

Sterowanie procesem destylacji z wykorzystaniem regulatorów rozmytych

Aleksandra Grzelak, Mateusz Konkel, Robert Piotrowski

Wydział Elektrotechniki i Automatyki, Politechnika Gdańska

Streszczenie: Proces destylacji jest popularnym przemysłowym sposobem rozdzielania ciełych mieszanin wieloskładnikowych. W artykule rozważana jest mieszanina etanol-woda, będąca powszechnie destylowanym produktem. Celem artykułu jest omówienie procesu projektowania i symulacyjnej analizy działania trzech układów sterowania kolumną rektyfikacyjną z wykorzystaniem rozmytych regulatorów: P, PD i PI.

Słowa kluczowe: modelowanie matematyczne, system nieliniowy, sterowanie rozmyte, kolumna destylacyjna

1. Wprowadzenie

Ciekle mieszaniny wieloskładnikowe są otrzymywane w trakcie przebiegu procesów przemysłowych, np. w przemyśle spożywczym, chemicznym, farmaceutycznym. Proces destylacji polega na wyodrębnieniu z mieszaniny jej poszczególnych składników, przy wykorzystaniu różnicy w ich temperaturze wrzenia. Mieszanina, tzw. surówka, doprowadzana jest do temperatury wrzenia składnika bardziej lotnego i częściowo zamieniana w parę, która po skropleniu utworzy destylat o innej zawartości procentowej niż mieszanina wyjściowa.

Destylacja jednokrotna jest mało efektywna, gdyż nie pozwala uzyskać założonego stężenia produktu, dlatego w przemyśle zastosowanie znalazła destylacja wielokrotna, zwana rektyfikacją. Umożliwia ona uzyskanie praktycznie dowolnego stopnia rozdzielania mieszaniny. Rektyfikacja prowadzona jest w kolumnach rektyfikacyjnych, które dzielą się na kolumny o działaniu okresowym (laboratoria) i ciągłym (przemysł). Proces ten jest dokładnie poznany i opisany [1–3]. W artykule rozważana jest rektyfikacja mieszaniny wody i etanolu.

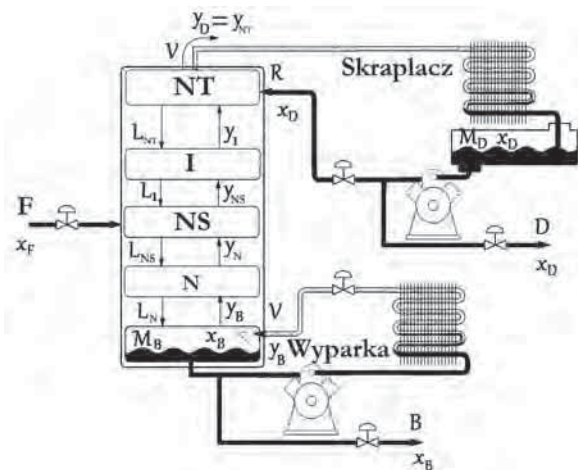
Proces rektyfikacji jest kosztowny, dlatego szuka się metod redukujących koszty, również przez opracowywanie i testowanie nowych algorytmów sterowania. Prace z tego obszaru trwają od wielu lat [2–7].

W artykule wykorzystano powszechnie stosowany model matematyczny procesów zachodzących w kolumnie rektyfikacyjnej [2] i zaimplementowano go w środowisku MATLAB/Simulink. Następnie zaprojektowano i symulacyjnie zbadano trzy układy sterowania, w których zastosowano regulatory rozmyte: P, PD i PI.

2. Obiekt sterowania i jego modelowanie

2.1. Opis kolumny rektyfikacyjnej

Obiektem sterowania jest ciągła kolumna rektyfikacyjna dla mieszaniny woda-etanol (patrz rys. 1, tab. 1).



Rys. 1. Schemat kolumny rektyfikacyjnej [7]

Fig. 1. Scheme of distillation column [7]

Stężenia molowe cieczy wyczerpanej i destylatu wyrażone w ułamku molowym etanolu, ze względów praktycznych zostały przeliczone na stężenia procentowe.

Destylacja możliwa jest wyłącznie w przypadku, gdy temperatura wrzenia oddzielanych substancji jest różna. Ciecz, która ma ulec rozdzielaniu (tzw. surówka) zostaje podgrzana i doprowadzona na jedną z półek kolumny rektyfikacyjnej (tzw. półkę zasilającą). Wytworzona z niej para kierowana jest w górę kolumny. Na każdej z n półek następuje destylacja produktu pochodzącego z półki znajdującej się poniżej. Liczba półek jest obliczana w zależności od pożądanego stężenia destylatu. Ostatnia półka połączona jest ze skraplaczem, w którym zachodzi zamiana pary w ciecz. Część kroplin zostaje wyprowadzona na zewnątrz kolumny, a pozostała część jest zawracana do wnętrza kolumny. Spływający w dół kolumny strumień powrotu (tzw. refluks) miesza się na każdej

Tab. 1. Oznaczenia i parametry kolumny rektyfikacyjnej
Tab. 1. Notations and parameters of distillation column

Oznaczenia	
F [kmol/min]	Strumień cieczy zasilającej (surówki)
x_F [ułamek molo- wy etanolu]	Stężenie molowe cieczy zasilającej kolumnę
B, D [kmol/min]	Strumienie cieczy wyczerpanej i destylatu
x_B, x_D [ułamek molowy etanolu]	Stężenia molowe cieczy wyczerpanej i destylatu
M_B, M_D [kmol]	Zatrzymanie cieczy w zbiorniku cieczy wyczerpanej i powrotu
R, V [kmol/min]	Strumienie refluxu i pary
M_i [kmol]	Zatrzymanie cieczy na półce o numerze i
L_i, V_i [kmol/min]	Strumienie cieczy spływającej i pary odpływającej z półki o numerze i
x_i, y_i [ułamek mo- lowy etanolu]	Stężenia molowe cieczy i pary na półce o numerze i
x_{iS}, y_{iS} [ułamek molowy etanolu]	Stężenia molowe cieczy i pary na półce, do której dopływa surówka, półka o numerze iS
Parametry	
$M_{i0} = 5$ kmol	Nominalna wartość zatrzymania cieczy na półce o numerze i
$L_{i0} = 1$ kmol/ min	Nominalny przepływ cieczy na półce o numerze i
$\beta = 0,006$ min	Stała reprezentująca warunki hydrauliczne
$N = 31$	Liczba półek teoretycznych kolumny

z półek ze strumieniem pary. W ten sposób z pary wykrapla się składnik o mniejszej lotności, a z cieczy odparowuje mieszanina bogatsza w składnik o większej lotności. Pierwsza półka połączona jest natomiast ze zbiornikiem cieczy wyczerpanej, z którego część produktu trafia do wyparki, gdzie następuje ponowna zamiana cieczy w parę, wprowadzaną ponownie do pierwszej półki kolumny. Pozostała ciecz (tzw. ciecz wyczerpana) jest odprowadzana na zewnątrz kolumny jako produkt nieprzydatny do dalszej destylacji.

2.2. Założenia projektowe

Model kolumny rektyfikacyjnej, który służył do zaprojektowania układu sterowania został zaczerpnięty z pracy [2].

Przyjęto następujące założenia:

- w kolumnie rozdzielana jest dwuskładnikowa mieszanina etanol-woda,
- kolumna jest obiektem adiabatycznym (brak strat ciepła do otoczenia),

- w kolumnie panuje stałe ciśnienie,
- ciecz na półkach oraz w zbiornikach powrotu i cieczy wyczerpanej jest idealnie wymieszana, a jej skład na półce o numerze n wynosi x_n ,
- zatrzymanie strumienia pary na poszczególnych półkach jest pomijalne,
- produkt górny jest całkowicie skraplany w skraplaczu,
- dynamika cieczy jest liniowa,
- pojemność cieplna kolumny jest pomijana,
- dynamika wyparki i skraplacza jest pomijalnie mała, gdyż ich odpowiedź jest dużo szybsza niż kolumny,
- w kolumnie nie zachodzą reakcje chemiczne,
- strumień zasilający jest cieczą o temperaturze wrzenia składnika bardziej lotnego,
- sprawność półek wynosi 100 %,
- stężenie produktu końcowego powinno mieścić się w granicach od 92 % do 95 % przy stężeniu cieczy wyczerpanej nie większym niż 0,1 %.

Liczba półek potrzebnych do uzyskania założonego stężenia produktu wyliczana jest na podstawie zależności między składnikami mieszaniny w układzie ciecz–para [8]. W przypadku rozważanego obiektu obliczono, że potrzeba 31 półek.

2.3. Model kolumny rektyfikacyjnej

Proces destylacji określany jest zależnościami matematycznymi opisującymi prawa zachowania. Bazują one na zmianach objętości cieczy oraz stężenia destylatu na każdej z półek, w zbiorniku powrotu i zbiorniku destylatu. Model obiektu składa się z 64 równań różniczkowych.

Z założeń, że ciecze na półkach, w wyparce i skraplaczu są idealnie wymieszane, a zatrzymanie fazy gazowej jest wzdłuż całej kolumny pomijalnie małe można wywnioskować, że w kolumnie o teoretycznej liczbie półek równej N , natężenie przepływającej pary jest jednakowe na każdej z półek. Stąd:

$$V = V_1 = V_2 = \dots = V_N \quad (1)$$

Obiekt sterowania można podzielić na kilka fragmentów (rys. 1), dla których zapisano po dwa równania różniczkowe: ogólne równanie ciągłości oraz równanie ciągłości dla etanolu, który jest składnikiem bardziej lotnym rozpatrywanej mieszaniny.

- skraplacz i zbiornik powrotu

$$\frac{dM_D}{dt} = V - R - D \quad (2)$$

$$\frac{dM_D x_D}{dt} = V y_N - (R - D)x_D \quad (3)$$

Równanie (2) opisuje zależność zmiany zatrzymania cieczy w zbiorniku destylatu. Strumieniem cieczy wpływającej do zbiornika jest strumień pary, a strumieniami wypływającymi są strumienie refleksu i destylatu.

b) ostatnia półka kolumny (tu półka nr 31)

$$\frac{dM_N}{dt} = R - L_N \quad (4)$$

$$\frac{dM_N x_N}{dt} = R x_D - L_N x_N - V(y_{N-1} - y_N) \quad (5)$$

Ze względu na założenie opisane równaniem (1), zależność (4) uwzględnia jedynie różnicę strumienia refluksu i strumienia, który spływa w dół kolumny. Jednak ma ona znaczenie przy wyznaczaniu równania na zatrzymanie składnika bardziej lotnego (5), na które składają się dopływające strumienie refluksu i pary dopływającej z półki poniżej oraz cieczy i pary odpływających ku dolnym półkom.

c) pozostałe półki (półki o numerach: 2, 3, 5–30)

$$\frac{dM_i}{dt} = L_i - L_{i-1} - L_i \quad (6)$$

$$\frac{dM_i x_i}{dt} = L_{i-1} x_{i-1} - L_i x_i - V(y_{i-1} - y_i) \quad (7)$$

Równania (6)–(7) są analogiczne do zależności (4)–(5), z tą różnicą, że zamiast strumienia refluksu występuje strumień cieczy spływający z półki powyżej.

d) półka zasilająca (tu półka numer 4)

$$\frac{dM_{is}}{dt} = L_{is-1} - L_{is} - F \quad (8)$$

$$\frac{dM_{is} x_{is}}{dt} = L_{is-1} x_{is-1} - L_{is} x_{is} - V(y_{is-1} - y_{is}) - F x_F \quad (9)$$

Dodatkowo, w stosunku do równań (6)–(7) występuje strumień dopływającej surówki (cieczy ulegającej rozdzielowi na składniki) o odpowiednim stężeniu.

e) pierwsza półka kolumny

$$\frac{dM_1}{dt} = L_2 - L_1 \quad (10)$$

$$\frac{dM_1 x_1}{dt} = L_2 x_2 - L_1 x_1 - V(y_B - y_1) \quad (11)$$

W równaniu (11) uwzględniono różnicę stężenia molowego pary wyprodukowanej w wyparce i natężenia pary przepływającej w kolumnie.

f) wyparka i zbiornik cieczy wyczerpanej

$$\frac{dM_B}{dt} = L_1 - V - B \quad (12)$$

$$\frac{dM_B x_B}{dt} = L_1 x_1 - V y_B - B x_B \quad (13)$$

Zmiana strumienia i stężenia molowego cieczy w dolnej części kolumny zależy od cieczy doprowadzanej z pierwszej półki kolumny oraz od odprowadzanej pary i cieczy wyczerpanej.

Dodatkowo występuje ścisła zależność między cieczą pozostałą na danej półce a natężeniem cieczy wypływającej w postaci:

$$L_i = \frac{M_i - M_0}{\beta} + L_0 \quad (14)$$

Ponadto występuje silnie nieliniowa zależność między składem fazy ciekłej a składem fazy parowej na tej samej półce. Została ona wyliczona na podstawie krzywej równowagi rozważanej mieszaniny [8] i wynosi:

$$\begin{aligned} y_i \cong & -1828,94 x_i^{10} + 9888,24 x_i^9 - \\ & -3190,93 x_i^8 + 30927,46 x_i^7 - 25831,8 x_i^6 + \\ & +14032,17 x_i^5 - 4988,07 x_i^4 + 1140,71 x_i^3 - \\ & -161,25 x_i^2 + 13,41 x_i \end{aligned} \quad (15)$$

2.4. Model zaworu stałoprocentowego

Model kolumny rozszerzono dodatkowo o model dwóch nieliniowych zaworów stałoprocentowych (rys. 1) do sterowania przepływem, opisanych zależnością:

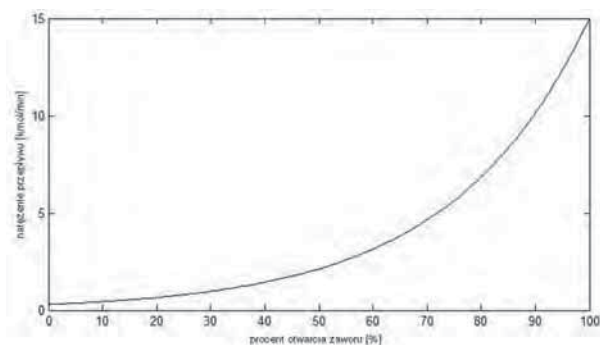
$$K_N = K_{Nm} \alpha^{xw-1} \quad \text{i} \quad xw = \frac{x}{x_{max}} \quad (16)$$

gdzie: x – przesunięcie trzpienia zaworu, x_{max} – maksymalne przesunięcie trzpienia przy otwartym zaworze, K_N – parametr zaworu nazywany współczynnikiem normalnym, K_{Nm} – wartość K_N przy otwartym zaworze, α – parametr zależny od wymiarów zwężki i warunków przepływu medium.

Na podstawie zależności (16) wykreślono charakterystykę zaworu (rys. 2).

Zawory są urządzeniami wykonawczymi przetwarzającymi informację wypracowaną przez regulator w rzeczywistą wielkość fizyczną, w tym przypadku strumień pary i refluksu R . Rozszerzony o zawory model obiektu sterowania jest:

- dynamiczny (opis w postaci równań różniczkowych),
- nieliniowy (nieliniowe równania algebraiczne),



Rys. 2. Charakterystyka zaworu

Fig. 2. Valve characteristic

- wielowymiarowy (cztery wejścia, z czego dwa są sterujące (V , R) i dwa zakłócające (F , x_F) oraz dwa wyjścia sterowane: x_B , x_D).

3. Algorytmy sterowania

Wspomniane wcześniej cechy obiektu sterowania praktycznie wykluczają projektowanie klasycznego układu regulacji z powodu konieczności zmiany wartości wzmocnień regulatorów. Model obiektu opisano 64 równaniami różniczkowymi i trzema nieliniowymi równaniami algebraicznymi. Próba syntezy układu regulacji opisanego tak dużą liczbą zależności jest niezmiernie trudna.

W związku z tym zdecydowano się na zaprojektowanie trzech algorytmów regulacji z wykorzystaniem regulatorów rozmytych (ang. *fuzzy logic controller*) [9, 10]. Mają one wiele zalet, np. ich parametrów są dostosowywane do aktualnego punktu pracy, działanie realizowane jest na podstawie obserwacji zachowania się obiektu.

3.1. Badanie modelu obiektu sterowania

Zaprojektowanie algorytmu sterowania na bazie logiki rozmytej wymaga dobrej znajomości zachowania się obiektu. Analizę taką dla zmiennych wymuszenia wykonano w środowisku MATLAB/Simulink. W efekcie zbudowano odpowiednie relacje wiążące sygnały wejściowe z sygnałami wyjściowymi. Zebrane spostrzeżenia pozwoliły określić zbiory rozmyte i bazy reguł potrzebne do syntezy algorytmu sterowania z regulatorem rozmytym.

Zmiennymi sterującymi w rozważanym obiekcie są strumienie refluksu R i pary V . W celu zbadania przebiegu stężenia destylatu x_D oraz stężenia cieczy wyczerpanej x_B , obserwowano reakcję tych sygnałów na zmianę wielkości sterujących. Sygnały zakłócające przyjęto na poziomie: strumień surówki $F = 15$ kmol/min oraz stężenie cieczy (etanolu – składnika bardziej lotnego) w surówce $x_F = 0,051$ co odpowiada stężeniu procentowemu 12 %. Dodatkowo przyjęto stałe wartości parametrów: M_{i0} , L_{i0} i β (tab. 1). Początkowe stężenie destylatu x_D wynosiło 90 %.

Sterując stopniem otwarcia zaworów należy, oprócz jakości mieszaniny końcowej, brać pod uwagę maksymalne ich wykorzystanie, tj. aby natężenie przepływu

Tab. 2. Wartości x_D i x_B w zależności od wartości V i R

Tab. 2. Values of x_D and x_B depending of V and R

Wartości V i R	Wartości x_D i x_B
$V = 13$ kmol/min; $R = 13$ kmol/min	$x_D = 95,5$ %; $x_B = 12$ %
$V = 15$ kmol/min; $R = 15$ kmol/min	$x_D = 95,5$ %; $x_B = 12$ %
$V = 15$ kmol/min; $R = 13$ kmol/min	$x_D = 62$ %; $x_B = 0,0004$ %
$V = 13$ kmol/min; $R = 15$ kmol/min	$x_D = 95,5$ %; $x_B = 30$ %
$V = 14,5$ kmol/min; $R = 13,5$ kmol/min	$x_D = 89$ %; $x_B = 0,0005$ %
$V = 13,5$ kmol/min; $R = 14,5$ kmol/min	$x_D = 95,5$ %; $x_B = 0,0005$ %

medium było jak największe. Wówczas otrzymana zostanie największa ilość produktu końcowego. Ze względu na nieliniowe charakterystyki zaworów założono, że będą one pracować w przedziale od 90 % do 100 % maksymalnego otwarcia, co odpowiada wartościom natężenia pary V i refluksu R z przedziału 10–15 kmol/min.

Zaobserwowane wartości x_D i x_B dla określonych wartości strumieni V i R przytoczono w tab. 2.

Zauważono, że wzrost stężenia produktu następował przy mniejszej wartości natężenia strumienia pary w porównaniu do natężenia strumienia refluksu – im większa różnica między wartościami tych wielkości, tym szybsza zmiana stężenia destylatu. Natomiast w sytuacji odwrotnej, tj. przy mniejszej wartości natężenia strumienia refluksu w porównaniu do natężenia strumienia pary, stężenie destylatu malało – szybkość zmian również zależała od różnicy tych wartości. Jednocześnie zbyt mała oraz zbyt duża różnica między wartością natężenia strumienia pary i refluksu powodowały znaczny wzrost stężenia cieczy wyczerpanej.

3.2. Regulator rozmyty typu P

Regulator charakteryzuje się tym, że jedyną zmienną wejściową jest uchyb regulacji stężenia destylatu. Ze względu na fakt, że w układzie występują dwie zmienne sterujące, zaimplementowano dwa osobne regulatory. Działanie każdego z nich jest opisane tymi samymi zbiorami przynależności wielkości wejściowych oraz wyjściowych lecz różnymi bazami reguł. Rozwiązanie takie przyjęto po analizie odpowiedzi modelu obiektu na zadane wartości wejściowe.

Podczas syntezy algorytmu uwzględniono następujące zmienne lingwistyczne:

- uchyb stężenia destylatu w skraplaczu, będący zmienną wejściową regulatora, wyrażony w kmol/min,

– dwie zmienne wyjściowe (po jednej dla każdego regulatora): para i refluks, odpowiadające stopniowi otwarcia zaworów, wyrażonemu w procentach.

Oba regulatory jako identyczne co do wartości lingwistycznych, funkcji przynależności, metod fuzyfikacji i defuzyfikacji, umieszczono w bloku przed zaworem. Założenie, że zawory będą pracować w przedziale 90–100 % maksymalnego otwarcia, zrealizowano dobierając wyjścia rozmyte regulatorów w taki sposób, aby wypracować sygnały z tego przedziału. Założono zakres zmiennej wejściowej uchybu z przedziału $\langle -100; 100 \rangle$. Funkcje przynależności wejść i wyjść rozmytych podano w tab. 3 i 4.

Zastosowano implikację inżynierską Mamdaniego opisaną wzorem (17) oraz metodę agregacji reguł za pomocą metody MAX zgodnie z zależnością (18).

$$\mu_{A \text{ B}}(x, y) = \text{MIN}(\mu_A(x), \mu_B(y)) \quad (17)$$

$$\mu_{A \cup B}(x) = \text{MAX}(\mu_A(x), \mu_B(x)) \quad (18)$$

Tab. 3. Wartości lingwistyczne i funkcje przynależności – uchyb
Tab. 3. Linguistic values and membership functions – error

Zmienna lingwistyczna – uchyb				
Lp.	Wartość lingwistyczna		Funkcja przynależ.	Punkty charakterystyczne
1.	ujemny duży	u-duży	sigmoidalna	[-4 -2]
2.	ujemny średni	u-sredni	trójkątna	[-4 -2,5 -1,25]
3.	ujemny mały	u-mały	trójkątna symetr.	[-2 -1 0]
4.	dodatni mały	d-mały	trójkątna symetr.	[0 1 2]
5.	dodatni średni	d-sredni	trójkątna	[1,25 2,5 4]
6.	dodatni duży	d-duży	sigmoidalna	[2 4]

Tab. 4. Wartości lingwistyczne i funkcje przynależności – para/refluks

Tab. 4. Linguistic values and membership functions – vapour/reflux

Zmienna lingwistyczna – para/refluks				
Lp.	Wartość lingwistyczna		Funkcja przynależ.	Punkty charakterystyczne
1.	mała wartość	mały	gaussa	[1 92]
2.	średnia wartość	sredni	gaussa	[2 95]
3.	duża wartość	duży	sigmoidalna	[95 100]

Opracowano następujące reguły wnioskowania rozmytego:

- a) dla zmiennej lingwistycznej *para*:
 - JEŚLI uchyb u-duży TO para duża
 - JEŚLI uchyb u-mały TO para srednia
 - JEŚLI uchyb d-mały TO para mała
 - JEŚLI uchyb d-sredni TO para mała
 - JEŚLI uchyb d-duży TO para mała
- b) dla zmiennej lingwistycznej *refluks*:
 - JEŚLI uchyb u-duży TO refluks mały
 - JEŚLI uchyb u-sredni TO refluks mały
 - JEŚLI uchyb u-mały TO refluks mały
 - JEŚLI uchyb d-mały TO refluks sredni
 - JEŚLI uchyb d-duży TO refluks duży

Jako metodę defuzyfikacji (wyostrzenia) przyjęto metodę środka ciężkości.

3.3. Regulator rozmyty typu PD

Regulator rozmyty typu P rozszerzono o dodatkowy składnik, obliczany na podstawie sygnału wypracowanego przez wyjście. Sygnałem tym jest wzmocniona wartość pochodnej uchybu. Celem tej operacji jest osiągnięcie wartości zadanej oraz skrócenie czasu regulacji, czego nie udało się uzyskać w przypadku samego członu proporcjonalnego.

Wartość wzmocnienia pochodnej uchybu K_D dobrano eksperymentalnie i ustawiono $K_D = 10$. Wartości lingwistyczne i funkcje przynależności dla wejścia i wyjścia pozostały niezmienione (tab. 3 i 4). Zmieniono wartości punktów charakterystycznych – wynoszą one odpowiednio, dla wejścia: [-4 -2], [-3 -2 -1], [-2 -1 0], [0 1 2], [1 2 3] i [2 4] oraz dla wyjścia: [1 95], [1 98] i [99 100].

Metody implikacji, agregacji i defuzyfikacji zbiorów rozmytych oraz baza reguł pozostały niezmienione.

3.4. Regulator rozmyty typu PI

Ostatnim zaprojektowanym regulatorem był regulator PI. W tym celu wcześniej zaprojektowany człon proporcjonalny rozszerzono o kolejne wejście, do którego dochodziła suma sygnałów uchybów w chwili obecnej i chwilach wcześniejszych. W celu poprawy jakości sterowania zmieniono położenie funkcji przynależności zmiennych wejściowych i wyjściowych (tab. 5 i 6).

Metody implikacji, agregacji i defuzyfikacji zbiorów rozmytych pozostały niezmienione, natomiast baza reguł uległa zmianie i wygląda następująco:

- a) dla zmiennej lingwistycznej *para*:
 - JEŚLI uchyb u-duży LUB całka uchybu u-duża TO para duża
 - JEŚLI uchyb u-duży LUB całka uchybu u-srednia TO para duża
 - JEŚLI uchyb u-duży LUB całka uchybu u-mała TO para duża
 - JEŚLI uchyb u-mały LUB całka uchybu u-srednia TO para srednia
 - JEŚLI uchyb u-mały LUB całka uchybu u-mała TO para srednia
 - JEŚLI uchyb zero LUB całka uchybu zero TO para zero

Tab. 5. Wartości lingwistyczne i funkcje przynależności – uchyb/ całka uchybu

Tab. 5. Linguistic values and membership functions – error/integral error

Zmienna lingwistyczna – uchyb/całka uchybu				
Lp.	Wartość lingwistyczna		Funkcja przynależ.	Punkty charakterystyczne
1.	ujemny duży	u-duży	sigmoidalna	[-3 -2]
2.	ujemny średni	u-sredni	trójkątna symetryczna	[-3 -2 -1]
3.	ujemny mały	u-mały	trójkątna symetryczna	[-2 -1 0]
4.	zero	zero	trójkątna symetryczna	[-1 0 1]
5.	dodatni mały	d-mały	trójkątna symetryczna	[0 1 2]
6.	dodatni średni	d-sredni	trójkątna symetryczna	[1 2 3]
7.	dodatni duży	d-duży	sigmoidalna	[2 3]

Tab. 6. Wartości lingwistyczne i funkcje przynależności – para/reflaks

Tab. 6. Linguistic values and membership functions – vapour/reflux

Zmienna lingwistyczna – para/reflaks				
Lp.	Wartość lingwistyczna		Funkcja przynależ.	Punkty charakterystyczne
1.	mała wartość	mały	trójkątna symetryczna	[94 96 98]
2.	średnia wartość	średni	trójkątna symetryczna	[96 98 100]
3.	duża wartość	duży	sigmoidalna	[99 100]

- JEŚLI uchyb d-mały LUB całka uchybu d-mała TO para mała
- JEŚLI uchyb d-mały LUB całka uchybu d-srednia TO para mała
- JEŚLI uchyb d-sredni LUB całka uchybu d-mała TO para mała
- JEŚLI uchyb d-sredni LUB całka uchybu zero TO para mała
- JEŚLI uchyb d-duży LUB całka uchybu d-duża TO para mała
- JEŚLI uchyb d-duży LUB całka uchybu d-srednia TO para mała
- JEŚLI uchyb d-duży LUB całka uchybu d-mała TO para mała

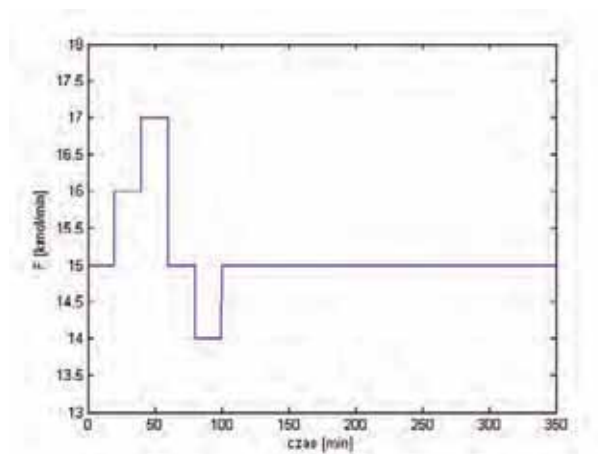
b) dla zmiennej lingwistycznej *reflaks*:

- JEŚLI uchyb u-duży LUB całka uchybu u-duża TO reflaks mały
- JEŚLI uchyb u-duży LUB całka uchybu u-srednia TO reflaks mały
- JEŚLI uchyb u-duży LUB całka uchybu u-mała TO reflaks mały
- JEŚLI uchyb u-sredni LUB całka uchybu d-mała TO reflaks mały
- JEŚLI uchyb u-sredni LUB całka uchybu zero TO reflaks mały
- JEŚLI uchyb u-mały LUB całka uchybu d-duża TO reflaks mały
- JEŚLI uchyb u-mały LUB całka uchybu d-srednia TO reflaks mały
- JEŚLI uchyb zero LUB całka uchybu zero TO reflaks duży
- JEŚLI uchyb d-mały LUB całka uchybu d-srednia TO reflaks średni
- JEŚLI uchyb d-mały LUB całka uchybu d-mała TO reflaks średni
- JEŚLI uchyb d-duży LUB całka uchybu d-duża TO reflaks duży
- JEŚLI uchyb d-duży LUB całka uchybu d-srednia TO reflaks duży
- JEŚLI uchyb d-duży LUB całka uchybu d-mała TO reflaks duży

Prawidłowe zaprojektowanie regulatora typu PI wymaga ograniczenia sygnału z bloku całkującego. W rozważanym układzie przyjęto, iż nasycenie członu całkującego następuje dla wartości -5 oraz 5.

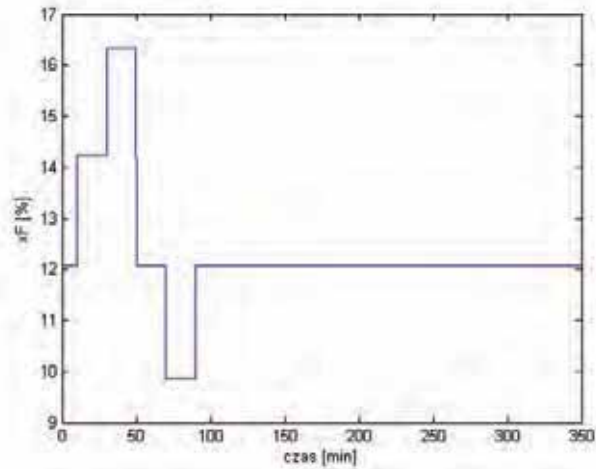
4. Testy symulacyjne i analiza wyników

Zaprojektowane układy regulacji zaimplementowano i przetestowano symulacyjnie w środowisku obliczeniowym MATLAB/Simulink, uwzględniając wpływ zmiennych w czasie zakłóceń: F (rys. 3) oraz x_p (rys. 4). Zgodnie z założeniami projektowymi, jedyną wielkością sterowaną,

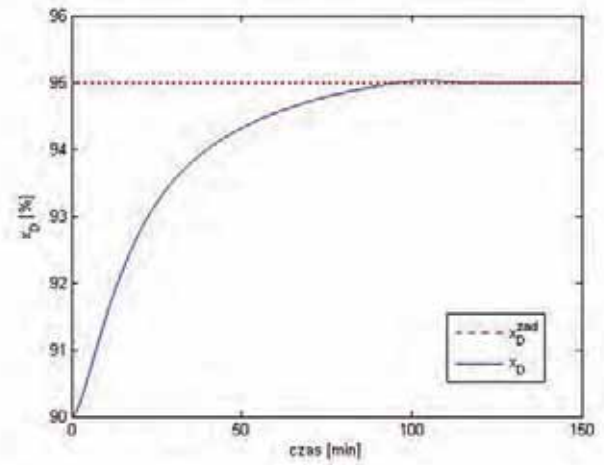


Rys. 3. Zakłócenie – strumień surówki F

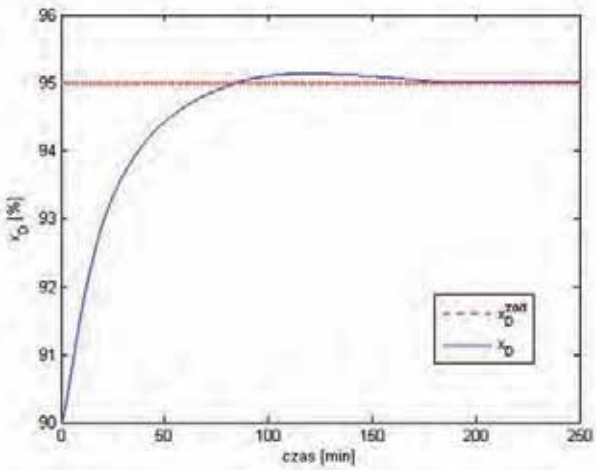
Fig. 3. Disturbance – feed rate F



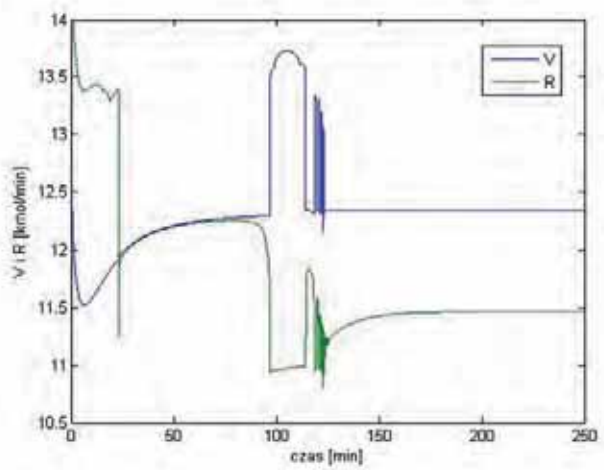
Rys. 4. Zakłócenie – stężenie surowki x_F
 Fig. 4. Disturbance – feed concentration x_F



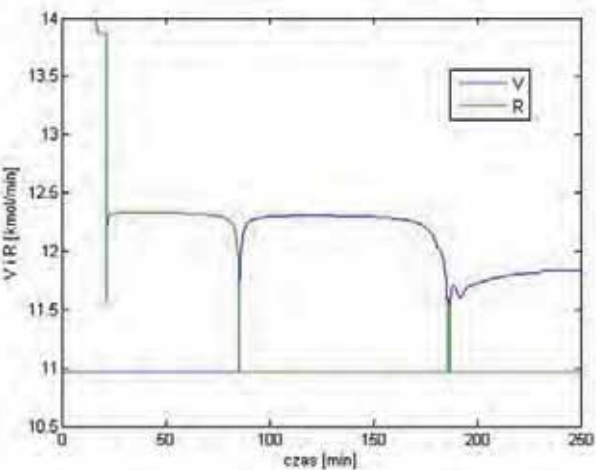
Rys. 7. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu PD – x_D i x_D^{zad}
 Fig. 7. Control system with fuzzy controller type PD – x_D and x_D^{zad}



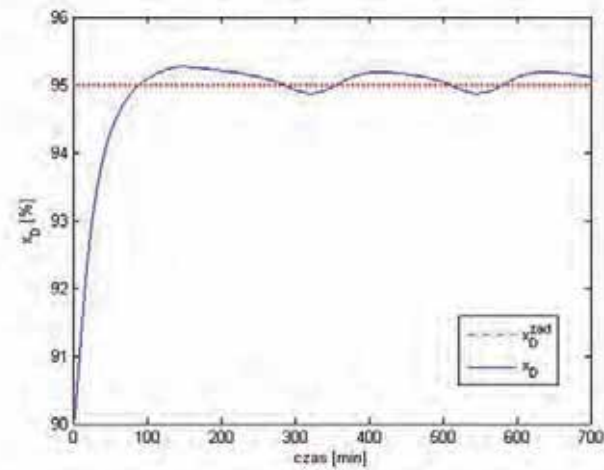
Rys. 5. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu P – x_D i x_D^{zad}
 Fig. 5. Control system with fuzzy controller type P – x_D and x_D^{zad}



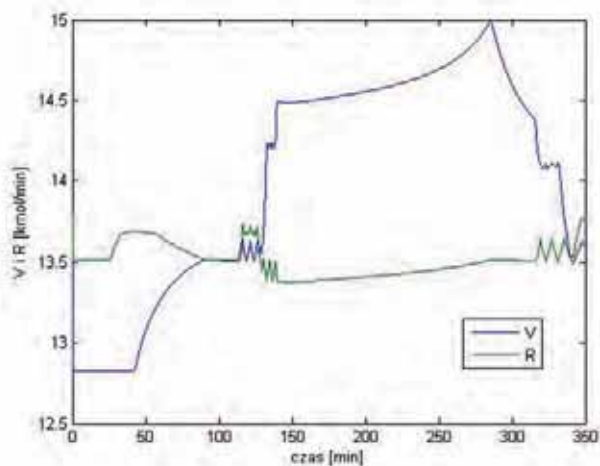
Rys. 8. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu PD – V i R
 Fig. 8. Control system with fuzzy controller type PD – V and R



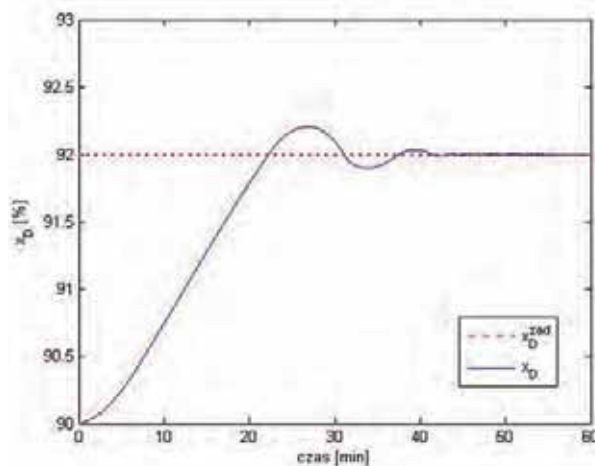
Rys. 6. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu P – V i R
 Fig. 6. Control system with fuzzy controller type P – V and R



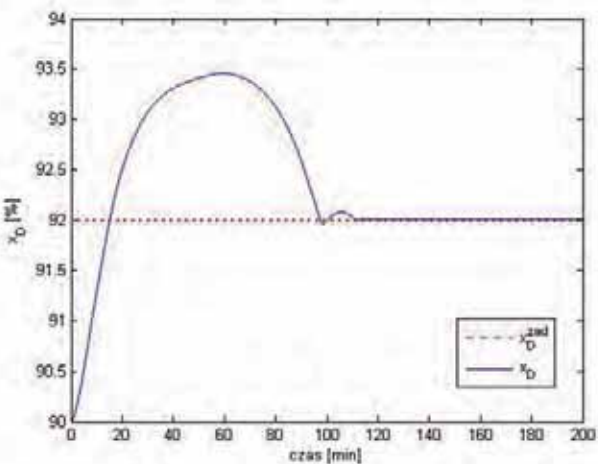
Rys. 9. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu PI – x_D i x_D^{zad}
 Fig. 9. Control system with fuzzy controller type PI – x_D and x_D^{zad}



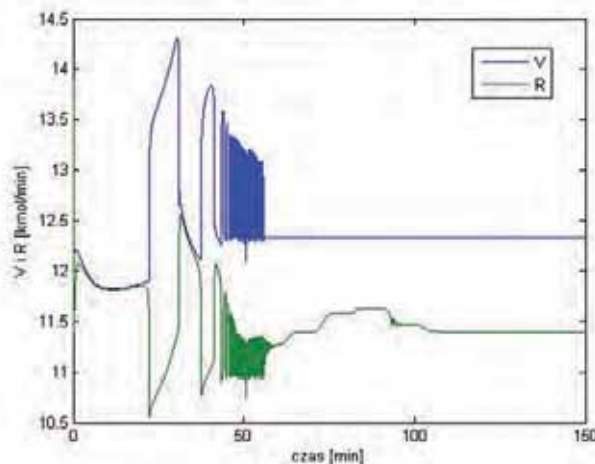
Rys. 10. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu PI – V i R
Fig. 10. Control system with fuzzy controller type PI – V and R



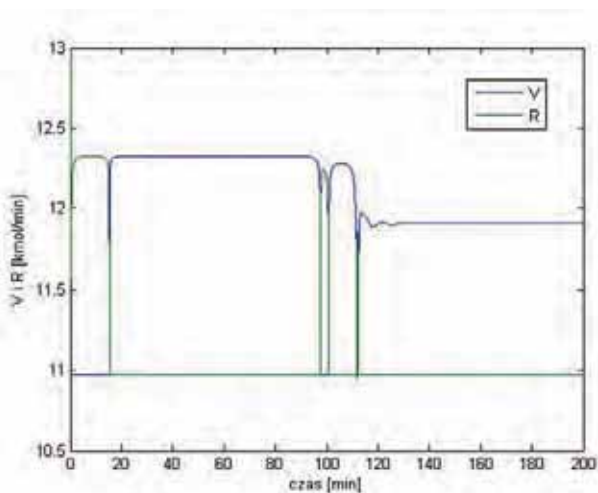
Rys. 13. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu PD – x_D i x_D^{zad}
Fig. 13. Control system with fuzzy controller type PD – x_D and x_D^{zad}



Rys. 11. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu P – x_D i x_D^{zad}
Fig. 11. Control system with fuzzy controller type P – x_D and x_D^{zad}



Rys. 14. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu PD – V i R
Fig. 14. Control system with fuzzy controller type PD – V and R



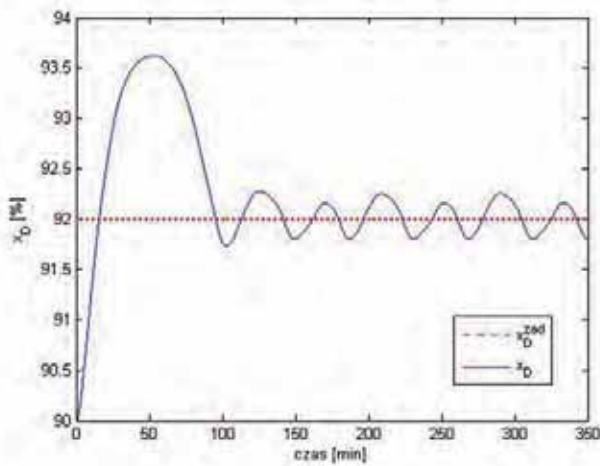
Rys. 12. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu P – V i R
Fig. 12. Control system with fuzzy controller type P – V and R

na którą można wpływać jest stężenie destylatu x_D . Jednak przy projektowaniu układu regulacji założono również, że stężenie cieczy wyczerpanej x_B nie może przekroczyć 0,01 %. Początkowe stężenie destylatu w kolumnie ustalono na 90 %.

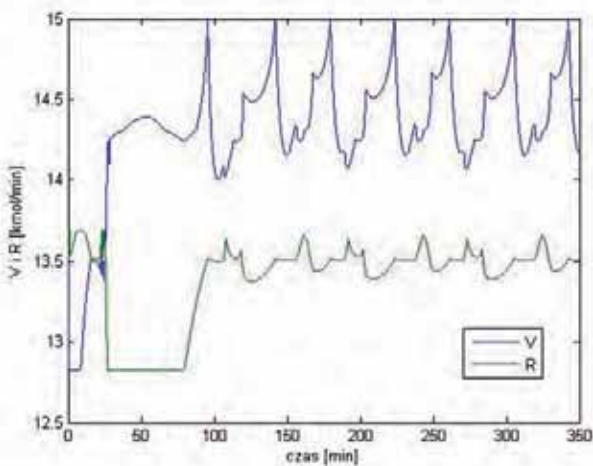
Na rys. 5–10 przedstawiono wyniki testów trzech układów regulacji dla wartości zadanej $x_D^{zad} = 95$ %. Porównano zmienną sterowaną x_D z zadaną x_D^{zad} oraz zilustrowano przebiegi zmiennych sterujących (V , R).

Na rys. 11–16 pokazano wyniki symulacji trzech układów regulacji dla innej wartości zadanej $x_D^{zad} = 92$ %.

Analizując zachowanie układu regulacji z rozmytym regulatorem typu P, można stwierdzić, że daje on zadowalające wyniki (rys. 5 i 11). Stężenie destylatu, w obu przypadkach, praktycznie ustala się na wartości zadanej. Stężenie procentowe cieczy wyczerpanej w stanie ustalonym nie przekroczyło założonej dopuszczalnej wartości.



Rys. 15. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu PI – x_D i x_D^{zad}
Fig. 15. Control system with fuzzy controller type PI – x_D and x_D^{zad}



Rys. 16. Układ regulacji z rozmytym regulatorem typu PI – V i R
Fig. 16. Control system with fuzzy controller type PI – V and R

ści. Wartość strumienia pary jest mniejsza od strumienia refluksu dla dodatnich uchybów i większa dla ujemnych uchybów, a w stanie ustalonym obie wielkości ustalają się na stałym poziomie (rys. 6 i 12).

Dla regulatora rozmytego PD uzyskano lepsze przebiegi wartości stężenia destylatu (rys. 7 i 13) oraz właściwy poziom stężenia procentowego cieczy wyczerpanej. Przebiegi strumieni pary i refluksu (rys. 8 i 14) zmieniają się z dużą częstotliwością. W praktyce przemysłowej może to powodować problemy z wygenerowaniem tak szybkich zmian położenia trzpieni zaworów. Aby zrealizować tę trajektorię w rzeczywistości, należy „wygładzić” charakterystykę sterowania zaworem, uśredniając wartości w obszarze oscylacji. Dzięki temu, że ich amplituda jest podobna, zastosowane przybliżenie nie wpłynie znacząco na średnią wartość przepływu medium przez zawór, a tym samym na jakość regulacji.

W przypadku układu z rozmytym regulatorem PI, stężenie produktu (rys. 9 i 15) oraz strumienie pary i refluksu (rys. 10 i 16) oscylują w nieznacznym stopniu. Pomimo niezerowej wartości uchybu w stanie ustalonym, można uznać, że jest to wynik w pełni zadowalający. Powyższa sytuacja wynika z tego, że wartość średnia zmieniającego się okresowo sygnału uchybu jest w przybliżeniu równa zero, dlatego wynikowy produkt procesu rektyfikacji (destylat) będzie miał po jego wymieszaniu stężenie bardzo bliskie do zadanego.

W tab. 7 porównano wybrane wskaźniki jakości sterowania dla zaprojektowanych układów regulacji. Jako wskaźniki regulacji przyjęto: M_p – maksymalne przeregulowanie, t_n – czas narastania, t_r – czas regulacji, ISE (ang. *Integral of Squared Error*) – całka uchybu kwadratowego. W celu zapewnienia porównywalności kryterium ISE liczba próbek odpowiedzi wziętych do obliczenia tego kryterium była identyczna i odpowiadała 300 min symulacji.

Dla różnych wartości zadanych i wskaźników regulacji, jakość sterowania była odmienna. W przypadku maksymalnego przeregulowania M_p , najlepszym okazał się układ z regulatorem rozmytym typu PD. Najszybszym układem sterowania (ze względu na t_n) był układ z regulatorem rozmytym typu P. Rozmyty układ regulacji typu PD charakteryzował się najkrótszym czasem regulacji (t_r). Ze względu na ostatni wskaźnik jakości sterowania (ISE) najmniejszy błąd, w zależności od wartości zadanej, miał odpowiednio rozmyty układ regulacji typu P i PD.

Tab. 7. Porównanie wskaźników jakości sterowania
Tab. 7. Comparison of indicators of the quality control

	Wskaźniki jakości sterowania			
	M_p [%]	t_n [min]	t_r [min]	ISE
Układ z P ($x_D^{zad}=95\%$)	102,59	53	180	0,8716
Układ z PD ($x_D^{zad}=95\%$)	100,48	58	100	0,956
Układ z PI ($x_D^{zad}=95\%$)	105,35	58	286	1,1205
Układ z P ($x_D^{zad}=92\%$)	172,73	14	108	0,3721
Układ z PD ($x_D^{zad}=92\%$)	110,34	20	40	0,1041
Układ z PI ($x_D^{zad}=92\%$)	181,166	15	107	0,4364

5. Zakończenie

W artykule zaprojektowano i przeprowadzono analizę symulacyjną działania trzech układów sterowania kolumną rektyfikacyjną, zawierającą mieszaninę wody i etanolu. Dowiedziono efektywności sterowania z wykorzystaniem regulatorów rozmytych. Ponadto potwierdzono uniwersalność tych algorytmów, polegającą na dostosowaniu wzmocnień regulatorów w zależności od różnych punktów pracy.

W porównaniu do klasycznych metod, gdzie wartość wzmocnień ustawiona jest na stałą wartość, stosowanie logiki rozmytej do sterowania wielowymiarowym, nieliniowym i dynamicznym obiektem, odznacza się większą skutecznością i efektywnością.

Należy również podkreślić możliwość łatwej implementacji opracowanych algorytmów sterowania w urządzeniach stosowanych w praktyce przemysłowej, np. w sterownikach programowalnych, komputerach przemysłowych.

Bibliografia

1. Błasiński H., Młodziński B., *Aparatura przemysłu chemicznego*, WNT, Warszawa 1983.
2. Luyben W.L., *Process Modeling Simulation and Control for Chemical Engineers*, Second Edition. McGraw-Hill, New York 1990.
3. Skogestad S., *Dynamics and control of distillation columns – a critical survey*, "Modeling, Identification and Control", Vol. 18 (1997), No. 3, 177–217.
4. Ławryńczuk M., Marusak P., Tatjewski P., *Bieżąca optymalizacja punktu pracy procesów regulowanych algorytmem predykcyjnym*, Materiały konferencyjne XV Krajowej Konferencji Automatyki, Warszawa 27–30 czerwca 2005.
5. Castellanos-Sahagun E., Alvarez-Ramirez J., Alvarez J., *Two-point composition temperature control of binary distillation columns*, "Industrial and Engineering Chemistry Research", 45 (2006) 9010–9013.
6. Kumar M.V.P., Kaistha N., *Decentralized control of a kinetically controlled ideal reactive distillation column*, "Chemical Engineering Science", 63 (2008) 228–243.
7. Łapiński M., Piotrowski R., *Sterowanie kolumną rektyfikacyjną z wykorzystaniem nieliniowego algorytmu predykcyjnego*, „Pomiary Automatyka Kontrola”, Vol. 58 (2012), Nr 8, 745–749.
8. Praca zbiorowa (red. Zarzycki R.), *Zadania rachunkowe z inżynierii chemicznej*, PWN, Warszawa 1980.
9. Piegat A., *Modelowanie i sterowanie rozmyte*, Akademicka Oficyna Wydawnicza EXIT, Warszawa 1999.
10. Jantzen J., *Foundations of Fuzzy Control*, John Wiley & Sons, The Atrium, Southern Gate, Chichester, West Sussex 2007.

Control of distillation process using fuzzy controllers

Abstract: Distillation is the most common unit operations in different branches of industry. In the paper a two product distillation process is considered (ethanol-water). The paper presents mathematical model of distillation column. Next, the three fuzzy controllers (P, PD, PI) are designed and implemented in MATLAB/Simulink environment. Finally, the results of simulation and a critical analysis are presented.

Keywords: mathematical modeling, nonlinear systems, fuzzy control systems, distillation column

Artykuł recenzowany, nadesłany 09.08.2013, przyjęty do druku 12.09.2013.

mgr inż. Aleksandra Grzelak

Absolwentka studiów I stopnia na Wydziale Elektrotechniki i Automatyki (kierunek: Automatyka i Robotyka) oraz jednolitych studiów magisterskich na Wydziale Fizyki Technicznej i Matematyki Stosowanej Politechniki Gdańskiej (kierunek: Fizyka i Technika Konwersji Energii). Zainteresowania: układy regulacji w procesach przemysłowych.

e-mail: aleksandra_grzelak@o2.pl



inż. Mateusz Konkel

Student studiów II stopnia na Wydziale Elektrotechniki i Automatyki Politechniki Gdańskiej (kierunek: Automatyka i Robotyka). Zainteresowania: systemy sterowania, nowe technologie.

e-mail: mateusz_konkel@o2.pl



dr inż. Robert Piotrowski

Absolwent Wydziału Elektrotechniki i Automatyki Politechniki Gdańskiej (kierunek: Automatyka i Robotyka) (2001 r.). W 2005 r. uzyskał stopień doktora (Automatyka i Robotyka). Obecnie adiunkt w Katedrze Inżynierii Systemów Sterowania. Zainteresowania naukowe dotyczą modelowania i zaawansowanych metod sterowania procesami przemysłowymi.

e-mail: r.piotrowski@eia.pg.gda.pl

