ZESZYTY NAUKOWE POLITECHNIKI ŚLĄSKIEJ

P. 3341/07

Jacek CZECZOT

PODSTAWY TEORETYCZNE I ZASTOSOWANIE METODOLOGII STEROWANIA *B-BAC*



GLIWICE 2007

POLITECHNIKA ŚLĄSKA ZESZYTY NAUKOWE

Nr 1757

Jacek CZECZOT

PODSTAWY TEORETYCZNE I ZASTOSOWANIE METODOLOGII STEROWANIA *B-BAC*

Opiniodawcy

Prof. dr hab. inż. Jakub GUTENBAUM Prof. dr hab. inż. Leszek TRYBUS

Kolegium redakcyjne

REDAKTOR NACZELNY – Prof. dr hab. inż. Andrzej BUCHACZ REDAKTOR DZIAŁU – Dr inż. Krzysztof SIMEK SEKRETARZ REDAKCJI – Mgr Elżbieta LEŚKO

Wydano za zgodą Rektora Politechniki Śląskiej

PL ISSN 0434-0760

© Copyright by Wydawnictwo Politechniki Śląskiej Gliwice 2007

Spis treści

W	ykaz ważniejszych oznaczeń	5
1.	Wprowadzenie	7
	1.1. Aktualny stan wiedzy	8
	1.2. Ogólna charakterystyka algorytmu sterowania B-BAC	11
	1.3. Metody badawcze	13
2.	Podstawy teoretyczne algorytmu sterowania B-BAC	16
	2.1. Uproszczony model procesu dla potrzeb algorytmu B-BAC	16
	2.2. Wyprowadzenie ogólnej postaci algorytmu B-BAC	18
	2.3. Estymacia nieznanej wartości parametru $\mathbf{R}_{\mathbf{v}}(t)$	20
	2.4 Zbieżność estymacji i stabilność regulatora B-BAC	22
	2.5. Prosty przykład ilustracyjny	26
	2.6. Algorytm B-BAC a regulacia predykcyjna	37
	2.6.1 Jednokrokowa regulacia predvkovina	37
	2.6.2 Wielokrokowa regulacja predykcyjna	16
	2.0.2. meioki okowa regulacja predykcyjna	40
2	2.7. Fousunowanic	4/
э.	2 1 Starounnia processori biotecha logicarami	49
	3.1. Sterowanie procesanii biotechnologicznymi	49
	3.1.1. Opis oblekiow sierowania	50
	3.1.2. Synteza prawa sterowania B-BAC	54
	3.1.3. Wyniki badan symulacyjnych	56
	3.2. Sterowanie procesem neutralizacji	63
	3.2.1. Opis obiektu sterowania	63
	3.2.2. Synteza prawa sterowania B-BAC	66
	3.2.3. Wyniki badań symulacyjnych	67
	3.3. Sterowanie reaktorem chemicznym z płaszczem chłodzącym	72
	3.3.1. Opis obiektu sterowania	72
	3.3.2. Synteza prawa sterowania B-BAC	75
	3.3.3. Wyniki badań symulacyjnych	79
	3.4. Sterowanie przepływowym piecem elektrycznym	84
	3.4.1. Opis obiektu sterowania	84
	3.4.2. Synteza prawa sterowania B-BAC	85
	3.4.3. Wyniki badań symulacyjnych	88
	3.5. Podsumowanie	92
1.	Praktyczna weryfikacja algorytmu sterowania B-BAC	93
	4.1. Sterowanie przepływowym piecem elektrycznym	93
	4.1.1. Opis obiektu sterowania	93
	4.1.2. Svnteza prawa sterowania B-BAC	96
	4.1.3. Wyniki hadań praktycznych	97
	4.2. Sterowanie przepływem przez stałoprocentowy zawór	102
	4.2.1 Onis objektu sterowania	102
	4.2.2. Svnteza prawa sterowania B-BAC	103
	4.2.3 Wyniki hadań praktycznych	103
	4.3 Podsumowanie	108
7.	4.5.1 Ousunowano	110
Ju Th	laratura	113
Su Ch	истинии	121
,,,,	· U34U4U111U ·······························	141

Contents

4

Spis tresci

Notation	5
1. Introduction	7
1.1. State of the art	8
1.2. General description of the B-BAC control algorithm	11
1.3. Materials and methods	13
2. Theoretical approach to the B-BAC control algorithm	16
2.1. Simplified model of a process for the B-BAC methodology	16
2.2. Synthesis of the general form of the B-BAC controller	18
2.3. Estimation of the unknown parameter $R_v(t)$	20
2.4. Estimation convergence and stability of the B-BAC controller	22
2.5. Simple illustrative example	26
2.6. B-BAC methodology in comparison to the predictive control	37
2.6.1. One-step predictive control	37
2.6.2. Multistep predictive control	46
2.7. Summary	47
3. Simulation verification of the B-BAC controller	49
3.1 Control of the biotechnological processes	49
3.1.1. Description of the considered processes	50
3.1.2 Synthesis of the B-BAC controller	54
3.1.3. Simulation results	56
3.2 Control of the neutralization process	63
3.2.1 Description of the considered processes	63
3.2.7. Description of the Constant of processes	66
3.2.2. Symmetries of the D-DAC controller	67
3.3 Control of the nonisothermal chemical reactor with the cooling jacket	72
3.3.1 Description of the considered processes	72
3.3.2 Synthesis of the R RAC controller	75
2.2.2. Synthesis of the D-DAC controller	70
2.4 Control of the electric flow heater	81
3.4. Control of the cleant flow fielder and processes	04 Q/
3.4.1. Description of the P. P.A.C. controller	04
2.4.2. Synthesis of the D-DAC controller	00
2.5. Dedeurorie	00
5.5. Podsumowanie	92
4. Practical verification of the B-BAC controller	93
4.1. Control of the electric flow heater	93
4.1.1. Description of the considered processes	93
4.1.2. Synthesis of the B-BAC controller	90
4.1.5. Results of the practical experiments	102
4.2. Sterowanie przepływem przez stałoprocentowy zawor	102
4.2.1. Description of the Considered processes	102
4.2.2. Synthesis of the B-BAC controller	103
4.2.5. Kesuis of the practical experiments	103
4.5. Summary	110
Conclusions	110
Kejerences	113
Summary	123

Wykaz ważniejszych uznacho

Rodzicom i M.K.

Contonta

Wykaz ważniejszych oznaczeń

and the property of the second s	

α - współczynnik zapominania dla procedury estymacji
ε - uchyb regulacji
γ - pomocniczy współczynnik strojenia dla procedury estymacji
λ - współczynnik strojenia dla regulatora B-BAC
 współczynnik skalowania trajektorii odniesienia dla jednokrokowego regulatora predykcyjnego
<u>F</u> - wektor kombinacji przepływów objętościowych
i - indeks dyskretnego czasu
kr - wzmocnienie klasycznego regulatora PI
N - ilość punktów dyskretyzacji dla metody linii
P - wartość pomocnicza dla procedury estymacji
Ry - parametr reprezentujący nieznane nieliniowości i niedokładności modelowania
R _Y - estymata wartości parametru R _Y
$\hat{R}_{Y,0}$ - wartość początkowa dla procedury estymacji
T _i - stała całkowania klasycznego regulatora PI
T _R - okres próbkowania
u - uogólniona wielkość sterująca
V - robocza objętość komory reaktora
y - zmienna pomocnicza dla procedury estymacji
Y - uogólniona wielkość sterowana
Y _{in} - uogólniona wielkość wejściowa
Y _{sp} - wartość zadana
\underline{Y}_{F} - wektor kombinacji wlotowych wartości wielkości sterowanej oraz samej wielkości
sterowanej

z - uogólnione, mierzalne zakłócenia

Wykaz ważniejszych oznacimi

1. Wprowadzenie

Praca dokumentuje i w pewien sposób zamyka wstępny etap badań nad nowym algorytmem sterowania procesami przemysłowymi B-BAC (*Balance-Based Adaptive Control*). Przyjęcie angielskiej nazwy wynika z chęci zachowania spójności między publikacjami polskojęzycznymi a angielskojęzycznymi.

W pierwszej części pracy przedstawia się podstawy teoretyczne tej metodologii sterowania, wykazując prostotę i ogólność podejścia. Algorytm sterowania B-BAC bazuje na fizykalnym modelu procesu. Jednakże w przeciwieństwie do większości technik syntezy prawa sterowania opartych na uproszczonych modelach fizykalnych rozpatrywanych w literaturze, w metodologii B-BAC szczególny nacisk kładzie się na sposób wyprowadzania zunifikowanego i uproszczonego modelu procesu. Wyprowadzenie tego modelu odbywa się na podstawie elementarnych praw zachowania masy i/lub energii, bez konieczności znajomości charakteru dynamiki obiektu sterowania i jego nieliniowości. Sama synteza końcowej postaci prawa sterowania na podstawie tego modelu jest już sprawą drugorzędną i może zostać przeprowadzona przy wykorzystaniu jednej z wielu znanych technik syntezy sterowania typu *model-based*. Takie podejście pozwala mieć nadzieję, iż zaproponowany nowy algorytm sterowania B-BAC może być wykorzystywany do sterowania szeroką klasą procesów przemysłowych, przy zachowaniu realistycznych ograniczeń.

Praca składa się z dwóch zasadniczych części - teoretycznej i praktycznej. W rozdziale 2 przedstawiono podstawy teoretyczne metodologii B-BAC oraz symulacyjną analizę najważniejszych własności prawa sterowania w zastosowaniu do prostego przykładu ilustracyjnego – mieszalnika ciepłej i zimnej wody. Przeanalizowano także możliwość wykorzystania uproszczonej postaci modelu do syntezy jedno- i wielokrokowego regulatora predykcyjnego. Rozdział 3 poświęcony jest badaniom symulacyjnym z wykorzystaniem różnych procesów technologicznych. Analizuje się tam własności regulacyjne regulatora B-BAC w zastosowaniu do sterowania procesami biotechnologicznymi, procesem neutralizacji, reaktorem chemicznym z płaszczem chłodzącym oraz przepływowym piecem elektrycznym. Część praktyczną pracy stanowi rozdział 4, w którym przedstawiono wyniki badań nad własnościami regulacyjnymi algorytmu sterowania B-BAC w zastosowaniu do dwóch rzeczywistych procesów pilotażowych - przepływowego pieca elektrycznego i zaworu z pozycjonerem pneumatycznym.

Podziękowania

Miłym obowiązkiem autora jest złożenie podziękowań wszystkim, którzy w jakikolwiek sposób przyczynili się do powstania tej pracy. W szczególności podziękowania zechcą przyjąć:

• Prof. Mieczysław Metzger, za opiekę naukową, nieustającą motywację i zachętę do samodzielnej pracy, a także za niezwykle owocne dyskusje i życzliwość. Pan Prof. Mieczysław Metzger jest także autorem nazwy proponowanego w tej pracy algorytmu sterowania B-BAC.

- Opiniodawcy tej rozprawy, Prof. Jakub Gutenbaum i Prof. Leszek Trybus, za cenne, krytyczne uwagi natury merytorycznej i redakcyjnej uwzględnienie sugerowanych uzupełnień i poprawek znacząco się przyczyniło do poprawy jakości pracy.
- Dr inż. Piotr Łaszczyk, za udostępnienie swojego oprogramowania SCADA współpracującego z pilotażową instalacją dystrybucji i wymiany ciepła oraz za pomoc w przeprowadzeniu niezbędnych modyfikacji tego oprogramowania.
- Prof. Jerzy Klamka, za dyskusję dowodu zbieżności procedury estymacji.
- Koledzy z Zakładu Urządzeń i Układów Automatyki, za stworzenie wspaniałej atmosfery w pracy, pomoc i nieustające wyrazy sympatii.
- Koleżanki i Koledzy z Instytutu Automatyki, którzy przez dyskusję podczas Seminarium Instytutu przyczynili się do poszerzenia horyzontów wiedzy autora.
- Last, but definitely not the least, my very thankful feelings go to Dr h.c. Jean-Pierre Babary, whose help, hospitality and availability during our cooperation allowed for significant improvement of this work.

Praca powstała w ramach projektów badawczych KBN, nr 8 T11A 001 16 i 4 T11A 019 24 oraz w ramach prac BK, BW, a także grantów uzyskanych w ramach programu współpracy polsko-francuskiej POLONIUM.

1.1. Aktualny stan wiedzy

Rozwój techniki komputerowej i jej wykorzystanie w systemach sterowania pozwalają obecnie na implementację algorytmów sterowania o dużej złożoności obliczeniowej. Coraz rzadziej napotyka się ograniczenia sprzętowe i wydawać by się mogło, iż nic już nie stoi na przeszkodzie, aby rozwijać nowe, coraz bardziej złożone, nieliniowe algorytmy sterowania. Jednak prostota algorytmu sterowania wydaje się być nadal jedną z jego najbardziej pożądanych cech. Wynika to przede wszystkim z faktu, iż implementacji i ewentualnych modyfikacji prostego algorytmu dokonuje się w dużo prostszy sposób. Dodatkowo, działanie takiego algorytmu łatwiej jest zrozumieć intuicyjnie.

Praktyczne zastosowanie zaawansowanych nieliniowych algorytmów sterowania napotyka także inne trudności. Wynikają one przede wszystkim z nieznajomości dokładnego opisu procesu, co wymusza wykorzystywanie opisu uproszczonego. Jednak niezwykle trudno jest zaproponować zunifikowaną formę uproszczonego modelu procesu, która zapewniałaby ogólność, była prosta i intuicyjnie zrozumiała oraz pozwalała na wyprowadzenie efektywnego prawa sterowania opierającego się na wybranej metodologii. Koncentrując się na modelach fizykalnych trzeba stwierdzić, iż najczęściej wykorzystuje się uproszczone modele dedykowane poszczególnym procesom. Wyprowadza się je wprawdzie na podstawie elementarnych praw zachowania masy i energii, ale już zaproponowanie uproszczonego opisu nieliniowości, wynikających z przebiegu reakcji biochemicznych lub zjawisk wymiany i wytwarzania/pochłaniania ciepła, wymaga dokładnej znajomości natury tego procesu. Nie da się tego zrobić bez żmudnych i czasochłonnych badań identyfikacyjnych, koniecznych do ustalenia formy opisu nieliniowości oraz wartości parametrów tego opisu. Obecność niemierzalnych zakłóceń oraz częsta niemożność przeprowadzenia wielu planowanych eksperymentów znacznie utrudniają taką identyfikację.

Rysunek 1.1.1 przedstawia jeden z możliwych podziałów algorytmów sterowania procesami w pętli zamkniętej. Ponieważ w centrum zainteresowania autora znajdują się algorytmy sterowania bazujące na uproszczonym modelu procesu, podział ten przeprowadzono pod tym właśnie kątem. Poszczególne grupy algorytmów wyróżniono ze względu na rodzaj i dokładność wykorzystywanego modelu. Dodatkowo, uwzględniono także możliwość wykorzystania adaptacji dla polepszenia jakości sterowania. O celowości stosowania adaptacji przekonać się można studiując m.in. prace Astrōma i Wittenmarka (1989) oraz Niederlińskiego (1985). Adaptacja pozwala na wykorzystanie niestacjonarnego modelu procesu, a jak ogólnie wiadomo wprowadzenie niestacjonarności umożliwia najczęściej dalsze, znaczące uproszczenie postaci tego modelu, czyniąc go tym samym łatwiejszym do intuicyjnego zrozumienia i do wykorzystania przy projektowaniu zaawansowanego algorytmu sterowania.



Rys. 1.1.1. Uproszczony podział algorytmów sterowania procesami w pętli zamkniętej *Fig.* 1.1.1. Simplified classification of the closed-loop control algorithms

Pierwszy poziom przedstawiony na rys. 1.1.1, pozwala na dokonanie najogólniejszego podziału na prawa sterowania, których postać jest zależna od postaci przyjętego modelu procesu oraz na takie, których postać od takiego modelu zupełnie nie zależy. Do tej drugiej grupy można zaliczyć takie algorytmy sterowania jak algorytm PID, algorytmy dwupołożeniowy, trójpołożeniowy itp., ale także algorytmy sterowania, budowane na podstawie metody prób i błędów (np. algorytm sterowania ekstremalnego z zewnętrznym sygnałem pomocniczym). Algorytmy te wciąż odgrywają bardzo znaczącą rolę w praktyce przemysłowej. W pracy Seborga (1999) szacuje się, iż konwencjonalny algorytm PID wykorzystywany jest w około 90% wszystkich pętli sterowania. Występuje on także w formie z programową zmianą nastaw (*gain scheduling*), jednak wykorzystanie tej techniki wymaga znajomości tzw. funkcji przestrajania, otrzymywanej w wyniku identyfikacji własności procesu (Astrom i in., 1993).

Algorytmy sterowania, bazujące na postaci uproszczonego modelu procesu, można z kolei podzielić na takie, w których wykorzystuje się modele liniowe (zlinearyzowane) oraz na takie, w których korzysta się z modeli uwzględniających nieliniowości procesu. Modele liniowe to w szczególności modele zapisane w postaci transmitancji ciągłych lub dyskretnych, a także w postaci odpowiedzi skokowej lub impulsowej. W grupie tej, z praktycznego punktu widzenia, największe znaczenie zyskały algorytmy MAC (*Model Algorithmic Control*) (Richalet i in., 1978), PFC (*Predictive Functional Control*) (Richalet, 1993; Richalet i in., 2005), DMC (*Dynamic Matrix Control*) (Cutler i Ramaker, 1980) oraz IMC (*Internal Model Control*) (Garcia i Morari, 1982). Algorytmy te mogą występować zarówno w wersji bez adaptacji, jak i z adaptacją, co zazwyczaj pozwala na polepszenie jakości sterowania, gdyż umożliwia wykorzystanie modeli niestacjonarnych. Interesujący przegląd algorytmów sterowania, bazujących na modelu procesu w postaci dyskretnej funkcji przejścia, ze szczególnym uwzględnieniem adaptacji, znaleźć można w książkach Aströma i Wittenmarka (1989) oraz Niederlińskiego i in. (1995).

Dla algorytmów sterowania, bazujących na nieliniowym modelu procesu można dokonać kolejnego podziału na algorytmy, które korzystają z liniowych modeli dynamicznych, uzupełnionych o statyczną nieliniowość oraz na algorytmy wykorzystujące wprost uproszczone, ale wciąż nieliniowe modele procesów. Metoda opisu dynamiki za pomocą modelu liniowego z wykorzystaniem nieliniowości statycznej prowadzi do modeli Wienera lub Hammersteina (Haber i Keviczky, 1999). Ich wadą jest konieczność wyznaczenia charakteru nieliniowości procesu. Wymaga to wcześniejszych badań identyfikacyjnych oraz zaproponowania aproksymacji nieliniowości, najczęściej za pomocą funkcji wielomianowej. W przypadku niestacjonarności możliwe jest zastosowanie adaptacji (Pajunen, 1992).

Wykorzystanie nieliniowych dynamicznych modeli fizykalnych dla celów sterowania stanowi prężnie rozwijającą się gałąź teorii sterowania. Z praktycznego punktu widzenia można tutaj wyróżnić dwie najważniejsze metody. Pierwsza z nich to metoda nazywana w literaturze anglojęzycznej *Process-Model Based Control* (PMBC) (Rhinehart i Riggs, 1990). Używa się w niej modelu w postaci klasycznych, nieliniowych równań stanu. Po jego dyskretyzacji uzyskuje się bezpośrednią postać prawa sterowania. Ponieważ jakość regulacji zależy tu bardzo od dokładności modelu procesu wykorzystanego do wyprowadzenia prawa sterowania, przy jakiejkolwiek niedokładności modelowania pojawia się niezerowy uchyb statyczny. Zapobiec temu można wprowadzając mechanizm cyklicznej parametryzacji modelu (Rhinehart i Riggs, 1991), co prowadzi do adaptacyjnej wersji algorytmu sterowania PMBC i pozwala na wykorzystanie modelu procesu, opisującego jedynie stan ustalony. Wadą podejścia PMBC jest przede wszystkim bardzo ścisły związek pomiędzy współczynnikiem wzmocnienia regulatora a okresem próbkowania. Każda zmiana okresu próbkowania pociąga za sobą zmianę współczynnika wzmocnienia, co może prowadzić do niestabilności.

Drugą metodą tworzenia algorytmów sterowania na bazie uproszczonego nieliniowego dynamicznego modelu procesu jest tzw. metoda geometryczna wykorzystująca analizę funkcji nieliniowych przy wykorzystaniu *algebry Lie* (Isidori, 1989). Polega ona na przekształcaniu nieliniowego modelu procesu, tak aby uzyskać końcową postać prawa sterowania, nazywaną w literaturze *sterowaniem linearyzującym* (*linearizing control*). W odróżnieniu od metody PMBC podejście geometryczne pozwala na uzyskanie ciągłej postaci prawa sterowania. Dyskretyzacja związana jest już z konkretną jego realizacją, a okres próbkowania nie ma tu żadnego związku z nastawami regulatora. Szczegółowy opis tego podejścia można znaleźć m.in. w książkach Isidoriego (1989) oraz Hensona i Seborga (1997a). Wadą tego rozwiązania, podobnie jak w przypadku PMBC, jest niezerowy uchyb statyczny związany z niedokładnością modelowania. Problem ten można rozwiązać wykorzystując technikę adaptacji, ale ta zależy już od konkretnego zastosowania (Bastin, 1992; Gustafsson i Waller, 1992; Iyer i Farell, 1995; Henson i Seborg, 1997; McLain i in., 1999). Inną metodę likwidacji uchybu statycznego w algorytmie GMC (*Generic Model Control*) zaproponowali Lee i Sullivan (1988). Polega ona na dodaniu członu całkującego do nieliniowego regulatora wyprowadzonego na podstawie modelu procesu. Modyfikację tego algorytmu można także znaleźć w pracach Duvalla i in. (2001) oraz Metzgera (2001). Wadą podejścia geometrycznego jest konieczność wykonywania żmudnych przekształceń analitycznych, najczęściej prowadzących do skomplikowanej końcowej postaci prawa sterowania.

Wspólną wadą obu tych metod jest konieczność znajomości nieliniowego, dynamicznego modelu procesu. W literaturze często można znaleźć prace poświęcone podejściom PMBC lub geometrycznemu, w których zakłada się znajomość modelu procesu, a w szczególności charakteru jego nieliniowości. W praktyce uzyskanie takiego modelu jest trudne i wymaga długich badań identyfikacyjnych. Dodatkowo, na skutek wyrywkowego charakteru tych badań, uzyskany model pozwala jedynie na przybliżoną aproksymację właściwości procesu. Zastosowanie jednej z omawianych metod zawsze jednak wymaga założenia przynajmniej uproszczonego opisu nieliniowości oraz znajomości wartości jego parametrów.

W literaturze można także znaleźć nieliczne prace, przedstawiające wyniki eksperymentalnych badań porównawczych najpopularniejszych algorytmów sterowania, bazujących na fizykalnym uproszczonym modelu procesu (Subawall i in., 1996; Joshi i in., 1997).

1.2. Ogólna charakterystyka algorytmu sterowania B-BAC

Prezentowany w pracy algorytm sterowania B-BAC pozbawiony jest omówionych wyżej wad, gdyż prawo sterowania wyprowadza się opierając się na zunifikowanej i uproszczonej postaci modelu procesu w formie niestacjonarnego równania stanu pierwszego rzędu, który opisuje dynamikę wielkości sterowanej.

Na algorytm B-BAC składają się dwa elementy - samo prawo sterowania oraz procedura estymacji nieznanej wartości jednego parametru, reprezentującego wszystkie nieznane nieliniowości procesu oraz niedokładności modelowania. Oba te elementy powstają na podstawie zunifikowanej i uproszczonej postaci modelu procesu i dopiero ich połączenie daje pełnowartościowy algorytm sterowania.

Pogrubione strzałki na rysunku 1.1.1 pozwalają na ulokowanie algorytmu sterowania B-BAC w odpowiedniej grupie, na tle pozostałych zaawansowanych algorytmów sterowania. Źródeł tego algorytmu należy doszukiwać się w bardzo wczesnych pracach, które dotyczą modelowania procesów chemicznych i biochemicznych. W pracach tych pojawia się pojęcia *wskaźnika pochlaniania substratu (substrate consumption rate)* lub *wskaźnika przebiegu reakcji (reaction rate)*. Pojęcia te reprezentują parametry ogólnego modelu matematycznego i wykorzystywane są do opisu nieliniowej kinetyki reakcji biochemicznych zachodzących podczas przebiegu procesu. Dla celów modelowania konieczne jest jednak sprecyzowanie opisu matematycznego dla tych parametrów wraz z określeniem wartości poszczególnych współczynników. Należy jednak zwrócić uwagę, iż w praktyce przemysłowej takie dokładne określenie nieliniowego matematycznego modelu procesu najczęściej nie jest możliwe. Ponadto, nawet gdyby udało się stworzyć taki model, to jego złożoność uniemożliwiałaby wykorzystanie go do celów sterowania typu *model-based*. Można więc przyjąć, iż wprowadzenie tych pojęć, na poziomie modelowania matematycznego, służy jedynie pewnemu uproszczeniu zapisu samego modelu do bardziej zwartej i czytelnej formy.

Powyższe rozważania prowadza do istotnego spostrzeżenia. Jeśli w ogólnym przypadku nie ma możliwości dokładnego sprecyzowania opisu matematycznego dla omawianych wielkości, to zamiast tworzyć dla nich opisy uproszczone, z ograniczoną liczbą współczynników celowe wydaje się potraktowanie ich jako nieznanych wielkości zmiennych w czasie. W skrajnym przypadku, przy odpowiednim zapisie modelu, może wystarczyć tylko jedna zmieniająca się wielkość, która pełni role parametru modelu. Oczywiście wielkość taka byłaby niemierzalna, wiec konieczne byłoby estymowanie jej wartości na bieżaco. Takie podejście umożliwiłoby znaczące uproszczenie modelu matematycznego (zastąpienie nieliniowości i niedokładności modelowania jednym, zmieniającym się parametrem), a co za tym idzie, możliwe byłoby wykorzystanie takiego modelu do wyprowadzenia sterowania typu model-based. Niestety, zgodnie z wiedzą autora ten prosty pomysł nie znalazł wiekszego zastosowania przy projektowaniu nieliniowych algorytmów sterowania, bazujących na modelu procesu. Do wyjątków można zaliczyć pracę Dahhou i in. (1992), w której autorzy wykorzystują pojęcie wskaźnika pochłaniania substratu. Wartość tego parametru jest estymowana na bieżąco, bez zakładania dla niej jakiegokolwiek opisu matematycznego. Następnie jest ona wykorzystywana do syntezy dedykowanego algorytmu sterowania procesem fermentacji ciągłej. W pracy Isaacsa i in. (1992) wykorzystuje się pojecie wskaźnika nitryfikacji i denitryfikacji, a następnie proponuje metodę pośredniego pomiaru tych wartości jako parametrów zmiennych w czasie, co pozwala autorom na monitorowanie i bardziej efektywne sterowanie przebiegiem procesów nitryfikacji i denitryfikacji, Bequette (1989) częściowo zastępuje nieliniowość związaną z wytwarzaniem ciepła, które towarzyszy nieizotermicznej reakcji chemicznej, jednym zmieniającym się parametrem. Następnie, proponując metodę wyznaczania wartości tego parametru, wykorzystuje go w jednokrokowym regulatorze predykcyjnym, który steruje temperaturą we wnętrzu komory reaktora. Autorowi nie są znane inne przykłady, dla których opisywano by wykorzystanie podobnej metodologii przy syntezie algorytmów sterowania procesami przemysłowymi, Warto także zauważyć, iż żaden z przytoczonych przykładów nie prowadzi do uzyskania uniwersalnego prawa sterowania.

Sam pomysł wykorzystania wskaźnika pochłaniania substratu, estymowanego jako jeden zmieniający się parametr w połączeniu z prostym jednokrokowym regulatorem predykcyjnym, został zaproponowany przez autora w rozprawie doktorskiej (Czeczot, 1997). Wcześniej zaprezentowano prosty instrument wirtualny, który pozwala na samo wyznaczanie wartości wskaźnika pochłaniania substratu na bieżąco, bazując na danych uzyskanych z symulatora prostego procesu fermentacji, pracującego w czasie rzeczywistym (Czeczot, 1996). Kolejnym etapem było wykorzystanie wskaźnika pochłaniania substratu estymowanego na bieżąco do sterowania pracą biologicznej oczyszczalni ścieków (Czeczot, 1998a) oraz do stetowania procesem fermentacji (Czeczot, 1998, 1999). W pracy Czeczota (2000) pojawił się pomysł wykorzystania tej samej metodologii do sterowania procesem odbioru ciepła z komory nieizotermicznego reaktora chemicznego. Wprowadzenie jednego, zmieniajacego się wskaźnika wymiany ciepła (heat transfer rate) pozwoliło na wykorzystanie jego estymowanej na bieżąco wartości do syntezy adaptacyjnego regulatora linearyzującego. Wszystkie te próby nie były jednak na tyle ogólne, aby można było mówić o jednym, w miare uniwersalnym, adaptacyjnym algorytmie sterowania typu model-based. Dopiero uporządkowanie i uogólnienie samej metodologii tworzenia zunifikowanego i uproszczonego modelu procesu, w którym wykorzystuje się jeden, zmieniający się parametr, który zastępuje wszystkie nieliniowości, a następnie wykorzystanie estymowanej na bieżaco wartości tego

parametru do syntezy ogólnej postaci regulatora linearyzującego, pozwoliło na powstanie algorytmu sterowania B-BAC. Algorytm ten, wraz z metodologią tworzenia uproszczonego modelu procesu, po raz pierwszy został opublikowany w zastosowaniu do procesu wymiany ciepła (Czeczot, 2001).

1.3. Metody badawcze

W pierwszej części pracy autor zdecydował się na wykorzystanie badań symulacyjnych, w celu wykazania własności regulacyjnych algorytmu sterowania B-BAC. Polegają one na każdorazowym wykorzystaniu pełnego, nieliniowego modelu procesu, z określonymi wartościami parametrów jako rzeczywistego obiektu sterowania, dla którego przeprowadza się weryfikację algorytmu sterowania B-BAC. Wynika to z następujących przesłanek:

- praca częściowo dokumentuje początkowy etap badań nad własnościami regulacyjnymi algorytmu B-BAC w zastosowaniu do sterowania różnymi procesami przemysłowymi, a na tym etapie do dyspozycji pozostaje jedynie analiza teoretyczna lub eksperymenty symulacyjne,
- teoretyczna analiza własności regulacyjnych algorytmu sterowania B-BAC jest, zdaniem autora, w ogólnym przypadku niemożliwa, co wynika z ogólnej postaci prawa sterowania, która wymaga każdorazowego wskazania wielkości sterującej, w celu wyznaczenia postaci końcowej,
- przyjęcie założenia o całkowitej nieprzewidywalności zmian zakłóceń oraz o całkowitej nieznajomości nieliniowego opisu matematycznego procesu uniemożliwia (zdaniem autora) teoretyczną analizę własności regulacyjnych poszczególnych, końcowych postaci regulatorów B-BAC, wyprowadzanych dla rozpatrywanych procesów przemysłowych,
- symulacyjna weryfikacja własności regulacyjnych algorytmów sterowania jest powszechnie wykorzystywaną metodą badawczą, pozwalającą na ocenę tych własności bez konieczności wprowadzania jakichkolwiek założeń teoretycznych, które dotyczą sygnałów zakłócających (Franks, 1972; Luyben, 1973; Gutenbaum, 1987; Metzger, 1988, 2000); stanowi ona także alternatywę dla rozważań teoretycznych, które wymagają przyjęcia wielu założeń, często w praktyce trudnych do spełnienia, a tym samym pozwala na uzyskanie wyników, które "w większości przypadków są prawdziwe" (Gessing, 2005),
- rzetelnie przeprowadzone badania symulacyjne pozwalają na przebadanie własności regulacyjnych algorytmu sterowania, przy dowolnych wymuszeniach oraz z zachowaniem dowolnej niepewności co do wartości parametrów pełnego modelu matematycznego procesu,
- badania symulacyjne są w pełni powtarzalne, co daje możliwość porównania wyników z własnościami regulacyjnymi innych algorytmów sterowania w takich samych warunkach.

Wszystkie badania symulacyjne przeprowadzano w podobny sposób. Równania różniczkowe, składające się na pełny model matematyczny rozpatrywanych procesów, całkowano numerycznie za pomocą metody *Runge-Kutty czwartego rzędu*, z zachowaniem zasady, iż krok całkowania numerycznego musi być znacznie mniejszy od okresu próbkowania badanego regulatora. W przypadku obiektów o parametrach rozłożonych posłużono się metodą linii (Carver i Hinds, 1978; Schiesser, 1991), z wykorzystaniem schematu różnicowego 4UB (Metzger, 1994) dla liczby punktów dyskretyzacji N = 40.

Uzupełnieniem pracy są wyniki praktycznej weryfikacji algorytmu B-BAC w zastosowaniu do sterowania temperaturą wylotową z elektrycznego pieca przepływowego, który pracuje w pilotażowej instalacji dystrybucji i wymiany ciepła, oraz sterowanie przepływem przez przemysłowy zawór z pozycjonerem pneumatycznym. Wyższość tak

uzyskanych wyników nad wynikami symulacyjnymi jest bezdyskusyjna i tym samym pozwalają one częściowo odpowiedzieć na pytanie, czy zaproponowany algorytm B-BAC może być stosowany do sterowania rzeczywistymi obiektami przemysłowymi? Fakt umieszczenia takich wyników w pracy sprawił, iż w badaniach symulacyjnych nie rozważano wpływu szumów pomiarowych na pracę algorytmu B-BAC, gdyż niezależnie od intencji eksperymentatora, najlepiej ujawnia się on w badaniach na rzeczywistych obiektach.

Przedstawione wyniki badań pozwalają każdorazowo na porównanie własności omawianego algorytmu B-BAC z własnościami regulatora PI zastosowanego do realizacji tego samego celu sterowania. Przyczyny takiej decyzji autora są następujące:

- algorytm PID (najczęściej w wersji PI, bez części różniczkującej) jest w dalszym ciągu powszechnie wykorzystywany w przemysłowych pętlach sterowania (Seborg, 1999; VanDoren, 2004) – wynika to nie tylko z jego dużej dostępności w komercyjnych urządzeniach automatyki, ale przede wszystkim z ogólności zastosowań, z możliwości wykorzystania opracowanych reguł strojenia oraz z prostoty i intuicyjnie zrozumiałej zasady działania,
- B-BAC jest wprawdzie algorytmem typu *model-based*, ale jego konstrukcja bazuje na zrozumiałym, uproszczonym modelu procesu, wyprowadzonym na podstawie ogólnych praw zachowania masy i/lub energii pozwala to na wykorzystanie metodologii B-BAC przy całkowitej nieznajomości nieliniowego opisu procesu; to samo założenie jest także możliwe w przypadku wykorzystania regulatora PI,

 estymacja towarzysząca końcowej postaci prawa sterowania B-BAC zawsze służy wyznaczaniu na bieżąco wartości tylko jednego nieznanego parametru – dla porównania, regulator PI wymaga wyznaczania części całkującej wraz z ograniczeniem całkowania.

W pracy wykorzystuje się strukturę regulatora PI, daną następującą funkcją operatorową:

$$y_{PI}(s) = k_r \left(1 + \frac{1}{sT_i} \right) \varepsilon(s)$$
(1.3.1)

gdzie:

y_{Pl} - wyjście z regulatora, ε - uchyb regulacji, k_r i T_i - nastawy regulatora.

Algorytm B-BAC wprowadza działanie *feedforward*, jednak pojawia się ono w końcowej postaci prawa sterowania w sposób naturalny, bez żadnych dodatkowych zabiegów. Aby porównanie regulatora B-BAC z regulatorem PI przeprowadzić w zbliżonych warunkach tam, gdzie jest to możliwe, w badaniach wykorzystuje się regulator PI z programową zmianą nastaw. Zmiany wzmocnienia i stałej całkowania takiego regulatora obliczono według wzorów uzyskanych na drodze linearyzacji toru sterowania w uproszczonym modelu procesu, opisanym szczegółowo w podrozdziale 2.1, z pominięciem parametru reprezentującego nieznane nieliniowości i niedokładności modelowania. Linearyzacja taka prowadzi do aproksymacji dynamiki toru sterowania funkcją przejścia w postaci inercji pierwszego rzędu, a wzmocnienie i stałą czasową tej inercji (Preuss, 1991). W konsekwencji oba regulatory wymagają takiego samego zastawu sygnałów pomiarowych.

Liczba koniecznych sygnałów pomiarowych do implementacji działania *feedforward* w regulatorze B-BAC lub do programowej zmiany nastaw w regulatorze PI może zostać zmniejszona przez wprowadzenie *minimalnych realizacji* obu regulatorów. Idea ta opisana została pod koniec podrozdziału 2.2. W pracy tej dąży się do wykorzystywania możliwie

najmniejszej liczby mierzonych wielkości zakłócających, tak więc najczęściej badaniom poddaje się właśnie *minimalne realizacje* obu algorytmów.

Podsumowując kwestię porównywania algorytmu sterowania B-BAC z regulatorem PI można stwierdzić, iż obydwa te regulatory mogą być zastosowane przy podobnym stanie wiedzy na temat procesu. Żaden z nich nie wymaga jakichkolwiek wcześniejszych badań identyfikacyjnych obiektu w pętli otwartej, w celu wyznaczenia charakterystyki statycznej.

Porównanie własności regulacyjnych algorytmu B-BAC i regulatora PI odbywa się na podstawie przebiegów wielkości sterowanej i sterującej, pozwalających na ocenę takich parametrów jak: czasu regulacji, oscylacyjności odpowiedzi, maksymalnej amplitudy przeregulowań i prędkości oraz zakresu zmian wielkości sterującej. Dodatkowo, aby ułatwić porównanie uzyskanych przebiegów regulacyjnych, wyznacza się wartości dwóch standardowych wskaźników regulacji - całki z wartości bezwzględnej uchybu IAE oraz całki z wartości bezwzględnej przyrostu sterowania IADO (Smith i Corripio, 1997):

$$IAE = \sum |\varepsilon| T_{obs}$$
(1.3.2)

$$IADO = \sum |\Delta u| T_{obs}$$
(1.3.3)

gdzie:

 ε - uchyb regulacji, Δu - przyrost wielkości sterującej, T_{obs} - krok obserwacji, który zawsze jest mniejszy od kroku próbkowania regulatora i porównywalny z krokiem całkowania równań różniczkowych modelu matematycznego procesu.

2. Podstawy teoretyczne algorytmu sterowania B-BAC

Rozdział ten poświęcony jest podstawom teoretycznym algorytmu B-BAC. Na początku opisano sposób tworzenia uproszczonego modelu matematycznego dla dowolnego procesu, podając przy tym założenia, jakie musi on spełniać, aby mógł być wykorzystany do syntezy prawa sterowania B-BAC. Następnie, opierając się na metodologii sterowania linearyzującego, na bazie uproszczonego modelu, wyprowadzono ogólną postać regulatora, która po dodaniu procedury estymacji nieznanego, zmieniającego się parametru, który reprezentuje nieznane nieliniowości procesu i niedokładności modelowania, staje się regulatorem B-BAC, w postaci ogólnej. Rozważania te uzupełniono przykładem ilustrującym sposób wyprowadzenia regulatora B-BAC dla prostego mieszalnika wody ciepłej i zimnej. Na podstawie tego przykładu pokazano także orientacyjny wpływ współczynników strojenia regulatora i procedury estymacji na przebiegi regulacyjne. Dodatkowo, rozdział ten zawiera dyskusję stabilności i odporności algorytmu sterowania B-BAC, a także analizę możliwości wykorzystania uproszczonego modelu procesu dla syntezy jednokrokowego i wielokrokowego sterowania predykcyjnego.

2.1. Uproszczony model procesu dla potrzeb algorytmu B-BAC

W celu przybliżenia zasad tworzenia uproszczonego modelu procesu, rozpatruje się hipotetyczny proces, dla którego zakłada się, co następuje:

- proces zachodzi w komorze reaktora o objętości roboczej V(t) [m³]. W ogólnym przypadku objętość ta może być zmienna, jednak znacznie częściej można przyjąć, iż objętość V jest stała, co odpowiada stałemu wypełnieniu komory reaktora przez znajdującą się w niej ciecz.
- W procesie można wyróżnić nieznaną liczbę izotermicznych lub nieizotermicznych reakcji biochemicznych. Przyjmuje się przy tym całkowitą nieznajomość nieliniowego opisu matematycznego dla kinetyki przebiegu tych reakcji, wartości parametrów tego opisu oraz rodzaju komponentów biorących udział w reakcjach.
- Dopuszcza się występowanie zjawiska wymiany ciepła o nieznanym opisie matematycznym, zakładając nieznajomość samego opisu zjawiska wymiany ciepła, wartości jego parametrów, a także kierunku tej wymiany.

Powyższe założenia są nie tylko ogólne, ale przede wszystkim realistyczne, zakłada się bowiem całkowitą nieznajomość nieliniowego modelu procesu. W praktyce przemysłowej najczęściej występuje taka właśnie niepewność zarówno co do istoty samego procesu, jak i postaci jego nieliniowego modelu matematycznego. Z tego też powodu założenia te pozwalają na rozpatrywanie różnorodnych procesów chemicznych, biochemicznych i cieplnych, spotykanych w praktyce przemysłowej.

Matematyczny model procesu, dla potrzeb algorytmu B-BAC, zapisuje się w postaci uproszczonego równania dynamiki pierwszego rzędu, opisującego zmiany wielkości sterowanej Y(t). Wielkość ta może być wybrana jako zmienna stanu (stężenie określonego składnika lub temperatura) lub może stanowić kombinację kilku zmiennych stanu (np. sumaryczne stężenie wybranych składników). Po dokonaniu wyboru wielkości sterowanej można stworzyć uproszczony model, opierając się na podstawowych zasadach dynamiki procesów. Jeśli wielkość sterowana Y(t) jest stężeniem określonego składnika lub kombinacją stężeń kilku składników, należy zapisać równanie bilansowe opierając się na zasadzie zachowania masy. W przypadku gdy Y(t) jest temperaturą, konieczny jest bilans strumieni cieplnych na podstawie zasady zachowania energii. W swojej ogólnej postaci prawa te są elementarnymi prawami fizyki i jako takie są powszechnie znane.

Na tym poziomie ogólności można stwierdzić, iż po odpowiednich, elementarnych przekształceniach równania bilansowego uproszczony model procesu, dla potrzeb algorytmu B-BAC, przyjmuje następującą postać:

$$\frac{\mathrm{d}\mathbf{Y}(t)}{\mathrm{d}t} = \frac{1}{\mathbf{V}(t)} \mathbf{\underline{F}}^{\mathsf{T}}(t) \mathbf{\underline{Y}}_{\mathsf{F}}(t) - \mathbf{R}_{\mathsf{Y}}(t)$$
(2.1.1)

W równaniu tym iloczyn wektorów $\underline{F}^{T}(t)\underline{Y}_{F}(t)$ reprezentuje strumienie masowe lub energetyczne, dochodzące lub wychodzące z komory reaktora. Elementy wektora $\underline{F}(t)$ stanowią kombinacje przepływów objętościowych, wektor $\underline{Y}_{F}(t)$ natomiast jest wektorem, na który składają się kombinacje wlotowych wartości wielkości Y(t) oraz samej wielkości Y(t). Należy zaznaczyć, iż najczęściej układ elementów w wektorach $\underline{F}(t)$ i $\underline{Y}_{F}(t)$ można zdefiniować na kilka sposobów. Wynika to z zapisu części bilansowej równania (2.1.1), jednakże wszystkie przypadki reprezentują ten sam uproszczony model procesu. W dalszej części pracy rozpatruje się taki sposób zdefiniowania wektorów $\underline{F}(t)$ i $\underline{Y}_{F}(t)$, aby sama realizacja była możliwie najprostsza.

Zmieniający się parametr $R_Y(t)$ reprezentuje wszystkie nieliniowości procesu, wynikające z zachodzących odwracalnych/nieodwracalnych reakcji biochemicznych lub procesu wymiany lub wytwarzania ciepła. Ponadto, możliwe jest także zastąpienie niemierzalnych składowych części bilansowej parametrem $R_Y(t)$. Może on także reprezentować niedokładności modelowania rzeczywistego procesu. Wartość tego parametru zmienia się w czasie, zgodnie ze zmianami nieznanej części opisu procesu. Parametr ten może przyjmować wartość dodatnią lub ujemną, a forma jego opisu matematycznego z założenia pozostaje nieznana.

Uproszczony matematyczny model procesu (2.1.1) nie jest modelem, który mógłby być zastosowany do badań poznawczych. Stanowi on podstawę do wyprowadzenia algorytmu sterowania B-BAC i patrząc na niego pod tym kątem można stwierdzić, iż w każdej chwili czasu możliwy jest taki dobór wartości $R_Y(t)$, aby równanie to było spełnione. Dowodzi to, iż uproszczony model matematyczny w postaci równania (2.1.1) z dużą dokładnością opisuje dynamikę wielkości sterowanej Y(t). Konieczne jest jedynie opracowanie metody wyznaczania wartości parametru $R_Y(t)$ w kolejnych chwilach czasu i zastosowanie jej w prawie sterowania, dla zapewnienia własności adaptacyjnych.

Wykorzystanie modelu (2.1.1) do wyprowadzenia prawa sterowania B-BAC wymaga spełnienia kilku warunków:

• wielkość sterująca musi być wybrana jako pojedynczy element jednego z wektorów $\underline{F}(t)$ lub $Y_{F}(t)$,

mierzalnych składników bilansu, itp.),
składniki bilansu po prawej stronie równania (2.1.1) można dowolnie przegrupowywać, dzieląc je na fragment: znany i nieznany, w zależności od aktualnej wiedzy na temat procesu i aktualnie dostępnej aparatury pomiarowej; w szczególności nie jest konieczne zastępowanie wszystkich nieliniowości procesu parametrem R_Y, jeśli opis niektórych zjawisk jest znany, można dołączyć go do mierzalnej części bilansowej i jeśli nie zawiera on w sobie wielkości sterującej to postać równania (2.1.1) pozostaje afiniczna,
model (2.1.1) pozornie jest prostym modelem z dynamiką pierwszego rzędu; warto jednak zaznaczyć, iż zmienność parametru R_Y, w połączeniu z odpowiednią procedurą estymacji sprawia, że model ten staje się niestacjonarny, co znacznie poszerza zakres jego zastosowań, pozwalając na dokładne śledzenie wyjścia procesu, nawet wtedy, kiedy rząd procesu, rozumiany jako wymiarowość wektora stanu, jest znacznie wyższy od jedności oraz wtedy, kiedy proces charakteryzuje się znaczącymi nieliniowościami,
na podstawie modelu (2.1.1) można wyprowadzić prawo sterowania PMBC oraz

wyprowadzić na podstawie zasady zachowania masy lub energii,

 na podstawie modelu (2.1.1) można wyprowadzić prawo sterowania PMBC oraz jednokrokowy regulator predykcyjny; możliwe jest także wykorzystanie tego modelu do wyznaczenia wzorów na programową zmianę nastaw dla regulatora PI, co pokazano w dalszej części pracy.

• pozostałe elementy wektorów $\underline{F}(t)$ i $\underline{Y}_{F}(t)$ oraz wartość wielkości sterowanej Y(t) muszą być dostępne pomiarowo na bieżąco przynajmniej w dyskretnych chwilach czasu lub

Powyższe wymagania są równoznaczne z założeniem o dostępności pomiarowej zakłóceń oraz z liniową zależnością od wielkości sterującej. Można więc przyjąć, iż model (2.1.1) jest modelem afinicznym. Dodatkowe ograniczenie, wynikające z jego postaci jest

Z punktu widzenia przydatności do syntezy prawa sterowania typu model-based model

• objętość robocza komory reaktora V(t) musi być mierzalna na bieżąco lub stała i znana.

pozorne, gdyż w przeciwieństwie do ogólnej postaci nieliniowego modelu afinicznego model ten zawiera tylko jeden nieznany parametr $R_{\rm Y}(t)$. Pozostałe wielkości z założenia sa mierzalne

• ma on postać klasycznego bilansowego równania stanu, które w intuicyjny sposób można

 w modelu tym można wyróżnić część biliniową, opisującą znane lub mierzalne składniki bilansu oraz jeden nieznany i zmieniający się parametr Ry, reprezentujący wszystko to, co w bilansie masowym nieznane (nieliniowości procesu wynikające z reakcji biochemicznych, niemierzalne lub nieprzewidziane składniki bilansu, błędy pomiarowe dla

muszą być stałe i znane,

lub znane.

(2.1.1) ma wiele zalet:

2.2. Wyprowadzenie ogólnej postaci algorytmu B-BAC

Wyprowadzenie ogólnej postaci prawa sterowania B-BAC bazuje na uproszczonym matematycznym modelu procesu (2.1.1). Jest on modelem pierwszego rzędu, co pozwala na znaczne uproszczenie rozważań teoretycznych dotyczących ogólnych zasad projektowania nieliniowych algorytmów sterowania, które bazują na fizykalnym modelu procesu.

W pracach (Isidori, 1989; Bastin i Dochain, 1990) można znaleźć sposób wyprowadzania linearyzującego algorytmu sterowania (*linearizing controller*) dla nieliniowych obiektów afinicznych. Ponieważ model (2.1.1) spełnia to założenie, można posłużyć się tą techniką w formie przeznaczonej dla obiektów pierwszego rzędu, przyjmując następujący cel sterowania - wielkość sterująca Y(t) powinna być utrzymywana na zadanej wartości Y_{sp} . Następnie definiuje się uchyb zamkniętej pętli regulacji:

i równanie dynamiki zmian uchybu w pętli zamkniętej:

$$\frac{d\varepsilon(t)}{dt} + \lambda\varepsilon(t) = 0$$
(2.2.2)

Rozwiązaniem tego równania jest wykładnicza zależność $\varepsilon(t) = \varepsilon(0)e^{-\lambda t}$, gdzie $\lambda > 0$ stanowi odwrotność stałej czasowej z jaką uchyb powinien zanikać w pętli zamkniętej. Łącząc ze sobą równania (2.2.1) i (2.2.2) otrzymuje się:

$$\frac{d(Y_{sp} - Y(t))}{dt} = -\lambda (Y_{sp} - Y(t))$$
(2.2.3)

co po przyjęciu założenia o stałej wartości zadanej ($Y_{sp} = const$) prowadzi do następującej zależności:

$$\frac{\mathrm{d}\mathbf{Y}(t)}{\mathrm{d}t} = \lambda \left(\mathbf{Y}_{\rm sp} - \mathbf{Y}(t)\right) \tag{2.2.4}$$

Przyrównując do siebie prawe strony równań (2.1.1) i (2.2.4), po elementarnych przekształceniach uzyskuje się ogólną postać regulatora linearyzującego, bazującego na uproszczonym modelu (2.1.1):

$$F^{T}(t)Y_{F}(t) = \lambda V(t)(Y_{sp} - Y(t)) + V(t)R_{Y}(t)$$
(2.2.5)

Na tym poziomie ogólności nie jest możliwe wskazanie wielkości sterującej. Po dyskretyzacji zależności (2.2.5) oraz po zastąpieniu nieznanej wartości parametru $R_{Y}(t)$ jej estymatą $\hat{R}_{Y,i}$, wyznaczaną na bieżąco w dyskretnych chwilach czasu, otrzymuje się ogólną postać regulatora B-BAC (symbol i oznacza indeks dyskretnego czasu):

$$\underline{\mathbf{F}}_{i}^{\mathrm{T}} \underline{\mathbf{Y}}_{\mathrm{F},i} = \lambda \mathbf{V}_{i} \left(\mathbf{Y}_{\mathrm{sp}} - \mathbf{Y}_{i} \right) + \mathbf{V}_{i} \mathbf{\hat{R}}_{\mathrm{Y},i}$$

$$(2.2.6)$$

 $\varepsilon(t) = Y_{sn} - Y(t)$

Wartość λ jest współczynnikiem strojenia regulatora, a jej dobór decyduje o własnościach dynamicznych pętli sterowania i tym samym o stabilności układu zamkniętego.

Zgodnie z założeniami przyjętymi w podrozdziale 2.1 dla modelu (2.1.1) wielkość sterująca musi być wybrana jako jeden z elementów wektora $\underline{F}(t)$ lub $\underline{Y}_{F}(t)$. Po wybraniu można wyznaczyć ją z zależności (2.2.6), na drodze elementarnych przekształceń, otrzymując tym samym ostateczną i jawną postać prawa sterowania B-BAC. Możliwe jest to jednak dopiero w odniesieniu do konkretnego procesu, co pokazują kolejne rozdziały pracy poświęcone analizie możliwości zastosowania regulatora B-BAC do sterowania procesami przemysłowymi.

Na tym etapie można wprowadzić pojęcie *minimalnej realizacji regulatora B-BAC*. Podejście to polega na minimalizacji liczby potrzebnych sygnałów pomiarowych przez eliminację niektórych wielkości z uproszczonego modelu (2.1.1), a w konsekwencji z ostatecznej postaci równania regulatora B-BAC (2.2.6). Prowadzi to do zmniejszenia liczby potrzebnych czujników pomiarowych kosztem ograniczenia działania *feedforward*.

Reguła tworzenia *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* nakazuje, aby w części bilansowej równania (2.1.1) pozostawiono tylko te składowe iloczynu wektorów $\underline{F}(t)$ i $\underline{Y}_{F}(t)$, które zawierają wielkość sterującą. Pozostałe człony części bilansowej dołącza się do nieznanej części równania reprezentowanej przez parametr $\mathbf{R}_{Y}(t)$.

Podobne rozważania można przeprowadzić wykorzystując uproszczony model (2.1.1) i metodykę PMBC, gdzie wprowadza się czas T_R, będący jednocześnie okresem próbkowania regulatora, po którym wielkość sterowana powinna osiągnąć wartość zadaną Y_{sp}. Wartość $\lambda = 1/T_R$ pozwala na uzyskanie takiej samej ogólnej postaci regulatora (2.2.6).

2.3. Estymacja nieznanej wartości parametru R_Y(t)

Estymacja wartości parametru $R_Y(t)$ odbywa się na podstawie tego samego uproszczonego modelu (2.1.1), który wykorzystany był do wyprowadzenia regulatora B-BAC. Ponieważ w równaniu tym istnieje liniowa zależność względem tej wartości, możliwe jest bezpośrednie wykorzystanie rekurencyjnej metody najmniejszych kwadratów (RMNK). Ponadto, ponieważ zawsze estymowany będzie tylko jeden parametr, możliwe jest uproszczenie macierzowo-wektorowych zależności, opisujących tę metodę, do przypadku skalarnego, co znacznie zmniejsza złożoność obliczeniową samej metody oraz poprawia jej zbieżność.

Procedura estymacji bazuje na dyskretnej postaci równania (2.1.1) z aproksymacją czasowej pochodnej wielkości sterowanej Y(t) za pomocą różnicy wstecznej pierwszego stopnia (Czeczot 1996, 1997, 1998b, 1999a). Po elementarnych przekształceniach uzyskuje się następujące równanie dyskretne:

$$\mathbf{V}_{i}(\mathbf{Y}_{i} - \mathbf{Y}_{i-1}) = \mathbf{T}_{\mathbf{R}} \mathbf{\underline{F}}_{i}^{\mathsf{T}} \mathbf{\underline{Y}}_{\mathbf{F},i} - \mathbf{V}_{i} \mathbf{T}_{\mathbf{R}} \mathbf{R}_{\mathbf{Y},i}$$
(2.3.1)

gdzie:

i - indeks dyskretnego czasu, T_R [min] - okres dyskretyzacji.

W celu uproszczenia zapisu, dla powyższego równania można wprowadzić zmienną pomocniczą y_i:

$$\mathbf{y}_{i} = \mathbf{V}_{i} \left(\mathbf{Y}_{i} - \mathbf{Y}_{i-1} \right) - \mathbf{T}_{R} \underline{\mathbf{F}}_{i}^{\mathrm{T}} \underline{\mathbf{Y}}_{F,i}$$

$$(2.3.2)$$

Zgodnie z założeniami przyjętymi w rozdziale 2.1 wartość zmiennej y_i jest funkcją wyłącznie mierzalnych lub znanych parametrów. Dzięki temu wielkość ta może być łatwo wyznaczana w dyskretnych chwilach czasu, na podstawie aktualnych danych pomiarowych.

Połączenie równań (2.3.1) i (2.3.2) prowadzi do następującej zależności:

$$y_{i} = -V_{i}T_{R}R_{Y,i}$$
 (2.3.3)

W celu estymacji wartości nieznanego parametru $R_{y,i}$ można zastosować rekurencyjną metodę najmniejszych kwadratów (RMNK). W ten sposób uzyskuje się równania opisujące wartości estymaty $R_{y,i}$ oraz wielkości pomocniczej P_i :

$$\hat{R}_{Y,i} = \hat{R}_{Y,i-1} - V_i T_R P_i \left(y_i + V_i T_R \hat{R}_{Y,i-1} \right)$$
(2.3.4a)

$$P_{i} = \frac{P_{i-1}}{\alpha} \left(1 - \frac{V_{i}^{2} T_{R}^{2} P_{i-1}}{\alpha + V_{i}^{2} T_{R}^{2} P_{i-1}} \right)$$
(2.3.4b)

gdzie:

α - współczynnik zapominania dla RMNK.

Procedura estymacji (2.3.4) stanowi integralną część algorytmu B-BAC i wykazuje kilka istotnych właściwości:

- dla poprawnego działania estymacji nie są wymagane żadne dodatkowe pomiary oprócz tych, które są niezbędne do właściwego działania regulatora B-BAC.
- Ogólna postać procedury estymacji pozwala na wykorzystanie jej wraz z algorytmem B-BAC do sterowania szeroką gamą procesów przemysłowych.
- Uproszczenie równań dla RMNK do postaci skalarnej pozwala na znacznie łatwiejszą implementację.
- W przypadku silnie nieliniowych procesów, w których wartość wielkości sterowanej Y(t) szybko się zmienia i w szerokim zakresie, zmiany te mogą wpływać destabilizująco na procedurę estymacji. Wynika to z faktu, iż we wzorze (2.3.1), a w konsekwencji także w definicji wartości zmiennej pomocniczej y_i (2.3.2), zastosowano różnicę wsteczną do aproksymacji czasowej pochodnej wielkości sterowanej Y(t). Aby zmniejszyć ten niepożądany efekt, celowe może okazać się wprowadzenie do zależności (2.3.2) współczynnika γ ∈ (0,1], w następujący sposób:

$$\mathbf{y}_{i} = \mathbf{V}_{i} \gamma \left(\mathbf{Y}_{i} - \mathbf{Y}_{i-1} \right) - \mathbf{T}_{R} \mathbf{F}_{i}^{T} \mathbf{Y}_{F,i}$$

$$(2.3.5)$$

22

Wymnożenie formuły różnicy wstecznej przez współczynnik $\gamma < 1$ pozwala na zmniejszenie wpływu składnika (Y_i – Y_{i-1}) na przebieg estymacji. Wpływ tego współczynnika uwidoczni się jedynie w stanach przejściowych, gdyż wartość ta w stanie ustalonym równa jest zero.

2.4. Zbieżność estymacji i stabilność regulatora B-BAC

Analityczne udowodnienie stabilności algorytmu B-BAC w ogólnym przypadku nie jest możliwe. Przeprowadzenie takiego dowodu w przypadku sprecyzowanego obiektu sterowania jest także ryzykowne (Bastin i Dochain, 1990). Wynika to z faktu, iż dla pełnowartościowej analizy stabilności układu sterowania z regulatorem B-BAC konieczna byłaby znajomość pełnego i dokładnego modelu matematycznego procesu. Metodologia B-BAC zakłada jednak dużą niepewność co do postaci takiego modelu i co do wartości jego parametrów, a jest to uzasadnione z praktycznego punktu widzenia i uniemożliwia przeprowadzenie takiej analizy stabilności. Jest także intuicyjnie zrozumiałe, iż dla stabilności układu sterowania z regulatorem B-BAC kluczowe znaczenie ma zbieżność procedury estymacji (2.3.4), gdyż ona decyduje o dokładności odwzorowania zmian wielkości sterowanej Y(t) przez uproszczony model (2.1.1).

Skalarna postać równań (2.3.4) zapewnia korzystne własności procedury estymacji. W szczególności procedura ta jest zbieżna nawet przy braku jakichkolwiek wymuszeń zewnętrznych. W konsekwencji nie ma potrzeby stosowania żadnych zewnętrznych sygnałów nieustannie pobudzających, co, jak ogólnie wiadomo, stanowi największą trudność przy wykorzystaniu RMNK w przypadku estymacji wieloparametrowej. Wykorzystanie współczynnika zapominania $\alpha \in (0,1)$ pozwala na zmniejszenie wpływu zakłóceń pomiarowych na dokładność estymacji przez zwiększenie jego wartości. Rozwiązanie takie pogarsza jednak własności dynamiczne procedury estymacji przez zwiększenie czasu dochodzenia estymaty do wartości rzeczywistej. W celu wykazania prawdziwości powyższych stwierdzeń, formułuje się i udowadnia następujące twierdzenie.

Twierdzenie 2.4.1

Jeśli proces jest w stanie ustalonym, to estymata \hat{R}_{γ} jest zawsze zbieżna do swojej rzeczywistej wartości \overline{R}_{γ} w stanie ustalonym, bez żadnych zewnętrznych sygnałów nieustannie pobudzających.

$$\lim_{i \to \infty} \hat{R}_{Y,i} = \overline{R}_Y$$
(2.4.1)

Dynamika zmian wartości estymaty \hat{R}_{y} ma charakter inercji pierwszego rzędu ze stałą czasową τ_{est} , zależną jedynie od wartości współczynnika zapominania α .

Dowód powyższego twierdzenia przeprowadza się w trzech krokach.

Przy stałej objętości komory reaktora V=const wartość parametru P_i (2.3.4.b) jest zawsze zbieżna do stałej wartości \overline{P} i pozostaje niezmienna przez cały czas wykonywania procedury estymacji bez względu na zmiany wejść i wyjść procesu. Wynika to z faktu, iż w stanie ustalonym objętość komory reaktora V jest zawsze stała. Wprowadzając, dla uproszczenia zapisu, zmienną pomocniczą a = (V T_R)², której wartość jest także stała w stanie ustalonym, można zastosować metodę indukcji matematycznej i na podstawie równania (2.3.4b) wykazać, że:

$$P_{i} = \frac{P_{0}}{\alpha^{i} + a P_{0} \sum_{k=0}^{i-1} \alpha^{k}}$$
(2.4.2)

gdzie:

Krok 1

P₀ - wartość początkową dla parametru P_i.

Ostatecznie dla $\alpha < 1$ oraz $i \rightarrow \infty$ uzyskuje się $\alpha^i \rightarrow 0$ oraz $\sum_{k=0}^{\infty} \alpha^k = \frac{1}{1-\alpha}$.

Prowadzi to do następującej zależności:

 $\overline{R}_{Y} = -\frac{1}{\overline{y}}$

$$\lim_{i \to \infty} P_i = \lim_{i \to \infty} \frac{P_0}{\alpha^i + a P_0 \sum_{k=0}^{i-1} \alpha^k} = \frac{1 - \alpha}{a}$$
(2.4.3)

W ten sposób udowodniono, że wartość parametru P_i jest zawsze zbieżna do stałej wartości $\overline{P} = \frac{1-\alpha}{a}$, zależnej jedynie od współczynnika zapominania α oraz od stałej zmiennej pomocniczej *a*. Wartość ta nie jest zależna od warunku początkowego P₀ ani od początkowej wartości estymaty $\hat{R}_{\gamma,0}$.

Krok 2

W tym kroku można skupić się na analizie zbieżności estymaty \hat{R}_Y . Po połączeniu równań (2.3.1) i (2.3.2) można wyznaczyć wartość \overline{R}_Y , o której mowa w twierdzeniu 2.4.1. Utrzymując założenie o stałej objętości komory reaktora V uzyskuje się:

(2.4.4)

gdzie *a* to zdefiniowana w poprzednim kroku stała zmienna pomocnicza. Wielkość \overline{y} oznacza stałą wartość kolejnej zmiennej pomocniczej y_i w stanie ustalonym, opisanej równaniem (2.3.2).

Przy założeniu, że parametr P_i ma już ostateczną, stałą wartość $\overline{P} = \frac{1-\alpha}{a}$, równanie (2.3.4a) można przekształcić do następującej postaci:

$$\hat{\mathbf{R}}_{\mathbf{Y},i} = \hat{\mathbf{R}}_{\mathbf{Y},i-1} - \mathbf{a} \,\overline{\mathbf{P}} \Big(\overline{\mathbf{y}} + \mathbf{a} \,\overline{\mathbf{R}}_{\mathbf{Y},i-1} \Big)$$
(2.4.5)

Stosując metodę indukcji matematycznej na podstawie równania (2.4.5) uzyskuje się:

$$\hat{R}_{Y,i} = \hat{R}_{Y,0} \left(1 - a^2 \,\overline{P} \right)^i - a \,\overline{P} \,\overline{y} \sum_{k=0}^{i-1} \left(1 - a^2 \,\overline{P} \right)^k$$
(2.4.6)

gdzie R_{Y0} oznacza wartość początkową dla estymaty R_Y. Dla i $\rightarrow \infty$ można zapisać:

$$\lim_{i\to\infty} \hat{R}_{Y,i} = \lim_{i\to\infty} \left(\hat{R}_{Y,0} \left(1 - a^2 \overline{P} \right)^i - a \overline{P} \overline{y} \sum_{k=0}^{i-1} \left(1 - a^2 \overline{P} \right)^k \right)$$
(2.4.7)

Wstawiając
$$\overline{P} = \frac{1-\alpha}{a}$$
 do powyższego równania otrzymuje się:

$$\lim_{i \to \infty} \bar{R}_{Y,i} = \lim_{i \to \infty} \bar{R}_{Y,0} (1 - a(1 - \alpha))^{i} - \lim_{i \to \infty} (1 - \alpha) \overline{y} \sum_{k=0}^{i-1} (1 - a(1 - \alpha))^{k}$$
(2.4.8)

Przy realistycznym założeniu $0 < (1 - a(1 - \alpha)) < 1$ można zauważyć, iż:

$$\lim_{i \to \infty} \hat{R}_{Y,0} (1 - a(1 - \alpha))^i = 0$$
 (2.4.9)

$$\operatorname{im}_{i\to\infty}(1-\alpha)\overline{y}\sum_{k=0}^{i-1}(1-a(1-\alpha))^{k} = \frac{1}{a}\overline{y}$$
(2.4.10)

Połączenie zależności (2.4.4), (2.4.8), (2.4.9) oraz (2.4.10) prowadzi do:

$$\lim_{i \to \infty} \hat{R}_{Y,i} = -\frac{1}{a} \overline{y} = \overline{R}_{Y}$$
(2.4.11)

W ten sposób udowodniono, że jeśli proces jest w stanie ustalonym, to estymata \hat{R}_{Y} jest zawsze zbieżna do rzeczywistej wartości parametru \overline{R}_{Y} . Wartość ta nie zależy od warunku początkowego $\hat{R}_{Y,0}$ dla procedury estymacji. W rzeczywistości niewłaściwy dobór $\hat{R}_{Y,0}$ wpływa jedynie na przebieg początkowego etapu estymacji i nawet jeśli wartość ta została dobrana przypadkowo, to procedura estymacji jest w dalszym ciągu zbieżna do rzeczywistej wartości \overline{R}_{Y} .

Krok 3

Dynamika zbieżności estymaty \hat{R}_{Y} do rzeczywistej wartości \overline{R}_{Y} jest dynamiką pierwszego rzędu, co można wykazać przekształcając równanie (2.4.5) do następującej postaci:

$$\frac{\hat{R}_{Y,i} - \hat{R}_{Y,i-1}}{T_R} = -V \overline{P} \left(-a \overline{R}_Y + a \hat{R}_{Y,i-1} \right)$$
(2.4.12)

Dla małych wartości czasu próbkowania T_R i po podstawieniu zależności $\overline{P} = \frac{1-\alpha}{a}$ można zauważyć, iż powyższe równanie stanowi dyskretną postać ciągłego równania dynamiki opisującego zmiany estymaty R_Y :

$$\frac{\hat{\mathbf{R}}_{\mathbf{Y}}}{dt} = \mathbf{V}(1-\alpha)\overline{\mathbf{R}}_{\mathbf{Y}} - \mathbf{V}(1-\alpha)\hat{\mathbf{R}}_{\mathbf{Y}}$$
(2.4.13)

Równanie (2.4.13) jest liniowym równaniem różniczkowym pierwszego rzędu, co prowadzi do następującej funkcji przejścia:

$$\hat{R}_{Y}(s) = \frac{1}{1 + s \tau_{est}} \overline{R}_{Y}(s)$$
 (2.4.14)

Oznacza to, iż procedura estymacji (2.3.4) charakteryzuje się dynamiką pierwszego rzędu ze wzmocnieniem jednostkowym i stałą czasową τ_{est} , opisaną zależnościa:

(2.4.15)

Dla stałej objętości V wartość τ_{est} zależy jedynie od współczynnika zapominania α i maleje wraz ze zmniejszaniem jego wartości.

W ten sposób udowodniono prawdziwość twierdzenia 2.4.1, które mówi o zbieżności procedury estymacji (2.3.4) w warunkach najbardziej niekorzystnych z punktu widzenia teorii estymacji – w stanie ustalonym. Z założenia proces nie jest wtedy w żaden sposób pobudzany, co jednak nie przeszkadza w zbieżności estymaty do jej rzeczywistej wartości. Na tej podstawie można stwierdzić, iż w stanach przejściowych procedura estymacji będzie także zbieżna. Dzięki temu model (2.1.1) będzie w stanie odwzorowywać zmiany wielkości sterowanej Y(t) z zadowalającą dokładnością, jeśli tylko dobrana zostanie odpowiednio mała wartość stałej czasowej τ_{est} .

Zbieżność procedury estymacji (2.3.4), udowodniona teoretycznie, zapewnia dużą zgodność uproszczonego modelu (2.1.1) z wyjściem rzeczywistego procesu Y(t). Pozwala to mieć nadzieję, iż odpowiednio zestrojony algorytm B-BAC będzie stabilny i będzie pozwalał na osiągnięcie satysfakcjonującej jakości sterowania z zachowaniem zerowego uchybu statycznego. Teza taka została, w dalszej części pracy, zilustrowana za pomocą badań symulacyjnych i praktycznych, polegających na zastosowaniu algorytmu B-BAC do sterowania pracą różnych obiektów technologicznych. Realistyczne warunki, w jakich przeprowadzono te badania oraz duża różnorodność wykorzystywanych obiektów pozwalają stwierdzić, iż uzyskane wyniki są wiarygodne i potwierdzają tezę o stabilności algorytmu B-BAC.

2.5. Prosty przykład ilustracyjny

 $\tau_{est} = \frac{1}{V(1-\alpha)}$

W celu zilustrowania sposobu wyprowadzenia regulatora B-BAC i pokazania wpływu parametrów strojenia na przebiegi regulacyjne rozpatruje się prosty mieszalnik wody ciepłej i zimnej z komorą o stałej objętości V [L] i z wymianą ciepła do otoczenia. Obiekt ten schematycznie przedstawiono na rysunku 2.5.1, przyjmując następujące oznaczenia: T_{in1} , T_{in2} [°C] – wlotowe temperatury wody, F_1 , F_2 [L/h] – wlotowe przepływy objętościowe wody, T [°C] – temperatura wody na wylocie z mieszalnika, T_{ext} [°C] – temperatura otoczenia. Strumienie ciepła Q_{in1}^* , Q_{in2}^* , Q_{out}^* i Q_{ext}^* [J/h] oznaczają kolejno dwa strumienie wlotowe, strumień wyjściowy i strumień reprezentujący wymianę ciepła z otoczeniem. Q [J] reprezentuje ciepło zgromadzone w komorze mieszalnika.

Cel sterowania sprowadza się do utrzymywania temperatury wylotowej Y(t) = T(t) na zadanej wartości Y_{sp} za pomocą zmian przepływu F_1 .

Uproszczony model procesu, opisujący wielkość sterowaną należy wyprowadzić opierając się na ogólnym bilansie ciepła dla rozpatrywanego obiektu:

$$\frac{dQ(t)}{dt} = Q_{in1}^{*}(t) + Q_{in2}^{*}(t) - Q_{out}^{*}(t) - Q_{ext}^{*}(t)$$
(2.5.1)



Rys. 2.5.1. Uproszczony schemat technologiczny mieszalnika wody ciepłej i zimnej Fig. 2.5.1. Simplified diagram of the mixer of the cold and hot water

Po rozpisaniu poszczególnych składników i zastąpieniu parametrów opisujących wymianę ciepła z otoczeniem jednym stałym parametrem k_{ext} uzyskuje się następujące równanie:



Z praktycznego punktu widzenia wielkości F_1 , F_2 , T_{in1} , T_{in2} , T_{ext} i T są łatwo mierzalne. Niepewność związana jest z wartością parametru k_{ext} i dla potrzeb tego przykładu zakłada się nieznajomość jego wartości. W związku z tym niemierzalna część bilansowa równania (2.5.2) zostaje zastąpiona zmieniającym się parametrem R_Y . Prowadzi to wprost do postaci równania zgodnej z modelem (2.1.1), w którym elementy wektorów $\underline{F}(t)$ i $\underline{Y}_F(t)$ zdefiniowano w następujący sposób: $\underline{F}(t) = [F_1(t) \ F_2(t)]^T$ i $\underline{Y}_F(t) = [(T_{in1}(t) - T(t)) \ (T_{in2}(t) - T(t))]^T$. Po wymnożeniu tych wektorów model taki można zapisać jako:

$$\frac{dY(t)}{dt} = \frac{1}{V} \left(F_1(t) \left(T_{in1}(t) - Y(t) \right) + F_2(t) \left(T_{in2}(t) - Y(t) \right) \right) - R_Y(t) \quad (2.5.3)$$

Stosując metodologię B-BAC i zdefiniowane wektory $\underline{F}(t)$ i $\underline{Y}_{F}(t)$ można uzyskać ogólną postać regulatora B-BAC (2.2.6). Po dyskretyzacji otrzymuje się:

$$F_{l,i}(T_{in1,i} - Y_i) + F_{2,i}(T_{in2,i} - Y_i) = \lambda V(Y_{sp} - Y_i) + V R_{Y,i}$$
(2.5.4)

Przekształcenia, polegające na wyznaczeniu wielkości sterującej F_1 z powyższego równania, prowadzą do końcowej postaci regulatora B-BAC:

$$F_{l,i} = \frac{\lambda V (Y_{sp} - Y_i) - F_{2,i} (T_{in2,i} - Y_i) + V \hat{R}_{Y,i}}{(T_{in1,i} - Y_i)}$$
(2.5.5)

Procedura estymacji (2.3.4), dla rozpatrywanego przypadku, wygląda następująco:

$$\hat{R}_{Y,i} = \hat{R}_{Y,i-1} - VT_R P_i (y_i + VT_R \hat{R}_{Y,i-1})$$
 (2.5.6a)

$$\mathbf{P}_{i} = \frac{\mathbf{P}_{i-1}}{\alpha} \left(1 - \frac{\mathbf{V}^{2} \mathbf{T}_{R}^{2} \mathbf{P}_{i-1}}{\alpha + \mathbf{V}^{2} \mathbf{T}_{R}^{2} \mathbf{P}_{i-1}} \right)$$
(2.5.6b)

gdzie
$$y_i = V(Y_i - Y_{i-1}) - T_R(F_{1,i}(T_{in1,i} - Y_i) + F_{2,i}(T_{in2,i} - Y_i))$$
 (2.5.6c)

Rysunki 2.5.2 – 2.5.4 przedstawiają wyniki badań symulacyjnych. Dla mieszalnika z rys. 2.5.1 przyjęto stałą i znaną objętość komory V = 10, a dla stanu ustalonego założono $F_1(0) = F_2(0) = 1$, $T_{in1}(0) = 20$, $T_{in2}(0) = 80$, $k_{ext}(0) = 0$ (brak wymiany ciepła z otoczeniem), $T_{ext}(0) = 20$ i T(0) = 50. Dla regulatora B-BAC (2.5.5) i procedury estymacji (2.5.6) wstępnie przyjęto $\lambda = 10$, $T_R = 5$ [min], $\alpha = 0,1$ oraz $\hat{R}_{Y,0} = 0,5$.

Każdy eksperyment rozpoczyna się od stanu ustalonego. Na poczatku uruchamiana jest procedura estymacji (2.5.6) w pętli otwartej, co ma na celu uniknięcie wpływu błędnie dobranej wartości początkowej $\hat{R}_{y,0}$ na przebiegi regulacyjne. W chwili t = 2 petla regulacji jest zamykana i cały system poddawany jest skokowym zmianom wartości wielkości zakłócających i parametru k_{ext}. Wpływ wartości współczynnika λ , widoczny na rys. 2.5.2, można porównać do wpływu wzmocnienia w konwencjonalnym regulatorze PI. Zmniejszenie wartości tego parametru powoduje spowolnienie pracy regulatora, objawiające się wydłużeniem czasu regulacji przy łagodniejszych zmianach wielkości sterującej F₁. Zbyt duża wartość parametru λ może doprowadzić do niestabilności zamknietego układu sterowania. Wzrost okresu próbkowania T_R powoduje pogorszenie jakości sterowania (rys. 2.5.3) w przebiegach regulacyjnych pojawiają się oscylacje. Wartość współczynnika zapominania a wpływa znacząco na dokładność estymacji w pętlach otwartej i zamkniętej (rys. 2.5.4b). Wzrost tej wartości powoduje wolniejsze nadążanie estymaty R_{y} za rzeczywistą wartościa Ry. Dodatkowo większy współczynnik zapominania sprawia, iż wpływ błędnego doboru wartości początkowej R_{Y,0} jest bardziej widoczny. Dla przebiegów z rys. 2.5.4a wzrost wartości α spowodował wydłużenie czasu regulacji. W rozpatrywanym przypadku uzyskuje się również zmniejszenie wartości przeregulowania wielkości sterowanej Y, jednak, jak wynika z doświadczeń autora, taki wpływ wartości współczynnika zapominania nie jest regułą. Regułą jest natomiast negatywny wpływ zwiększania tej wartości na przebiegi regulacyjne.

Na podstawie uzyskanych przebiegów można przyjąć, iż wstępne zestrojenie regulatora B-BAC ($\lambda = 10$, $T_R = 5$ [min], $\alpha = 0,1$) było prawidłowe i takie nastawy zostaną zachowane podczas dalszych badań symulacyjnych.

Dla rozpatrywanego przykładu można wykorzystać ideę *minimalnej realizacji regulatora B-BAC*, omówioną w podrozdziale 2.2. Prowadzi to do następującego podziału członów w równaniu (2.5.2):

$$\frac{dT(t)}{dt} = \underbrace{F_{1}(t)}_{V} (T_{in1}(t) - T(t)) + \underbrace{F_{2}(t)}_{V} (T_{in2}(t) - T(t)) - \frac{k_{ext}}{V} (T(t) - T_{ext}(t))}_{nieznana\ część\ bilansowa} (2.5.7)$$
mierzalna część bilansowa
zastąpiona parametrem $R_{Y}(t)$

Po zdefiniowaniu wektorów $\underline{F}(t) = [F_1(t)]^T$ i $\underline{Y}_F(t) = [(T_{in1}(t) - T(t))]^T$ uzyskuje się uproszczony model procesu w następującej postaci:

$$\frac{dY(t)}{dt} = \frac{1}{V} F_{I}(t) (T_{in1}(t) - Y(t)) - R_{Y}(t)$$
(2.5.8)

Zastosowanie metodologii B-BAC dla tego modelu prowadzi do ostatecznej postaci minimalnej realizacji regulatora B-BAC:

$$F_{1,i} = \frac{\lambda V (Y_{sp} - Y_i) + V \hat{R}_{Y,i}}{(T_{in1,i} - Y_i)}$$
(2.5.9)

Procedura estymacji (2.5.6.a) i (2.5.6.b) nie ulega zmianie z wyjątkiem wyrażenia opisującego wartość zmiennej pomocniczej y_i :

$$y_{i} = V(Y_{i} - Y_{i-1}) - T_{R}F_{l,i}(T_{in1,i} - Y_{i})$$
(2.5.10)

Z powyższych wzorów jasno wynika, iż w przypadku rozpatrywanego przykładu do implementacji *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* (2.5.9) z procedurą estymacji (2.5.6a), (2.5.6b) i (2.5.10) nie jest konieczna dostępność pomiarowa wartości F₂ oraz T_{in2}.

Symulacyjne porównanie pełnego regulatora B-BAC (2.5.5) z jego minimalną realizacją (2.5.9) pokazało, iż przy takich samych nastawach dla obu regulatorów nie ma żadnej różnicy w ich działaniu. Osiąga się to dzięki właściwościom procedury estymacji (2.3.4), która po przedefiniowaniu wartości zmiennej pomocniczej y₁ (2.5.10) kompensuje nie tylko nieznaną część bilansową, reprezentującą wymianę ciepła z otoczeniem, jak to miało miejsce

w przypadku *pełnej realizacji regulatora B-BAC* (2.5.5), ale także niedostępny pomiarowo człon równania (2.5.7). Sytuację tę pokazuje rys. 2.5.5.

Wyniki kolejnych eksperymentów symulacyjnych (rys. 2.5.6 i 2.5.7) pozwalają na porównanie działania *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* (2.5.9) z dwoma regulatorami PI z programową zmianą nastaw. Dla pierwszego z nich zmiany wzmocnienia k_r i stałej całkowania T_i oblicza się według wzorów uzyskanych na drodze linearyzacji toru sterowania w uproszczonym modelu procesu (2.5.3), z pominięciem nieznanego parametru R_y. Prowadzi to do następujących zależności:

$$c_r = 10 \frac{V}{T_{in,l} - Y}$$
 $T_i = \frac{V}{F_1 + F_2}$ (2.5.11)

Tę realizację regulatora PI można nazwać *pełną*, gdyż do programowej zmiany nastaw używa się uproszczonego modelu procesu wykorzystywanego do wyprowadzenia *pełnej realizacji regulatora B-BAC* (2.5.5).

Drugi z regulatorów PI strojony jest według tej samej zasady, ale przy wykorzystaniu uproszczonego modelu procesu (2.5.8), który to model służy do wyprowadzenia *minimalnej* realizacji regulatora B-BAC (2.5.9). Wyrażenie opisujące wzmocnienie tego regulatora nie ulegnie zmianie, zmieni się jedynie zależność opisująca stałą całkowania, a taką realizację regulatora PI można nazwać minimalną.

 $\Gamma_i = \frac{V}{E}$

(2.5.12)

Rysunek 2.5.6 pozwala na porównanie działania *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* (2.5.9) z omówionymi regulatorami PI z programową zmianą nastaw. Podczas tego eksperymentu założono dokładny pomiar wartości zakłócenia $T_{in,1}$, w przeciwieństwie do wyników przedstawionych na rys. 2.5.7, gdzie podczas takiego samego eksperymentu dla wszystkich porównywanych regulatorów założono stały błąd pomiarowy dla wartości $T_{in,1}$. W każdym przypadku *minimalna realizacja regulatora B-BAC* (2.5.9) zapewnia najlepszą jakość regulacji, co jest możliwe dzięki kompensacyjnym własnościom procedury estymacji (2.3.4).

Wyniki przedstawione na rys. 2.5.8 pozwalają na ocenę wpływu opóźnienia w torze pomiarowym wielkości sterowanej Y na przebiegi regulacyjne dla badanych algorytmów sterowania. Czas opóźnienia ustalono jako $T_{op} = T_R = 5$ [min]. Regulator B-BAC wymagał zmiany współczynnika wzmocnienia i przebiegi z rys. 2.5.8 uzyskano dla $\lambda = 1$. Wzory (2.5.11) i (2.5.12) na obliczanie nastaw regulatorów PI pozostały bez zmian. Przedstawione wyniki pokazują, iż wprowadzenie opóźnienia znacząco pogorszyło własności regulacyjne wszystkich algorytmów sterowania - w przebiegach pojawiły się wyraźne oscylacje. Wprawdzie można uznać, że *minimalna realizacja regulatora B-BAC* (2.5.9) ponownie zapewnia najlepszą jakość sterowania, ale trzeba pamiętać, iż konieczne było przestrojenie tego regulatora. Ponadto, w praktycznych układach regulacji takie oscylacje byłyby nie do zaakceptowania. Można więc stwierdzić, iż w obecności niewielkiego opóźnienia pomiarowego przewaga regulatora B-BAC nad regulatorami PI z programową zmianą nastaw maleje.





----- Ysp ------ Y (lambda = 0.1) ----- Y (lambda = 1.0) ------ Y (lambda = 10.0)









wielkość sterująca F1(t)









---- Ysp ----- Y (alfa = 0.1) --- Y (alfa = 0.5) ---- Y (alfa = 0.9)



Rys. 2.5.4a. Wpływ współczynnika zapominania α na pracę regulatora B-BAC Fig. 2.5.4a. Influence of the forgetting factor α on the control performance of the B-BAC controller











Rys. 2.5.6. Własności regulacyjne przy dokładnym pomiarze wielkości zakłócającej $T_{in,l}$ Fig. 2.5.6. Control performance for perfect measurement of the disturbance $T_{in,l}$



wielkość sterowana Y(t) = T(t)









Na zakończenie warto wskazać na duże podobieństwo między *pełną* i *minimalną realizacją regulatora B-BAC* oraz odpowiednio *pełną* i *minimalną realizacją regulatora PI*. Podobieństwo to dotyczy rzeczywistej wartości współczynnika wzmocnienia. Wyrażenie opisujące jego wartość dla obu regulatorów B-BAC, przy $\lambda = 10$ jest takie samo jak wyrażenie wykorzystywane do programowej zmiany wartości współczynnika wzmocnienia k_r dla obu regulatorów PI (2.5.11).

2.6. Algorytm B-BAC a regulacja predykcyjna

Regulacja predykcyjna jest efektywną techniką sterowania procesami przemysłowymi, rozwijającą się z różną intensywnością począwszy od końca lat 70. ubiegłego stulecia (Richalet i in., 1976; Richalet i in., 1978; Richalet, 1993; Richalet i in., 2005; Cutler i Ramaker, 1980; Tatjewski, 2002). Garcia i in. (1989) i Qin i Badgwell (1997) przedstawiają kompletny raport dotyczący możliwości zastosowania tego typu regulacji w przemyśle chemicznym, natomiast Qin i Badgwell (2003) omawiają algorytmy predykcyjne aktualnie stosowane w przemyśle. Regulacja predykcyjna zajmuje także istotne miejsce wśród wielu innych, zaawansowanych metod sterowania (Bequatte, 1991; Joshi i in., 1997).

Nie wdając się głęboko w szczegóły można stwierdzić, iż istota tego sposobu sterowania bazuje na wykorzystaniu uproszczonego modelu w celu przewidzenia (predykowania) zachowania się procesu w przyszłości. W praktyce dla celów regulacji predykcyjnej używa się najczęściej następujących grup modeli (Camacho i Bordons, 1999):

- odpowiedzi impulsowej lub skokowej modele te zapamiętywane są w postaci współczynników tzw. obciętej odpowiedzi impulsowej lub skokowej.
- Wielomianowej funkcji przejścia.
- Dyskretnych równań stanu.
- Modelów nieliniowych bazujących na sieciach neuronowych lub na zasadach logiki rozmytej (*fuzzy logic*).

Każda z wyżej wymienionych grup modeli wymaga wstępnej identyfikacji w trybie offline. W przypadku procesów o silnie nieliniowej charakterystyce, która dodatkowo ulega częstym zmianom, konieczne jest zastosowanie adaptacyjnej regulacji predykcyjnej, polegającej na identyfikowaniu modelu procesu w określonych odstępach czasu lub na bieżąco (Astrom i Wittenmark, 1989; Niederliński i in., 1995).

W tym rozdziale wykazane zostało podobieństwo pomiędzy algorytmem sterowania B-BAC a metodologią jednokrokowej regulacji predykcyjnej. Ponadto, dyskutuje się możliwość wykorzystania uproszczonego modelu procesu (2.1.1) dla potrzeb wielokrokowej regulacji predykcyjnej.

Model (2.1.1) nie da się zaliczyć do żadnej z wyżej wymienionych grup modeli. Jest on wprawdzie modelem fizykalnym, ale ze względu na swój uproszczony charakter trudno zaliczyć go do grupy modeli zapisanych w postaci dyskretnych równań stanu. Dodatkową cechą modelu (2.1.1), wynikającą z zastąpienia wszystkich nieliniowości procesu jednym zmieniającym się parametrem $R_Y(t)$, jest konieczność wyznaczania wartości tego parametru na bieżąco w każdym kroku dyskretyzacji. Cecha ta nabiera znaczenia przy próbie wykorzystania modelu (2.1.1) dla wielokrokowej regulacji predykcyjnej.

2.6.1. Jednokrokowa regulacja predykcyjna

Metodologia ta jest najprostszym rodzajem regulacji predykcyjnej, a jej ideę można w skrócie przedstawić następująco - dysponując dyskretnym modelem oraz pomiarami aktualnego stanu procesu w chwili *i* (mierzalne zakłócenia oraz aktualne wyjście) zakłada się nową wartość wielkości sterującej, a następnie sprawdza się jak ta założona wartość wpłynie na wyjście procesu w chwili *i*+1 (predykcja jednokrokowa). Zasada ta pozwala na wyprowadzenie jednokrokowego regulatora predykcyjnego. Umożliwia to wyznaczenie z modelu takiej wartości wielkości sterującej, która sprawi, iż predykowane wyjście procesu w następnej chwili *i*+1 przyjmie żądaną wartość. Wartość ta może być bezpośrednio wartością zadaną lub jedną z kolejnych wartości dyskretnej trajektorii odniesienia, co ma na celu łagodniejsze doprowadzenie wyjścia procesu do wartości zadanej w większej liczbie kroków.

W swojej pracy doktorskiej autor zaproponował postać jednokrokowego regulatora predykcyjnego wyprowadzonego na podstawie uproszczonego modelu z zastosowaniem wskaźnika pochłaniania substratu (Czeczot, 1997). Regulator ten użyto do sterowania bioreaktorem, wykorzystywanym w procesach biologicznego oczyszczania wody. Obecnie przedstawia się metodę syntezy jednokrokowego regulatora predykcyjnego opierającej się na ogólnym modelu procesu (2.1.1).

W tym celu dokonuje się dyskretyzacji równania (2.1.1) z okresem próbkowania T_R , zastępując w nim jednocześnie nieznaną wartość parametru $R_Y(t)$ jej, obliczaną na bieżąco, estymatą \hat{R}_{Yi} :

$$\left(\frac{\mathrm{d}\mathbf{Y}(t)}{\mathrm{d}t}\right)_{i} = \frac{1}{V_{i}} \underline{F}_{i}^{\mathsf{T}} \underline{Y}_{\mathsf{F},i} - \hat{\mathbf{R}}_{\mathsf{Y},i}$$
(2.6.1.1)

Po aproksymacji czasowej pochodnej wielkości sterowanej Y(t) za pomocą różnicy progresywnej pierwszego rzędu, można przekształcić powyższe równanie do następującej postaci:

$$\frac{I_{i+1} - Y_i}{T_n} = \frac{1}{V_i} \underline{F}_i^T \underline{Y}_{F,i} - \hat{R}_{Y,i}$$
(2.6.1.2)

a następnie zaproponować postać modelu pozwalającą na wyznaczenie jednokrokowej predykcji wielkości sterowanej \hat{Y}_{i+1} :

$$\hat{\mathbf{Y}}_{i+1} = \mathbf{Y}_{i} + \frac{\mathbf{T}_{R}}{\mathbf{V}_{i}} \underline{\mathbf{F}}_{i}^{\mathsf{T}} \underline{\mathbf{Y}}_{\mathsf{F},i} - \mathbf{T}_{R} \hat{\mathbf{R}}_{\mathbf{Y},i}$$
(2.6.1.3)

Działanie jednokrokowego predyktora (2.6.1.3) bazuje na aktualnych pomiarach elementów wektorów \underline{F}_i oraz $\underline{Y}_{F,i}$, objętości roboczej komory reaktora V_i oraz wartości wielkości sterowanej Y_i. Konieczne jest także zastosowanie procedury estymacji (2.3.4), która wymaga tych samych danych pomiarowych. Ponieważ, zgodnie z założeniami przyjętymi w podrozdziale 2.1, wszystkie potrzebne wartości są mierzalne lub znane, można przyjąć, iż postać jednokrokowego predyktora (2.6.1.3) nadaje się do praktycznego zastosowania.

Przykład 2.6.1.1

Celem tego przykładu jest symulacyjna weryfikacja działania jednokrokowego predyktora (2.6.1.3) w skrajnie niekorzystnych warunkach, tj. w zastosowaniu do śledzenia wartości stężenia substratu na wylocie z komory reaktora biologicznego o parametrach rozłożonych. Pełny, nieliniowy model takiego reaktora składa się z dwóch równań różniczkowych cząstkowych, opisujących kolejne stężenie substratu C_S [g/m³] oraz biomasy C_X [g/m³] (Bastin i Dochain, 1990; Babary i in., 1991; Dochain i in., 1992):

$$\frac{\partial C_{S}(z,t)}{\partial t} = -\frac{F(t)}{AL} \frac{\partial C_{S}(z,t)}{\partial z} - k_{1}\mu(z,t)C_{X}(z,t)$$
(2.6.1.4a)

$$\frac{\partial C_{X}(z,t)}{\partial t} = \left[\mu(z,t) - k_{d}\right] C_{X}(z,t)$$
(2.6.1.4b)

warunek brzegowy:
$$C_{S}(0,t) = C_{S,in}(t)$$
, (2.6.1.4c)
profile początkowe: $C_{S}(z,0) = C_{S,0}(z)$, $C_{X}(z,0) = C_{X,0}(z)$. (2.6.1.4d)

Wskaźnik wzrostu biomasy μ [1/h] (*specific growth rate*) opisany jest zależnością Contoisa (1959):

$$\mu(z,t) = \mu_{\max} \frac{C_{S}(z,t)}{K_{c}C_{X}(z,t) + C_{S}(z,t)}$$
(2.6.1.4e)

W modelu tym wykorzystano następujące oznaczenia: $z \in [0,1]$ [-] – unormowana zmienna przestrzenna, $C_{S,in}$ [g/m³] – włotowe stężenie substratu, F [m³/h] – przepływ objętościowy przez komorę reaktora, L=1 [m] – długość komory reaktora, A = 0,02 [m²] – przekrój poprzeczny komory reaktora, k₁ = 1,5 [-] – współczynnik wydajności reakcji, k_d = 0,05 [1/h] – współczynnik obumierania biomasy, μ_{max} = 0,35 [1/h] – maksymalny wskaźnik wzrostu biomasy, K_c = 0,4 [-] – stała Contoisa. Dla wielkości wejściowych przyjęto w stanie ustalonym F(0) = 0,004 i C_{S,in}(0) = 40.

Zakładając całkowitą nieznajomość modelu i natury procesu (2.6.1.4) oraz przyjmując błędne założenie o idealnym mieszaniu zawartości komory reaktora, dla potrzeb wyprowadzenia modelu (2.1.1), można zaproponować uproszczony schemat technologiczny rozpatrywanego bioreaktora przedstawiony na rys. 2.6.1.1.

Wielkością wyjściową jest tutaj stężenie substratu na wylocie z komory reaktora $Y = C_s$. Przyjmując dodatkowo oznaczenie $Y_{in} = C_{s,in}$, na podstawie bilansu masy substratu, otrzymuje się następujące równanie dynamiki dla wielkości sterowanej:

$$\frac{dY(t)}{dt} = \frac{F(t)}{V} (Y_{in}(t) - Y(t)) - R_{Y}(t)$$

(2.6.1.5)

Definiując wektory $\underline{F}_i = [F_i]$ oraz $\underline{Y}_{F,i} = [Y_{in,i} - Y_i]$ można wykazać, iż postać równania (2.6.1.5) jest zgodna z postacią uproszczonego modelu (2.1.1). Dodatkowo przyjmuje się stałą objętość komory reaktora, wyznaczoną z zależności geometrycznej V = AL. W konsekwencji, do śledzenia zmian wielkości wyjściowej Y można bezpośrednio wykorzystać jednokrokowy predyktor (2.6.1.3) z procedurą estymacji (2.3.4).

Warto zwrócić uwagę na niezgodność pomiędzy założeniami przyjętymi podczas wyprowadzania uproszczonego modelu (2.6.1.5) a rzeczywistymi własnościami dynamicznymi procesu. Bioreaktor o parametrach rozłożonych (2.6.1.4) nie spełnia założenia o idealnym mieszaniu, co sprawia, iż rząd tego obiektu, rozumiany jako wymiarowość wektora stanu, jest nieskończony. W procesie tym można wyróżnić dwie wielkości wejściowe - włotowe stężenie substratu $Y_{in} = C_{S,in}$ oraz natężenie przepływu objętościowego przez komorę reaktora F. W torze od stężenia $C_{S,in}$ występuje opóźnienie transportowe, a dodatkowo obydwa tory charakteryzują się dynamiką trudną do klasyfikacji, której na pewno nie można przybliżyć stacjonarnym elementem inercyjnym pierwszego rzędu.

Wyniki weryfikacji symulacyjnej przedstawiają rysunki 2.6.1.2 i 2.6.1.3. Badania przeprowadzono w pętli otwartej, rozpoczynając każdy eksperyment od stanu ustalonego. Wartość początkowa dla procedury estymacji wynosiła $R_{\gamma,0}$ =8, wartość parametru P₀ = 1000, a czas próbkowania przyjęto jako T_R = 15 [min].

Rysunek 2.6.1.2 pokazuje skuteczność jednokrokowego predyktora (2.6.1.3), przy skokowej zmianie stężenia włotowego $C_{S,in}$ dla dwóch wartości współczynnika zapominania α , który charakteryzuje procedurę estymacji (2.3.4). Pomimo skomplikowanej dynamiki tego toru dla wartości α =0,1 możliwe jest dobre odwzorowanie zmian wyjścia procesu za pomocą badanego predyktora. Zwiększenie wartości współczynnika zapominania do α =0,9 pogarsza dokładność tego odwzorowania, jednakże nawet w tym przypadku da się zauważyć zbieżność jednokrokowego predyktora (2.6.1.3) z rzeczywistą wartością wyjścia obiektu w stanie ustalonym. Podobne zależności można zaobserwować na rys. 2.6.1.3, przedstawiającym dokładność jednokrokowego predyktora (2.6.1.3) przy skokowej zmianie natężenia przepływu F dla dwóch takich samych wartości α .

Przedstawione wyniki mają charakter ogólny. Dobre odwzorowanie zmian wyjścia procesu jest możliwe nawet wtedy, gdy dynamika tych zmian znacznie odbiega od stacjonarnego elementu inercyjnego pierwszego rzędu. Jest to możliwe dzięki własnościom procedury estymacji (2.3.4), a odwzorowanie wyjścia jest tym dokładniejsze, im szybciej wartość estymowana $R_{\gamma,i}$ nadąża za zmianami procesu. Uzyskuje się to przez dobór małej wartości współczynnika zapominania α . Gdyby jednak, np. ze względu na obecność szumów pomiarowych, konieczne było zwiększenie wartości tego współczynnika, dokładność odwzorowania wyjścia procesu w stanach przejściowych pogorszyłaby się, jednak nie ma to wpływu na dokładność w stanie ustalonym.



Rys. 2.6.1.1. Uproszczony schemat technologiczny rozpatrywanego procesu biotechnologicznego Fig. 2.6.1.1. Simplified diagram of the considered bioreactor





Fig. 2.6.1.2. Accuracy of the one-step prediction in the presence of the step change of the inlet concentration $C_{S,in}(t)$



Rys. 2.6.1.3. Dokładność jednokrokowego predyktora w odpowiedzi na skokową zmianę natężenia przepływu objętościowego F(t)

Cechy jednokrokowego predyktora (2.6.1.3), pokazane na przykładzie 2.6.1.1, wynikają wprost z własności uproszczonego modelu (2.1.1), który jest wprawdzie modelem pierwszego rzędu, ale dzięki niestacjonarności i w połączeniu z procedurą estymacji (2.3.4) pozwala on na dokładny opis zmian wyjścia obiektu.

Rysunek 2.6.1.4 przedstawia ogólną zasadę działania jednokrokowego regulatora predykcyjnego zbudowanego na bazie rozpatrywanego predyktora (2.6.1.3). Dla uproszczenia wszystkie mierzalne zakłócenia procesu, łącznie ze zmieniającą się objętością komory reaktora V(t), oznaczono jako z(t). Wielkość sterującą oznaczono jako u(t), a pozostałe oznaczenia zgodne są z tymi, które występują w modelu (2.1.1) i w równaniu jednokrokowego predyktora (2.6.1.3).

Przyjmując, iż proces znajduje się w dyskretnej chwili i, zgodnie z założeniami znane są aktualne wartości mierzalnych zakłóceń z_i oraz aktualne zmierzona wartość wielkości sterowanej Y_i . Procedura estymacji (2.3.4), bazując na tych samych pomiarach, dostarczyła dodatkowo wartość estymaty $\hat{R}_{y,i}$. Dysponując tymi wszystkimi informacjami oraz zakładając nową wartość wielkości sterującej u_i, na podstawie równania (2.6.1.3), można wyznaczyć predykowaną wartość wielkości sterowanej w następnej chwili czasu \hat{Y}_{i+1} .





Fig. 2.6.1.4. Idea of the one-step predictive controller basing on the one-step prediction (2.6.1.3)

Fig. 2.6.1.3. Accuracy of the one-step prediction in the presence of the step change of the flow rate F(t)

W celu wyprowadzenia regulatora predykcyjnego, konieczne jest założenie znajomości wartości zadanej Y_{sp,i+1}, do której należy doprowadzić wielkość sterowaną w następnej chwili. Pozwala to na sformułowanie celu sterowania:

$$\hat{\mathbf{Y}}_{i+1} = \mathbf{Y}_{sp,i+1}$$
 (2.6.1.6)

Po wstawieniu równania (2.6.1.6) do równania jednokrokowego predyktora (2.4.1.3) i po elementarnych przekształceniach otrzymuje się ogólną postać równania jednokrokowego regulatora predykcyjnego:

$$\underline{F}_{i}^{T} \underline{Y}_{F,i} = \frac{1}{T_{p}} V_{i} (Y_{sp} - Y_{i}) + V_{i} \hat{R}_{Y,i}$$
(2.6.1.7)

Afiniczna postać modelu (2.1.1) gwarantuje, iż taką ogólną postać regulatora można łatwo przekształcić do jawnej postaci jednokrokowego regulatora predykcyjnego przez wyznaczenie wielkości sterującej.

Analiza postaci regulatora (2.6.1.7) prowadzi do następujących wniosków:

Wniosek 1

Podejście predykcyjne, zastosowane do wyprowadzenia ogólnej postaci regulatora (2.6.1.7), jest praktycznie identyczne z metodologią PMBC. Główna różnica tkwi w wykorzystaniu ogólnej postaci uproszczonego modelu (2.1.1). Dodatkowo wykorzystanie procedury estymacji (2.3.4) do wyznaczania nieznanej wartości $R_{Y,i}$ na bieżąco sprawia, iż jednokrokowy regulator predykcyjny (2.6.1.7) jest regulatorem adaptacyjnym.

Wniosek 2

Jeśli dla regulatora B-BAC (2.5.6) przyjmie się wartość współczynnika strojenia $\lambda = 1/T_R$ oraz wartość zadaną $Y_{sp,i+1} = Y_{sp} = \text{const}$, to jego postać będzie taka sama jak postać jednokrokowego regulatora predykcyjnego (2.6.1.7). Prowadzi to do konkluzji, iż jednokrokowy regulator predykcyjny (2.6.1.7) jest szczególnym przypadkiem regulatora B-BAC, który jest bardziej uniwersalny, gdyż umożliwia kształtowanie dynamiki pętli zamkniętej, niezależnie od okresu próbkowania T_R , przez niezależny dobór współczynnika strojenia λ . Dla regulatora (2.6.1.7) dynamika pętli zamkniętej jest nierozerwalnie związana z okresem próbkowania T_R i każda zmiana tego okresu powoduje automatyczne przestrojenie regulatora. Podobnie, każda próba kształtowania dynamiki pętli zamkniętej przez przestrojenie regulatora (2.6.1.7) pociąga za sobą konieczność zmiany okresu próbkowania T_R .

Wniosek 3

Dobór współczynnika strojenia $\lambda = 1/T_R$ dla regulatora B-BAC odpowiada sytuacji z rys. 2.6.1.4, który pokazuje próbę osiągnięcia celu sterowania (2.6.1.6). W tej sytuacji działanie tak nastrojonego regulatora B-BAC jest identyczne z działaniem jednokrokowego regulatora predykcyjnego (2.6.1.7). Czasami, jeśli wartość uchybu

 $\varepsilon_i = |Y_{sp,i+1} - Y_i|$ jest zbyt duża, taka nastawa regulatora (2.6.1.7) może prowadzić do zbyt dużej zmiany wartości wielkości sterującej i tym samym zdestabilizować układ sterowania. Jeśli niemożliwa jest zmiana okresu próbkowania dla regulatora (2.6.1.7), to konieczne jest zastosowanie regulatora B-BAC z nastawa $\lambda < 1/T_R$. Odpowiada to sytuacji z rys. 2.6.1.5, kiedy stosuje się regulator (2.6.1.7), ale wpływ na dynamikę pętli zamkniętej uzyskuje się nie przez zmianę okresu próbkowania, lecz przez wprowadzenie trajektorii odniesienia w(t). Wprawdzie pojęcie trajektorii odniesienia jest ściśle związane z wielokrokową regulacją predykcyjną, ale nic nie stoi na przeszkodzie, aby wykorzystać je także przy jednokrokowej regulacji predykcyjnej. Jeśli w pętli z regulatorem (2.6.1.7) nie jest możliwe spełnienie celu sterowania (2.6.1.6) przy aktualnym doborze okresu próbkowania T_R, oznacza to, iż regulator nie jest w stanie doprowadzić obiektu do wartości zadanej w jednym kroku dyskretyzacji, ze względu na groźbę destabilizacji. Aby temu zaradzić, można zastosować metodę poruszania się mniejszymi krokami. W konsekwencji osiagnięcie wartości zadanej Ysn nastąpi nie po czasie równym jednemu krokowi dyskretyzacji, ale po czasie równym wielokrotności tego kroku. Wprowadza się tym samym trajektorię odniesienia w(t), która określa planowane zmiany wartości wielkości sterowanej Y(t). Prowadzi to wprost do modyfikacji celu sterowania dla jednokrokowego regulatora predykcyjnego (2.6.1.7) do nastepujacej postaci:

$$Y_{i+1} = W_{i+1} = Y_i + \upsilon \varepsilon_i$$
 (2.6.1.8)

Powyższe wyrażenie otrzymano wykorzystując fakt, iż $Y_{sp,i+1} = Y_i + \varepsilon_i$, a $w_{i+1} = Y_i + \upsilon \varepsilon_i$, przy wartości współczynnika $\upsilon \le 1$. Wstawiając nowy cel sterowania (2.6.1.8) do zależności (2.6.1.3), po przekształceniach otrzymuje się zmodyfikowaną postać jednokrokowego regulatora predykcyjnego:

$$\underline{F}_{i}^{\mathrm{T}} \underline{Y}_{\mathrm{F},i} = \frac{\upsilon}{\mathrm{T}_{\mathrm{p}}} \mathrm{V}_{i} (\mathrm{Y}_{\mathrm{sp}} - \mathrm{Y}_{i}) + \mathrm{V}_{i} \, \mathrm{R}_{\mathrm{Y},i}$$
(2.6.1.9)

Wprowadzenie współczynnika u pozwala teraz na swobodne kształtowanie dynamiki pętli zamkniętej, bez konieczności zmiany wartości okresu próbkowania T_R. W ten sposób parametr u stał się niezależnym współczynnikiem strojenia jednokrokowego regulatora predykcyjnego (2.6.1.9). Ponieważ teraz współczynnik strojenia regulatora B-BAC (2.2.6) odpowiada wartości $\lambda = \upsilon/T_R$, to zawsze można dobrać taką wartość u, aby zmodyfikowany jednokrokowy regulator predykcyjny (2.6.1.9) zapewniał taką samą dynamikę pętli zamkniętej.

Przy doborze wartości $\upsilon < 1$ dla regulatora (2.6.1.9) trajektoria odniesienia w(t) odpowiada dynamice zmian wyjścia procesu Y(t) z regulatorem B-BAC, z nastawą $\lambda = -\ln(1-\upsilon)/T_R$. W konsekwencji cel polegający na spowolnieniu działania regulatora, a tym samym na zwiększeniu marginesu stabilności układu zamkniętego, został osiągnięty. Ponadto wykazano, iż wprowadzenie trajektorii odniesienia w(t), przy jednokrokowym regulatorze predykcyjnym (2.6.1.7), prowadzi do uzyskania jego

zmodyfikowanej postaci, która funkcjonalnie jest już w pełni zgodna z ogólną postacią regulatora B-BAC (2.2.6).



Rys. 2.6.1.5. *Wykorzystanie trajektorii odniesienia przy jednokrokowym regulatorze predykcyjnym Fig.* 2.6.1.5. *Application of the reference trajectory for one-step predictive controller*

2.6.2. Wielokrokowa regulacja predykcyjna

Wykorzystanie predykcji wielokrokowej pozwala na poprawę jakości regulacji. Niestety, zdaniem autora, użycie uproszczonego modelu (2.1.1) do wyznaczania wielokrokowej predykcji wyjścia procesu Y(t) nie jest możliwe. Wynika to z faktu, iż model ten wymaga estymacji wartości parametru $R_{Y}(t)$ w każdym kroku predykcji, gdyż wartość ta ulega ciągłym zmianom. Konieczne więc byłoby estymowanie jej na podstawie predykowanej wartości sterowanej Y(t) i przy założeniu o stałych zakłóceniach, co znacznie obniżyłoby dokładność estymacji.

W ogólnym przypadku nie jest możliwe wyprowadzanie zależności pozwalającej związać aktualną wartość wielkości sterującej z predykowaną wartością wielkości sterowanej Y(t) na końcu horyzontu predykcji. Brak takiej zależności uniemożliwia wyprowadzenie końcowej postaci wielokrokowego regulatora predykcyjnego.

Krzekotowski (2003) przeprowadził analizę możliwości wykorzystania modelu (2.1.1) do syntezy wielokrokowego regulatora predykcyjnego na bazie metodologii PFC. W badaniach symulacyjnych wykorzystano proces fermentacji o parametrach skupionych. Ukonkretnienie procesu pozwoliło na wyprowadzenie zależności pomiędzy wielkością sterującą a predykowaną wielkością sterowaną Y(t) na końcu horyzontu predykcji, jednak możliwe to było tylko przy założeniu stałej wartości parametru R_Y przez cały czas horyzontu predykcji. Uzyskane prawa sterowania nie zawsze miały postać afiniczną, a ostateczne wyniki badań symulacyjnych nie wykazały żadnej wyższości wielokrokowego regulatora predykcyjnego, który wyprowadzono na drodze żmudnych obliczeń, nad omawianym w pracy regulatorem B-BAC. Zawsze można było tak dostroić regulator B-BAC, aby jego własności regulacyjne były bardzo zbliżone do wielokrokowego regulatora predykcyjnego. Wniosek ten może nie być prawdziwy w przypadku sterowania obiektem nieminimalnofazowym lub obiektem ze znaczącym czasem martwym, jednak analiza wielokrokowej regulacji predykcyjnej nie jest celem tej pracy. Istotne jest, iż nawet przy nierealistycznym założeniu o stałości parametru R_Y w czasie horyzontu predykcji wyprowadzenie wielokrokowego regulatora predykcyjnego na podstawie uproszczonego modelu (2.1.1) jest żmudne i skomplikowane. Odrzucenie tego założenia mogłoby wprawdzie poprawić własności regulacyjne takiego prawa sterowania, jednakże (zdaniem autora) uniemożliwiłoby to wyprowadzenie wielokrokowego regulatora predykcyjnego nawet dla konkretnego procesu technologicznego, nie wspominając o postaci ogólnej.

2.7. Podsumowanie

Poniżej zebrano podstawowe własności algorytmu B-BAC rozumianego jako prawo sterowania w postaci ogólnej (2.2.6) uzupełnione o realizowaną na bieżąco procedurę estymacji (2.3.4).

- Duża ogólność uproszczonego modelu (2.1.1) pozwala na wykorzystanie go do opisu szerokiej klasy procesów technologicznych, co zostaje pokazane dalej na konkretnych przykładach. Ograniczenia narzucone dla tego modelu w podrozdziale 2.1 wydają się realistyczne. W szczególności dotyczy to założenia o nieznajomości pełnego nieliniowego modelu procesu. Model (2.1.1) wyprowadza się opierając się na prawach zachowania masy i/lub energii, bez konieczności zakładania jakiegokolwiek opisu dla nieliniowości procesu. W konsekwencji, ponieważ metodologia B-BAC bazuje na tym modelu, możliwe jest zastosowanie jej do sterowania różnymi procesami przemysłowymi.
- Wykorzystanie metodologii sterowania linearyzującego pozwoliło na wprowadzenie współczynnika strojenia λ dla regulatora B-BAC. Umożliwia to indywidualne strojenie, niezależnie od okresu próbkowania.
- Prawo sterowania B-BAC wymaga estymacji tylko jednego nieznanego parametru R_Y . Udowodniono, iż estymata \hat{R}_Y jest zawsze zbieżna do rzeczywistej wartości R_Y ze stałą czasową zależną od współczynnika zapominania α . Własność ta sprawia, iż model samoczynnie dostraja się do wyjścia procesu, ustalając bieżącą wartość estymaty \hat{R}_Y w taki sposób, aby wyjście modelu nadążało za wyjściem procesu. Odbywa się to nawet wtedy, gdy proces znajduje się w stanie ustalonym, co wynika z faktu, iż zaproponowana procedura estymacji nie wymaga stosowania żadnych zewnętrznych sygnałów pobudzających. Mała wartość współczynnika zapominania, rzędu α =0.1, jest niedopuszczalna przy stosowaniu wielowymiarowej RMNK, jednak ze względu na charakterystyczne własności skalarnej postaci procedury estymacji (2.3.4) jest ona w pełni akceptowalna.
- Algorytm B-BAC jest typu *model-based* i dzięki temu w całkiem naturalny sposób i bez żadnych specjalnych zabiegów wprowadza działanie *feed-forward* od mierzalnych zakłóceń (elementy wektorów <u>F</u> i Y_F z wyjątkiem wielkości sterującej). Wymaga to użycia dodatkowych czujników pomiarowych i w znaczący sposób zwiększa ilość informacji, która jest wymagana przez algorytm sterowania. Liczbę czujników pomiarowych można zmniejszyć stosując *minimalną realizację regulatora B-BAC*.

- Analizując własności dynamiczne regulatora B-BAC oraz jego końcową postać dochodzi się do wniosku, iż algorytm ten można porównać do regulatora proporcjonalnego z adaptacyjnie dobieraną wartością podporową. Wartość ta, wyznaczana na bazie estymaty R_Y, sprawia, że uchyb statyczny jest zawsze sprowadzony do zera. Jej adaptacyjny dobór uwalnia od nieustannej konieczności ustalenia wartości podporowej dla bieżącego punktu pracy układu. Dodatkowo, ze względu na wykorzystanie techniki sterowania linearyzującego współczynnik wzmocnienia regulatora λ jest przeskalowywany zgodnie ze zmianami charakterystyki obiektu.
- Niewielka złożoność obliczeniowa algorytmu B-BAC (łącznie z procedurą estymacji) pozwala na łatwą implementację w dowolnym środowisku programowym, w postaci regulatora wirtualnego (Metzger, 2000; Czeczot 2001b), ale także opierając się na dowolnym programowalnym sterowniku przemysłowym (Czeczot, 2002c). W takim przypadku konieczne jest uzupełnienie algorytmu sterowania o ograniczenia wielkości wyjściowej oraz o procedurę realizującą bezuderzeniowe przełączanie, która wymaga ciągłej estymacji nieznanego parametru R_Y w pętlach zamkniętej (tryb automatyczny) i otwartej (tryb ręczny) (Czeczot, 2004b, 2005a).
- Zastosowanie metodologii sterowania linearyzującego nie jest jedyną metodą syntezy prawa sterowania opierającego się na uproszczonym modelu (2.1.1). Postać tego modelu umożliwia wykorzystanie go także przy wyprowadzeniu prawa sterowania na podstawie innych metod syntezy regulatora typu *model-based* (Czeczot, 2005b).

Podstawową wadą metodologii B-BAC, w odniesieniu do zastosowań praktycznych, jest brak jasnych zasad dotyczących strojenia regulatora i procedury estymacji. Dobór nastawy λ odbywa się "metodą prób i błędów", a wartość współczynnika zapominania α powinna być możliwie najmniejsza, aby zapewnić szybką zbieżność estymaty R_Y . Dobór wartości początkowych P_0 i $R_{Y,0}$ jest trudny i w praktyce najczęściej przypadkowy. Nie ma to jednak wpływu na działanie regulatora B-BAC, gdyż procedura estymacji (2.3.4) jest zawsze zbieżna z rzeczywistą wartością R_Y . W celu uniknięcia wpływu niewłaściwie dobranej wartości $R_{Y,0}$ na jakość regulacji należy uruchomić procedurę estymacji (2.3.4) w pętli otwartej i zamknąć pętlę regulacji dopiero wtedy, gdy estymata R_Y osiągnie rzeczywistą wartość R_Y .

3. Symulacyjna weryfikacja algorytmu sterowania B-BAC

Rozdział ten zawiera wyniki badań symulacyjnych regulatora B-BAC w zastosowaniu do sterowania pracą różnych obiektów technologicznych - reaktorów biologicznych o parametrach skupionych i rozłożonych, procesu neutralizacji, reaktora chemicznego z płaszczem chłodzącym oraz przepływowego pieca elektrycznego. Tak duża różnorodność rozpatrywanych obiektów sterowania stanowi próbę wykazania ogólności i uniwersalności metodologii B-BAC.

Dla każdego obiektu przedstawia się sposób wyprowadzenia regulatora B-BAC opierając się na metodologii omówionej w rozdziale 2. Wyniki badań symulacyjnych pozwalają na każdorazowe porównanie własności regulacyjnych algorytmu B-BAC z regulatorem PI z programową zmianą nastaw.

3.1. Sterowanie procesami biotechnologicznymi

Rozważania zawarte w tym podrozdziale stanowią rozszerzenie i uzupełnienie pracy Czeczota (2004a), która z kolei podsumowuje badania nad zastosowaniem metodologii B-BAC do sterowania procesami biotechnologicznymi o parametrach skupionych i rozłożonych. Czeczot (1995, 1998c) oraz Czeczot i in. (2001) zaproponowali zastąpienie nieliniowości modelu jednym zmieniającym się parametrem i wykorzystanie go do monitorowania pracy reaktora biochemicznego o parametrach rozłożonych. We wszystkich przypadkach wykorzystano uproszczone równanie stanu, zapisane w postaci równania różniczkowego cząstkowego, co prowadziło do uzależnienia nieznanego parametru nie tylko od czasu, ale także od lokalizacji w przestrzeni komory reaktora. Dla zapewnienia monitorowania pracy obiektu konieczne więc było estymowanie wartości tego parametru w kilku punktach komory. Pomysł ten wykorzystano także do adaptacyjnego sterowania pracą bioreaktorów o parametrach rozłożonych opierając się na uproszczonym modelu procesu zapisanym w postaci równania różniczkowego cząstkowego, opisującego wielkość sterowaną (Czeczot i in., 1998; Nihtila i in., 1998; Babary i in., 1999; Czeczot i in., 1999, 2000, 2000a, 2001a, 2002; Czeczot, 2003). Metodologia ta miała jedną zasadniczą wadę - trzeba było mierzyć wartość wielkości sterowanej nie tylko na wlocie i na wylocie z komory reaktora, ale także w kilku wybranych punktach, ulokowanych wzdłuż komory reaktora. Umiejscowienie tych punktów wyznaczano za pomocą metody kollokacji ortogonalnej (Villadsen i Michelsen, 1978; Tali-Maamar, 1994; Czeczot, 1999b). Pozwalało to wprawdzie na dość dokładna aproksymację przestrzennej pochodnej wielkości sterowanej przy stosunkowo niewielkiej liczbie punktów pomiarowych, jednakże z praktycznego punktu widzenia zastosowanie dodatkowych czujników we wnętrzu komory reaktora było uciążliwe i kosztowne.

Równolegle rozwijała się metodologia sterowania reaktorami biotechnologicznymi o parametrach skupionych. W pracach Czeczota (1996, 1997, 1998, 1998a, 1998b, 1999) można znaleźć opis adaptacyjnego algorytmu sterowania takimi obiektami z wykorzystaniem estymowanej na bieżąco wartość wskaźnika pochłaniania substratu (*substrate consumption rate*). Kolejnym etapem było zaproponowanie i zastosowanie metodologii B-BAC do sterowania reaktorem biotechnologicznym o parametrach skupionych (Czeczot, 2002a, 2003a). Zapewniała ona na tyle dobrą jakość regulacji, że w sposób naturalny została wykorzystana także do sterowania reaktorami biologicznymi o parametrach rozłożonych (Czeczot, 2001a, 2002b, 2003b), wykorzystując jedynie pomiary wielkości sterowanej na wlocie i na wylocie z komory reaktora, z pominięciem wewnętrznych punktów pomiarowych. Pozwoliło to na znaczne zmniejszenie liczby wykorzystywanych czujników.

Warto również wspomnieć o innych pracach, dotyczących sterowania w biotechnologii, które nie wiążą się bezpośrednio z opisywaną tu metodologią B-BAC, ale stanowią oryginalny dorobek autora. W pracy Czeczota (1994) zaproponowano uzupełnienie nieliniowego modelu klasycznego reaktora biologicznego o parametrach rozłożonych o wpływ temperatury, a następnie dokonano syntezy prostego układu sterowania takim obiektem z zastosowaniem regulatora PI, wzbogaconego o układy korekcyjne (Czeczot, 1995a). Babary i in. (1999) prezentują opis sterowania reaktorem biologicznym o parametrach rozłożonych, z uwzględnieniem zjawiska dyfuzji i przy zastosowaniu zmodyfikowanej postaci warunków brzegowych. Podejście to opiera się wprawdzie na zastosowaniu wspomnianego tu wskaźnika pochłaniania substratu, ale dotyczy obiektu, który nie jest rozpatrywany w tym podrozdziale.

3.1.1. Opis obiektów sterowania

Reaktor biologiczny o parametrach skupionych

Jako pierwszy przykładowy proces biotechnologiczny rozważa się reaktor biologiczny do produkcji aminokwasów o parametrach skupionych. Pełny nieliniowy model matematyczny tego procesu pochodzi z pracy Bastina i Dochaina (1990). Składa się on z trzech równań różniczkowych zwyczajnych, opisujących kolejno stężenia biomasy C_X [g/L], substratu C_S [g/L] oraz produktu C_P [g/L]:

$$\frac{dC_{X}(t)}{dt} = \mu(t)C_{X}(t) - \frac{F(t)}{V}C_{X}(t)$$
(3.1.1.1a)

$$\frac{dC_{S}(t)}{dt} = \frac{F(t)}{V} (C_{S,in}(t) - C_{S}(t)) - (k_{1}\mu(t) + k_{2}\nu(t))C_{X}(t)$$
(3.1.1.1b)

$$\frac{dC_{P}(t)}{dt} = v(t)C_{X}(t) - \frac{F(t)}{V}C_{P}(t)$$
(3.1.1.1c)

W powyższych równaniach wyróżnić można wskaźnik wzrostu biomasy (specific growth rate) μ [1/h], opisany zależnością Monoda (1949):

$$\mu(t) = \mu_{\text{max}} \frac{C_{\text{S}}(t)}{K_{\text{M}} + C_{\text{S}}(t)}$$

oraz wskaźnik produktywności (specific production rate) v [1/h], opisany poniższą zależnością:

$$v(t) = \begin{cases} C_{S}(t)(v_{0} - v_{1}C_{S}(t)), & 0 \le C_{S}(t) \le \frac{v_{0}}{v_{1}} \\ 0 & C_{S}(t) > \frac{v_{0}}{v_{1}} \end{cases}$$
(3.1.1.1e)

W modelu przyjęto następujące oznaczenia: F [L/h] – przepływ objętościowy przez komorę reaktora, V [L] – objętość robocza komory reaktora, C_{S,in} [g/L] – włotowe stężenie substratu, k₁, k₂ [-] – współczynniki wydajności reakcji, μ_{max} [1/h] – maksymalny wskaźnik wzrostu biomasy, K_M [g/l] – stała Monoda, v₀, v₁ – stałe parametry.

Wszystkie eksperymenty symulacyjne przeprowadzano dla tego samego zestawu wartości: $\mu_{max} = 0.35$, $K_M = 0.4$, $k_1 = 0.4$, $k_2 = 0.05$, $\nu_0 = 15$, $\nu_1 = 10$, V = 10. Stan ustalony charakteryzował się następującymi wartościami zmiennych stanu i wymuszeń: $C_X(0) = 29.09$, $C_S(0) = 0.53$, $C_P(0) = 956.63$, F(0) = 0.2, $C_{S,in}(0) = 60$.

Podczas wyprowadzania algorytmu B-BAC zakłada się nieznajomość postaci modelu (3.1.1.1). Wiedza na temat procesu jest bardzo ograniczona i sprowadza się do następujących informacji i założeń:

- zachodzi on w komorze reaktora o stałej i znanej objętości V,
- zakłada się idealne mieszanie zawartości komory,
- przez komorę przepływa medium (znany lub mierzalny przepływ objętościowy F),
- dla prawidłowego przebiegu reakcji konieczne jest stałe dostarczanie substratu do komory (mierzalne wlotowe C_{S,in} oraz wylotowe C_S stężenie substratu),
- we wnętrzu komory zachodzi nieznana reakcja biologiczna, w wyniku której powstaje produkt o stężeniu C_P.

Celem sterowania jest utrzymywanie możliwie najwyższej produktywności reakcji. Ze względów technologicznych zakłada się, iż stężenie wylotowe produktu C_P nie jest mierzalne. W takim przypadku, zgodnie z zaleceniami zawartymi w pracach Bastina i Dochaina (1990) oraz Van Impre'a i Bastina (1995), cel sterowania sprowadza się do utrzymywania wylotowego stężenia substratu C_S na ustalonym poziomie, odpowiadającym możliwie największej produktywności. Cel ten można realizować przyjmując za wielkość sterującą przepływ objętościowy F lub wlotowe stężenie substratu $C_{s,in}$.

W literaturze można znaleźć wiele metod projektowania adaptacyjnych algorytmów sterowania, bazujących na modelu fizykalnym tego procesu. W pracach Bastina i Dochaina (1990), Bastina (1991) oraz Dochaina (1992) do wyprowadzenia prawa sterowania wykorzystuje się pełny model matematyczny lub w najlepszym wypadku model uproszczony (*reduced order model*), przy czym uproszczenie to najczęściej dotyczy nieliniowego opisu reakcji lub parametrów samego modelu. Dochain (1991) wprowadza uproszczenie, polegające na założeniu zerowej wartości współczynnika k_2 . Takie założenie można przyjąć w sytuacji, gdy wartość współczynnika k_1 jest dużo większa od wartości współczynnika k_2 . Następnie zakłada się znajomość wartości k_1 na podstawie wcześniejszych eksperymentów

(3.1.1.1d)

i wyprowadza się nieliniowy obserwator dla stężenia biomasy C_x na bazie pełnego modelu matematycznego oraz procedurę estymacji dla wartości współczynnika μ z wykorzystaniem RMNK. Metoda ta nie jest jednak uniwersalna i, zdaniem autora, nie nadaje się do praktycznych zastosowań. Wymaga ona bowiem znajomości pełnego modelu matematycznego, a przynajmniej równania opisującego dynamikę zmian stężenia substratu C_s wraz z opisem nieliniowości. Trzeba także znać wartość współczynnika k_1 , a do tego nie zawsze można przyjąć, że jest ona dużo większa od wartości k_2 . Można wprawdzie zaproponować metodologię polegającą na transformacji zmiennych stanu, ale także wtedy konieczna jest znajomość pełnego modelu matematycznego, z ewentualnym uproszczeniem części nieliniowej. Podsumowując, powyższe metody wyprowadzania adaptacyjnych algorytmów sterowania nie znajdują zastosowania w większości praktycznych przypadków.

Metodologia B-BAC pozwala na efektywne wyznaczenie adaptacyjnego prawa sterowania dla omawianego procesu. Sposób wyznaczania algorytmu B-BAC oraz wyniki jego symulacyjnej weryfikacji przedstawiono w pracach Czeczota (2002a, 2004a).

Reaktor biologiczny o parametrach rozłożonych

Drugim przykładowym procesem jest biofiltr do denitryfikacji o parametrach rozłożonych. Obiekt ten wykorzystywany jest jako element ostatniego etapu oczyszczania wody pitnej. Woda, wpływająca do biofiltru, z założenia pozbawiona jest już nieczystości w postaci zawiesiny oraz innych zanieczyszczeń organicznych. Zawiera w sobie jedynie rozpuszczone związki azotu, które muszą być usunięte na drodze denitryfikacji. Po przejściu przez taki biofiltr woda nadaje się do spożycia. Ze względów technologicznych biofiltr do denitryfikacji nie spełnia założenia o idealnym mieszaniu i dlatego jego model matematyczny tworzy układ równań różniczkowych cząstkowych. Jest to jeden ze sposobów modelowania takich procesów. Drugie podejście polega na wykorzystaniu opisu w postaci połączenia kilku przełączanych modeli o parametrach skupionych (Metzger, 2001a).

Pełny nieliniowy model matematyczny biofiltru o parametrach rozłożonych składa się z czterech równań różniczkowych cząstkowych, opisujących kolejno stężenia: nitratów C_{NO3} [g/m³], nitrytów C_{NO2} [g/m³], związków organicznych C_S [g/m³] oraz aktywnej biomasy C_X [g COD/m³] (Jacob i in., 1996; Babary i Bourrel, 1999; Bourrel i in., 2000):

$$\frac{\partial C_{NO3}(z,t)}{\partial t} = -\frac{F}{\varepsilon AL} \frac{\partial C_{NO3}(z,t)}{\partial z} - \frac{1 - Y_{h1}}{1.14Y_{h1}\varepsilon} \mu_{NO3}C_X(z,t)$$
(3.1.1.2a)

$$\frac{\partial C_{NO2}(z,t)}{\partial t} = -\frac{F}{\epsilon AL} \frac{\partial C_{NO2}(z,t)}{\partial z} + \left(\frac{1 - Y_{h1}}{1.14Y_{h1}\epsilon}\mu_{NO3} - \frac{1 - Y_{h2}}{1.71Y_{h2}\epsilon}\mu_{NO2}\right)C_X(z,t) \quad (3.1.1.2b)$$

$$\frac{\partial C_{S}(z,t)}{\partial t} = -\frac{F}{\epsilon AL} \frac{\partial C_{S}(z,t)}{\partial z} - \left(\frac{1}{Y_{h1}\epsilon}\mu_{NO3} + \frac{1}{Y_{h2}\epsilon}\mu_{NO2}\right)C_{X}(z,t)$$
(3.1.1.2c)

$$\frac{\partial C_{X}(z,t)}{\partial t} = \left(\mu_{NO3} + \mu_{NO2}\right) \left(1 - \frac{C_{X}(z,t)}{C_{X,max}}\right) C_{X}(z,t)$$
(3.1.1.2d)

warunki brzegowe: $C_{NO3}(0,t) = C_{NO3,in}(t), C_{NO2}(0,t) = C_{NO2,in}(t), C_{S}(0,t) = C_{S,in}(t)$ (3.1.1.2e) profile początkowe: $C_{NO3}(z,0), C_{NO2}(z,0), C_{S}(z,0), C_{X}(z,0)$ (3.1.1.2f) W tym modelu można wyróżnić zależności nieliniowe (Monod, 1949), opisujące wskaźniki wzrostu biomasy dla nitratacji μ_{NO3} [1/h] oraz denitrytacji μ_{NO2} [1/h]:

$$\mu_{\rm NO3} = \mu_{\rm NO3max} \frac{C_{\rm NO3}}{C_{\rm NO3} + K_{\rm NO3}} \frac{C_{\rm S}}{C_{\rm S} + K_{\rm S}}, \qquad (3.1.1.2g)$$

$$\mu_{NO2} = \mu_{NO2\max} \frac{C_{NO2}}{C_{NO2} + K_{NO2}} \frac{C_S}{C_S + K_S}.$$
(3.1.1.2h)

Dodatkowo w modelu przyjęto następujące oznaczenia: $z \in [0,1]$ – unormowana zmienna przestrzenna, ε - współczynnik porowatości biofiltru, Y_{h1} [-] – współczynnik wydajności reakcji nitratacji, Y_{h2} – współczynnik wydajności reakcji denitrytacji, F [m³/h] – przepływ objętościowy przez komorę biofiltru, A [m²] – przekrój poprzeczny przez komorę biofiltru, L [m] – długość komory biofiltru, C_{X,max} [g/m³] – maksymalne stężenie aktywnej biomasy, $\mu_{NO3,max}$ [1/h] – maksymalny wskaźnik wzrostu biomasy dla nitratacji, $\mu_{NO2,max}$ [1/h] – maksymalny wskaźnik wzrostu biomasy dla nitratacji, $\mu_{NO2,max}$ [1/h] – maksymalny wskaźnik wzrostu biomasy dla nitratacji, $\mu_{NO2,max}$ [1/h] – maksymalny wskaźnik wzrostu biomasy dla denitrytacji, K_{NO3} [g/m³], K_{NO2} [g/m³] i K_s [g/m³] – stałe związane kolejno z nitratami, nitrytami oraz związkami organicznymi, wykorzystywane w zależnościach nieliniowych.

Wszystkie eksperymenty symulacyjne przeprowadzano dla następującego zestawu wartości: $Y_{h1} = 0,51$, $Y_{h2} = 0,42$, $\mu_{NO3,max} = 0,35$, $\mu_{NO2,max} = 0,27$, $K_{NO3} = 2,0$, $K_{NO2} = 3,0$, $K_S = 150,0$, $C_{X,max} = 675,0$, A = 0,0036, L = 1, $\varepsilon = 0,52$. Stan ustalony charakteryzował się następującymi wartościami zmiennych stanu i wymuszeń: F(0) = 0,0072, $C_{S,in}(0) = 101,5$, $C_{NO3,in}(0) = 16,93$, $C_{NO2,in} = 0$.

Podobnie jak w przypadku reaktora do produkcji aminokwasów, dla wyprowadzenia prawa sterowania B-BAC zakłada się całkowitą nieznajomość modelu (3.1.1.2). Wiedza na temat procesu ograniczona jest do następujących informacji i założeń:

- reakcje zachodzą w komorze biofiltru o stałej objętości wyznaczonej jako V = A L,
- zakłada się, iż zawartość komory jest idealnie mieszana, co wynika z braku dokładnych informacji o charakterze procesu,
- przez komorę przepływa woda zanieczyszczona związkami azotu (znany lub mierzalny przepływ objętościowy F),
- wśród rozpuszczonych w wodzie związków azotu można wyróżnić NO₂ i NO₃, nie jest jednak możliwy pomiar stężenia każdego z tych związków osobno – możliwy jest jedynie pomiar sumarycznego stężenia związków azotu na wlocie i na wylocie z komory biofiltru,
- we wnętrzu komory zachodzą biologiczne reakcje nitryfikacji i denitryfikacji o nieznanym opisie nieliniowym oraz nieznanych komponentach (z wyjątkiem opisanych powyżej związków azotu); w ich wyniku wylotowe sumaryczne stężenie związków azotu jest znacząco mniejsze od ich sumarycznego stężenia wlotowego.

Cel sterowania definiuje się w sposób następujący - dla właściwej pracy biofiltru konieczne jest utrzymywanie sumarycznego, wylotowego stężenia związków azotu na zadanym poziomie za pomocą zmian wartości wielkości sterującej (przepływu zanieczyszczonej wody F). Ze względów technologicznych wartość zadana musi być tak dobrana, aby to stężenie spełniało normy czystości dla wody pitnej, ale jednocześnie aby nie było zbyt małe, gdyż może to spowodować nadmierne obumieranie biomasy.

Pierwsze algorytmy adaptacyjnego sterowania bioreaktorami o parametrach rozłożonych pojawiły się na początku lat dziewięćdziesiątych. Bastin i Dochain (1990) oraz Dochain i in. (1992) zaproponowali algorytm sterowania bazujący na pełnym nieliniowym

modelu procesu w postaci układu równań różniczkowych cząstkowych. Pierwsze podejście do adaptacyjnego sterowania omawianym tutaj biofiltrem do denitryfikacji znaleźć można w pracach Bourrel (1996), Babary'ego i Bourrel (1999) oraz Bourrel i in. (2000). Pomimo iż założono tam częściową nieznajomość opisu kinetyki reakcji, to jednak do wyprowadzenia prawa sterowania wykorzystywano fragment pełnego nieliniowego modelu (3.1.1.2). Zakładano znajomość i stałość niektórych jego parametrów (współczynniki wydajności reakcji), a następnie, na podstawie równania stanu (3.1.1.2d), wyprowadzano zależność opisująca nieliniowy obserwator niemierzalnego stężenia biomasy. Wartość ta wykorzystywana była do estymacji wskaźnika wzrostu biomasy, a następnie obydwie te wartości wchodziły w skład prawa sterowania, które wyprowadzono na podstawie równania opisujacego sumaryczne steżenie związków azotu. Powstało ono z połączenia zależności (3.1.1.2a) i (3.1.1.2b). Z praktycznego punktu widzenia takie podejście było trudne do implementacji, gdyż wymagało znajomości opisu matematycznego procesu oraz wartości niektórych jego parametrów. Ponadto, wadą było wykorzystywanie metod estymacji wieloparametrowej, które dość często mogą prowadzić do niewłaściwych wyników, a zawsze wymagaia zastosowania dodatkowych sygnałów nieustannie pobudzających odpowiedniego rzędu. Drugie podejście do sterowania omawianym biofiltrem opiera się na, przywoływanym już w tej pracy, pomyśle zastosowania wskaźnika pochłaniania substratu (Czeczot i in., 2002). Podczas wyprowadzania prawa sterowania nie była już potrzebna znajomość nawet cześciowego opisu kinetyki reakcji ani wartości jego parametrów. Konieczne było jedynie utworzenie uproszczonego równania opisującego sumaryczne stężenie związków azotu. Równanie to powstało przez połączenie uproszczonych postaci równań stanu (3.1.1.2a) i (3.1.1.2b). Dzięki takiemu podejściu ograniczono liczbę estymowanych parametrów do jednego (wskaźnik pochłaniania substratu) i dopuszczono dużą niepewność co do pełnego nieliniowego opisu procesu.

Obydwa przytoczone powyżej sposoby sterowania pracą biofiltru do denitryfikacji bazowały na mniej lub bardziej uproszczonym modelu tego procesu, jednak w obu przypadkach był to model o parametrach rozłożonych. Konieczne było więc wykorzystanie metody kollokacji ortogonalnej do aproksymacji przestrzennej pochodnej wielkości sterowanej, co wymagało zastosowania większej liczby czujników pomiarowych i ulokowania części z nich w punktach wewnątrz komory biofiltru, co z praktycznego punktu widzenia jest trudne, a w niektórych przypadkach niemożliwe.

Zastosowanie algorytmu B-BAC (Czeczot, 2002b) pozwala na ominięcie tych trudności, gdyż pomiar sumarycznego stężenia związków azotu wymagany jest jedynie na wlocie i wylocie z komory bioreaktora. Dodatkowo dopuszczalna jest nieznajomość nieliniowego modelu procesu.

3.1.2. Synteza prawa sterowania B-BAC

Zgodnie z zasadami metodologii B-BAC przy wyprowadzeniu prawa sterowania dla obydwu reaktorów biologicznych zakłada się idealne mieszanie zawartości komory. Przyjmując dla reaktora biologicznego o parametrach skupionych (3.1.1.1) $Y_{in}(t) = C_{S,in}(t)$, $Y(t) = C_S(t)$, a dla reaktora o parametrach rozłożonych (3.1.1.2) $Y_{in}(t) = C_{NO3,in}(t) + C_{NO2,in}(t)$, $Y(t) = C_{NO3}(1,t) + C_{NO2}(1,t)$, obydwa reaktory można schematycznie przedstawić tak, jak na rys. 3.1.2.1.

W obu przypadkach zakłada się bardzo ograniczoną wiedzę o procesie, a w szczególności przyjmuje się, iż:

 mechanizmy przebiegu samej reakcji, a także jej opisy jakościowy i ilościowy pozostają nieznane,

- nie ma pewności co do wszystkich komponentów, które biorą udział w reakcji, a mierzalne są tylko wielkości Y_{in}(t) oraz Y(t),
- nie są znane zależności, które opisują wpływ temperatury, wartości pH, stężenia tlenu rozpuszczonego itp,. na przebieg reakcji.



Rys. 3.1.2.1. Uproszczony schemat technologiczny rozpatrywanego procesu biotechnologicznego *Fig.* 3.1.2.1. Simplified technological diagram of the considered biological process

Powyższe ograniczenia są realistyczne z praktycznego punktu widzenia, gdyż najczęściej podczas automatyzowania procesu biotechnologicznego wiedza na jego temat jest niepełna.

W obu rozpatrywanych przypadkach istnieje możliwość wyodrębnienia jednej wielkości sterowanej Y(t), a cel sterowania można określić w następujący sposób – za pomocą zmian wielkości sterującej F(t) wartość wielkości sterowanej Y(t) należy utrzymywać na zadanym poziomie Y_{sp}, ustalonym indywidualnie dla każdego z procesów. Definiując w ten sposób cel sterowania oraz wskazując wielkość sterującą można przystąpić do wyprowadzenia ostatecznej postaci prawa sterowania B-BAC. W tym celu, wykorzystując zasadę zachowania masy składnika, tworzy się bilans masowy dla wielkości sterowanej Y. Następnie, po prostych przekształceniach, otrzymuje się uproszczony model procesu, opisujący zmiany tej wielkości:

$$\frac{dY(t)}{dt} = \frac{1}{V} F(t) (Y_{in}(t) - Y(t)) - R_{y}(t)$$
(3.1.2.1)

Model ten ma postać zgodną z postacią uproszczonego modelu (2.1.1), a tym samym posiada wszystkie jego cechy. Aby wykazać ostatecznie to podobieństwo, należy zdefiniować elementy wektorów:

$$F(t) = [F(t)] \qquad \underline{Y}_{F}(t) = [Y_{in}(t) - Y(t)] \qquad (3.1.2.2)$$

Na tym etapie można wykorzystać ogólną postać regulatora B-BAC (2.2.6), uwzględniając fakt, iż objętość robocza komory reaktora V jest stała. Kolejnym krokiem jest przekształcenie tego ogólnego prawa sterowania do postaci końcowej, opisującej zmiany wielkości sterującej F i będącej jednocześnie *pelną* i *minimalną realizacją regulatora B-BAC*:

$$F_{i} = \frac{\lambda V (Y_{sp} - Y_{i}) + V \hat{R}_{Y,i}}{Y_{in,i} - Y_{i}}$$
(3.1.2.3)

Estymacja wartości R_{y_i} musi odbywać się zgodnie z procedurą (2.3.4).

Istnieje możliwość wyprowadzenia regulatora B-BAC dla reaktora biologicznego o parametrach skupionych (3.1.1.1) w przypadku, gdy wielkością sterującą jest wlotowe stężenie substratu S_{in}. Pomija się tutaj ten przypadek, nadmieniając jedynie, iż wymaga on przedefiniowania elementów wektorów $\underline{F}(t)$ oraz $\underline{Y}_{F}(t)$, a następnie odpowiedniego przekształcenia prawa sterowania B-BAC do ostatecznej postaci (Czeczot, 2002a, 2004a).

3.1.3. Wyniki badań symulacyjnych

W podrozdziale tym zawarto wyniki symulacyjnych badań porównawczych regulatora B-BAC (3.1.2.3) oraz regulatora PI z programową zmianą nastaw, w zastosowaniu do sterowania pracą obu reaktorów biotechnologicznych. Wzory opisujące programowe zmiany wzmocnienia k_r i stałej całkowania T_i dla regulatora PI uzyskano na drodze linearyzacji toru sterowania w uproszczonym modelu (3.1.2.1), z pominięciem wartości nieznanego parametru R_Y. Doprowadziło to do następujących zależności:

$$\kappa_r = k_p \frac{V}{Y_{..} - Y} \qquad T_i = \frac{V}{F}$$
(3.1.3.1)

W każdym przypadku, bez względu na rodzaj zastosowanego regulatora, przez pierwsze 5 godzin obiekt pracował w pętli otwartej, aby uniknąć wpływu błędnego doboru wartości początkowej $R_{Y,0}$ na działanie regulatora B-BAC. W chwili t = 5 [h] pętla regulacyjna była zamykana i cały układ (obiekt + regulator) poddawany był skokowym zmianom wartości zadanej Y_{sp} oraz wielkości zakłócających, oznaczonych na przebiegach. Symulacyjne zmiany wartości μ_{max} dla reaktora biologicznego o parametrach skupionych oraz μ_{NO3} max i μ_{NO2} max dla reaktora o parametrach rozłożonych stanowią najprostszy sposób przybliżonego oszacowania wpływu zmian temperatury oraz pH wewnątrz komory na przebieg reakcji biologicznej.

Okres próbkowania dla obu regulatorów wynosił $T_R = 5$ [min], co, z praktycznego punktu widzenia, jest akceptowalne.



Rys. 3.1.3.1. Własności regulacyjne dla bioreaktora o parametrach skupionych przy dokładnym pomiarze wielkości zakłócającej $Y_{in} = C_{S,in}$ *Fig.* 3.1.3.1. Control performance for the lumped parameter bioreactor and for perfect measurement of the disturbance $Y_{in} = C_{S,in}$



- *Rys.* 3.1.3.2. Własności regulacyjne dla bioreaktora o parametrach skupionych przy stałym błędzie pomiarowym dla wielkości zakłócającej $\Delta Y_{in} = \Delta C_{S,in} = +40$
- Fig. 3.1.3.2. Control performance for the lumped parameter bioreactor and for the constant measurement bias $\Delta Y_{in} = \Delta C_{Sin} = +40$

Reaktor biologiczny o parametrach skupionych

Wykorzystując regulator B-BAC (3.1.2.3) do sterowania reaktorem biologicznym o parametrach skupionych (3.1.1.1) przyjęto wartość współczynnika strojenia λ =5. Dla procedury estymacji (2.3.4) ustalono wartość współczynnika zapominania α =0,1 oraz wartości początkowe R_{Y0}=12 i P₀=10. Dla regulatora PI z programową zmiana nastaw przyjęto wartość k_p = 10, we wzorze (3.1.3.1).

Rysunek 3.1.3.1 pokazuje wyniki porównania regulatora B-BAC (3.1.2.3) z regulatorem PI, z programową zmianą nastaw. Porównanie to odbywa się przy założeniu dokładnego pomiaru zakłócającej wielkości wejściowej $Y_{in} = C_{S,in}$. Jak wynika z przedstawionych przebiegów, regulator B-BAC zapewnia lepsze własności regulacyjne, pozwalając na uzyskanie krótszego czasu regulacji przy mniejszych przeregulowaniach wielkości sterowanej Y. Zmiany wielkości sterującej F w obu przypadkach, z praktycznego punktu widzenia, są akceptowalne.

Na rys. 3.1.3.2 przedstawiono wyniki takiego samego eksperymentu symulacyjnego, przeprowadzonego jednak w obecności stałego błędu pomiarowego dla zakłócającej wielkości wejściowej $Y_{in}=C_{S,in}$. Błąd ten wpłynął na działanie obu regulatorów, ale dzięki kompensacyjnym własnościom procedury estymacji (2.3.4) układ sterowania z regulatorem B-BAC w dalszym ciągu zapewnia uzyskanie zerowego uchybu statycznego.

	Tabela 3.1.3.
tawienie wskaźników regulacji dla reaktora biologicz	nego o parametrach
skupionych	

wyniki eksperymentu z rysunku numer:	rodzaj regulatora	IAE	IADO
2121	B-BAC	0,45	4,21e-2
3.1.3.1	PI z programową zmianą nastaw	3,36	3,67e-2
	B-BAC	0,75	3,67e-2
3.1.3.2	PI z programową zmianą nastaw	5,94	2,35e-2

Powyższe spostrzeżenia potwierdzają wartości wskaźników regulacji, zawarte w tabeli 3.1.3.1. W każdym przypadku regulator B-BAC pozwalał na uzyskanie o rząd mniejszej wartości wskaźnika IAE, przy zachowaniu porównywalnych wartości wskaźnika IADO.

Reaktor biologiczny o parametrach rozłożonych

W przypadku regulatora B-BAC (3.1.2.3), sterującego pracą reaktora biologicznego o parametrach rozłożonych (3.1.1.2), przyjęto wartość współczynnika strojenia $\lambda = 0,8$. Dla procedury estymacji (2.3.4) ustalono wartość współczynnika zapominania $\alpha = 0,1$ oraz wartości początkowe $\hat{R}_{Y,0}=8$ i $P_0=10$. Dla regulatora PI z programową zmianą nastaw we wzorze (3.1.3.1) przyjęto wartość k_p = 5.

Podczas badań symulacyjnych okazało się, iż dla stabilnej pracy regulatora B-BAC konieczna jest modyfikacja procedury estymacji (2.3.5), przez wprowadzenie dodatkowego współczynnika γ . Przyjęcie wartości $\gamma = 1$, co odpowiada wykorzystaniu procedury estymacji w postaci (2.3.4) bez żadnej modyfikacji, prowadziło do niestabilnej pracy układu sterowania. Najlepsze rezultaty udało się uzyskać dla wartości $\gamma = 0,1$ i dla niej przeprowadzano dalsze badania symulacyjne. Rysunek 3.1.3.3 pokazuje wpływ wartości współczynnika γ na

przebiegi regulacyjne. Pojawienie się oscylacyjnych przebiegów dla $\gamma = 0,6$ potwierdza słuszność wyboru mniejszej wartości tego współczynnika.



- *Rys. 3.1.3.3. Własności regulacyjne regulatora B-BAC dla bioreaktora o parametrach rozłożonych przy różnych wartościach współczynnika γ*
- Fig. 3.1.3.3. Control performance of the B-BAC controller for the distributed parameter bioreactor and for different values of y

Na rys. 3.1.3.4 przedstawiono wyniki badań porównawczych regulatora B-BAC (3.1.2.3) z regulatorem PI z programową zmianą nastaw. Wyniki te, uzyskane przy założeniu dokładnego pomiaru zakłócającej wielkości wejściowej $Y_{in} = C_{NO3,in}(t) + C_{NO2,in}(t)$, pozwalają na stwierdzenie, iż obydwa regulatory zapewniają porównywalny czas regulacji i porównywalne przeregulowania wielkości sterowanej Y, jednak przebiegi uzyskane dla regulatora PI mają wyraźnie charakter oscylacyjny.

Rysunek 3.1.3.5 pozwala prześledzić wpływ stałego błędu pomiarowego dla zakłócającej wielkości wejściowej $Y_{in} = C_{NO3,in}(t) + C_{NO2,in}(t)$ na pracę badanych algorytmów regulacji. Błąd ten spowodował wydłużenie czasów regulacji dla obu regulatorów, ale także zmniejszył oscylącyjny charakter przebiegów odpowiadających regulatorowi PI. W przypadku regulatora B-BAC kompensację tego błędu uzyskuje się dzięki własnościom procedury estymacji (2.3.4). Poprawę dla regulatora PI z programową zmianą nastaw można uzasadnić tym, iż pojawienie się błędu pomiarowego dla wartości Y_{in} we wzorze na wzmocnienie regulatora k_r (3.1.3.1), spowodowało zmniejszenie wartości tego wzmocnienia. Wpłynęło to pozytywnie na pracę regulatora PI, co wynika z faktu, iż dla wyznaczenia zależności na nastawy tego regulatora posłużono się linearyzacją toru sterowania uproszczonego modelu procesu (3.1.2.1), z pominięciem nieznanej wartości parametru R_Y . Jak należało się spodziewać, człon reprezentowany przez parametr R_Y stanowi znaczącą składową równania bilansowego i pominięcie tej składowej przy linearyzacji prowadzi do niedokładnych zależności, opisujących programowe zmiany nastaw regulatora PI.



wielkość sterująca F(t)



- *Rys.* 3.1.3.4. Własności regulacyjne dla bioreaktora o parametrach rozłożonych przy dokładnym pomiarze wielkości zakłócającej $Y_{in} = C_{NO3,in} + C_{NO2,in}$
- Fig. 3.1.3.4. Control performance for the distributed parameter bioreactor and for perfect measurement of the disturbance $Y_{im} = C_{NO3,im} + C_{NO2,im}$



Rys. 3.1.3.5. Własności regulacyjne dla bioreaktora o parametrach rozłożonych przy stałym błędzie pomiarowym dla wielkości zakłócającej $\Delta Y_{in} = \Delta(C_{NO3,in} + C_{NO2,in}) = +10$ Fig. 3.1.3.5. Control performance for the distributed parameter bioreactor and for the constant measurement bias $\Delta Y_{in} = \Delta(C_{NO3,in} + C_{NO2,in}) = +10$ Porównanie obu algorytmów sterowania jest także możliwe na podstawie wartości wskaźników regulacji, które zawarto w tabeli 3.1.3.2. Wartości wskaźnika IAE za każdym razem wskazują na przewagę regulatora PI z programową zmianą nastaw, jednak przewaga ta jest nieznaczna. Wartości wskaźnika IADO pokazują, iż regulator B-BAC wymusza łagodniejsze zmiany wielkości sterującej F. Wprowadzenie stałego błędu pomiarowego dla zakłócającej wielkości wejściowej Y_{in} praktycznie nie zmieniło wartości tego wskaźnika dla regulatora B-BAC. Spowodowało natomiast zmniejszenie jego wartości dla algorytmu PI z programową zmianą nastaw, co wynika z opisanego powyżej zmniejszenia oscylacyjnego charakteru przebiegów regulacyjnych dla tego regulatora.

Zestawienie wskaźników regulacji dla reaktora biologicznego o parametrach rozłożonych

Tabela 3.1.3.2

wyniki eksperymentu z rysunku numer:	rodzaj regulatora	IAE	IADO
2124	B-BAC	4,82	1,46e-4
3.1.3.4	PI z programową zmianą nastaw	3,87	6,73e-4
2125	B-BAC	10,3	1,43e-4
3.1.3.5	PI z programową zmianą nastaw	8,13	2,05e-4

3.2. Sterowanie procesem neutralizacji

Neutralizacja należy do grupy procesów chemicznych najczęściej wykorzystywanych w przemyśle. Kwasowość lub zasadowość roztworu określa wskaźnik pH, opisujący bezpośrednio stężenie jonów wodorowych w tym roztworze. Utrzymywanie stałej, zadanej wartości pH wynika najczęściej z faktu, iż określone zjawiska zachodzą tylko w pewnym, charakterystycznym dla siebie zakresie wartości pH (Jutila i in., 1999). W procesach fermentacji, wykorzystywanych na szeroką skalę w przemyśle biotechnologicznym, wartość pH jest jednym z najważniejszych parametrów limitujących wzrost mikroorganizmów, a tym samym warunkujących prawidłowy przebieg procesu (Bailey i Ollis, 1986; Moser, 1988; Bastin i Dochain, 1990). Biologiczne procesy oczyszczania ścieków komunalnych także wymagają utrzymywania określonej wartości pH dla wody na wylocie z oczyszczalni, co pozwala na znaczące zmniejszenie szkodliwości tych ścieków dla środowiska naturalnego (Gernaey i in., 1999; Van der Gast i Thompson, 2005).

3.2.1. Opis obiektu sterowania

Jako obiekt sterowania rozpatruje się prosty proces neutralizacji, przedstawiony schematycznie na rys. 3.2.1.1. Komora mieszalnika zaopatrzona jest w dwa włoty, pozwalające na dozowanie cieczy - włot kwasu z przepływem objętościowym F₁ [L/min] i włotowym stężeniem kwasu C_{1,in} [mole/L] oraz włot zasady z przepływem objętościowym F₂ [L/min] i włotowym stężeniem zasady C_{2,in} [mole/L]. Wartości pH₁ i pH₂ oznaczają kolejno włotowe wartości pH dla kwasu i zasady. Proces neutralizacji przebiega w mieszalniku o stałej objętości V [L] i w jego wyniku na wyłocie z komory wyróżnić można stężenie kwasu C₁ [mole/L] i stężenie zasady C₂ [mole/L], co z kolei daje wartość pH cieczy na wyłocie.



Rys. 3.2.1.1. Uproszczony schemat technologiczny prostego procesu neutralizacji Fig. 3.2.1.1. Simplified technological diagram of the simple neutralization process

Pełny nieliniowy model matematyczny procesu neutalizacji, wykorzystywany w tej pracy, zaproponowany został przez McAvoya (1972). Składa się on z dwóch równań różniczkowych zwyczajnych oraz z zależności nieliniowych.

$\frac{dC_1}{dt} = \frac{F_1}{V} (C_{1,in} - C_1) - \frac{F_2}{V} C_1$	(3.2.1.1a)
$\frac{dC_2}{dt} = \frac{F_2}{V} (C_{2,in} - C_2) - \frac{F_1}{V} C_2$	(3.2.1.1b)
$10^{-3pH_{1}} + 10^{-2pH_{1}}K_{a} + 10^{-pH_{1}} \left(-K_{a}C_{1,in} - K_{w}\right) - K_{a}K_{w} = 0$	(3.2.1.1c)
$10^{-3pH_2} + 10^{-2pH_2} \left(K_a + C_{2,in} \right) + 10^{-pH_2} \left(K_a C_{2,in} - K_w \right) - K_a K_w = 0$	(3.2.1.1d)
$10^{-3pH} + 10^{-2pH} (K_a + C_2) + 10^{-pH} (K_a (C_2 - C_1) - K_w) - K_a K_w = 0$	(3.2.1.1e)

Dodatkowo w powyższym modelu wykorzystuje się dwie wartości stałe - K_a oraz K_w . Wszystkie eksperymenty symulacyjne przeprowadzono dla tego samego zestawu wartości: $K_a = 1,8*10^{-5}$, $K_w = 10^{-14}$, V = 3. Stan ustalony charakteryzował się następującymi wartościami zmiennych stanu i wymuszeń: $C_1(0) = C_2(0) = 0,004$, $C_{1,in}(0) = C_{2,in}(0) = 0,008$, $F_1(0) = F_2(0) = 0,3$, co odpowiada następującym wartościom pH: $pH_1(0) = 3,431$, $pH_2(0) = 11,903$, pH(0) = 8,174.

Dla wyprowadzenia algorytmu sterowania B-BAC zakłada się nieznajomość postaci modelu (3.2.1.1). Cała wiedza na temat procesu sprowadza się do następujących informacji i założeń:

- neutralizacja zachodzi w komorze reaktora o stałej i znanej objętości V,
- zakłada się idealne mieszanie zawartości komory,
- bezpośredni pomiar stężeń kwasu i zasady na wlocie i na wylocie z komory nie jest możliwy,
- nic nie wiadomo na temat ewentualnego wpływu warunków zewnętrznych (np. temperatury) na przebieg reakcji neutralizacji,

 wartości wlotowe pH₁, pH₂, wartość pH na wylocie oraz przepływy objętościowe F₁, F₂ są dostępne pomiarowo na bieżąco w dyskretnych chwilach czasu.

Z praktycznego punktu widzenia założenia te są realistyczne i znacząco ograniczają możliwość wyprowadzenia algorytmu sterowania typu *model-based* dla rozpatrywanego procesu neutralizacji.

Za cel sterowania przyjmuje się utrzymywanie wylotowej wartości pH na stałym zadanym poziomie (np. pH = 7,0), za pomocą zmian przepływu objętościowego zasady F_2 (wielkość sterująca).

Trudności w sterowaniu procesami neutralizacji wynikają przede wszystkim z ich silnie nieliniowej natury. Sama reakcja neutralizacji wprowadza znaczące nieliniowości, objawiające się głównie bardzo dużymi zmianami współczynnika wzmocnienia. Dodatkowo, dla roztworu obojętnego (pH ~ 7) wzmocnienie obiektu osiąga maksymalną wartość, co znacznie utrudnia właściwe nastrojenie układu regulacji. Zjawisko to znajduje swoje odzwierciedlenie także w modelowaniu procesów neutralizacji. Stworzenie nieliniowego, fizykalnego modelu konkretnego procesu neutralizacji, który z dużą dokładnością opisywałby jego zachowanie niezależnie od rodzaju kwasu i zasady oraz od doboru punktu pracy, nie jest możliwe. W literaturze można spotkać takie modele, które są tworzone dla procesów neutralizacji przy określonych założeniach. Najprostszy z nich, dla jednego silnego kwasu i jednej silnej zasady zaproponował McAvoy (1972). Pomimo upraszczającego założenia, nieliniowy opis reakcji neutralizacji jest dość skomplikowany. W latach późniejszych model ten poddawano kolejnym modyfikacjom. Poszerzało to zakres jego obowiązywania, przy jednoczesnym zachowaniu niezbyt dużej złożoności, umożliwiającej wykorzystanie go do syntezy sterowania typu model-based (Nihtilä i Jutila, 1982; Jutila i Visala, 1984; Gustafsson i Waller, 1983; Gustafsson i in., 1995; Stebel, 2002).

Podobnie niezliczoną liczbę publikacji poświęcono sterowaniu procesem neutralizacji. Ponieważ zastosowanie klasycznego regulatora PID w tym przypadku może nie gwarantować satysfakcjonującej jakości sterowania (Henson i Seborg, 1992; Costello, 1994; Lee i in., 1994), obok propozycji algorytmów sterowania, bazujących na modelach wielomianowych ARX (Bucholt i Kümmel, 1979) lub wykorzystujących nieliniowe lub adaptacyjne wersje regulatora PID (Stebel, 2001; Kumar i in., 2004), pojawiły się także prace poświęcone zaawansowanym algorytmom sterowania, bazującym na modelu fizykalnym. Gustafsson i Waller (1983) oraz Jutila i Visala (1984) proponuja podejście opierające się na wprowadzeniu hipotetycznej wielkości opisującej stan procesu (reaction invariant), co pozwala na takie przekształcenie modelu, aby można było wykorzystać go do sterowania. Nieznajomość wartości parametrów modelu pociąga za sobą konieczność ich identyfikacji, co prowadzi do adaptacyjnej wersji regulatora. Gustafsson i Waller wykorzystuja do estymacji rekurencyjną metodę najmniejszych kwadratów, natomiast Jutila i Visala - liniowe estymatory zmiennych stanu. W obu przypadkach konieczna jest jednak znajomość nieliniowego modelu procesu. Dodatkowo w obu przypadkach autorzy zauważyli, iż niedostateczne pobudzenie procesu prowadzi do niewłaściwych wyników estymacji. Spostrzeżenie to zgodne jest z teorią identyfikacji wieloparametrowej, która mówi, iż dla właściwej identyfikacji obiektu konieczne jest stosowanie sygnału nieustannie pobudzającego odpowiedniego rzędu (Niederliński i in., 1995). Inne podejście do problemu sterowania procesem neutralizacji można znaleźć w pracach Hensona i Seborga (1992, 1994, 1997). Autorzy także wykorzystują pojęcie reaction invariant, ale prawo sterowania wyprowadzane jest poprzez linearyzacje wejściowo-wyjściowa pełnego, nieliniowego modelu matematycznego. Podejście to wymaga więc znajomości tego modelu. Ciekawą próbę zastosowania regulatora GMC na podstawie modelu, opisującego stan ustalony, zaproponowali Mahuli i in. (1992). Wyniki eksperymentów laboratoryjnych potwierdzają możliwość zastosowania tego regulatora w praktyce, jednak jakość sterowania nie jest znacząco lepsza od adaptacyjnego regulatora PI. Propozycję sterowania GMC dla pilotażowego procesu neutralizacji można także znaleźć w pracy Stebla (2002a). Kalafatis i in. (2005) proponują linearyzujący algorytm sterowania, bazujący na modelu typu Wienera. Dla budowy tego modelu wykorzystano technikę redukcji rzędu (*order reduction*), przy założeniu stałości niektórych jego parametrów, a następnie, korzystając z odwrotności krzywej miareczkowania (*titration curve*), zaproponowano konwencjonalny regulator PI, uzupełniony o część nieliniową. Odwrotność krzywej miareczkowania wyznaczana jest na podstawie jej wielomianowej aproksymacji, więc w najlepszym wypadku takie podejście wymaga przeprowadzenia wielu wcześniejszych eksperymentów identyfikacyjnych mających na celu wyznaczenie kształtu tej krzywej. Podobne eksperymenty są wymagane także w celu wyznaczenia funkcji przestrajania dla adaptacyjnej wersji regulatora PI.

Metodologia B-BAC z założenia pozbawiona jest tych wad i pozwala na syntezę prawa sterowania dla rozważanego procesu neutralizacji. Sposób wyprowadzenia regulatora B-BAC oraz symulacyjne badania porównawcze z konwencjonalnym regulatorem PI przedstawione zostały w pracach Czeczota (2003c, 2003d, 2006a).

3.2.2. Synteza prawa sterowania B-BAC

Metodologia B-BAC wymaga stworzenia uproszczonego modelu matematycznego dla procesu neutralizacji, przedstawionego schematycznie na rys. 3.2.1.1. Musi on opisywać dynamikę wielkości sterowanej Y(t) = pH(t), zawierać wielkość sterującą $F_2(t)$ i mieć postać równania (2.1.1). Należy podkreślić, iż w przypadku procesu neutralizacji stworzenie takiego modelu na podstawie zasady zachowania masy nie zdaje egzaminu. Wynika to z faktu, iż zasada zachowania masy pozwala na uzyskanie modelu, w którym zmiennymi stanu są stężenia składników, a te z założenia nie są mierzalne. Ponadto, w takim modelu nie istnieje możliwość opisania nieliniowości za pomocą jednego zmieniającego się parametru, który byłby składnikiem bilansu. W związku z tym jedynym rozwiązaniem wydaje się zaproponowanie modelu wejściowo-wyjściowego, w którym wartość pH traktowana byłaby jak zmienna stanu. Równanie to przyjmuje postać "bilansu wartości pH":

$$\frac{d Y(t)}{dt} = \frac{F_1(t)}{V} (pH_1(t) - Y(t)) + \frac{F_2(t)}{V} (pH_2(t) - Y(t)) - R_Y(t)$$
(3.2.2.1)

Nie ma ono żadnego sensu fizykalnego, ale ma postać równania (2.1.1) i spełnia wszystkie wymagania stawiane uproszczonemu modelowi procesu w podrozdziale 2.1. Pozwala to na wykorzystanie go do wyprowadzenia algorytmu sterowania B-BAC wraz z odpowiednią procedurą estymacji parametru $R_Y(t)$, reprezentującego w tym przypadku nie tylko nieznane nieliniowości procesu, ale także niedokładność modelowania, wynikającą z zastosowania równania (3.2.2.1) do opisu rozpatrywanego procesu neutralizacji.

Przyjmując stałą objętość komory mieszalnika V(t) = V = const oraz definiując wektory:

 $\underline{F}(t) = \begin{bmatrix} F_1(t) & F_2(t) \end{bmatrix}^T \quad \underline{Y}_F(t) = \begin{bmatrix} (pH_1(t) - Y(t)) & (pH_2(t) - Y(t)) \end{bmatrix}^T (3.2.2.2)$

można wykorzystać ogólną postać regulatora B-BAC (2.2.6), a następnie przekształcić ją do postaci końcowej, która stanowi *pełną realizację regulatora B-BAC* i opisuje zmiany wielkości sterującej F_2 :

$$F_{2,i} = \frac{\lambda V (Y_{sp} - Y_i) - F_{1,i} (pH_{1,i} - Y_i) + V \hat{R}_{Y,i}}{pH_{2,i} - Y_i}$$
(3.2.2.3)

Estymacja wartości \hat{R}_{y_i} odbywać się musi zgodnie z procedurą (2.3.4).

W przypadku rozpatrywanego procesu neutralizacji możliwe jest także wyprowadzenie *minimalnej realizacji regulatora B-BAC.* W tym celu równanie (3.2.2.1) zapisuje się w następującej postaci:

$$\frac{dY(t)}{dt} = \frac{F_2(t)}{V} (pH_2(t) - Y(t)) - R_Y(t)$$
(3.2.2.4)

Po przedefiniowaniu wektorów:

i po odpowiednich przekształceniach uzyskuje się końcową postać minimalnej realizacji regulatora B-BAC:

$$F_{2,i} = \frac{\lambda V(Y_{sp} - Y_i) + V\hat{R}_{Y,i}}{pH_{2,i} - Y_i}$$
(3.2.2.6)

Estymacja wartości $\hat{R}_{y,i}$ ponownie odbywać się musi zgodnie z procedurą (2.3.4), przy wykorzystaniu przedefiniowanych wektorów (3.2.2.5).

Zastosowanie *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* (3.2.2.6) pozwala na ograniczenie liczby mierzonych wielkości zakłócających – nie jest konieczny pomiar wartości F_1 i pH₁.

3.2.3. Wyniki badań symulacyjnych

Podrozdział ten zawiera wybrane wyniki symulacyjnych badań porównawczych *pełnej realizacji regulatora B-BAC* (3.2.2.3), *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* (3.2.2.6) oraz dwóch regulatorów PI z programową zmianą nastaw. Wzory opisujące programowe zmiany wzmocnienia k_r i stałej całkowania T_i dla regulatorów PI uzyskano na drodze linearyzacji torów sterowania w uproszczonych modelach (3.2.2.1) i (3.2.2.4), z pominięciem wartości nieznanego parametru R_Y. Na bazie modelu (3.2.2.1) uzyskano wzory dla *pelnej realizacji* regulatora PI:

$$k_r = 5 \frac{V}{pH_2 - pH}$$
 $T_i = \frac{V}{F_1 + F_2}$ (3.2.3.1)

Zależność opisująca wzmocnienie k, dla *minimalnej realizacji regulatora PI* nie ulega zmianie, modyfikacji ulega natomiast wzór opisujący programowe zmiany stałej całkowania:

Т

$$F_1 = \frac{V}{F_2}$$
 (3.2.3.2)

W każdym przypadku, bez względu na rodzaj zastosowanego regulatora, przez pierwszą minutę obiekt pracował w pętli otwartej, co pozwalało na uniknięcie problemów związanych z niedokładnym doborem wartości początkowej $R_{Y,0}$ dla procedury estymacji, przy zastosowaniu regulatora B-BAC. W chwili t = 1 [min] pętla regulacyjna była zamykana i cały układ (obiekt + regulator) poddawany był skokowym zmianom wartości zadanej Y_{sp} oraz wielkości zakłócających oznaczonych na przebiegach. Okres próbkowania dla wszystkich regulatorów wynosił $T_R = 0.01$ [min] i wartość ta, z praktycznego punktu widzenia, jest akceptowalna. Dla obu regulatorów B-BAC przyjęto wartość współczynnika strojenia $\lambda = 5$, a dla procedury estymacji wartości $R_{Y,0} = 0$ i $P_0 = 10$.

Podczas badań symulacyjnych w pętli zamkniętej okazało się, że dla obu regulatorów B-BAC konieczne jest zastosowanie modyfikacji procedury estymacji (2.3.5) z wartością $\gamma = 0,01$ oraz ustalenie współczynnika zapominania $\alpha = 0,5$. Dobór taki uzasadniają wyniki estymacji, przedstawione na rys. 3.2.3.1.





Przebiegi przedstawiają zmiany wartości estymowanej \hat{R}_{y} w odpowiedzi na skokową zmiane wielkości sterującej F_2 w petli otwartej. Nie jest możliwe bezpośrednie porównanie wartości estymaty R_v z rzeczywistą wartością R_Y, gdyż nawet podczas eksperymentów symulacyjnych nie można, na podstawie nieliniowego modelu procesu (3.2.1.1), uzyskać informacji o wartości Ry. Jednakże na podstawie przedstawionych wyników można stwierdzić, iż przyjęcie typowych dla metodologii B-BAC wartości $\alpha = 0,1$ i $\gamma = 1$ prowadzi do niekorzystnego zachowania procedury estymacji. W chwili t = 1, gdy następuje skok wartości F2, estymata Ry zmienia się gwałtownie, aby potem równie szybko wrócić do znacznie mniejszej wartości i osiagnać nowy stan ustalony. Zachowanie takie wynika z natury procesu neutralizacji (szybkie zmiany pH na wylocie z komory reaktora) i prowadzi do chwilowych, bardzo znaczacych niedokładności estymacji. W konsekwencji, niedokładności te prowadza do niestabilnej pracy regulatora B-BAC, co znalazło potwierdzenie w badaniach symulacyjnych w petli zamknietej. Zjawisku temu można zapobiegać przez odpowiedni dobór wartości parametrów α i γ . Pozwala to na znaczące złagodzenie przebiegów estymacyjnych, a tym samym na zapewnienie stabilnej pracy regulatora B-BAC. W związku z tym, wszystkie badania symulacyjne algorytmu sterowania B-BAC przeprowadzono dla wartości $\alpha = 0.5$ $i \gamma = 0.01$.

Porównanie *pełnej* i *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* nie wykazało istotnych różnic w ich działaniu. Podobne spostrzeżenia dotyczą *pełnej* i *minimalnej realizacji regulatora PI*. W związku z tym, przedstawia się jedynie wyniki badań *minimalnych realizacji* obu regulatorów.

Rysunek 3.2.3.2 przedstawia przebiegi regulacyjne, przy założeniu dokładnego pomiaru zakłócającej wielkości wejściowej pH₂. Przewaga *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* sprowadza się do krótszego czasu regulacji przy mniejszych przeregulowaniach wielkości sterowanej Y. Zmiany wielkości sterującej F_2 w obu przypadkach są w pełni akceptowalne z praktycznego punktu widzenia.

Taki sam eksperyment symulacyjny przeprowadzono w obecności stałego błędu pomiarowego dla zakłócającej wielkości wejściowej pH₂. Jak wynika z przebiegów przedstawionych na rys. 3.2.3.3, zastosowanie *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* praktycznie pozwoliło uniknąć wpływu tego błędu na działanie układu regulacji. Minimalnie wzrosły przeregulowania wielkości sterowanej Y oraz czas regulacji. Efekt ten zawdzięcza się kompensacyjnym własnościom procedury estymacji (2.3.4). W przypadku zastosowania *minimalnej realizacji regulatora PI* wpływ błędu pomiarowego jest bardziej znaczący i objawia się wzrostem przeregulowań wielkości sterowanej Y. Należy także przypuszczać, iż wydłużył się czas regulacji.

Tabela	3.2.3.1

Zestawienie	wskaźników	regulacji	dla	procesu	neutralizacji
		~ ~		*	

wyniki eksperymentu z rysunku numer:	rodzaj regulatora	IAE	IADO
3737	minimalna realizacja regulatora B- BAC	2,56e-2	2,59e-2
4°6', e 4°6'	minimalna realizacja regulatora PI z programową zmianą nastaw	2,76e-1	2,17e-2
2722	minimalna realizacja regulatora B- BAC	3,06e-2	2,74e-2
3.4.3.3	minimalna realizacja regulatora PI z programową zmianą nastaw	3,53e-1	1,68e-2











wielkość sterująca F2(t)





Powyższe spostrzeżenia potwierdzają wartości wskaźników regulacji, zebrane w tabeli 3.2.3.1. W obu przypadkach minimalna realizacja regulatora B-BAC zapewnia uzyskanie o rząd mniejszych wartości IAE, przy zachowaniu porównywalnych wartości IADO. Ten drugi wskaźnik pokazuje wprawdzie, iż minimalna realizacja regulatora PI z programowa zmianą nastaw wymusza łagodniejsze zmiany wielkości sterującej F2, jednak różnica w stosunku do minimalnej realizacji regulatora B-BAC jest niewielka.

3.3. Sterowanie reaktorem chemicznym z płaszczem chłodzącym

Nieizotermiczne reaktory chemiczne z płaszczem chłodzącym znajdują szerokie zastosowanie w przemyśle chemicznym wszędzie tam, gdzie konieczne jest odprowadzanie nadmiaru ciepła z komory reaktora. Nadmiar ten powstaje w wyniku jednej lub kilku nieizotermicznych reakcji chemicznych. Ciecz chłodząca (najczęściej woda), która przepływa przez płaszcz zapewnia, iż temperatura wewnatrz komory nie przekroczy wartości krytycznej. Dodatkowo odpowiednie sterowanie parametrami tej cieczy pozwala na utrzymywanie stałej, zadanej temperatury we wnetrzu komory.

3.3.1. Opis obiektu sterowania

Jako obiekt sterowania rozpatruje się nieizotermiczny reaktor chemiczny o parametrach skupionych z płaszczem chłodzącym, przedstawiony schematycznie na rys. 3.3.1.1. W reaktorze tym zachodzą dwie nieodwracalne, sekwencyjne reakcje między składnikami A i B, w wyniku których powstaje produkt D. Obie reakcje sa nieizotermiczne, co sprawia, że podczas pracy reaktora wytwarzane jest ciepło. Aby zapewnić właściwa pracę aparatu, konieczne jest chłodzenie zawartości jego komory za pomoca płaszcza z przepływajaca ciecza chłodzaca.



Rys. 3.3.1.1. Uproszczony schemat technologiczny nieizotermicznego reaktora chemicznego z plaszczem chlodzącym

Fig. 3.3.1.1. Simplified technological diagram of the nonisothermal chemical reactor with the cooling jacket

Pełny model matematyczny procesu, łącznie z dynamika płaszcza chłodzacego, jest silnie nieliniowy, co wynika z uwzględnienia wpływu temperatury wewnatrz komory reaktora na przebieg reakcji (Aris, 1969; Sistu i Bequette, 1991). Składa się on z piecju równań

różniczkowych zwyczajnych. Trzy z nich opisują kolejno stężenia komponentów CA, CB i CD [mol/m³], a dwa - temperatury wewnątrz komory reaktora T [K] oraz we wnętrzu płaszcza chłodzącego T_c [K].

$$\frac{dC_{A}}{dt} = \frac{F}{V} (C_{A,in} - C_{A}) - k_{ol} C_{A}^{2} e^{-E_{1}/RT}$$
(3.3.1.1a)

$$\frac{dC_{B}}{dt} = -\frac{F}{V}C_{B} + bk_{o1}C_{A}^{2}e^{-E_{1}/RT} - k_{o2}C_{B}e^{-E_{2}/RT}$$
(3.3.1.1b)

$$\frac{dC_{\rm D}}{dt} = -\frac{F}{V}C_{\rm D} + dk_{o2}C_{\rm B}e^{-E_2/RT}$$
(3.3.1.1c)

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F}{V} (T_{in} - T) - \frac{1}{\rho c_p} \left[\Delta H_1 k_{ol} C_A^2 e^{-E_1/RT} + \Delta H_2 k_{o2} C_B e^{-E_2/RT} \right] - \frac{h A_c (T - T_c)}{\rho c_p V}$$
(3.3.1.1d)

$$\frac{\mathrm{d}T_{\mathrm{c}}}{\mathrm{d}t} = \frac{q_{\mathrm{c}}}{V_{\mathrm{c}}} \left(T_{\mathrm{c,in}} - T_{\mathrm{c}} \right) + \frac{\mathrm{h}A_{\mathrm{c}} \left(T - T_{\mathrm{c}} \right)}{\rho_{\mathrm{c}} c_{\mathrm{pc}} V_{\mathrm{c}}}$$
(3.3.1.1e)

W powyższym modelu przyjęto następujące oznaczenia: CA,in [mol/m3] - wlotowe stężenie składnika A, F [m³/s] - przepływ objętościowy cieczy przez komorę reaktora, V $[m^3]$ – objętość robocza komory, T_{in} [K] – temperatura na wlocie do komory, ρ [kg/m³] – gęstość cieczy przepływającej przez komorę, cp [kJ/kg K] - ciepło właściwe cieczy przepływającej przez komorę, ΔH_1 , ΔH_2 [kJ/kmol] – ciepło reakcji zachodzących we wnętrzu komory, h [W/m² K] - współczynnik wymiany ciepła między komorą a płaszczem chłodzącym, $A_c [m^2]$ – powierzchnia wymiany ciepła, $\rho_c [kg/m^3]$ – gęstość cieczy chłodzącej, cpc [kJ/kg K] - ciepło właściwe cieczy chłodzącej, Vc [m3] - objętość płaszcza chłodzącego, Fc [m³/s] - przepływ objętościowy cieczy przez płaszcz, Tc,in [K] - temperatura cieczy na wlocie do płaszcza, ko1, ko2, b oraz d [-] – współczynniki charakteryzujące kinematykę reakcji chemicznych, R [kJ/kmol K] - stała gazowa, E1, E2 [kJ/kmol] - energie aktywacji.

Wszystkie eksperymenty symulacyjne przeprowadzano dla tego samego zestawu wartości: V = 10, V_c = 5, $\rho = \rho_c = 1000$, $c_p = 1$, $c_{pc} = 4.2$, $h^*A_c = 1300$, $\Delta H_1 = -41800$, $\Delta H_2 = -83600$, $k_{o1} = 4$, $k_{o2} = 172,2$, b = d = 1, R = 8,3143, $E_1 = 20900$, $E_2 = 41800$. Stan ustalony charakteryzował się następującymi wartościami zmiennych stanu i wymuszeń: $C_A(0) = 4.8$, $C_B(0) = 5.17$, $C_D = 0.03$, T(0) = 335.98, $T_c(0) = 321.86$, $CA_{in}(0) = 10$, $T_{in}(0) = T_{c,in}(0) = 300, F(0) = 0,1, F_c(0) = 0,2.$

Dla wyprowadzenia prawa sterowania B-BAC zakłada się nieznajomość postaci modelu (3.3.1.1). Wiedza na temat procesu jest ograniczona i sprowadza się do następujących informacji i założeń:

- reakcje chemiczne zachodzą w komorze reaktora o stałej i znanej objętości V,
- objętość płaszcza chłodzącego V_c jest stała i znana,
- w reaktorze zachodzi wiele reakcji nieizotermicznych, co sprawia, iż podczas jego pracy produkowane jest ciepło powodujące wzrost temperatury we wnętrzu komory,
- dla prawidłowego przebiegu reakcji chemicznych konieczne jest kontrolowanie tej temperatury,

- przez komorę przepływa ciecz o mierzalnej temperaturze wlotowej T_{in} i wylotowej T oraz ze zmiennym i mierzalnym przepływem objętościowym F,
- przez płaszcz chłodzący przepływa ciecz chłodząca o mierzalnych temperaturach wlotowej T_{c.in} i wylotowej T_c oraz ze znanym (nastawianym) przepływem objętościowym F_c.

Z praktycznego punktu widzenia przedstawione założenia są realistyczne i znacząco ograniczają możliwość wyprowadzenia nieliniowego algorytmu sterowania typu model-based dla rozpatrywanego reaktora chemicznego.

Specyfika sterowania procesami wymiany ciepła wynika ze sposobu opisu samego strumienia wymiany ciepła, który zależy nie tylko od różnicy temperatur pomiędzy ośrodkami oraz od powierzchni wymiany ciepła, ale także od wartości współczynnika wymiany ciepła. Nawet jeśli wartość tego współczynnika najczęściej przyjmowana jest jako stała, to oszacowanie jej w praktyce wymaga wielu czasochłonnych eksperymentów. Ponadto, należy zaznaczyć, iż przyjęcie stałej wartości współczynnika wymiany ciepła stanowi duże uproszczenie. Wartość ta zależy od różnicy temperatur pomiędzy ośrodkami, a w przypadku wymiany ciepła w wymiennikach przeponowych, także od prędkości przepływu cieczy (Hobler, 1968). Ujęcie tych wszystkich zależności w opisie matematycznym zjawiska wymiany ciepła jest praktycznie niemożliwe, gdyż takie podejście spowodowałoby wprowadzenie do modelu kolejnych współczynników, których wartości należałoby wyznaczyć eksperymentalnie. Dlatego też najczęściej stosuje się uproszczenie, zakładając stałą wartość współczynnika wymiany ciepła, co i tak sprawia wiele praktycznych problemów w trakcie identyfikacji wartości współczynników modelu fizykalnego.

W literaturze znaleźć można wiele przykładów projektowania i symulacyjnej weryfikacji algorytmów sterowania nieizotermicznym reaktorem chemicznym. Od kilkudziesięciu lat dynamika i sterowanie takimi, silnie nieliniowymi obiektami stanowią temat wielu znaczących publikacji naukowych. Do najwcześniejszych zaliczyć można prace Arisa i Amundsona (1958), Arisa (1969) Uppali i in. (1974, 1976), Harrisa i in. (1980) oraz Raya (1981). W późniejszych latach coraz częściej pojawiały się propozycje zaawansowanych algorytmów sterowania nieizotermicznym reaktorem chemicznym, bazujące na jego nieliniowym modelu matematycznym. Niestety, przy takim podejściu konieczne było założenie przynajmniej częściowej znajomości postaci tego modelu wraz z wartościami niektórych jego parametrów. Dla przykładu, w pracy Kravarisa i Kantora (1990) dla poprawnego działania zaproponowanego prawa sterowania konieczne było założenie dotyczące równości energii aktywacji dla obydwu reakcji chemicznych. Bhat i in. (1990) wykorzystali uproszczony model pierwszego rzędu dla dynamiki temperatury we wnętrzu komory reaktora wsadowego, jednak dla prawidłowego działania przedstawionego algorytmu sterowania potrzebna była znajomość wartości współczynników przenikania ciepła oraz powierzchni wymiany ciepła. Bequette (1989) zaproponował algorytm opierający się na jednokrokowej predykcji, w którym część nieliniowości modelu zastąpił jednym zmieniającym się parametrem, którego wartość wyznaczana jest na bieżąco. Zastosował go do sterowania temperatura we wnętrzu komory reaktora chemicznego, bez uwzględniania dynamiki płaszcza chłodzącego. Podstawową wadą tego podejścia było wykorzystanie współczynnika wymiany ciepła w roli wielkości sterującej. Podobnie nierealistyczne podejście znaleźć można w pracy Dochaina (1994). Wprawdzie autor uwzględnia tam częściowo dynamikę płaszcza chłodzącego, ale nawet przy przyjętych przez niego założeniach i z zaproponowaną metodą estymacji energii aktywacji algorytm ten nie ma najmniejszych szans na praktyczną realizację. Henson i Seborg (1990) proponują zastosowanie techniki linearyzacji wejściowo-wyjściowej dla sterowania nieizotermicznym reaktorem chemicznym. Algorytm ten autorzy testują symulacyjnie na przykładzie kaskadowego połączenia dwóch prostych reaktorów chemicznych, bez uwzględnienia

dynamiki płaszcza chłodzącego. Takie podejście również wymaga znajomości postaci nieliniowego modelu procesu wraz z wartościami jego parametrów. Podobny pomysł prezentują w swojej pracy Iyer i Farell (1995), dopuszczając częściową nieznajomość nieliniowego opisu procesu. Nieznajomość ta kompensowana jest w prawie sterowania przez mechanizm adaptacji, jednak nawet w tym przypadku założenia przyjęte przez autorów nie pozwalają na zastosowanie tego podejścia w praktyce. Kosanovich i in. (1995) proponują adaptacyjne prawo sterowania temperaturą we wnętrzu reaktora chemicznego, rozpatrując kilka przypadków niepewności co do wartości parametrów nieliniowego modelu procesu. Nie zmienia to jednak faktu, iż dla praktycznej realizacje tego regulatora konieczna byłaby znajomość wartości przynajmniej części parametrów takiego modelu. Kazantzis i Kravaris (2000) proponuja skomplikowane prawo sterowania, wymagające nie tylko znajomości nieliniowej postaci modelu procesu, ale także żmudnych obliczeń, opierających się na rozwinięciu nieliniowości w szereg Taylora. W niektórych publikacjach rozpatruje się również możliwość zastosowania algorytmu PID do sterowania rozpatrywanym reaktorem chemicznym (Bequette, 1991). Wprowadzenie techniki gain-scheduling umożliwia uwzględnienie nieliniowości procesu, a charakter sterowania PID pozwala na praktyczną realizację, nawet w obliczu opisanych wyżej ograniczeń.

Omawiana metodologia B-BAC pozwala na wyznaczenie prostego prawa sterowania, z uwzględnieniem opisanych ograniczeń. Pomysł zastosowania takiego podejścia pojawił się w pracy Czeczota (2000), w której autor wprowadził pojęcie *wskaźnika wymiany ciepła* (*heat transfer rate*) na podobieństwo omawianego we wstępie do podrozdziału 3.1 *wskaźnika pochłaniania substratu*. Pozwoliło to na wyeliminowanie precyzyjnego opisu zjawiska wymiany ciepła z uproszczonego modelu matematycznego, a wskaźnik wymiany ciepła znalazł zastosowanie przy projektowaniu dedykowanego regulatora adaptacyjnego, sterującego temperaturą wewnątrz komory reaktora chemicznego z płaszczem chłodzącym. W pracach Czeczota (2001, 2003a) zaproponowano zastosowanie metodologii B-BAC do sterowania omawianym reaktorem chemicznym z płaszczem chłodzącym można znaleźć w pracach Czeczota (2002, 2006).

3.3.2. Synteza prawa sterowania B-BAC

Cel sterowania sprowadza się do utrzymywania temperatury Y(t) = T(t) we wnętrzu komory reaktora na zadanym poziomie Y_{sp} za pomocą zmian natężenia przepływu cieczy F_c przez płaszcz chłodzący (wielkość sterująca). Wyprowadzenie uproszczonego modelu w postaci zgodnej z postacią równania (2.1.1) odbywa się na podstawie elementarnych zasad termodynamiki (bilans strumieni cieplnych). W tym celu, dla procesu przedstawionego schematycznie na rys. 3.3.1.1, zakłada się idealne mieszanie zawartości komory reaktora i płaszcza chłodzącego. Wyróżnia się także całkowite ciepło Q [J], zgromadzone we wnętrzu komory, całkowite ciepło Q_c [J] zgromadzone w płaszczu chłodzącym oraz następujące strumienie cieplne, wpływające lub wypływające z komory lub z płaszcza chłodzącego:

- Q^{*}_{in} [J/s] wlotowy strumień ciepła, wynikający z temperatury wlotowej T_{in} i z przepływu objętościowego F cieczy, przepływającej przez komorę,
- Q^{*}_{out} [J/s] wylotowy strumień ciepła, wynikający z temperatury T i z przepływu objętościowego F cieczy, przepływającej przez komorę,
- $Q_{c,in}^{*}$ [J/s] włotowy strumień ciepła, wynikający z temperatury włotowej $T_{c,in}$ i z przepływu objętościowego F_c cieczy chłodzącej, przepływającej przez płaszcz,

- Q^{*}_{e,out} [J/s] wylotowy strumień ciepła, wynikający z temperatury T_c i z przepływu objętościowego F_c cieczy chłodzącej, przepływającej przez płaszcz,
- Q [J/s] strumień ciepła, reprezentujący wymianę ciepła między komorą a płaszczem,
- Q^{*} [J/s] strumień ciepła, powstający w wyniku bliżej nieokreślonych nieizotermicznych reakcji chemicznych, zachodzących w komorze.

Wszystkie te wielkości fizykalne mogą zmieniać się w czasie, w wyniku przebiegu reakcji chemicznych i procesu chłodzenia.

Wykorzystując prawo zachowania energii można zaproponować dwa równania, opisujące bilanse cieplne dla komory reaktora (3.3.2.1a) i dla płaszcza chłodzącego (3.3.2.1b) (Czeczot, 2002):

$$\frac{dQ(t)}{dt} = Q_{in}^{*}(t) - Q_{out}^{*}(t) + Q_{r}^{*}(t) - Q_{c}^{*}(t)$$
(3.3.2.1a)

$$\frac{Q_{c}(t)}{dt} = Q_{c,in}^{*}(t) - Q_{c,out}^{*}(t) + Q_{c}^{*}(t)$$
(3.3.2.1b)

Składnik Q^{*} można wyznaczyć z równania (3.3.2.1b) i tak otrzymaną zależność wstawić do równania (3.3.2.1a), co pozwala uzyskać:

$$\frac{dQ(t)}{dt} = Q_{in}^{*}(t) - Q_{out}^{*}(t) + Q_{r}^{*}(t) + Q_{c,in}^{*}(t) - Q_{c,out}^{*}(t) - \frac{dQ_{c}(t)}{dt}$$
(3.3.2.2)

W równaniu (3.3.2.2) składnik Q^{*} został wyeliminowany, nie ma więc potrzeby opisywania go jakimkolwiek wyrażeniem. Własność ta jest bardzo korzystna z praktycznego punktu widzenia, ponieważ składnik ten reprezentuje zjawisko wymiany ciepła pomiędzy zawartością komory reaktora a płaszczem chłodzącym, którego opis z założenia pozostaje nieznany.

Powyższe równanie może zostać uproszczone do następującej postaci:

d

$$\frac{Q(t)}{dt} = Q_{c,in}^{*}(t) - Q_{c,out}^{*}(t) + Q_{in}^{*}(t) - Q_{out}^{*}(t) + Q_{s}^{*}(t)$$
(3.3.2.3)

gdzie Q_s^* [J/s] to zastępczy strumień ciepła, reprezentujący wszystkie nieznane i niemierzalne składniki równania (3.3.2.2). Wyraża się on poniższą zależnością:

$$Q_{s}(t) = Q_{r}(t) - \frac{dQ_{c}(t)}{dt}$$
 (3.3.2.4)

Pozostałe składniki równania (3.3.2.3) można wyrazić w następujący sposób:

$$Q(t) = V \rho c_n T(t)$$
 (3.3.2.5a)

$$Q_{\rm sin}^*(t) = F_{\rm c}(t)\rho_{\rm c} c_{\rm nc} T_{\rm cin}(t)$$
 (3.3.2.5b)

$$Q_{c,out}^{*}(t) = F_{c}(t)\rho_{c}c_{pc}T_{c}(t)$$
(3.3.2.5c)

$$Q_{in}^{*}(t) = F(t)\rho c_{p} T_{in}(t)$$
(3.3.2.5d)

$$Q_{out}^{*}(t) = F(t)\rho c_{p} T(t)$$
 (3.3.2.5e)

Po wstawieniu powyższych zależności do równania (3.3.2.3) uzyskuje się:

gdzie

$$\frac{dT(t)}{dt} = \frac{F_{c}(t)}{V} k \left(T_{c,in}(t) - T_{c}(t) \right) + \frac{F(t)}{V} \left(T_{in}(t) - T(t) \right) + \frac{k}{V \rho_{c} c_{pc}} Q_{s}^{*}(t)$$
(3.3.2.6)

 $k = \frac{\rho_c c_{pc}}{\rho c_p}$ (3.3.2.6a)

Po uproszczeniu równanie (3.3.2.6) ma postać uogólnionego równania (2.1.1):

$$\frac{IY(t)}{dt} = \frac{F_{c}(t)}{V} k \left(T_{c,in}(t) - T_{c}(t) \right) + \frac{F(t)}{V} \left(T_{in}(t) - Y(t) \right) - R_{Y}(t)$$
(3.3.2.7)

gdzie
$$R_{Y}(t) = -\frac{k}{V\rho_{c}c_{pc}}Q_{s}^{*}(t)$$
 (3.3.2.7a)

Wyrażenie (3.3.2.7a), opisujące wartość parametru $R_Y(t)$, nie może być wykorzystane w prawie sterowania, gdyż zawiera ono składnik $Q_s^*(t)$ o nieznanym opisie matematycznym. Nie stanowi to jednak problemu, gdyż równanie (3.2.2.7) spełnia wszystkie wymagania stawiane w podrozdziale 2.1 uproszczonemu modelowi procesu. Dzięki temu można je wykorzystać do syntezy algorytmu sterowania B-BAC wraz z odpowiednią procedurą estymacji parametru $R_Y(t)$, reprezentującego wszystkie nieznane nieliniowości procesu. W tym celu, po zdefiniowaniu wektorów:

$$\underline{F}(t) = \begin{bmatrix} F_{c}(t) & F(t) \end{bmatrix}^{T} \qquad \underline{Y}_{F}(t) = \begin{bmatrix} k (T_{c,in}(t) - T_{c}(t)) & T_{in}(t) - Y(t) \end{bmatrix}^{T} (3.3.2.8)$$

można wykorzystać ogólną postać regulatora B-BAC (2.2.6) do wyprowadzenia postaci końcowej, stanowiącej *pełną realizację regulatora B-BAC* i opisującej zmiany wielkości sterującej F_c :

$$F_{c,i} = \frac{\lambda V (Y_{sp} - Y_i) - F_i (T_{in,i} - Y_i) + V \hat{R}_{Y,i}}{k (T_{c,in,i} - T_{c,i})}$$
(3.3.2.9)

Estymacja wartości $\hat{R}_{y,i}$ odbywać się musi zgodnie z procedurą (2.3.4).

Dla rozpatrywanego reaktora chemicznego z płaszczem chłodzącym możliwe jest także wyprowadzenie *minimalnej realizacji regulatora B-BAC*. W tym celu równanie (3.3.2.7) należy zapisać w następującej postaci:

$$\frac{dY(t)}{dt} = \frac{F_{c}(t)}{V} k \left(T_{c,in}(t) - T_{c}(t) \right) - R_{Y}(t)$$
(3.3.2.10)

Po przedefiniowaniu wektorów:

$$\underline{E}(t) = \begin{bmatrix} F_{c}(t) \end{bmatrix} \qquad \underline{Y}_{F}(t) = \begin{bmatrix} k (T_{c,in}(t) - T_{c}(t)) \end{bmatrix}$$
(3.3.2.11)

i po odpowiednich przekształceniach uzyskuje się końcową postać minimalnej realizacji regulatora B-BAC:

$$F_{e,i} = \frac{\lambda V (Y_{sp} - Y_i) + V \hat{R}_{Y,i}}{k (T_{e,in,i} - T_{e,i})}$$
(3.3.2.12)

Estymacja wartości \hat{R}_{y_i} ponownie odbywać się musi zgodnie z procedurą (2.3.4), przy wykorzystaniu przedefiniowanych wektorów (3.3.2.11). Zastosowanie *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* (3.3.2.12) pozwala na ograniczenie liczby mierzonych wielkości zakłócających, gdyż nie jest konieczny pomiar wartości F i T_{in}.

W obu realizacjach regulatora B-BAC jedyną nieznaną wielkością pozostaje parametr k, opisany zależnością (3.3.2.6a). Jego wartość można łatwo wyznaczyć na podstawie własności fizykalnych cieczy, która płynie przez komorę reaktora oraz cieczy chłodzącej. Gdyby takie oszacowanie nie było zadowalające lub gdyby wartość parametru k zmieniała się na skutek zmian składu zawartości komory reaktora, można założyć, iż wielkość ta jest stała i nadać jej przybliżoną wartość.

3.3.3. Wyniki badań symulacyjnych

W podrozdziale omawia się wybrane wyniki symulacyjnych badań porównawczych pełnej realizacji regulatora B-BAC (3.3.2.9), minimalnej realizacji regulatora B-BAC (3.3.2.12) oraz dwóch regulatorów PI z programową zmianą nastaw. Wzory opisujące zmiany wzmocnienia k_r i stałej całkowania T_i, dla *pełnej realizacji regulatora PI*, uzyskano na drodze linearyzacji toru sterowania w uproszczonym modelu procesu (3.3.2.7), z pominięciem wartości nieznanego parametru R_Y:

$$k_r = 0.5 \frac{V}{k(T_{c,in} - T_c)}$$
 $T_i = \frac{V}{F}$ (3.3.3.1)

Otrzymanie wzorów na programową zmianę nastaw dla *minimalnej realizacji regulatora PI* na podstawie linearyzacji toru sterowania w uproszczonym modelu procesu (3.3.2.10), przy pominięciu wartości nieznanego parametru R_Y , nie jest możliwe, gdyż w znanej części bilansowej tego równania nie występuje wielkość sterowana Y(t) = T(t). Próba takiej linearyzacji kończy się uzyskaniem funkcji przejścia dla toru sterowania w postaci elementu całkującego, co w żadnym wypadku nie jest zgodne z prawdą. Zdecydowano się więc na wykorzystanie wzorów na programową zmianę nastaw (3.3.3.1), ale przy stałej wartości T_i wynikającej z założenia stałości wielkości zakłócającej F, charakteryzującej stabilny punkt pracy obiektu na początku każdego eksperymentu symulacyjnego:

$$\Gamma_{\rm i} = \frac{\mathbf{V}}{\mathrm{F}(0)} = \mathrm{const.} \tag{3.3.2}$$

Takie podejście umożliwia porównanie z minimalną realizacją regulatora B-BAC (3.3.2.12) przy takiej samej dostępności sygnałów pomiarowych dla wielkości zakłócających mierzonych na bieżąco.

W trakcie wstępnych badań symulacyjnych ustalono, iż nie ma żadnej różnicy w działaniu *pełnej realizacji regulatora B-BAC* (3.3.2.9) i *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* (3.3.2.12). W związku z tym w badaniach porównawczych wykorzystuje się tylko *minimalng realizację regulatora B-BAC*.

W każdym przypadku, bez względu na rodzaj zastosowanego regulatora, przez pierwsze 50 sekund obiekt pracował w pętli otwartej, dla uniknięcia problemów związanych z niedokładnym doborem wartości początkowej $R_{\gamma,0}$ dla procedury estymacji przy zastosowaniu regulatora B-BAC. W chwili t = 50 [s] pętla regulacyjna była zamykana i cały układ (obiekt + regulator) poddawany był skokowym zmianom wartości zadanej Y_{sp} oraz wielkości zakłócających, oznaczonych na przebiegach. Okres próbkowania dla każdego regulatora wynosił T_R = 1 [s] i wartość ta jest akceptowalna z praktycznego punktu widzenia. Dla *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* (3.3.2.12) przyjęto wartość współczynnika strojenia $\lambda = 0,04$, a dla procedury estymacji wartości R_{Y,0} = -2,0, $\alpha = 0,1$ oraz P₀ = 10.





Fig. 3.3.3.1. Control performance for the accurate value of the parameter k and for perfect measurement of the disturbance $T_{c.in}$



---- Ysp ----- B-BAC (minimalna realizacja) ----- PI (pełna realizacja) ---- PI (minimalna realizacja)

wielkość sterująca Fc(t)



- *Rys. 3.3.3.2.* Własności regulacyjne przy niedokładnym oszacowaniu wartości parametru k oraz przy dokładnym pomiarze wielkości zakłócającej T_{c.in}
- Fig. 3.3.3.2. Control performance for the inaccurate value of the parameter k and for perfect measurement of the disturbance $T_{c,in}$

wielkość sterowana Y(t) = T(t)



– B-BAC (minimalna realizacja) ······PI (pełna realizacja) – – – PI (minimalna realizacja)

wielkość sterująca Fc(t)





- Rys. 3.3.3.3. Własności regulacyjne przy dokładnym oszacowaniu wartości parametru k oraz przy stałym blędzie pomiarowym dla wielkości zakłócającej $\Delta T_{cin} = -20$
- Fig. 3.3.3.3. Control performance for the accurate value of the parameter k and for the constant measurement bias $\Delta T_{cin} = -20$

Rysunek 3.3.3.1 przedstawia wyniki porównawczego eksperymentu symulacyjnego dla rozpatrywanych regulatorów, przy założeniu znajomości dokładnej wartości parametru k. obliczonej zgodnie z zależnościa (3.3.2.6a) oraz przy dokładnym pomiarze wszystkich wielkości zakłócających, koniecznych do implementacji poszczególnych praw sterowania. Przewaga minimalnej realizacji regulatora B-BAC (3.3.2.12) sprowadza się do zapewnienia krótszego czasu sterowania, przy mniejszych przeregulowaniach wielkości sterowanej Y. Zastosowanie minimalnej realizacji regulatora PI, wykorzystującej te same pomiary, powoduje pogorszenie jakości sterowania. Pewna poprawe uzyskuje się dzięki użyciu pelnej realizacji regulatora PI, jednak wymaga to dodatkowego sygnału pomiarowego dla zakłócającego przepływu F. Zmiany wielkości sterującej we wszystkich przypadkach są akceptowalne z praktycznego punktu widzenia. Rysunki 3.3.3.2 i 3.3.3.3 pokazuja wyniki takich samych eksperymentów symulacyjnych, ale przy założeniu niepewności co do wartości parametru k oraz jakości pomiaru zakłócajacej wielkości wejściowej T_{c.in}. Wpływ błędnego oszacowania wartości k pokazuje rys. 3.3.3.2. Podczas eksperymentu we wzorach opisujących prawa sterowania wykorzystano wartość przewyższającą rzeczywistą wartość parametru k o 50%. Wpływ stałego błedu pomiarowego dla zakłócajacej wielkości wejściowej Tein przedstawia rys. 3.3.3.3. W obu przypadkach założona niepewność spowodowała pogorszenie jakości sterowania dla każdego z rozpatrywanych regulatorów, jednak w dalszym ciągu minimalna realizacja regulatora B-BAC (3.3.2.12) zapewnia najkrótszy czas regulacji i w wiekszości przypadków najmniejsze przeregulowania wielkości sterowanej Y.

Podobne wnioski można wyciągnąć na podstawie wartości wskaźników regulacji, zebranych w tabeli 3.3.3.1. W każdym przypadku minimalna realizacja regulatora B-BAC zapewnia uzyskanie najmniejszej wartości IAE. Wskaźnik IADO daje porównywalne wyniki dla wszystkich rozpatrywanych algorytmów, co potwierdza praktyczną akceptowalność wymuszanych zmian wielkości sterującej F.

> Tabela 3.3.3.1 Zestawienie wskaźników regulacji dla reaktora chemicznego z płaszczem chłodzacym

wyniki eksperymentu z rysunku numer:	rodzaj regulatora	IAE	IADO	
3.3.3.1	minimalna realizacja regulatora B- BAC	0,98e+3	1,79	
	pełna realizacja regulatora PI z programową zmianą nastaw	2,63e+3	1,37	
	minimalna realizacja regulatora Pl z programową zmianą nastaw	3,41e+3	1,18	
3.3.3.2	minimalna realizacja regulatora B- BAC	1,28e+3	1,61	
	pełna realizacja regulatora PI z programową zmianą nastaw	3,58e+3	1,19	
	minimalna realizacja regulatora PI z programową zmianą nastaw	4,50e+3	0,94	
	minimalna realizacja regulatora B- BAC	2,18e+3	1,25	
3.3.3.3	pełna realizacja regulatora PI z programową zmianą nastaw	4,98e+3	0,82	
	minimalna realizacja regulatora PI z programową zmianą nastaw	5,88e+3	0,64	

3.4. Sterowanie przepływowym piecem elektrycznym

Kolejnym rozpatrywanym obiektem technologicznym jest przepływowy piec elektryczny, w którym zachodzi zjawisko wymiany ciepła między grzałką a przepływającą cieczą. Piece takie można spotkać wszędzie tam, gdzie konieczne jest ogrzewanie przepływającej cieczy (najczęściej wody) za pomocą energii elektrycznej. Mogą to być domowe instalacje wodne, ale także instalacje przemysłowe, w których możliwe jest wykorzystanie takiego pieca. Chodzi tu głównie o ogrzewanie cieczy w pierwotnym obiegu wymienników ciepła o niewielkiej mocy.

3.4.1. Opis obiektu sterowania

Jako obiekt sterowania rozpatruje się przepływowy piec elektryczny, przedstawiony schematycznie na rys. 3.4.1.1. Przez komorę pieca przepływa ogrzewana ciecz o temperaturze wlotowej T_{in} [K]. W wyniku ogrzewania, za pomocą grzałki o zmiennej mocy P_h [kW], na wylocie uzyskuje się temperaturę cieczy T_{out} [K].



Rys. 3.4.1.1. Uproszczony schemat technologiczny przepływowego pieca elektrycznego Fig. 3.4.1.1. Simplified technological diagram of the electric flow heater

Ze względów praktycznych wyznaczenie nieliniowego modelu pieca elektrycznego, który zapewniałby dużą dokładność w odpowiednio szerokim zakresie zmian parametrów cieczy ogrzewanej, jest trudne. Wynika to z faktu, iż większość parametrów, wchodzących w skład takiego modelu, zmienia się. Dotyczy to przede wszystkim efektywności ogrzewania (sprawność grzałki), ale także współczynników wymiany ciepła, które zależą w sposób znaczący od aktualnego stanu obiektu. Z tego powodu do symulacji rzeczywistego obiektu zdecydowano się zastosować eksperymentalny model (Łaszczyk i Pasek, 1995). Jego kalibracji dokonano przy wykorzystaniu danych pomiarowych pochodzących z rzeczywistej instalacji, a wyniki tej kalibracji wraz z badaniem dokładności modelowania można znaleźć w pracach Łaszczyka (2000; 2000a). W modelu tym, w prosty sposób uwzględnia się zjawisko nieidealnego mieszania oraz nieliniowy wpływ prędkości przepływu ogrzewanej cieczy na zjawisko oddawania ciepła przez grzałkę.

$$\frac{dT_1(t)}{dt} = k_3 F(t) (T_{in}(t) - T_1(t))$$
(3.4.1.1a)

$$\frac{dT_2(t)}{dt} = k_3 F(t) (T_1(t) - T_2(t))$$
(3.4.1.1b)

$$\frac{dT_3(t)}{dt} = k_3 F(t) (T_2(t) - T_3(t))$$
(3.4.1.1c)

$$\frac{dT_{out}(t)}{dt} = k_1 F^{\zeta}(t) (T_3(t) - T_{out}(t)) + k_2 P_h(t)$$
(3.4.1.1d)

W powyższym modelu przyjęto następujące oznaczenia: T₁, T₂, T₃ [K] – temperatury poszczególnych sekcji komory pieca (modelowanie wpływu nieidealnego mieszania), k₁, k₂, k₃, ζ – współczynniki modelu dobierane eksperymentalnie, F [m³/h] – przepływ objętościowy cieczy przez komorę.

Wszystkie eksperymenty symulacyjne przeprowadzono dla tego samego zestawu wartości: $k_1 = 0,03$, $k_2 = 0,06$, $k_3 = 0,001$, $\zeta = 1,2$. Stan ustalony charakteryzował się następującymi wartościami zmiennych stanu i wymuszeń: $T_{in}(0) = 300$, $T_1(0) = T_2(0) = T_3(0) = 300$, $T_{out}(0) = 327,59$, F(0) = 0,2, $P_b(0) = 2$.

Dla wyprowadzenia algorytmu B-BAC zakłada się nieznajomość postaci modelu (3.4.1.1), a cała wiedza na temat procesu sprowadza się do następujących informacji i założeń:

- objętość komory pieca V jest stała, choć wartość ta niekoniecznie musi być dokładnie znana,
- przez komorę przepływa ciecz o mierzalnej temperaturze wlotowej T_{in}, ze znanym lub mierzalnym przepływem objętościowym F,
- ciecz znajdująca się w komorze jest ogrzewana przez grzałkę elektryczną, o zmiennej i nastawianej mocy P_h,
- temperatura cieczy na wylocie z komory Tout jest mierzalna,
- komora nie jest doskonale izolowana, ale nie jest znany żaden opis strat ciepła do otoczenia.

Z praktycznego punktu widzenia założenia te są realistyczne i znacząco ograniczają możliwość wyprowadzenia algorytmu sterowania typu *model-based* dla omawianego przepływowego pieca elektrycznego.

Pomimo tego, iż efektywne sterowanie pracą przepływowego pieca elektrycznego wydaje się być istotne (z ekonomicznego punktu widzenia), w literaturze trudno znaleźć pozycje prezentujące rozwiązanie tego zagadnienia. Predykcyjny algorytm sterowania piecem elektrycznym, pracującym w pilotażowej instalacji wymienników ciepła, zaproponowano w pracach Łaszczyka i Richaleta (1999) oraz Łaszczyka (2001). Opis zastosowania metodologii B-BAC do sterowania omawianym piecem elektrycznym przedstawiono w pracy Czeczota (2005).

3.4.2. Synteza prawa sterowania B-BAC

Cel sterowania sprowadza się do utrzymywania wielkości sterowanej $Y(t) = T_{out}(t)$ na zadanej wartości Y_{sp} za pomocą zmian wielkości sterującej $P_h(t)$. Wyprowadzenie

uproszczonego modelu procesu w postaci zgodnej z postacią równania (2.1.1) odbywa się na podstawie elementarnych zasad termodynamiki (bilans strumieni cieplnych). W tym celu dla omawianego procesu, przedstawionego schematycznie na rys. 3.4.1.1, zakłada się idealne mieszanie zawartości komory pieca. Wyróżnia się także całkowite ciepło Q [J] zgromadzone we wnętrzu komory oraz następujące strumienie cieplne, wpływające lub wypływające z tej komory:

- Q^{*}_{in} [J/s] wlotowy strumień ciepła, wynikający z temperatury wlotowej T_{in} i z przepływu objętościowego F cieczy przepływającej przez komorę,
- Q^{*}_{out} [J/s] wylotowy strumień ciepła, wynikający z temperatury wylotowej T_{out} i z przepływu objętościowego F cieczy przepływającej przez komorę,
- Q_p [J/s] strumień ciepła dostarczany przez grzałkę.

0

Wykorzystując prawo zachowania energii można zaproponować następujące równanie bilansu cieplnego dla komory pieca (Czeczot, 2005):

$$\frac{dQ(t)}{dt} = Q_{in}^{*}(t) - Q_{out}^{*}(t) + Q_{p}^{*}(t) - Q_{Y}^{*}(t)$$
(3.4.2.1)

W równaniu tym, oprócz opisanych składników, dodatkowo występuje strumień ciepła Q_Y^* [J/s], który reprezentuje ucieczkę ciepła do otoczenia, na skutek nieidealnego izolowania komory.

Składniki równania bilansowego (3.4.2.1) można wyrazić w następujący sposób:

$$Q(t) = V \rho c_p T_{out}(t) \qquad (3.4.2.2a)$$

$${}_{in}^{*}(t) = \frac{F(t)}{3600} \rho c_{p} T_{in}(t)$$
 (3.4.2.2b)

$$P_{out}(t) = \frac{F(t)}{3600} \rho c_{p} T_{out}(t)$$
(3.4.2.2c)

$$Q_{\rm P}^{*}(t) = 1000 \, \rm V \eta \rho c_{\rm p} P_{\rm h}(t)$$
 (3.4.2.2d)

Strumień ciepła Q_y, z racji tego, iż reprezentuje nieznany składnik bilansu, nie może zostać w żaden sposób opisany. Poza wielkościami oznaczonymi na rysunku (3.4.1.1) w równaniach (3.4.2.2) dodatkowo wykorzystano następujące wielkości: V [m³] – objętość komory pieca, ρ [kg/m³] – gęstość ogrzewanej cieczy, c_p [J/kg K] – ciepło właściwe ogrzewanej cieczy, η – nieznany współczynnik efektywności przekazywania energii przez grzałkę. Stałe wartości liczbowe, występujące w równaniach (3.4.2.2) są konieczne ze względu na unifikację jednostek, w jakich wyrażone są wielkości F i P_h.

Po wstawieniu powyższych zależności do równania bilansowego (3.4.2.1) i po elementarnych przekształceniach uzyskuje się:

$$\frac{dY(t)}{dt} = \frac{F(t)}{3600 V} (T_{in}(t) - Y(t)) + 1000 \eta P_h(t) - R_Y(t)$$
(3.4.2.3)

Równanie (3.4.2.3) spełnia wszystkie wymagania stawiane w podrozdziale 2.1 uproszczonemu modelowi procesu. Parametr $R_Y(t)$ reprezentuje nie tylko nieznany strumień ciepła Q_Y^* , występujący w równaniu (3.4.2.1), ale także inne niedokładności modelowania wynikające np. z błędnego oszacowania objętości komory pieca V lub wartości parametru η . Procedura estymacji parametru $R_Y(t)$ w regulatorze B-BAC pozwala na kompensację wpływu tych niedokładności.

Definiując wektory:

$$\underline{F}(t) = \left[\frac{F(t)}{3600}; 1000 \, \text{V}\eta \, P_{\text{h}}(t)\right]^{\text{T}} \qquad \underline{Y}_{\text{F}}(t) = \left[T_{\text{in}}(t) - Y(t); 1\right]^{\text{T}} \quad (3.4.2.4)$$

można wykorzystać ogólną postać regulatora B-BAC (2.2.6), a następnie przekształcić ją do postaci końcowej, która stanowi *pełną realizację regulatora B-BAC* i opisuje zmiany wielkości sterującej P_h :

$$P_{h,i} = \frac{\lambda V(Y_{sp} - Y_i) - \frac{F_i}{3600} (T_{in,i} - Y_i) + V\hat{R}_{Y,i}}{1000 Vm}$$
(3.4.2.5)

Estymacja wartości \hat{R}_{y_i} odbywać się musi zgodnie z procedurą (2.3.4).

Możliwe jest także wyprowadzenie *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* dla rozpatrywanego obiektu. W tym celu równanie (3.4.2.3) należy zapisać w następującej postaci:

$$\frac{dY(t)}{dt} = 1000 \,\eta P_{\rm h}(t) - R_{\rm Y}(t) \tag{3.4.2.6}$$

Po przedefiniowaniu wektorów:

$$\underline{\mathbf{F}}(t) = \begin{bmatrix} 1000 \, \mathrm{V} \eta \, \mathrm{P}_{\mathrm{h}}(t) \end{bmatrix} \qquad \underline{\mathbf{Y}}_{\mathrm{F}}(t) = \begin{bmatrix} 1 \end{bmatrix} \qquad (3.4.2.7)$$

86

i po odpowiednich przekształceniach uzyskuje się końcową postać minimalnej realizacji regulatora B-BAC:

$$P_{h,i} = \frac{\lambda (Y_{sp} - Y_i) + \hat{R}_{Y,i}}{1000 \,\eta}$$
(3.4.2.8)

Estymacja wartości \hat{R}_{y_i} ponownie odbywać się musi zgodnie z procedurą (2.3.4), przy wykorzystaniu przedefiniowanych wektorów (3.4.2.7). Zastosowanie *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* (3.4.2.8) pozwala ograniczyć liczbę mierzonych sygnałów jedynie do wielkości sterowanej Y(t) = T_{out}(t).

Jak wynika z postaci regulatora B-BAC (3.4.2.5) i (3.4.2.8) nie jest konieczna znajomość gęstości ρ i ciepła właściwego c_p dla ogrzewanej cieczy. Trzeba natomiast znać objętość komory pieca V oraz wartość współczynnika η , która musi być dobrana eksperymentalnie, gdyż najczęściej nie ma żadnych przesłanek pozwalających na jej szczegółowe ustalenie.

Specyfika uproszczonych modeli (3.4.2.3) i (3.4.2.6) dla przepływowego pieca elektrycznego sprawia, iż efektywne współczynniki wzmocnienia dla obu realizacji regulatora B-BAC (3.4.2.5) i (3.4.2.8) są stałe i zależą wyłącznie od współczynnika strojenia λ oraz od wartości współczynnika η .

3.4.3. Wyniki badań symulacyjnych

W trakcie wstępnych badań symulacyjnych ustalono, iż nie ma żadnej różnicy w działaniu *pełnej* i *minimalnej realizacji regulatora B-BAC*. W związku z tym w badaniach porównawczych wykorzystuje się tylko *minimalną realizację regulatora B-BAC* (3.4.2.8).

Próba wyprowadzenia wzorów na programową zmianę nastaw dla regulatora PI na podstawie uproszczonych modeli (3.4.2.3) i (3.4.2.6), z pominięciem wartości nieznanego parametru R_Y prowadzi do uzyskania stałego wzmocnienia, zależnego jedynie od wartości parametru η. Zdecydowano się więc na wykorzystanie, w symulacyjnych badaniach porównawczych, konwencjonalnego regulatora PI o stałych nastawach. Podejście takie jest dodatkowo uzasadnione tym, iż minimalna realizacja regulatora B-BAC (3.4.2.8) także nie wykorzystuje żadnych dodatkowych sygnałów pomiarowych, z wyjątkiem wielkości sterowanej Y(t) = T_{out}(t). Strojenie konwencjonalnego regulatora PI o stałych nastawach przeprowadzono opierając sie na skokowej odpowiedzi obiektu z dodatkową modyfikacją wzmocnienia do wartości równej efektywnemu wzmocnieniu minimalnej realizacji regulatora B-BAC (3.4.2.8). Doprowadziło to do następujących nastaw:

$$k_r = \frac{\lambda}{1000 \, \text{m}}$$
 $T_i = 350$ (3.4.3.1)

Podczas badań symulacyjnych, bez względu na rodzaj zastosowanego regulatora, przez pierwsze 200 sekund obiekt pracował w pętli otwartej, aby uniknąć problemów związanych z niedokładnym doborem wartości początkowej $\hat{R}_{y,0}$ dla procedury estymacji, przy

zastosowaniu regulatora B-BAC. W chwili t = 200 [s] pętla regulacyjna była zamykana i cały układ (obiekt + regulator) poddawany był skokowym zmianom wartości zadanej Y_{sp} oraz wielkości zakłócających, oznaczonych na przebiegach. Okres próbkowania dla każdego regulatora wynosił T_R = 10 [s] i wartość ta jest w pełni akceptowalna, z praktycznego punktu widzenia. Dla rozpatrywanej *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* (3.4.2.8) przyjęto współczynnik strojenia $\lambda = 0,02$, a dla procedury estymacji $\hat{R}_{Y,0} = -2.0$, $\alpha = 0,1$ oraz $P_0 = 10$. Objętość komory pieca przyjęto jako V = 0,028, a wartość parametru η ustalono arbitralnie jako η = 1,0e-4. W konsekwencji wartość wzmocnienia dla konwencjonalnego regulatora PI o stałych nastawach ustalono zgodnie ze wzorem (3.4.3.1) jako k_r = 0,2.

Rysunek 3.4.3.1 przedstawia wyniki porównawczego eksperymentu symulacyjnego dla rozpatrywanych regulatorów, przy skokowych zmianach wartości zadanej. *Minimalna realizacja regulatora B-BAC* (3.4.2.8) zapewnia krótszy czas regulacji, a przebiegi regulacyjne uzyskane dla obu regulatorów są w pełni akceptowalne, tym bardziej, iż w przypadku przepływowego pieca elektrycznego nawet bardzo znaczące i szybkie zmiany mocy grzałki P_h, wymuszane przez algorytm regulacji, są praktycznie realizowalne.

Wpływ skokowych zmian przepływu zakłócającego F pokazuje rys. 3.4.3.2. W tym przypadku przewaga *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* jest znacząca i wynika z krótszego czasu regulacji, przy mniejszych przeregulowaniach wielkości sterowanej Y. Także w tym przypadku zmiany wielkości sterującej P_h są w pełni akceptowalne, z praktycznego punktu widzenia.

			Tabela 3.4.3.
Zestawienie wskaźników	regulacji dla	przepływowego	pieca elektrycznego

wyniki eksperymentu z rysunku numer:	rodzaj regulatora	IAE	IADO
2421	minimalna realizacja regulatora B- BAC	1,48e+4	2,65e+1
3.4.3.1	konwencjonalny regulator PI ze stałymi nastawami	1,86e+4	2,20e+1
2422	minimalna realizacja regulatora B- BAC	4,58e+2	1,13e+1
5.4.5.2	konwencjonalny regulator PI ze stałymi nastawami	1,32e+4	0,96e+1

Wartości wskaźników regulacji, zebrane w tabeli 3.4.3.1, potwierdzają powyższe wnioski i spostrzeżenia. W każdym przypadku *minimalna realizacja regulatora B-BAC* zapewnia najmniejszą wartość IAE, przy czym dla przebiegów z rys. 3.4.3.2 wartość ta jest o dwa rzędy mniejsza. Wartości wskaźnika IADO są porównywalne dla obu rozpatrywanych algorytmów sterowania, co potwierdza praktyczną akceptowalność wymuszanych zmian wielkości sterującej P_h.

W podrozdziale tym nie prezentuje się wyników badań dla skokowych zmian wlotowej temperatury zakłócającej T_{in} , gdyż wpływają one nieznacznie na wielkość sterującą Y.



3.5. Podsumowanie

W rozdziale pokazano sposób bezpośredniego zastosowania metodologii B-BAC do sterowania różnymi symulowanymi obiektami przemysłowymi. Na uwagę zasługuje fakt, iż każdorazowo wyprowadzenie prawa sterowania mogło odbyć się na podstawie uproszczonego modelu rozpatrywanego procesu, utworzonego przy zastosowaniu ogólnej zasady zachowania masy lub zachowania energii cieplnej. We wszystkich przypadkach przyjęto realistyczne ograniczenia co do znajomości pełnego, nieliniowego modelu procesu i posłużono się niestacjonarnym modelem dynamicznym pierwszego rzędu, o postaci zgodnej z równaniem (2.1.1), co szczególnie dla biofiltru do denitryfikacji dalekie było od rzeczywistości (parametry rozłożone).

Symulacyjne badania porównawcze wykazują, iż metodologia B-BAC prawie zawsze zapewnia lepszą jakość sterowania, niż ma to miejsce w przypadku klasycznego regulatora PI lub regulatora PI z programową zmianą nastaw. Jedyny wyjątek stanowi sterowanie biofiltrem do denitryfikacji, gdzie jakość sterowania jest dla wszystkich regulatorów porównywalna. Na tej podstawie można sformułować wniosek, iż dla badanej klasy procesów regulator B-BAC nie będzie zachowywał się gorzej niż regulator PI, natomiast w większości przypadków można spodziewać się poprawy.

Dodatkowo wykazano także odporność regulatora B-BAC na niedokładności pomiaru wielkości zakłócających, ujętych w prawie sterowania (działanie *feedforward*). Odporność ta wynika z kompensacyjnych własności procedury estymacji, dzięki czemu możliwe było wyeliminowanie podstawowej wady klasycznego regulatora linearyzującego, polegającej na utrzymywaniu niezerowego uchybu statycznego w przypadku niezgodności uproszczonego modelu z procesem.



4. Praktyczna weryfikacja algorytmu sterowania B-BAC

Nawet najrzetelniej przeprowadzone badania symulacyjne mogą stanowić jedynie wstępny etap weryfikacji przydatności każdego prawa sterowania. W odczuciu autora, dla rozpatrywanego regulatora B-BAC ten wstępny etap wypadł obiecująco, co upoważnia do rozpoczęcia eksperymentów na rzeczywistych instalacjach pilotażowych. Zawarte w tym rozdziale wyniki praktycznej weryfikacji należy traktować jako uzupełnienie badań symulacyjnych, ale także jako zapowiedź kierunku przyszłych badań. Autor zdaje sobie sprawę, iż bez takich praktycznych eksperymentów wyniki symulacyjnej weryfikacji nie mogą świadczyć o przydatności algorytmu B-BAC do sterowania rzeczywistymi obiektami przemysłowymi.

Podczas praktycznej weryfikacji wykorzystuje się dwa obiekty sterowania wchodzące w skład pilotażowej instalacji dystrybucji i wymiany ciepła, znajdującej się w laboratorium Zakładu Urządzeń i Układów Automatyki (Metzger i in., 1997; Metzger, 2005). Pierwszy z nich to przepływowy piec elektryczny, będący typowym przykładem obiektu, który z założenia nadaje się do sterowania za pomocą regulatora B-BAC. Wynika to z faktu, iż w prosty sposób można uzyskać uproszczony model matematyczny w postaci zgodnej z równaniem (2.1.1), opierając się na uogólnionym bilansie energetycznym (patrz – podrozdział 3.4). Drugim rozpatrywanym układem jest regulacja przepływu przez stałoprocentowy zawór z pozycjonerem pneumatycznym. W tym przypadku trudno jest mówić o typowym zastosowaniu metodologii B-BAC, gdyż regulator wyprowadza się na podstawie uproszczonego modelu, uzyskanego intuicyjnie, bez bilansowania sił. Należy jednak zauważyć, iż właśnie ze względu na tę nietypowość interesujące wydaje się zbadanie, jak wykorzystanie regulatora B-BAC wpłynie na jakość sterowania rozpatrywanym zaworem.

4.1. Sterowanie przepływowym piecem elektrycznym

Wybór przepływowego pieca elektrycznego do przeprowadzenia praktycznej weryfikacji rozpatrywanego algorytmu B-BAC nie jest przypadkowy, gdyż jest to jeden z procesów wykorzystywanych podczas symulacyjnej weryfikacji (patrz – podrozdział 3.4). Wyniki zamieszczonych tam badań wskazują na znaczącą poprawę jakości sterowania w porównaniu z konwencjonalnym regulatorem PI. W tym podrozdziale prezentuje się wyniki praktycznej weryfikacji *pełnej* i *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* w porównaniu z klasycznym regulatorem PI o stałych nastawach.

4.1.1. Opis obiektu sterowania

Rysunek 4.1.1.1 przedstawia uproszczony schemat technologiczny fragmentu pilotażowej instalacji dystrybucji i wymiany ciepła, który jest wykorzystywany podczas

praktycznych eksperymentów weryfikacyjnych dla algorytmu B-BAC. Ten sam fragment instalacji pokazano na zdjęciu (rys. 4.1.1.2), zaznaczając lokalizację najważniejszych elementów.



- Rys. 4.1.1.1. Uproszczony schemat technologiczny wykorzystywanego fragmentu pilotażowej instalacji dystrybucji i wymiany ciepła
- Fig. 4.1.1.1. Simplified technological diagram of the considered part of the heat exchange and distribution pilot plant

Woda przepływająca przez komorę pieca elektrycznego krąży w obiegu zamkniętym, wymuszanym przez dwie szeregowo połączone pompy (na rys. 4.1.1.1 oznaczone dla uproszczenia jako P1). Wartość przepływu objętościowego wody F [L/min] w tym obwodzie mierzona jest za pomocą przepływomierza. Zawór wykonawczy Z1, w połączeniu z konwencjonalnym regulatorem PI, pozwala na utrzymywanie zadanego przepływu F. Dodatkowo możliwy jest pomiar temperatury T_{in} [°C] na wlocie do komory pieca i temperatury T_{out} [°C] na jej wylocie. Sterowanie grzałką odbywa się za pomocą układu tyrystorowego, co pozwala na traktowanie mocy P_h [kW] dostarczanej do grzałki jako bezpośredniej wielkości sterującej. Odbiór ciepła z obwodu pieca realizowany jest za pomocą płytowego wymiennika ciepła, którego obwód wtórny zasilany jest bezpośrednio z sieci wodociągowej. Pomiar przepływu wody F_w [L/min] w obiegu wtórnym wymiennika pozwala na utrzymywanie jego wartości na zadanym poziomie za pomocą konwencjonalnego regulatora PI i zaworu wykonawczego Z2.

Rozpatrywany fragment pilotażowej instalacji z przepływowym piecem elektrycznym jest w istocie znacznie bardziej skomplikowanym obiektem sterowania niż sam piec, wykorzystywany do badań symulacyjnych w podrozdziale 3.4. Zamknięty obieg wody przez komorę pieca sprawia, że temperatura wylotowa T_{out} z komory wpływa znacząco na temperaturą wlotową T_{in} . Na to zjawisko nakłada się dodatkowo dynamika wymiennika ciepła wykorzystywanego do chłodzenia obwodu pieca. Pomimo zastosowania regulatorów PI i zaworów regulacyjnych trudno także uznać, iż przepływy wody F i F_w są utrzymywane na zadanym poziomie w sposób idealny, jak może to mieć miejsce w przypadku badań symulacyjnych. Dodatkowe utrudnienie stanowi ciągła obecność szumów pomiarowych

i znaczących opóźnień transportowych, związanych z lokalizacją czujników pomiarowych. Wszystko to sprawia, iż zarówno algorytm sterowania B-BAC, jak i porównywany z nim konwencjonalny regulator PI, będą musiały poradzić sobie ze złożonym, rzeczywistym obiektem sterowania, w którym występuje wiele niekorzystnych zjawisk.



- Rys. 4.1.1.2. Wykorzystywany fragment pilotażowej instalacji dystrybucji i wymiany ciepła: 1 przepływowy piec elektryczny, 2 wymiennik ciepła, 3 zawory regulacyjne, 4 inteligentne, programowalne przepływomierze
- Fig. 4.1.1.2. Considered part of the heat exchange and distribution pilot plant: 1 electric flow heater, 2 heat exchanger, 3 control valves, 4 smart programmable flow meters

4.1.2. Synteza prawa sterowania B-BAC

Dzięki zachowaniu spójności oznaczeń sam przepływowy piec elektryczny może zostać przedstawiony schematycznie, tak, jak na rys. 3.4.1.1. Nieliniowy model pieca nie jest znany, konieczne jest więc wyprowadzenie modelu uproszczonego w formie zgodnej z postacią równania (2.1.1). W tym celu należy posłużyć się metodologią opisaną już szczegółowo w podrozdziale 3.4.2. Zachowując te same oznaczenia i cel sterowania można uznać, iż dla rozpatrywanego pieca prawdziwe jest równanie bilansu cieplnego (3.4.2.1). Znaczenie jego składników pozostaje także bez zmian, jedynie strumienie ciepła Q_{in}^* , Q_{out}^* , Q_P^* i Q_Y^* wyrażone są w [J/min], co wynika z faktu, iż przepływy objętościowe wody F i F_w wyrażone są w [L/min]. Dodatkowo objętość komory pieca V dana jest w [L], a gęstość wody ρ w [kg/L]. Temperatury T_{in} i T_{out} wyrażone są w [°C]. Konsekwencją takiego stanu rzeczy będzie następujący sposób zdefiniowania składników równania (3.4.2.1):

$$Q(t) = V \rho c_p T_{out}(t) \qquad (4.1.2.1a)$$

 $Q_{in}^{*}(t) = F(t)\rho c_{p} T_{in}(t)$ (4.1.2.1b)

 $Q_{out}^{*}(t) = F(t) \rho c_p T_{out}(t)$ (4.1.2.1c)

$$Q_{\rm P}(t) = 1000 \, \rm V \eta \rho c_{\rm p} P_{\rm h}(t)$$
 (4.1.2.1d)

Oznaczenia użyte w powyższych zależnościach są identyczne jak oznaczenia wykorzystywane w równaniach (3.4.2.2). Po wstawieniu tych zależności do równania bilansowego (3.4.2.1) i po elementarnych przekształceniach otrzymuje się uproszczony model przepływowego pieca elektrycznego, spełniający wymagania stawiane w podrozdziale 2.1 uogólnionemu modelowi procesu:

$$\frac{dT_{out}(t)}{dt} = \frac{F(t)}{V} (T_{in}(t) - T_{out}(t)) + 1000 \,\eta P_{h}(t) - R_{Y}(t)$$
(4.1.2.2)

Definiując wielkość sterowaną jako $Y(t) = T_{out}(t)$, jej wartość zadaną jako Y_{sp} i wielkość sterującą jako P_h można także zdefiniować elementy wektorów F(t) i $Y_F(t)$:

$$\underline{\mathbf{F}}(t) = \begin{bmatrix} \mathbf{F}(t); 1000 \, \mathrm{V}\eta \mathbf{P}_{\mathrm{h}}(t) \end{bmatrix}^{\mathrm{T}} \qquad \underline{\mathbf{Y}}_{\mathrm{F}}(t) = \begin{bmatrix} \mathbf{T}_{\mathrm{in}}(t) - \mathbf{Y}(t); 1 \end{bmatrix}^{\mathrm{T}} \qquad (4.1.2.3)$$

Na tej podstawie ostatecznie uzyskuje się końcową, dyskretną postać pelnej realizacji regulatora B-BAC:

$$P_{h,i} = \frac{\lambda V(Y_{sp} - Y_i) - F_i(T_{in,i} - Y_i) + V\hat{R}_{Y,i}}{1000 V\eta}$$
(4.1.2.4)

Estymacja parametru R_v , odbywać się musi zgodnie z procedurą (2.3.4).

Podobnie jak w podrozdziale 3.4.2 możliwe jest także wyprowadzenie *minimalnej* realizacji regulatora B-BAC dla rozpatrywanego pieca elektrycznego. Wyprowadzenie to odbywa się na bazie uproszczonego modelu procesu (3.4.2.6), w sposób identyczny jak we wspomnianym podrozdziale i prowadzi do ostatecznej postaci *minimalnej realizacji* regulatora B-BAC, danej równaniem (3.4.2.8).

Wszystkie uwagi zawarte w podrozdziale 3.4.2 odnoszą się w pełni do obu realizacji regulatora B-BAC (4.1.2.4) i (3.4.2.8) wykorzystywanych w tym podrozdziale podczas praktycznych badań porównawczych.

4.1.3. Wyniki badań praktycznych

Przeprowadzenie praktycznych eksperymentów dla sterowania przepływowym piecem elektrycznym możliwe było dzięki wykorzystaniu istniejącego już oprogramowania SCADA, przeznaczonego do monitorowania i sterowania całą pilotażową instalacją dystrybucji i wymiany ciepła. Oprogramowanie to zostało utworzone przez Łaszczyka (2002) z wykorzystaniem środowiska LabWindows National Instruments. Umożliwia ono sterowanie zaworami wykonawczymi Z1 i Z2 za pomocą zaimplementowanych konwencjonalnych regulatorów PI o stałych nastawach. Dodatkowo możliwe jest monitorowanie pracy całej instalacji bądź tylko jej fragmentu, a także zapis otrzymywanych wyników do pliku tekstowego. Autor dokonał jedynie drobnej modyfikacji tego oprogramowania, która polegała na zaimplementowaniu odpowiednich algorytmów sterowania.

Podczas wstępnych badań przeprowadzonych jeszcze w pętli otwartej okazało się, iż obecność szumów pomiarowych praktycznie uniemożliwia wykorzystanie sygnałów pochodzących bezpośrednio z czujników do estymacji i sterowania piecem. W związku z tym zaimplementowano proste filtry cyfrowe (inercja pierwszego rzędu o stałej 0,5), pozwalające na filtrowanie sygnałów pomiarowych przepływu F oraz temperatur T_{in} i T_{out}. Dopiero tak przetworzone sygnały wykorzystano w procedurze estymacji oraz w samych algorytmach sterowania. Użycie tych filtrów, poza ewidentną zaletą polegającą na filtrowaniu szumów pomiarowych, pogorszyło własności dynamiczne samego obiektu.

Oprogramowanie wraz z czujnikami pomiarowymi i kartami wejść/wyjść, wykorzystywanymi podczas praktycznych eksperymentów, pozwalało na uzyskanie okresu próbkowania $T_R = 0,1$ [s]. Wszystkie regulatory zostały nastrojone w taki sposób, aby zapewnić możliwie najbardziej stabilną pracę dla szerokiego zakresu zmian wielkości zakłócających i wartości zadanej bez konieczności przestrajania.

Jak już wspomniano w podrozdziale 3.4.3, nie jest możliwe wyprowadzenie zależności opisujących programową zmianę nastaw dla regulatora PI opierając się na uproszczonych modelach matematycznych (3.4.2.6) i (4.1.2.2). Pozostaje więc wykorzystanie konwencjonalnego regulatora PI ze stałymi nastawami, które dobrano na podstawie odpowiedzi skokowej obiektu z dodatkową modyfikacją w celu poprawy własności regulacyjnych. Doprowadziło to do następujących nastaw - $k_r = 0.02$ i $T_i = 0.15$.







wielkość sterująca Ph(t)









wielkość sterująca Ph(t)



Rys. 4.1.3.3. Własności regulacyjne przy skokowych zmianach wielkości zakłócającej F Fig. 4.1.3.3. Control performance for the step changes of the disturbance F

Dla uproszczonych modeli procesu (3.4.2.6) i (4.1.2.2) ustalono wartości parametrów η =10 oraz V=28. Dobrano je bez żadnych wstępnych doświadczeń identyfikacyjnych, przez co są one obciążone dużym błędem. Dla takich wartości obydwie realizacje regulatora B-BAC (3.4.2.8) i (4.1.2.4) nastrojono metodą prób i błędów, dobierając nastawy $\lambda = 0,025$, $\alpha = 0,1$ i P₀ = 10. Dodatkowo konieczne było wykorzystanie modyfikacji procedury estymacji (2.3.5), polegającej na wprowadzeniu współczynnika $\gamma = 0,03$ w celu dodatkowego znieczulenia aproksymowanej czasowej pochodnej wielkości sterowanej na szumy pomiarowe.

Dla obu realizacji regulatora B-BAC (3.4.2.8) i (4.1.2.4) wstępnie uruchomiono procedurę estymacji w pętli otwartej, w celu uniknięcia problemów związanych z niedokładnym doborem wartości początkowej $R_{Y,0} = 0$. Po osiągnięciu stanu ustalonego dla wszystkich regulatorów przeprowadzono takie same eksperymenty, a ich dokładny przebieg i wyniki przedstawiono poniżej.

Rysunki 4.1.3.1 i 4.1.3.2 pokazują działanie badanych regulatorów w odpowiedzi na skokowe zmiany wartości zadanej Y_{sp} . Pierwszy z eksperymentów przeprowadzono dla przepływu F = 1, a drugi dla F=2. Podejście takie pozwoliło na uzyskanie wyników porównawczych dla dwóch różnych punktów pracy. Przebiegi z rys. 4.1.3.1 pokazują, iż przy wartości przepływu F=1 regulator PI zaczyna wykazywać niewielką tendencję do przeregulowań, natomiast układy z *pelną* i *minimalną realizacją regulatora B-BAC* wykazują tendencje do oscylacji w pętli zamkniętej. Wpływ zmiany punktu pracy (F = 2) jest wyraźnie widoczny na rys. 4.1.3.2. Wzrost wartości F spowodował zmianę sposobu dochodzenia wyjścia obiektu do nowej wartości zadanej dla wszystkich badanych regulatorów. Zanikły tendencje do oscylacji w pętli zamkniętej kosztem wydłużenia czasu regulacji.

Rysunek 4.1.3.3 pokazuje wpływ skokowych zmian zakłócającego przepływu F przy stałej wartości zadanej $Y_{sp} = 35$. W tym przypadku wyraźnie widoczne jest, iż *pełna realizacja regulatora B-BAC* zapewnia najlepszą jakość regulacji (najmniejsza amplituda przeregulowań i najkrótszy czas regulacji). Użycie *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* pogarsza jakość sterowania, jednak najgorsze wyniki uzyskuje się dla konwencjonalnego regulatora PI o stałych nastawach.

	Tabela 4.1.3.1
Zestawienie wskaźników regulacji dla	przepływowego pieca elektrycznego

wyniki eksperymentu z rysunku numer:	rodzaj regulatora	IAE	IADO
4.1.3.1	pełna realizacja regulatora B-BAC	2,64e+3	1,72e+2
	minimalna realizacja regulatora B-BAC	2,50e+3	1,27e+2
	konwencjonalny regulator Pl	2,14e+3	7,35e+1
4.1.3.2	pełna realizacja regulatora B-BAC	3,22e+3	1,36e+2
	minimalna realizacja regulatora B-BAC	3,05e+3	1,25e+2
	konwencjonalny regulator PI	2,49e+3	8,18e+1
4.1.3.3	pełna realizacja regulatora B-BAC	8,36e+2	1,53e+2
	minimalna realizacja regulatora B-BAC	1,01e+3	1,63e+2
	konwencjonalny regulator PI	1,96e+3	6,76e+1

Tabela 4.1.3.1 przedstawia wartości wskaźników regulacji dla każdego z rozpatrywanych przypadków. Dla zmian wartości zadanej Y_{sp} (rysunki 4.1.3.1 i 4.1.3.2) najkorzystniejsze wartości wskaźników IAE i IADO zapewnia konwencjonalny regulator PI.

Przy zmianach wielkości zakłócającej F pełna realizacja regulatora B-BAC zapewnia ponaddwukrotnie mniejszą wartość wskaźnika IAE w porównaniu z konwencjonalnym regulatorem PI. Niewiele gorzej pod tym względem wypada minimalna realizacja regulatora B-BAC, co jest godne podkreślenia, ze względu na fakt, iż korzysta ona z tych samych sygnałów pomiarowych co konwencjonalny regulator PI. Dokładna analiza wskaźnika IADO, w przypadku przepływowego pieca elektrycznego, nie ma sensu gdyż wielkością sterującą jest tutaj moc pieca, a ta może być zmieniana dowolnie szybko nie powodując zużycia elementów wykonawczych.

Na zakończenie warto zwrócić uwagę na przebiegi wielkości sterującej P_h dla każdego z badanych regulatorów i dla poszczególnych eksperymentów. Łatwo można zauważyć, iż przebiegi te różnią się co do wartości w poszczególnych stanach ustalonych. Wynika to z faktu, iż doświadczenia były przeprowadzane w pewnych odstępach czasu, a zjawisko to wytłumaczyć można różnicą parametrów wody chłodzącej we wtórnym obiegu wymiennika ciepła. O ile bowiem przepływ F_w jest utrzymywany na zadanym poziomie przez regulator PI, co pozwala na uniezależnienie się od wahań ciśnienia w sieci wodociągowej, o tyle temperatura włotowa wody chłodzącej pozostaje poza wszelką kontrolą.

4.2. Sterowanie przepływem przez stałoprocentowy zawór

Drugim rozpatrywanym układem regulacji jest układ sterowania przepływem przez stałoprocentowy zawór z pozycjonerem pneumatycznym. Zawór taki stanowi jeden z najczęściej wykorzystywanych w przemyśle organów wykonawczych, pozwalających na ustalanie przepływu cieczy lub gazów w instalacji. Przepływ ten może być ustalany ręcznie przez operatora lub stanowić wielkość wyjściową z nadrzędnego algorytmu regulacji. W obu przypadkach konieczne jest zastosowanie lokalnego regulatora sterującego przepływem, tak aby był on ustawiany możliwie szybko i precyzyjnie oraz utrzymywany na zadanym poziomie, pomimo działania zakłóceń zewnętrznych (np. spadek ciśnienia zasilającego). Jeśli dodać do tego fakt, iż charakterystyka statyczna takiego zaworu jest silnie nieliniowa, to problem efektywnego sterowania zaworem trudno jest uznać za trywialny.

4.2.1. Opis obiektu sterowania

Podczas eksperymentów praktycznych posłużono się zaworem pracującym w pilotażowej instalacji dystrybucji i wymiany ciepła. Dokładnie chodzi tutaj o zawór oznaczony jako Z1 na rys. 4.1.1.1 (górny zawór na rys. 4.1.1.2). Pracuje on w obiegu zamkniętym, pozwalając na ustalanie przepływu cieczy F przez komorę przepływowego pieca elektrycznego. Odpowiednie ciśnienie cieczy wytwarzane jest w tym obwodzie przez układ dwóch szeregowo połączonych pomp P1 (rys. 4.1.1.1).

Wykorzystane oprogramowanie pozwala na sterowanie stopniem otwarcia zaworu przez ustalanie procentu zakresu U [%]. Wielkość ta jest następnie liniowo przeliczana na sygnał napięciowy z zakresu 0 – 10 [V], który z kolei jest przetwarzany na standardowy sygnał prądowy 4 – 20 [mA], sterujący bezpośrednio pozycjonerem pneumatycznym. Z doświadczeń praktycznych wynika, iż przy włączonych obydwu pompach P1 i całkowicie otwartym zaworze Z1 w obwodzie pieca można uzyskać przepływ rzędu $F_{max} \approx 3$ [L/min].

4.2.2. Synteza prawa sterowania B-BAC

Jak wynika z rys. 4.1.1.1, dla potrzeb sterowania możliwy jest jedynie pomiar przepływu F. Żadne wielkości zakłócające nie są dostępne pomiarowo, co praktycznie uniemożliwia wykorzystanie fizykalnego modelu obiektu sterowania bazującego na analizie zjawisk mechanicznych, które zachodzą w samym zaworze. Model taki, opisujący zależność między wielkością sterującą U a przepływem F, nie tylko byłby bardzo skomplikowany, ale także wymagałby wielu dodatkowych pomiarów oraz szczegółowej znajomości parametrów mechanicznego układu zaworu (np. Kayihan i Doyle III, 2000).

Dla potrzeb wyprowadzenia prawa sterowania B-BAC posłużono się modelem wejściowo-wyjściowym w postaci elementu inercyjnego pierwszego rzędu. Zakładając liniowość charakterystyki statycznej F = f(U) oraz definiując wielkość sterowaną Y(t) = F(t) model taki przyjmuje następującą postać:

$$\frac{dY(t)}{dt} = k_{\rm U}U(t) - Y(t) - R_{\rm Y}(t)$$
(4.2.2.1)

Stały parametr k_U wynika z założenia liniowej zależności między wielkością sterującą U a wielkością sterowaną Y. Równanie (4.2.2.1) spełnia wszystkie wymagania stawiane w podrozdziale 2.1 uproszczonemu modelowi procesu, dzięki czemu możliwe jest wykorzystanie go do wyprowadzenia algorytmu sterowania B-BAC wraz z odpowiednią procedurą estymacji parametru $R_Y(t)$, reprezentującego niedokładności modelowania, które wynikają z uproszczonego i liniowego charakteru modelu (4.2.2.1).

Definiując wektory:

$$\underline{F}(t) = \begin{bmatrix} U(t); -1 \end{bmatrix}^{T}, \qquad \underline{Y}_{F}(t) = \begin{bmatrix} k_{U}; Y(t) \end{bmatrix}^{T}$$
(4.2.2.2)

i wykorzystując ogólną postać regulatora B-BAC (2.2.6) można wyprowadzić końcową postać prawa sterowania, stanowiącą jednocześnie *pełną* i *minimalną realizację*:

$$U_{i} = \frac{\lambda (Y_{sp} - Y_{i}) + Y_{i} + \hat{R}_{Y,i}}{k_{U}}$$
(4.2.2.3)

Estymacja wartości R_{y_i} musi odbywać się zgodnie z procedurą (2.3.4).

4.2.3. Wyniki badań praktycznych

Podczas eksperymentów ponownie wykorzystano częściowo zmodyfikowany fragment oprogramowania SCADA (Łaszczyk, 2002), skupiając się jedynie na fragmencie, który pozwala na implementację algorytmów sterowania przepływem F za pomocą zaworu Z1 (rys. 4.1.1.). Pozwoliło to na uzyskanie okresu próbkowania $T_R = 0,1$ [s]. Podobnie jak w przypadku sterowania temperaturą wylotową z przepływowego pieca elektrycznego konieczne było filtrowanie sygnału pomiarowego przepływu F za pomocą prostego filtru cyfrowego w postaci inercji pierwszego rzędu o stałej 0,5. Dopiero tak przetworzony sygnał wykorzystano w procedurze estymacji oraz w rozpatrywanych algorytmach sterowania.

Obydwa regulatory zostały nastrojone tak, aby zapewnić możliwie najbardziej stabilną pracę dla szerokiego zakresu zmian wielkości zakłócających i wartości zadanej, bez konieczności przestrajania. Na podstawie uproszczonego matematycznego modelu procesu (4.2.2.1) nie jest możliwe wyprowadzenia zależności opisujących programową zmianę nastaw dla regulatora PI. Wynika to z założenia stałości parametru k_U , co sprawia, iż uzyskane zależności i tak dawałyby stałe nastawy. Zdecydowano się więc na wykorzystanie w badaniach porównawczych konwencjonalnego regulatora PI o stałych nastawach, strojonego na podstawie skokowych odpowiedzi obiektu z późniejszą modyfikacją w celu poprawy własności regulacyjnych, co doprowadziło do nastaw $k_r = 7$ i $T_i = 1$.

Jak zawsze w przypadku regulatora B-BAC, konieczne było wstępne uruchomienie procedury estymacji w pętli otwartej, w celu uniknięcia problemów związanych z niedokładnym doborem wartości początkowej $\hat{R}_{Y,0}$ =0. Po osiągnięciu stanu ustalonego dla obu regulatorów przeprowadzono takie same eksperymenty, których dokładny przebieg i wyniki przedstawiono w dalszej części tego podrozdziału. Dla uproszczonego modelu procesu dobrano wartość parametru k_U = 1 i dla takiej wartości regulator B-BAC nastrojono metodą prób i błędów, dobierając nastawy $\lambda = 7$, $\alpha = 0,1$ i P₀ = 10.

Rysunki 4.2.3.1 i 4.2.3.2 przedstawiają działanie obu badanych regulatorów w odpowiedzi na skokowe zmiany wartości zadanej Y_{sp} . Pierwszy z eksperymentów przeprowadzono przy wyłączonej jednej z pomp P1, co wymusiło ograniczenie zakresu zmian wartości zadanej Y_{sp} (rys. 4.2.3.1). Włączenie drugiej pompy zwiększyło ciśnienie w obwodzie, a co za tym idzie, możliwe było poszerzenie zakresu zmian wartości zadanej Y_{sp} (rys. 4.2.3.2). Należy zauważyć, iż zmiana ciśnienia, realizowana przez włączenie lub wyłączenie jednej z pomp P1, zmienia charakterystykę statyczną zaworu. Biorąc pod uwagę wpływ losowych zakłóceń pomiarowych można stwierdzić, iż obydwa regulatory zapewniają tu zbliżoną jakość regulacji.

Rysunek 4.2.3.3 pozwala przeanalizować wpływ zmian ciśnienia w obwodzie na działanie obu badanych regulatorów. Przy stałej wartości zadanej $Y_{sp} = 1,5$ w układzie wprowadzono skokowe zakłócenie w postaci zmiany ciśnienia realizowanego przez wyłączenia i włączenia jednej z pomp P1. Obydwa regulatory zapewniają tu zbliżoną jakość regulacji.

Tabela 4.2.3.1

Zestawienie wskaźników regulacji dla sterowania przepływem za pomocą zaworu stałoprocentowego z pozycjonerem pneumatycznym

wyniki eksperymentu z rysunku numer:	rodzaj regulatora	IAE	IADO
4.2.3.1	regulator B-BAC	1.30e+1	7.96e+1
	konwencjonalny regulator PI o stałych nastawach	1.06e+1	8.16e+1
4.2.3.2	regulator B-BAC	2.20e+1	1.26e+2
	konwencjonalny regulator Pl o stałych nastawach	1.76e+1	1.34e+2
4.2.3.3	regulator B-BAC	7.36	4.48e+1
	konwencjonalny regulator Pl o stałych nastawach	6.69	4.72e+1

wielkość sterowana Y(t) = F(t)



---- Ysp ----- B-BAC ---- Pl







Fig. 4.2.3.1. Control performance in the presence of the step changes of the set-point Y_{sp} (one pump P1 switched off)









Fig. 4.2.3.2. Control performance in the presence of the step changes of the set-point Y_{sp} (both pumps P1 switched on)



wielkość sterująca U(t)



Rys. 4.2.3.3. Własności regulacyjne przy skokowych zmianach ciśnienia w obwodzie (włączanie i wyłączanie jednej z pomp P1)

Fig. 4.2.3.3. Control performance for the step changes of the pressure in the circuit (switching on and off of one pump P1)

Podobne wnioski można wyciągnąć na podstawie analizy wartości wskaźników regulacji zebranych w tabeli 4.2.3.1. Wprawdzie w każdym eksperymencie wartość IAE dla konwencjonalnego regulatora PI jest mniejsza, jednak różnice te są niewielkie. Podobne uwagi dotyczą wartości IADO, które z kolei wskazują na nieznaczną wyższość regulatora B-BAC jako algorytmu sterowania wymuszającego łagodniejsze zmiany wielkości sterującej U. Różnice te nie są jednak duże, co prowadzi do jednoznacznego wniosku, iż zastosowanie regulatora B-BAC do sterowania przepływem F przez rozpatrywany zawór nie pozwala na uzyskanie poprawy jakości sterowania w porównaniu do konwencjonalnego regulatora PI o stałych nastawach.

4.3. Podsumowanie

Przedstawione wyniki praktycznej weryfikacji regulatora B-BAC wykazują, iż zaproponowana metodologia sterowania sprawdza się w zastosowaniu jej do rzeczywistych procesów pilotażowych. Pozwala ona na wyprowadzenie adaptacyjnego prawa sterowania przy minimalnej wiedzy na temat samego procesu. Dzięki kompensacyjnym właściwościom procedury estymacji regulator B-BAC zawsze sprowadza statyczny uchyb regulacji do zera. Wprowadzenie modyfikacji procedury estymacji (2.3.5) wraz z wykorzystaniem prostych filtrów cyfrowych pierwszego rzędu skutecznie minimalizuje wpływ szumów pomiarowych. Regulator B-BAC jest także odporny na obecność niewielkich opóźnień w torze sterowania, związanych z lokalizacją czujników pomiarowych, pomimo iż opóźnienia takie nie są w żaden sposób uwzględniane podczas wyprowadzania prawa sterowania.

W przypadku sterowania przepływowym piecem elektrycznym okazało się, że nawet minimalna realizacja regulatora B-BAC, która w porównaniu z pelną realizacją wykorzystuje ograniczoną liczbę mierzalnych sygnałów zakłóceniowych, zapewniła poprawę jakości sterowania w stosunku do konwencjonalnego regulatora PI o stałych nastawach. Jednocześnie zastosowanie minimalnej realizacji regulatora B-BAC spowodowało pogorszenie jakości regulacji w stosunku do sytuacji, kiedy do sterowania wykorzystano pelną realizację. Wynik ten wart jest podkreślenia, bowiem w badaniach symulacyjnych zawsze uzyskiwano taką samą jakość sterowania dla minimalnej i pelnej realizacji.

Poprawa jakości sterowania uzyskana po zastosowaniu algorytmu B-BAC dla sterowania rzeczywistym piecem nie jest tak spektakularna jak uzyskana podczas badań symulacyjnych (podrozdział 3.4). W tamtym przypadku przewaga regulatora B-BAC nad konwencjonalnym regulatorem PI o stałych nastawach była znacznie większa. Dla rzeczywistego pieca można mówić o około dwukrotnym zmniejszeniu amplitudy przeregulowań wielkości sterowanej oraz o znaczącym skróceniu czasu regulacji przy zmianach sygnału zakłócającego. Wynika to z faktu, iż rzeczywisty obiekt sterowania, wraz z urządzeniami wykonawczymi i czujnikami pomiarowymi, jest zawsze bardziej złożony niż jego model nieliniowy, który można wykorzystać przy symulacyjnej weryfikacji prawa sterowania. Do tego dochodzi jeszcze wpływ szumów pomiarowych oraz wynikająca stad konieczność wprowadzenia filtrów dolnoprzepustowych i modyfikacji procedury estymacji. Wszystko to sprawia, iż założenie o idealnym mieszaniu, przyjęte przy wyprowadzaniu algorytmu B-BAC, nie może być spełnione w praktyce. Pojawia się więc znacznie większa rozbieżność między rzeczywistym procesem a jego uproszczonym modelem, zapisanym w postaci równania (2.1.1) i wykorzystanym jako podstawa dla prawa sterowania B-BAC. W praktycznym przypadku, rozpatrywanym w tym rozdziale, procedura estymacji musi skompensować nie tylko nieznane nieliniowości procesu, ale także niedokładność wynikającą z nieuwzględnienia w uproszczonym modelu pozostałej części instalacji pilotażowej oraz dodatkowej dynamiki wnoszonej do układu przez filtry dolnoprzepustowe.

Przy sterowaniu przepływem przez stałoprocentowy zawór z pozycjonerem pneumatycznym okazało się, iż możliwe jest wyprowadzenie prawidłowo działającego prawa sterowania B-BAC opierając się na bardzo prostym modelu wejściowo-wyjściowym w postaci inercji pierwszego rzędu. Błąd modelowania oraz wpływ niedokładnego doboru parametrów tego modelu udało się skompensować za pomocą procedury estymacji. Praktyczna weryfikacja tak uzyskanego regulatora B-BAC wykazała, iż wykorzystanie go nie doprowadziło do poprawy jakości sterowania w stosunku do konwencjonalnego regulatora PI o stałych nastawach.

Reasumując, zdaniem autora, przedstawione w tym rozdziale wyniki praktycznej weryfikacji algorytmu B-BAC wstępnie potwierdzają możliwość uzyskania poprawy jakości regulacji przy sterowaniu rzeczywistymi obiektami przemysłowymi. Zastosowanie regulatora B-BAC może pozwolić na poprawę tej jakości, a w najgorszym wypadku nie doprowadzi do jej pogorszenia w porównaniu z konwencjonalnym regulatorem PI o stałych nastawach. Daje to nadzieję, iż podobne wyniki można będzie uzyskać dla pozostałych obiektów sterowania, rozpatrywanych w badaniach symulacyjnych, a także dla innych obiektów, których nie rozpatrywano.

Zakończenie

Praca ta stanowi podsumowanie kilkuletniego okresu badań autora nad możliwością zastosowania metodologii B-BAC do sterowania szeroką klasą obiektów przemysłowych. Podstawy teoretyczne tej metodologii, ze szczególnym uwzględnieniem zunifikowanej postaci uproszczonego modelu procesu oraz z analizą możliwości wykorzystania go do wyprowadzenia prawa sterowania typu *model-based* na podstawie wybranych technik syntezy regulatorów, znajdują się w pierwszej części pracy (rozdział 2). W dalszej części przedstawia się wyniki eksperymentów weryfikujących możliwość zastosowania metodologii B-BAC do sterowania wybranymi procesami przemysłowymi.

Kluczowym elementem metodologii jest zunifikowana postać uproszczonego modelu procesu, na bazie którego, opierając się na technice linearyzacji, wyprowadza się samo prawo sterowania B-BAC. Cechą charakterystyczną modelu jest to, iż zawsze jest on zapisany w postaci biliniowego, afinicznego równania różniczkowego zwyczajnego, opisującego wprost dynamikę zmian wielkości sterowanej. Równanie to wyprowadza się bezpośrednio z równania bilansu masy lub energii. Wszystkie nieznane nieliniowości oraz niedokładności modelowania zastępuje się jednym, zmieniającym się parametrem. Parametr ten może także obejmować niemierzalne lub trudno mierzalne człony części bilansowej modelu, co pozwala na zmniejszenie liczby wymaganych sygnałów pomiarowych dla zakłóceń (działanie feedforward) i uzyskanie tym samym minimalnej realizacji regulatora B-BAC. Wartość tego parametru nie może być wyznaczona na drodze pomiarowej, konieczne jest więc estymowanie jej na bieżąco za pomocą rekurencyjnej metody najmniejszych kwadratów. Należy jednak zaznaczyć, że ponieważ zawsze estymuje się tylko jeden parametr, procedura estymacji przyjmuje postać skalarną, co pozwala uzyskać zbieżność w dowolnych warunkach, bez żadnych dodatkowych wymuszeń.

Warto zaznaczyć, iż sama postać uproszczonego modelu procesu (2.1.1) pozwala na wykorzystanie go nie tylko do wyprowadzenia prawa sterowania B-BAC, ale także do syntezy regulatora na podstawie metodologii PMBC lub jednokrokowej predykcji. Możliwe jest także użycie tego modelu do wyprowadzenia wzorów na programową zmianę nastaw dla regulatora PI przy dużej niepewności co do nieliniowości procesu.

W pracy tej zawsze zakładano, iż nieliniowości procesu nie są znane. Należy jednak zaznaczyć, iż nic nie stoi na przeszkodzie, aby, dysponując nieliniowymi charakterystykami statyczną i dynamiczną toru sterowania, uwzględnić je przy programowej zmianie wartości współczynnika strojenia λ dla regulatora B-BAC.

Badania symulacyjne, których wyniki przedstawiono w rozdziale 3, pokazują, iż nawet, gdy założenia przyjęte przy wyprowadzaniu uproszczonego modelu procesu nie są spełnione, algorytm B-BAC działa poprawnie i pozwala uzyskać jakość sterowania porównywalną z regulatorem PI o stałych lub programowo zmienianych nastawach. Przypadek taki ma na przykład miejsce wtedy, kiedy regulator B-BAC stosuje się do sterowania obiektem o parametrach rozłożonych. Ponieważ jednak metodologia B-BAC nie jest bezpośrednio dedykowana sterowaniu takich obiektów, główny nacisk położono na przebadanie jej własności w zastosowaniu do obiektów, w których spełnione jest założenie o idealnym mieszaniu. Nie ograniczono się jedynie do obiektów pierwszego rzędu, wybierając różne obiekty przemysłowe (reaktor biotechnologiczny, nieizotermiczny reaktor chemiczny z płaszczem chłodzącym, proces neutralizacji, elektryczny piec przepływowy). We wszystkich tych przypadkach zakładano całkowitą nieznajomość postaci pełnego, nieliniowego modelu procesu, z którego korzystano jedynie podczas symulacyjnej weryfikacji prawa sterowania. Zdaniem autora udało się wykazać, iż pomimo tego, że rozpatrywano bardzo różne procesy, dla każdego z nich istniała możliwość bezpośredniego zastosowania metodologii B-BAC bez żadnych modyfikacji, co świadczy o dużej ogólności podejścia. W każdym z rozpatrywanych przypadków wykazano symulacyjnie, iż zastosowanie *pełnej* lub *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* pozwala na znaczącą poprawę jakości sterowania w porównaniu do regulatora PI o stałych lub programowo zmienianych nastawach. Poprawę tę uzyskuje się nawet wówczas, gdy wprowadza się znaczący błąd pomiarowy dla sygnałów zakłócających uwzględnionych w końcowej postaci prawa sterowania B-BAC i procedury estymacji, co wynika z kompensacyjnych właściwości tej procedury.

Rozdział 4 z założenia stanowi uzupełnienie badań symulacyjnych. Zawiera on wyniki praktycznej weryfikacji algorytmu B-BAC w zastosowaniu do sterowania rzeczywistymi obiektami - elektrycznym piecem przepływowym oraz stałoprocentowym zaworem z pozycjonerem pneumatycznym. Zachowując prawdziwość założenia o nieznajomości nieliniowego modelu procesu, dla każdego z rozpatrywanych obiektów zaproponowano uproszczony model, na podstawie którego dokonano syntezy prawa sterowania B-BAC. Zdaniem autora eksperymenty praktyczne wykazały, iż zastosowanie regulatora B-BAC do sterowania rzeczywistym obiektem przemysłowym jest możliwe, a w jednym z rozpatrywanych przypadków prowadzi do poprawy jakości regulacji w stosunku do konwencjonalnego regulatora PI. Poprawa ta nie jest tak spektakularna, jak miało to miejsce w przypadku badań symulacyjnych, ale biorąc pod uwagę skalę niekorzystnych zjawisk zachodzących w rzeczywistej instalacji pilotażowej, wynik taki należy uznać za obiecujący.

Przedstawione w pracy rezultaty pozwalają uznać, iż metodologia B-BAC jest uniwersalną metodologią sterowania. Przy zachowaniu pewnych ograniczeń jej uniwersalność może być porównywana z uniwersalnością konwencjonalnego regulatora PI. Uzyskuje się więc metodologię syntezy prawa sterowania typu *model-based*, która dzięki zunifikowanej postaci modelu bazowego wykazuje uniwersalność przewyższającą takie metody syntezy regulatora, które opierają się na fenomenologicznym modelu procesu, jak PMBC i sterowanie linearyzujące. Ponadto metodologia B-BAC pozwala na poprawę jakości sterowania szeroką klasą obiektów przemysłowych, co wykazano symulacyjnie i częściowo potwierdzono eksperymentami praktycznymi.

Autor za swój oryginalny dorobek uważa:

- zaproponowanie metody monitorowania pracy reaktora biologicznego o parametrach rozłożonych opartej na pojęciu wskaźnika pochłaniania substratu (*substrate consumption rate*), wyznaczanego w kilku punktach komory reaktora (Czeczot, 1995),
- zaproponowanie procedury estymacji wartości wskaźnika pochłaniania substratu na bieżąco na bazie rekurencyjnej metody najmniejszych kwadratów (Czeczot, 1997, 1998b),
- zaproponowanie metodologii monitorowania i sterowania biologicznymi procesami oczyszczania wody o parametrach skupionych i rozłożonych na podstawie wskaźnika pochłaniania substratu (Czeczot, 1997, 1998a),
- połączenie estymowanej na bieżąco wartości wskaźnika pochłaniania substratu z jednokrokowym regulatorem predykcyjnym i zastosowanie go do sterowania reaktorem biologicznym o parametrach skupionych (Czeczot, 1997, 1998, 1999),
- rozszerzenie metodologii monitorowania pracy reaktora biologicznego o parametrach rozłożonych na podobne reaktory chemiczne z wykorzystaniem wskaźnika przebiegu reakcji (*reaction rate*) (Czeczot, 1998c),

- zaproponowanie uogólnionego modelu reaktora biologicznego o parametrach rozłożonych, w którym nieznane nieliniowości reprezentowane są przez jeden, zmieniający się parametr (wskaźnik pochłaniania substratu) - estymacja tego parametru na podstawie pomiarów pobranych w punktach kollokacji ortogonalnej pozwoliła na wyprowadzenie prawa sterowania dla szerokiej klasy reaktorów biologicznych o parametrach rozłożonych (Czeczot i in., 1998; Czeczot i in., 1999; Czeczot i in., 2000, 2000a; Czeczot i in., 2001, 2001a; Czeczot i in., 2002; Czeczot, 2003),
- zaproponowanie uproszczonej postaci modelu matematycznego, bazującego na równaniu bilansowym dla szerokiej klasy procesów, w którym wszystkie nieznane nieliniowości i niedokładności modelowania zastąpiono jednym, zmieniającym się parametrem - model ten stanowi podstawę procedury estymacji na bieżąco, co z kolei prowadzi do regulatora B-BAC (Czeczot, 2001, 2003a),
- zaproponowanie sposobu wyprowadzenia opisanego powyżej uproszczonego modelu dla procesów wymiany ciepła na podstawie elementarnego bilansu energetycznego i wykorzystanie go do sterowania tymi procesami za pomocą regulatora linearyzującego (Czeczot, 2000) oraz regulatora B-BAC (Czeczot, 2001, 2002, 2004, 2005, 2006),
- symulacyjna weryfikacja działania regulatora B-BAC w zastosowaniu do procesów biologicznych o parametrach skupionych (Czeczot, 2002a, 2004a) i rozłożonych (Czeczot, 2001a, 2002b, 2004a),
- zaproponowanie sposobu wyprowadzenia uproszczonego modelu dla procesu neutralizacji na podstawie "bilansu pH" i wykorzystanie go do sterowania tym procesem za pomocą algorytmu B-BAC (Czeczot, 2003c, 2003d, 2006a),
- sformułowanie zaleceń dotyczących praktycznej realizacji algorytmu sterowania B-BAC, w połączenie z procedurą estymacji nieznanego parametru (Czeczot, 2001b, 2002c, 2004b, 2007), w kontekście wymagań stawianych algorytmom sterowania implementowanym w regulatorach przemysłowych (Trybus, 1992; Kuźnik, 2002).

Jak już wcześniej wspomniano, praca ta stanowi podsumowanie pewnego zamkniętego etapu badań nad omawianą metodologią sterowania B-BAC. Jednocześnie wytycza ona kierunek dalszych badań, które obejmować będą kolejne badania symulacyjne, pozwalające na weryfikację możliwości zastosowania metodologii B-BAC dla sterowania innymi, nie rozpatrywanymi w tej pracy procesami. Autor chciałby głownie skupić się na praktycznej weryfikacji algorytmu B-BAC na pilotażowych instalacjach, a także na opracowaniu wirtualnego regulatora B-BAC, który można by bezpośrednio zastosować w aplikacjach SCADA.

Literatura

- 1. Aris R. (1969). *Elementary chemical reactor analysis*, Englewood Cliffs, NJ, Prentice Hall, 1969.
- 2. Aris R., Amundson N.R. (1958). An analysis of chemical reactor stability and control. cz. I III, *Chemical Engineering Science*, 7, 121-155.
- 3. Aström K.J., Wittenmark B. (1989). *Adaptive Control*. Reading: Addison-Wesley Publishing Company.
- 4. Aström K.J., Hägglund T., Hang C.C., Ho W.K. (1993). Automatic tuning and adaptation for PID controllers a survey. *Control Engng. Practice*, 1(4), 699-714.
- Babary J.P., Damak T., Tali-Maamar N. (1991). On simulation of distributed parameter bioreactors. 13th IMACS'91 World Congress on Computation and Applied Mathematics, Trinity College, Dublin, Ireland.
- 6. Babary J.P., Bourrel S. (1999). Sliding mode control of a denitrifying biofilter. Applied Mathematical Modelling, 23, 609 620.
- Babary J.P., Julien S., Nihtila M.T., Czeczot J., Metzger M. (1999). New boundary conditions and adaptive control of fixed-bed bioreactors. Chem. Engng. and Processing, 38, 35-44.
- Bailey J.E., Ollis D.F., (1986). Biochemical Engineering Fundamentals. Mac-Graw Hill Kogakusha, Tokyo, 2nd edition.
- 9. Bastin G., Dochain D. (1990). *On-line Estimation and Adaptive Control of Bioreactors*. Elsevier Science Publishers B.V. 1990, ISBN 0 444 88430 0.
- 10. Bastin G. (1991). Nonlinear and adaptive control in biotechnology. A tutorial. European Control Conference ECC'91, Grenoble, France, July 2-5.
- 11. Bastin G. (1992). Adaptive non-linear control of a fed-batch stirred tank reactors. Int. J. Adaptive Control Signal Process., 6, 273-284.
- 12. Bequatte B.W. (1989). A one-step-ahead approach to nonlinear process control. Proc. of ISA/89 International Conference. Filadelfia, 711-717.
- 13. Bequette B.W. (1991) Nonlinear Control of Chemical Processes: A Review. Ind. Eng. Chem. Res., 30, 1391-1413.
- 14. Bhat J., Chidambaram M., Madhavan K.P. (1990). Robust control of batch reactors. *Chem. Eng. Commun.*, 87, 195-204.
- 15. Bourrel S. (1996). Estimation et commande d'un procédé à paramètres répartis utilisé pour le traitement biologique de l'eau à potabiliser. Doctoral dissertation, Université Paul Sabatier, Toulouse, France.
- 16. Bourrel S., Dochain D., Babary J.P., Queinnec I. (2000). Modelling, identification and control of a denitrifying biofilter. *Journal of Process Control*, **10**(1), 73 91.
- 17. Bucholt F., Kümmel M., (1979). Self-tuning control of a pH-neutralization process. Automatica, 15, 665-671.
- 18. Camacho E.F., Bordons C. (1999). Model Predictive Control. Springer-Verlag, ISBN 3-540-76241-8.
- 19. Carver M.B., Hinds H.W (1978). The method of lines and advective equation. Simulation, 31, 59 - 69.

- 20. Contois D. (1959). Kinetics of bacterial growth relationship between population density and specific growth rate of continuous cultures. *Jour. of Gen. Microb.* **21**, 40-50.
- 21. Costello D.J., (1994). Evaluation of model based control techniques for buffered acid base reaction system. *Trans. IChemE.*, **72**(A).
- 22. Cutler C.R., Ramaker B.C. (1980). Dynamic Matrix Control A Computer Control Algorithm. Automatic Control Conference, San Francisco, USA.
- Czeczot J. (1994). Modelling and simulation of distributed parameter bioreactor including the influence of temperature on dynamic properties. Proc. of ESM'94, eds. A. Guash and R. Huber, Simulation Councils Inc., Barcelona, Spain, 714-717.
- 24. Czeczot J. (1995). Substrate consumption rate new concept of measuring and monitoring in the activated sludge process. Proc. of 6th International Conference on Computer Applications in Biotechnology, Garmisch-Partenkirchen, Germany, IFAC Publication, Elsevier, 205-208.
- 25. Czeczot J. (1995a). Control of the non-linear distributed parameter bioreactor in the presence of temperature changes. *SAMS*, **18-19**, 321-324.
- 26. Czeczot J. (1996). The LabView-Based Virtual Simulator of the Substrate Consumption Rate Measurement System in the Activated Sludge Process. Proc. of ESM'96, ed. A. Javor, A. Lehmann and I. Molnar, Simulation Councils Inc., Budapest, Hungary.
- 27. Czeczot J. (1997). Zastosowanie wskaźnika pochłaniania substratu do monitorowania i sterowania biologicznymi procesami oczyszczania wody. Praca doktorska. Politechnika Śląska, Gliwice.
- 28. Czeczot J. (1998). Model-based Adaptive Predictive Control of Fed-Batch Fermentation Process with the Substrate Consumption Rate Application. IFAC Workshop on Adaptive Systems in Control and Signal Processing, University of Strathclyde, Glasgow, Scotland, UK, 357 - 362.
- Czeczot J. (1998a). Substrate Consumption Rate Application to the Minimal-Cost Model-Based Adaptive Control of the Activated Sludge Process. Wat. Sci. Tech., 37(12), 335-342.
- Czeczot J. (1998b). Application of the Recursive Least-Square Method to the Estimation of the Substrate Consumption Rate in the Activated Sludge Process. Proceedings of the 9th International Symposium on "System-Modelling-Control", ed. P.S. Szczepaniak, Zakopane, Poland, 1998.
- Czeczot J. (1998c). Monitoring of the distributed parameter chemical reactor basing on the estimation of the reaction rate. Proceedings of the 9th International Symposium on "System-Modelling-Control", ed. P.S. Szczepaniak, Zakopane, Poland.
- 32. Czeczot J., Babary J.P., Nihtila M.T. (1998). Adaptive control of a distributed parameter bioreactor based on the substrate consumption rate estimation. International Workshop on Decision and Control on Wastes Bioprocessing, Narbonne, France.
- Czeczot J. (1999). Substrate Consumption Rate Application for Adaptive Control of Continuous Bioreactor – Noisy Case Study. Archive of Control Sciences, 9(³/₄), 33-52.
- 34. Czeczot J. (1999a). Simulation Evaluation of the Reaction Rate Estimation and its Application to the Monitoring of a CSTR. Proc. of 11th European Simulation Symposium ESS'99, ed. G. Horton, D. Muller and U. Rude, Erlangen, Germany, 384-388.
- 35. Czeczot J. (1999b). Optimal sensor location for the ODE approximation of the distributed parameter chemical reactor simulation evaluation. Proc. of 11th European Simulation Symposium ESS'99, ed. G. Horton, D. Muller and U. Rude, Erlangen, Germany, 417-420.
- 36. Czeczot J., Metzger M., Nihtila M.T., Babary J.P. (1999). Substrate consumption rate in adaptive control of a distributed parameter bioreactor for noisy measurements. First

Conference on Modelling and Simulation in Biology, Medicine and Biomedical Engineering, BioMedSim'99, Noisy-le-Grand, France, 74-78.

- Czeczot J. (2000). Heat Transfer Rate Application to the Adaptive Control of Nonisothermal Chemical Reactor – Simulation Evaluation. 16th IMACS World Congress, Lousanne, Switzerland.
- Czeczot J., Metzger M., Babary J.P., Nihtila M. (2000). Filtering in adaptive control of distributed parameter bioreactors in the presence of noisy measurements. Simulation Practice and Theory, 8, 39-56.
- 39. Czeczot J., Metzger M., Babary J.P., Nihtila M. (2000a). Substrate consumption rate application to the adaptive control of a distributed parameter bioreactor. Process Control and Instrumentation 2000, Glasgow, United Kingdom.
- Czeczot J. (2001). Balance-Based Adaptive Control of the Heat Exchange Process. Proceedings of 7th IEEE International Conference on Methods and Models in Automation and Robotics MMAR 2001, Międzyzdroje, Poland, 853-858.
- Czeczot J. (2001a). New Approach to the Adaptive Control of a Class of Distributed Parameter Bioreactors. Proceedings of 7th IEEE International Conference on Methods and Models in Automation and Robotics MMAR 2001, Międzyzdroje, Poland, 811-816.
- 42. Czeczot J. (2001b). On Possibilities of Application of B-BAC Methodology to LabView-based Virtual Controller. 13th European Simulation Symposium, Marseille, France, 197-201.
- 43. Czeczot J., Metzger M., Babary J.P., Nihtila M. (2001). Application of the Substrate Consumption Rate to the Monitoring of Distributed Parameter Bioreactors. Control and Cybernetics, **30**(1), 81-98.
- 44. Czeczot J., Metzger M., Babary J.P., Nihtila M. (2001a). Monitoring and control of a class of distributed parameter bioreactors with application of the substrate consumption rate. Archives of Control Sciences, 11(1-2), 5-22.
- 45. Czeczot J. (2002). Robust Balance-Based Adaptive Control of the CSTR. 8th IEEE International Conference on Methods and Models in Automation and Robotics MMAR 2002, Szczecin, Poland, 327-332.
- 46. Czeczot J. (2002a). Comparison between PI and B-BAC Controllers in the Application to the Control of the Continuous Fermentation Process. Proceedings of 8th IEEE International Conference on Methods and Models in Automation and Robotics MMAR 2002, Szczecin, Poland, 1245-1250.
- 47. Czeczot J. (2002b). Balance_based Adaptive Control of a Denitrifying Biofilter. 1st IFAC International Scientific and Technical Conference on Technology, Automation and Control of Wastewater and Drinking Water Systems TiASWiK'02, Gdansk-Sobieszewo, Poland, June 19-21, 205-210.
- Czeczot J. (2002c). On Possibilities of the B-BAC Implementation on Programmable Logic Controllers. Proceedings of the IFAC Workshop on Programmable Devices and Systems PDS2001, Ed. Ciążyński, Hrynkiewicz and Kłosowski, Elsevier, 2002.
- 49. Czeczot J., Metzger M., Babary J.P. (2002). Adaptive Control of a Denitrifying Biofilter with application of the Substrate Consumption Rate. 15th IFAC World Congress, Barcelona, Spain, July 21-26.
- Czeczot J. (2003). General methodology for the adaptive control of a class of distributed parameter reactors. Proceedings of 9th IEEE International Conference on Methods and Models in Automation and Robotics MMAR 2003, Międzyzdroje, Poland.
- 51. Czeczot J. (2003a). B-BAC: The robust approach to the nonlinear adaptive control of industrial processes. IFAC Conference on Control Systems Design, Bratislava, Slovakia, September 7-10.

- 52. Czeczot J. (2003b). LabView-based Configurable Virtual Controller for Distributed Parameter Bioreactor. IFAC Workshop on Programmable Devices and Systems, PDS 2003, Ostrava, Czech Republic.
- 53. Czeczot J. (2003c). Robust control of pH process on the basis of the B-BAC methodology. IFAC Conference on Control Systems Design, Bratislava, Slovakia, September 7-10.
- 54. Czeczot J. (2003d). Comparison between PI controller and B-BAC methodology in the application to the control of the neutralization process. Proc. of 9th IEEE International Conference on Methods and Models in Automation and Robotics MMAR 2003, Międzyzdroje, Poland.
- 55. Czeczot J. (2004a). Balance-Based Adaptive Control Methodology and its Application for Biological Flow Reactors. IFAC Symposium on Nonlinear Control Systems NOLCOS 2004, Stuttgart, Germany.
- 56. Czeczot J. (2004b). On the Bumpless Switching in the Practical Implementation of the B-BAC Methodology. Proc. Of IFAC Workshop on Programmable Devices and Systems PDS 2004, Cracow, Poland.
- 57. Czeczot J. (2005). Balance-Based Adaptive Control of the Electric Flow Heater. Proc. of the 16th IFAC World Congress, Prague, Czech Republic.
- 58. Czeczot J. (2005b). Zasady tworzenia fizykalnego uproszczonego modelu procesu dla potrzeb sterowania adaptacyjnego. XV Krajowa Konferencja Automatyki, Warszawa.
- 59. Czeczot J. (2006). Balance-Based Adaptive Control Methodology and its Application to the Nonlinear CSTR. *Chemical Eng. and Processing*, **45**(5), 359-371.
- 60. Czeczot J. (2006a). Balance-Based Adaptive Control of a Neutralization Process. International Journal of Control, 79(12), 1581-1600.
- 61. Czeczot J. (2007). On Possibilities of the Practical Implementation of B-BAC Methodology. *Control and Cybernetics*, (w druku).
- 62. Dahhou B., Lakrori M., Queinnec I., Ferret E., Cheruy A. (1992) Control of a Continuous Fermentation Process. J. Proc. Cont., 2, 103-111.
- 63. Dochain D. (1991). Design of adaptive controllers for non-linear stirred tank bioreactors: extension to the MIMO situation. J. Proc. Cont., 1.
- 64. Dochain D. (1992). Adaptive control algorithms for non-minimum phase nonlinear bioreactors. *Computers Chem. Engng.*, 16(5), 449-469.
- 65. Dochain D. (1994). Design of adaptive linearizing controllers for non-isothermal reactors. Int. J. Control, 59(3), 689-710.
- Dochain D., Babary J.P., Tali-Maamar N. (1992). Modelling and adaptive control of nonlinear distributed parameter bioreactors via orthogonal collocation. *Automatica*, 28(5), 873-883.
- 67. Duvall M., Riggs J.B., Lee P. (2001). Multi-model decoupled Generic Model Control. Control Engineering Practice, 9, 471-481.
- 68. Franks R.G.E. (1972). Modeling and simulation in chemical engineering. Wiley-Interscience.
- 69. Garcia C.E., Morari M. (1982). Internal model control 1. An unifying review and some new results. *Ind. Engng. Chem. Process. Des. Dev.*, **21**, 308.
- 70. Garcia C.E., Prett D.M., Morari M. (1989). Model Predictive Control: Theory and Practice a Survey. *Automatica*, **25**(3), 335-348.
- 71. Gernaey K., Maffei D., Vanrolleghem P., Verstraete W. (1999). A new pH-based procedure to model toxic effects on nitrifiers in activated sludge. J. Chem. Technol. Biotechnol., 74, 679-687.

- 72. Gessing R. (2005). Uwagi podsumowujące wygłaszany referat problemowy pt. "Fascynujące własności układu z pochodnymi wyższego rzędu w regulatorze", XV Krajowa Konferencja Automatyki, Warszawa.
- 73. Gustafsson T.K., Waller K.V. (1983). Dynamic modelling and reaction invariant control of pH. *Chemical Engineering Science*, **18**(1), 389-398.
- 74. Gustafsson T.K., Waller K.V. (1992). Nonlinear and adaptive control of pH. Ind. Eng. Chem. Res., **31**, 2681-2693.
- 75. Gustafsson T.K., Skrifvars B.O., Sandström K.V., Waller K.V. (1995). Modelling of pH for control. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **34**, 820-827.
- 76. Gutenbaum J. (1987). Modelowanie matematyczne systemów. PWN, Warszawa-Łódź.
- 77. Haber R., Keviczky L. (1999). Nonlinear System Identification-Input-Output Modelling Approach. Dorchrecht. The Netherlands: Kluwer.
- 78. Harris T.J., MacGregor J.F., Wright J.D., (1980). Self-tuning and adaptive controllers: an application to catalytic reactor control. *Technometrics*, **22**, 153-164.
- 79. Henson M.A., Seborg D.E., (1990). Iput-output linearisation of general nonlinear processes. *AIChE Journal*, **36**(11), 1753-1757.
- 80. Henson M.A., Seborg D.E., (1992). Nonlinear adaptive control of a pH neutralization process. ACC/FA 1.
- 81. Henson M.A., Seborg D.E., (1994). Adaptive nonlinear control of a pH neutralization process. *IEEE Trans. control Systems Technol.*, **2**(3), 169-182.
- 82. Henson M.A., Seborg D.E., (1997). Adaptive input-output linearization of a pH neutralization process. *Int. J. Adaptive Control Signal Process.*, **11**, 171-200.
- 83. Henson M.A., Seborg D.E. (1997a). Nonlinear Process Control. Prentice Hall PTR.
- 84. Hobler T. (1968). Ruch ciepła i wymienniki. PWN, Warszawa.
- 85. Isaacs. S.H., Soeberg H., Kummel M. (1992) Monitoring and Control of a Biological Nutrient Removal Processes: Rate Data as a Source of Information. IFAC Modelling and Control of Biotechnological Processes. Colorado, USA, 239-242.
- 86. Isidori A. (1989). Nonlinear Control Systems: An Introduction. 2nd edition. Springer Verlag.
- 87. Iyer N.M., Farell A.E., (1995). Adaptive input-output linearizing control of a continuous stirred tank reactor. *Computers Chem. Engng.*, **19**(5), 575-579.
- 88. Jacob J., Pingaud. H, Le Lann J.M., Bourrel S., Babary J.P., Capdeville B. (1996). Dynamic simulation of biofilters. *Simulation Practice and Theory*, 4, 335 348.
- 89. Joshi N.V., Murugan P., Rhinehart R.R. (1997). Experimental Comparison of Control Strategies. *Control Eng. Practice*, **5**(7), 885-896.
- 90. Jutila P., Visala A. (1984). Pilot plant testing of an adaptive pH-control algorithms based on physico-chemical modelling. *Methematics and Computers in Simulation*, XXVI, 523-533.
- 91. Jutila P., Hyötyniemi H., Y. J.P., (1999). The practices and typical problems of pH process modelling and control in stirred tank reactors. *Archives of Control Science*, **9**(³/₄).
- 92. Kalafatis A.D., Wang L., Cluett W.R. (2005). Linearizing feedforward-feedback control of pH processes based on the Wiener model. *Journal of Process Control*, **15**, 103-112.
- 93. Kayihan A., Doyle III F.J., (2000). Friction compensation for a process control valve. *Control Engineering Practice*, **8**, 799-812.
- 94. Kazantzis N., Kravaris C., (2000). Synthesis of state feedback regulators for nonlinear process. *Chemical Engineering Science*, **55**, 3437-3449.
- 95. Kosanovich K.A., Piovoso M.J., Rokhlenko V., Guez A. (1995). Nonlinear adaptive control with parameter estimation of a CSTR. J. Proc. Cont., 5(3), 137-148.

- 96. Kravaris C., Kantor J.C. (1990). Geometric methods for nonlinear process control. II. Controller synthesis. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **29**, 2310-2324.
- 97. Krzekotowski Ł. (2003). Predykcyjny algorytm sterowania procesami technologicznymi bazujący na modelu fenomenologicznym. Praca magisterska, Politechnika Śląska, Wydział Automatyki, Elektroniki i Informatyki, Gliwice, promotor dr inż. Jacek Czeczot.
- 98. Kumar A.A., Chidambaram M., Rao V.S.R., (2004). Nonlinear PI controller for pH process. Chem. Eng. Comm., 191, 241-261.
- 99. Kuźnik J. (2002). Regulatory i układy regulacji. Wydawnictwo Politechniki Śląskiej, Gliwice.
- 100. Lee S.D., Lee J., Park S., (1994). Nonlinear self-tuning regulator for pH systems. Automatica. 30(10), 1579-1586.
- 101. Lee P.L., Sullivan G.R. (1988). Generic model control (GMC). Computers Chem. Engng., 12(6), 573-580.
- 102. Luyben W.L. (1973). Process modeling, simulation and control for chemical engineers. McGraw-Hill Book Company.
- 103. Łaszczyk P., Pasek K., (1995). Modelling and Simulation of the Pilot Heat Distribution Plant. System Analysis, Modelling, Simulation, 18-19, 245-248.
- 104. Łaszczyk P., Richalet J. (1999). Application of predictive control to a heat exchanger. Dynamic Control and Management Systems in Manufacturing Processes – Techniques for Supervisory Management Systems, (preprints, ed. D. Matko i G. Music).
- 105. Łaszczyk P., (2000). PDE/ODE Model of Electric Kettle in Experimental Installation. 16th IMACS World Congress, Lousanne, Switzerland.
- 106. Łaszczyk P. (2000a). Analiza własności dynamicznych sieci rzeczywistych wymienników ciepła wspomagana weryfikacją ich modelu. Praca doktorska, Instytut Automatyki Politechniki Śląskiej, Gliwice 2000.
- 107. Łaszczyk P. (2001). Simulative comparison of PI and PFC control for electric heater. Proceedings of 7th IEEE International Conference on Methods and Models in Automation and Robotics MMAR 2001, Międzyzdroje, Poland, 891-896.
- 108. Łaszczyk P. (2002). Hybrid SCADA system with embedded programmable controllers, Programmable Devices and Systems PDS 2001, (ed. Ciazynski, Hrynkiewicz and Klosowski) IFAC Publications, Elsevier, Science Ltd. 155-159
- 109. Mahuli S.K., Rhinehart R.R., Riggs J.B., (1992). Experimental demonstration of nonlinear model-based in-line control of pH. J. Proc. Cont., 2(3), 145-153.
- 110. McAvoy T.J. (1972). Dynamic models for pH and other fast equilibrium systems. Int. Eng. Chem. Process Des. Develop., 11, 630 - 631.
- 111. McLain R.B., Henson M.A., Pottmann M. (1999). Direct adaptive control of partially known nonlinear systems. *IEEE Transactions on Neural Networks*, **10**(3), 714-721.
- 112. Metzger M. (1988). Wybrane problemy modelowania i symulacji ciągłych procesów przemysłowych. Praca habilitacyjna, Zeszyty Naukowe Politechniki Śląskiej, nr 955.
- 113. Metzger M. (1994). Modelling and simulation of time-delay element via advective equation. Proc. of ESM'94, eds A. Guash and R. Huber, Simulation Councils Inc., Barcelona, Spain.
- Metzger, M., Łaszczyk P.Pasek K. (1997). Industrial-scale heat distribution pilot plant. In: Institute of Automatic Control – Activity Report 1995-1996. Edition I&D Gebka, Gliwice, 32-36.
- 115. Metzger M. (2000). Modelling, simulation and control of continuous processes. Edycja: Jacek Skalmierski Computer Studio, Gliwice.

- 116. Metzger M. (2001) Easy programmable MAPI controller based on simplified process model. Proceedings of the IFAC Workshop on Programmable Devices and Systems (PDS 2001), Gliwice, Elsevier, 166-170.
- 117. Metzger M. (2001a) Modelling of imperfect mixing for real-time simulation and process model-based control of CSTR. Proceedings of the 7th IEEE International Conference on Methods and Models in Automation and Robotics, Międzyzdroje 2001, 421-426.
- 118. Metzger M. (2005). Virtual controllers improve Internet-based experiments on semi industrial pilot plants. Proceedings of the 16th IFAC Triennal World Congress, Prague, CD Edition, Elsevier.
- 119. Monod J. (1949). The growth of bacterial cultures. Ann. Rev. Microbial, 3, 371-394.
- 120. Moser A. (1988). Bioprocess Technology. Kinetics and Reactors. Springer Verlag. New York.
- 121. Niederliński (1985). Systemy komputerowe automatyki przemysłowej. Zastosowania. Tom 2, Warszawa, WNT.
- 122. Niederliński A., Mościński J., Ogonowski Z. (1995). Regulacja adaptacyjna. Wydawnictwo Naukowe PWN, Warszawa 1995. ISBN 83-01-11859-8.
- 123. Nihtilä M.T., Jutila P. (1982). Dynamic models and state-linear filtering schema for pH processes. Symposium on Application of Multivariable Systems Theory, Playmouth, England, 185-194.
- 124. Nihtilä M.T., Julien S., Babary J.P., Czeczot J. (1998). Simulation of two adaptive control schemes of a distributed parameter bioreactor. EUROSIM 18, Vol. 3, 530-534.
- Pajunen G.A. (1992). Adaptive control of Wiener type nonlinear systems. Automatica, 29(4), 781-785.
- 126. Preuss H.P. (1991). Robuste Adaption in Prozessreglern. Automatisierungstechnische Praxis, 33(4), 178-187.
- 127. Qin S.J., Badgwell T.A. (1997). An Overview of Industrial Model Predictive Control Technology In Chemical Process Control: Assessment and New Directions for Researchy. AIChE Symposium Series 316, 93. Jeffrey C Kantor, Carlos E. Garcia and Brice Carnahan Eds., 232-256.
- 128. Qin S.J., Badgwell T.A. (2003). A Survey of Industrail Model Predictive Control Technology. Control Eng. Practice, 11, 733-765.
- 129. Ray W.H., (1981). New approach to the dynamics of nonlinear systems with implications for process and control system design. Proc. of the Conference on Chemical Process Control (CPC II), Capri, Italy.
- 130. Rhinehart R.R., Riggs J.B. (1990). Process Control through Nonlinear Modeling. Control. 3(7), 86.
- 131. Rhinehart R.R., Riggs J.B. (1991). Two simple methods for on-line incremental model parametrization. *Computers Chem. Engng.*, **15**(3), 181-189.
- 132. Richalet J., Rault A., Testud J.L., Papon J. (1976). Algorithmic Control of Industrial Processes. 4th IFAC Symposium on Identification and System Parameter Estimation. Tbilisi, USRR.
- Richalet J., Rault A., Testud J.L., Papon J. (1978). Model Predictive Heuristic Control: Application to Industrial Processes. *Automatica*. 14(2), 413-428.
- 134. Richalet J. (1993). Pratique de la commande predictive, Hermes, Paris.
- 135. Richalet J., Ruget Y. (1996). Commande Parametrique Predictive des Processes Enthalpiques. Adersa.
- 136. Richalet J., Lavielle G., Mallet J. (2005). La commande predictive, Eyrolles, Paris.
- Riggs J.B., Rhinehart R.R. (1990). Comparison Between Two Nonlinear Process-Model Based Controllers. Computers Chem. Engng., 14(10), 1075-1081.
- 138. Schiesser W.E.(1991). The numerical method of lines. Academic Press. San Diego.

- Seborg D.E., (1999). A perspective on advanced strategies for process control. ATP, 41(11), 13-31.
- 140. Sistu P.B., Bequette B.W. (1991). Nonlinear predictive control of uncertain processes: application to a CSTR, AIChE Journal, **37**, 1711-1723.
- 141. Smith C.A., Corripio A.B. (1997). Principles and Practice of Automatic Process Control. John Wiley & Sons, Inc. 1997, second edition.
- 142. Stebel K. (2001). Input-Output Linearization and PI Control Algorithms Applied for pH Process. Proceedings of 7th IEEE International Conference on Methods and Models in Automation and Robotics MMAR 2001, Międzyzdroje, Poland, 885-890.
- 143. Stebel K., (2002). Polynomial approximation approach to modelling and control of pH process. Proc. of XV IFAC Congress, Barcelona, Spain.
- 144. Stebel K. (2002a). Comparative Evaluation of PI and GMC Algorithms on Neutralization Pilot Plant Installation. Proceedings of 8th IEEE International Conference on Methods and Models in Automation and Robotics MMAR 2002, Szczecin, Poland, 1169-1175.
- 145. Subawalla H., Paruchuri V.P., Gupta A., Pandit H.G., Rhinehart R.R. (1996). Comparison of model-based and conventional control: a summary of experimental results. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **35**, 3547-3559.
- 146. Tali-Maamar N. (1994). Modélisation, analyse et commande d'un procédé biotechnologique a gradient spatial de concentration. Doctoral dissertation, Université Paul Sabatier, Toulouse, France.
- 147. Tatjewski P. (2002). Sterowanie zaawansowane obiektów przemysłowych. Struktury i algorytmy. Akademicka Oficyna Wydawnicza EXIT, Warszawa.
- 148. Trybus L. (1992). Regulatory wielofunkcyjne. WNT, Warszawa.
- 149. Uppal A., Ray W.H., Poore A.B., (1974). On the dynamic behavior of continuous stirred tan reactors. *Chemical Engineering Science*, **29**, 967-985.
- 150. Uppal A., Ray W.H., Poore A.B., (1976). The classification of the dynamic behavior of continuous stirred tank reactors influence of reactor residence time. *Ibid.*, **31**, 205-214.
- 151. Van der Gast Ch., Thompson I.P. (2005). Effects of pH Amendment on Metal Working Fluid Wastewater Biological Treatment Using a Defined Bacterial Consortium. *Biotechnology and Bioengineering*, **89**(3), 358-366.
- 152. VanDoren V.J. (2004). PID: wciąż najlepszy. Control Engineering Polska, nr ¹/₂, luty 2004.
- 153. Van Impre J.F., Bastin G. (1995). Optimal adaptive control of fed-batch fermentation processes. *Control Eng. Practice*, **3**(7), 939-954.
- 154. Villadsen J.V., Michelsen M.L. (1978). Solution of differential equation models by polynomial approximation. Prentice Hall, Englewood Cliffs, NJ.

rocesses: METODOLOGII STEROWANIA B-BAC

Streszczenie

PODSTAWY TEORETYCZNE I ZASTOSOWANIE

Tematem pracy jest metodologia adaptacyjnego sterowania procesami przemysłowymi B-BAC (Balance-Based Adaptive Control). W tej metodologii duża wagę przywiązuje się do postaci uproszczonego modelu obiektu sterowania, zapisanego w postaci równania dynamiki pierwszego rzędu i opisującego zmiany wielkości sterowanej. Model ten uzyskuje się na podstawie ogólnych praw zachowania masy lub energii, a wszystkie nieznane nieliniowości i niedokładności modelowania są w nim reprezentowany przez jeden zmienny parametr, który może także obejmować niemierzalne lub trudno mierzalne człony cześci bilansowej modelu, co pozwala na zmniejszenie liczby wymaganych sygnałów pomiarowych dla zakłóceń (działanie feedforward) i uzyskanie tym samym minimalnej realizacji regulatora B-BAC. Wartość tego parametru pozostaje nieznana i dlatego musi być ona estymowana na bieżąco. W tym celu wykorzystuje się ważoną rekurencyjną metodę najmniejszych kwadratów. Ze względu na fakt, iż zawsze estymowany jest tylko jeden parametr, metoda estymacji zapisana jest w postaci skalarnej, co sprawia, iż wartość estymowana jest zawsze zbieżna z wartościa rzeczywista, z dynamika pierwszego rzedu o stałej czasowej zależnej od współczynnika zapominania. W szczególności nie wymaga się stosowania żadnych wejściowych sygnałów nieustannie pobudzających, a wielkość estymowana jest zbieżna nawet wtedy, gdy obiekt pracuje w stanje ustalonym bez żadnych wymuszeń.

Takie podejście do modelowania pozwala na ujednolicenie postaci uproszczonego modelu i decyduje o jego ogólności pomimo tego, iż postać ta jest dość mocno sformalizowana. Dotyczy to szczególnie znanej części bilansowej, która musi zawierać w sobie wielkość sterującą. Nie stanowi to jednak istotnego ograniczenia, a zapewnia, iż model ten ma postać afiniczną, co jest pomocne przy wyprowadzaniu prawa sterowania. Drugie ograniczenie jest już bardziej restrykcyjne – wszystkie składowe ujęte w znanej części bilansowej muszą być mierzalne lub znane. Pozwala to na uzyskanie działania *feedforward* w prawie sterowania w naturalny sposób, wynikający z postaci modelu uproszczonego, ale wymaga wykorzystania większej liczby czujników pomiarowych.

Regulator B-BAC uzyskuje się przez zastosowanie metodologii linearyzującej w postaci przeznaczonej do sterowania obiektami pierwszego rzędu do uproszczonego modelu procesu. Po wskazaniu wielkości sterującej możliwe jest wyprowadzenie ostatecznej i jawnej postaci prawa sterowania. Zaimplementowanie go wraz z procedurą estymacji nieznanego parametru reprezentującego nieliniowości i niedokładności modelowania pozwala na efektywne sterowania szeroką gamą procesów przemysłowych. Adaptacyjne własności tego regulatora wynikają z wykorzystania procedury estymacji, która nie wymaga żadnych dodatkowych sygnałów pomiarowych ponad te, które są konieczne do obliczania prawa sterowania.

Przedstawione w pracy rezultaty pozwalają uznać, iż metodologia B-BAC jest uniwersalną metodologią sterowania. Przy zachowaniu pewnych ograniczeń jej uniwersalność może być porównywana z uniwersalnością konwencjonalnego regulatora PI. Uzyskuje się więc metodologię syntezy prawa sterowania typu *model-based*, która, dzięki zunifikowanej postaci modelu bazowego, wykazuje uniwersalność przewyższającą takie metody syntezy regulatora na podstawie fenomenologicznego modelu procesu, jak: PMBC i sterowanie linearyzujące i pozwalającą na poprawę jakości sterowania szeroką klasą obiektów przemysłowych. Rozdział pierwszy przedstawia aktualny stan wiedzy na temat sterowania procesami przemysłowymi na podstawie ich uproszczonych modeli fizykalnych. Prezentuje się w nim także ogólną charakterystykę metodologii B-BAC oraz omawia się metody badawcze wykorzystywane w pracy (badania symulacyjne, eksperymenty praktyczne, kryteria oceny przebiegów).

Rozdział drugi poświęcony jest podstawom teoretycznym omawianej metodologii. Przedstawia się w nim sposób tworzenia uproszczonego modelu procesu, a następnie wyprowadzenie ogólnej postaci prawa sterowania B-BAC wraz z procedurą estymacji nieznanego parametru. Dalej dyskutowane są podstawowe własności uzyskanego regulatora, takie jak stabilność i analiza zbieżności wartości estymowanej. Omawiane zagadnienia przedstawia się na przykładzie prostego mieszalnika wody zimnej i ciepłej. Wprowadza się także pojęcie minimalnej realizacji regulatora B-BAC, pozwalające na zmniejszenie liczby wymaganych czujników pomiarowych. Zakończenie rozdziału stanowi analiza porównawcza metodologii B-BAC z jednokrokową i wielokrokową regulacją predykcyjną. Dyskutuje się możliwość wykorzystania uproszczonego modelu procesu do wyprowadzenia odpowiednich regulatorów predykcyjnych.

W rozdziale trzecim zawarto wyniki symulacyjnej weryfikacji regulatora B-BAC w zastosowaniu do sterowania wybranymi procesami przemysłowymi. Pod uwagę wzięto procesy biotechnologiczne (bioreaktory o parametrach skupionych i rozłożonych), proces neutralizacji, nieizotermiczny reaktor chemiczny z płaszczem chłodzącym oraz przepływowy piec elektryczny. Działanie regulatora B-BAC w pełnej i minimalnej realizacji porównywano z regulatorem PI z programową zmianą nastaw. Tak duża różnorodność rozpatrywanych procesów wskazuje na ogólność proponowanego podejścia, gdyż metodologia B-BAC może być zastosowana do sterowania każdym z obiektów, bez żadnych znaczących modyfikacji. W każdym z rozpatrywanych przypadków wykazano, iż zastosowanie *pełnej* lub *minimalnej realizacji regulatora B-BAC* pozwala na znaczącą poprawę jakości sterowania w porównaniu do regulatora PI o stałych lub programowo zmienianych nastawach. Poprawę tę uzyskuje się nawet wówczas, gdy wprowadza się znaczący błąd pomiarowy dla sygnałów zakłócających, uwzględnionych w końcowej postaci prawa sterowania B-BAC i procedury estymacji, co wynika z kompensacyjnych właściwości tej procedury.

Rozdział czwarty przedstawia wyniki praktycznej weryfikacji metodologii B-BAC. Dla potrzeb pracy zaimplementowano i przebadano układy sterowania elektrycznym piecem przepływowym oraz zaworem stałoprocentowym. Wyniki badań pozwalają na porównanie działania regulatora B-BAC z konwencjonalnym regulatorem PI i dowodzą, iż omawiana metodologia sterowania nie tylko nadaje się do praktycznej implementacji, ale także, w przypadku elektrycznego pieca przepływowego, pozwala na znaczącą poprawę jakości sterowania.

Zakończenie zawiera krótkie podsumowanie uzyskanych wyników oraz najważniejsze wnioski.

THEORY AND APPLICATION OF THE *B-BAC* CONTROL METHODOLOGY

Summary

This work deals with the B-BAC (Balance-Based Adaptive Control) methodology that is dedicated to control a wide range of technological processes. In this methodology, the most important role plays the simplified model of a process written in the form of the first-order dynamic equation describing a controlled variable. The final form of this model is derived on the basis of the general mass or energy conservation law. All the unknown nonlinearities and modelling inaccuracy are represented in the model by the only one time varying parameter. This parameter can also represent non measurable terms of the known balance part of the model, which allows for limiting the number of necessary sensors for disturbances (feedforward action) and results in the minimum form of the B-BAC controller. The value of this parameter is unknown and thus it has to be estimated on-line. The estimation procedure is based on the weighted least-squares method, which can be written in the scalar form due to the fact that there is always the only one unknown parameter that is to be estimated. This scalar form results in very good accuracy of the estimation procedure - the estimate always converges to its real value according to the first-order dynamics with the time constant depending on the value of the forgetting factor. Moreover, there is no need to apply any additional external excitation signals because the estimate converges even if a process works at the steady state.

Such a modelling approach allows for the unification of the form of the simplified model and ensures its generality, even if this form is strictly defined. Especially, a manipulated variable must be included in the known balance part of the model. This limitation is not very restrictive and it results in the affine form of the simplified model, which is a very desirable feature for any model-based approach to the controller synthesis. The second limitation is much more restrictive – all terms of the known balance part of the model must be measurable on-line or known by choice of the user. It ensures that the feedforward action is very easy to implement but it requires the additional sensors for measurable disturbances.

The B-BAC control law is derived by applying the linearization technique in the form dedicated for first-order systems to the simplified model of a process. Once a manipulated variable has been chosen, it is possible to obtain the final and explicit form of the controller. The implementation of the B-BAC controller (the final form of the control law together with the estimation procedure for the unknown parameter representing nonlinearities and modelling inaccuracy) allows for the effective control of a wide range of industrial processes. The adaptability of this approach results from the application of the estimation procedure and this procedure requires exactly the same measurement data that is necessary for computing the final form of the control law.

The presented results show that the B-BAC methodology can be considered as the general control methodology. In fact, this generality is comparable with the generality of the conventional PI controller with some limitations. It ensures that the suggested methodology can be classified as the model-based approach with the unified form of the simplified model of a process, which ensures that it can be an attractive alternative for the other model-based strategies, such as PMBC or linearizing control, especially because it allows for significant improvement of the control properties.

Section 1 presents the state-of-the-art in the field of process control that is based on the simplified physical models. It also introduces the general features of the B-BAC methodology

and presents the materials and methods applied in the work (simulation experiments, practical experiments, criteria of the control performance).

In section 2, the theoretical approach to the considered methodology is given. It is presented how to derive the simplified model of a process and then how to use this model as a basis for the synthesis of the B-BAC controller and of the estimation procedure for the unknown parameter. The most important properties of this controller are also discussed, such as stability and convergence of the estimation procedure. The simple example of the mixer of cold and hot water illustrates the considered problems. Additionally, the *minimum form* of the B-BAC controller is introduced, which allows for significant limitation of the necessary number of measurement sensors for disturbances. Finally, the B-BAC methodology is compared with one-step and multi-step predictive controllers. It is discussed if the suggested simplified model of a process can be applied for the synthesis of these predictive controllers.

Section 3 consists of the simulation results for the application of the B-BAC controller to the control of the example processes, such as the biotechnological processes (lumped and distributed parameter bioreactors), the neutralization process, the nonisothermal chemical reactor with the cooling jacket and the electric flow heater. The control performance of the *minimum form* and of the *complete form* of the B-BAC controller is compared with the conventional PI controller and, if possible, with the PI controller with gain scheduling. The variety of the considered processes proves the generality of the suggested B-BAC methodology because it can be applied to the control of each process without any significant modifications. For every process it is shown that the application of the *minimum form* or of the *complete form* of the B-BAC controller allows for the significant improvement of the control performance in comparison to the conventional PI controller or to the PI controller with gain scheduling. This improvement takes place even if the constant measurement bias for disturbing signal is applied to the closed-loop system, which results from the compensating properties of the estimation procedure.

In section 4 the results of the practical experiments of the B-BAC methodology are presented. Two cases are considered: the control of the electric flow heater and of the equal percentage valve. The results allow for comparison of the B-BAC controller with the conventional PI controller. They also prove that the suggested control methodology not only can be applied in the practice but also, in the case of the electric flow heater, it allows for the significant improvement of the control performance.

Concluding remarks and the short summary complete the work.

A set there is not a set of the s

Książki Wydawnictwa można nabyć w księgarniach

GLIWICE

- Punkt Sprzedaży Wydawnictwa na Wydziale Górnictwa i Geologii ul. Akademicka 2 (237-17-87)
- "FORMAT" Akademicka 5 na Wydziale Budownictwa
- "LAMBDA" ul. Akademicka 2 (237-21-40)
- "MERCURIUS" ul. Prymasa S.Wyszyńskiego 14 b (032) 230-47-22
- "ŻAK" ul. Kaszubska (budynek Biblioteki)

BIAŁYSTOK

- Dom Książki (Księgarnia 84) ul. Wiejska 45 c
- EKOPRESS Księgarnia Wysyłkowa ul. Brukowa 28 (085) 746-04-95

GDAŃSK

EKO-BIS – ul. Dyrekcyjna 6 (058) 305-28-53

KATOWICE

- Punkt Sprzedaży na Wydziale Transportu ul. Krasińskiego 8
- Hurtownia ,,DIK" ul. Dulęby 7 (032) 204-82-30
- ◆ Hurtownia "JERZY" ul. Słoneczna 24 (032) 258-99-58

KRAKÓW

- Techniczna ul. Podwale 4 (012) 422-48-09
- Punkt Sprzedaży WND AGH, Al. Mickiewicza 30 (012) 634-46-40

ŁÓDŹ

- "POLITECHNIKA 100" ul. Żeromskiego 116 PŁ.
- Hurtownia "BIBLIOFIL" ul. Jędrowizna 9a (042) 679-26-77

OPOLE

BK - "POLITECHNIKA" – Wydz. Budownictwa, ul. Katowicka 48 (077) 456-50-58 wew.333

POZNAŃ

- Księgarnia "POLITECHNIK" ul. Piotrowo 3 (061) 665-23-24
- Księgarnia Techniczna ul. Półwiejska 28 (061) 659-00-38

RYBNIK

- "ORBITA" ul. Rynek 12
- ◆ "NEMEZIS" ul. Hailera 26

TYCHY

"I JA TOURS" - ul. Piłsudskiego 10 (217-00-91 w.130)

WARSZAWA

- Studencka Pl. Politechniki 1 (022) 628-77-58
- Techniczna ul. Kaliskiego 15 (022) 666-98-02
- Techniczna ul. Świętokrzyska 14
- ♦ MDM ul. Piękna 31

WROCŁAW

"TECH" – ul. Wybrzeże Wyspiańskiego 27

ZABRZE

• Punkt Sprzedaży na Wydziale Organizacji i Zarządzania- ul. Roosevelta 26

WYDAWNICTWO POLITECHNIKI ŚLĄSKIEJ ul. Akademicka 5, 44-100 Gliwice; tel./faks (0-32) 237-13-81 www.wydawnictwopolitechniki.pl

Sprzedaż i Marketing tel. (0-32) 237-18-48 wydawnictwo_mark@polsl.pl

 Nakl. 100 + 50
 Ark. wyd. 13
 Ark. druk. 7,875

 Oddano do druku 01.06.2007 r.
 Podpisano do druku 01.06.2007 r.

75 Papier offset. 70x100, 80g 2. Druk ukończ. w czerwcu 2007 r.

Wydrukowano w Zakładzie Graficznym Politechniki Śląskiej w Gliwicach, ul. Kujawska 1 zam. 225/07