mathematical modeling on the basis of acquired data. The conversion of an acquired data set into a mathematical model describing the most important properties of a process is called process identification. In the presented work the author considers the problems of static parametrical models of complex thermal and thermo-technological processes identification. Linear and non-linear models in relation to estimated parameters have been identified. For a model parameters estimation, the stochastic methods based on the statistically optimal estimation have been applied. The obtained model's structure has been verified and the significance of model terms has been tested with the application of the F-Snedecor test in a stepwise regression procedure. Similarly, the least squares adjustment method for mass and energy balances has been employed to obtain the most reliable values of the measurement and calculations.

The developed method and applicable software has been applied to identify:

- the energy characteristics of a WR-5 water boiler,
- the energy characteristics of a ORG-32 multi-fuel boiler,
- the energy consumption indices of anode rotary and chamber furnaces,
- the time course of copper reduction in an anode furnace,
- the time course of oxygen demand in the lead refining process.

The identification of these processes might be carried out with using the results of physical and numerical experiments. Selected problems of mathematical modeling and numerical simulation have been presented on the basis of the hot-blast stove process. The mathematical model of heat transfer and the simulation algorithm of a controlling system for hot-blast stove has been developed. The differential equations describing the heat transfer has been solved with the use of the spectral discrete transformation. A solution for pseudo-steady state conditions of a hot-blast stove has been derived. The results of the simulating calculations has been applied to the thermal identification of a hot-blast stove.

In the final part of the work the possibilities of practical use of identification results for on-line optimization in controlling the systems has been presented by means of following examples: a water boiler, hot-blast stoves system and a burner of a thermo-technological furnace. A water boiler controlling system has been applied in The Heating Plant Pyskowice. This reduced the fuel consumption by 7% percentage points.

DODATEK A

Procedury iteracyjne do obliczeń współczynników A, B, C oraz D w równaniach (3.25)

$$A'_{k_1 r p r s} = \begin{cases} d'_k g'_{i p s} \bar{g}'_{i p s} & \text{dla } i = k \\ A'_{k-1 r p r s} \left[(1-d'_k) + b'_{k_1} d'_k \sum_{i=1}^{\gamma} \frac{g'_{k_1 i} \bar{g}'_{k_1 i}}{\lambda'_{r s} - \lambda'_{k_1 i}} \right] & \text{dla } i < k; r < k \\ b'_{k_1} d'_k g'_{k_1 s} \bar{g}'_{k_1 s} \sum_{u=i}^{k-1} \sum_{t=1}^{\gamma} \frac{A'_{k-1 r p u t}}{\lambda'_{k s} - \lambda'_{u t}} & \text{dla } i < k; r = k \end{cases}$$

$$B'_{k_0} = \prod_{u=1}^k (1-d'_u)$$

$$B'_{k r s} = \begin{cases} b'_{k_1} d'_k g'_{k_1 s} \bar{g}'_{k_1 s} & \text{dla } k = 1 \\ B'_{k-1 r s} \left[(1-d'_k) + b'_{k_1} d'_k \sum_{i=1}^{\gamma} \frac{g'_{k_1 i} \bar{g}'_{k_1 i}}{\lambda'_{r s} - \lambda'_{k_1 i}} \right] & \text{dla } k > 1; r < k \\ b'_{k_1} d'_k g'_{k_1 s} \bar{g}'_{k_1 s} \left[\prod_{u=1}^{k-1} (1-d'_u) + \sum_{u=1}^{k-1} \sum_{t=1}^{\gamma} \frac{B'_{k-1 u t}}{\lambda'_{k s} - \lambda'_{u t}} \right] & \text{dla } k > 1; r = k \end{cases}$$

$$C'_{k_1 m p r s} = \begin{cases} g'_{k_1 m s} \bar{g}'_{k_1 m s} & \text{dla } i = k \\ \left[\sum_{u=r}^{k-1} E'_{k_1 u} C'_{u_1 p r s} \right] \cdot \sum_{i=1}^{\gamma} \frac{g'_{k_1 i} \bar{g}'_{k_1 i}}{\lambda'_{r s} - \lambda'_{k_1 i}} & \text{dla } i < k; r < k \\ g'_{k_1 m s} \bar{g}'_{k_1 m s} \sum_{u=i}^{k-1} \sum_{t=1}^{\gamma} \frac{E'_{k_1 u} C'_{w_1 p u t}}{\lambda'_{k s} - \lambda'_{u t}} & \text{dla } i < k; r = k \end{cases}$$

$$D'_{k m r s} = \begin{cases} b'_{k_1} g'_{k_1 m s} \bar{g}'_{k_1 m s} & \text{dla } k = 1 \\ \left[\sum_{u=r}^{k-1} E'_{k_1 u} D'_{u_1 p r s} \right] \sum_{i=1}^{\gamma} \frac{g'_{k_1 i} \bar{g}'_{k_1 i}}{\lambda'_{r s} - \lambda'_{k_1 i}} & \text{dla } k > 1; r < k \\ g'_{k_1 m s} \bar{g}'_{k_1 m s} \left[b'_{k_1} \prod_{u=1}^{k-1} (1-d'_u) + \sum_{u=1}^{k-1} \sum_{t=1}^{\gamma} \frac{E'_{k_1 u} D'_{w_1 p u t}}{\lambda'_{k s} - \lambda'_{u t}} \right] & \text{dla } k > 1; r = k \end{cases}$$

$$E'_{k_1 u} = \begin{cases} b'_{k_1} d'_u & \text{dla } u = k-1 \\ b'_{k_1} d'_u \prod_{w=u+1}^{k-1} (1-d'_w) & \text{dla } u < k-1 \end{cases}$$

DODATEK B

Procedury iteracyjne do obliczeń współczynników A^* , B^* , C^* oraz D^* w równaniach (3.29)

$$A_{kijprs}^{*l} = \begin{cases} d_k^l g_{ijs}^l \bar{g}_{isp}^l & \text{dla } i = k \\ A_{k+1ijprs}^{*l} \left[(1-d_k^l) + b_{kj}^l d_k^l \sum_{t=1}^r \frac{g_{kjt}^l \bar{g}_{kty}^l}{\lambda_{rs}^l - \lambda_{kt}^l} \right] & \text{dla } i > k; r > k \\ b_{kj}^l d_k^l g_{kij}^l \bar{g}_{kty}^l \sum_{u=k+1}^i \sum_{t=1}^r \frac{A_{k+1ijput}^{*l}}{\lambda_{ks}^l - \lambda_{ut}^l} & \text{dla } i > k; r = k \end{cases}$$

$$B_{k\sigma}^{*l} = \prod_{u=k}^{\sigma} (1-d_u^l)$$

$$B_{krs}^{*l} = \begin{cases} b_{kj}^l d_k^l g_{krs}^l \bar{g}_{ksy}^l & \text{dla } k = \sigma \\ B_{k+1rs}^{*l} \left[(1-d_k^l) + b_{kj}^l d_k^l \sum_{t=1}^r \frac{g_{kjt}^l \bar{g}_{kty}^l}{\lambda_{rs}^l - \lambda_{kt}^l} \right] & \text{dla } k < \sigma; r > k \\ b_{kj}^l d_k^l g_{krs}^l \bar{g}_{ksy}^l \left[\prod_{u=k+1}^{\sigma} (1-d_u^l) + \sum_{u=k+1}^{\sigma} \sum_{t=1}^r \frac{B_{k+1ut}^{*l}}{\lambda_{ks}^l - \lambda_{ut}^l} \right] & \text{dla } k < \sigma; r = k \end{cases}$$

$$C_{kijprs}^{*l} = \begin{cases} g_{kms}^l \bar{g}_{ksp}^l & \text{dla } i = k \\ \left[\sum_{u=k+1}^i E_{ku}^{*l} C_{uiprs}^{*l} \right] \cdot \sum_{t=1}^r \frac{g_{kmt}^l \bar{g}_{kty}^l}{\lambda_{rs}^l - \lambda_{kt}^l} & \text{dla } i > k; r > k \\ g_{kms}^l \bar{g}_{ksy}^l \sum_{u=k+1}^i \sum_{t=1}^r \frac{\sum_{w=k+1}^u E_{kw}^{*l} C_{wijput}^{*l}}{\lambda_{ks}^l - \lambda_{ut}^l} & \text{dla } i > k; r = k \end{cases}$$

$$D_{kijrs}^{*l} = \begin{cases} b_{kj}^l g_{kms}^l \bar{g}_{ksy}^l & \text{dla } k = \sigma \\ \left[\sum_{u=k+1}^r E_{ku}^{*l} D_{uiprs}^{*l} \right] \sum_{t=1}^r \frac{g_{kmt}^l \bar{g}_{kty}^l}{\lambda_{rs}^l - \lambda_{kt}^l} & \text{dla } k < \sigma; r > k \\ g_{kms}^l \bar{g}_{ksy}^l \left[b_{kj}^l \prod_{u=k+1}^{\sigma} (1-d_u^l) + \sum_{u=k+1}^{\sigma} \sum_{t=1}^r \frac{\sum_{w=k+1}^u E_{kw}^{*l} D_{wijut}^{*l}}{\lambda_{ks}^l - \lambda_{ut}^l} \right] & \text{dla } k < \sigma; r = k \end{cases}$$

$$E_{ku}^{*l} = \begin{cases} b_{kj}^l d_u^l & \text{dla } u = k+1 \\ b_{kj}^l d_u^l \prod_{w=k+1}^{u-1} (1-d_w^l) & \text{dla } u > k+1 \end{cases}$$

DOUATEK 2

$$K = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix}$$

$$K^{-1} = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix}$$

$$K^{-1} K = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix}$$

Wydano za zgodą
Rektora Politechniki Śląskiej

Wydawnictwo Politechniki Śląskiej
ul. Akademicka 5, 44-100 Gliwice
tel./fax (032) 237-13-81

www.polsl.gliwice.pl/alma.mater/wps.html
wydawnictwo@polsl.gliwice.pl

Nakład 100+50	Ark. wyd. 10,5	Ark. druk. 8,125	Papier offset. 70x100, 80 g
Oddano do druku 25.04.2003 r.	Podpis. do druku 25.04.2003 r.		Data ukończ. maj 2003 r.
Zam. 136/03			

Fotokopie, druk i oprawę
wykonano w Zakładzie Graficznym Politechniki Śląskiej w Gliwicach, ul. Kujawska 1

BIBLIOTEKA GŁÓWNA
Politechniki Śląskiej

P 3350/03/137

Druk: Drukarnia Gliwice, ul. Zwycięstwa 27, tel. 230 49 50