

Академія наук України
Інститут кібернетики імені В. М. Глушкова

На правах рукопису

АСТАПОВ Владислав Миколайович

ДОСЛІДЖЕННЯ ТА РОЗРОБКА АДАПТИВНОЇ
СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ
ПРИГОТУВАННЯ ТОВАРНИХ БЕНЗИНІВ

05.13.01 — керування в технічних системах

Автореферат дисертації на здобуття ученого ступеня
кандидата технічних наук

Київ 1993



00373734 (R)

Дисертація є рукописом

Робота виконана в Інституті кібернетики імені В. М. Глушкова АН України і Куйбишевському СКБ «Нефтехімавтоматика».

Науковий керівник: доктор технічних наук, професор
БАКАН Г. М.

Офіційні опоненти: доктор технічних наук, професор
ВАСИЛЬЄВ В. І.,
кандидат технічних наук, доцент
РОМАНЕНКО В. Д.

Провідна організація: Київський університет
імені Т. Шевченка.

Захист відбудеться «29» зрудня 1993 р. о 14
год. на засіданні спеціалізованої ученої ради Д 016.45.04
при Інституті кібернетики імені В. М. Глушкова АН України
за адресою:

252207 Київ 207, проспект Академіка Глушкова, 40.

З дисертацією можна ознайомитися в науково-технічному
архіві інституту.

Автореферат розісланий «29» листопада 1993 р.

Актуальність теми. Процес компаундування (змішування) товарних бензинів є завершувчим та найбільш відповідальним при формуванні не лише якості, але й собівартості товарної продукції та інших економічних показників нафтопереробного підприємства.

Сучасна технологія компаундування являє собою неперервний технологічний процес: товарний бензин отримується в результаті змішування вхідних компонентів безпосередньо в одному потоці.

Оптимізація процесу пов'язана з розв'язанням трьох основних задач:

- розрахунок оптимальної рецептури суміші,
- реалізація заданої рецептури за допомогою засобів автоматичного контролю та керування,
- адаптація математичної моделі процесу до зміни зовнішніх умов.

Точність розрахунку та реалізації оптимальної рецептури суміші істотно залежить від математичної моделі процесу, що використовується.

Досі не існує досить універсальних моделей, що можуть використовуватися в будь яких умовах. Моделі, що застосовуються на практиці, як правило, працездатні у вузькому діапазоні зміни характеристик змішуваних компонентів та зовнішніх умов.

Істотно розширити діапазон для використання моделей дозволяють, по-перше, використання моделей, теоретично адекватних процесові, та, по-друге, перехід до адаптивного принципу керування, коли одночасно з реалізацією заданої рецептури суміші розв'язується задача корекції параметрів моделі.

Обидві ці можливості суттєво використані в запропонованій роботі. При цьому параметри підстроєваної моделі розглядались як неоднозначно задані величини, визначені з точністю до множини їх можливих реалізацій. В результаті виявилось можливим використовувати нестохастичний підхід до процедури синтезу адаптивного керування процесом, що має деякі переваги порівняно з традиційними методами теорії імовірностей.

Запропонована робота присвячена подальшому розвитку нестохастичного напрямку в теорії систем адаптивного керування з параметрично підстроєваною моделлю.

Мета роботи. Розробка та дослідження математичної моделі технологічного процесу змішування бензинових фракцій, методу активної ідентифікації при наявності лінійних обмежень, з

використанням еліпсоїдальних оцінок множин можливих значень невідомих параметрів, створення комплексу технічних засобів локальної адаптивної системи керування технологічним процесом неперервного змішування рідких нафтопродуктів.

Методи дослідження. Основні результати роботи отримано з використанням теорії розчинів, а саме термодинамічних функцій, залежних від властивостей компонентів даних розчинів, методів теорії автоматичного керування, лінійної алгебри, теорії множин, методів розв'язання задач математичного програмування. Для отримання результатів використовувалось математичне та фізичне натурне моделювання, проводились дослідно-лабораторні випробування системи.

Наукова новизна. Наукова новизна роботи полягає в такому:

- розроблено нову математичну модель технологічного процесу змішування бензинових фракцій, де, зокрема, строго визначена нелінійна складова математичної моделі;

- поставлено задачу адаптивної оптимізації технологічного процесу приготування товарних бензинів;

- розроблено алгоритм розв'язання адаптивної оптимізаційної задачі змішування бензинів;

- розроблено алгоритм обчислювання вивчарчих добавок при лінійних обмеженнях на значення вхідних змінних;

- розроблено комплекс технічних засобів адаптивної системи неперервного змішування нафтопродуктів з урахуванням світових тенденцій в розвитку пристроїв та систем керування технологічними процесами.

Новизну технічних пристроїв підтверджено патентами та авторськими свідоцтвами.

Практична цінність. Розроблено математичну модель процесу змішування нафтопродуктів і проведено перетворення її стосовно до виробничих умов. Розроблено блок-схему системи адаптивної оптимізації процесу компаундування нафтопродуктів, алгоритм ідентифікації параметрів математичної моделі і метод розв'язування задачі нестохастичної ідентифікації параметрів даної моделі.

Розроблені модель та методи створили основу математичного і програмного забезпечення адаптивної системи керування процесом приготування товарних бензинів, побудованої на базі багатопроцесорного контролера "Інтеграл-1АК".

Розроблено поточний автоматичний октанометр і пристрій дозування. Розроблено та виготовлено багатопроцесорний контролер "Інтеграл-1АК".

Реалізація результатів роботи. Дисертаційну роботу виконано в процесі розробки теми Інституту кібернетики ім. Глушкова АН України С.Г.Д. "Разработать и внедрить новое высокоэффективное математическое обеспечение адаптивного управления в АСУ ТП предприятий с непрерывной технологией", а також в межах госпдоговірної теми ОТП 620-90 "Разработка и внедрение АСУ процессом смешения нефтепродуктов на базе многопроцессорного программируемого контроллера "Интеграл-1АК"" з ВО "Киришинефтеоргсинтез". Матеріали дисертації використано при розробці комплексу технічних засобів адаптивної системи керування процесом змішування та при створенні програмного забезпечення даної системи. Система пройшла дослідні випробовування та підготовлена до впровадження. В додатку містяться документи, що підтверджують реалізацію результатів роботи.

Апробація роботи. Основні результати доповідались та обговорювались на засіданнях семінару "Дискретные системы управления" Наукової ради АН України з проблеми "Кібернетика" (Київ, 1988 - 1991 рр.), на науково-технічній конференції "Применение вычислительной техники и математических методов в научных и экономических исследованиях" (Шацьк, 10-14 вересня 1991 р.)

Публікації. За матеріалами дисертації опубліковано 4 роботи та отримано 3 патенти.

Структура та об'єм роботи. Дисертація складається із вступу, чотирьох розділів, висновків, списку літератури (195 назв) та двох додатків. Робота містить 150 сторінок загальної нумерації, в тому числі 120 сторінок основного тексту, 16 рисунків, 1 таблицю та 12 сторінок додатків.

ЗМІСТ РОБОТИ

У вступі обгрунтовано актуальність розв'язуваної проблеми, дано короткий огляд літератури по темі дисертації, сформульовано мету та основні задачі роботи, відмічені наукова новизна, практична цінність та реалізація її основних результатів, наведено короткий зміст дисертації.

Перший розділ дисертації присвячено порівняльному аналізу існуючих систем приготування товарних бензинів різних поколінь вітчизняних та закордонних фірм. Дано огляд математичних моделей технологічного процесу змішування компонентів товарних бензинів та огляд методів адаптації математичних моделей.

Метою даного аналізу є зівставлення роботи, проведеної в дисертації, зі станом та науково-технічним рівнем подібної проблеми на сьогоднішній день за кордоном та у вітчизняній промисловості.

У другому розділі на основі методів теорії розчинів, з використанням термодинамічних функцій, залежних від властивостей компонентів, розроблено математичну модель технологічного процесу змішування компонентів товарних бензинів.

Представлено основні положення, що використовуються для математичного моделювання технологічного процесу змішування бензинових фракцій. При цьому основною нормованою характеристикою бензинової суміші є октанове число. В загальному випадку воно нелінійно залежить від октанових чисел змішуваних компонентів.

Запропонована модель типу "склад-властивість" належить до класу концептуальних моделей. Модель базується на гіпотезі подібності залежності антидетонаційної властивості бензинової суміші від її складу до одного із рівнянь стану, що використовуються в теорії розчинів. Це дає формальну підставу скористатися цими результатами для математичного моделювання технологічного процесу змішування бензинових фракцій.

Запропоновано метод математичного моделювання термодинаміки розчинів.

Однією із важливих задач теорії розчинів є задача побудови явних аналітичних залежностей термодинамічних функцій від властивостей компонентів, що складають ці розчини, та незалежних змінних: температури, тиску та числа молів компонентів. Звичайно в ролі термодинамічних функцій розглядають енергію Гіббса, ентропію, ентальпію, об'єм, енергію Гельмгольца, внутрішню енергію та теплоємність. Нехай Z_i - i -а термодинамічна функція, тоді в загальному випадку можна записати

$$Z_i = Z_i(N, P, n_1, \dots, n_N); \quad i = \overline{1, 7}. \quad (1)$$

де T - температура, P - тиск, n_i - число молів i -го компонента, N - число компонентів у розчині, що розглядається. Явний вигляд

функції (1) прийнято називати рівняннями стану.

За своїм фізико-математичним змістом функції (1) мають спільні для них властивості: 1) неперервно залежать від перелічених змінних; 2) пов'язані між собою термодинамічними рівняннями:

$$\left. \begin{aligned} Z_2 &= \frac{\partial Z_1}{\partial T}, \quad Z_3 = Z_1 + T Z_2, \quad Z_4 = \frac{\partial Z_1}{\partial P}, \\ Z_5 &= Z_1 - P Z_4, \quad Z_6 = Z_3 - P Z_4, \quad Z_7 = - \frac{\partial^2 Z_1}{\partial T^2}; \end{aligned} \right\} \quad (2)$$

3) є однорідними функціями першого порядку відносно числа молів компонентів, і, внаслідок цього, відповідно до формули Ейлера для них можна записати

$$\sum_{j=1}^N \frac{\partial Z_1}{\partial n_j} n_j = Z_1; \quad i=1,7; \quad (3)$$

4) є симетричними відносно числа молів компонентів.

Часткові похідні

$$\frac{\partial Z_1}{\partial n_j} = z_{ij} = z_{ij}(T, P, n_1, \dots, n_N), \quad (4)$$

що входять до (3), називаються парціальними мольними властивостями відповідних компонентів. Парціальні мольні властивості z_{ij} мають ті ж особливості, що й функції (1), і як наслідок відповідно до формули Ейлера для них можна записати систему диференціальних рівнянь у часткових похідних першого порядку:

$$\sum_{\gamma=1}^N \frac{\partial z_{ij}}{\partial n_\gamma} n_\gamma = 0; \quad i=1,7; \quad j=1,N. \quad (5)$$

Функції z_{ij} є симетричними відносно $N-1$ компонентів і несиметричними відносно j -го компонента.

Оскільки функції Z_i неперервні, то виконуються так звані умови сумісності для кожної пари функцій z_{ij} та $z_{i\gamma}$:

$$\frac{\partial z_{ij}}{\partial n_\gamma} = \frac{\partial z_{i\gamma}}{\partial n_j}; \quad i=1,7, \quad j, \gamma=1,N. \quad (6)$$

Знайти найбільш загальний явний вигляд функцій Z_i можна за допомогою узагальнення аналогічної задачі для бінарного розчину.

Для цього введемо у розгляд різницю (7)

$$\alpha_{ijr} = z_{ijr}^* - z_{ij}^0, \quad \alpha_{irj} = z_{irj}^* - z_{ir}^0, \quad \gamma_{jr} = \frac{\tilde{\alpha}_{ijr}}{\alpha_{irj}}. \quad (7)$$

Тут $z_{ijr}^*(T, P)$ - граничне значення i -ї парціальної властивості j -го компонента в даному розчині при його нескінченному розбавленні r -м компонентом; $z_{irj}^*(T, P)$ - граничне значення i -ї парціальної властивості r -го компонента в даному розчині при його розбавленні j -м компонентом; $z_{ij}^0(T, P)$ та $z_{ir}^0(T, P)$ - i -ті парціальні мольні властивості відповідно j -го та r -го чистих компонентів. Для спрощення запису аргументи T та P у функції (7) відсутні.

Величина γ_{jr} не залежить ні від змінних T та P , ні від номера i властивості розчину, тому її можна розглядати як характеристичну сталу даного бінарного розчину. Величини α_{ijr} та α_{irj} в (7) залежать лише від властивостей чистих компонентів:

$$\alpha_{ijr} = \frac{\gamma_{jr}}{1-\gamma_{jr}} (z_{ij}^0 - z_{ir}^0); \quad \alpha_{irj} = \frac{1}{1-\gamma_{jr}} (z_{ij}^0 - z_{ir}^0). \quad (8)$$

Введемо так звані узагальнені мольні доли компонентів:

$$K_j = \frac{\alpha_{ijr} n_j}{\alpha_{ijr} n_j + \alpha_{irj} n_r}, \quad K_r = \frac{\alpha_{irj} n_r}{\alpha_{ijr} n_j + \alpha_{irj} n_r}, \quad (9)$$

а також деяку "майже довільну" функцію $F_{jr} = F(K_j, K_r)$, що симетрично залежить від K_j та K_r . ($F_{jr} = F_{rj}$).

В ролі функції F_{jr} може виступати будь яка частинна сума ряду

$$F_{jr} = F(K_j, K_r) = \sum_{T=1}^{\infty} A_{jr}^{(n)} (K_j K_r)^n. \quad (10)$$

$A_{jr}^{(1)} = 1$, а решта коефіцієнтів призначаються довільно (точніше, обираються експериментально).

В результаті маємо рівняння стану для парціальних мольних властивостей компонентів:

$$z_{ij} = z_{ij}^0 + \alpha_{ijr} \left(F_{jr} - K_r \frac{dF}{dK_r} \right), \quad z_{ir} = z_{ir}^0 + \alpha_{irj} \left(F_{jr} - K_j \frac{dF}{dK_r} \right). \quad (11)$$

При цьому $\hat{F}(K_r) = F(1 - K_r, K_r)$ та $\hat{F}'(K_r) = \frac{\partial F(K_r)}{\partial K_r}$.

Підставляючи вирази (11) в (2), і враховуючи, що $N=2$, знаходимо:

$$Z_i = z_{ij}^0 n_j + z_{i\Gamma}^0 n_{\Gamma} + (\alpha_{ij\Gamma} n_j + \alpha_{i\Gamma j} n_{\Gamma}) F(K_j, K_{\Gamma}). \quad (12)$$

Підставляючи сюди вираз (7), отримаємо

$$Z_i = z_{ij}^0 n_j + z_{i\Gamma}^0 n_{\Gamma} + \frac{z_{ij}^0 - z_{i\Gamma}^0}{1 - \gamma_{j\Gamma}} (\gamma_{j\Gamma} n_j + n_{\Gamma}) F(K_j, K_{\Gamma}). \quad (13)$$

Останній член в (13) враховує нелінійні ефекти. Якщо за функцію $F(K_j, K_{\Gamma})$ взяти лише перший член ряду (10), то (13) набуде вигляду

$$Z_i = z_{ij}^0 n_j + z_{i\Gamma}^0 n_{\Gamma} + \frac{\gamma_{j\Gamma}}{1 - \gamma_{j\Gamma}} (z_{ij}^0 - z_{i\Gamma}^0) \frac{n_j n_{\Gamma}}{\gamma_{j\Gamma} n_j + n_{\Gamma}}.$$

При узагальненні формули (12) на випадок $N > 2$ властивості багатокомпонентних розчинів однозначно вираховуються через відповідні характеристики бінарних j - Γ розчинів ($j \neq \Gamma$, $j = \overline{1, N}$, $\Gamma = \overline{1, N}$) і рівняння стану для багатокомпонентних розчинів має вигляд

$$Z_i(T, P, n_1, \dots, n_N) = \sum_{j=1}^N z_{ij}^0 n_j + \Phi_i(T, P, n_1, \dots, n_N), \quad (14)$$

де

$$\Phi_i(T, P, n_1, \dots, n_N) = \sum_{l=1}^N \gamma_{l0} n_l \sum_{j=1}^{N-1} \sum_{\Gamma=j+1}^N \alpha_{ij\Gamma} \gamma_{0\Gamma} F(K_j, K_{\Gamma}).$$

Якщо при призначенні $F(K_j, K_{\Gamma})$ обмежитись лише одним членом ряду (10), то (14) набуде вигляду

$$Z_i(T, P, n_1, \dots, n_N) = \sum_{j=1}^N z_{ij}^0 n_j + \frac{1}{\sum_{l=1}^N \gamma_{l0} n_l} \sum_{j=1}^{N-1} \gamma_{j0} \sum_{\Gamma=j+1}^N \frac{z_{ij}^0 - z_{i\Gamma}^0}{1 - \gamma_{j\Gamma}} n_j n_{\Gamma}.$$

Оскільки (14) - однорідна функція першого порядку за числом моль компонентів, то справедливе наступне співвідношення:

$$Z_i(T, P, n_1, \dots, n_N) = \left(\sum_{j=1}^N n_j \right) Z_i(T, P, x_1, \dots, x_N), \quad (15)$$

де

$$x_j = \frac{n_j}{\sum_{j=1}^N n_j} \quad (16)$$

- мольна доля компонента в розчині. При узагальненні мольні доли

компонентів (9) можна виразити через (16):

$$K_j = \frac{\gamma_{j0} x_j}{\sum_{l=1}^N \gamma_{l0} x_l} \quad (17)$$

Таким чином функція Z_1 , на відміну від Z_2 , залежить лише від мольної долі кожного компонента, тобто є однорідною нульового порядку функцією числа молів компонентів, що й потрібне для моделювання октанового числа.

Далі роз'яснюється фізико-математичний зміст октанових чисел та проводиться перетворення моделі октанового числа відповідно до виробничих умов.

Октанове число бензинової суміші залежить виключно від відносної частки складових компонентів. Подібні властивості мають наведені термодинамічні функції, що розглядаються як повний аналог залежності "октанове число - склад". Явний вигляд залежності октанового числа Q від октанових чисел Q_j^0 чистих компонентів визначається формулою

$$Q = \sum_{j=1}^N Q_j^0 x_j + \Phi(x_1, \dots, x_N), \quad (18)$$

де нелінійна складова має вигляд

$$\Phi(x_1, \dots, x_N) = \sum_{l=1}^N \gamma_{l0} x_l \sum_{j=1}^{N-1} \sum_{r=j+1}^N (Q_j^0 - Q_r^0) \frac{\gamma_{or}}{1 - \gamma_{jr}} F(K_j, K_r). \quad (19)$$

Обмеживши функцію $F(K_j, K_r)$ лише першим членом ряду (10), матимемо

$$Q = \sum_{j=1}^N Q_j^0 x_j + \frac{1}{\sum_{l=1}^N \gamma_{l0} x_l} \sum_{j=1}^{N-1} \sum_{r=j+1}^N \gamma_{j0} \sum_{r=j+1}^N \frac{Q_j^0 - Q_r^0}{1 - \gamma_{jr}} x_j x_r. \quad (20)$$

Із (20) видно, що вплив нелінійного члена тим більший, чим більша різниця $Q_j^0 - Q_r^0$.

Для практичного застосування моделі існує дві можливості: або організувати перерахування об'ємних концентрацій у вагові, а потім у мольні, або модель (20) адаптувати, покладаючи формально

$$x_j = \frac{V_j}{\sum_{l=1}^N V_l}, \quad K_j = \frac{\gamma_{j0} V_j}{\sum_{l=1}^N \gamma_{l0} V_l}. \quad (21)$$

Тут позначено V_j об'ємні витрати компонентів.

Третя глава присвячена оптимізації процесу компаундування

та розробці методів розв'язання даної задачі.

Здійснено постановку задачі оптимізації та запропоновано метод розв'язку.

Метою задачі є отримання товарного бензину потрібної якості при мінімізації його вартості. Оскільки вартість товарного бензину $C_{\Sigma} = \sum C_1 U_1$, то мету задачі керування процесом змішування математично можна подати у вигляді

$$C^T U \rightarrow \min, \quad (22)$$

де $C = (C_1, \dots, C_n)^T$ - вектор вартості компонентів бензину;

$U = (U_1, \dots, U_n)^T$ - вектор величин потоків компонентів;

n - число змішуваних компонентів.

На керувачі дії U_i накладаються природні обмеження $0 \leq U_i \leq d$, де $i=1, \dots, n$; U_i - компоненти вектора U ; d - відома величина, що дорівнює максимальній пропускній спроможності трубопроводів.

Вимоги технологічного процесу описані обмеженнями

$$|U_i(k+1) - U_i(k)| \leq b, \quad i = \overline{1, n},$$

де k - моменти дискретного часу $k=0, 1, \dots$, b - відома величина.

Матеріальний баланс процесу змішування в трубопроводі визначає обмеження, фізичний зміст якого полягає в незмінності величини потоку товарного бензину:

$$q^T U(k) = G, \quad (23)$$

де q - вектор розмірності n , всі компоненти котрого дорівнюють 1; G - заздалегідь задана величина потоку товарного бензину.

Серед показників товарного бензину, що нормуються, основним є октанове число Q_{Σ} , значення якого обмежене допустимими границями

$$\underline{Q}_{\Sigma} \leq Q_{\Sigma} \leq \overline{Q}_{\Sigma},$$

де \underline{Q}_{Σ} , \overline{Q}_{Σ} - верхня та нижня допустимі границі октанового числа. Багато, щоб октанове число для зниження собівартості товарного бензину відповідало умові $Q_{\Sigma} = \underline{Q}_{\Sigma}$.

Математична модель процесу змішування бензинових фракцій може бути описана векторним рівнянням

$$Q_{\Sigma}(k) = U^T(k) Q^* [q^T U(k)]^{-1} + \delta(k), \quad (24)$$

де $Q^* = (Q_1^*, \dots, Q_n^*)^T$ - вектор октанових чисел компонентів; $\delta(k)$ - нелінійна добавка, що характеризує міру нелінійності процесу змішування компонентів:

$$\delta(k) = \delta(U(k), Q).$$

Знання структури та параметрів нелінійного члена моделі (20) дозволяє оцінити $|\delta(k)| \leq 0$.

Оскільки відомі лише інтервальні оцінки октанових чисел змішуваних компонентів вигляду $Q_1 \leq Q_1 \leq \bar{Q}_1$, то задача оптимізації процесу компаундування зводиться до послідовного рішення наступних задач:

- ідентифікація невідомих параметрів Q^* моделі (24);
- задача нелінійного програмування (22) при заданих обмеженнях.

Початковими даними для розв'язання такої задачі є стартова рецептура, що задається оператором-технологом.

Розроблено алгоритм ідентифікації параметрів математичної моделі. Початковою інформацією для роботи даного алгоритму є рівняння (24) моделі процесу, поточні виміри вектора входів $U^T(k) = (U_1(k), \dots, U_n(k))$ та виходів (показань аналізатора октанового числа суміші):

$$y_k = Q_{\Sigma}(k) + \xi(k), \quad (25)$$

Тоді із співвідношень (20) та (25) отримаємо

$$y(k) = U^T(k) Q^* [q^T U(k)]^{-1} + \zeta(k), \quad (26)$$

де величина ζ характеризує як похибку вимірів, так і похибку, викликану нелінійністю моделі (20). Априорно відомі оцінки значень компонент Q_1^* в (24) у вигляді інтервалів $Q_1 \leq Q_1 \leq \bar{Q}_1$.

Результатом роботи алгоритму ідентифікації є послідовність $\{E(k)\}$ еліпсоїдальних оцінок

$$E(k) = \{Q_0 (Q - \hat{Q}(k))^T H^{-1}(k) (Q - \hat{Q}(k)) \leq 1\}, \quad i = \overline{1, n}, \quad (27)$$

де $\hat{Q}(k)$ - центр еліпсоїда, $H(k)$ - симетрична додатньо визначена матриця, що характеризує багатомірний об'єм еліпсоїда. За способом побудови оцінки вірно $Q^* \in E(k)$.

З часом об'єми еліпсоїдів монотонно зменшуються. Центри $\hat{Q}(k)$ еліпсоїдів приймаються за точкові оцінки вектора параметрів Q^* .

Нижче розглядається задача забезпечення збіжності алгоритмів еліпсоїдального оцінювання за умов, коли вхідні змінні в рівнянні регресії мають лінійні обмеження.

Розглянемо рівняння лінійної регресії

$$y_k = m_{*k}^T z_k + \xi_k, \quad k=1, 2, \dots, \quad (28)$$

де y_k та вектор z_k вхідних змінних ($\|z_k\| > 0$, $\|\cdot\|$ - евклідова норма вектора) відомі в кожний момент k ; $m_{*k} \in R^n$ - вектор невідомих оцінюваних параметрів. Невідома величина (завада) ξ_k припускається обмеженою $|\xi_k| \leq c_k$, де $c_k \geq 0$ - відоме число.

Апріорно задано, що вектор m_{*} належить обмеженій множині E_0 і ця множина є еліпсоїдом вигляду (27) з параметрами m_0 , H_0 :

$$E_0 = \{m \in R^n: (m - m_0)^T H_0^{-1} (m - m_0) \leq 1\}, \quad (29)$$

де вектор $m_0 \in R^n$ і симетрична матриця $H_0 > 0$ вважаються відомими. Початкових даних достатньо для побудови еліпсоїдальних оцінок E_k вектора параметрів m_{*} :

$$E_k = \{m \in R^n: (m - m_k)^T H_k^{-1} (m - m_k) \leq 1\}, \quad (30)$$

таких, що $m_{*} \in E_k \quad \forall k \geq 1$, при цьому $|E_k| \leq |E_{k-1}|$.

В (30) $m_k \in R^n$ - центр симетрії еліпсоїда, H_k - додатньо визначена матриця. Ці величини, що визначають оцінку, обчислюються рекурентно у відповідності до алгоритму еліпсоїдального оцінювання:

$$m_k = m_{k-1} + \frac{H_{k-1} z_k}{(z_k^T H_{k-1} z_k)^{1/2}} \operatorname{sign}(y_k - m_{k-1}^T z_k), \quad (31)$$

$$H_k = \gamma_k^2 (H_{k-1} + (\beta_k^2 - 1) \frac{H_{k-1} z_k z_k^T H_{k-1}}{z_k^T H_{k-1} z_k}), \quad (32)$$

де початкові значення m_0 та H_0 дорівнюють відповідним параметрам апріорного еліпсоїда (20). В (31) та (32) γ_k , β_k - числові параметри, функціонально пов'язані із змінними y_k , z_k , c_k , m_{k-1} . Пара (z_k, y_k) вважається інформативною, якщо $\gamma_k^2 \beta_k^2 \leq q < 1$, де q - деяка константа. Для інформативних пар об'єми еліпсоїдів E_k строго монотонно спадають.

На вектор z_k в (28) накладаються обмеження

$$z_k \in A, \quad (33)$$

де множина

$$A = \{z \in R^n: A^T z = b, \quad b \in R^p\} \quad (34)$$

являє собою лінійний многовид, що задається за допомогою $(n \times p)$ - матриці A та вектора b ($b \neq 0$). Припускається, що ранг матриці A дорівнює p і $p < n$.

Показано, що розв'язок задачі оцінювання параметрів

вибір! Δz Існує число ϵ , таке, що умова (41) буде виконана.

Розглянено алгоритм обчислення вивчаєчих добавок при лінійних обмеженнях на значення вхідних змінних.

Четвертий розділ присвячено технічній реалізації адаптивної оптимізації процесу компаундування (змішування) нафтопродуктів. Представлено технічне забезпечення неперервного приготування товарних бензинів та дано короткий опис об'єкта керування - станції змішування. Станція змішування являє собою складний технологічний об'єкт, керування котрим зводиться до точного підтримання процентних співвідношень компонентів відповідно до завдання на отримання продукту заданої якості.

На прикладах закордонних та вітчизняних фірм, що займаються розробкою та впровадженням систем керування, проглядають основні тенденції розвитку пристроїв, систем контролю та керування, серед яких основними є широке використання систем керування з усе більшою децентралізацією; використання в системах керування принципів оптимізації та адаптивного регулювання.

Показано можливість та доцільність застосування аналізаторів октанового числа для контролю продуктів безпосередньо на технологічних лініях.

Проведено розробку комплексу керування змішуванням з вбудованим у його контур спеціалізованим багатопроцесорним програмованим контролером на базі OMEOM серії KP1816. Розроблено структурну схему комплексу неперервного змішування. З урахуванням тенденції світового розвитку контролерів для керування технологічним процесом змішування товарних бензинів розроблено багатопроцесорний програмований контролер "Інтеграл-1АК", на основі схеми рішення якого отримано два додатні рішення на заявки на винаходи та подано запити на отримання патентів.

Розроблено автоматичний поточний аналізатор октанового числа товарного бензину. Для даного пристрою основана на реакції часткового окислення при температурі 300-350°C в реакторі. На даний пристрій отримано патент СРСР N 1714476.

Розроблено пристрій для вводу дози продукту в реактор аналізатора, а також деяких присадок в товарний продукт змішування. На даний пристрій отримано авторське свідоцтво N 1747913 (СРСР). Наводяться описи даних пристроїв та описи принципів їх роботи.

Розроблено керувачі алгоритми багатопроцесорного контролера "Інтеграл-1АК" та алгоритми адаптивної оптимізації

$$\lim_{k \rightarrow \infty} \lambda_{\max}^{-1/2}(H_k) = 0.$$

При значенні параметра $\varepsilon=1$ умову (40) очевидно задовольняє лише один вектор V , що відповідає значенню $\lambda_{\max}(H_k)$ матриці H_k . При $\varepsilon=0$ умову (40) задовольняє будь-який вектор V . Таким чином, значення параметра ε визначає допустиму область зміни векторів V_k , у межах якої забезпечується збіжність алгоритмів, що розглядаються.

Умову (40), враховуючи представлення $z_k = GV_k$ та рівності (38), можна записати у вигляді

$$\frac{z_k^T H_{k-1} z_k}{z_k^T z_k} \geq \varepsilon \lambda_{\max}(G^T H_{k-1} G). \quad (41)$$

Розглянемо довільну послідовність $(\bar{z}_k)_0^\infty$ векторів \bar{z}_k , що задовольняють обмеженню (33). Оскільки для цієї послідовності $(\bar{z}_k)_0^\infty$ умова (40) може не виконуватись, то пропонується перетворювати елементи послідовності $(\bar{z}_k)_0^\infty$ за правилом

$$z_k = \begin{cases} \bar{z}_k + \Delta z_k, & \text{якщо для } \bar{z}_k \text{ умова (41) не виконується;} \\ \bar{z}_k & \text{в іншому випадку;} \end{cases}$$

де Δz_k - вивчарча добавка, така, що z_k задовольняє умову (41). Задача визначення поправки Δz_k в загальному випадку має не єдине рішення. Розглянемо практично важливий випадок, при якому вивчарчі добавки Δz_k обмежені за нормою

$$\|\Delta z_k\| \leq d \|\bar{z}_k\|, \quad d < 1. \quad (42)$$

Твердження 3.2. Нехай задано обмежену послідовність $(\bar{z}_k)_0^\infty$ векторів \bar{z}_k , що задовольняють умову (33). Тоді існує така послідовність $(\Delta z_k)_0^\infty$ векторів Δz_k , що задовольняють умову (42), що послідовність $(z_k)_0^\infty$ векторів $z_k = \bar{z}_k + \Delta z_k$ задовольняє як умову (33), так і умову (41) при деякому значенні ε , і на послідовності $(z_k)_0^\infty$ для кожного алгоритма із розглянутого класу має місце границя

$$\lim_{k \rightarrow \infty} (m_{*k} - m_k)^T z = 0, \quad \forall z \in L.$$

Далі для даного твердження доведено, що при відповідному

лінійної регресії (28) при $\xi_k=0$ зводиться до знаходження рішення системи рівнянь

$$y_k = m^T z_k, \quad k=1, 2, \dots \quad (35)$$

Із (35) та (28) при $\xi_k=0$ отримаємо, що рівняння (35) задовольняють вектори m , для яких справедливо $(m_{*} - m)^T z_k = 0$, і множина розв'язків (35) являє собою лінійний многовид, що містить вектор m_{*} . Позначимо лінійну оболонку множини A через $L=L(A)$, де $L \in \mathbb{R}^n$ і розмірність l дорівнює $l=n-p+1$.

Для обмеження (33) потрібно вказати умови, що накладаються на вектори z_k , за яких для послідовності $\{m_k\}_0^{\infty}$ оцінок m_k має місце границя

$$\lim_{k \rightarrow \infty} (m_{*} - m_k)^T z_k = 0, \quad \forall z \in L. \quad (36)$$

У випадку, коли $L = \mathbb{R}^n$, вираз (36) еквівалентний такому:

$$\lim_{k \rightarrow \infty} m_k = m_{*}.$$

Розглядаються умови збіжності. Підпростір L можна представити у вигляді

$$L = \{z \in \mathbb{R}^n : z = GV, \quad V \in \mathbb{R}^l\}, \quad (37)$$

де стовпчики $(n \times l)$ -матриці G ортонормовані:

$$G^T G = I. \quad (38)$$

Тут I - одинична $(l \times l)$ -матриця.

Відповідно до (32) для матриць вигляду $H_k = G^T H_k G$ справедливе рівняння

$$H_k = V_k^2 (H_{k-1} + (\beta_k^2 - 1) \frac{H_{k-1} V_k^T V_k H_{k-1}}{V_k^T H_{k-1} V_k}). \quad (39)$$

Твердження 3.1. Нехай ϵ - деяке фіксоване додатне число, взяте із інтервалу $(0, 1)$, матриці H_k обчислюються згідно з (39) і послідовність $\{V_k\}_0^{\infty}$ така, що виконується умова

$$\frac{V_k^T H_{k-1} V_k}{V_k^T V_k} \geq \epsilon \lambda_{\max}(H_{k-1}) \quad (40)$$

за винятком скінченного числа моментів часу k , де $\lambda_{\max}^{1/2}(H_{k-1})$ - максимальне власне значення матриці H_{k-1} . Тоді існує границя

технологічного процесу, і на базі даних алгоритмів розроблено програми керування змішуванням бензинів у потоці та програми контрольного прикладу.

В додатках 1, 2 наведені результати контрольного прикладу та документ, що підтверджує використання результатів роботи.

ОСНОВНІ РЕЗУЛЬТАТИ ТА ВИСНОВКИ

1. Сформульовано задачу оптимізації процесу змішування бензинів.

2. Отримано математичну модель змішування бензинів, що пов'язує октанове число сумарного бензину з октановими числами, витратами та термодинамічними константами змішуваних компонентів.

3. Розв'язано задачу адаптивної оптимізації процесу змішування бензинів.

4. Розв'язано задачу оцінювання параметрів лінійної регресії з використанням одного класу алгоритмів оцінювання за допомогою еліпсоїдів при лінійних обмеженнях на вхідні змінні. Запропоновано та досліджено алгоритм формування вивчавчих добавок.

5. Запропоновано структуру системи оптимізації процесу змішування бензинів.

6. Розроблено комплекс технічних засобів для реалізації адаптивної системи керування компаундуванням бензинів, зокрема:

- розроблено програмований контролер "Интеграл-1АК" для керування витратами компонентів бензинів у потоці.

- розроблено октанометр та дозувчий пристрій для вимірювання октанового числа бензинів у потоці.

Основні положення дисертації викладені в наступних роботах:

1. Астапов В.Н., Бакан Г.М., Коцюба А.Т. Математическая модель технологического процесса смешивания бензиновых фракций // Тез. докл. науч.-техн. конф. "Применение ВТ и математических методов в научных и экономических исследованиях", Шацк, 10-14 сент. 1991. - Киев: КПИ, 1991. - С. 118.

2. Техническая реализация адаптивной оптимизации

процесса компаундирования нефтепродуктов / В. Н. Астапов, Г. М. Бакан, Г. Г. Воробьев, Е. А. Одинцова. - Киев, 1991, 22 с. - (Препр. / АН Украины. Ин-т кибернетики им. В. М. Глушкова; 91-27).

3. А. с. 1714476 СССР, МКИ G01N25/20. Устройство для определения октанового числа / В. Н. Астапов. - Оpubл. 23.02.92, Бюл. № 7.

4. А. с. 1747913 СССР, МКИ G01F11/00. Устройство для дозирования / В. Н. Астапов. - Оpubл. 15.07.92, Бюл. № 26.

5. Математическое моделирование технологического процесса смешивания бензиновых фракций / В. Н. Астапов, Г. М. Бакан, А. Т. Коцуба, Е. А. Одинцова // Автоматика. - 1992. - № 5. - С. 31-37.

6. Пат. 1784103 СССР, МКИ G06F11/00. Устройство для обмена информацией / Астапов В. Н., Воробьев Г. Г. - Оpubл. 23.12.92, Бюл. № 47.

7. Астапов В. Н., Бакан Г. М., Сальников Н. Н. Оценка с помощью эллипсоидов параметров линейной регрессии при линейных ограничениях на вектор входных переменных // Автоматика. - 1993. - № 1. - С. 28-34.



Підп. до друку 19.11.93. Формат 60×84/16. Папір друк. № 2. Офс. друк.
Ум. друк. арк. 0,93. Ум. фарбо-відб. 1,05. Обл.-вид. арк. 1,0. Тираж 100.
Зам. 1590.

Редакційно-видавничий відділ з поліграфічною дільницею
Інституту кібернетики імені В. М. Глушкова АН України
252207 Київ 207, проспект Академіка Глушкова, 40

AB 28.581

AB 28.581