

MODELOWANIE PROCESÓW O RÓŻNYCH SKALACH CZASOWYCH NA PRZYKŁADZIE INSTALACJI CLAUSA DO ODZYSKU SIARKI

Mateusz Jaworski^{1a}, Marcin Kujawa^{1b}, Robert Piotrowski^{1c},
Kazimierz Duzinkiewicz^{1d}

¹Wydział Elektrotechniki i Automatyki, Politechnika Gdańska

e-mail: ^ajaworski.mateusz@hotmail.com, ^bkujawa_marcin@o2.pl, ^cr.piotrowski@eia.pg.gda.pl,

^dk.duzinkiewicz@eia.pg.gda.pl,

Streszczenie

W przemyśle petrochemicznym odzyskiwanie siarki stanowi jeden z ważniejszych procesów towarzyszących kompleksowemu przetwarzaniu ropy naftowej i substancji pochodnych. W artykule przedstawiono matematyczny model instalacji odsiarczania gazów Clausa wraz z układem sterowania. Wnikliwa analiza procesów zachodzących w obiekcie pozwoliła zaproponować metodykę budowy i strukturę modelu adekwatną do potrzeb syntezy układu sterowania. Model ujmuje odwzorowanie procesów chemicznych i pozwala badać zmiany ich przebiegu w wyniku działania układu sterowania. Ze względu na różne skale czasowe dynamiki modelowanych procesów zachodzących w instalacji i elementów układu sterowania, zaproponowano model w części statyczny, a w części dynamiczny. Przedstawiono inżynierską metodę optymalizującej estymacji parametrów modeli. Zaprezentowane zostały wyniki weryfikacji modeli na podstawie danych obiektowych. Opracowane modele stanowią proste, użyteczne narzędzie analizy, pozwalające na badanie przebiegu zmiennych procesów fizykochemicznych oraz sygnałów związanych ze sterowaniem instalacją. Wskazano na ich przydatność przy wykrywaniu nieprawidłowości pracy elementów wykonawczych układu sterowania. W analizowanym obiekcie niezgodnie z założeniami pracował jeden z zaworów doprowadzających powietrze do instalacji. Po zdiagnozowaniu i usunięciu nieprawidłowości uzyskano poprawę jakości działania całego obiektu.

DIFFERENT TIME SCALE PROCESSES MODELLING ON THE EXAMPLE OF CLAUS SULFUR RECOVERY UNIT (SRU)

Summary

Sulfur recovery is one of the most important processes accompanying crude oil refining and derivative substances processing in petrochemical industry. In the paper a mathematical model of Claus Sulfur Recovery Unit (SRU) together with its control system has been presented. Model formulation has been preceded by the thorough research on a real object which allowed to create an adequate, for the purpose of synthesis of control system, representation of chemical phenomena and their changes as a result of the control system functioning. Due to different time scales of dynamics of modeled processes, partially dynamic and static models have been proposed. An engineering optimizing method for model parameters estimation has been presented. Results of models verification were also presented. They were based on the data collected from object. Developed models provide a simple and useful analysis tool which allows to examine physicochemical processes and signals associated with the control of the installation. The paper pointed out models usefulness in detection of abnormalities in the Claus' installation operation as well as in improvement of their performance.

1. WSTĘP

Zaawansowanie technologiczne współczesnej rafinerii ropy naftowej można oceniać w różny sposób. Jedną z wykorzystywanych ocen jest efektywność działania instalacji odsiarczania gazów Clausa, która jest przedmiotem artykułu.

Wskaźnik odsiarczania dostarcza informacji o stopniu odzysku siarki z surowca podczas procesu, którego zasadniczą część odbywa się w instalacji Clausa. Celem sterowania tą instalacją jest osiągnięcie możliwie wysokiego stopnia odzysku, co wpływa na ograniczenie emisji związków siarki do atmosfery. W badanej instalacji Clausa, podczas normalnej pracy, zaobserwowano działania niezgodne z założeniami projektowymi. W celu przeanalizowania przyczyn obserwowanych anomalii zbudowano model matematyczny instalacji, który zaimplementowano w środowisku Matlab/Simulink. Zawiera on wszystkie elementy niezbędne do poprawnego odwzorowania pracy instalacji, zarówno jeśli chodzi o przebieg reakcji chemicznych zachodzących w jej poszczególnych częściach, jak również te związane z układem sterowania. Model składa się z dwóch części: statycznej oraz dynamicznej. Część statyczną, dotyczącą procesów chemicznych zbudowano na podstawie wiedzy apriorycznej, dokumentacji technicznej producenta oraz doświadczenia inżynierów prowadzących proces. Modele związane z układem sterowania, które, jak wykazały badania, charakteryzowały się znacznie wolniejszą dynamiką od prędkości zachodzenia zjawisk chemicznych, zbudowano z wykorzystaniem danych pomiarowych zebranych podczas normalnej pracy instalacji. Następnie dokonano weryfikacji modelu, wykorzystując pomiary z obiektu. Zbudowany model umożliwia adekwatną do potrzeb sterowania analizę chemiczną zachodzących reakcji, jak również śledzenie sygnałów sterujących i ocenę ich wpływu na pracę instalacji Clausa. Wynikiem przeprowadzonych badań i późniejszych analiz było wykrycie niepoprawnie działających elementów instalacji oraz eliminacja tych nieprawidłowości.

Modelowanie procesów instalacji Clausa jest tematem licznych prac, ale większość z nich dotyczy głównie aspektów czysto chemicznych [2] związanych ze szczegółową analizą wybranych reakcji chemicznych i ich dynamiki [11, 12]. Dostępne są również publikacje poruszające modelowanie dynamiki reakcji chemicznych

[5] pomijając zupełnie zagadnienie sterowania oraz jego wpływ na przebieg procesów.

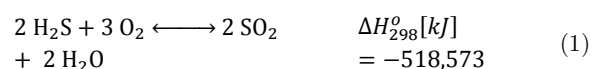
2. PROCES I INSTALACJA CLAUSA

2.1. CHARAKTERYSTYKA PROCESÓW

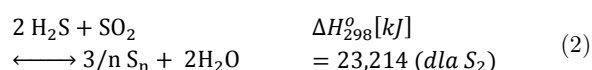
Proces Clausa opiera się na reakcjach z udziałem siarkowodoru, zatem zanieczyszczenia będące różnymi związkami siarki muszą zostać przetworzone do lotnej postaci H_2S , nadającej się do dalszej obróbki. Odbywa się to najczęściej w dwóch odrębnych instalacjach:

- Regeneracji Aminy (ang. Amine Regeneration Unit – ARU),
- Kolumny Odpędowej Wód Kwaśnych (ang. Sour Water Stripper – SWS).

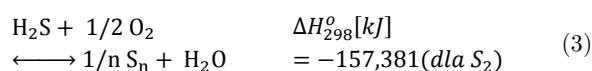
Gazy pochodzące z wymienionych instalacji to głównie H_2S , CO_2 , H_2O i NH_3 . Proces Clausa składa się szeregu przemian fizykochemicznych, których rezultatem jest otrzymanie gazowej postaci siarki oraz gazu poreakcyjnego o znikomej zawartości H_2S i SO_2 w stosunku objętościowym 2:1. Uzyskanie takiej proporcji oznacza, że w ciągu procesowym panowały optymalne warunki odpowiadające maksymalnej wydajności odzyskiwania siarki. Pierwsza faza procesu polega na kontrolowanym spalaniu dokładnie 1/3 ilości siarkowodoru [10] zgodnie z równaniem (wszystkie entalpie ΔH_{298}^0 podano dla 1 mola H_2S):



Faza druga stanowi właściwą reakcję odsiarczania i jest nią reakcja Clausa postaci:



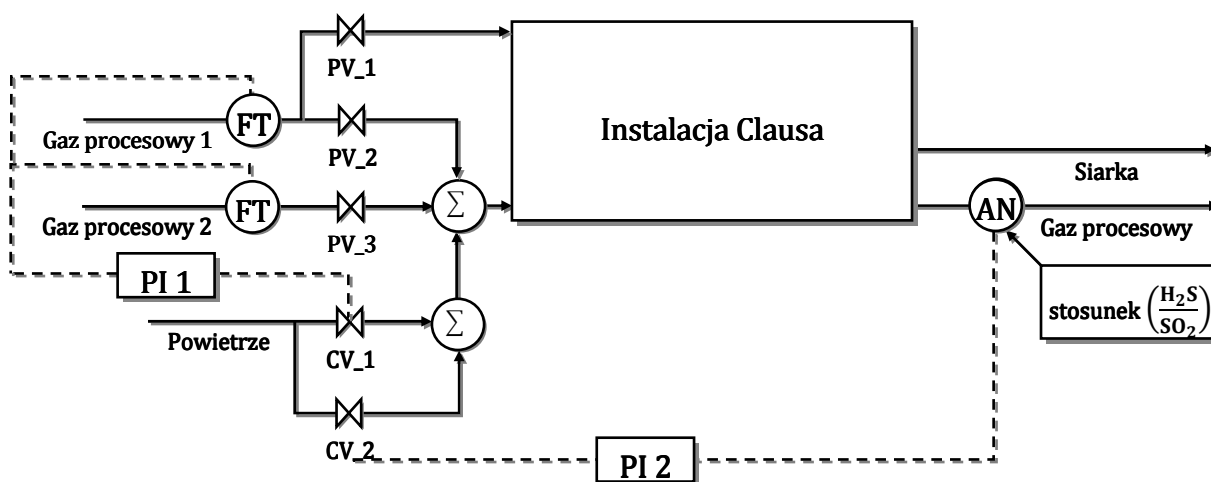
Sumarycznie, reakcje (1)-(2) można przedstawić w następujący sposób:



Proces Clausa (2) zachodzi trójstopniowo. Jako pierwszy występuje stopień termiczny, który zachodzi w piecu

Clausa, gdzie w temperaturze 1350°C wydajność odzysku siarki sięga 60%. Następnie mają miejsce dwa stopnie katalityczne, odpowiednio w temperaturze około 300°C oraz 230°C prowadzące do uzyskania ostatecznego stopnia odzysku siarki.

Proces Clausa (2) zachodzi trójstopniowo. Jako pierwszy występuje stopień termiczny, który zachodzi w piecu Clausa, gdzie w temperaturze 1350°C wydajność odzysku siarki sięga 60%. Następnie mają miejsce dwa stopnie katalityczne, odpowiednio w temperaturze około 300°C oraz 230°C prowadzące do uzyskania ostatecznego stopnia odzysku siarki.



Rys.1. Ideowy schemat instalacji Clausa wraz z układem sterowania

Tabela 1. Wykorzystane oznaczenia

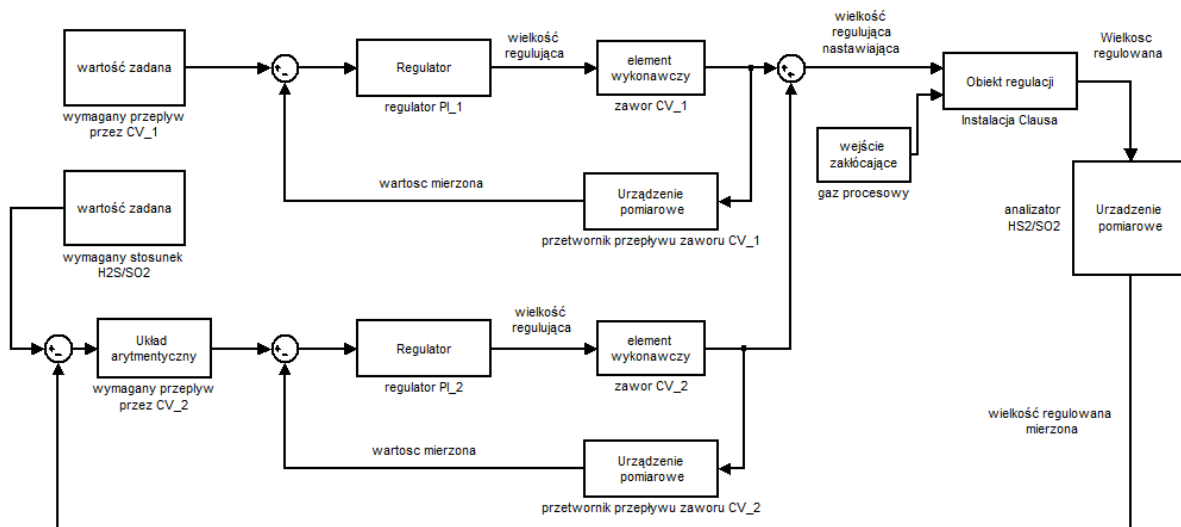
Symbol	Opis	Symbol	Opis
AN	Analizator gazów resztkowych	FT	Pomiar natężenia przepływu
CV_1	Główny zawór regulacyjny	PV_1	Zawór utrzymujący stałe ciśnienie gazu 1 dopływającego do drugiej komory pieca
CV_2	Korekcyjny zawór regulacyjny	PV_2	Zawór utrzymujący stałe ciśnienie gazu 1 dopływającego do pierwszej komory pieca
PI 1	Regulator PI zaworu głównego	PV_3	Zawór utrzymujący stałe ciśnienie gazu 2 dopływającego do pierwszej komory pieca
PI 2	Regulator PI zaworu korekcyjnego		

2.2. CHARAKTERYSTYKA INSTALACJI I WYKORZYSTYWANEGO UKŁADU STEROWANIA

Schemat infrastruktury podawania i odbioru mediów z rozważanej instalacji Clausa został przedstawiony na rys. 1, a wykorzystane oznaczenia opisano w tabeli 1. Zadaniem instalacji jest zapewnienie jak najwyższego stopnia odzysku siarki z gazów procesowych. Jest to możliwe przy zapewnieniu warunków optymalnych dla przebiegu reakcji fizykochemicznych. Spełniając wspomniane założenia można stwierdzić, iż kierunek i prędkość zachodzenia reakcji jest zgodna z przedstawionymi równaniami stechiometrycznymi (1) i (2).

Mediami dopływającymi do instalacji są gazy procesowe, których zmienny skład, z punktu widzenia układu sterowania, traktowany jest jako zakłócenie. Zawory PV_1-PV_3 służą do utrzymania stałego ciśnienia wewnątrz komory pieca i nie biorą udziału w sterowaniu procesami instalacji. Wejściami sterującymi układu są natężenia przepływu powietrza przez zawory CV_1 i CV_2, natomiast wyjściem układu jest stosunek H_2S/SO_2 mierzony analizatorem gazów resztkowych. Ze względów praktycznych do układu regulacji zamiast wartości stosunku H_2S/SO_2 , który w idealnych warunkach wynosi 2, wysyła się wynik odejmowania pomierzonego stężenia gazów z zależności $H_2S - 2SO_2$. W idealnych warunkach wynosi on bowiem 0 i każda jego zmiana, zarówno dodatnia jak ujemna, oznacza odchylenie od warunków optymalnych, które należy skorygować. Należy zaznaczyć, iż układ sterowania posiada charakter mieszany, przez co rozumie się zastosowanie sterowania ze sprzężeniem zwrotnym (ang. feedback) oraz sprzężeniem do przodu (ang. feedforward). Jest to

wymuszone zmiennym w czasie składem gazu i ograniczoną ilością zastosowanych pomiarów. Trajektoria zadana dla zaworu CV_1, dostarczającego główną ilość powietrza, jest wyliczana na podstawie natężeń przepływów gazów procesowych (FT) oraz wzorcowego składu każdego z dostarczanych mediów w formie sprężenia do przodu. Ze względu na wspomniane zakłócenia (niemierzony zmienny skład gazów wsadowych) powyższa technologia sterowania jest niewystarczająca do zapewnienia zadowalającej jakości sterowania. W związku z tym układ wyposażono dodatkowo w część korekcyjną, wykorzystując sprzężenie zwrotne (sygnał z analizatora gazów resztkowych AN). Wskazanie analizatora AN stanowi podstawę do wyznaczenia trajektorii zadanej dla zaworu CV_2, który wprowadza korektę dostarczanego powietrza do instalacji poprzez układ regulacji z regulatorem PI_2. Realizacja układu sterowania z wykorzystaniem zaworów CV_1 oraz CV_2 oparta jest na sygnałach sterujących z regulatorów PI_1 i PI_2 (rys. 2).



Rys.2. Schemat układu sterowania

3. BUDOWA MODELI MATEMATYCZNYCH

3.1. STATYCZNY MODEL INSTALACJI

Piec Clausa jest obiektem, w którym wszystkie wymiennie wcześniejsze reakcje chemiczne zachodzą jednocześnie, zarówno w stronę substratów jak i produktów, w dowolnym z zaznaczonych kierunków. Stanowi to poważne wyzwanie w procesie modelowania, ponieważ w celu wyznaczenia relacji modelowych niezbędne są szczegółowe dane o dynamice zachodzących zjawisk. Problemy w pozyskaniu niektórych informacji związanych z przebiegiem reakcji chemicznych procesu utrudniają budowę modelu dynamicznego. Istnieją liczne prace naukowo-badawcze dotyczące omawianych reakcji, ale najczęściej dotyczą one szczegółowej analizy przemian rozpatrując je indywidualnie [5]. Celem postawionym przy budowie modelu była jego przydatność do prowadzenia analizy fizykochemicznej zjawisk oraz badania przebiegu sygnałów sterowania instalacją i wykrycie ewentualnych nieprawidłowości w działaniu rzeczywistego obiektu. Przeprowadzono analizę pozwalającą na budowę uproszczonego modelu procesów chemicznych. Pierwszym jej etapem była ocena szybkości dynamiki części chemicznej w odniesieniu do szybkości dynamiki układu regulacji automatycznej. Z przeprowadzonych badań uzyskano informacje o dynamice poszczególnych stopni procesu i stwierdzono, że elementami o najwolniejszej dynamice są zawory powietrza CV_1 i CV_2 rozważane łącznie z doprowadzającymi rurociągami oraz regulatory PI_1 i PI_2. Dynamika przemian chemicznych i transportu gazów w obrębie instalacji jest dużo szybsza niż dynamika elementów wykonawczych układu sterowania. W związku z tym przyjęto, że zbudowany zostanie statyczny model reakcji chemicznych i dynamiczny model układu sterowania. Szczegółowa analiza przebiegu reakcji chemicznych doprowadziła do stwierdzenia, że ich model może być dany w postaci układu równań rozwiązywanych sekwencyjnie w ramach iteracyjnego algorytmu wprowadzania danych wejściowych do modelu. Ich rozwiązywanie powinno przy tym uwzględniać warunki panujące w kolejnych fazach procesu Clausa.

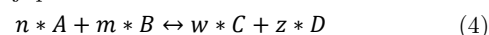
W modelu użyty jest przepływ molowy Q_{mol} [mol/godz]. Pozwala to na jego budowę w postaci standardowych

równań chemicznych przedstawionych wcześniej procesów. Model obejmuje opis matematyczny przemian energetycznych związanych nie tylko z uwalnianiem bądź też pobieraniem energii z otoczenia podczas procesów chemicznych, ale również z ogrzewaniem gazów doprowadzanych z zewnątrz. Dla każdej reakcji zachodzącej w procesie oraz dla wszystkich związków chemicznych obliczane są charakterystyczne parametry termodynamiczne:

- Entalpia tworzenia ΔH – suma energii potrzebnej do utworzenia układu w próżni oraz pracy niezbędnej do wykonania nad otoczeniem, aby w danych warunkach układ mógł powstać. Wartości entalpii standardowej ΔH_{298} dla większości znanych związków chemicznych są powszechnie znane i dostępne w tablicach chemicznych [1].

Wszystkie obliczenia związane z entalpią wykonywane są na podstawie zależności [7]:

Dla reakcji postaci:



Równanie molowej entalpii tworzenia ma postać:

$$\Delta H_{298} \text{reakcji} = w * \Delta H_{298} C + z * \Delta H_{298} D - (n * \Delta H_{298} A + m * \Delta H_{298} B) \quad (5)$$

gdzie: A, B, C, D – substraty i produkty [-]; n, m, w, z – liczba moli substratów lub produktów [-]; $\Delta H_{298} A, B, C, D$ – entalpie standardowe [J/mol]; $\Delta H_{298} \text{reakcji}$ – entalpia tworzenia reakcji w warunkach normalnych [J/mol].

Tak określoną dla reakcji entalpię standardową (5) można przeliczyć na entalpię ΔH_{T_1} dla dowolnej temperatury T_1 w oparciu o wyrażenie [7]:

$$\Delta H_{T_1} = \Delta H_{298} + \int_{298}^{T_1} \Delta Cp(T) dT \quad (6)$$

gdzie: ΔH_{T_1} – Entalpia tworzenia reakcji w temperaturze T_1 , $\Delta Cp(T) = w * Cp_C(T) + z * Cp_D(T) - (n * Cp_A(T) + m * Cp_B(T))$, $Cp(T)$ – Ciepło molowe przy stałym ciśnieniu w funkcji temperatury.

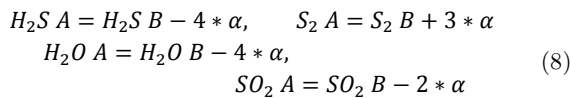
W analogiczny sposób wyznacza się pozostałe wielkości energetyczne:

- Entropia tworzenia ΔS – termodynamiczna funkcja stanu odzwierciedlająca stopień uporządkowania bądź też nieuporządkowania układu, co dla reakcji chemicznych (entropia tworzenia ΔS) pozwala określić kierunek procesów samorzutnych i ocenić w jakim stopniu przemiana zachodzi spontanicznie [1].
- Potencjał termodynamiczny Gibbsa (entalpia swobodna) ΔG – charakteryzuje oddalenie układu, a w tym przypadku przebiegu reakcji chemicznych, od położenia równowagi [6]. Jest to różnica entalpii tworzenia danego związku i iloczynu jego entropii oraz temperatury w jakiej przemiana zachodzi [7]:

$$\Delta G_{T_1} = \Delta H_{T_1} - T_1 * \Delta S_{T_1} \quad (7)$$

gdzie: ΔG_{T_1} – potencjał termodynamiczny dla reakcji o parametrach tworzenia ΔH_{T_1} oraz ΔS_{T_1} , w temperaturze T_1 .

Najważniejszą reakcją zachodzącą w instalacji jest reakcja Clausa (2). Statyczna postać tej reakcji jest następująca:



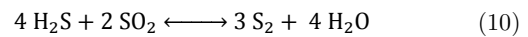
gdzie: A – liczba moli po reakcji, B – liczba moli przed reakcją, α – równowagowy stopień przemiany.

Do wyznaczenia ilości pozostałych po przemianie substratów i produktów potrzebna jest znajomość równowagowego stopnia przemiany α . Do jego wyznaczenia, zgodnie ze statyczną postacią przebiegu reakcji (8), niezbędna jest informacja o ilości substratów, tj. moli H_2S i SO_2 oraz pozostałych gazów w piecu, które wpływają na stopień przereagowania. Zgodnie z rekurencyjną naturą obliczeniową równań modelu jest to przeprowadzane sekwencyjnie dla wszystkich wcześniejszych reakcji zachodzących w piecu Clausa. Zakłada się przy tym stałą aktywność reakcji chemicznych pod stałym ciśnieniem i w określonej temperaturze dla której zachodzi [7]:

$$\ln \frac{Kp_{T_1}}{Kp_o} = \frac{-\Delta G_{T_1}}{RT_1} \quad (9)$$

gdzie: $K_{p0}=9,5245*10^7 [Pa]$ – stała reakcji w warunkach standardowych, K_{pT_1} – zmienna reakcji zależna od temperatury T_1 , $R=8,314472 [J/mol*K]$ – stała gazowa.

Po wyznaczeniu parametrów termodynamicznych i określeniu stałych fizycznych ΔH_{T_1} , ΔS_{T_1} , ΔG_{T_1} , ΔKp_{T_1} , zgodnych z aktualnymi warunkami panującymi w piecu Clausa, w sposób opisany wcześniej dla reakcji Clausa danej zależnością:



Obliczenie równowagowego stopnia przemiany α dokonuje się poprzez rozwiązanie równania stałej reakcji chemicznej na podstawie ułamków molowych względem α :

$$Ky = \frac{(y_{H_2O})^4 * (y_{S_2})^3}{(y_{H_2S})^4 * (y_{SO_2})^2}; \quad Ky = Kp * p^{-1} \quad (11)$$

gdzie:

$$\begin{aligned} y_{H_2S} &= \frac{x_{H_2S} - 4\alpha}{\sum mol} & y_{SO_2} &= \frac{x_{SO_2} - 2\alpha}{\sum mol} \\ y_{S_2} &= \frac{x_{S_2} + 3\alpha}{\sum mol} & y_{H_2O} &= \frac{x_{H_2O} + 4\alpha}{\sum mol} \end{aligned}$$

Teoretyczna liczba moli przed zajściem reakcji wynosi:

$$x_{H_2S} \quad x_{SO_2} \quad x_{S_2} \quad x_{H_2O},$$

$$\sum mol = x_{H_2S} + x_{SO_2} + x_{S_2} + x_{H_2O} + \alpha$$

Tak przeprowadzone sekwencyjnie obliczenia modelowe prowadzą do wyznaczenia procentowych stężeń objętościowych H_2S i SO_2 , co z kolei pozwala uzyskać wartość sygnału z analizatora gazów resztkowych AN. Sygnał ten jest przekazywany do dynamicznego modelu układu regulacji natężenia przepływu powietrza (patrz: sekcja 3.2).

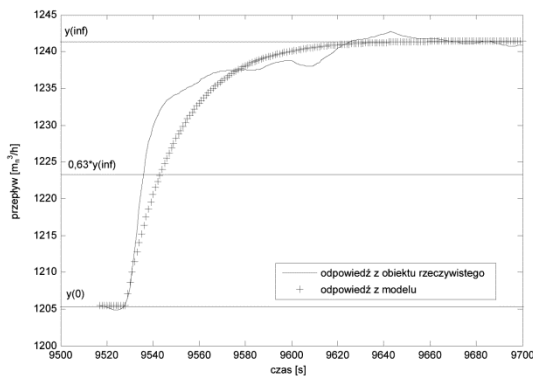
3.2. DYNAMICZNY MODEL UKŁADU REGULACJI

Jak wspomniano wcześniej, zawory regulacyjne mają istotny wpływ na jakość sterowania. Znacząco wolniejsza dynamika układu sterowania w stosunku do szybkości reakcji chemicznych i przepływów gazu w instalacji zdecydowała o budowie dla nich modelu z uwzględnieniem dynamiki. Na podstawie analizy odpowiedzi skokowej elementów wykonawczych (rys. 3), przez które

rozumie się korpus zaworu, napęd i pozycjoner, uznano, że dostatecznym przybliżeniem odpowiedzi będzie inercja pierwszego rzędu z opóźnieniem. Wejściem i wyjściem układu są odpowiednio: procentowe otwarcie zaworu oraz natężenie przepływu. Dla takiego układu opis transmitancyjny dany jest w postaci:

$$G(s) = \frac{K}{1+T \cdot s} \cdot e^{-T_0 \cdot s} \quad (12)$$

gdzie: K , T , T_0 – parametry modelu obiektu. Nietypowe w modelu (12) jest uwzględnienie opóźnienia T_0 . W rozważanym przypadku wynika ono z rozmieszczenia aparatury pomiarowej i opóźnienia transportowego sygnałów pomiarowych i sterujących. Wstępną identyfikację modelu zaworu CV_2 przeprowadzono na podstawie metody graficznej sygnału skokowego [4]. Wyniki przedstawiono na rys. 3.

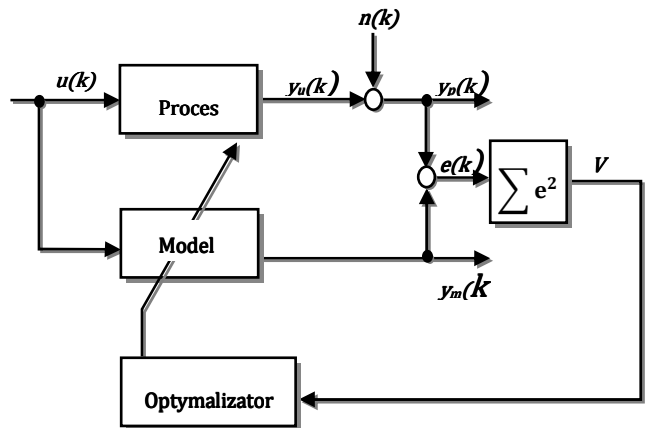


Rys. 3. Dobór parametrów modelu zaworu

Dla zaworu korekcyjnego CV_2 wyznaczono początkową transmitancję postaci:

$$G(s) = \frac{45}{1+22,12 \cdot s} \cdot e^{-11 \cdot s} \quad (13)$$

Wyznaczone wstępne parametry modeli każdego z zaworów regulacyjnych posłużyły jako wartości początkowe dla szczegółowej identyfikacji parametrów tych modeli metodą najmniejszych kwadratów. Optymalne estymaty parametrów były poszukiwane metodą Gaussa-Seidela [4]. Schemat układu optymalizującego przedstawiono na rys. 4.



Rys. 4. Schemat blokowy układu do optymalizacji parametrów modelu zaworu

gdzie: $u(k)$ – wejście do obiektu (% otwarcia zaworu), $y_u(k)$ – wyjście z obiektu (natężenie przepływu), $n(k)$ – błąd pomiarowy, $y_p(k)$ – wyjście z obiektu z błędem pomiarowym, $y_m(k)$ – wyjście z modelu, $e(k)$ – różnica sygnałów z obiektu i modelu, V – suma kwadratów błędów, K – wzmacnienie modelu obiektu, T – stała czasowa inercji modelu obiektu.

Na wejściu układu podano to samo wymuszenie, dla którego analizowano odpowiedź obiektu rzeczywistego, minimalizując błąd między odpowiedzią obiektu a odpowiedzią modelu każdego z zaworów. Optymalizacji poddano estymaty dwóch parametrów modelu zaworu: K i T . Wartość T_0 została wyznaczona na podstawie kilkunastu pomiarów, dla których zaobserwowano dokładnie takie samo opóźnienie reakcji zaworu na wymuszenie.

Ze względu na iteracyjność metody optymalizacji przed rozpoczęciem obliczeń zdefiniowano kryterium zatrzymania. Przyjęto, że zatrzymanie procesu optymalizacji nastąpi, gdy błąd resztkowy i -tego kroku osiągnie zdefiniowaną przez użytkownika procentową wartość błędu otrzymanego w pierwszym kroku:

$$bład_i = X\% \cdot bład_1 \quad (14)$$

gdzie: $bład_i$ – błąd i -tego kroku, $X\%$ – parametr kryterium jakości: procent błędu uzyskanego metodą identyfikacji graficznej, $bład_1$ – błąd dla identyfikacji wstępnej metodą graficzną.

Dla rozpatrywanego zaworu $X\%=0,5$ i ostatecznie uzyskano transmitancję w postaci:

$$G(s) = \frac{53,36}{1+29,89 \cdot s} \cdot e^{-11 \cdot s} \quad (15)$$

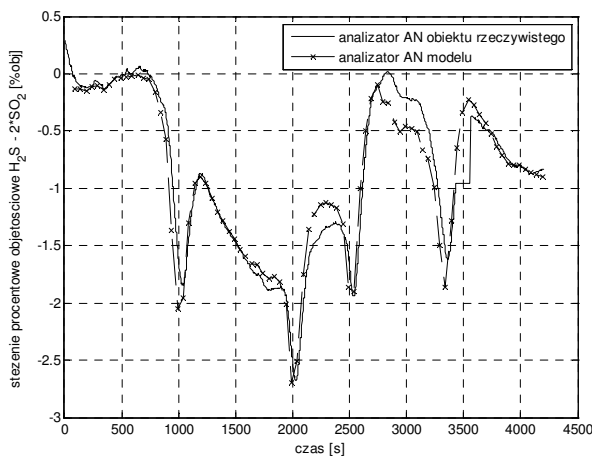
Zastosowany algorytm dla regulatorów PI wraz z wartościami nastaw odczytano bezpośrednio z rzeczywistego układu sterowania:

$$G_{PI}(s) = K_p \cdot \left(1 + \frac{I}{T_i \cdot s} \right) = 0,5 \cdot \left(1 + \frac{I}{108 \cdot s} \right) \quad (16)$$

gdzie: K_p – wzmocnienie regulatora, T_i – stała czasowa całkowania regulatora [s].

4. IMPLEMENTACJA KOMPUTEROWA I BADANIA WERYFIKACYJNE

Przed wykorzystaniem w badaniach części statycznej i dynamicznej modelu przeprowadzono weryfikację predykcyjną pierwszego z nich w celu ustalenia, czy zgodność modelu reakcji chemicznych z obiektem jest zadowalająca i czy otrzymany na jego podstawie model sygnału analizatora gazów resztkowych będzie na tyle wiarygodny, aby mógł być użyty jako wejście do modelu układu regulacji. Wyniki pokazano na rys. 5.

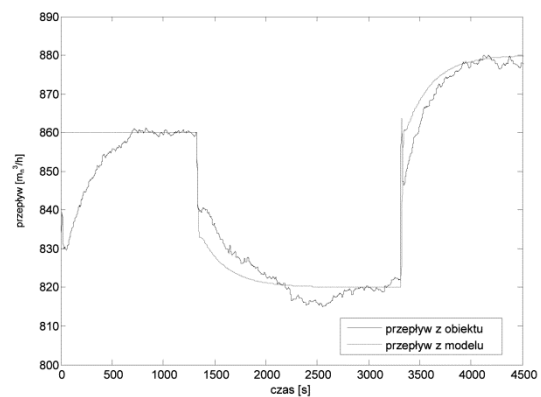


Rys. 5. Weryfikacja modelu statycznego reakcji chemicznych instalacji Clausa w oparciu o analizę jakości odwzorowania modelu sygnału analizatora gazów resztkowych

Trajektoria sygnału analizatora gazów resztkowych odwzorowywana przez model pokrywa się z generowaną przez analizator rzeczywisty. Odchylenia od wielkości mierzonych widoczne są głównie w momencie ich gwałtownych zmian. Model statyczny bazujący na danych dla określonej chwili czasu nie uwzględnia zjawisk dynamicznych i na wszelkie zmiany dostarczanych gazów reaguje natychmiast. Obiekt rzeczywisty oraz

zachodzące w nim przemiany chemiczne cechuje bezwładność opóźniająca osiąganie wartości ustalonych lub quasi-ustalonych sygnału i wygładzająca ich przebieg.

W następnym kroku przeprowadzono weryfikację modelu układu sterującego. Wszystkie modelowane regulatory strukturalnie i parametrycznie były zgodne z elementami rzeczywistymi, zatem obiektami podlegającymi ocenie były modele zaworów CV_1 oraz CV_2. Przebiegi weryfikacyjne dla zaworu CV_2 przedstawia rys. 6.



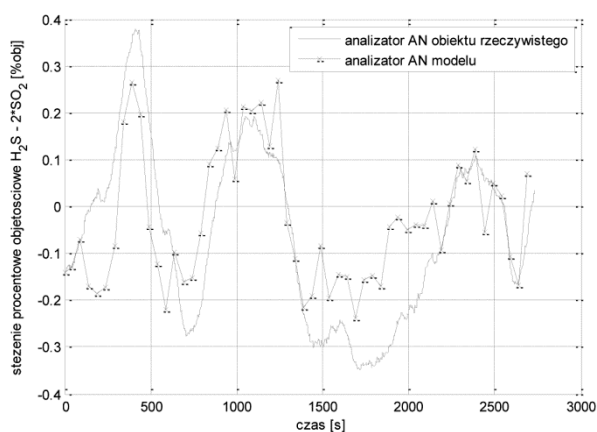
Rys. 6. Weryfikacja odpowiedzi zaworu CV_2

Uzyskane wyniki weryfikacji potwierdzają zasadność zastosowanego modelu zaworu w postaci inercji pierwszego rzędu z opóźnieniem (15). Trajektorja przepływu powietrza uzyskana z modelu zaworu CV_2 zachowuje kształt zaobserwowany na zaworze rzeczywistym z jakością zadowalającą z punktu widzenia kryterium zastosowanego podczas identyfikacji parametrów. W przebiegu sygnałów z obiektu dla skokowych zmian wartości zadanej można zauważyć silne fluktuacje wartości przepływu, które w przebiegu sygnałów z modelu nie występują. Główną przyczyną tej różnicy są wahania ciśnienia w rurociągach z powietrzem, które mają wspólny początek dla wszystkich instalacji na terenie zakładu, co prowadzi do przenoszenia zakłóceń na weryfikowane elementy.

Kolejnym etapem prac było połączenie obu opracowanych modeli (statycznego i dynamicznego) i weryfikacja całego układu (rysunki 7-8). Podczas sprawdzania jakości odwzorowania pracy obiektu przez model za każdym razem używano innego zestawu danych pomiarowych, aby wyeliminować przypadkowość uzyskiwanych wyników.

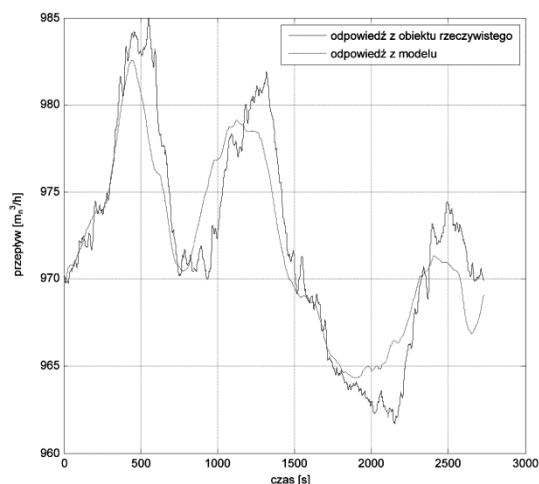
Porównanie odwzorowania sygnału analizatora gazów resztkowych (rys. 7) wygenerowano, używając tylko

informacji o zakłóceniu jakim jest przepływ gazów wsadowych do instalacji Clausa. Pozostałe sygnały, m.in. poszczególne wielkości regulujące, regulowane oraz mierzone, są generowane przez model. Analizując różnicę pomiędzy wartościami rzeczywistymi oraz odwzorowanymi, nie należy kierować się błędem względnym, ale jego wartością bezwzględną. Za mieszczące się w granicach normy dla pracującej instalacji uznawane są odchyłki od punktu pracy optymalnej o wartości 0, na poziomie 2 lub 2,5. Zatem błąd bezwzględny odwzorowania o średniej wartości 0,1 (rys. 7) uznać można za satysfakcjonujący wynik odwzorowania.



Rys. 7 Weryfikacja całościowego modelu instalacji Clausa w oparciu o analizy jakości odwzorowania modelu sygnału analizatora gazów resztkowych

Na rys. 8 przedstawiono końcowy efekt odwzorowania – przepływ powietrza przez zawór CV_2. Odpowiedz modelu wiernie odwzorowuje trend zmian rzeczywistego przepływu mierzonego na obiekcie.



Rys. 8. Weryfikacja przepływu uzyskanego dla zaworu CV_2

W praktyce nie należy oczekiwać idealnego pokrywania się przebiegów, rzeczywistego i modelowanego, ponieważ za wartość uzyskanego z modelu przepływu odpowiada nie tylko model zaworu, ale również wszystkie odwzorowania reakcji chemicznych. Zatem wszystkie niedoskonałości modelu na kolejnych etapach modelowania przenoszą się na końcowy wynik, jakim są przebiegi widoczne na rysunkach 7 i 8.

5. PODSUMOWANIE

W ostatnich latach zaobserwować można intensywne prace badawczo-przemysłowe prowadzące do poprawy jakości działania przemysłowych układów sterowania [8]. Pierwszym krokiem w tych pracach jest budowa modelu rozważanego procesu. W artykule przedstawiono metodykę budowy modelu matematycznego procesów związanych z instalacją Clausa – ważnej części procesów stosowanych w przemyśle rafineryjnym. W pracy wykorzystano spostrzeżenie, że dynamika części chemicznej jest dużo szybsza niż dynamika urządzeń związanych z układem sterowania. Wykazano eksperymentalnie, że modelując procesy o różnych skalach czasowych dynamiki, jeden z nich można traktować jako statyczny pod warunkiem, że różnica ich skal czasowych jest znacząca. Przy budowie (oszacowanie wybranych parametrów) i weryfikacji modeli wykorzystano dane obiektowe. W identyfikacji parametrów modeli zaworów regulacyjnych wykorzystano metodę najmniejszych kwadratów z użyciem metody optymalizacji Gaussa-Seidela. Uzyskano efektywne narzędzie analizy przebiegu procesów fizykochemicznych oraz sygnałów związanych ze sterowaniem instalacją Clausa. Zbudowane modele wykorzystane zostały w pracach nad modernizacją układu sterowania instalacją Clausa pracującego w rafinerii nafty.

Literatura

1. Bondaruk F.: Poradnik fizykochemiczny. Warszawa: WNT, 1974.
2. Clark P.D., Dowling N.I., Huang M.: Reversible deactivation of TiO_2 in CS_2 conversion associated with Claus reaction. *Applied Catalysis A: General*, 2008, Vol. 343, No. 1–2, p. 104–108.
3. El-Bishtawi R., Haimour N.: Claus recycle with double combustion process. “*Fuel Processing Technology*” 2004, Vol. 86, No. 3, p. 245–260.
4. Findeisen W., Szymanowski J., Wierzbicki J.: Teoria i metody obliczeniowe optymalizacji. Warszawa: PWN, 1980.
5. Hawbolt K.A.: Kinetic modeling of key reactions in the modified Claus plant front end furnace. PhD thesis. University of Calgary, 1998.
6. Luyben W.: Modelowanie, symulacja i sterowanie procesów przemysłu chemicznego. Warszawa: WNT, 1976.
7. Michałowski S., Wańkiewicz K.: Termodynamika procesowa. Warszawa: WNT, 1999.
8. Ordys A.W., Uduehi D., Johnson M.A. (Eds.): Process control performance assessment: from theory to implementation. London: Springer-Verlag, 2007.
9. Park N.K., Han D.Ch., Lee T.J., Ryu S.O.: A study on the reactivity of Ce-based Claus catalysts and the mechanism of its catalysis for removal of H_2S contained in coal gas. “*Fuel*” 2011, Vol. 90, No. 1, p. 288–293.
10. Surygała J.: *Vademecum rafinera*. Warszawa: WNT, 2006.
11. Zagoruiko A.N., Matros Yu.Sh.: Mathematical modeling of Claus reactors undergoing sulfur condensation and evaporation. “*Chemical Engineering Journal*” 2002, Vol. 87, No. 1, p. 73–88.
12. ZareNezhad B., Hosseinpour N.: Evaluation of different alternatives for increasing the reaction furnace temperature of Claus SRU by chemical equilibrium calculations. “*Applied Thermal Engineering*” 2008, Vol. 28, No. 7, p. 738–744.