

# Hierarchiczny system sterowania procesem mieszania

## Implementacja sprzętowa i badania testowe

Karol Błaszkiwicz, Patryk Biniecki, Robert Piotrowski

Wydział Elektrotechniki i Automatyki, Politechnika Gdańska

**Streszczenie:** Proces mieszania często występuje w różnych gałęziach przemysłu. W artykule rozważane jest sporządzanie mieszaniny aceton-octan etylu. Podstawowym celem jest uzyskanie właściwego stopnia jednorodności mieszaniny. W artykule zbudowano model matematyczny procesu mieszania i zaprojektowano warstwowy system sterowania. Składa się on z nadrzędnego regulatora rozmytego oraz warstwy bezpośredniej z regulatorami typu PID i sterowaniem binarnym. Przeprowadzono badania testowe działania układu sterowania w strukturze sprzętowej i dokonano analizy uzyskanych wyników sterowania.

**Słowa kluczowe:** modelowanie matematyczne, proces mieszania, inżynieria chemiczna, hierarchiczny system sterowania, regulator rozmyty, PID, implementacja sprzętowa

## 1. Wprowadzenie

Proces mieszania ma szerokie zastosowanie w wielu gałęziach przemysłu, np. w chemicznym, spożywczym, farmaceutycznym. Substancje mogą być mieszane w składzie: ciecz-ciecz, ciecz-ciało stałe, ciało stałe-ciało stałe. Pod pojęciem ciało stałe najczęściej rozumie się materiał sypki, np. granulaty, proszki itp. Efektem procesu mieszania powinno być uzyskanie produktu o odpowiednim składzie, konsystencji i jednorodności. Modelowanie takiego procesu i sterowanie nim jest skomplikowane ze względu na charakter zachodzących zjawisk oraz konieczność uwzględnienia cech elementów układu sterowania (urządzenia pomiarowe, wykonawcze i sterujące).

Obecnie obserwuje się duże zainteresowanie zagadnieniami modelowania i sterowania procesem mieszania. W pracy [1] opracowano model zjawiska mieszania na poziomie molekularnym. Pozycja [2] jest zestawieniem wyników doświadczeń wielu badaczy. Pozycje [3–5] przedstawiają różne metody regulacji tym procesem, np. krępkie sterowanie z wykorzystaniem regulatora PI, sterowanie rozmyte, sterowanie predykcyjne z modelem opartym na sztucznych sieciach neuronowych.

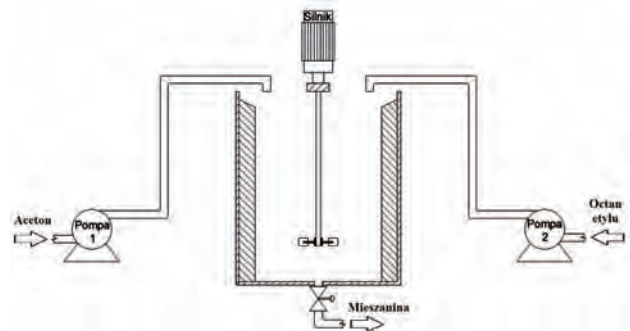
W artykule opracowano model matematyczny przykładowego procesu mieszania typu ciecz-ciecz. Następnie zaimplementowano go w środowisku MATLAB i zaprojektowano hierarchiczny system sterowania. Wyodrębniono w nim dwie warstwy: nadrzędną i bezpośrednią. Po określeniu struktury sterowania, wyznaczeniu nastaw regulatorów i przetestowaniu działania układu regulacji zaimplementowano go w pętli sprzętowej HIL (ang. *Hardware In the Loop*) [14]. W tym celu dokonano podziału poszczególnych warstw sterowania oraz wykorzystano dedykowane oprogramowanie

i urządzenia. Wykorzystano sterownik programowalny PLC (ang. *Programmable Logic Controller*) firmy GE Fanuc serii RX3i [15, 16] oraz komputer PC. System sterowania podłączono do modelu komputerowego i uruchomiono na innym komputerze PC w środowisku MATLAB. Ostatnim etapem badań było przeprowadzenie testów symulacyjnych całego układu i analiza wyników.

## 2. Charakterystyka obiektu i jego model matematyczny

### Opis ogólny

Procesem sterowanym jest wieloetapowy proces mieszania dwóch cieczy: acetonu i octanu etylu. Mieszanina ta jest stosowana między innymi w przemyśle obuwniczym w postaci rozpuszczalników, jako składowa czyszcików do pian poliuretanowych czy w produkcji zmywaczy do paznokci. Elementami procesu są: zbiornik mieszania, mieszadło z napędem, zawór spustowy i dwie pompy (rys. 1).



Rys. 1. Schemat procesu sterowania

Fig. 1. Scheme of process control

W dalszej części założono idealny proces mieszania. Jako wartości zadane przyjęto gęstość  $\rho^{\text{zad}}$  [kg/m<sup>3</sup>] i objętość  $V^{\text{zad}}$  [m<sup>3</sup>] mieszaniny. Pompy odpowiadają za napełnianie zbiornika substratami o różnych gęstościach. Mieszadło, napędzane silnikiem prądu stałego, realizuje etap mieszania mechanicznego przez ściśle określony czas  $t_m$  [6]. Po upływie tego czasu  $t_m$  jest pewne, że mieszanina ma strukturę jednorodną. Opróżnienie zbiornika odbywa się przez otwarcie zaworu spustowego.

Sygnałami sterującymi są napięcia silników obu pomp, napięcie napędu elektrycznego mieszadła oraz sygnał określający stan zaworu. Objętość i gęstość roztworu są wielkościami sterowanymi. Zakłóceniami są wahania gęstości obu składników.

## Mieszanie

Model matematyczny mieszania zbudowano wykorzystując zasadę zachowania masy oraz zależność na zmianę objętości cieczy w mieszalniku:

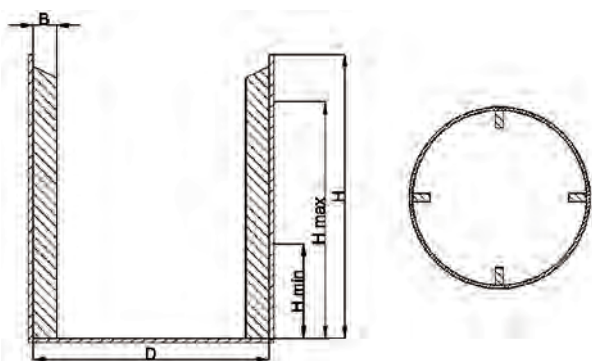
$$\frac{dV}{dt} = Q_1 + Q_2 - Q_{wy} \quad (1)$$

$$\frac{d\rho}{dt} = \frac{Q_1}{V} \cdot \rho_1 + \frac{Q_2}{V} \cdot \rho_2 - \frac{Q_1 + Q_2}{V} \cdot \rho \quad (2)$$

gdzie:  $V$  – objętość mieszaniny [ $\text{m}^3$ ],  $Q_1$  – przepływ pierwszej pompy [ $\text{m}^3/\text{s}$ ],  $Q_2$  – przepływ drugiej pompy [ $\text{m}^3/\text{s}$ ],  $Q_{wy}$  – natężenie wypływu [ $\text{m}^3/\text{s}$ ],  $\rho$  – gęstość mieszaniny [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ],  $\rho_1 = 900 \text{ kg}/\text{m}^3$  – gęstość pierwszego składnika,  $\rho_2 = 792 \text{ kg}/\text{m}^3$  – gęstość drugiego składnika.

## Zbiornik mieszania

Budowa zbiornika mieszania jest istotna, ponieważ wymusza wymiary geometryczne mieszadła oraz wpływa na szczegóły dotyczące procesu mieszania. Założono, że zbiornik ma kształt cylindryczny o następujących wymiarach (rys. 2):



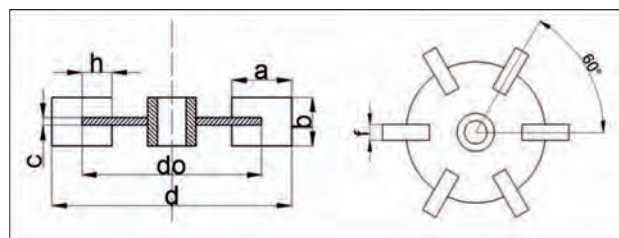
Rys. 2. Przekrój poprzeczny zbiornika oraz widok z góry  
Fig. 2. Cross section of the tank and the view from the top

średnica podstawy  $D=1 \text{ m}$ , wysokość  $H=1,2 \text{ m}$ , wysokość minimalna cieczy  $H_{\min}=0,4 \text{ m}$ , wysokość maksymalna cieczy  $H_{\max}=1 \text{ m}$ . Dodatkowo uwzględniono cztery przegrody wewnątrz zbiornika, które zapobiegają zawirowaniu cieczy wokół osi pionowej (charakterystyczny lej) oraz upraszczają obliczenia [6]. Umieszczone są one co  $90^\circ$  na obwodzie podstawy, wzdłuż całej wysokości  $D/10$  zbiornika. Szerokość przegrody wynosi  $B=D/10=0,1 \text{ m}$ .

## Mieszadło

Zastosowane mieszadło jest mieszadłem turbinowym dyskowym z sześcioma łopatkami prostymi, umieszczonymi na obwodzie mieszadła co  $60^\circ$  [6]. Na rys. 3 przedstawiono jego geometrię.

Korzystając z zależności matematycznych, przedstawionych w [6], określono wymiary mieszadła:  $a=6,25 \text{ cm}$ ,  $b=5 \text{ cm}$ ,  $c=1 \text{ cm}$ ,  $d=25 \text{ cm}$ ,  $d_0=18,75 \text{ cm}$ ,  $h=3,13 \text{ cm}$ . Założono, że  $f=1 \text{ cm}$ . Moment bezwładności  $J_m$  obliczono sumując momenty bezwładności wszystkich części składowych i uzyskano  $J_m=0,0169 \text{ kg} \cdot \text{m}^2$ .



Rys. 3. Przekrój poprzeczny mieszadła oraz widok z góry  
Fig. 3. Cross section of the mixer and the view from the top

## Napęd mieszadła

Urządzeniem napędzającym mieszadło jest silnik prądu stałego. Rozważając elektryczne i mechaniczne parametry obwodu wirnika można go zamodelować w następującej postaci [7]:

$$U_{dc} = i \cdot R + L \cdot \frac{di}{dt} + e \quad (3)$$

$$J_{dc} \cdot \frac{d\omega_m}{dt} = M - M_{op} \quad (4)$$

gdzie:  $U_{dc}$  – napięcie twornika [V],  $i$  – prąd twornika [A],  $R$  – rezystancja twornika [ $\Omega$ ],  $L$  – indukcyjność twornika [H],  $e$  – siła elektromotoryczna [V],  $\omega_m$  – prędkość obrotowa mieszadła [rad/s],  $M$  – moment elektryczny [Nm],  $M_{op}$  – moment oporowy [Nm],  $J_{dc}$  – moment bezwładności sprowodzony do wału silnika [ $\text{kg} \cdot \text{m}^2$ ].

$J_{dc}$  jest sumą momentu bezwładności wirnika  $J_w$  oraz mieszadła  $J_m$ . Pomija się moment oporowy  $M_{op}$ . Moment elektryczny  $M$  jest proporcjonalny do prądu twornika  $i$ , a siła elektromotoryczna  $e$  do prędkości obrotowej  $\omega_m$ . Wzmocnienia prądowe i prędkościowe opisane są zależnościami (5)–(6). Wykorzystując reduktor prędkości należy uwzględnić wyrażenie (7).

$$K_i = \frac{P_{znam}}{\omega_{znam} \cdot i_{znam}} \quad (5)$$

$$K_\omega = \frac{U_{znam}}{\omega_{znam}} \quad (6)$$

$$\omega_{wyj} = m \cdot \omega_m \quad (7)$$

gdzie:  $K_i$  – wzmocnienie prądowe [ $\text{W} \cdot \text{s}/\text{rad} \cdot \text{A}$ ],  $K_\omega$  – wzmocnienie prędkościowe [ $\text{V} \cdot \text{s}/\text{rad}$ ],  $P_{znam}$  – moc znamionowa [W],  $\omega_{wyj}$  – żądana prędkość obrotowa za przekładnią [rad/s],  $m$  – przełożenie reduktora [–].

Jako maksymalną prędkość silnika  $n^{\max}$  przyjęto 300 obr/min. Zgodnie z [6, 8, 9] wyznaczono dostateczną moc napędu potrzebną do wymieszania cieczy (maksimum funkcji mocy silnika dla dowolnego stosunku objętości obu mieszanych składników, przy spełnieniu ograniczeń na  $V_{\max}$  i  $V_{\min}$ ) uzyskując  $P_{znam}=800 \text{ W}$ . Parametry odczytane z karty katalogowej [13] są równe:  $R=34 \Omega$ ,  $L=0,214 \text{ H}$ ,  $i_{znam}=2,6 \text{ A}$ ,  $U_{znam}=440 \text{ V}$ ,  $J_w=0,0029 \text{ kg} \cdot \text{m}^2$ . Obliczone przełożenie reduktora wynosi  $m=0,24$ .

## Pompa

Obie pompy są identyczne. Do opisu napędu wykorzystano równania (3–7). Przyjęto, że  $m = 1$ . Zależność prędkości obrotowej od natężenia przepływu opisano równaniem różniczkowym pierwszego rzędu ze wzmocnieniem  $K_{kp}$  i stałą czasową  $T$ . Uzyskano:

$$U_{dc} = i \cdot R + L \cdot \frac{di}{dt} + e \quad (8)$$

$$J_{dc} \cdot \frac{d\omega^{pomp}}{dt} = M - M_{op} \quad (9)$$

$$\frac{dQ}{dt} = \frac{K_{kp}}{T} \cdot \omega^{pomp} - \frac{Q}{T} \quad (10)$$

gdzie:  $Q$  – przepływ pompy [ $m^3/s$ ],  $\omega^{pomp}$  – prędkość obrotowa pompy [ $rad/s$ ].

Wielkości  $M$  i  $e$  zostały określone analogicznie jak dla napędu mieszadła. Współczynniki proporcjonalności zdefiniowane są wzorami (5) i (6). Pomija się  $M_{op}$ . Przyjęto, że maksymalny przepływ wynosi  $5 m^3/godz = 1,4 \cdot 10^{-3} m^3/s$  oraz że wartość stałej czasowej  $T = 0,1 s$ . Parametry silnika odczytano z karty katalogowej [13]:  $R = 12 \Omega$ ,  $L = 0,072 H$ ,  $J_{dc} = 0,0029 kg \cdot m^2$ ,  $\omega_{znam} = 94 rad/s$ ,  $i_{znam} = 2,7 A$ ,  $U_{znam} = 180 V$ ,  $P_{znam} = 350 W$ .  $K_{kp}$  określono, znając maksymalne wartości przepływu i prędkości wirnika:  $K_{kp} = 1,5 \cdot 10^{-5}$ .

## Zawór

Założono, że zależność natężenia przepływu cieczy przez zawór w funkcji poziomu mieszaniny w zbiorniku przyjmuje postać:

$$Q_{wy} = K_v \cdot \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho \cdot g}} = K_v \cdot \sqrt{h} \quad (11)$$

gdzie:  $K_v$  – współczynnik normalny przepływu [ $m^3/s$ ],  $\Delta p$  – spadek ciśnienia [Pa],  $g = 9,81 m/s^2$  – przyspieszenie ziemskie,  $h$  – wysokość mieszaniny w zbiorniku [m].

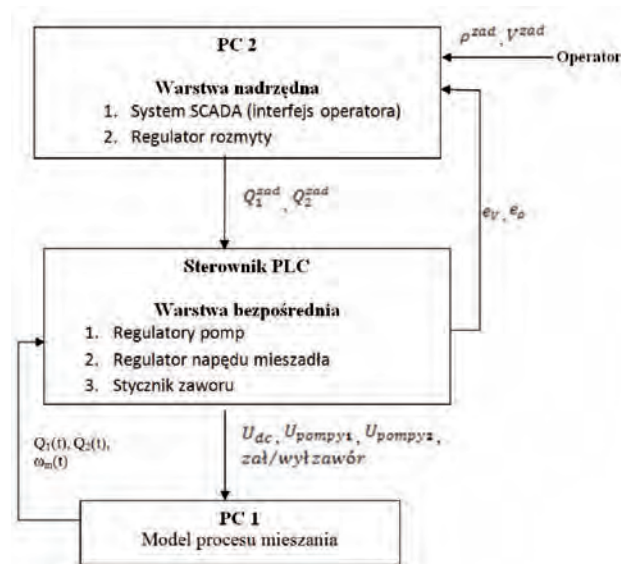
Wartość współczynnika  $K_v$  odczytano z danych katalogowych [14]. Założono średnicę równą 64 mm i uzyskano  $K_v = 51 m^3/godz$ .

Analizując wszystkie równania, można zauważyć, że zbudowany model jest nieliniowy i wielowymiarowy.

## 3. System sterowania

Dekompozycja sterowania jest często stosowana dla nieliniowych obiektów wielowymiarowych. Pozwala ona na rozdział jednostki nadrzędnej, odpowiadającej za jakość regulacji, od urządzeń mających bezpośredni kontakt z obiektem (urządzenia pomiarowe, wykonawcze i sterujące). Zaprojektowano hierarchiczny system sterowania, w którym wyróżnić można warstwę nadrzędną oraz warstwę bezpośrednią [11]. Pierwszą z nich zrealizowano w oparciu o regulator rozmyty, docelowo uruchomiony na komputerze klasy PC w środowisku MATLAB [12]. Warstwę bezpośrednią tworzą trzy regulatory PI oraz program realizujący załączanie i wyłączanie zaworu, wprowadzone do sterownika programowalnego firmy GE Fanuc serii RX3i. Model procesu technologicznego uruchomiono na drugim komputerze klasy PC. Dodatkowo, w celu

wprowadzania wartości zadanych oraz do obserwacji zmian zachodzących podczas procesu mieszania, zbudowano interfejs operatora w środowisku InTouch [17]. Ogólny schemat układu sterowania przedstawiono na rys. 4.



Rys. 4. Schemat struktury sterowania w HIL  
Fig. 4. Scheme of the control structure working in HIL

Sterowniki programowalne, dzięki swojej uniwersalności, doskonale sprawdzają się w przemyśle. Dlatego też sterownik PLC został zastosowany do implementacji sterowania warstwy bezpośredniej. Dodatkową zaletą tych urządzeń jest duża uniwersalność środowiska programistycznego. W tym przypadku zastosowano język drabinkowy LD (ang. *Ladder Diagram*). Wykorzystanie sterownika PLC wiąże się z użyciem odpowiednich kart akwizycji danych, umożliwiających komunikację między komputerem a sterownikiem (zamiana sygnału cyfrowego na sygnał analogowy i odwrotnie).

Warstwa sterowania nadrzędnego została zaimplementowana na komputerze PC w środowisku MATLAB w czasie rzeczywistym. W tym celu zastosowano bibliotekę RTWT (ang. *Real Time Windows Target*) [18]. Dużą zaletą takiego rozwiązania była łatwa implementacja powyższego rozwiązania w rzeczywistych warunkach laboratoryjnych.

Interfejs operatora wykonano w programie InTouch i uruchomiono na komputerze PC. Komunikacja między interfejsem a sterownikiem PLC odbywa się przez serwer GEHCS [19]. Do komunikacji wykorzystano sieć Ethernet. Głównym zadaniem interfejsu jest zadawanie przez operatora wartości zadanych oraz obsługa i obserwacja procesu mieszania.

Ponadto model procesu mieszania zaimplementowano na komputerze PC w środowisku MATLAB. Wykorzystano również bibliotekę RTWT.

Sterowanie procesem mieszania podzielono na trzy etapy realizowane sekwencyjnie:

1. Napełnianie zbiornika mieszania. W warstwie nadrzędnej zaprojektowano regulator rozmyty [11], który na podstawie wartości błędów objętości i gęstości oraz bazy reguł wyznacza wartości zadane natężeń pomp  $Q_1^{zad}$  i  $Q_2^{zad}$ . Wartości błędów są liczone jako stosunek wartości chwilowej i zadanej. Pozwala to na zastosowanie jednego

zbioru rozmytego dla poszczególnych wejść. Zdefiniowano po cztery zbiory rozmyte dla każdej wielkości sterowanej i dla każdego wyjścia. Wykorzystano głównie sigmoidalne i trapezoidalne funkcje przynależności. Następnie zbudowano bazę reguł (tab. 1).

**Tab. 1.** Baza reguł regulatora rozmytego  
**Tab. 1.** Rule base for fuzzy controller

| Zmienna lingwistyczna | Gęstość               |       |      |       |
|-----------------------|-----------------------|-------|------|-------|
|                       | Wartość lingwistyczna | M     | TM   | D     |
| Objętość              | D                     | S, S  | S, S | S, S  |
|                       | ND                    | BD, M | D, S | S, BD |

gdzie: M – Mało, TM – Trochę Mało, D – Dużo, ND – Nie Dużo, S – Stop, BD – Bardzo Dużo.

Jako metodę wnioskowania wybrano wnioskowanie Mamdaniego.

Wyjścia z warstwy nadrzędnej stanowią trajektorie zadane, realizowane z wykorzystaniem regulatorów PID w bezpośredniej warstwie sterowania. Nastawy dobrano wykorzystując kryterium jak najszybszego osiągnięcia stanu ustalonego, bez przeregulowania, z uwzględnieniem ograniczeń na sygnał sterujący. Ostatecznie zadanie to realizują zaimplementowane w sterowniku dwa regulatory PI o wzmacnieniach identycznych dla obu pomp:  $K_p = 0,01$  [%/%],  $K_i = 2,2$  [rep/s].

- Mieszanie mechaniczne. Po etapie 1 mieszadło jest rozpędzane do maksymalnej prędkości na wcześniej wyznaczony czas mieszania  $t_m$ . Po jego upływie pewne jest, że mieszanina ma strukturę jednorodną i mieszadło jest wyłączane. Sterowanie prędkością obrotową mieszadła zrealizowano w oparciu o regulator PID. Jego nastawy dobrano eksperymentalnie, zakładając łagodny rozruch mieszadła – założono czas ustalania  $T_s$  na poziomie 5 s, bez przeregulowania. Podobnie jak w etapie pierwszym, do spełnienia wymagań wykorzystano zapisany w programie sterownika regulator PI o wzmacnieniach  $K_p = 0,01$  [%/%],  $K_i = 1,2$  [rep/s]. Sterowanie mieszadłem umożliwia też skrócenie czasu mieszania uwzględniając fakt, że już podczas rozruchu następuje częściowe wymieszanie składników. Minimalizację czasu mieszania przeprowadzono następująco: znaleziono czas  $t'$ , podczas którego mieszadło pracujące na maksymalnych obrotach daje ten sam efekt co podczas rozruchu. Matematycznie operacja ta jest opisana zależnością:

$$t' = \frac{\int_0^{T_s} n(t)dt}{n^{\max}} \quad (12)$$

gdzie:  $n(t)$  – prędkość obrotowa mieszadła [obr/min],  $n^{\max} = 300$  obr/min – maksymalna prędkość silnika,  $T_s = 5$  s – czas ustalania.

Wartość  $t'$  jest odejmowana od teoretycznego czasu mieszania. Wynikiem jest czas  $t_m$  (mierzony od momentu uruchomienia), przez który mieszadło musi być włączone, aby mieszanina osiągnęła strukturę jednorodną.

- Opróżnianie mieszalnika. Po zakończeniu etapu drugiego zostaje otwarty zawór spustowy. Po opróżnieniu zbiornika jest on zamykany. Mamy tu do czynienia ze sterowaniem binarnym typu otwórz/zamknij.

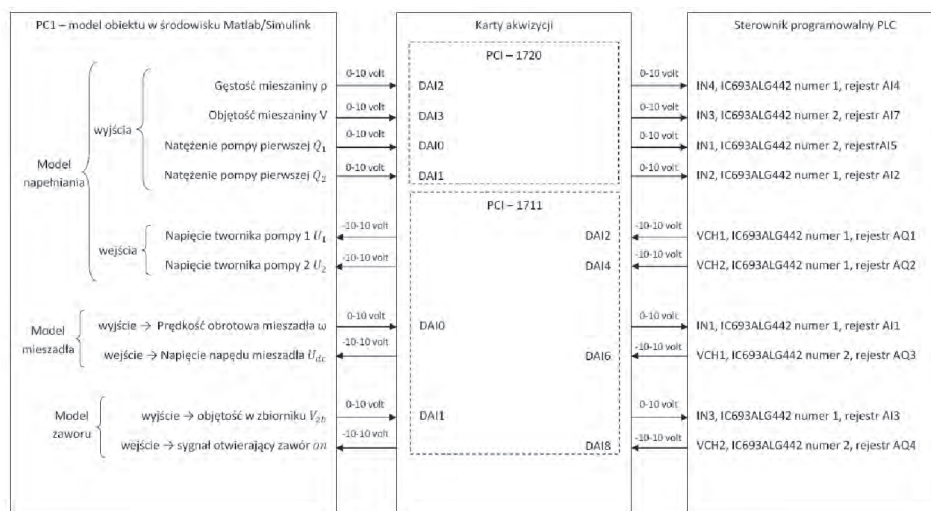
## 4. Implementacja sprzętowa

Ogólnie proces przenoszenia systemu sterowania do HIL można podzielić na następujące etapy:

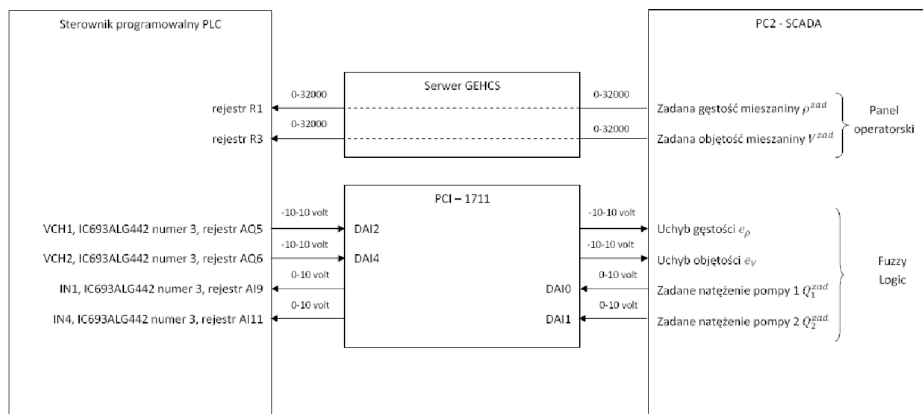
- Przystosowanie modeli do pracy w HIL.
- Przystosowanie regulatora rozmytego do pracy w HIL.
- Implementacja regulatorów warstwy bezpośredniej do sterownika PLC, organizacja przesyłu danych, opracowanie programu sterującego.
- Budowa interfejsu operatora.

### 4.1. Przystosowanie modeli do pracy w HIL

Aby model komputerowy zbudowany w środowisku MATLAB mógł pracować w pętli sprzętowej, konieczna jest budowa modelu z wykorzystaniem biblioteki RTWT oraz zastosowanie odpowiednich bloków wejść/wyjść analogowych. Dodatkowo, aby dane przesyłane były prawidłowo, należy je przeskalować tak, aby zakres wartości sygnałów wystawianych z modelu na wyjścia równy był zakresowi napięcia wystawianego przez kartę akwizycji. W ten sam sposób należy przeskalować wejścia do modelu, gdyż blok wejść analogowych podaje bezpośrednio wartość napięcia na zaciskach karty. Komunikacja między modelami a sterownikiem PLC odbywa się za pomocą dwóch kart akwizycji danych PCI-1720 oraz PCI-1711. Sygnały analogowe wystawiane przez kartę akwizycji przetwarzane są do postaci bitowej przez moduł wejść analogowych sterownika. Zakres sygnałów napięciowych wejściowych oraz wyjściowych skonfigurować można indywidualnie dla każdego bloku wejść/wyjść analogowych w środowisku MATLAB. Dla uzyskania jak najlepszej rozdzielczości wybrano następujące zakresy:



**Rys. 5.** Schemat połączeń pomiędzy sterownikiem PLC a modelem obiektu  
**Figs. 5.** Scheme of connections between the PLC controller and the model of the plant



Rys. 6. Schemat połączeń pomiędzy sterownikiem PLC a warstwą nadrzędną sterowania

Fig. 6. Scheme of connections between the PLC controller and the superior layer of control

- wejścia do sterownika od 0 V do 10 V,
- wyjścia ze sterownika od -10 V do 10 V.

Należy ponadto pamiętać o konfiguracji modułów sterownika PLC zapewniającej zgodność zakresów sygnałów analogowych. Na rys. 5 przedstawiono schemat połączeń pomiędzy modelem procesu a sterownikiem PLC.

#### 4.2. Przystosowanie regulatora rozmytego do pracy w HIL

Proces ten przebiega identycznie jak przystosowanie modelu obiektu do pracy w środowisku RTWT (pkt 4.1). Należy zatem wstawić odpowiednie bloki wejść/wyjść analogowych i odpowiednio je skonfigurować, a następnie zbudować model stosując bibliotekę RTWT. Do realizacji połączenia między komputerem a sterownikiem wykorzystano kartę akwizycji PCI-1711. Na rys. 6 przedstawiono strukturę połączeń między sterownikiem PLC a warstwą nadrzędną systemu sterowania.

#### 4.3. Implementacja regulatorów warstwy bezpośredniej w sterowniku PLC, organizacja przesyłu danych, opracowanie programu sterującego

Jak wspomniano w pkt. 3, w sterowniku PLC zaimplementowano regulatory PID warstwy bezpośredniej oraz inne elementy wymiany danych. Po prawidłowym skonfigurowaniu modułów sterownika należy przystąpić do odpowiedniego przepisywania danych procesowych na dane rejestry w pamięci sterownika. Następnie można zaimplementować regulatory warstwy bezpośredniej, np. w języku LD.

Kolejnym bardzo istotnym krokiem okazało się spisanie wszystkich danych procesowych, które będą zapisane w pamięci sterownika i przypisanie ich do odpowiednich rejestrów w pamięci. Jest to niezwykle ważne ze względu na uporządkowanie pamięci, co minimalizuje szanse na nadpisanie danego rejestru. Sytuacja ta jest przyczyną wielu błędów. Pamiętać należy, że dane przesyłane są w dwojaki sposób: przez użycie modułu wejść/wyjść analogowych oraz przy pomocy serwera komunikacyjnego GEHSC. W pierwszym przypadku dane przesyłane są w postaci bitowej,

w drugim zaś w przyjętych jednostkach. Należy zatem zadbać o ich właściwą postać.

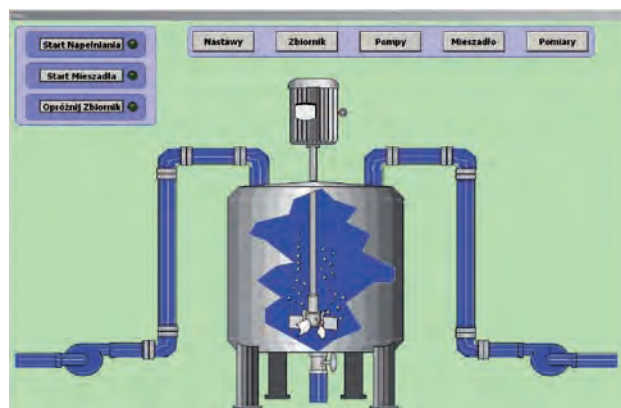
Po wykonaniu powyższych czynności można przygotować docelowy kod programu sterującego. W pierwszej kolejności obliczany jest uchyb względny objętości oraz gęstości, potrzebny do działania regulatora rozmytego, oraz wystawienie tych informacji na wyjścia analogowe sterownika. Następnie realizowany jest program załączający oraz definiujący wartości zadane dla regulatora prędkości obrotowej mieszadła. Kolejnym krokiem jest tworzenie kodu sterującego regulatorami pomp. Aby regulatory zostały uruchomione, ustawione muszą być odpowiednie flagi, określane w panelu operatorskim. Po wyłączeniu regulatora, na jego wyjściu podtrzymana zostaje ostatnia wystawiona wartość. Jest to dość kłopotliwe, gdyż w tym przypadku wyłączenie regulatora powinno oznaczać wystawianie zerowego sygnału sterującego. Problem ten rozwiązano przez odpowiednie bloki funkcyjne, które w okresie wyłączenia regulatora przypisują zero w rejestr, na który wystawiany jest sygnał sterujący. Przedostatnią operacją jest stworzenie programu odpowiadającego za otwieranie oraz zamykanie zaworu. Na końcu następuje wystawienie odpowiednich danych na wyjścia analogowe sterownika.

Elementem, który ma znaczny wpływ na pracę z obiektem jest interfejs operatora. Panel operatorski może spełniać także rolę terminalu, na którym możliwa jest obserwacja przebiegów zmiennych procesowych i ingerencja w proces sterowania. Środowisko InTouch umożliwia prezentację cyfrowych i analogowych urządzeń pomiarowych, wykresów, historii alarmów itp. Główne okno panelu operatorskiego pokazano na rys. 7.

#### 4.4. Budowa interfejsu operatora

Przyciski w górnej części okna pozwalają na wprowadzenie wartości zadanych oraz służą do przedstawienia wykresów zmiennych procesowych. Do zadań operatora należy nie tylko wprowadzanie wartości zadanych, ale także włączanie kolejnych etapów procesu (przyciski w lewej części okna). Aktualny stan pracy sygnalizowany jest przez animację grafiki

Przyciski w górnej części okna pozwalają na wprowadzenie wartości zadanych oraz służą do przedstawienia wykresów zmiennych procesowych. Do zadań operatora należy nie tylko wprowadzanie wartości zadanych, ale także włączanie kolejnych etapów procesu (przyciski w lewej części okna). Aktualny stan pracy sygnalizowany jest przez animację grafiki



Rys. 7. Główne okno interfejsu operatora

Fig. 7. Main window of the operator interface

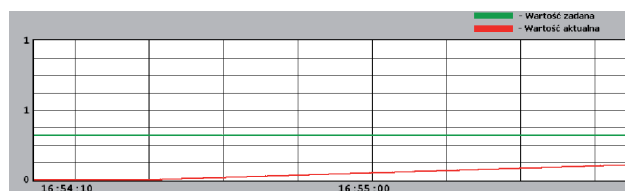
przedstawiającej uproszczony model obiektu sterowania, oraz podświetlenie diod znajdujących się przy przyciskach uruchamiających dany etap sterowania. Daje to ogólne pojęcie o stanie procesu. Szczegółowe informacje dostępne są po kliknięciu odpowiedniego przycisku. Dla operatorów procesu, przyzwyczajonych do tradycyjnych wskaźników analogowych, przygotowano okno pomiarów z analogowymi urządzeniami pomiarowymi.

Komunikacja między interfejsem a sterownikiem PLC jest realizowana za pomocą serwera GEHCS, który łączy się ze sterownikiem przez sieć Ethernet (rys. 6). Jest to bardzo wygodne rozwiązanie, gdyż obecnie wiele zakładów przemysłowych ma własną, wewnętrzną sieć Ethernet. Dodatkowo, jeżeli sterownik podłączony jest do sieci Internet, możliwe jest sterowanie procesem z dowolnego miejsca.

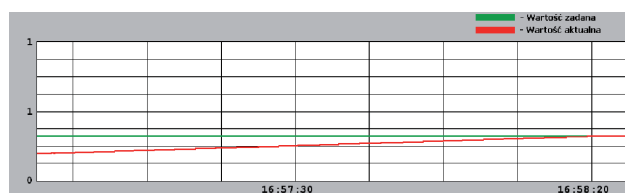
## 5. Badania testowe

Warstwowy system sterowania przetestowano symulacyjnie w strukturze HIL. Po uruchomieniu modelu procesu w środowisku MATLAB, sterownika PLC, pliku zawierającego regulator rozmyty oraz interfejsu operatora cały system jest gotowy do pracy. Przedstawione wykresy pochodzą z interfejsu operatora. Niestety, horyzont czasowy wykresów nie pozwalał na prezentację na jednym wykresie przebiegu całego procesu napełniania. Zwiększenie horyzontu wiąże się ze zmniejszeniem częstotliwości odświeżania wykresów danych.

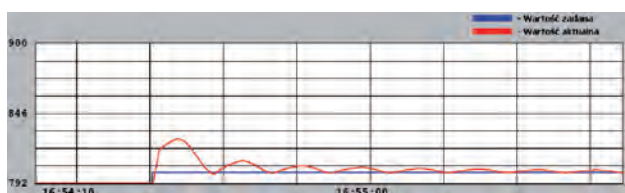
Na rys. 8–13 przedstawiono wyniki symulacji dla wartości zadanych  $V^{\text{zad}} = V_{\text{min}} = 0,32 \text{ m}^3$  oraz  $\rho^{\text{zad}} = 800 \text{ kg/m}^3$ , przy zakłóceniach prostokątnych o okresie 10 s i amplitudzie  $\pm 5\%$  wartości gęstości danego substratu.



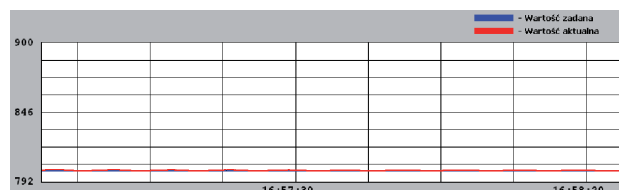
Rys. 8. Objętość mieszanki w zbiorniku – start napełniania  
Fig. 8. Volume of the mixture in the tank – start of the filling process



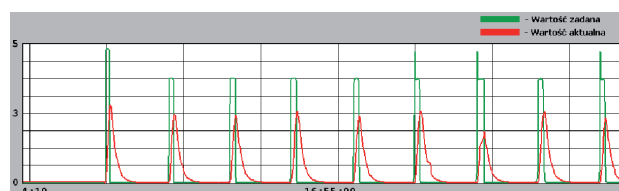
Rys. 9. Objętość mieszanki w zbiorniku – koniec napełniania  
Fig. 9. Volume of the mixture in the tank – end of the filling process



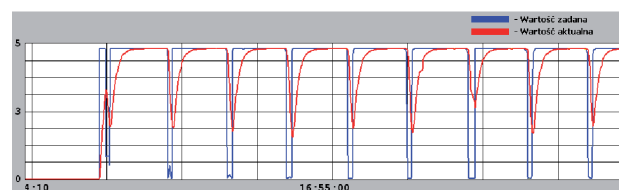
Rys. 10. Gęstość mieszanki w zbiorniku – początek napełniania  
Fig. 10. Density of the mixture in the tank – start of the filling process



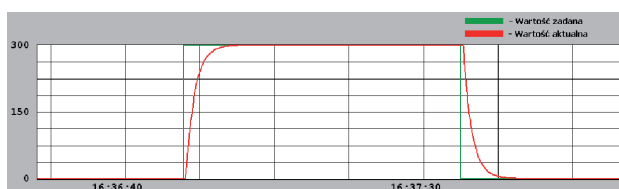
Rys. 11. Gęstość mieszanki w zbiorniku – koniec napełniania  
Fig. 11. Density of the mixture in the tank – end of the filling process



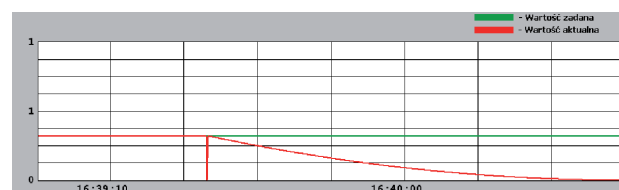
Rys. 12. Praca pompy 1  
Fig. 12. Work of the pump 1



Rys. 13. Praca pompy 2  
Fig. 13. Work of the pump 2



Rys. 14. Prędkość obrotowa mieszadła  
Fig. 14. Rotation speed of the stirrer



Rys. 15. Objętość mieszanki podczas opróżniania zbiornika  
Fig. 15. Volume of the mixture during the emptying of the tank

Jak widać, układy regulacji spełniają swoje zadania. Uchyb regulacji gęstości jest bardzo mały – w okolicach 2 %, natomiast przy regulacji objętości uchyb jest bliski zera, gdyż po osiągnięciu wartości zadanej pompy zostają wyłączone.

Na rys. 14 przedstawiono pracę mieszadła. Na rys. 15 widoczny jest przebieg opróżniania zbiornika, czyli efekt otwarcia zaworu.

Układ sterowania rozpędza mieszadło w ściśle określonym czasie, następnie kontynuuje mieszanie przez obliczony czas

(rys. 14). Po jego upływie stan mieszadła zmienia się na 0 i mieszadło zostaje wyhamowane w kontrolowany sposób. Otwarcie zaworu powoduje całkowite opróżnienie zbiornika, po czym następuje zamknięcie zaworu (rys. 15).

## 6. Zakończenie

W artykule przedstawiono szeroko stosowany w przemyśle proces mieszania acetonu i octanu etylu. W oparciu o katalogowe dane zbudowano jego model matematyczny i zaimplementowano go w środowisku MATLAB. Następnie zaprojektowano warstwowy układ sterowania złożony z nadrzędnego regulatora rozmytego oraz bezpośrednich układów sterowania typu PID i binarnego. Wykonano implementację sprzętową tego systemu. Opisano strukturę komunikacji między modelem procesu a sterownikiem PLC oraz między interfejsem operatora zbudowanym w środowisku InTouch. Zaproponowany układ przetestowano symulacyjnie, przedstawiono i omówiono uzyskane wyniki.

## Bibliografia

1. Rozeń A.: *Mikromieszanie się płynów różniących się lepkością w układach z przepływem laminarnym*, Oficyna Wydawnicza Politechniki Warszawskiej, Warszawa 2008.
2. Mezaki R., Mochizuki M., Ogawa K.: *Engineering data on mixing*, Elsevier Science B.V, Amsterdam 2000.
3. Suet Yan Deng.: *Nonlinear and linear control of an industrial mixing process*, McGill University, Montreal 2002.
4. Zavacka J., Blahova L., Bakasova M., Dvoran J.: *Advanced control of a mixing process*, Acta Chimica Slovaca, Vol. 4 (2011), No. 2, 18–32.
5. Osofisan P.B.: *Fuzzy logic control of the syrup mixing process in beverage production*, Leonardo Journal of Sciences, Issue 11 (2007), 93–108.
6. Stręk F.: *Mieszanie i mieszalniki*, WNT, Warszawa 1971.
7. Plamitzer A.M.: *Maszyny elektryczne*, WNT, Warszawa 1982.
8. Serwiński M.: *Zasady inżynierii chemicznej*, WNT, Warszawa 1976.
9. Praca zbiorowa (red. Zarzycki R.): *Zadania rachunkowe z inżynierii chemicznej*, PWN, Warszawa 1980.
10. Tatjewski P.: *Sterowanie zaawansowane obiektów przemysłowych: struktury i algorytmy*, Akademicka Oficyna Wydawnicza, Warszawa 2002.
11. Jantzen J.: *Foundations of Fuzzy Control*, John Wiley & Sons, The Atrium, Southern Gate, Chichester, West Sussex 2007.
12. [www.thrige-electric.com/english/motorslak2000.htm]. T-T Electric, dostęp: 14. 01. 2012.
13. [www.asconumatics.pl/images/site/upload/\_pl/pdf1/v1215pl.pdf]. dostęp: 14.01.2012.
14. [www.idsc.ethz.ch/Courses/embedded\_control\_systems/Exercises/Hardware-in-the-Loop.pdf], dostęp: 02.02.2012
15. [http://ep.com.pl/files/3154.pdf], dostęp: 02.02.2012
16. [www.pdfsupply.com/pdfs/gfk2409a.pdf], dostęp: 02.02.2012
17. [http://platforma.astor.com.pl/files/getfile/id/5492], dostęp: 02.02.2012
18. [www.mathworks.com/products/datasheets/pdf/real-time-windows-target.pdf], dostęp: 02.02.2012
19. [http://support.ruselectric.com/scadaworld/PDF's/Wonderware/Ver10%20Books/IOSrv\_GEHCS.PDF], dostęp: 02.02.2012. ■

### Hierarchical control system of mixing process. Hardware implementation and testing

**Abstract:** Mixing process is very often used in many various fields of industry. In this paper the mixture of acetone and ethyl acetate is considered. Desire is to achieve proper homogeneity of mixture. The paper presents mathematical model of mixing process and designed two-layer structure of control system. The fuzzy controller is implemented in upper layer. Direct layer consists of PID controllers and binary control. Control system is tested by simulation for hardware in the loop control system. The control results are analyzed.

**Keywords:** mathematical modeling, mixing process, chemical engineering, hierarchical control system, fuzzy controller, PID, hardware implementation

#### inż. Karol Błaszkiwicz

Student studiów drugiego stopnia na Wydziale Elektrotechniki i Automatyki Politechniki Gdańskiej (kierunek: Automatyka i Robotyka). Zainteresowania: układy regulacji przemysłowymi procesami mieszania, teoria systemów sterowania.

e-mail: karolblaszkiewicz@gmail.com



#### inż. Patryk Biniński

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

e-mail: patrykbiniński@gmail.com



#### dr inż. Robert Piotrowski

Absolwent Wydziału Elektrotechniki i Automatyki Politechniki Gdańskiej (kierunek: Automatyka i Robotyka) (2001 r.). W 2005 r. uzyskał stopień doktora nauk technicznych (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

