

MODELOWANIE PROCESÓW I STEROWANIA INSTALACJI KOMPONOWANIA ASFALTÓW

ŁUKASZ MICHALCZYK, KAZIMIERZ DUZINKIEWICZ, ROBERT PIOTROWSKI

*Wydział Elektrotechniki i Automatyki, Politechnika Gdańska, ul. G. Narutowicza 11/12, 80 952 Gdańsk, Polska,
e-mail: michalczyk_l@wp.pl, k.duzinkiewicz@ely.pg.gda.pl, r.piotrowski@ely.pg.gda.pl*

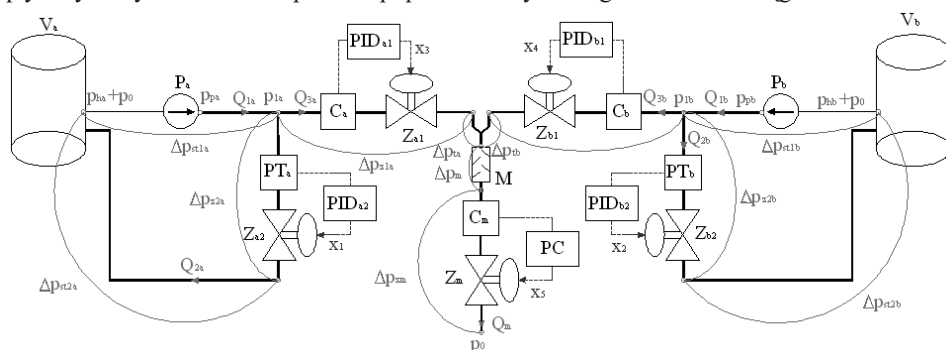
Streszczenie. Asfalty są obecnie jednymi z kluczowych produktów rafinerii nafty. Zapewnienie wymaganej jakości tych produktów ma wpływ na jej wyniki ekonomiczne. Wymagana jakość uzyskiwana jest poprzez utrzymanie laboratoryjnie wyznaczonych stosunków ilościowych pomiędzy komponentami. Zadanie to realizowane jest przez hierarchiczne układy sterowania automatycznego. Niezadawalająca jakość działania tych układów może wynikać z braków i niedokładności modeli użytych w procesie ich projektowania. W artykule przedstawiono matematyczny model procesów i sterowania instalacji komponowania asfaltów zbudowany na podstawie wiedzy i wyników pomiarów obiektowych. Celem jego budowy było uzyskanie narzędzia analizy, które może służyć poprawie jakości działania instalacji komponowania. Zaprezentowane zostały wyniki badań porównawczych przebiegu kluczowych wielkości instalacji uzyskane z modelu i z obiektu. Podjęta została próba analizy rozbieżności służąca wskazaniu kierunków dalszych badań i obszarów pozyskania danych.

1. WSTĘP

Proces komponowania substancji jest jednym z ważniejszych procesów w przemyśle petrochemicznym. Celem sterowania jest osiągnięcie dokładnego stosunku masy komponowanych substancji. Wpływa to na jakość substancji końcowych. W przedstawionej instalacji stwierdzono niezadawalającą jakość sterowania. W związku z tym zbudowano model matematyczny, przeprowadzono jego badania, odnaleziono przyczyny nieprawidłowości w sterowaniu i zaproponowano możliwe rozwiązania. Matematyczny model instalacji zaimplementowano w środowisku Matlab/Simulink. Zawiera on wszystkie główne elementy układu technologicznego, w szczególności: zbiorniki, pompy stałoprędkościowe, rurociągi, zawory regulacyjne, mieszalnik statyczny i urządzenia sterujące. Model zbudowano na podstawie wiedzy apriorycznej, dokumentacji technicznej oraz pomiarów obiektowych. Umożliwia on analizę wszystkich wielkości fizycznych i sygnałów sterujących. Publikacje dostępne w literaturze dotyczą przede wszystkim komponowania asfaltów na potrzeby przemysłu budowlanego. Autorzy nie znaleźli wyczerpującej literatury dotyczącej modeli tych obiektów związanych z produktami rafinerii nafty.

2. OPIS UKŁADU TECHNOLOGICZNEGO I STEROWANIA

Głównym celem układu komponowania asfaltów przedstawionego na rys. 1 jest mieszanie w określonym stosunku dwóch rodzajów asfaltu zgodnie z recepturą i umieszczenie produktu końcowego w cysternach. Układ działa w dwóch etapach - brak nalewu komponowanych substancji lub jego realizacja. W pierwszym z nich, w celu utrzymania właściwości fizycznych medium, oba asfalty krążą w obiegach zamkniętych. Zawory regulacyjne Z_{a1} i Z_{b1} , oraz zawór Z_m są zamknięte. Asfalty tłoczone są ze zbiorników V_a i V_b przez pompy stałoprędkościowe P_a i P_b i przepływają przez zawory Z_{a2} i Z_{b2} . Zmiana ich położenia wpływa na regulację ciśnień p_{1a} i p_{1b} na tych samych wartościach zadanych $p_{1az} = p_{1bz}$ w czasie trwania obu etapów. Asfalty podgrzewane są do temperatury około 180 °C w płytowych wymiennikach ciepła oraz poprzez elektryczne ogrzewanie rurociągów.



Rys. 1. Schemat technologiczny instalacji komponowania asfaltów wraz z naniesionymi podstawowymi wielkościami fizycznymi oraz sygnałami sterującymi

Tabela 1. Znaczenie symboli schematu instalacji komponowania asfaltów

Symbol	Znaczenie	Symbol	Znaczenie
V_a	Zbiornik z asfaltem A	V_b	Zbiornik z asfaltem B
P_a	Pompa asfaltu A	P_b	Pompa asfaltu B
Z_{a1}	Zawór regulacyjny przepływu asfaltu A	Z_{b1}	Zawór regulacyjny przepływu asfaltu B
C_a	Układ pomiarowy przepływu masowego asfaltu A	C_b	Układ pomiarowy przepływu masowego asfaltu B
PID_{a1}	Regulator przepływu masowego asfaltu A typu PI	PID_{b1}	Regulator przepływu masowego asfaltu B typu PI
Z_{a2}	Zawór regulacyjny ciśnienia	Z_{b2}	Zawór regulacyjny ciśnienia
PT_a	Układ pomiarowy ciśnienia	PT_b	Układ pomiarowy ciśnienia
PID_{a2}	Regulator typu PI ciśnienia	PID_{b2}	Regulator typu PI ciśnienia
M	Mieszalnik statyczny	Z_m	Zawór regulacyjny przepływu
C_m	Układ pomiarowy przepływu masowego mieszanki	PC	System wspomagający nalew Petrocount

Gdy rozpoczyna się nalew, zawór Z_m otwiera się na podstawie trajektorii wyznaczonej przez system górnej warstwy sterowania PC . W tym samym czasie na podstawie zadanych trajektorii przepływów (określonych na podstawie receptury) rozpoczyna się działanie układu



regulacji złożonego z regulatorów PID_{a1} i PID_{b1} oraz sygnałów z układów pomiarowych C_a i C_b . Powoduje to otwarcie zaworów Z_{a1} i Z_{b1} i ustalają się przepływy asfaltów Q_{3a} i Q_{3b} komponowanych w mieszalniku statycznym. Przyjmuje się, że większy z nich jest przepływem wiodącym, a mniejszy nadążnym. Stopień otwarcia zaworów Z_{a2} i Z_{b2} określany jest w układzie regulacji złożonym z pomiaru ciśnienia i regulatorów PID_{a2} i PID_{b2} . Zawory przysmykają się w celu podniesienia ciśnień p_{1a} i p_{1b} do wartości zadanej.

Gdy całkowita masa nalewanej mieszanki asfaltów jest bliska wartości zadanej (podanej przez operatora), system PC przysmyka zawór Z_m tak, aby osiągnięta została masa zadana skomponowanego asfaltu. Zawory Z_{a1} i Z_{b1} są całkowicie zamykane i asfalty ponownie krążą w obiegach zamkniętych (otwarte zawory regulacyjne ciśnienia Z_{a2} i Z_{b2}).

3. MODEL PROCESÓW INSTALACJI KOMPONOWANIA ASFALTÓW

Podstawowe zależności składające się na matematyczny model procesu komponowania asfaltów stanowią równania bilansu masy w węzłach (1) i równania zachowania energii dla ścieżek rurowciągów (2)-(4) (oznaczenia symboli: tabela 2).

$$Q_{1a}(t) = Q_{2a}(t) + Q_{3a}(t) \wedge Q_{1b}(t) = Q_{2b}(t) + Q_{3b}(t) \wedge Q_m(t) = Q_{3a}(t) + Q_{3b}(t) \quad (1)$$

$$p_{1a}(t) = p_{pa} + p_0 + p_{ha}(t) - \Delta p_{st1a}(t) \wedge p_{1b}(t) = p_{pb} + p_0 + p_{hb}(t) - \Delta p_{st1b}(t) \quad (2)$$

$$p_{1a}(t) = \Delta p_{z2a}(t) + \Delta p_{st2a}(t) + p_{ha}(t) + p_0 \wedge p_{1b}(t) = \Delta p_{z2b}(t) + \Delta p_{st2b}(t) + p_{hb}(t) + p_0 \quad (3)$$

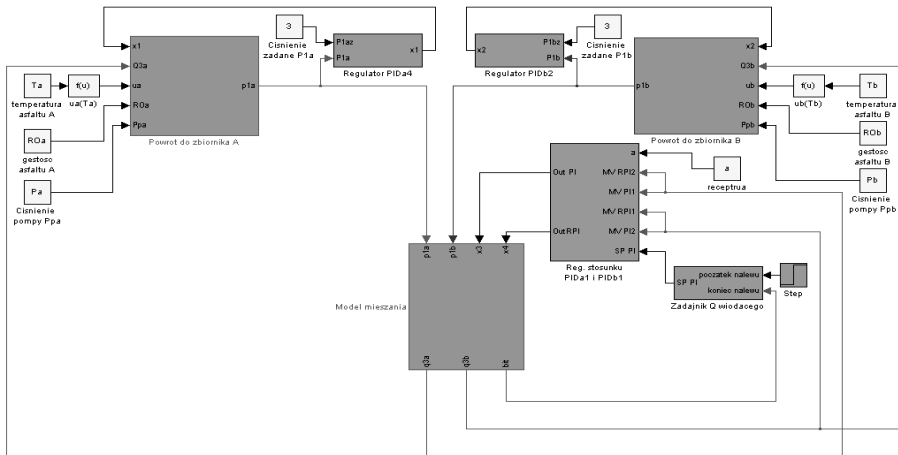
$$p_{1a}(t) = \Delta p_{z1a}(t) + \Delta p_{1a}(t) + \Delta p_m(t) + \Delta p_{zm}(t) + p_0 \wedge p_{1b}(t) = \Delta p_{z1b}(t) + \Delta p_{1b}(t) + \Delta p_m(t) + \Delta p_{zm}(t) + p_0 \quad (4)$$

Tabela 2. Znaczenie symboli przedstawionych w równaniach (1)-(4)

Symbol	Wielkość fizyczna	Symbol	Wielkość fizyczna
Q_{1a}, Q_{1b}	Przepływy asfaltów w rurowciągach głównych	Δp_{1a}	Spadek ciśnienia na odcinku trójkąta łączącym rurowciąg z asfaltem A z rurowciągiem mieszanki
Q_{2a}, Q_{2b}	Przepływy asfaltów w rurowciągach powrotnym	Δp_{1b}	Spadek ciśnienia na odcinku trójkąta łączącym rurowciąg z asfaltem B z rurowciągiem mieszanki
Q_{3a}, Q_{3b}	Przepływy asfaltów do mieszalnika statycznego	$\Delta p_{st2a}, \Delta p_{st2b}$	Spadki ciśnienia na rurowciągach powrotnych
Q_m	Przepływ mieszanki asfaltów A i B	$\Delta p_{z1a}, \Delta p_{z1b}$	Spadki ciśnienia na zaworach Z_{a1} i Z_{b1}
p_{1a}, p_{1b}	Ciśnienia w głównych węzłach rurowciągów asfaltu	$\Delta p_{st1a}, \Delta p_{st1b}$	Spadki ciśnienia na rurowciągach głównych
p_{pa}, p_{pb}	Ciśnienie pompy P_a i P_b	$\Delta p_{z2a}, \Delta p_{z2b}$	Spadki ciśnienia na zaworach Z_{a2} i Z_{b2}
p_0	Ciśnienie atmosferyczne	Δp_m	Spadek ciśnienia na mieszalniku statycznym
p_{ha}, p_{hb}	Ciśnienia hydrauliczne w zbiornikach V_a i V_b	Δp_{zm}	Spadek ciśnienia na zaworze przepływu mieszanki Z_m



Na podstawie równań (1)-(4) zbudowano schemat symulacyjny (rys. 2). Został on podzielony na cztery główne podsystemy: obieg zamknięty asfaltu A, obieg zamknięty asfaltu B, komponenty asfaltu A i B, sterowanie procesami zachodzącymi w instalacji. Kolejnym krokiem było jego uszczegółowienie przez wyprowadzenie zależności wiążących elementy składowe instalacji. Zbudowany model pozwala na analizę działania instalacji podczas obu etapów działania instalacji jak i w sytuacjach awaryjnych.



Rys. 2. Model procesu i sterowania instalacji komponowania asfaltów

W związku z wielkością zbiorników (5000m^3 i 3000m^3) oraz zakładając, że nie jest dolewany asfalt, w modelu uwzględniono ciśnienia grawitacyjne postaci:

$$p_{ha}(t) = \rho_a \cdot g \cdot \left(\int_0^t \frac{Q_{2a}(\tau) - Q_{1a}(\tau)}{\pi r_a^2} d\tau + h_{0a} \right) \wedge p_{hb}(t) = \rho_b \cdot g \cdot \left(\int_0^t \frac{Q_{2b}(\tau) - Q_{1b}(\tau)}{\pi r_b^2} d\tau + h_{0b} \right), \quad (5)$$

gdzie: πr_a^2 , πr_b^2 - powierzchnia podstawy zbiornika, odpowiednio: V_a i V_b , h_{0a} , h_{0b} - wysokość początkowa medium w zbiorniku, odpowiednio: V_a i V_b , ρ_a , ρ_b - gęstość asfaltu, odpowiednio: A i B, g - przyspieszenie ziemskie.

Spadki ciśnienia na rurociągach zamodelowano zakładając, że rurociąg jest prosty i poziomy na całej długości w następującej formule [2, 9]:

$$\Delta p_{st}(t) = \frac{10^5 \cdot \lambda(t) \cdot L \cdot \rho \cdot \left(\frac{1000}{60} \cdot Q(t) \right)^2}{36 \cdot d^5 \cdot \frac{\pi^2}{8}}, \quad (6)$$

przy czym:

$$\lambda(t) = \begin{cases} \frac{64}{R(t)} & \text{dla } R(t) < 4000 \\ \frac{0.316}{\sqrt[4]{R(t)}} & \text{dla } R(t) \geq 4000 \end{cases} \quad \text{oraz } R(t) = \frac{353678 \cdot Q(t) \cdot \rho}{\mu \cdot d}, \quad (7)$$



gdzie: Q - przepływ objętościowy w rurociągu, dla którego modelowane są spadki ciśnienia, ρ - gęstość danego asfaltu, μ - lepkość dynamiczna danego asfaltu, d - średnica wewnętrzna rurociągu, L - długość rurociągu.

Wykorzystując charakterystyki pomp stałoprędkościowych i straty na rurociągach głównych, przyjęto zależność przepływów Q_{1a} i Q_{1b} od p_{1a} i p_{1b} postaci:

$$Q_{1a}(t) = a_1 \cdot (p_{1a}(t))^2 + a_2 \quad \wedge \quad Q_{1b}(t) = b_1 \cdot (p_{1b}(t))^2 + b_2, \quad (8)$$

przy czym:

$$a_1 = \frac{Q_{1a \max}}{p_{1a \max}^2 + p_{1a \min}^2}; \quad a_2 = \frac{-a_1}{p_{1a \min}^2}; \quad b_1 = \frac{Q_{1b \max}}{p_{1b \max}^2 + p_{1b \min}^2}; \quad b_2 = \frac{-b_1}{p_{1b \min}^2}, \quad (9)$$

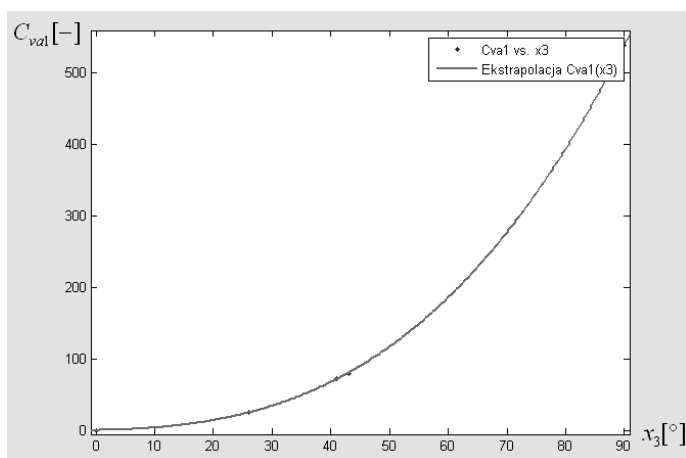
gdzie: $Q_{1a \max}$, $Q_{1b \max}$ - maksymalne przepływy dla $p_{1a \max}$, $p_{1b \max}$; $p_{1a \min}$, $p_{1b \min}$ - ciśnienia dla zerowych wartości przepływów. Parametry te wyznaczone są w trakcie trwania symulacji, więc uwzględniane są możliwe zmiany ciśnienia pompy, strat na rurociągu czy ciśnienia grawitacyjnego na dnie zbiornika.

W układzie użyte są zawory V150 Emerson, których działanie zamodelowano w następującej formule [2, 5]:

$$Q_v(t) = \sqrt{k_m} \cdot C_v(x(t)) \cdot \sqrt{\frac{\Delta p_z(t)}{G}}, \quad (10)$$

gdzie: C_v - współczynnik przepływu, k_m - współczynnik odzysku ciśnienia, Q_v - przepływ objętościowy, Δp_z - spadek ciśnienia na zaworze, G - gęstość względna medium, x - kąt otwarcia zaworu.

Na podstawie rzeczywistych danych pomiarowych zbudowano i wyznaczono charakterystyki przepływu zaworów $C_v = f(x)$, przykładowa z nich przedstawiona jest na rys. 3.



Rys. 3. Przykładowa charakterystyka przepływu na zaworze Z_{a1}



W nieliniowych postaciach funkcji uwzględniona jest dynamika zmian przepływu lub spadku ciśnienia na zaworze w funkcji kąta otwarcia zaworu. Współczynnik k_m dobrano na podstawie pomiarów obiektowych. Powodem niezgodności parametrów zaworów z danymi katalogowymi może być mechaniczne zużycie się ich elementów.

Mieszalnik statyczny znajduje się za trójnikiem hydraulicznym (rys. 1), tworząc jednolity element mieszający. Wewnątrz mieszalnika na stałe przytwierdzone są prawoskrętne i lewoskrętne elementy służące powstaniu turbulencji cieczy, co prowadzi do mieszania się dwóch strug. Przy uwzględnieniu współczynników związanych z przeskalowaniem ciśnień i przepływów na jednostki SI zależność na spadek ciśnienia w mieszalniku statycznym przyjmuje postać [9]:

$$\Delta p_m = 0.069 \cdot p_h(t) \cdot F_f(t), \quad (11)$$

$$p_h(t) = \frac{0.0135 \cdot f \cdot L \cdot G_{ab} \cdot (4.402 \cdot Q_{3a}(t) + 4.402 \cdot Q_{3b}(t))^2}{d^5}, \quad (12)$$

gdzie: L - długość mieszalnika, f - współczynnik tarcia, F_f określone jest zależnością:

$$F_f(t) = \begin{cases} 6.5 & \text{dla } R_e(t) < 10 \\ 1.53 \cdot R_e(t) & \text{dla } 10 < R_e(t) \leq 1000 \text{ oraz } R_e(t) = \frac{3157 \cdot (4.402 \cdot Q_{3a}(t) + 4.402 \cdot Q_{3b}(t)) \cdot G_{ab}}{\mu_{ab} \cdot d} \\ 8.5 \cdot \ln R_e(t) & \text{dla } R_e(t) > 1000 \end{cases} \quad (13)$$

gdzie: d - średnica wewnętrzna mieszalnika, R_e - liczba Reynoldsa, G_{ab} - gęstość względna mieszanki, μ_{ab} - lepkość dynamiczna mieszanki. Ostatnie dwie wielkości wyznaczono na podstawie metod przybliżonych [8].

Podczas budowy modelu wyprowadzono także zależności opisujące działanie trójnika hydraulicznego [6], jednak ze względu na pomijalnie mały wpływ spadków ciśnienia Δp_{1a} i Δp_{1b} na przebieg procesu nie będą one przedstawiane w artykule.

4. MODEL UKŁADU STEROWANIA INSTALACJĄ KOMPONOWANIA ASFALTÓW

Sterowanie odbywa się przy użyciu sterownika Simatic S7-300 oraz wspomagającego go sekwencyjnego systemu zarządzającego nalewem Petrocount (oznaczenie PC (rys. 1). Regulacja ciśnień p_{1a} i p_{1b} odbywa się przy użyciu regulatorów PID_{a2} , PID_{b2} oraz zaworów regulacyjnych ciśnienia Z_{a2} i Z_{b2} (rys. 1). Sygnały sterujące są w postaci:

$$x_1(t) = K_{p1} \cdot (p_{1az} - p_{1a}(t)) + \frac{1}{T_{i1}} \cdot \int_0^t (p_{1az} - p_{1a}(t)) d\tau, \quad (14)$$

$$x_2(t) = K_{p2} \cdot (p_{1bz} - p_{1b}(t)) + \frac{1}{T_{i2}} \cdot \int_0^t (p_{1bz} - p_{1b}(t)) d\tau, \quad (15)$$

gdzie: $p_{1az} = p_{1bz}$ - wielkości zadane; p_{1a} , p_{1b} - wielkości sterowane; x_1 , x_2 - sygnały sterujące: kąt otwarcia zaworu od 0° do 90° ; K_{p1} , K_{p2} , T_{i1} , T_{i2} - nastawy regulatorów; warunek początkowy całkowania wynosi zero.



Regulacja przepływów Q_{3a} i Q_{3b} odbywa się przy użyciu regulatora stosunku. Zbudowane zostały dwa modele regulacji stosunku przepływów, aby umożliwić wybór przepływu wiodącego. W przypadku, gdy wielkością wiodącą jest Q_{3a} , zależności na sygnały sterujące przyjmują postać (16)-(17), dla przepływu Q_{3b} obowiązują równania (18)-(19).

$$x_3(t) = K_{p3} \cdot (Q_{3az} - Q_{3a}(t)) + \frac{1}{T_{i3}} \cdot \int_0^t (Q_{3az} - Q_{3a}(\tau)) d\tau \quad (16)$$

$$x_4(t) = K_{p4} \cdot (a \cdot Q_{3a}(t) - Q_{3b}(t)) + \frac{1}{T_{i4}} \cdot \int_0^t (a \cdot Q_{3a}(\tau) - Q_{3b}(\tau)) d\tau \quad (17)$$

$$x_3(t) = K_{p3} \cdot (a \cdot Q_{3b}(t) - Q_{3a}(t)) + \frac{1}{T_{i3}} \cdot \int_0^t (a \cdot Q_{3b}(\tau) - Q_{3a}(\tau)) d\tau \quad (18)$$

$$x_4(t) = K_{p4} \cdot (Q_{3bz} - Q_{3b}(t)) + \frac{1}{T_{i4}} \cdot \int_0^t (Q_{3bz} - Q_{3b}(\tau)) d\tau \quad (19)$$

gdzie: Q_{3az} , Q_{3bz} - wielkości zadane; Q_{3a} , Q_{3b} - wielkości sterowane; x_3 , x_4 - sygnały sterujące: kąt otwarcia zaworu od 0° do 90° ; K_{p3} , K_{p4} , T_{i3} , T_{i4} - nastawy regulatorów; warunek początkowy całkowania wynosi zero, a - zadany stosunek przepływów równy:

$$a = \frac{Q_{3b}}{Q_{3a}}. \quad (20)$$

Matematyczny model systemu PC stanowi układ sterowania realizujący sterowanie sekwencyjne zaworem Z_m na podstawie porównywania pomiaru przepływu mieszanki i zadanego przepływu mieszanki (zależność 21).

$$Q_{mz} = \begin{cases} d_p \cdot t & \text{dla } t_p \leq t < \frac{Q_{mz}^{max}}{d_p} \\ Q_{mz}^{max} & \text{dla } \frac{Q_{mz}^{max}}{d_p} \leq t < t_{k-1} \\ Q_{mz}^{max} - d_k \cdot t & \text{dla } t_{k-1} \leq t < t_k \\ 0 & \text{dla } t_k \leq t < t_p \end{cases} \quad (21)$$

Na początku nalewu t_p , wielkością zadaną przepływu mieszanki Q_{mz} jest narastający proporcjonalnie w czasie sygnał, dzięki czemu przepływy Q_{3a} i Q_{3b} powoli wzrastają i nie następuje uderzenie rozpedzonej masy zmieszanego asfaltu. W chwili osiągnięcia dopuszczalnego przepływu maksymalnego Q_{mz}^{max} wartość zadana pozostaje stała. Na koniec nalewu na podstawie pomiaru masy końcowej w chwili t_{k-1} pojawia się sygnał binarny informujący o masie bliskiej zadanej i wielkość zadana przepływu mieszanki maleje po trajektorii kształtowanej przez współczynnik d_k , aż do osiągnięcia wartości zerowej.

Można wyróżnić trzy możliwe stany pracy układu sterowania PC, na podstawie których wyznaczony jest sygnał sterujący (zależności 22-23).

$$\begin{cases} b_1 = 1 \wedge b_2 = 0 & \text{dla } Q_m - Q_{mz} \leq -\Delta Q_m \\ b_1 = 0 \wedge b_2 = 0 & \text{dla } -\Delta Q_m < Q_m - Q_{mz} < \Delta Q_m \\ b_1 = 0 \wedge b_2 = 1 & \text{dla } Q_m - Q_{mz} \geq \Delta Q_m \end{cases} \quad (22)$$

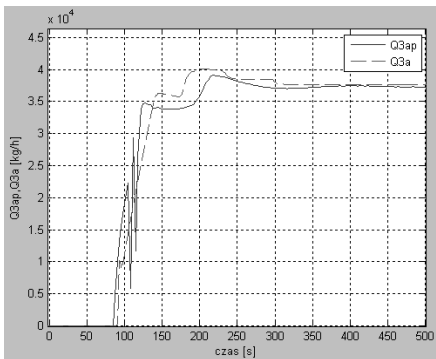
$$x_5(t) = \int_{t_p}^{t_k} b_1 \cdot w_x d\tau - \int_{t_p}^{t_k} b_2 \cdot w_x d\tau + x_5^0 \quad \wedge \quad x_5 \in [0, 90] \quad (23)$$

gdzie: b_1, b_2 - zmienne binarne; w_x - parametr związany z szybkością wzrostu i opadania sygnału sterującego x_5 ; $x_5^0=0$ - wartość początkowa położenia zaworu.

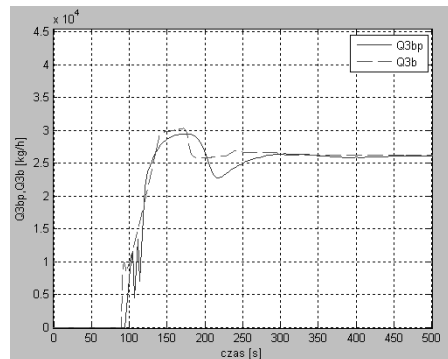
Gdy zadany przepływ mieszanki jest większy od mierzonego o założone ΔQ_m , układ ma za zadanie liniowe zwiększanie otwarcia zaworu. W przeciwnym razie układ ma liniowo zmniejszać otwarcie zaworu. Gdy różnica zawiera się w przedziale od $-\Delta Q_m$ do $+\Delta Q_m$, zawór pozostaje na ostatnim osiągniętym położeniu.

5. BADANIA SYMULACYJNE

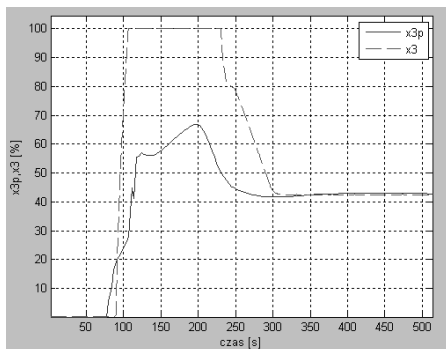
Zaproponowany model zweryfikowano, wykorzystując pomiary obiektowe. Na rysunkach 4-11 przedstawione zostały najważniejsze wielkości sterowane i sygnały sterujące dla wybranej receptury. Ze względu na przejrzystość wykresów przebiegi zostały przedstawione tylko na początku nalewu. Przepływem wiodącym dla regulatora stosunku jest mniejszy przepływ Q_{3b} analogicznie jak w rzeczywistej instalacji. Wartości zadane to: stosunek przepływów $a = 41.1/58.9$, przepływ masowy wiodący $Q_{3bz} = 26300 \text{ kg/h}$, ciśnienia $p_{1az} = p_{1bz} = 3 \text{ bar}$.



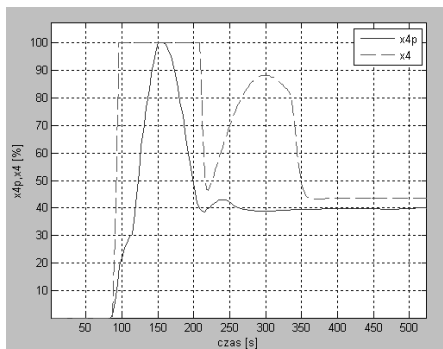
Rys.4. Porównanie przepływów rzeczywistego Q_{3ap} i symulowanego Q_{3a}



Rys.5. Porównanie przepływów rzeczywistego Q_{3bp} i symulowanego Q_{3b}



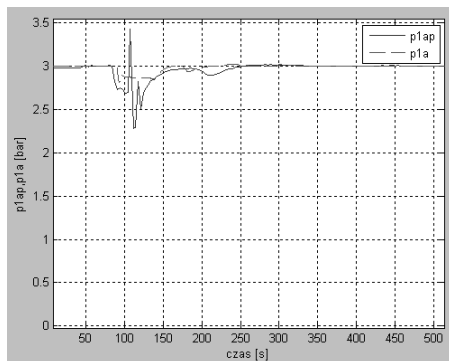
Rys.6. Porównanie sygnałów sterujących przepływem Q_{3a} , rzeczywistego x_{3p} i symulowanego x_3



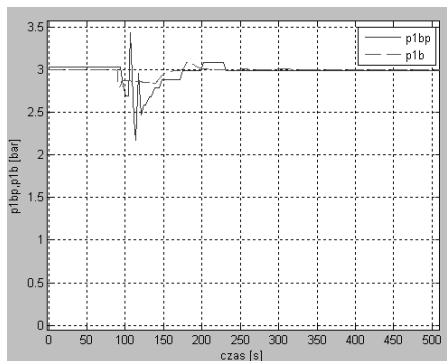
Rys.7. Porównanie sygnałów sterujących przepływem Q_{3b} , rzeczywistego x_{4p} i symulowanego x_4

Przepływy symulowane Q_{3a} , Q_{3b} i rzeczywiste Q_{3ap} , Q_{3bp} są zbliżone, zarówno jeśli chodzi o wartości jak i charakter przebiegu. Zauważalna jest jednak różnica w okresie stabilizacji (rys. 4 i 5). Ponadto występują oscylacje przepływów rzeczywistych, nieobserwowalne w przebiegach modelowych, rozpoczynające się od 120s. Ma to związek z procesami przejściowymi urządzeń, a także z możliwym wpływem sterowania układu sekwencyjnego PC, który w krótkim czasie kilkakrotnie otwiera i przemyka zawór Z_m . Sygnały sterujące przepływem stabilizują się na stałej, zbliżonej wartości (rys. 6 i 7). Różnica w szybkości wzrostu i amplitudy sygnałów w stanie początkowym nalewu spowodowana jest niepewnością modelu wynikającą między innymi z niepełnych danych pomiarowych.

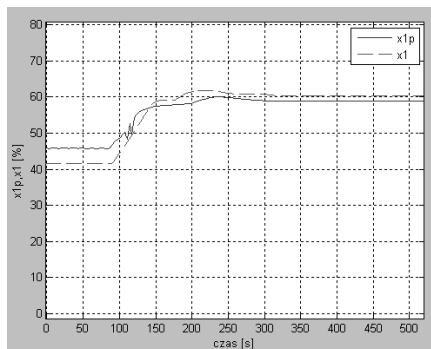
Stabilizacja obu ciśnień następuje w tej samej chwili co odpowiadających im przepływów, w zbliżonych chwilach następują oscylacje (rys. 8 i 9). Można zauważyć różnicę w wartościach obu sygnałów. Wynika ona z uproszczonych zależności na spadki ciśnienia na rurociągach głównych i powrotnych. Układ regulacji ciśnienia stabilizuje ciśnienie na wartości zadanej. Sygnały sterujące ciśnieniem różnią się w nieznacznym stopniu (rys. 10 i 11). Korekta wartości parametrów k_{1a} i k_{1b} wpłynęła na poprawę wyników.



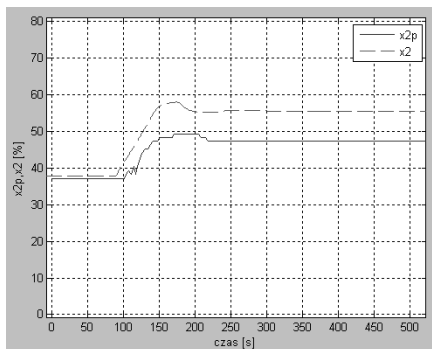
Rys.8. Porównanie ciśnienia rzeczywistego p_{1ap} i symulowanego p_{1a}



Rys.9. Porównanie ciśnienia rzeczywistego p_{1bp} i symulowanego p_{1b}



Rys.10. Przebiegi sygnałów sterujących ciśnieniem p_{1a} , x_{1p} na podstawie danych pomiarowych i x_1 na podstawie symulacji



Rys.11. Przebiegi sygnałów sterujących ciśnieniem p_{1b} , x_{2p} na podstawie danych pomiarowych i x_2 na podstawie symulacji

Stosunek masy asfaltu B do masy asfaltu A dla procesu symulowanego na koniec nalewu jest równy 0.7011, stosunek zadany wynosi 0.6978, a wartość pomierzona wynosi 0.6959. Wyniki są zadowalające, jednak należy pamiętać, że oszacowanie wartości parametrów i ich korektę wykonano na podstawie lokalnych pomiarów obiektowych i dokumentacji technicznej.

Model wykorzystany w pracy jest modelem typu white-box opracowanym na podstawie wiedzy, dokumentacji technicznej i częściowych pomiarów obiektowych. W rezultacie parametry modelu są niedokładne. Dalsze badania powinny obejmować zastosowanie metod identyfikacji, np. wstępną filtrację pomiarów, jedną z odmian metody najmniejszych kwadratów.

Na podstawie badań symulacyjnych wykryta została nieprawidłowość w procesie związana ze sterowaniem przepływem wiodącym asfaltu, którego przepływ masowy jest mniejszy niż przepływ nadażny. W sytuacji, gdy pompa związana z przepływem nadażnym nie jest w stanie zapewnić przepływu większego niż zadany, wyznaczony przez regulator stosunku, nastąpi nieprawidłowość w procesie i wynikowy stosunek asfaltów nie będzie możliwy do zrealizowania. W momencie przekroczenia dopuszczalnej różnicy w stosunku zadany i rzeczywisty nastąpi automatyczne zakończenie procesu. Dla przypadku, gdy przepływ wiodący jest większy i niemożliwe jest zapewnienie przepływu większego niż zadany, przepływ nadażny będzie odpowiednio mniejszy i sytuacja awaryjnego zakończenia procesu nie nastąpi. Na podstawie takich wniosków powinna być przestrzegana przedstawiona zasada, aby przepływ wiodący był zawsze większy.

6. PODSUMOWANIE

Ostatnie lata charakteryzują się podjęciem znaczących wysiłków, zarówno ze strony środowisk badawczych jak i przemysłowych, dla opracowania metod służących poprawie niezadowalającej jakości działania układów sterowania [7]. Pierwszym krokiem jest budowa modelu rozważanego procesu. W artykule podjęta została próba budowy modelu działania sterowanego układu komponowania asfaltów. Uzyskane wyniki pozwoliły sformułować pierwsze wnioski odnoszące się do przyczyn niezadowalającej jakości działania układu. Dalszych prac wymaga uzyskanie lepszej zgodności przebiegu niektórych wielkości

sterujących modelu i obiektu. Jedną z dróg jest wprowadzenie do modeli niepewności [3, 4], która pozwoli ocenić ich wpływ na obserwowane niezgodności modelu i obiektu.

Zidentyfikowanie przyczyn niezadowolającej jakości działania układu pozwoli podjąć prace nad modyfikacją nastaw istniejącego układu sterowania. Możliwe będzie też rozważenie alternatywnych struktur i technologii sterowania. Zgromadzona wiedza ekspercka operatorów procesu nasuwa propozycję hierarchicznego sterowania rozmytego [10], a posiadanie zweryfikowanego modelu procesu - zastosowanie sterowania predykcyjnego [1].

LITERATURA

1. Aimin A. , Xiaohong H., Hongye S.: Generalized predictive control for a precise crude oil blending process. IN: Proceedings of the IEEE, International Conference on Automation and Logistics. Qingdao, China, September 2008.
2. Duzinkiewicz K.: Zintegrowane sterowanie systemami zaopatrzenia w wodę pitną. Kraków: Ucel. Wyd. Nauk. – Dydakt., 2005.
3. Duzinkiewicz K.: Bounding approach to parameter estimation without prior knowledge on modelling error and application to quality modelling in drinking water distribution systems. "Archives of Control Sciences" 2006, Vol. 16 (LII), No. 1, p. 51-70.
4. Duzinkiewicz K.: Set membership estimation of parameters and variables in dynamic networks by recursive algorithms with moving measurement window. "International Journal of Applied Mathematics and Computer Science" 2006, Vol.16., No. 2, p. 209-217.
5. Fisher Controls: Zawory regulacyjne: energetyka i ciężkie warunki pracy. Warszawa : Dom Wydawniczy ELIPSA. 1997.
6. Jerzowiecka - Kabsch K., Szewczyk H.: Mechanika płynów. Wrocław: Ofic. Wyd., Pol. Wrocl., 2001.
7. Ordys, A.W., Uduchi, D., Johnson, M.A. (Eds.): Process control performance assessment: from theory to implementation. London: Springer-Verlag, 2007.
8. Shashi Menon E.: Liquid pipeline hydraulics. SYSTEK Technologies INC. Lake Havasu City. Arizona 2004.
9. Sizing the admixer static mixer and sanitary static blender. "Admix, Tech. Note" No. 102. <http://www.admix.com/pdfs/Tech102.pdf>, dostęp 30.05.2010.
10. Zhong M.L., Di L, Fang D., Karou H.: Hierarchical fuzzy control of nonlinear blending system. In: Proceedings of the 2007 IEEE, International Conference on Mechatronics and Automation. Harbin, China. 2007, August 5-8 VIII.

MODELLING OF PROCESSES AND CONTROL OF ASPHALT BLENDING INSTALLATION

Summary. Nowadays asphalts are one of key products of petroleum refinery. Ensuring the products quality influences on its financial performance. Desired quality is achieved by keeping the quantity ratio components obtained by laboratory tests. This task is realized by automatic hierarchical control systems. Unsatisfying quality of these systems might be caused by lack and/or inaccurate models used in control system designing process. The paper presents mathematical model of processes and control of asphalt blending installation, designed based on knowledge and plant measurements. The purpose of its constructing was to get tools that might improve the quality of asphalt blending installation functioning, thanks to analyzing process. The paper presents the results of comparative researches of the key variables of the system that come from model and real plant. The differences are analysed. On the basis of this analysis future researches and the ways of process data acquisition have been proposed.



