

mgr inż. Maciej Ławryńczuk  
doc. dr inż. Jerzy Pułaczewski  
Instytut Automatyki i Informatyki Stosowanej  
Politechnika Warszawska  
ul. Nowowiejska 15/19, 00 - 665 Warszawa  
Lawrynczuk@ia.pw.edu.pl

## Idea i przykłady wykorzystania pomiarów pośrednich w przemyśle

*Do pomiaru składu chemicznego w przemyśle stosuje się zazwyczaj drogie chromatografy. Wprowadzają one znaczne opóźnienia, co wpływa na jakość regulacji. Niekiedy też całkowicie rezygnuje się z pomiaru wielu istotnych wielkości. Alternatywą mogą być pomiary realizowane w sposób pośredni. W referacie krótko przedstawiono problemy związane z budową i wykorzystaniem modeli matematycznych. Jako rzeczywisty obiekt rozważano wysokociśnieniową kolumnę destylacyjną. Przedstawiono pośredni sposób ciągłego pomiaru składu chemicznego i uzyskaną dzięki temu poprawę regulacji. Kolejny przykład dotyczy niemierzalnej bezpośrednio ilości energii wprowadzanej przez wymiennik ciepła. Zaproponowano sposób obliczania niemierzonych strat produkcji. Z uwagi na silną nieliniowość wykorzystano rozmyty model typu Takagi - Sugeno.*

### Inferential measurements – the idea and industrial applications

*There are a lot of expensive chromatographs in the chemical industry. They usually introduce time delays. It affects significantly the accuracy of the processes. It is also the rule – some of the important variables are not observed at all. As an alternative inferential methods can be considered. In this paper some issues related to mathematical models are briefly discussed. As a real industry plant high pressure distillation tower is given. Continuous measurement of chemical composition and its application in control is presented. Next example shows how the heat exchanger duty can be inferentially measured. Eventually the model of losses in the bottom product is proposed. Because of nonlinearity a Takagi - Sugeno fuzzy model is applied.*

#### 1. WSTĘP

Skuteczność regulacji bardzo silnie wpływa na korzyści ekonomiczne osiągane dzięki pracy instalacji przemysłowych. Dokładne urządzenia pomiarowe są zwykle drogie i nie zawsze doskonałe. Na przykład, chromatografy mogą być kłopotliwe w eksploatacji i wprowadzają niepożądane opóźnienie. Niekiedy też całkowicie rezygnuje się z pomiaru wielu istotnych wielkości. Alternatywą mogą być pomiary realizowane w sposób pośredni. Zagadnienia związane z pomiarami pośrednimi i ich wykorzystaniem były często przedmiotem praktycznych prac prowadzonych dla potrzeb przemysłu. Jako przykłady, można podać

pomiary niemierzonego bezpośrednio składu substancji [2, 3]. Wydaje się, że pomimo wprowadzania na rynek coraz bardziej doskonałych generacji przyrządów pomiarowych, idea pomiarów pośrednich nie musi tracić na aktualności. W praktyce przemysłowej spotyka się wiele układów regulacji, które pracują w oparciu o niezbyt dokładne lub wolne przyrządy pomiarowe. Wykorzystując dostępną aparaturę można zwykle poprawić dokładność prowadzenia procesu. Niektóre wielkości nie są mierzone, a więc wyznaczenie ich, nawet w sposób przybliżony, pozwala ocenić przebieg danego procesu.

Zastosowanie pomiarów pośrednich jest zwykle rozwiązaniem atrakcyjnym finansowo. Nie są wymagane znaczne nakłady na zakup aparatury i opracowanie złożonych układów regulacji. Przy prowadzeniu produkcji na dużą skalę przemysłową każda poprawa jakości regulacji wpływa znacząco na zysk osiągany z pracy instalacji.

Niniejsze opracowanie zostało podzielone na kilka części. Na początku omówiono krótko zagadnienia związane z modelowaniem matematycznym obiektów przemysłowych. Aby przedstawić wykorzystanie pomiarów pośrednich w praktyce, zamieszczono trzy przykłady. Jako obiekt przemysłowy wybrano wysokociśnieniową kolumnę destylacyjną. Przedstawiono pośredni sposób ciągłego pomiaru składu chemicznego i uzyskaną dzięki temu poprawę regulacji. Kolejny przykład dotyczy wyznaczania głównego zakłócenia – ilości energii przekazywanej przez wymiennik ciepła. Zaproponowano również sposób obliczania niemierzonych strat produkcji. Z uwagi na silną nieliniowość wykorzystano rozmyty model typu Takagi - Sugeno.

## 2. POMIARY POŚREDNIE

Rozważa się następujące zagadnienie: w jaki sposób, wykorzystując jedynie dostępne pomiary, wyznaczać inne wielkości, które z różnych przyczyn nie są mierzone bezpośrednio. Przyczyny mogą być różnorodne:

- a) brak jest odpowiednich przyrządów pomiarowych, natomiast niemierzalne wielkości mogą być określone pośrednio przy użyciu istniejącej aparatury,
- b) niektóre pomiary są kosztowne lub kłopotliwe (np. analiza laboratoryjna),
- c) konwencjonalne mierniki, chociaż są precyzyjne, to jednak ich wykorzystanie w regulacji jest kłopotliwe, na przykład ze względu na opóźnienia pomiarowe,
- d) dopuszcza się rozsądne błędy pomiarów pośrednich, ponieważ nawet zniekształcona informacja dostarcza wiedzy o pracy instalacji

Pomiary pośrednie mogą być wykorzystywane w różnych celach. Przede wszystkim pośredni pomiar wielkości regulowanej jest podstawą działania algorytmu regulacji. Jeżeli udaje się wyznaczyć (nawet w przybliżeniu) główne zakłócenia, to można wykorzystać tzw. sprzężenie do przodu (ang. feedforward).

Warto dodać, że idea pomiarów pośrednich ma związek z wieloma obszarami automatyki. Jako przykład można podać obserwator stanu, którego zadaniem jest odtworzenie niemierzonego bezpośrednio stanu układu dynamicznego. Kolejnym ciekawym przykładem jest układ regulacji pracujący w tzw. strukturze IMC (Internal Model Control). Dzięki wykorzystaniu modelu obiektu wyznacza się na bieżąco wartość niemierzalnego zakłócenia. Pozwala to na odpowiednio wczesne zmiany wartości sygnału sterującego.

### 3. PROCES I JEGO MODEL

Stosowanie różnych algorytmów regulacji wymaga znajomości modelu matematycznego procesu. Model jest również niezbędny przy prowadzeniu pomiarów pośrednich. Niekiedy, dla potrzeb modelowania, możliwe jest wydzielenie pewnego, szczególnie interesującego, fragmentu aparatu technologicznego. W wielu przypadkach stosuje się uproszczenia, gdyż dokładny opis zachodzących zjawisk jest przeważnie złożony. Pomimo tego, opracowanie modelu wymaga dokładnego poznania zachodzących zjawisk i ich opisu matematycznego, oraz znajomości konstrukcji aparatury właściwej dla danej dziedziny przemysłu [1, 4]. Kolejną, poważną trudnością jest dostrojenie i weryfikacja opracowanego modelu. Należy obliczyć (lub przyjąć) parametry aparatury, przy czym wielkości te zwykle ulegają zmianie w czasie pracy instalacji.

Można wyróżnić następujące grupy modeli matematycznych:

- a) modele fizykochemiczne poddane dostrojeniu i weryfikacji,
- b) modele empiryczne uzyskane na drodze identyfikacji procesu,
- c) modele uproszczone powstałe przez redukcję pełnych modeli fizykochemicznych,
- d) przybliżone modele jakościowe

Modele pierwszej grupy opierają się na możliwie pełnym opisie fizykochemicznym zjawisk i urządzeń. Opracowanie ich wymaga więc znacznej wiedzy technologicznej. Poza tym, wyznaczenie parametrów zależnych od konkretnej instalacji, jest zwykle trudne. Tego typu modele są przeważnie opracowywane przez specjalizowane firmy lub ośrodki naukowe. Wykorzystując pakiety oprogramowania można modelować szeroką gamę obiektów (np. Aspen Dynamic, Speed Up, Chem Cad).

Całkowicie przeciwstawne podejście wykorzystuje się konstruując modele należące do drugiej grupy. Na podstawie mierzonych wielkości procesowych wyznacza się parametry modelu matematycznego. Model empiryczny, uzyskany w wyniku identyfikacji, jest próbą przybliżenia rzeczywistości w oparciu o dane pomiarowe. Jakość modelu jest wynikiem wielu czynników: wyboru struktury, jakości i ilości danych pomiarowych, procedur obliczeniowych identyfikacji. Omawiane podejście ma również swoje wady. Przede wszystkim wybór niewłaściwej struktury może spowodować duże nieścisłości. Poza tym, procesy przemysłowe pracują przeważnie w dość wąskim zakresie zmian sygnałów. Oparcie identyfikacji na tego typu danych może prowadzić do modelu prawdziwego w zbyt wąskim przedziale (np. zmian sygnału wyjściowego, lub zakłóceń).

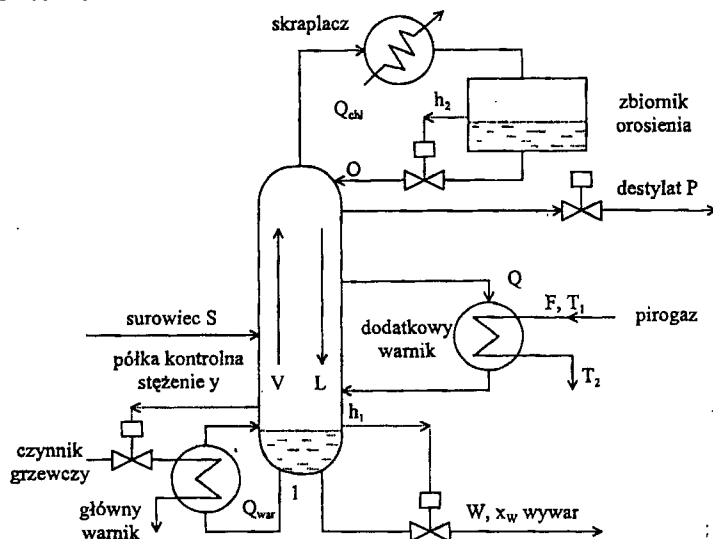
Trzecią grupę stanowią tzw. modele uproszczone. Powstają one przez wykorzystanie pełnych modeli fizykochemicznych, które z uwagi na swoją uniwersalność i przeznaczenie (symulacja off - line), raczej nie mogą być bezpośrednio wykorzystane w sterowaniu. Opracowanie modelu zredukowanego obejmuje kilka etapów. Na podstawie danych pomiarowych model fizykochemiczny zostaje dostrojony i zweryfikowany. Następnie, symuluje się proces w szerokim zakresie zmian istotnych sygnałów i parametrów. Na podstawie wyników symulacji identyfikuje się model uproszczony – np. wielomianowy, transmitancyjny itp.

Główną zaletą modeli uproszczonych jest ich prostota, a więc mogą być wykorzystane w sterowaniu (np. w algorytmie regulacji). Powinny też, lepiej niż modele grupy drugiej, opisywać proces w mniej typowych stanach.

Ciekawą alternatywę stanowią przybliżone modele jakościowe. Gdy dokładność pomiaru pośredniego nie musi być zbyt duża, model można oprzeć na wiedzy i doświadczeniu eksperta (np. operatora) oraz uzupełnić danymi pomiarowymi (np. niepełnymi).

#### 4. CIĄGŁY, POŚREDNI POMIAR SKŁADU CHEMICZNEGO

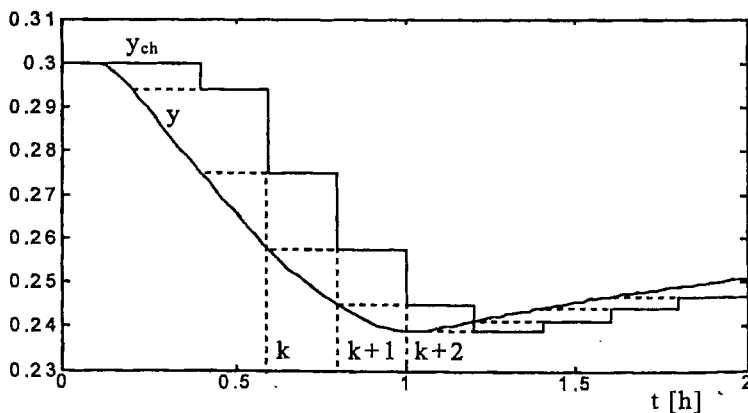
Na rys. 1 przedstawiono przykład typowej instalacji przemysłowej – wysokociśnieniową kolumnę destylacyjną. Do aparatu doprowadza się surowiec w fazie parowej, który jest mieszaniną głównie etylenu i etanu. Produkt destylacji powinien być praktycznie czystym etylenem (maksymalny poziom zanieczyszczeń 1000 ppm). Wymaganą czystość produktu dobiera się przyjmując wielkość ilorazu strumieni O/P (O – orosienie, P – produkt).



Rys. 1. Kolumna destylacyjna

Aby zapewnić prawidłowe działanie dolnej części kolumny należy utrzymywać stałą wartość stężenia  $y$  na tzw. półce kontrolnej (półka nr 14). Zastosowano regulator PI, który steruje przepływem czynnika grzewczego doprowadzonego do wamnika.

Pomiar składu na półce kontrolnej jest realizowany chromatografem. Jego wadą jest długi czas analizy – 12 min. Na rys. 2 przedstawiono przykładowe zmiany składu i wynik uzyskany z chromatografu.



Rys. 2. Rzeczywisty skład na półce kontrolnej ( $y$ ) i wynik analizy chromatografem ( $y_{ch}$ )

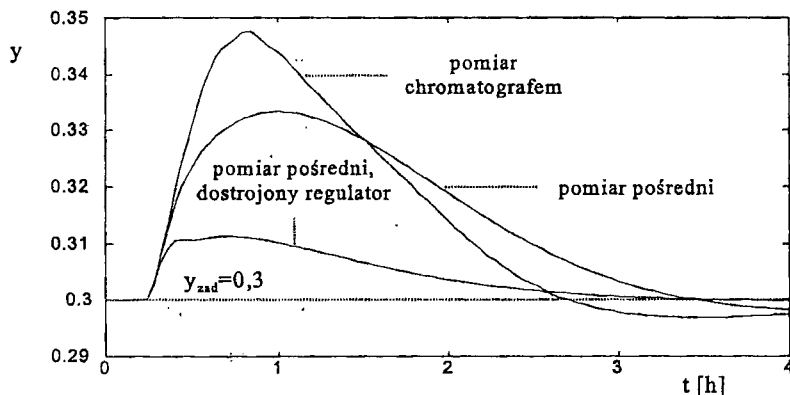
W chwili  $kT_p$  pobiera się próbkę substancji. W okresie od  $kT_p$  do  $(k+1)T_p$  wykonywana jest analiza. W chwili  $(k+1)T_p$  wyprowadzany jest wynik, który nie zmienia się do  $(k+2)T_p$ . Sygnał wyjściowy analizatora jest więc opóźnionym o czas  $T_p$  przebiegiem schodkowym. Charakter sygnału wyjściowego chromatografu wpływa znacząco na jakość regulacji składu na półce kontrolnej. Zakłócenia mogą spowodować długotrwały stan nieustalony. Jak wiadomo, skład  $y$  (ułamek molowy) jest funkcją temperatury  $T$  (K) oraz ciśnienia  $P$  (bar)

$$y = a_0 + a_1 T + a_2 T^2 + a_3 (P - a_4) \quad (1)$$

Dla mieszaniny etylen - etan współczynniki powyższego wielomianu są następujące

$$a_0 = 263,318, a_1 = -19,305, a_2 = -3,2, a_3 = 0,095, a_4 = 18,936$$

przy czym odchylenie standardowe przybliżenia wynosi  $\sigma=0,003$ . Powyższa zależność powstała dzięki wykorzystaniu pełnego modelu fizykochemicznego i aproksymacji wyników. W szczególnej sytuacji pomiar pośredni składu może opierać się wyłącznie na pomiarze temperatury. Jeżeli zmiany ciśnienia w kolumnie są niewielkie (skutek sprawnego działania układu regulacji) można zrezygnować z pomiaru temperatury. Warto zauważyć, że pomiaru temperatury i ciśnienia są realizowane szybko, a potrzebna aparatura jest powszechnie dostępna i stosunkowo tania.



Rys. 3. Porównanie jakości regulacji składu  $y$  na półce kontrolnej przy wykorzystaniu chromatografu i przy pomiarze pośrednim, przy zakłóceniu +3%

Na rys. 3 porównano jakość regulacji składu na półce kontrolnej. Badano zachowanie układu przy skokowym wzroście stężenia surowca (głównego zakłócenia) o 3% od wartości projektowej. Długi okres próbkowania i opóźnienia pomiarowe są przyczyną dość wolnej kompensacji zakłócenia. Wprowadzenie ciągłego, pośredniego pomiaru składu zmniejsza przeregulowanie. Dalsza poprawa regulacji zostaje osiągnięta dzięki dostrojeniu regulatora (przy opóźnionym pomiarze było to niemożliwe). W porównaniu ze stanem początkowym osiągnięto około 3 razy mniejsze odchylenie składu od wartości zadanej, co pozwala znacznie ograniczyć straty produkcji.

Osobnym zagadnieniem jest wykorzystanie wolnego chromatografu. Jeżeli tylko pomiary temperatury i ciśnienia są poprawne, to stosowanie opóźnionego wyniku (np. w celu kalibracji) wydaje się problematyczne. Może być on użyty do wykrycia śladowych zawartości innych substancji (propylen, metan).

## 5. POMIAR OBciążENIA CIĘPLNEGO WArNIKA BOCZNEGO

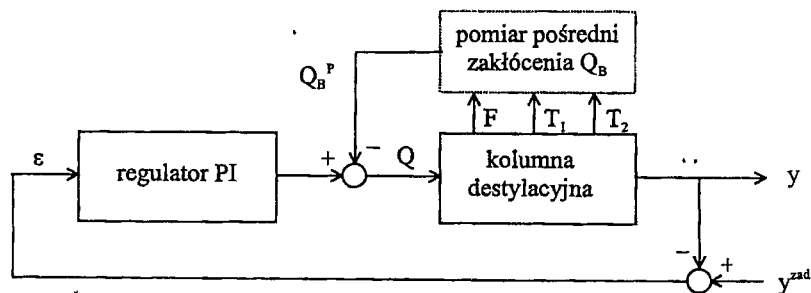
Główny wamnik kolumny destylacyjnej (rys. 1) ma za zadanie zamieniać ciecz spływającą ku dołowi aparatu na strumień pary. Z pewnych względów projektowych zastosowano dodatkowy wamnik boczny. Z punktu widzenia układów regulacji istotne jest, że obciążenie cieplne dodatkowego wamnika jest zależne od innych instalacji i oczywiście zmienne. Dla kolumny destylacyjnej jest więc źródłem zakłóceń.

Wymiana energii jest następująca. Z półki 20 pobiera się strumień cieczy, który jest zamieniany na parę i z powrotem wprowadzany do kolumny na półkę 17. Czynnikiem przewodzącym jest strumień pirogazu o natężeniu przepływu  $F$  i temperaturze  $T_1$ . Mierzona jest też temperatura wylotowa ( $T_2$ ).

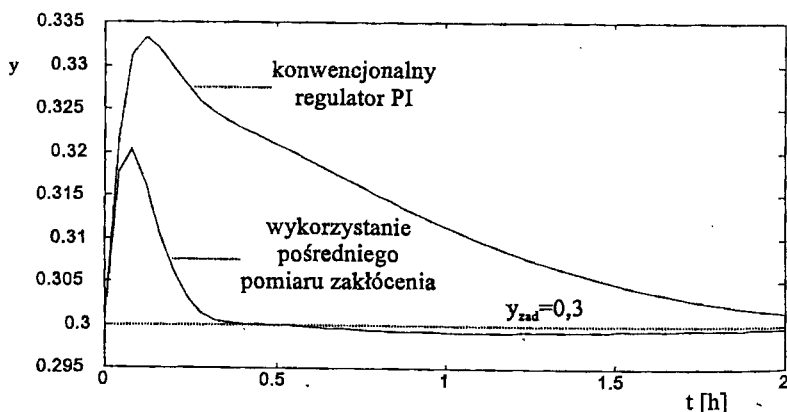
Dostarczone ciepło może być wyliczone z bilansu energetycznego. Jest ono proporcjonalne do przepływu i różnicy temperatur

$$Q_B [kW] = cF(T_2 - T_1) \quad \text{gdzie } c = 5,15 \frac{kJ}{kg^\circ C} \quad (2)$$

Przeprowadzono symulacyjne badanie obwodu obiegu ciepła, aby sprawdzić, czy wartość ciepła właściwego  $c$  może być przyjęta jako stała. Stwierdzono, że nawet dla częściowego skroplenia pirogazu i dość szerokiego zakresu temperatur, związek (2) wystarczająco prawidłowo opisuje oddawane ciepło.



Rys. 4. Struktura regulatora wykorzystującego pośredni pomiar zakłócenia  $Q_B$



Rys. 5. Regulacja składu  $y$  na półce kontrolnej przy zmianie zakłóceniu +10%

Pośredni pomiar ciepła  $Q_B$  można wykorzystać do szybkiej kompensacji tego zakłócenia. W tym celu można zastosować regulator pracujący w strukturze otwarty - zamkniętej (feedforward - feedback). Takie rozwiązanie ma jedną wadę - wymaga znajomości modelu toru sterowanego obiektu i zakłócenia. Zaproponowano nieco prostsze rozwiązanie (rys. 4), w którym pośrednio mierzone zakłócenie doprowadzane jest do wejścia obiektu. Przebiegi, ilustrujące działanie pierwotnego i usprawnionego układu regulacji, przedstawiono na rys. 5.

## 6. MODEL STRAT PRODUKCJI

Wielkość produkcji omawianej kolumny destylacyjnej wynosi około 60 t/h. Wielkość tzw. wywaru, czyli produktu ubocznego destylacji waha się w granicach od 10 do 12 t/h. Z punktu widzenia strat etylenu jego zawartość w wywarze powinna być jak najmniejsza, lecz wzrasta wówczas zużycie energii dostarczanej do warknika. Dla opisywanej instalacji analiza składu cieczy wyczerpanej była prowadzona raz dziennie w wyniku analizy laboratoryjnej. Zastosowanie mechanizmu pomiaru pośredniego umożliwiłoby więc bieżącą ocenę strat. Do modelowania procesu może być wykorzystany pełny model fizykochemiczny, jednak jego zastosowanie w warunkach przemysłowych jest problematyczne. Zaproponowano więc następującą procedurę opracowania modelu uproszczonego. Zweryfikowany model fizykochemiczny posłużył do badania wrażliwości składu na zmianę wielu parametrów procesu. Z przeprowadzonych eksperymentów (oraz wiedzy ekspertów) wynika, że straty w dolnej części kolumny zależą przede wszystkim od składu na płycie kontrolnej  $y_{14}$  oraz ilości ciepła  $Q_B$  dostarczonej do bocznego warknika:

$$x_w = f(y_{14}, Q_B) \quad (3)$$

Ciepło  $Q_B$  jest oczywiście mierzone w sposób pośredni.

Wykorzystując pełny model procesu wykonano zbiór symulacji, przy czym wartość argumentów zmieniano w zakresach:

$$0,1 \leq y_{14} \leq 0,5, \quad 1500 \leq Q_B \leq 3000$$

przy czym pozostałe parametry (ich wpływ na skład  $x_w$  jest niewielki) miały wartość nominalną.

Zbiór argumentów funkcji i odpowiadające im stężenia były podstawą do aproksymacji funkcji strat. Szczególnie atrakcyjnym sposobem opisu rzeczywistych nieliniowych obiektów jest model rozmyty. Przyjęto strukturę modelu zaproponowaną przez Takagi i Sugeno [5]. Argumenty modelu i jego wyjście przeskalowano tak, aby były zawarte w przedziale  $<0; 1>$ . W dalszej części omawia się więc model matematyczny w postaci funkcji dwu zmiennych  $y=f(x_1, x_2)$ , którego związek z wielkościami fizycznymi jest następujący:

$$x_1 = \frac{y_{14} - y_{14}^{\min}}{y_{14}^{\max} - y_{14}^{\min}}, \quad x_2 = \frac{Q_B - Q_B^{\min}}{Q_B^{\max} - Q_B^{\min}}, \quad y = \frac{x_w - x_w^{\min}}{x_w^{\max} - x_w^{\min}} \quad (4)$$

W każdym obszarze jest spełniona liniowa zależność między wyjściem  $y^i$  oraz argumentami  $x_1, x_2$ :

$$\text{jeżeli } x_1 \text{ jest } A^m \text{ i } x_2 \text{ jest } B^n \text{ wtedy } y^i = c_0^i + c_1^i x_1 + c_2^i x_2 \quad (5)$$

$A^m$  oraz  $B^n$  oznaczają odpowiednie zbiory.

Wyjście y modelu określa się jako sumę ważoną wyjść poszczególnych modeli:

$$y = \frac{\sum_{i=1}^n w^i y^i}{\sum_{i=1}^n w^i} \quad (6)$$

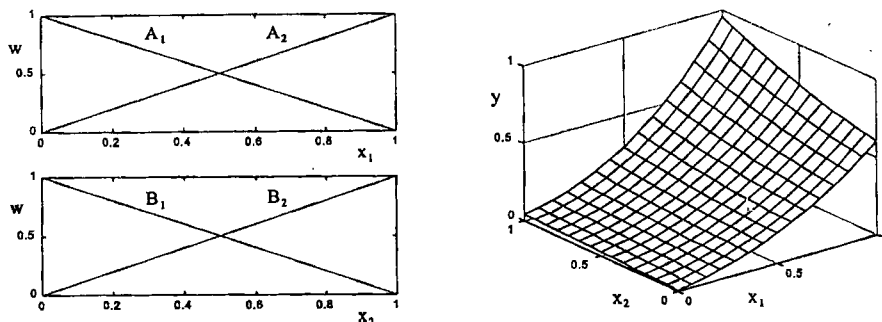
przy czym  $w^i$  oznacza wagi wynikłe z wartości funkcji przynależności [5].

Dla omawianego przykładu przyjęto liczbę reguł postaci (5) równą 4. Zastosowano trójkątne funkcje przynależności - rys. 6a, przy czym dla każdej zmiennej wejściowej przyjęto równomierny podział ( $m, n=2$ ).

Wskaźnik dopasowania wyjścia modelu uproszczonego  $y^m$  z modelem fizykochemicznym y ma postać (7), przy czym  $n=961$  jest ilością punktów, na których oparto aproksymację:

$$J = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (y - y^m)^2 \quad (7)$$

Przestrzenny wykres opisujący nieliniowy model  $y=f(x_1, x_2)$  pokazano na rys. 6b. Wskaźnik dopasowania modelu J wynosi  $8,3e-5$ .



Rys. 6. Model strat produkcji  $y=f(x_1, x_2)$ : a) funkcje przynależności, b) model nieliniowy

## 7. PODSUMOWANIE

Mimo ciągłego udoskonalania przyrządów pomiarowych, pomiary pośrednie nadal mogą być niezmiernie przydatne w zastosowaniach przemysłowych, zwłaszcza gdy należy poszukiwać rozwiązań tanich i skutecznych.

## LITERATURA

- [1] R. G. E. Franks : *Mathematical modeling in chemical engineering*; J. Wiley, 1972.
- [2] B. Joseph, C. B. Brosilow: *Inferential control of processes*; AIChE Journal, vol. 24, 3, May 1978, 485 - 509.
- [3] B. Joseph, C. B. Brosilow, J. Howell, R. Kerr: *Multi - temps give better control*; Hydrocarbon Processing, March 1976, 127 - 131.
- [4] W. L. Luyben : *Modelowanie, symulacja i sterowanie procesów przemysłu chemicznego*; WNT, Warszawa 1976.
- [5] T. Takagi, M. Sugeno: *Fuzzy Identification of Systems and Its Applications to Modeling and Control*, IEEE Trans. on Systems, Man and Cybernetics, vol. 15, 1985, 116 - 132.