



Міністерство освіти і науки України
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут
імені Ігоря Сікорського»
Інженерно-хімічний факультет



**Автоматизація
та комп'ютерно-інтегровані технології – 2018**

**V Міжнародна науково-практична конференція
молодих учених, аспірантів і студентів**

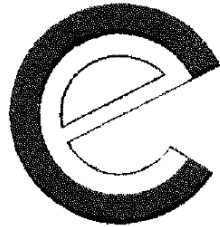
АКІТ – 2018

Київ, 11–12 квітня 2018 року

Матеріали конференції



**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»
Інженерно-хімічний факультет**



**Автоматизація
та комп'ютерно-інтегровані технології – 2018**

**V Міжнародна науково-практична конференція
молодих учених, аспірантів і студентів**

АКІТ – 2018

Київ, 11–12 квітня 2018 року

Матеріали конференції

**Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2018**

УДК 681.2.08

A53

A53 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології – 2018 /
Уклад. М. В. Лукінюк // Матеріали V Міжнар. наук.-практ. конф.
молодих учених, аспірантів і студ. (АКІТ – 2018), м. Київ, 11–12 квіт.
2018 р. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, Вид-во «Політехніка»,
2018. – 168 с.
ISBN 978-966-622-884-3

Наведено матеріали V Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, аспірантів і студентів «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології (АКІТ – 2018)», яка відбулася в Національному технічному університеті України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» 11–12 квітня 2018 року. Висвітлено сучасні підходи та методи в автоматизації виробничих процесів, математичному моделюванні технологічних об'єктів, дослідженні та синтезі сучасних комп'ютерних систем керування.

Для науковців, аспірантів і студентів вищих навчальних закладів.

УДК 681.2.08

Конференції надано статус Міжнародної
Лист Інституту модернізації змісту освіти МОН України
№ 22.1/10-7 від 15.01.2018 (позиція 115)

Рекомендовано до друку
Вченою радою
Інженерно-хімічного факультету
Національного технічного університету України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
(Протокол № 3 від 26.03.2018 р.)

Відповідальний за випуск
А. І. Жученко, д-р техн. наук, проф.,
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

Укладання, редагування, правка та комп'ютерне верстання
М. В. Лукінюка

ISBN 978-966-622-884-3

© Автори тез доповідей, 2018

© КПІ ім. Ігоря Сікорського (ІХФ), 2018



Кафедра автоматизації хімічних виробництв

була створена на хіміко-технологічному факультеті КПІ наказом ректора О. С. Плигунова № 434 від 2 червня 1960 р. Згідно з наказом вона отримала назву «Кафедра теоретичних основ автоматики», її першим завідувачем став відомий спеціаліст з теорії автоматичного регулювання професор Корнілов Юрій Георгійович, автор першого в СРСР підручника з теорії автоматичного регулювання.

Колектив кафедри за короткий час створив лабораторну базу, займаючись одночасно підготовкою курсів лекцій і навчанням студентів. Викладачі кафедри читали курс теорії автоматичного регулювання на різних факультетах (ця традиція підтримується донині). Першими студентами кафедри були студенти хіміко-технологічного факультету, які висловили бажання отримати спеціальність «Автоматизація технологічних процесів хімічних виробництв». Через рік кафедру перейменували («Кафедра теоретичних основ автоматики і автоматизації хімічних виробництв»), а згодом вона отримала назву «Кафедра автоматизації хімічних виробництв» (кафедра АХВ).

Перший випуск інженерів, підготовлених кафедрою, відбувся 1963 року. Того ж року кафедра перейшла на факультет хімічного машинобудування КПІ. У подальшому кафедру АХВ очолювали доцент М. Д. Ступак (1963–1964), професори Р. Я. Ладієв (1964–1977), Ю. О. Остапенко (1977–1984), В. С. Коваленко (1984–1990), М. З. Кваско (1990–2007). З січня 2007 року кафедру очолює доктор технічних наук, професор Анатолій Іванович Жученко.

На кафедрі працюють 25 викладачів, серед яких 2 професори, 12 доцентів. У різні роки на кафедрі працювали відомі вчені – професори О. М. Крижанівський, А. З. Грищенко, В. М. Кунцевич.

За час існування кафедри підготовлено тисячі фахівців з автоматизації технологічних процесів (інженерів, спеціалістів, бакалаврів, магістрів), у тому числі сотні іноземців, виконано значний обсяг науково-дослідних робіт, результати яких впроваджено на десятках підприємств України та далеко за її межами. Викладачами та співробітниками кафедри видано понад 60 підручників, навчальних посібників, монографій, оприлюднено сотні наукових публікацій, отримано сотні авторських свідоцтв та патентів на винаходи.

Кафедрою проводиться підготовка бакалаврів за напрямом «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології», спеціалістів та магістрів за спеціальністю «Автоматизоване управління технологічними процесами».

Адреса кафедри: 03056, Київ, пр-т Перемоги, 37, корпус № 19;

телефони: (044) 204-96-70, 204-94-08;

e-mail: kaf_ahv@kpi.ua;

сайт: <http://ahv.kpi.ua>.

Міжнародні науково-практичні конференції молодих учених, аспірантів і студентів «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» (АКІТ) проводяться щорічно у квітні.

Матеріали конференцій друкуються у вигляді збірників, а також розміщуються на сайті кафедри АХВ.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ОСАДЖЕННЯ БОРУ НА ПОВЕРХНІ ВУГЛЕЦЕВИХ ВОЛОКОН

Скачков В. О., Іванов В. І., Нестеренко Т. М., Бережна О. Р.

Запорізька державна інженерна академія, colourmet@zgia.zp.ua

Одним із перспективних напрямів сучасного матеріалознавства є створення термостійких високоміцних композитів з низькою питомою вагою. До них відносять боровуглецеві композити на основі вуглецевих волокон і борної матриці, яку отримують у ізобарному реакторі розкладанням диборану в інтервалі температур 450...700 °С. На вхід реактора подають гідрид бору, на його виході отримують продукти повного та неповного розкладання.

У реакторах такого типу реалізується конвективно-дифузійне перенесення маси реагуючого газу. Рівняння перенесення речовини за умов хімічного перетворення надають у вигляді* :

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial \tau} + \operatorname{div} \vec{q}_{dif.i} + \operatorname{div} \vec{q}_{conv.i} = q_{chem.i} \quad (1)$$

де ρ_i – парціальна густина i -го реагента середовища; $q_{chem.i}$ – питома об'ємна продуктивність процесу хімічного перетворення; $\vec{q}_{dif.i}$ – вектор питомого потоку дифузійного перенесення маси i -го компонента; $\vec{q}_{conv.i}$ – вектор питомого конвективного перенесення i -го компонента; τ – час процесу.

Для зручності розгляду рівняння (1) подають через молярні концентрації та, вважаючи, що об'ємні реакції відсутні, записують як

$$\frac{\partial C_i}{\partial \tau} + \operatorname{div}(\vec{U} \cdot C_i - D_{iN} \nabla C_i) = 0 \quad (2)$$

де C_i – концентрація i -го компонента в об'ємі реакційного середовища; \vec{U} – швидкість руху газового середовища; D_{iN} – коефіцієнт дифузії i -го компонента у газовому середовищі з N компонентами.

З метою спрощення рівняння (2) вводять такі припущення:

- розглядають циліндричний реактор, для якого всі функції, що описують структуру газових потоків, не залежать від окружної координати;
- газовий потік рухається вздовж вісі реактора;
- розглядають тільки стаціонарний, сталий та ізотермічний режими роботи реактора;
- всі гомогенні та гетерогенні реакції відповідають першому порядку.

Враховуючи прийняті припущення, рівняння (2) можна записати як

$$\frac{d(UC_i)}{dz} - \frac{k_i^g \beta_i C_i}{S_{spec} k_i^g + \beta_i} = 0 \quad (3)$$

де z – координатна вісь вздовж осі реактора; k_i^g – константа швидкості гетеро-

* Франк-Каменецкий Д. А. Диффузия и теплопередача в химической кинетике [Текст] / Д. А. Франк-Каменецкий. – М.: Наука, 1967. – 491 с. – Библиогр.: С. 490–491. – 2100 экз.

генної реакції; β_i – константа швидкості дифузії ($\beta_i = D_{iN} / \delta$); S_{spec} – питома площа реакційної поверхні.

На реакційній поверхні реалізується процес осадження твердого осаду у вигляді полікристалічного бору за реакцією:



Вводячи ступінь розкладання α диборану та враховуючи реакцію (4), можна записати

$$C^{H_2} = 3\alpha C_{ent}^{B_2H_6}; \quad C^{B_2H_6} = C_{ent}^{B_2H_6} (1-\alpha); \quad U = U_{ent} (1+2\alpha), \quad (5)$$

де $C_{ent}^{B_2H_6}$, U_{ent} – концентрація диборану та швидкість газового потоку на вході в реактор відповідно.

Тоді, враховуючи співвідношення (5), рівняння (3) можна записати як

$$\frac{1-4\alpha}{1-\alpha} \frac{d\alpha}{dz} - \frac{\Omega}{\theta+\beta} = 0; \quad (6)$$

де $\Omega = k_{B_2H_6}^g \beta / U_{ent}$; $\theta = S_{spec} k_{B_2H_6}^g$.

Для рівняння (6) граничну умову задають як $\alpha(z=0) = 0$. Тоді розв'язання рівняння (6) має вигляд

$$4\alpha + 3 \ln (1 - 4 \alpha) = \Omega z / (\theta + \beta). \quad (7)$$

Розкладаючи логарифм із співвідношення (7) у ряд Макларена та нехтуючи членами другого порядку мализни, отримують

$$\alpha = \Omega z / (\theta + \beta). \quad (8)$$

З третього рівняння співвідношення (5) виходить

$$\alpha = 0,5 (U_{out} / U_{ent} - 1), \quad (9)$$

де U_{out} – швидкість реакційних газів на виході з реактора.

Зрівнявши праві частини співвідношень (9) і (10), після перетворень можна записати значення константи швидкості розкладання диборану на поверхні вуглецевих волокон, закріплених на трубчастому каркасі як

$$k_{B_2H_6}^g = D_u \beta / (2\beta \ell - D_u S_{spec}), \quad (10)$$

де $D_u = U_{out} - U_{ent}$; ℓ – довжина реактора.

Виміряна швидкість осадження бору на поверхні вуглецевих волокон

$$W_{mea} = \Delta m (z + \Delta z) / (\rho_B S_{spec} \Delta z \tau), \quad (11)$$

де Δm – маса бору, що осаджується на довжині Δz у точці z ; ρ_B – питома вага бору.

Обчислена швидкість осадження бору описується формулою

$$W_{cal} = \frac{k_{B_2H_6}^g \beta C_{ent}^{B_2H_6} [1-\alpha(z)] S_{spec}}{S_{spec} k_{B_2H_6}^g + \beta} . \quad (12)$$

За умов рівності правих частин співвідношень (11) і (12) виходить

$$\beta = \frac{\Delta m}{\left[C_{ent}^{B_2H_6} (1-\alpha) \rho_B S_{spec} \Delta z \tau \right] - \frac{\Delta m}{k_{B_2H_6}^g S_{spec}}} . \quad (13)$$

Співвідношення (13) задає значення швидкості дифузії з об'єму реактора на реакційну поверхню. Враховуючи залежність β від коефіцієнта дифузії, можна обчислити товщину дифузійного шару.

ОСОБЛИВОСТІ МЕТОДІВ МОНІТОРИНГУ ТЕХНІЧНОГО СТАНУ ОБ'ЄКТІВ КЕРУВАННЯ, ЗАСНОВАНИХ НА ШТУЧНОМУ ІНТЕЛЕКТІ

Зварич Д. М.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, kafatr@ukr.net

Розглядаються особливості моніторингу технічного стану об'єктів керування у нафтогазовій промисловості, заснованих на штучному інтелекті. Зроблено висновок про доцільність використання багатошарової штучної нейронної мережі (ШНМ) прямої дії для задач ідентифікації та прогнозування в умовах невизначеності.

Найбільш широко використовуваними методами штучного інтелекту в області моніторингу та діагностики технічного стану об'єктів керування є штучні нейронні мережі. Це викликано їхньою відмінною можливістю розпізнавання образів і здатністю розпізнавати нечіткі та неточні сигнали.

Аналізування літературних джерел показало, що ШНМ мають такі особливості, які дозволяють використовувати їх в області синтезу інформації та діагностики несправностей машин і нафтового обладнання:

– ШНМ може бути багатовимірною системою з багатьма входами і виходами (МІМО – Multi-Input і Multi-Output). Така структура показує, що ШНМ може обробляти складні чисельні проблеми об'єкта керування, викликані декількома пошкодженнями одночасно;

– ШНМ обробляє інформацію, що надходить паралельно, подібно тому як люди обробляють складну інформацію. Ця особливість вказує, що ШНМ можуть з'єднувати інформацію з різних джерел одночасно і природно;

– ШНМ мають можливість отримувати нові знання, що схоже на шляхи, котрими людство здобуває знання. Процес навчання здійснюється через безперервну регуляцію цінностей ваги серед нейронів;

– знання у навчанні зберігаються у розподілений спосіб за допомогою набору ваги. Це також показує те, яким чином знання зберігаються в пам'яті мозку людини;

– ШНМ є одними з кращих у апроксимації функцій і можуть апроксимувати будь-яку нелінійну функцію з будь-якою точністю. Вони можуть бути використані не тільки для апроксимації, але й для інтерполяції;

– ШНМ мають добрі показники відмовостійкості. Ця особливість в основному виходить з нормальної структури та розподіленої системи зберігання інформації.

Відомо, що основною одиницею обробки в ШНМ є нейрон. Він продукує вихід, формуючи суми ваг числа входів. Вихід нейрона є нелінійною функцією суми ваг. Характеристика нейрона описується як

$$y = f \left[\sum_{i=1}^m w_i x_i \right],$$

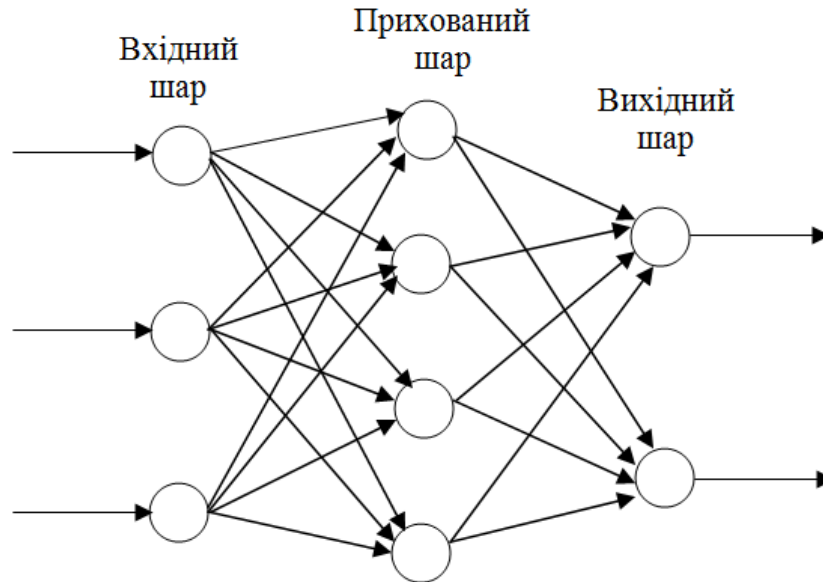
де x_i – входи, $i = 1, 2, \dots, m$; y – виходи; f – нелінійна функція перетворення чи функція активації; w_i – ваги, $i = 1, 2, \dots, m$.

Найбільш часто використовувані функції перетворення – це сигмовидні функції*:

$$f(x) = \frac{1}{1 + e^{-cx}},$$

де c – константа.

З усіх ШНМ багатошарові ШНМ прямої дії (див. рисунок) є, мабуть, найбільш використовуваними.



Багатошарова ШНМ прямої дії

ШНМ прямої дії також відома як багатошаровий перцептрон. Багатошарова ШНМ прямої дії з алгоритмом навчання зворотного поширення помилки також називається «методом зворотного поширення помилки нейронної мережі». Алгоритм навчання описується так:

$$\Delta w(n) = -\eta \nabla E(n) - \alpha \Delta w(n-1),$$

де η – швидкість навчання; α – імпульсна постійна; E – функція помилки.

У цій доповіді представлено короткий огляд основних особливостей методів моніторингу технічного стану об'єктів керування у нафтогазовій промисловості, заснованих на штучному інтелекті. Акцентується увага на багатошаровій ШНМ прямої дії. Вона є основою, на якій ґрунтуються запропоновані схеми для комплексу задач діагностики несправностей об'єктів керування, ідентифікації та прогнозування в умовах невизначеності.

* Xudong L. A hybrid model for sharing information between fuzzy, uncertain and default reasoning models in multi-agent systems [Текст] / L.Xudong, Z.Chengqi, R.Nicholas // International Journal of Uncertainty, Fuzziness and Knowledge-Based Systems. – 2002. – Vol.10, No 4. – P. 401–450. – ISSN 0218-4885.

ПРИНЦИПЫ ПОСТРОЕНИЯ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ РУДОПОДГОТОВКОЙ В УСЛОВИЯХ ОБОГАТИТЕЛЬНОГО КОМБИНАТА

Купин А. И., Коваленко К. А., Сенько А. А., Мисько Б. С.

ГВУЗ «Криворожский национальный университет», kupin.andrew@gmail.com

В условиях мировой рыночной экономики повышение конкурентоспособности отечественного горно-металлургического комплекса можно достичь за счет стабилизации качества выпускаемой продукции. Как составную часть можно рассматривать процесс стабилизации качественных показателей рудного сырья на горнодобывающих предприятиях в процессе рудоподготовки [1].

Выпуск продукции заданного качества в условиях высоких флуктуаций характеристик входного сырья приводит к необходимости оперативного принятия решений персоналом. Эти решения зависят от спектра колебаний динамических характеристик процесса и могут быть эквивалентны потерям 15...20 % производительности [2]. Невозможность прямого оперативного контроля физико-химических показателей сырья при первичной подготовке руды приводит к поиску косвенных решений. Например, использование автоматизированной системы управления (АСУ) на основе прогнозирования свойств сырья [3, 4].

Общую структурную схему автоматизированной системы прогнозирования можно разделить на несколько блоков (рис. 1).



Рис. 1. Общая структурная схема прогнозирующей АСУ

Первый – информация о качественных показателях руды из лабораторных анализов геолого-разведывательной службы. Второй – информация по транспортируемым объемам сырья с заданными характеристиками и времени транспортировки. Третий – аналитической обработки информации о простоях основного оборудования. Четвертый – блок определения процента руды, отсеиваемого на грохотах. Пятый – центральный модуль, модуль прогнозирования. Блок-схема реализации прогнозирующей АСУ представлена на рис. 2.

Выводы. Предложенная обобщенная структура прогнозирующей АСУ позволит решить проблему прогнозирования качественных показателей сырья, учитывая современные тенденции развития информационных технологий, что,

в свою очередь, позволяет стабилизировать качество выпускаемой продукции и, как следствие, приведет к повышению эффективности производства.

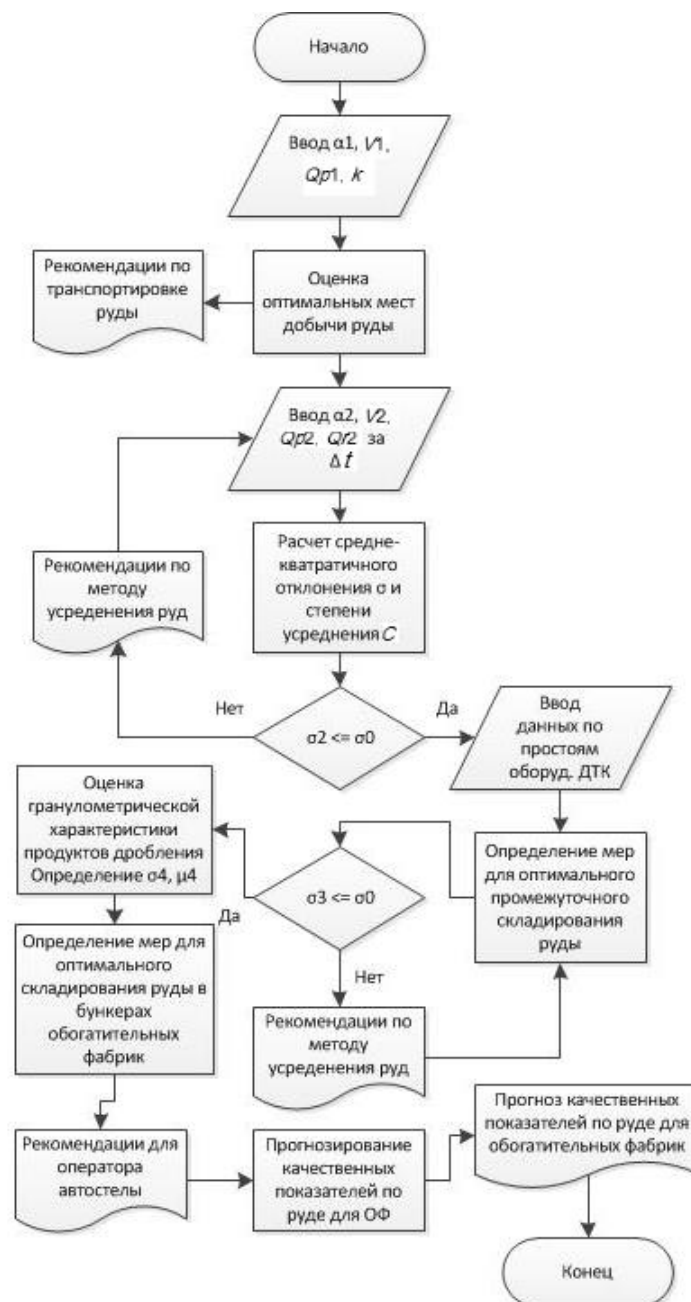


Рис. 2. Функциональная блок-схема прогнозирующей АСУ

1. Азарян А. А. Динамика качества и объемов добычи железорудного сырья в Украине 2003–2013 гг. [Текст] / А. А. Азарян, Ю. Г. Вилкул, В. А. Колосов // Качество минерального сырья / Сб. науч. тр. – Кривой Рог, 2014. – С. 8–19. – Библиогр.: с. 19. – ISBN 978-617-7250-05-9.

2. Бызов В. Ф. Усреднительные системы на горно-обогатительных предприятиях [Текст] / В. Ф. Бызов. – М.: Недра, 1988. – 213 с. – Библиогр.: с. 210-212. – 300 экз.

3. Антонов В. В. Прогнозирование показателей однородности качества руды с использованием имитационного моделирования. [Текст] / В. В. Антонов // Электротехнические комплексы и системы управления. – 2010. – №3. – С. 14–18. – Библиогр.: с. 18. – 200 экз. – ISSN 1990-5246.

4. Купін А. І. Ідентифікація та автоматизоване керування в умовах процесів збагачувальної технології на основі методів обчислювального інтелекту [Текст] : монографія / А. І. Купін, А. О. Сенько, Б. С. Мисько. – Кривий Ріг: Вид-во КНУ, 2018. – 298 с. – Библиогр.: с. 295–297. – 100 пр. – ISBN 966-7599-56-0.

ІДЕНТИФІКАЦІЯ БУРИМОСТІ ГІРСЬКИХ ПОРІД ПРИ БУРІННІ НАФТОГАЗОВИХ СВЕРДЛОВИН В УМОВАХ НЕВИЗНАЧЕНОСТІ

Сабат Н. В.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, natasabat04@ukr.net

Буримість за розробленими моделями визначається автоматично за допомогою мікропроцесорної системи [1, 2]. Буріння відповідної свердловини ведеться згідно геолого-технічного наряду (ГТН). На початку кожного довбання буровий майстер видає завдання бурильнику, в якому визначається типорозмір долота, осьова сила на долото F , частота його обертання n , витрата бурової рідини Q та інші. Як було викладено вище, в процесі буріння змінюється буримість гірської породи і її кількісні показники визначаються автоматично. Дані про буримість і механічну швидкість буріння v_m , проходку h , осьову силу F , швидкість його обертання n повинні аналізуватись буровим майстром. Якщо осьова сила на долото, його швидкість обертання, кількість і якість промивної рідини застабілізовані, необхідно детально проаналізувати механічну швидкість буріння v_m і проходку на долото h . У разі зменшення механічної швидкості буріння v_m і проходки h напрошується висновок про те, що даному геологічному розрізу не відповідає застосований типорозмір долота. У бурового майстра виникає запитання, як далі бути? Перед ним поставлено завдання прийняти рішення в умовах незвичайності, а процес буріння є саме таким. Тоді проблему прийняття рішення щодо вибору відповідного типорозміру долота можна сформулювати таким чином:

$$\langle Q, \Phi, D, I, F_0 \rangle,$$

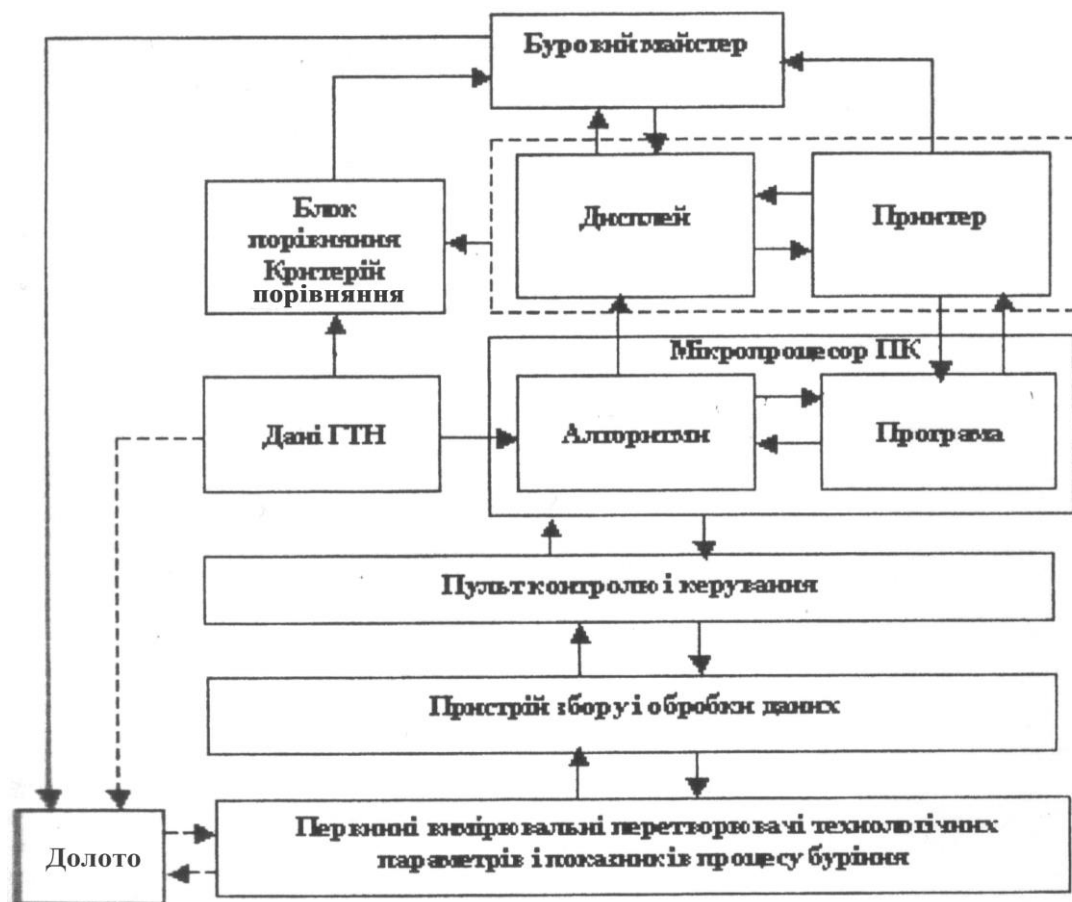
де Q – критерій, що характеризує вимоги до відповідності типорозміру долота і гірської породи; Φ – альтернативні рішення, які можуть бути прийняті (замінити долото чи ні); D – правила рішень, які можуть бути використані (через який час роботи заміну, на яке долото); I – необхідність для визначеної задачі інформації (інформація про буримість гірської породи, параметри та показники процесу буріння); F_0 – особливість особи, що приймає рішення заміни долота (досвід роботи взагалі в конкретному регіоні).

У відповідності з розузгодженням між фактичними параметрами та показниками процесу буріння і тими, що закладені на стадії проектування для відповідного горизонту, згідно з ГТН, створюють технологічну проблему. Цю проблему можна вирішити на основі теорії прийняття рішень в умовах невизначеності у наступні етапи:

- оцінка буримості гірської породи на основі технологічної інформації про параметри та показники процесу буріння;
- використання алгоритму розв'язання задачі вибору типорозміру долот відповідно до характеру зміни буримості гірської породи порівняно з ГТН;
- розроблення дій, спрямованих на вибір конкретного типорозміру долота, параметрів і показників процесу буріння у зв'язку зі зміною буримості.

Вибором типорозмірів доліт за зміною буримості гірської породи безпосередньо в реальному часі буріння розв'язується багатоцільова задача керування.

Структурну схему системи підтримки прийняття рішень для керування процесом буріння свердловин в умовах невизначеності наведено на рисунку.



Структурна схема системи підтримки прийняття рішень для керування процесом буріння в умовах невизначеності

У результаті цього на основі розроблених алгоритмів визначення буримості гірських порід у процесі буріння із врахуванням даних геолого-технічного наряду розроблено структурну схему системи підтримки прийняття рішень для керування процесом буріння в умовах невизначеності шляхом раціонального підбору типорозмірів доліт.

1. Когуч Я. Р. Система підтримки прийняття рішень для управління процесом буріння свердловин в умовах невизначеності [Текст] / Я. Р. Когуч, М. М. Дранчук, Н. В. Сабат // Вісник технологічного університету Поділля. – № 2, ч. 1, том 3, 2004. – С. 29 – 32.

2. Сабат Н. В. Метод контролю буримості гірських порід в процесі поглиблення свердловин [Текст] / Н. В. Сабат // Академический вестник. – Кривой Рог, 2007, № 19. – С.52–53.

АНАЛІЗ ВИПАРНИКІВ АБСОРБЦІЙНО-ХОЛОДИЛЬНИХ УСТАНОВОК ВИРОБНИЦТВА АМІАКУ ЯК ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ

Кравченко Я. О., Бабіченко А. К., Подустов М. О.
Національний технічний університет «ХПІ», axts_ekm@ukr.net

Блок вторинної конденсації агрегатів синтезу аміаку серії АМ-1360 є остаточною ланкою у загальній схемі отримання продукційного аміаку. У цьому блоці охолодження циркуляційного газу (ЦГ) відбувається у випарниках абсорбційно-холодильних установок (АХУ), а регенерація холоду та сепарація сконденсованого аміаку – у конденсаційній колоні. Робота випарників, як і всього блоку, відбувається в умовах постійних сезонних та добових змін зовнішнього теплового навантаження (від мінус 6 °С до 30 °С), що зумовлює коливання температури охолодження ЦГ у доволі широких межах (від мінус 8 °С до 5 °С). Підвищення цієї температури, згідно з проведеними дослідженнями, навіть на 1 °С знижує енергоефективність агрегату синтезу. Це відбувається за рахунок збільшення витрати природного газу (на 307,3 тис. нм³ на рік) у додатковий паровий котел для отримання водяної пари високого тиску (10,5 МПа), яка застосовується для приводу відцентрового компресора стискання азотно-водневої суміші (АВС) і ЦГ [1]. Тому мінімізація температурного режиму охолодження ЦГ у випарниках АХУ набуває особливої актуальності у підвищенні енергоефективності виробництва аміаку. Розв'язання такої задачі може бути здійснено [2] за рахунок створення високоякісної автоматизованої системи оптимального програмного керування.

Випарники становлять собою кожухотрубні теплообмінники зануреного типу з *U*-подібними трубками. ЦГ охолоджується у трубному просторі за рахунок киплячого аміаку у міжтрубному просторі.

Особливість експлуатації випарників як об'єктів керування полягає в умовах роботи, а саме у постійних змінах зовнішнього теплового навантаження на вході. Це відбувається внаслідок застосування на попередній стадії первинної конденсації повітряного охолодження потоку ЦГ. Наслідком цього є зміна координат вектора збурень $\mathbf{Z}(t)$. Тобто коливання температури ЦГ $\Theta_{1Ц}(t)$, концентрації аміаку $a_{\text{NH}_3}^{\text{BX}}(t)$ у ЦГ, тиску кипіння $P_{\text{МТР}}(t)$, а також температури $\Theta_{\text{X}}^{\text{BX}}(t)$ і концентрації $\xi_{\text{X}}^{\text{BX}}(t)$ холодоагенту на вході.

Своєрідність процесу випаровування рідкого аміаку (холодоагенту) пов'язана з тим, що він надходить до випарника з домішками води. Для вилучення води необхідно передбачити процес дренажування флегми з випарника. При цьому недостатнє дренажування флегми викликає накопичення води у випарнику. Останнє спричинює зниження концентрації холодоагенту $\xi_{\text{X}}^{\text{ВІХ}}$, підвищення тиску кипіння $P_{\text{МТР}}$ і температурного режиму охолодження $\Theta_{2Ц}$, а отже, і зниження холодопродуктивності. Надмірне ж дренажування призводить до втрати холодоагенту. Це може призвести до зміни вектору стану випарника $\mathbf{X}(t)$, а саме до

зниження рівня рідкого холодоагенту H , збільшення температури охолодження ЦГ $\Theta_{2Ц}$ та зниження холодопродуктивності. Отже, витрата холодоагенту $M_X^{BX}(t)$ разом з витратою флегми $M_\Phi(t)$ є одними з основних векторів керування, що визначають оптимальний вектор стану об'єкта. Однак в періодичних виданнях практично відсутня інформація щодо визначення кількісної залежності впливу витрати флегми на ефективність процесу теплообміну, а отже і на температурний режим охолодження ЦГ, особливо в умовах дії великої кількості зовнішніх збурень.

У підсумку за результатами наведеного вище аналізу випарника вектори стану $\mathbf{X}(t)$, збурень $\mathbf{Z}(t)$ та керувань $\mathbf{Y}(t)$ можуть бути представлені у вигляді:

$$\mathbf{X}(t) = \begin{bmatrix} H(t) \\ \Theta_{2Ц}(t) \end{bmatrix}; \mathbf{Z}(t) = \begin{bmatrix} \Theta_{1Ц}(t) \\ a_{NH_3}^{BX}(t) \\ \Theta_X^{BX}(t) \\ \xi_X^{BX}(t) \\ P_{MTP}(t) \end{bmatrix}; \mathbf{Y}(t) = \begin{bmatrix} M_\Phi(t) \\ M_X^{BX}(t) \end{bmatrix}.$$

Таким чином, визначення кількісної залежності впливу вектора керування $M_\Phi(t)$ на оптимальний вектор стану $\mathbf{X}^{OPT}(t)$ випарника для АХУ з великою холодопродуктивністю при безперервному способі дренування за існуючих в промислових умовах векторів зовнішніх збурень $\mathbf{Z}(t)$ та створення алгоритму для підсистеми оптимізації становить актуальну задачу для діючих в Україні виробництв аміаку. Розв'язання такої задачі доцільно здійснити шляхом використання математичної моделі випарника АХУ, яка була отримана за результатами попередніх досліджень [3].

1. Babichenko A. System analysis of the secondary condensation unit in the context of improving energy efficiency of ammonia production [Text] / A. Babichenko, V. Velma, J. Babichenko, Y. Kravchenko, I. Krasnikov // Eastern–European Journal of Enterprise technologies. – 2017. – Vol. 2/6 (86). – P.18–26. – DOI 10.15187/1729-4061.2017.96464

2. Луцька Н. М. Оптимальні та робастні системи керування технологічними об'єктами [Текст] / Н. М. Луцька, А. П. Ладанюк: – К.: Вид-во Ліра–К, 2016. – 288 с.

3. Babichenko A. Identification of heat exchange process in the evaporators of absorption refrigerating units under conditions of uncertainty [Text] / A. Babichenko, J. Babichenko, S. Velma and etc. // Eastern–European Journal of Enterprise technologies. – 2018. – Vol. 1/2 (91). – P.21-29. – DOI 10.15587/1729-4061.2018.121711.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ БУРИМОСТІ ГІРСЬКИХ ПОРІД ПРИ ЗМІНІ ГЛИБИНИ СВЕРДЛОВИН

Данилів А. Р.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, kafatr@ukr.net

Розглянуто особливості кількісних мір оцінювання буримості гірських порід (початкової механічної швидкості буріння v_0 ; тривалості буріння фіксованого значення проходки t_ϕ ; величини проходки за фіксований час h_ϕ ; енергоємності буріння одиниці ствола E ; питомої енергії руйнування породи E_n і взаємозв'язків її з абразивністю порід [1, 2].

Показано, що лише для доліт, знос озброєння яких для певних інтервалів глибин незначний, оцінювати буримість можна за механічною швидкістю буріння:

$$v_t = v_0 \varphi(t),$$

де $\varphi(t)$ – функція зносу долота.

Для опису зміни механічної швидкості буріння запропоновано використати залежність

$$\frac{dv_t}{dt} = -K_v v_t^m,$$

де K_v – коефіцієнт, який характеризує інтенсивність зношення долота і залежить від абразивних властивостей породи; m – ціле додатне число, яке належить множині N : $N = \{0, 1, 2, 3\}$.

Отримано рівняння

$$\frac{d\varphi(t)}{dt} = -K_v v_0^{m-1} \varphi^m(t),$$

яке дало змогу визначити функцію зносу долота $\varphi(t)$ для різних значень m і початкової умови $\varphi(0) = 1$. Показано, що оцінкою буримості гірської породи може слугувати початкова швидкість буріння v_0 за умови, що відомі певні базові режимні параметри.

З множини зовнішніх впливів, які діють на об'єкт контролю, вибрано лише ті, що суттєво впливають на ефективність руйнування породи: вхідні керувальні впливи

$$\bar{X}^T(t) = [F(t), n(t), Q(t)]$$

і апріорі відомі параметри долота $\bar{\alpha}^T = [d, n_{ш}, n_з]$,

де F – осьова сила на долото; n – швидкість обертання долота; $Q(t)$ – витрата промивного розчину; d – діаметр долота; $n_{ш}$ – кількість шарошок; $n_з$ – кількість зубців на шарошках.

За незмінного вектора керувальних впливів побудовано узагальнену математичну модель початкової механічної швидкості:

$$v_0(t) = \phi[\bar{X}(t), B(t), A(t)],$$

де $B(t), A(t)$ – параметри, що характеризують буримість і абразивність породи.

Після введення додаткових умов використання математичної моделі, що містять тип оснащення долота й обмеження на мінімально допустиму витрату рідини Q , встановлено, що вихідна функція v_0 залежить від F , n , d і потужності P на долоті. Показано, що між всіма цими параметрами існує деяка функціональна залежність $\varphi(v_0, F, n, P, d) = 0$, для розкриття якої перейшли від початкових розмірних координат до безрозмірних змінних, і скориставшись π -теоремою Букінгема, одержали одну безрозмірну комбінацію, від якої залежить остаточний розв'язок задачі:

$$\left(\frac{v_0 P}{F n^2 d^2} \right) = C = \text{const},$$

де v_0 , F , n , P , d – числові значення відповідних величин за деякого вибраного набору основних одиниць фізичних величин.

Як базове значення механічної швидкості буріння запропоновано обрати ту механічну швидкість, яка визначається на початку буріння алмазним долотом або незатупленим шарошковим долотом з оптимальними керувальними впливами.

На основі результатів досліджень взаємозв'язків основних факторів, що визначають буримість гірської породи, обґрунтовано найбільш інформативний параметр для оцінювання буримості породи в реальному часі, розроблено узагальнену математичну модель буримості у просторі станів. Це дає змогу визначати зв'язки показників буримості з глибиною свердловини.

1. Семенцов Г. Н. Концептуальна математична модель процесу буріння нафтових і газових свердловин долотами нового покоління як об'єкта контролю і керування / Г. Н. Семенцов, Л. Я. Чигур // Вісник Хмельницького національного університету, 2010 р., № 3. – С. 72–79.

2. Семенцов Г. Н. Визначення буримості гірських порід шляхом вимірювання параметрів і показників процесу буріння / Г. Н. Семенцов, Н. В. Сабат // Науковий вісник Хмельницького національного університету, 2007 р., № 1. – С.181–186.

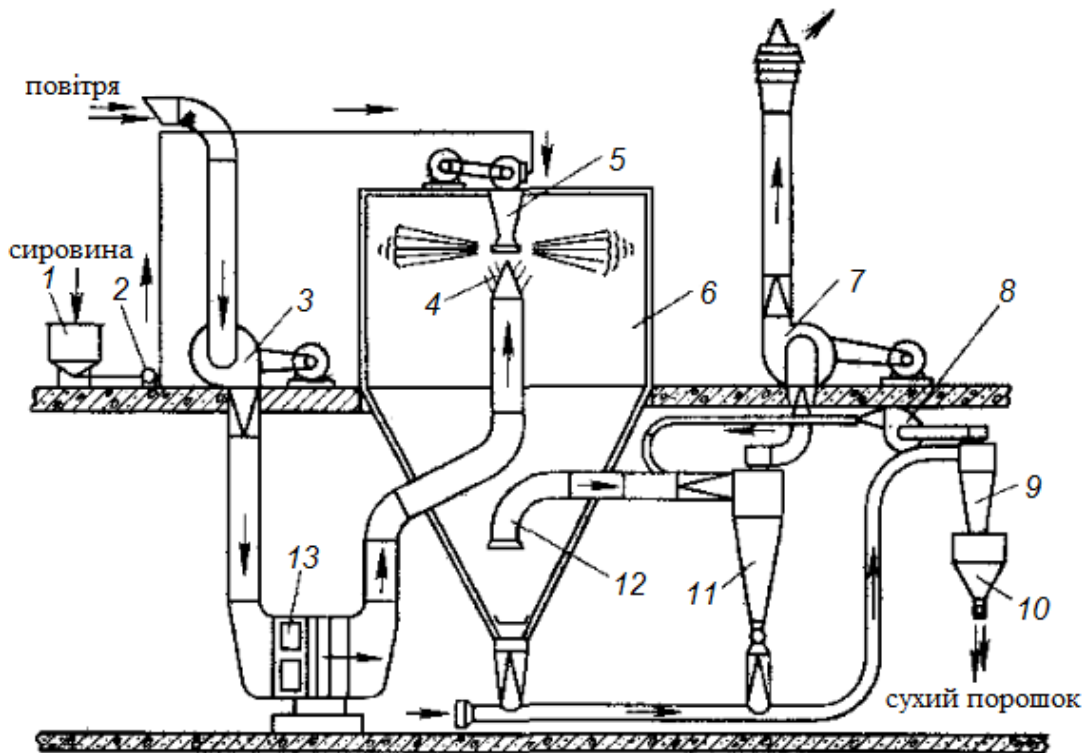
АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ МОЛОЧНИХ ПРОДУКТІВ У РОЗПИЛЮВАЛЬНІЙ СУШАРЦІ ЯК ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ

Фединець В. О., Васильківський І. С., Юсик Я. П.

Національний університет «Львівська політехніка», yusik@ukr.net

Сушіння використовується для одержання сухого молока, сироватки, лактози, казеїну і може розглядатися як метод консервування, заснований на принципі мінімізації дії вологи на продукт у цілому.

Для сушіння використовуються розпилювальні сушарки, які дають змогу одержати високу якість продукту поряд з порівняно невеликими енерговитратами. Сухі молочні продукти, одержані на розпилювальних сушальних установках, мають високу розчинність, що обумовлює їх широке використання.



Конструкція розпилювальної сушарки фірми «Ніро-Атомайзер»*: 1 – бак для згущеної сировини; 2 – насос високого тиску; 3, 7, 8 – вентилятори; 4 – повітророзподільна головка; 5 – розпилювальний пристрій; 6 – сушальна башта; 9, 11 – циклони; 10 – бункер для сухого порошку; 12 – труба для відсмоктування повітря з башти; 13 – паровий калорифер

У процесі сушіння продукт розпорошується та висушується в атмосфері гарячого повітря. Зневоднювання продукту відбувається в результаті випаровування вологи з поверхні дрібних крапель молока.

* Золотин Ю. П. Оборудование предприятий молочной промышленности [Текст] /Ю. П. Золотин, М. Б. Френклах, Н. Г. Лашутина. – М.: Агропромиздат, 1985. – 270 с. – Библиогр.: с. 263–266. – 15000 экз.

Згущена сировина з бака 1 насосом 2 подається на розпилювальний пристрій 5, диск якого приводиться в обертання від електродвигуна через мультиплікатор. Частота обертання диска 15000 об/хв. Знизу, через повітророзподільну головку 4, надходить гаряче повітря, яке вентилятором 3 нагнітається в калорифер, де підігрівається до температури 150...250 °С. Гаряче повітря у верхній частині башти близько диска розпилювального пристрою контактує з розпорошеною рідиною, де відбувається швидке випаровування вологи.

Сухий порошок падає в нижню частину сушильної башти і за допомогою пневматичного транспортного пристрою виводиться в циклон 9, з якого надходить у бункер 10. Повітря, що виходить з циклона 9, може містити частинки порошку, тому вентилятором 8 його спрямовують у циклон 11 на очищення. Для транспортування порошку з башти в циклон 9 повітря забирається з цеху. Тому одночасно з транспортуванням воно частково охолоджує порошок. По трубі 12 відпрацьоване повітря разом з частинками порошку надходить у циклон 11, і вентилятором 7 викидається в атмосферу. Порошок з циклону 11 надходить на пневмотранспортер.

Аналіз технологічної схеми як об'єкта керування дав змогу сформувати систему критеріїв, що комплексно характеризують ефективність технологічного процесу.

Визначальними критеріями ефективності технологічного процесу сушіння молока й молочних продуктів є їх вологість (як основний показник якості готового продукту) та продуктивність установки. Остання забезпечується регулюванням температури гарячого повітря, що надходить від калорифера.

Підвищення температури повітря, що подається в сушильну башту, обмежено небезпекою samozаймання напівфабрикату, а зниження температури веде до збільшення витрати теплоносія на одиницю випарованої вологи.

Таким чином, для автоматизації сушильної установки доцільно виділити два основних регульованих параметри: вологість готової продукції на виході з сушильної башти та температуру гарячого повітря на виході з калорифера. Необхідно також стабілізувати розрідження в сушарці, оскільки зі зміною розрідження змінюється гідродинаміка сушарки, що має сильний вплив на час та інтенсивність процесу сушіння.

Можливі дві схеми автоматичного регулювання процесом сушіння в розпилювальних сушильних установках: за прямим параметром – вологості сухого продукту, який виходить із сушильної башти, і за непрямим параметром – залежністю вологості готового продукту від температури вихідного сушильного агента (гарячого повітря) з башти.

Керувальні впливи вносять зміною витрат сировини, пари в калорифер та вихідного сушильного агента.

Таким чином, проведений аналіз технологічної схеми одержання молочних концентратів може бути використаний для синтезу системи автоматизації розпилювальної сушарки.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ АВТОМАТИЗАЦІЇ ВИРОБНИЦТВА СИНТЕЗУ АМІАКУ

Примакова К. О., Ситніков О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, katrin132132@gmail.com

У сучасних технологічних лініях, потужністю 1360 т аміаку на добу, моноетаноламінове очищення ведеться за схемою з розділеними потоками поглинального розчину, зображеною на рисунку [1].

Очищена азотоводнева суміш стискається у відцентровому компресорі та надходить у нижню частину конденсаційної колони 8 для очищення від залишкових домішок CO_2 , H_2O і слідів оливи. Далі газ пропускають через шар рідкого аміаку, звільняючи від залишкових домішок та насичуючи газ аміаком до 3...5 %, і змішують з циркуляційним газом [2].

Утворена суміш проходить по трубках теплообмінника конденсаційної колони та спрямовується в міжтрубний простір виносного теплообмінника 4, де нагрівається до температури 185...195 °С за рахунок теплоти газу, що виходить з колони синтезу. Потім газ спрямовується у колону синтезу 2 і надходить в міжтрубний простір внутрішнього теплообмінника, розміщеного в горловині корпусу колони синтезу.

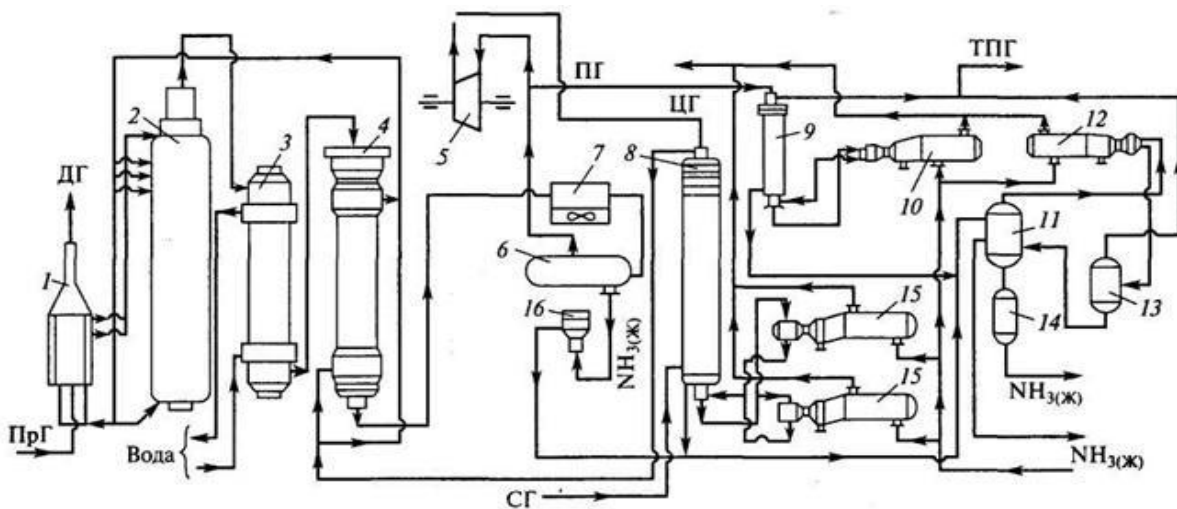


Схема виробництва аміаку потужністю 1360 т/год:

1 – підігрівач води; 2 – колона синтезу аміаку; 3 – холодильник; 4 – виносний теплообмінник; 5 – циркуляційне колесо компресора; 6 – сепаратор рідкого аміаку; 7 – блок апаратів повітряного охолодження; 8 – конденсаційна колона; 9 – конденсаційна колона продувних газів; 10 – випарник; 11 – збірник рідкого аміаку; 12 – випарник рідкого аміаку на лінії танкових газів; 13 – сепаратор; 14 – проміжний дренажний резервуар; 15 – випарники рідкого аміаку; 16 – магнітний фільтр

У теплообміннику газ нагрівається до температури початку реакції 400...440 °С за рахунок теплообміну газу, а відтак послідовно проходить чотири шари каталізатора, в результаті чого концентрація аміаку в газі підви-

щується до 15 %. Пройшовши через центральну трубу, азотоводородоамміачна суміш з температурою 500...515 °С спрямовується у внутрішній теплообмінник, де охолоджується до температури 330 °С. Подальше охолодження газової суміші до температури 130 °С здійснюється в трубному просторі підігрівача живильної води 3, в трубному просторі виносного теплообмінника 4 (до 65 °С) за рахунок холодного газу, що проходить у міжтрубному просторі, а відтак – у апаратах повітряного охолодження до температури 7 до 40 °С. При цьому частина аміаку конденсується.

Рідкий аміак, який сконденсувався під час охолодження, відділяється в сепараторі 6, а далі суміш, яка містить 10...12 % NH₃, надходить на циркуляційне колесо компресора 5 азотоводневої суміші, де стискається до 32 МПа. Газ із температурою 50 °С надходить у систему вторинної конденсації, що включає конденсаційну колону 8 і випарники рідкого аміаку 15.

Далі газова суміш проходить кошик з порцеляновими кільцями Рашига, де відділяється від крапель рідкого аміаку, піднімається трубками теплообмінника і спрямовується у виносний теплообмінник 4, а затим – у колону синтезу 2.

Рідкий аміак з первинного сепаратора проходить магнітний фільтр 16, де з нього виділяється каталізаторний пил, і змішується з рідким аміаком із конденсаційної колони 8. Далі його дроселюють до тиску 4 МПа і відводять у збірник рідкого аміаку 11.

Таким чином, на основі даних технологічного процесу, ставимо задачі на автоматизацію виробництва: створити математичну модель теплообмінника 4; на базі розробленої моделі, синтезувати одноконтурну замкнену систему керування подачею сировини до теплообмінника; розробити та описати схему автоматизації синтезу аміаку.

1. Лекае В. М. Процессы и аппараты химической промышленности [Текст] : учебник для сред. проф.-техн. уч-щ / В. М. Лекае, А. В. Лекае. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 1984. – 247 с. – Библиогр.: с. 89. – 30000 экз.

2. Иванова Л. В. Технология переработки нефти и газа [Текст] : учеб. пособ. / Л. В. Иванова, М. И. Корнеев, В. Н. Юзбашев. – М. : Химия, 1966. – 419 с. : ил. – Библиогр.: с. 269–271. – 200 экз.

МІНІМІЗАЦІЯ ЕНЕРГЕТИЧНИХ ЗАТРАТ ПРИ КЕРУВАННІ КОЖУХОТРУБНИМИ ТЕПЛООБМІННИКАМИ

Юсик Я. П., Фединець В. О., Васильківський І. С.

Національний університет «Львівська політехніка», yusik@ukr.net

Передача теплової енергії є невід'ємною частиною більшості хіміко-технологічних процесів. У процесах нагрівання та охолодження продукту в сучасних виробництвах широко застосовуються кожухотрубні теплообмінники з рідинними теплоносіями (КТ-ТО).

Існуючі системи автоматичного регулювання (САР) КТ-ТО (площа теплообміну понад 200 м²) можуть бути одноконтурні, комбіновані, каскадні, побудовані на байпасуванні теплоносіїв у КТ-ТО [1, 2, 3]. Однак їх недоцільно використовувати для складних умов роботи КТ-ТО [4].

Для регулювання КТ-ТО у складних умовах роботи нами запропоновано використовувати САР, побудовані на основі їх теплового балансу.

Рівняння теплового балансу для КТ-ТО матиме вигляд:

$$F_1 C_1 (\theta_1 - \theta_2) = F_2 C_2 (t_2 - t_1) = k S \Delta \theta \tau,$$

де F_1, F_2 – витрати гарячого теплоносія та продукту відповідно; θ_1, θ_2 – початкова і кінцева температури гарячого теплоносія відповідно; t_1, t_2 – початкова та кінцева температури продукту відповідно; C_1, C_2 – питомі теплоємності гарячого теплоносія та продукту відповідно; k – коефіцієнт теплопередачі; S – площа теплообміну; $\Delta \theta$ – різниця температур (усереднений температурний напір); τ – координата часу; $Q_1 = F_1 C_1 (\theta_1 - \theta_2)$ – кількість тепла, яку віддає гарячий теплоносій за одиницю часу; $Q_2 = F_2 C_2 (t_2 - t_1)$ – кількість тепла, яку сприймає продукт; $Q_c = k S \Delta \theta \tau$ – кількість тепла, яка пройшла через розділювальну стінку.

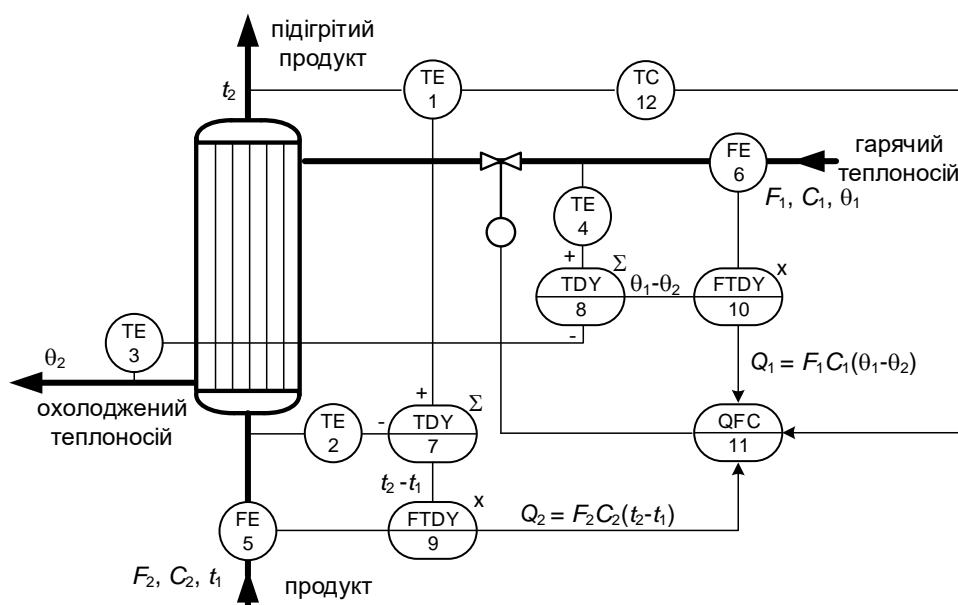
Таким чином,

$$Q_1 = Q_2 = Q_c.$$

На рисунку наведено один із запропонованих нами варіантів схеми автоматизації КТ-ТО, побудованої на основі теплового балансу для складних умов роботи КТ-ТО (значні коливання витрат F_1, F_2 та початкових температур θ_1, t_1).

Блок 7 визначає, на скільки градусів має бути підігрітий продукт, тобто $t_2 - t_1$. Блок 9 визначає кількість тепла Q_2 , яке необхідно підвести до продукту. Блок 10 визначає кількість тепла Q_1 , яку віддає гарячий теплоносій. Регулятор 11 підтримує необхідне співвідношення теплових потоків Q_1/Q_2 , а регулятор 12 коректує співвідношення між Q_1/Q_2 у разі, коли температура t_2 відхиляється від заданого значення t_2^0 . Схему наведено для теплоносіїв, коли їхні питомі теплоємності збігаються. Коли $C_1 \neq C_2$, то це може бути враховано коефіцієнтом співвідношення $k = C_1/C_2 = Q_1/Q_2$. Для теплоносіїв, що мають змінний хімічний склад, теплоємності визначаються за певної концентрації однієї зі скла-

дових. Наведена схема враховує зміну всіх основних величин: F_1 , F_2 , θ_1 , t_1 – і реагує на їх зміну ще до зміни t_2 .



Спрощена схема автоматизації КТ-ТО на основі рівняння теплового балансу:

1, 2, 3, 4 – давачі температури; 5, 6 – давачі витрати; 7, 8 – суматори; 9, 10 – блоки множення; 11 – регулятор співвідношення теплових потоків Q_1/Q_2 ; 12 – регулятор температури

На основі результатів експериментальних досліджень показано, що запропонована схема автоматизації, побудована на основі теплового балансу для складних умов роботи кожухотрубного теплообмінника, забезпечує мінімальні затрати теплової енергії.

1. Автоматическое управление в химической промышленности [Текст] : Учебник для вузов. / Е. Г. Дудников, А. В. Казаков, Ю. Н. Софиева и др. ; под ред. Е. Г. Дудникова. – М.: Химия, 1987. – 368 с. – Библиогр.: с. 361–363. – 10000 экз.

2. Полоцкий Л. М. Автоматизация химических производств. Теория, расчет и проектирование систем автоматизации [Текст] / Л. М. Полоцкий, Г. И. Лапшенков. – М.: Высшая школа, 1982. – 296 с. – Библиогр.: с. 289. – 18000 экз.

3. Шувалов В. В. Автоматизация процессов в химической промышленности [Текст] / В. В. Шувалов, Г. А. Огаджанов, В. А. Голубятников. – М.: Химия, 1991. – 480 с. – Библиогр.: с. 479. – 19000 экз. – ISBN 5-7245-0142-2.

4. Грицай В. І. Мінімізація енергетичних затрат в кожухотрубних теплообмінниках з рідинними теплоносіями / В. Грицай, Я. Юсик // Вісник Національного університету «Львівська політехніка». – 2003. – № 476 : Теплоенергетика. Інженерія доквілля. Автоматизація. – С. 126–134. – ISSN 0321-0499.

ВАРІАЦІЙНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ ЗНЕВОДНЕННЯ ТА ГРАНУЛЮВАННЯ У ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ

Борзенкова С. В., Ладієва Л. Р.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, svetko95@mail.ru

Серед різноманіття дисперсних потоків найбільш значну роль у сучасній техніці відіграє псевдозріджений шар. Це пов'язано з тим, що в об'ємі псевдозрідженого шару велика поверхня фазового контакту, відбувається інтенсивне перемішування і, як наслідок, вирівнювання концентрацій та температур [1].

У розробленій раніше математичній моделі процесу зневоднення та гранулювання у псевдозрідженому шарі його розглянуто як гетерогенний трифазний процес, під час якого між собою взаємодіють три окремі фази: частинки – центри грануляції, вихідна речовина – краплі сульфату амонію та повітря – теплоносії.

Зміна температури частинок у псевдозрідженому шарі може бути представлена у вигляді

$$M_{\text{ч}} C_{\text{ч}} \frac{d\Theta_{\text{ч}}}{dt} = M_{\text{ч}} C_{\text{ч}} r_{\text{ч}} \Theta_{\text{ч}}^0 + \frac{G_{\text{к}}}{M_{\text{ч}}^0} \left(\frac{\frac{b_R}{\Theta_{\text{к}}}}{\frac{b_R}{\Theta_{\text{к}}} + 0.35} \right)^2 M_{\text{ч}} C_{\text{к}} (\Theta_{\text{к}} - \Theta_{\text{ч}}) + G_{\text{к}} x_{\text{к}} Q_{\text{крисст}} - \frac{\beta_{\text{к}} (\xi_1 \Theta_{\text{к}} - \xi_2 \Theta_{\text{гр}})}{\Theta_{\text{ч}}} + \alpha_{\text{ч}} S_{\text{ч}} (\Theta_{\text{п}} - \Theta_{\text{ч}});$$

аналогічно – зміна температури крапель розчину:

$$M_{\text{к}} C_{\text{к}} \frac{d\Theta_{\text{к}}}{dt} = G_{\text{к}} C_{\text{к}} \Theta_{\text{к}}^0 - \frac{G_{\text{к}}}{M_{\text{ч}}^0} \left(\frac{\frac{b_R}{\Theta_{\text{к}}}}{\frac{b_R}{\Theta_{\text{к}}} + 0.35} \right)^2 M_{\text{ч}} C_{\text{к}} (\Theta_{\text{к}} - \Theta_{\text{ч}}) + \frac{\beta_{\text{к}} (\xi_1 \Theta_{\text{к}} - \xi_2 \Theta_{\text{гр}})}{\Theta_{\text{ч}}} + \alpha_{\text{к}} S_{\text{к}} (\Theta_{\text{п}} - \Theta_{\text{к}})$$

та зміна температури грійного повітря:

$$M_{\text{п}} C_{\text{п}} \frac{d\Theta_{\text{п}}}{dt} = G_{\text{п}} (C_{\text{п}}^0 \Theta_{\text{п}}^0 - C_{\text{п}} \Theta_{\text{п}}) - \alpha_{\text{ч}} S_{\text{ч}} (\Theta_{\text{п}} - \Theta_{\text{ч}}) - \alpha_{\text{к}} S_{\text{к}} (\Theta_{\text{п}} - \Theta_{\text{к}}),$$

де $b_R = \frac{\rho_{\text{к}}^{\text{п.у}} \Theta_{\text{к}}^{\text{п.у}} P_{\text{к}}}{\rho_{\text{п.у}}^{\text{к}}} v_{\text{п}} d_{\text{к}}^2$, $\beta_{\text{к}} = \beta \frac{M_{\text{H}_2\text{O}} S_{\text{ч}}}{R} Q_{\text{вип}}$ – допоміжні коефіцієнти, визначені

емпірично; C – питома теплоємність, Дж/кг·К; G – масові витрати, кг/с; Θ – температура, К; Θ^0 – початкова температура, К; M – маса, кг; M^0 – початкова маса, кг; r – коефіцієнт аксіальної дисперсії, с⁻¹; $v_{\text{суш}}$ – питома швидкість сушіння вологи в краплях, кг_{випар.вологи}/(кг·с); x – концентрація, б/р; $Q_{\text{вип}}$ – питома теп-

лота випаровування вологи, Дж/кг; $Q_{\text{крист}}$ – питома теплота кристалізації крапель, Дж/кг; α – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К); S – площа поверхні, м²; ξ_1, ξ_2 – аналітичні коефіцієнти залежності парціальних тисків від температури, Па/К; $\Theta_{\text{п}}$ – температура парогазової суміші, К; β – коефіцієнт масовіддачі, м/с; $M_{\text{H}_2\text{O}}$ – молекулярна маса води, г/моль; ΔP – різниця парціальних тисків, Па; R – універсальна газова стала, м²·кг/(с²·К·моль); де $\rho_{\text{к}}^{\text{н.у}}$ – густина крапель за нормальних умов, кг/м³; $\Theta_{\text{к}}^{\text{н.у}}$ – температура крапель за нормальних умов, К; $P_{\text{к}}$ – поточний тиск крапель, Па; $P_{\text{к}}^{\text{н.у}}$ – тиск крапель за нормальних умов, Па; $\mu_{\text{п}}$ – динамічна в'язкість повітря, Па·с; $d_{\text{ч}}$ – діаметр частки, м. Індeksi «ч», «к», «п» позначають, що параметр відноситься до частинок, крапель або повітря відповідно.

Розроблена математична модель враховує гідродинаміку шару, стикання крапель з частинками, адгезію крапель до поверхні частинок, кінетику сушіння гранул.

Для визначення та дослідження оптимального керування, за допомогою якого може бути досягнута задана мета під час мінімізації (максимізації) певного критерію якості системи, необхідно охарактеризувати процес за допомогою адекватної моделі та визначитися з критерієм оптимальності.

Під теорією оптимального керування розуміється деяке узагальнення варіаційного числення і диференціальних рівнянь. Завданням оптимального керування є знаходження оптимального розв'язку системи диференціальних рівнянь, що залежить від керувального параметра.

Тому наступним кроком пошуку оптимального керування є представлення моделі у варіаціях [2].

Проведемо дослідження системи. Нехай $\Theta_{\text{ч}} = x_1$, $\Theta_{\text{к}} = x_2$, $\Theta_{\text{п}} = x_3$, $G_{\text{п}} = u_1$, $G_{\text{к}} = u_2$. Стаціонарні значення змінних позначимо індексом s : $x_1^s, x_2^s, x_3^s, u_1^s, u_2^s$. Припускаємо, що $x_i = x_i^s + \delta x$, де δx – відхилення від стаціонарного значення. Використовуючи розкладання в ряд Тейлора, отримаємо узагальнювальну формулу:

$$\frac{d\delta x_i}{dt} = f'_{x_1}(x_1, x_2, x_3)\delta x_1 + f'_{x_2}(x_1, x_2, x_3)\delta x_2 + f'_{x_3}(x_1, x_2, x_3)\delta x_3.$$

Використавши вищенаведену формулу, перетворимо початкову систему рівнянь до наступного вигляду:

$$\begin{cases} \frac{d\delta x_1}{dt} = (-a_1 u_2 + a_3 \frac{x_2}{x_1^2} - a_4)\delta x_1 + (a_1 u_2 - \frac{a_3}{x_1})\delta x_2 + (a_4)\delta x_3; \\ \frac{d\delta x_2}{dt} = (b_2 u_2 - b_3 \frac{x_2}{x_1^2})\delta x_1 + (-b_2 u_2 - b_4)\delta x_2 + (b_4)\delta x_3; \\ \frac{d\delta x_3}{dt} = (c_3)\delta x_1 + (c_4)\delta x_2 + (c_2 u_1 - c_3 - c_4)\delta x_3. \end{cases}$$

Значення коефіцієнтів системи рівнянь визначимо як:

$$a_1 = b_2 = \frac{C_k}{C_k M_q^0}, a_2 = \frac{x_q Q_{\text{крисст}}}{M_q C_q}, a_3 = b_3 = \frac{\beta_k \xi_1}{M_q C_q}, a_4 = c_3 = \frac{\alpha_q S_q}{M_q C_q},$$
$$b_1 = \frac{\Theta_k^0}{M_k}, b_4 = c_4 = \frac{\alpha_k S_k}{M_k C_k},$$
$$c_1 = \frac{\Theta_{\text{п}}^0}{M_{\text{п}}}, c_2 = \frac{1}{M_{\text{п}}}.$$

Розроблена система рівнянь у варіаціях може бути використана в подальших дослідженнях з визначення характеру процесів у псевдозрідженому шарі. Вона також може бути використана для створення системи керування процесом з метою покращення перемішування гранульованих частинок з краплями розчину.

1. Корнієнко Я. М. Процес гранулоутворення мінерально-гумінових добрив: монографія [Електронний ресурс] / Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок. – К.: НТУУ «КПІ», 2014. – 158 с.: іл. – Бібліогр.: с. 92–96. – Режим доступу: <http://ela.kpi.ua/han-dle/123456789/6906>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

2. Ладієва Л. Р. Оптимальне керування системами [Текст] : навч. посіб. / Л. Р. Ладієва. – К.: НМЦ ВО, 2000. – 187 с. : іл. – Бібліогр.: с. 97–40. – 200 пр. – ISBN 966-622-026-1.

СПОСОБИ УСУНЕННЯ ВПЛИВУ НЕІНФОРМАТИВНИХ ПАРАМЕТРІВ У ПЛІВКОВОМУ ВИТРАТОМІРІ

Теплюх З. М., Парнета О. З., Стасюк І. Д.

Національний університет «Львівська політехніка», ozpatxp@ukr.net

Для вимірювання малих і мікровитрат газів у лабораторній практиці (зокрема в газоаналітичній техніці) часто застосовують плівковий витратомір (ПВ) самостійного виготовлення [1]. Проте таке виконання ПВ (наприклад, використання міток шкали хімічної бюретки як мірної трубки, ручного секундоміра і гумового балону з водним розчином мила) не забезпечує достатньої точності вимірювання (похибка, як правило, більша кількох відсотків) і задовільних експлуатаційних характеристик. У той же час потенційні можливості плівкового методу є доволі високими. Для реалізації цих можливостей усі елементи і системи ПВ, а також методики градування та вимірювання мають відповідати сучасному рівню техніки, досліджуваному середовищу та інтервалу вимірювання витрати.

На характеристики ПВ впливає багато факторів, серед яких вид і характер досліджуваного потоку газу, температура газу і довкілля, конструкція та матеріал і стан поверхні мірної трубки (МТ), вид плівкоутворювальної рідини (ПР), спосіб формування та виведення рухомої плівки (РП), метод і апаратура градування тощо [2].

Температура впливає на результат вимірювання через теплове розширення скла МТ, плівки рідини на внутрішній поверхні МТ і досліджуваного газу в МТ, а також зміну концентрації пари ПР у досліджуваному газі. Традиційним способом зменшення впливу температури є стабілізація температури досліджуваного газу на вході МТ та основних вузлів ПВ на рівні $\pm 0,1$ К.

Похибка визначення витрати від впливу тиску газу в МТ дорівнює похибці вимірювання абсолютного тиску і складає для відкритих на атмосферу МТ $0,135$ %/ммНг. Тому у разі неврахування зміни атмосферного тиску, наприклад, на 30 ммНг, фактичні витрати відрізнятимуться на 4 %. Тому ПВ має бути обладнаний барометром для ручного або автоматичного перерахунку результатів вимірювань. У разі використання барометрів з абсолютною похибкою вимірювань ± 30 Па відносна похибка визначення витрати становитиме $\pm 0,03$ %, що в більшості випадків є допустимим. Отже, в цілому, для ПВ з тиском у МТ, близьким до атмосферного, за умови якісних стабілізації температури і вимірюваннях абсолютного тиску, враховуючи незалежність цих параметрів, мінімально можлива похибка нормалізації витрати становить $\pm 0,045$ %. Слід також зауважити, що неврахування взагалі впливу тиску та температури може призвести до похибки на рівні декількох відсотків.

Особливе місце серед факторів впливу займають такі фізико-хімічні явища як випаровування ПР, розчинення газів у ПР, старіння РП, реагування газу (чи його компонентів) з ПР, поверхневі властивості ПР і МТ тощо. Суттєвий вплив на точність вимірювання чинять похибки від зміни форми і геометричних розмірів плівки на внутрішній поверхні МТ, що визначається в основному поверх-

невим натягом, густиною та в'язкістю ПР, а з другого боку також станом поверхні МТ, яка характеризується її змочуваністю та шорсткістю. У зв'язку з тим вимоги до ПР є особливими – і вони доволі жорсткі: здатність утворювати міцні, відносно товсті плівки значних розмірів (наприклад, діаметром близько 10 см) із тривалістю життя не менше 15 хв.; добрі змочувальні властивості; всі компоненти ПР мають мати тиск насиченої пари принаймні на 1–2 порядки менший, ніж у води; незмінність властивостей з часом; хімічна інертність і нетоксичність; мінімальна розчинність газів і малі коефіцієнти дифузії; негігроскопічність; відповідні оптичні властивості; неспінюваність; не залишати слідів на внутрішній поверхні МТ.

Важливим фактором підвищення якісних характеристик ПВ є контроль товщини шару плівкоутворювача на внутрішній поверхні бюретки, який здійснюють, наприклад, з допомогою електродів і вимірювального кондуктометричного перетворювача. Систему автоматичної генерації рухомої плівки та підтримання стабільного шару плівкоутворювача на внутрішній поверхні забезпечують пристрої кола плівкоутворювача: генератор плівок, пристрій руйнування та відведення плівкоутворювальної рідини, а також резервуар з плівкоутворювальною рідиною.

Обґрунтований вибір ПР та МТ, застосування генератора плівок, пристрою відведення РП, автоматичних фіксаторів положення плівки і автоматичного розрахунку витрати з урахуванням стану газу, стабілізація температури, згладження імпульсів тиску та належне градуювання забезпечує побудову високоточного ПВ, придатного для аналітичних вимірювань [3]. При врахуванні розроблених нами рекомендацій загальна похибка вимірювання може не перевищувати 0,1 % для різних газів.

1. Кремлевский П. П. Расходомеры и счетчики количества веществ [Текст]: справочник. Книга 1. – 5 изд., перераб.и доп./П. П. Кремлевский – СПб.: Политехника, 2002. – 409 с. – Библиогр.: с. 383–404. – 3000 пр. – ISBN 5-7325-0410-9.

2. Lashkari S. Development of a fully automated soap flowmeter for micro flow measurements [Text] /S. Lashkari, B. Kruczek //Flow Measurement and Instrumentation. – 2008. – Vol., 19. – P. 397–403. – ISSN 0955-5986.

3. Теплюх З. М. Розрахунок і оптимізація конструкції мірних трубок плівкових витратомірів [Текст] /З. М. Теплюх, І. В. Ділай, О. З. Парнета // Вісник НУ «Львівська політехніка», сер. «Теплоенергетика. Інженерія доквілля. Автоматизація». – 2007. – № 581. – С. 104–110. – Бібліогр.: с. 110. – ISSN 0321-0499.

ВИКОРИСТАННЯ ПЛАТФОРМИ *THINGWORX* ДЛЯ НАВЧАЛЬНОЇ ЛАБОРАТОРІЇ З ВИВЧЕННЯ ТЕХНОЛОГІЇ «ІНТЕРНЕТ ДЛЯ РЕЧЕЙ»

Папінов В. М., Кулик Я. А.

Вінницький національний технічний університет, Yaroslav_Kulik@i.ua

На основі комп'ютеризованої лабораторної бази факультету комп'ютерних систем та автоматики ВНТУ сформовано лабораторію для вивчення технології «інтернет для речей». Для вивчення зазначеної технології використовується програмна платформа *ThingWorx* [1], яка являє собою екосистему, структуру якої показано на рис. 1. Основні можливості компонентів *ThingWorx* показано на рис. 2. Найбільший ефект платформа дає в комплексі. Ця платформа дуже добре підходить для вивчення концепції *Industry 4.0* [2].

Платформа *ThingWorx* забезпечує функціонал, гнучкість і масштабованість, які необхідні підприємствам для розвитку промислових інновацій, включаючи можливості передачі, контекстного підбору і синтезування даних за одночасної координації процесів і надання ефективних веб-середовищ, мобільних середовищ і середовищ доповненої реальності.

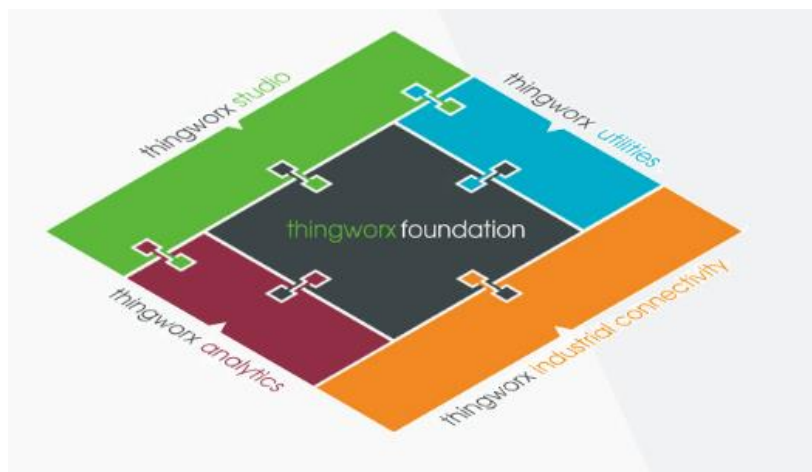


Рис. 1. Схема програмної платформи ThingWorx для технології «інтернет для речей»

Аналіз статистичних даних *IoT* з *Analytics ThingWorx* надає можливості:

1) використання статистичних даних, прогнози та рекомендації для різних функцій підприємства з автоматичними даними *IoT*, щоб покращити процес прийняття рішень;

2) аналіз історичних даних та архівне дослідження даних після інциденту;

3) перетворення даних *IoT* в активну статистику за допомогою інтуїтивно зрозумілих, зручних інтерфейсів для не експертів з обробки даних;

4) виявлення аномалії в реальному часі за допомогою аналітики *Edge*, мінімізуючи час виявлення та усунення аномалій;

ThingWorx Studio надає основні можливості *AR* для промислового *IoT*:

1) перетворення цифрових і фізичних даних продукту в інформацію через динамічне проектування доповненої реальності;

- 2) створення доповненої реальності протягом декількох хвилин, використовуючи простий інтерфейс «перетягування»;
- 3) спрощення доступу до проектування AR завдяки єдиній універсальній програмі перегляду AR із однозначно ідентифікованим об'єктом;
- 4) додавання більш повних моделей AR у реальному часі та даних IoT і аналітики, 3D-моделей, даних CAD та інших даних сторонніх виробників.

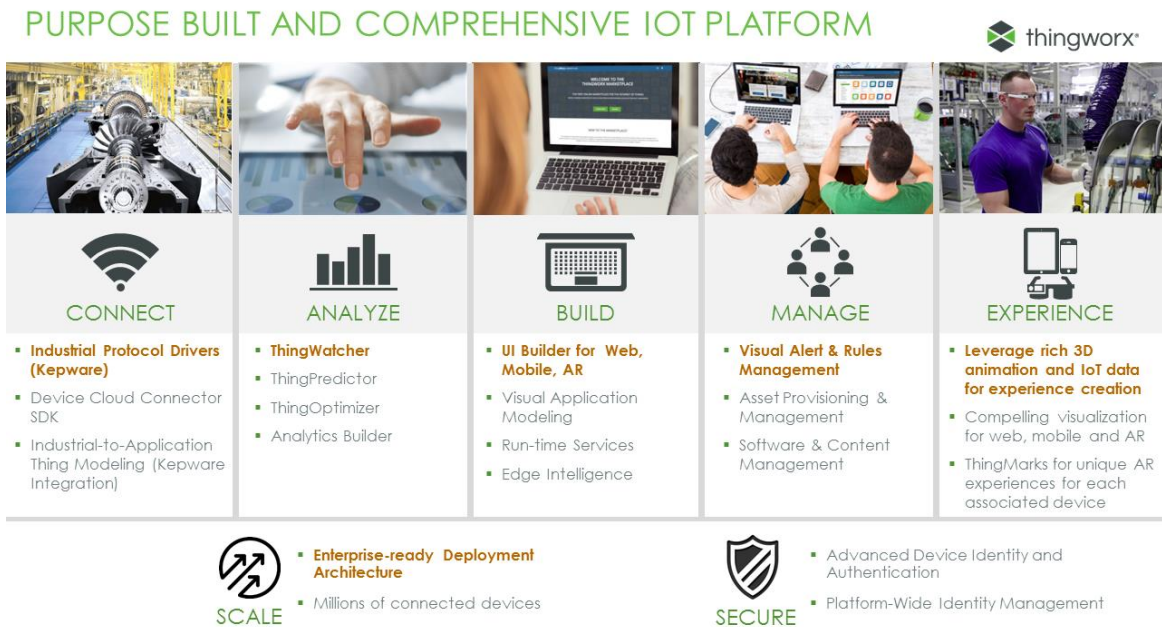


Рис. 2. Можливості програмної платформи *ThingWorx* технології «інтернет для речей»

Глобальне підключення, зручність та продуктивність *ThingWorx Industrial Connectivity* дозволяють:

- 1) отримувати дані про операції в реальному часі;
- 2) отримувати видимість в активах у будь-який час і з будь-якого місця;
- 3) спрощення керування зв'язком пристрою та програмної оболонки;

В цілому рішення на IoT з *ThingWorx*

- 1) прискорює час аналізу процесу на основі моделі, прискорює застосування, створення, тестування та розгортання промислових рішень IoT;
- 2) спрощує процеси розробки, нерозривно з'єднуючи розрізнені пристрої та джерела даних з мінімальними зусиллями інтеграції;
- 3) створює програми, які є легко масштабованими та переносимими на різних платформах та пристроях.

1. Офіційний сайт компанії PTC. ThingWorx для IoT [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <https://www.ptc.com/en/products/iot>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова англ.

2. Industrie 4.0. IoT Vendor Benchmark 2016 / A. Vogt, H. Dransfeld, M. Weir, H. Landrock. – Experton Group AG, Munich, Germany [2016]. – 31 p. [Електронний ресурс]. – Режим доступу: http://files.shareholder.com/downloads/PMTC/4047296616x0x907545/C79BB652-D081-40F9-BABD-53F1013695AF/ExpertOn_Group_Industrie_4.0_Internet_of_Things_Vendor_Benchmark.pdf, вільний. – Загол. з екрана. – Мова англ.

АЛГОРИТМИ ВИДІЛЕННЯ ОБЛИЧ ЯК МОДУЛІ ДЛЯ СИСТЕМИ КОНТРОЛЮ ОСІБ ЗА УМОВИ НЕПОВНИХ ДАНИХ

Борисов О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, olecsandr.borysov@gmail.com

Анотація. У пропонованій роботі розглядаються використання алгоритмів виділення облич із зображень як модулів для комплексної системи, яка покликана виявляти, розпізнавати та реагувати на певних індивідів. Модульність дасть системі можливість динамічно використовувати необхідні алгоритми для покращення виділення облич.

Вступ. Автоматичне виявлення окремих особистостей із потоку/скупчення людей є одним із головних завдань сьогодення. Цей науковий напрямок допомагає автоматично ідентифікувати особу та виконати певні дії відповідно до особи. Якщо система налаштована на виловлення злочинців, то вона може викликати поліцію або охорону. Також система може бути використана для мирних цілей. Наприклад, людині яка зайшла в супермаркет можуть бути автоматично запропоновані певні послуги, які були б їй цікаві, судячи з профілю, за яким система її розпізнала.

Результати дослідження. Для роботи системи кожен з алгоритмів був виокремлений в особний модуль-програму, який має свій інтерфейс взаємодії з системою. Система отримує контроль над системами відеоспостереження, далі відео-потік ділиться на кадри, і кожен з кадрів передається на аналіз у модулі. Кожен з модулів має передати системі виділені обличчя з кадра та ймовірність того, на скільки алгоритм впевнений, що виділені ним пікселі є обличчям людини.

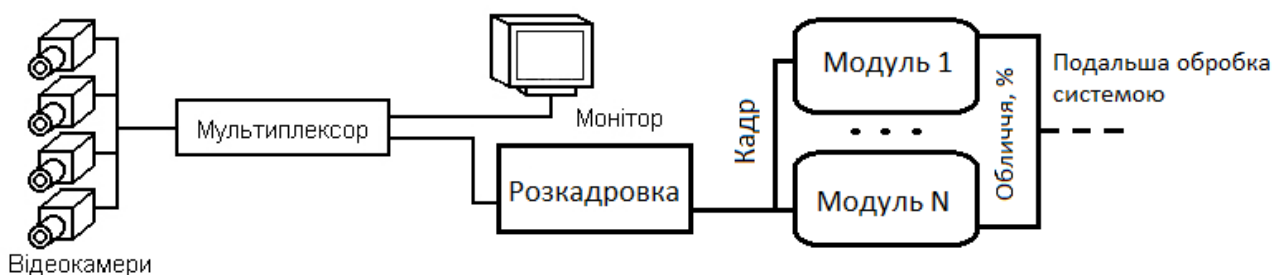


Рис. 1. Частина системи, яка відповідає за виокремлення облич людей [1]

Для тестової моделі було взято дві бібліотеки *OpenIMAJ* та *OpenCV*, які адаптовані під мову *Java*. Обидві бібліотеки були використані у побудові двох модулів, які відрізняються лише алгоритмами виділення обличчя [2, 3].

На вхід обох бібліотекам було подано кадр, отриманий шляхом розкадровки відео потоку з веб-камери.

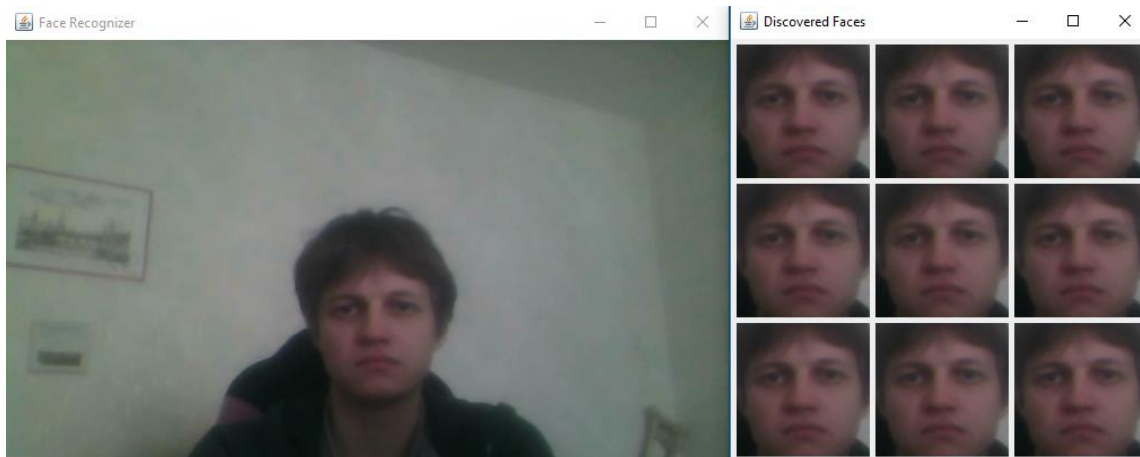


Рис. 2. Модуль з *OpenIMAJ*. Зліва відеокадр. Справа виокремлене обличчя

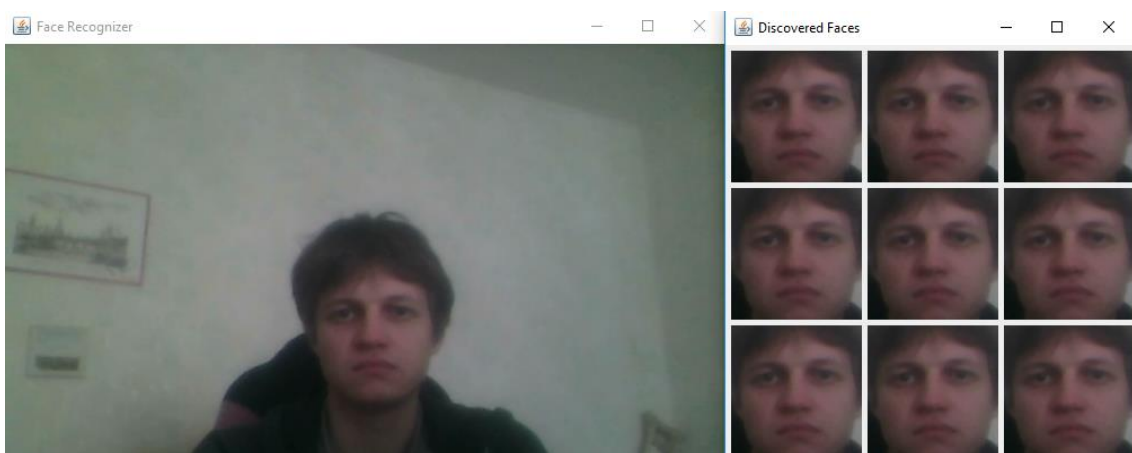


Рис. 3. Модуль з *OpenCV*. Зліва відеокадр. Справа виокремлене обличчя

Висновок. У ході поставленого експерименту було виявлено, що обидві бібліотеки добре виділяють обличчя за нормального освітлення. Подальші експерименти показали, що *OpenCV* гірше справляється з задачею в тусклому світлі ніж *OpenIMAJ*.

1. Multiplexer [Електронний ресурс] / Режим доступу: <https://en.wikipedia.org/wiki/Multiplexer>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова англ.
2. Openimaj [Електронний ресурс] / Режим доступу: <http://openimaj.org/>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова англ.
3. OpenCV [Електронний ресурс] / Режим доступу: <https://opencv.org/>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова англ.

ОПТИМІЗАЦІЯ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ БУРІННЯ НА ЗАСАДАХ КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Кропивницька В. Б.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, vitalia.krop@gmail.com

У сучасному інтенсивному освоєнні та видобуванні нафти та газу велика увага приділяється проблемі ефективного буріння нафтових і газових свердловин. Процес буріння свердловин слід віднести до складних систем, в яких відбуваються процеси різної природи, різної тривалості, з різною кількістю координат стану та можливих керувальних дій.

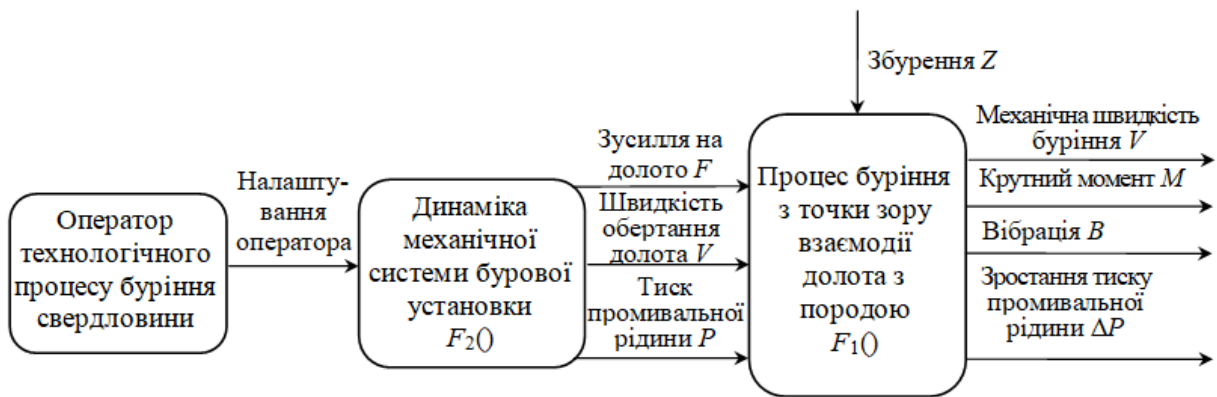
Оскільки процес буріння свердловини є нелінійним, стохастично-хаотичним процесом, то будемо розглядати його як складну динамічну систему, яка складається з більш простих і елементарних систем [1]. В процесі поглиблення свердловини найбільш затребуваною та цікавою є динамічна система, що заснована на динаміці бурового долота, його озброєння і опор.

Тому сьогодні увага науковців [2] спрямована на системне використання динамічних і енергетичних характеристик процесу буріння свердловини, які найбільш повно відображають умови на вибої свердловини.

Новітні технології автоматизації технологічного процесу буріння свердловини ґрунтуються на концепції так званої «розумної свердловини» [3], що полягає у використанні спеціальних інтелектуальних пристроїв для вимірювання технологічних умов від рівня пласта нафти та газу до поверхні в режимі *on line*. Такий підхід дозволяє здійснювати порівняння фактичних значень перебігу процесу з ідеальними, що представлені у відповідній математичній моделі, і виконувати налаштування для оптимізації процесу шляхом створення коректувальних впливів на вхідні та вихідні потоки змінних. Щоб процес керування міг розглядатись як процес реального часу, коректувальні впливи мають генеруватись з однаковою швидкістю як від рівня поверхневого керування, так і з нижніх рівнів на основі поєднання інформації, що контролюється електронно або гідравлічно. Це дозволить коректно відслідковувати процес поглиблення та впливати на зміни в ньому, отримані в результаті порівнянь з попередніми вимірюваннями.

Застосування таких багаторівневих інтелектуальних технологій керування дозволяє оптимізувати процес керування технологічним процесом буріння свердловини. На рисунку представлено структурування процесу буріння свердловини як об'єкта автоматизації [4].

Оператор технологічного процесу послідовно змінює зусилля на долото, швидкість обертання долота і тиск нагнітання промивальної рідини на вході, яка подається на долото. Процес взаємодії долота з гірською породою можна розглядати як систему з багатьма параметрами, де $F_1()$ є функцією, що описує специфіку гірських порід, їх тип, тип долота, ступінь зношення долота. Відповідно вхідними даними для $F_1()$ є зусилля на долото, швидкість його обертання, тиск промивальної рідини.



Моделювання загальної структури процесу буріння свердловини як об'єкта автоматизації: F_2 – функція, що описує динаміку механічної системи бурової установки

Вихідний потік даних утворюватимуть механічна швидкість буріння V , значення крутного моменту M , характеристика вібрації B . Збільшення тиску рідини ΔP промивання спостерігатиметься у разі, якщо фрагменти шламу блокують справне долото.

Отже, задача оптимізації керування процесом буріння свердловин в умовах невизначеності передбачає ідентифікацію математичної моделі та ситуацій в реальному масштабі часу, оцінювання технічного стану породоруйнівного інструменту й іншого обладнання, а також прогнозування розвитку подій та оптимізацію керування на засадах глобального енергоінформаційного підходу.

1. Стеглянов Б. Л. Энергетические законы функционирования систем в процессе бурения [Текст] / Б. Л. Стеглянов, П. И. Ибрагимова // Строительство нефтяных и газовых скважин на суше и на море. – 2005. – № 9. – С. 13–19.

2. Нестеренко С. М. Принципы построения компьютеризированной системы контроля динамических параметров процесса бурения скважин при ускоренной разведке и разработке нефтегазовых месторождений [Текст] / С. М. Нестеренко, В. Г. Савко // Строительство нефтяных и газовых скважин на суше и на море. – 2005. – № 9. – С. 7-13.

3. Saputelli L. Real-time decision-making for value creation while drilling [Text]: "SPE/IADC middle east drilling technology conference & exhibition", 20–22 October 2003, Abu Dhabi / L. Saputelli, V. Kelessidis etc. – Abu Dhabi, 2003. – P. 1–19.

4. Вовк Р. Б. Система інтелектуальної підтримки прийняття рішень для запобігання нештатних ситуацій в процесі буріння свердловин: автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. техн. наук : спец. 05.13.07 "Автоматизація процесів керування" /Р. Б. Вовк; Івано-Франків. нац. техн. ун-т нафти і газу. – Івано-Франківськ, 2012. – 20 с. – Бібліогр.: с 18.

РОЗРОБКА СТРУКТУРНО-ПАРАМЕТРИЧНОЇ СХЕМИ АБСОРБЕРА

Петров В. В., Ситніков О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, mirco2700@ukr.net

Процес моноетаноламінового очищення конвертованого газу від CO_2 є складним та багатостадійним. У сучасних промислових лініях потужністю 1360 т аміаку за добу моноетаноламінове очищення ведеться за схемою з розділеними потоками поглинального розчину.

Конвертований газ із тиском 2,8 МПа та температурою 25...40 °С надходить у абсорбер, обладнаний сітчастими тарілками з високим барботажем шаром. Абсорбер складається з двох секцій. У нижній секції абсорбера відбувається очищення газу до 5...7-відсоткового вмісту CO_2 груборегенованим розчином. У верхній частині абсорбера відбувається тонке очищення газу глибокорегенованим розчином, котрий насичується діоксидом вуглецю у верхній секції, змішується з потоком груборегенованого розчину і надходить на зрошення нижньої секції. Ступінь карбонізації насиченого розчину на виході з абсорбера складає 0,65 CO_2 /моль аміна.

Абсорбція – основа технологічних процесів вилучення парів води, вуглеводневих компонентів, сірчаних сполук з потоків природного та синтетичного газів, очищення (знешкодження) газових викидів з метою охорони довкілля [1]. Розрізняють хімічну та фізичну абсорбцію. У процесі хімічної абсорбції компонент, який абсорбується, зв'язується в рідкій фазі у вигляді хімічної сполуки. Під час фізичної абсорбції, розчинення газу не супроводжується хімічною реакцією; поглинання компонента відбувається доти, поки його парціальний тиск у газовій фазі вищий від рівноважного тиску над розчином. Абсорбція – процес вибіркового і оборотний. Величина абсорбції (як наслідок дії), тобто поглинання, вбирання, всмоктування, визначаються розчинністю певного газу в рідкому розчиннику, а швидкість процесу – різницею концентрацій у газовій суміші та рідині. Якщо концентрація газу в рідині вища, ніж у газовій суміші, то він виділяється із розчину (десорбція) [2].

Для реалізації абсорбції використовують спеціальні пристрої – абсорбери; абсорбційне очищення газів провадиться у скрубберах – апаратах зі зрошенням водою, суспензією або спеціальним розчином.

Часто абсорбція супроводжується утворенням хімічних сполук (хемосорбція) і поверхневим поглинанням речовини (адсорбція). Абсорбція набрала значного поширення в коксохімічній промисловості для вловлювання сирого бензолу з коксового газу, а також для аналізу газів, у тому числі рудникової атмосфери. Абсорбція використовується у збагаченні корисних копалин для надання збагачуваним мінералам бажаних властивостей або регулювання стану чи властивостей середовища, в якому здійснюється процес збагачення, а також для очищення відпрацьованих газів (повітря) від пилу та шкідливих газових домішок.

Розглянемо вхідні, вихідні потоки абсорбера та його збурення на структурно-параметричній схемі, зображеній на рисунку.



Структурно-параметрична схема абсорбера

Основним регульованим параметром, який забезпечує задану якість процесу, є концентрація CO_2 у очищеному газі на виході з апарата.

Керувальним впливом у досліджуваному процесі є витрата розчину моноетаноламіну на вході в абсорбер.

Основне збурення у системі – концентрація CO_2 у конвертованому газі на вході в абсорбер.

Проміжною змінною (параметром стану) є концентрація CO_2 у розчині HNO_3 на виході скрубера.

В результаті виконаної роботи розроблено структурно-параметричну схему, що буде використана для подальшого моделювання.

1. Лаутеншлегер К.-Х. Химия: Справочное издание [Текст] / К.-Х. Лаутеншлегер, В. Шретер, Х. Бибрак. – М.: Химия, 1989. – 648 с. – Библиогр.: с. 640–644. – 60000 экз. – ISBN 57245-0360-3.

2. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст]: пособ. по проектир. / Г. С. Борисов, В. П. Брыков, И. Ю. Дытнерский и др. ; Под ред. И. Ю. Дытнерского. – 2-е изд., перераб. и дополн. – М.: Химия 1991. – 496 с. – Библиогр.: с. 166–180. – ISBN 5-7245-0133-3.

ВДОСКОНАЛЕННЯ НАВЧАЛЬНОЇ ЛАБОРАТОРІЇ ФКСА ВНТУ ДЛЯ ВИВЧЕННЯ ТЕХНОЛОГІЇ «ІНТЕРНЕТ ДЛЯ РЕЧЕЙ»

Папінов В. М., Кулик Я. А.

Вінницький національний технічний університет, Yaroslav_Kulik@i.ua

На основі комп'ютеризованої лабораторної мережі факультету комп'ютерних систем та автоматики ВНТУ сформовано структуру лабораторної імітації інтегрованої автоматизованої системи управління (IACU) деяким виробничим підприємством [1], і планується здійснити інтеграцію з лабораторією вивчення «інтернету для речей». У лабораторній імітації IACU чітко виділяються рівні вертикальної інтеграції системи (рис. 1) – рівень низової автоматики (*DAS, CONTROL*), рівень контролерів (*DCS*), рівень операторських станцій (*SCADA*), рівень управління виробництвом (*АСУВ, MES*) та рівень управління підприємством (*АСУП, MRP*).

Поняття технології «Інтернет для речей» (*Internet of Things, IoT*), під яким мають на увазі розподілену систему взаємопов'язаних пристроїв, що виконують збір за допомогою наявних вбудованих датчиків, обмін отриманими даними та спільне прийняття рішення для функціонування всієї системи та окремих пристроїв [2].

Для вивчення програмної частини зазначеної технології використовується програмна платформа *ThingWorx*. Для вивчення апаратної частини буде використовуватись наявна апаратна база лабораторії мікропроцесорної техніки для вивчення автоматизації та модульна мікропроцесорна техніка на основі *Arduino* та *Raspberry Pi*, яка є власне «інтернет-речами» і потребують програмних засобів для інтеграції, обміну інформацією, захисту даних та пристроїв, наявність великих сховищ (хмарних технологій) для великих даних та програмні засоби для обробки цих даних. Усі вище перераховувані можливості надає екосистема *ThingWorx*.

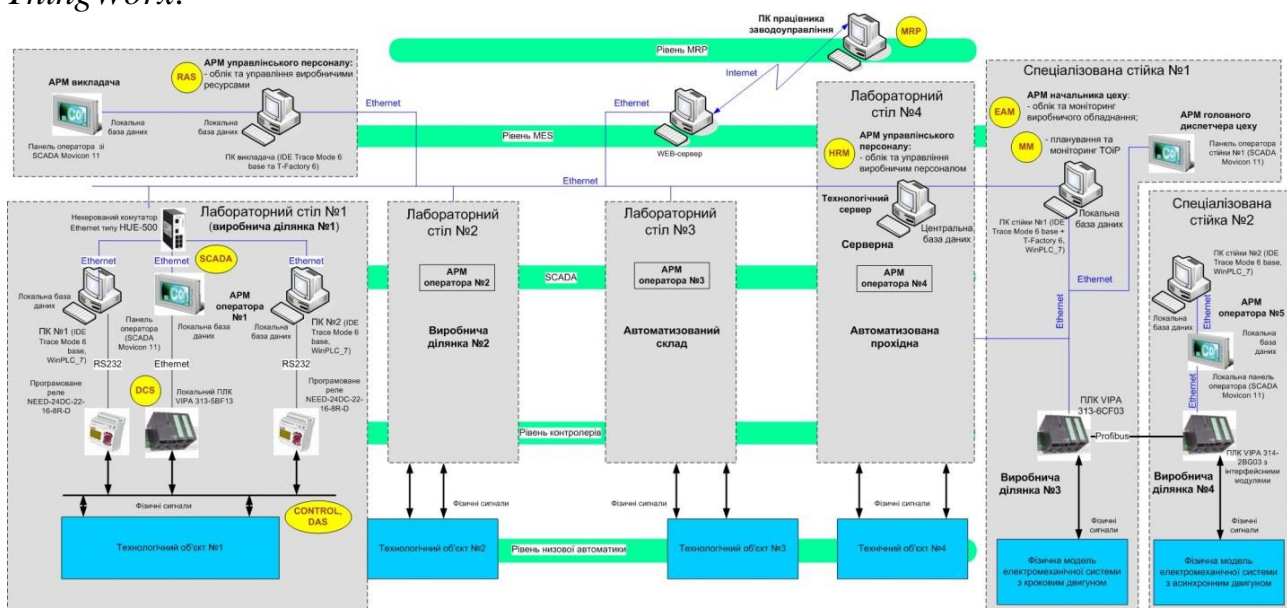


Рис. 1. Структура лабораторної імітації IACU виробництвом

Наявні модульні мікропроцесорні комплекси (рис. 2) *Raspberry Pi3 model B* (комплект «*Vilros RP3 Ultimate Starter Kit*»), *Arduino Mega 2560* (комплект «*Elegoo – The Most Complete Starter Kit Mega 2560 Project*» та «*KUMAN Kits (K47) – 37 sensor kit*» та роботизована рухома платформа «*Elegoo Robot Car Kit SMART v.3.0*»). Планується на основі даної лабораторії організувати лабораторію обробки зображень, в т. ч. з використанням плати *Jetson TX2*. Результати досліджень задач обробки зображень можна використати для перевірки на роботизованій рухомій платформі *Robot Car*.



Рис. 2 – Наявні мікропроцесорні для лабораторії «Інтернету для речей»

На основі наявних комплектів планується вивчати дисципліни «Мікропроцесорна техніка», «Комп'ютерна електроніка», «Програмування», «Системне програмування», «Технічні засоби автоматизації», «Засоби автоматизації комп'ютерних систем управління», «Архітектура комп'ютерних систем», що входять у курс підготовки бакалавра спеціальності «Автоматизації та комп'ютерно-інтегровані технології». Зазначена лабораторія дозволяє вивчати усі рівні автоматизації від самого нижнього рівня *DAS*, до найвищого рівня *MRP II* з використанням наукоємних досліджень.

1. Багатофункціональний учбовий комп'ютеризований комплекс засобів промислової мікропроцесорної техніки / О. В. Бісікало, М. М. Биков, С. Г. Кривогубченко та ін. // Третя міжнародна наукова конференція пам'яті професора Володимира Поджаренка «Вимірювання, контроль та діагностика в технічних системах» (ВКДТС-2015); Вінниця, ВНТУ, 27–29 жовтня 2015 р. Збірник тез доповідей. – Вінниця: ВНТУ, 2015. – 156 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – С. 151–153. – ISBN 978-966-2462-97-5.

2. The Internet of Things Programme. – Електронний ресурс. – Режим доступу: <https://www.gsma.com/iot/connected-living-mobilising-the-internet-of-things/>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова англ.

АНАЛІЗ ЕФЕКТИВНОСТІ РОБОТИ СЛУЖБИ ТАКСІ ЗАСОБАМИ БІБЛІОТЕКИ *SIMULINK*

Кропивницький Д. Р.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, genrocko@gmail.com

Роль пасажирського таксі як складової частини міського транспорту в сучасному місті стає дедалі більше: з'являються нові житлові райони, підвищується темп життя, змінюються вимоги споживачів до персонального транспортного обслуговування. Разом з тим у роботі пасажирського таксі з'явився ряд додаткових проблем, яких раніше не існувало [1].

Реінжиніринг служби таксі бізнес-процесів за допомогою комп'ютерних імітаційних моделей сьогодні є одним з найбільш перспективних напрямків теоретичних та експериментальних досліджень.

Нині широкого поширення набуло застосування методу комп'ютерного моделювання систем масового обслуговування, що зумовлено складністю процесів функціонування.

Сьогодні для імітаційного моделювання розроблено спеціалізовані проблемно-орієнтовані програмні універсальні математичні пакети, наприклад, *Matlab*, перевагою якого є наявність простого і зручного інтерфейсу, бібліотеки влаштованих функцій, графічних засобів представлення результатів [2].

Для моделювання системи з накопичувачем доцільно скористатись одним із найбільш ефективних сучасних інструментів імітаційного моделювання пакетом для симуляції динамічних систем *Simulink*, який входить до середовища *Matlab*.

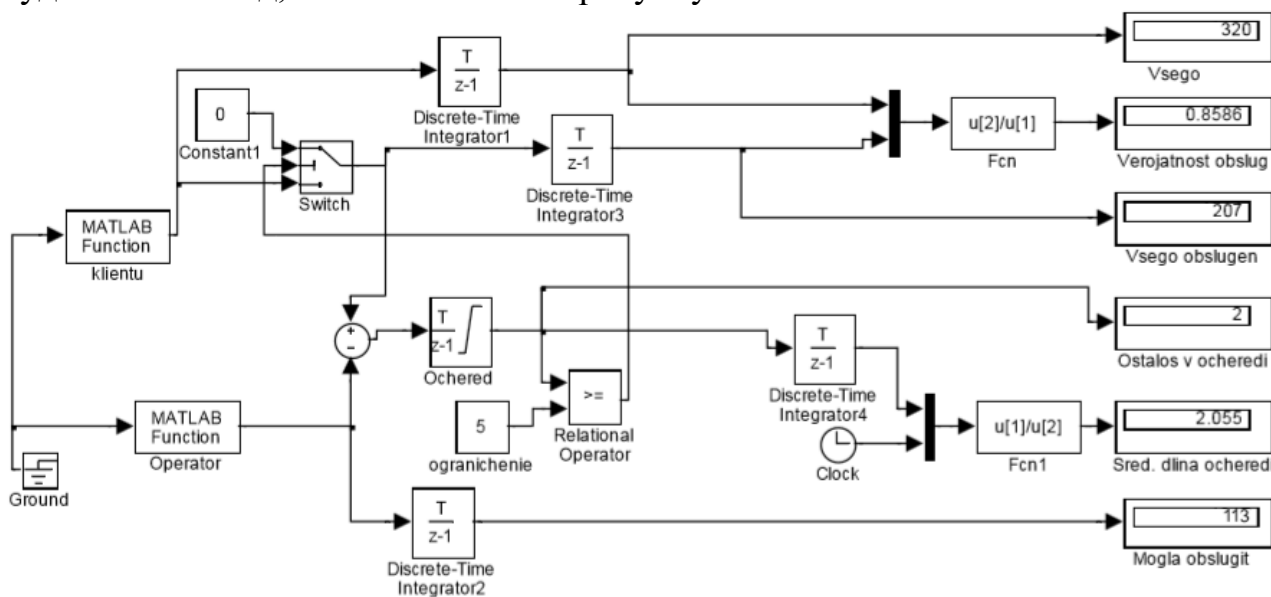
Структура імітаційної моделі, що відповідає вимогам, має відображати структуру системи масового обслуговування (СМО): замовлення (клієнти таксі) генеруються (входять в систему), стають в чергу на обслуговування підсистемами, а після повного обслуговування залишають систему.

Для побудови моделі СМО необхідно скористатися низхідним підходом до проектування. Для цього на початку потрібно позначити найбільш загальні складові частини майбутньої моделі, а потім – деталізувати кожну з них окремо.

Відповідно до поставленої задачі модельована СМО в першому наближенні має являти собою «чорний ящик», в якому є вхід для замовлень, що надходять у систему і вихід для обслужених. До складу цього блоку входитимуть канал обслуговування та черга. Для повноти уявлення моделі необхідно передбачити джерело потоку вимог із заданими характеристиками, а також приймач обслужених вимог. Отже, таку складну систему масового обслуговування, як служба замовлення таксі можна розділити на чотири підсистеми, а саме: підсистему джерела вимог; підсистему черги; підсистему, що моделює роботу свого основного елемента, а саме каналу обслуговування, та підсистему приймача вимог. Такий поділ значно спрощує процес налаштування та налагодження окремих модулів імітаційної моделі, яка відображає роботу служби таксопарку засобами візуального моделювання пакету *Simulink*.

Нехай потрібно дослідити роботу впродовж однієї години таксопарку, в складі якого є два диспетчери. Закони розподілу вхідного потоку та потоку обслуговування є найпростішими.

Спрощену структуру моделі розглянутої системи в середовищі *Simulink* буде мати вигляд, який показано на рисунку.



Спрощена структура системи та результати моделювання

Аналіз ефективності роботи таксопарку проводився за такими показниками: відносне навантаження на систему, ймовірність того, що всі обслуговувальні пристрої (диспетчери) вільні, ймовірність відмови в обслуговуванні, середнє число вимог, що очікують у черзі, середній час перебування вимоги в системі.

Проаналізувавши почергово компоненти системи, можна зробити висновок, що в наведеному модельному прикладі багатоканальна СМО з очікуванням працює не дуже ефективно, в результаті чого, служба таксі не тільки не обслуговує достатню кількість клієнтів щодня, але і втрачає клієнтську базу взагалі. Так, результати розрахунків показують, що з 320 клієнтів, які звернулися в службу таксі, тільки 207 було обслужено, в той час як 113 осіб покинули систему необслуженими.

Наведений приклад демонструє доцільність і зручність використання системи *MatLab/SimuLink* для планування чисельності диспетчерів, оцінки та оптимізації якості обслуговування клієнтів таксі.

1. Сонькин Д. М. Математическое и программное обеспечение системы диспетчерского управления таксопарком на базе мультисканальных навигационных терминалов: автореф. дис. на соискание ученой степени канд. техн. наук: спец. 05.13.11 «Математическое и программное обеспечение вычислительных машин, комплексов и компьютерных сетей» / Д. М. Сонькин; Национальный исследовательский Томский политехнический ун-т. – Томск, 2010. – 20 с. – Библиогр.: с. 18.

2. Дьяконов В. П. MATLAB. Полный самоучитель [Текст] / В. П. Дьяконов. – М.: ДМК Пресс, 2012. – 768 с.: ил. – ISBN 978-5-94074-652-2.

АЛГОРИТМ ПЕРЕВІРКИ СИСТЕМИ КОНТРОЛЮ ЗАГАЗОВАНOSTІ ВИРОБНИЧИХ ПРИМІЩЕНЬ

Кубара І.-Р. З., Ділай І. В., Теплох З. М.

Національний університет «Львівська політехніка», kaffakaffa32@gmail.com

Безпеку персоналу та обладнання на АГНКС (автомобільна газонаповнювальна компресорна станція) можна гарантувати завдяки системі контролю загазованості. Внаслідок нестабільності окремих її елементів система, згідно з регламентом, потребує періодичної (двічі на добу) метрологічної перевірки. Наразі її виконують оператори АГНКС вручну, що не усуває можливих помилок, зумовлених людським фактором.

Нами розроблено автоматизовану систему перевірки справності системи контролю загазованості, яка надає рекомендації щодо усунення виниклих несправностей. Зазначена система перевіряє кожен пристрій каналу системи контролю загазованості, а саме: давач загазованості, вторинний перетворювач, реле «Попередження», реле «Аварія». Перевірка давача полягає у порівнянні значення частотного сигналу давача (7...12 кГц) з номінальним, перевірка вторинного приладу – у порівнянні значення його показів (0...1,5 % об. метану) з номінальним, перевірка реле – у перевірці спрацювання дискретних виходів «Попередження» та «Аварія». Щоби перевірити давач необхідно від'єднати його від системи контролю загазованості. Для того, щоб не створювати у приміщенні неконтрольованої зони упродовж циклу перевірки, її виконують тільки для одного давача. З аналізу роботи системи контролю загазованості впливає логічна послідовність дій в алгоритмі автоматичної перевірки:

- продування магістралей подачі сумішей;
- від'єднання давача від основної системи;
- перемикання сигнальних ліній в підсистему самоконтролю;
- підведення накладки для обмеження доступу навколишнього повітря до давача;
- подача сумішей до вибраного давача та зчитування вимірних параметрів з системи контролю загазованості;
- аналіз отриманих даних;
- надання оператору результатів перевірки з рекомендаціями щодо усунення проблем, якщо такі є.

Згідно з наведеним алгоритмом збір даних відбувається послідовно для кожного каналу. Далі кожне значення параметра порівнюється з номінальним і записується позитивний або негативний результат. Реалізацію процесу відображено у таблиці. Якщо в каналі зареєстровано хоча б один негативний результат, то канал вважають несправним, значення параметра, який не відповідає номінальному, виводиться у звіт з перевірки системи контролю загазованості. Запропонована система та її алгоритм має такі переваги:

- виключення людського фактору;
- зменшення часу перевірки та міжперевірювальних інтервалів;

- зменшення навантаження на персонал;
- повна комплексна перевірка з унеможливленням фальсифікації результатів;
- генерація сумішей у системі, яка усуває необхідність постачання перевірювальних сумішей.

Таблиця. Варіант протоколу перевірки одного з каналів системи контролю загазованості

Канал	Середовище	Тест	Номинальне значення	Вимірне значення	Результат тесту*
1	Чисте повітря	Сигнал з давача	7000±50 кГц	7094 кГц	0
		Оброблений сигнал	0,0±0,05 % об.	0,03	1
		Попередження	0	0	1
		Аварія	0	0	1
	Суміш 0,48 % об.	Сигнал з давача	7300±50 кГц	7312	1
		Оброблений сигнал	0,48±0,05 % об.	0,482	1
		Попередження	0	0	1
		Аварія	0	0	1
	Суміш 0,52 % об.	Сигнал з давача	7500±50 кГц	7493	1
		Оброблений сигнал	0,52±0,05 % об.	0,518	1
		Попередження	1	1	1
		Аварія	0	0	1
	Суміш 0,98 % об.	Сигнал з давача	8800±50 кГц	8819	1
		Оброблений сигнал	0,98±0,05 % об.	0,983	1
		Попередження	1	1	1
		Аварія	0	0	1
	Суміш 1,02 % об.	Сигнал з давача	9200±50 кГц	9187	1
		Оброблений сигнал	1,02±0,05 % об.	1,017	1
		Попередження	1	1	1
		Аварія	1	1	1
Результат тестування каналу*					0

* Результат тесту: 0 – негативний, 1 – позитивний

У таблиці наведено варіант, коли після подачі чистого повітря сигнал з давача та сигнал з вторинного приладу не відповідають номінальним значенням. Тому канал є несправним і потребує ремонту.

РОЗРОБКА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ТЕХНОЛОГІЇ НАСИЧЕННЯ ОЧИЩЕНОГО РОЗСОЛУ ГАЗАМИ ВИРОБНИЦТВА СОДИ

Переверзева А. М., Бобух А. О.

Національний технічний університет «ХПІ», pereverzieva_alya@ukr.net

Технологія виробництва кальцинованої соди за аміачним способом (ВКС) має у своєму складі основні та допоміжні технології зі складними технологічними процесами та апаратами із замкненими циклами за матеріальними потоками. Особливість зазначених технологій полягає у змінюванні характеристик у часі через непередбачені порушення технологічного режиму за рахунок наявності агресивних та абразивних середовищ, які кристалізуються. Для цих технологій характерними є складні залежності поміж вхідними та вихідними параметрами, значні запізнювання за основними каналами керування тощо.

Однією із основних є складна технологія насичення очищеного розсолу газами ВКС. Ця технологія включає такі апарати: промивач повітря вакуум-фільтрів (ППВФ), другий промивач газу карбоколон (ПГКЛ-2), промивач газу абсорбції (ПГАБ), абсорбер (АБ), які називають абсорбційною колоною, а також пластинчатий холодильник (ПХ) і збірник амонізованого розсолу (ЗАР). Ці апарати називають елементами технології насичення очищеного розсолу газами ВКС, а сама технологія представлена чотирма елементами [1], які мають аналогічні відомі вихідні (i) та вхідні параметри (j). Розв'язання задачі розробки математичної моделі основної технології насичення очищеного розсолу газами ВКС за відомими вихідними $i = \overline{1, m}$ та вхідними $j = \overline{1, n}$ (де $n > m$) параметрами являє собою дуже складну задачу.

Аналіз виконаних досліджень різних методів розробки математичних моделей складних хімічних технологій спонукав зробити висновок, що застосування методу рекурсивної регресії та алгоритму його використання надає можливість отримувати високу точність математичних моделей, порівняно з розв'язанням тієї самої задачі методом найменших квадратів [2].

Для перевірки працездатності цих методів та отримання оцінки, що дозволяє виконати порівняльний аналіз їх за точністю ідентифікації ξ , були виконані дослідження на мікропроцесорному контролері, при цьому міру точності оцінювали за відношенням їх середньоквадратичних відхилень. З урахуванням вищеведеного за даними експериментальних досліджень для одного із елементів основної технології насичення очищеного розсолу газами ВКС було вибрано один ($i = 1$) із важливих вихідних (Y_1) параметрів, який залежить від п'яти ($j = \overline{1, 5}$) вхідних (X_j) параметрів.

За методом найменших квадратів розраховано коефіцієнти (a_j) математичної моделі та прості середні арифметичні значення параметрів ($\overline{Y_1}$), ($\overline{X_{j=1,5}}$) у вигляді:

$$Y_1 = a_1 \cdot X_1 + a_2 \cdot X_2 + a_3 \cdot X_3 + a_4 \cdot X_4 + a_5 \cdot X_5 + C_1, \quad (1)$$

де Y_1 – температура амонізованого розсолу із ПХ, $\bar{Y}_1 = 30$ °С; X_1 – витрати води в ПХ, $\bar{X}_2 = 164$ м³/год.; X_2 – витрата води в нижню частину АБ, $\bar{X}_2 = 94$ м³/год.; \bar{X}_3 – витрата очищеного розсолу в ПГКЛ-2, $\bar{X}_3 = 84$ м³/год.; X_4 – температура парогазової суміші із АБ в ПГАБ, $\bar{X}_4 = 68$ °С; X_5 – температура амонізованого розсолу із АБ в ПХ, $\bar{X}_5 = 62$ °С; а також a_1, a_2, a_3, a_4, a_5 – коефіцієнти при відповідних параметрах математичної моделі та C_1 – вільний член у формулі (1) (значення представлено в табл. 2).

Для розрахунку за методом рекурсивної регресії коефіцієнтів відповідних параметрів та вільного члена математичної моделі (1) спочатку потрібно визначити залежність мінімальної точності ідентифікації ξ від величин діагональних елементів матриці P_k , результати розрахунку представлені в табл.1.

Таблиця 1. Залежність міри точності ідентифікації ξ від величин діагональних елементів матриці P_k при обробці масиву експериментальних даних

P_k	10^1	10^2	10^3	10^4	10^5	10^6
ξ	0,2	0,0	0,001	54	84	79
	71	39				

Аналіз даних табл. 1 свідчить, що мінімальне значення точності ідентифікації ξ отримано для оптимального значення діагональної матриці $P_0 = 10^3$.

Визначені значення коефіцієнтів та вільного члена математичної моделі (1) за методом найменших квадратів (НК) та розраховані за методом рекурсивної регресії (РР) ці ж значення для отриманої мінімальної точності ξ наведено в табл. 2. за формулою (1).

Таблиця 2. Розраховані значення коефіцієнтів і вільних членів математичної моделі

Методи	a_1	a_2	a_3	a_4	a_5	C_1	ξ
НК	0,1416	0,0997	0,2017	-0,2743	-0,0526	2,9835	–
РР при $P_0 = 10^3$	0,1415	0,0996	0,2015	-0,2746	-0,0527	2,9806	0,001

В результаті досліджень розроблена математична модель технологія насичення очищеного розсолу газами ВКС за методами найменших квадратів та рекурсивної регресії, який сприяє значному скороченню об'єму пам'яті сучасних мікропроцесорних контролерів, порівнюючи з вирішенням такої ж задачі методами найменших квадратів [1].

1. Бобух А. А. Оценка некоторых параметров объектов производства соды рекурсивными методами [Текст] / А. А. Бобух, М. А. Подустов, А. Н. Переверзева // Вісник НТУ «ХПІ». – Серія: Хімія, хімічна технологія та екологія. – 2014. – № 51 (1093). – С. 11–15. – ISSN 2079-0821.

2. Kushner H. J. Stochastic Approximation and Recursive Algorithms and Applications [Text] / H. J. Kushner, G. G. Yin. – New-York: Springer-Verlag-New-York-Inc., 2003. – 498 p. – ISBN 978-0-387-21769-7.

ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ ПАРОГЕНЕРАТОРОМ ЗА ЗМІННИХ НАВАНТАЖЕНЬ

Стасюк І. Д., Матіко Г. Ф., Матіко Ф. Д.

Національний університет „Львівська політехніка”, halynamatiko@gmail.com

Під час експлуатації деяких технологічних об'єктів керування (ТОК), зокрема промислових котлів, парогенераторів, печей та сушильних агрегатів, за неякісного регулювання процесу горіння багато палива витрачається неекономно. Зазвичай для дотримання безпечних умов експлуатації таких ТОК та уникнення недопалу в паливню подають повітря більше, ніж необхідно за стехіометричним рівнянням. Такий метод експлуатації теплових об'єктів, незважаючи на дотримання безпечних умов, є неефективним.

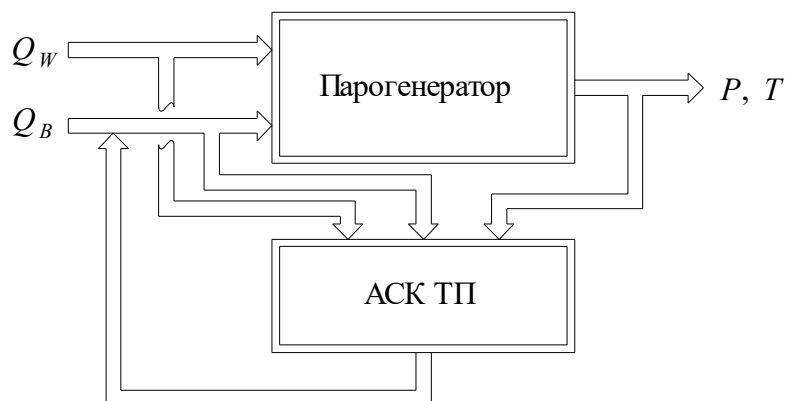
Основним паливом для парогенераторів (ПГ), поряд із кам'яним вугіллям і мазутом, є природний газ, економному споживанню якого у теперішній час надають великого значення. Максимальної ефективності ПГ під час спалювання природного газу досягають, підтримуючи оптимальне співвідношення витрат газу і повітря, та в результаті доброго їх перемішування в процесі горіння [1, 2]. Оптимальне значення співвідношення (а відповідно мінімальний надлишок повітря) забезпечують за допомогою системи керування з додатковим коректувальним сигналом за вмістом кисню в димових газах.

Найбільш адекватний непрямий спосіб оцінювання економічності процесу горіння полягає в аналізі складу димових газів на виході з паливни. Коефіцієнт корисної дії (ККД) ПГ визначається, зокрема, і втратами тепла, що виноситься з надлишком повітря. Значення коефіцієнта надлишку повітря α оцінюють за вмістом вільного кисню O_2 в димових газах, що покидають камеру паливни ПГ. Тому під час керування ПГ намагаються підтримувати оптимальне значення коефіцієнта надлишку повітря α , за якого ККД ПГ прямує до максимуму, а сумарні втрати тепла – відповідно до мінімуму.

Необхідно зазначити, що вміст O_2 , за якого відбувається повне згоряння палива, залежить від теплового навантаження ПГ. Ці значення вмісту O_2 залежно від теплового навантаження перебувають у межах від 1,6 до 5 % [2]. Отже, за змінних теплових навантажень ПГ значення вмісту кисню неоднозначно характеризує оптимальний надлишок повітря. Його треба змінювати залежно від навантаження ПГ і підтримувати на різних значеннях.

Авторами роботи пропонується система оптимального керування тепловим режимом ПГ, яка підтримує його тепловий баланс та враховує основні збурення на об'єкт керування ще до зміни його основних регульованих величин (тиску P та температури T перегрітої пари). Спрощену структурну схему системи керування зображено на рисунку. На вхід автоматизованої системи керування технологічним процесом (АСК ТП) надходить інформація про величини, що характеризують теплові потоки, які вводяться в паливню (внаслідок згоряння палива) Q_B і відводяться з неї (з парою і димовими газами) Q_W , та інформація про основні регульовані величини – тиск P та температуру T перегрітої пари. До того ж,

АСК ТП залежно від теплового навантаження ПГ забезпечує підтримування відповідного навантаженню оптимального вмісту кисню O_2 в димових газах та реалізує алгоритм врахування динамічних зв'язків між величинами, вимірюваними на вході і виході ПГ, тобто здійснює погодження між цими величинами за допомогою зведення їх до виходу ТОК [3].



Спрощена структурна схема системи оптимального керування парогенератором:

Q_B – тепловий потік, що вводиться в паливну внаслідок згоряння палива; Q_W – тепловий потік, що відводиться з паливни з паром і димовими газами; P і T – тиск і температура перегрітої пари відповідно

Регулювання температурного режиму забезпечує система автоматичного регулювання співвідношення теплових потоків Q_W/Q_B , дія якої спрямована на встановлення необхідної витрати палива до пальників ПГ. Для коректування співвідношення Q_W/Q_B застосовано вихідний сигнал пристрою визначення теплових втрат ПГ [3], за якими оцінюють ККД ПГ. Цей пристрій забезпечує безперервний автоматичний контроль теплових втрат ПГ і слугує давачем для системи автоматичного регулювання економічності процесу горіння.

Розглянута система оптимального керування усуває впливи усіх основних збурень, які діють на ТОК, забезпечує оптимізацію теплового режиму ПГ, сприяє мінімізації теплових втрат і економічному споживанню палива. Її впровадження забезпечить покращення якості та підвищення точності регулювання основних параметрів перегрітої пари, покращення умов роботи ПГ та значну економію палива.

1. Плетнев Г. П. Автоматизированные системы управления объектами тепловых электростанций: Учебник для вузов. [Текст] / Г. П. Плетнев. – М.: Издательство МЭИ, 1995. – 352с.: ил. – Библиогр.: с. 347–348. – 1000 экз. – ISBN 5-7046-0140-5.

2. Шински Ф. Управление процессами по критерию экономии энергии [Текст] / Ф. Шински. – М.: Изд-во "Мир", 1981. – 392 с. – Библиогр.: в конце глав. – 2 900 экз.

3. Стасюк І. Д. Підвищення точності автоматичного контролю економічності парогенераторів, які працюють на газоподібному паливі [Текст] / І. Д. Стасюк // Збірник наукових праць 2-ої Міжнародної науково-практичної конференції “Проблеми економії енергії”; Львів, ДУ „ЛП”, 2–4 червня 1999 р. – Л.: ДУ „ЛП”, 1999. – 355 с.: іл. – Библиогр.: в кінці тез. – С. 174–175. – 150 пр. – ISSN 0321-0499.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ СУШИЛЬНОЇ БАШТИ У ВИРОБНИЦТВІ СІРЧАНОЇ КИСЛОТИ

Співак Я. В., Жураковський Я. Ю.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, ianspiv@gmail.com

У виробництві сірчаної кислоти важливим елементом установки є сушильна башта. У башті сірчаний газ зрошується концентрованим розчином сірчаної кислоти, що має позбавити його від домішків та надлишкової вологи, яка погіршує якість кислоти та може спричинити корозію апаратури*.

Метою дослідження є створення математичної моделі сушильної башти для подальшого синтезу системи керування.

У результаті аналізу особливостей процесу було запропоновано керувати концентрацією SO_2 в сірчаному газі зміною витрати розчину сірчаної кислоти, що подається на зрошування. На рисунку зображено фрагмент схеми автоматизації сушильної башти, що містить контур керування концентрацією SO_2 в сірчаному газі після його осушування.

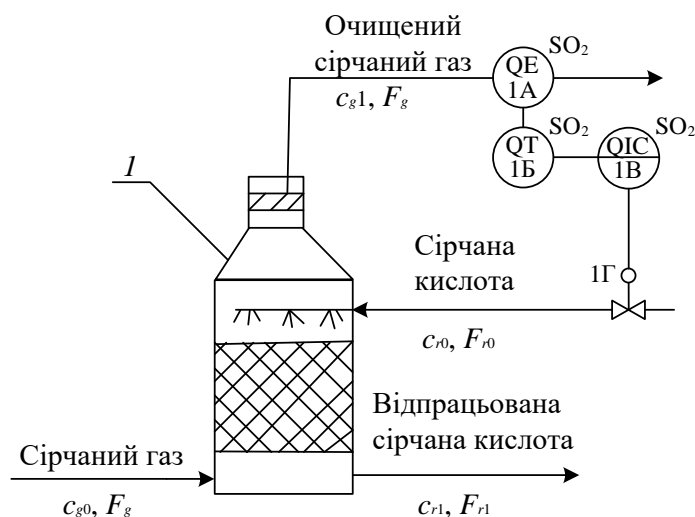


Схема автоматизації сушильної башти:

I – сушильна башта; F_g – витрата сірчаного газу; c_{g0} – концентрація SO_2 у сірчаному газі; F_{r0} – витрата розчину сірчаної кислоти; c_{r0} – концентрація H_2SO_4 у розчині; c_{g1} – концентрація SO_2 в очищеному сірчаному газі; F_{r1} – витрата відпрацьованого розчину сірчаної кислоти; c_{r1} – концентрація H_2SO_4 у відпрацьованому розчині сірчаної кислоти; 1А, 1В – концентратомір; 1В – регулятор; 1Г – виконавчий механізм

Сірчаний газ подається на нижній рівень сушильної башти I з витратою F_g та концентрацією SO_2 c_{g0} , де він зрошується розчином (за температури $30\text{ }^\circ\text{C}$) сірчаної кислоти, що подається на верхній рівень башти з витратою F_{r0} та концентрацією H_2SO_4 c_{r0} . Відтак очищений газ проходить через фільтр-бризкосприймач та спрямовується на подальшу обробку.

* Амелин А. Г. Технология серной кислоты [Текст] : учеб. пособие для вузов / А. Г. Амелин. – 2-е изд., перераб. – М.: Химия, 1983. – 360 с. : ил. – Библиогр.: с. 350–352. – 9000 экз.

Рівняння матеріальних балансів складають на основі прийнятих припущень: загальна маса речовин, що надходить у технологічний об'єкт керування, дорівнює загальній масі речовин, що виходить з технологічного об'єкта, та масі речовини, яка акумулювалася у ньому.

Розроблена система матеріальних балансів для рідкої та твердої фаз має вигляд:

$$\begin{cases} F_g c_{g0} - F_g c_{g1} + K_{r1} \frac{[c_{r0}(c_{g1}) - c_{r0}] + [c_{r1}(c_{g0}) - c_{r1}]}{2} = V_g \rho_g \frac{dc_{g1}}{dt}, \\ F_{r0} c_{r0} - F_{r1} c_{r1} - K_{r2} \frac{[c_{g1} - c_{g1}(c_{r0})] + [c_{g0} - c_{g0}(c_{r1})]}{2} = V_r \rho_r \frac{dc_{r1}}{dt}, \end{cases}$$

де K_{r1} , K_{r2} – коефіцієнти масообміну; $c_{r1}(c_{g0})$, $c_{r0}(c_{g1})$, $c_{g0}(c_{r1})$, $c_{g1}(c_{r0})$ – рівноважні концентрації H_2SO_4 у відпрацьованому розчині та вхідному розчинах, SO_2 у вхідному та очищеному сірчаных газах відповідно; V_g , V_r – об'єми газу та розчину, що проходять через башту, відповідно; ρ_g , ρ_r – густини газу та розчину відповідно.

За складеними матеріальними балансами після необхідних перетворень було отримано передавальні функції для каналів керування та збурення:

$$\begin{cases} W_{F_{r0} \rightarrow c_{g1}}(s) = \frac{-K_{Fr0Cr1} K_{Fr0Cr1}}{s^2 T_1 T_2 + s(T_1 + T_2) + 1 - K_{Cr1c_{g1}} K_{CgCr1}}, \\ W_{c_{g0} \rightarrow c_{g1}}(s) = \frac{K_{Cg0c_{g1}} T_2 s + K_{Cg0c_{g1}} - K_{Fr0Cr1} K_{CgCr1}}{s^2 T_1 T_2 + s(T_1 + T_2) + 1 - K_{Cr1c_{g1}} K_{CgCr1}}, \end{cases}$$

де

$$\begin{aligned} T_1 &= \frac{V_g \rho_g}{F_g - K_{r1} m}; \quad T_2 = \frac{2mV_r \rho_r}{2mF_{r1} - K_{r2}}; \\ K_{Cg0c_{g1}} &= \frac{2F_g + K_{r1} m}{2F_g - K_{r1} m}; \quad K_{Cr1c_{g1}} = \frac{-K_{r1}}{2F_g - K_{r1} m}; \\ K_{Fr0Cr1} &= \frac{2m c_{r0}}{2mF_{r1} - K_{r2}}; \quad K_{CgCr1} = \frac{-mK_{r2}}{2mF_{r1} - K_{r2}}. \end{aligned}$$

Аналіз моделі показує, що її адекватність залежить від того, з якими похибками будуть визначені параметри V_g , V_r та інші. У подальшому передбачено з'ясувати можливі способи визначення параметрів моделі в режимі нормального функціонування технологічного об'єкта.

Отримана математична модель сушильної башти надає можливість налаштувати параметри регулятора в системі керування концентрацією SO_2 у сірчаному газі після осушення в сушильній башті.

РОЗРАХУНОК ЛІНІЙНО-КВАДРАТИЧНОГО ГАУСІВСЬКОГО РЕГУЛЯТОРА ДЛЯ КЕРУВАННЯ ВИПАРНИМ РЕАКТОРОМ

Ковалюк Д. О., Цвіль А. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, andriytsvil@gmail.com

Лінійно-квадратичні гаусівські (ЛКГ) системи керування відносяться до оптимальних систем, в яких оптимізація проводиться за деяким заданим квадратичним критерієм якості. Для зменшення впливу збурень у вигляді гаусівського білого шуму в системах керування з ЛКГ-регуляторами використовується фільтр Калмана. Недоліком таких систем є те, що в них нехтують робастністю системи. Тому ЛКГ-синтез проводиться тільки для систем, що мають надійну і точну лінійну динамічну модель. ЛКГ-контролери використовуються як для дискретних, так і для неперервних систем.

Метою розрахунку параметрів лінійно-квадратичного регулятора є знаходження такого керування, за якого замкнута система стійка, спостережувана, керована і наведений нижче функціонал набуває мінімального значення:

$$J = \frac{1}{2} \int_0^{\infty} [x^T(t)Qx(t) + u^T(t)Ru(t) + 2x(t)Nu(t)] dt,$$

де Q , N та R – вагові матриці.

Закон керування, знайдений за лінійно-квадратичним алгоритмом, має вигляд

$$u = -R^{-1}B^T P x,$$

де P – розв'язок матричного рівняння Ріккати:

$$A^T P + P A - P B R^{-1} B^T P + Q = 0.$$

Для подальших розрахунків представимо ОК в просторі станів:

$$\begin{cases} x' = \bar{A}x + \bar{B}u, \\ y = \bar{C}x + \bar{D}u, \end{cases}$$

де $A = -0,8278$; $B = 6,659$; $C = 1,012$; $D = 0$.

Для синтезу лінійно-квадратичного гаусівського регулятора, скористаємося функцією *LQG* бібліотеки *Control System Toolbox*. Також доповнимо програму синтезу лінійно-квадратичного регулятора* кодом розрахунку параметрів ЛКГ-регулятора:

```
nx = 3;
ny = 1;
Qn = Q;
Rn = R;
QXU = blkdiag(eye(3), Rn);
QWV = blkdiag(Qn, Rn);
disp('Параметри LQG-регулятора:')
```

* Цвіль А. А. Розрахунок лінійно-квадратичного регулятора для керування випарним реактором [Текст] / А. А. Цвіль, Д. О. Ковалюк // Матеріали Одинадцятої науково-практичної конференції студентів (АКІТ-2017); Київ, 7 грудня 2017 р. – К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. – 204 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – С. 12–12. – 60 пр. – ISBN 978-966-622-826-3.

```

K_LQG = lqg(system,QXU,QWV)
A_LQG = K_LQG.A; B_LQG = K_LQG.B; C_LQG = K_LQG.C; D_LQG =
K_LQG.D;

```

У результаті отримаємо синтезований лінійно-квадратичний гаусівський регулятор у просторі станів з такими параметрами:

```
K_LQG =
```

```
A =
```

	x1_e	x2_e	x3_e
x1_e	-3.488	-55.67	-2.506
x2_e	-3.167	-67.08	-52.32
x3_e	-0.01702	32	0

```
B =
```

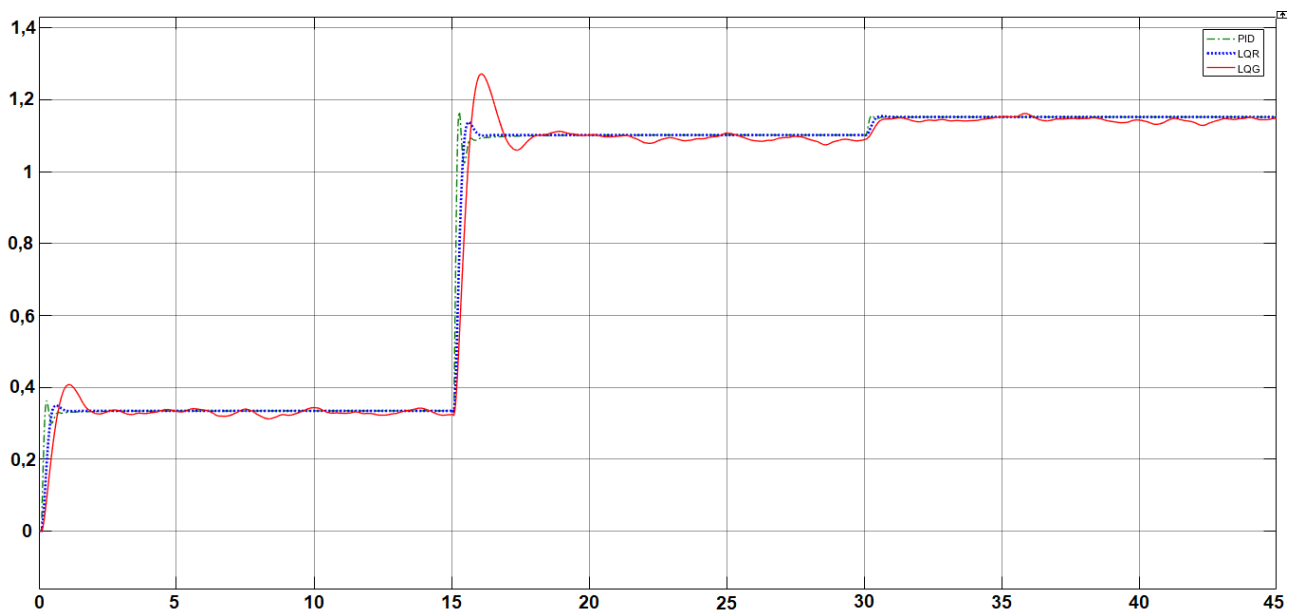
	y1
x1_e	1.315
x2_e	-0.02628
x3_e	0.01682

```
C =
```

	x1_e	x2_e	x3_e
u1	-0.1996	-0.02613	-0.3763

```
D =
```

	y1
u1	0



Графіки перехідних характеристик систем керування з ПД-, лінійно-квадратичним та ЛКГ-регуляторами

Отримані результати розрахунку (див. рисунок) використано для моделювання системи керування з лінійно-квадратичним гаусівським регулятором і фільтром Калмана в середовищі *Simulink* та порівняння якості отриманої системи керування з системами з лінійно-квадратичним та ПД-регулюванням.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ МАТЕМАТИЧНОГО МОДЕЛЮВАННЯ ПЕЧІ КИПЛЯЧОГО ШАРУ ДЛЯ ВИПАЛЮВАННЯ КОЛЧЕДАНАУ

Кучера М. М., Данькевич А. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, mariia.kuchera@gmail.com

Випалювання сірчаного колчедану використовується в хімічній промисловості як процес, метою якого є отримання сірчаної кислоти. Якість отриманого продукту залежить від методу, обладнання та дотримання відповідних режимних параметрів перебігу технологічного процесу.

Основні параметри якості технологічного процесу закладаються на стадії випалювання колчедану. Тому процес випалювання є основним процесом у отриманні сірчаної кислоти. Випалювання колчедану відбувається в печі випалювання.

Існує багато конструкцій печей для випалювання колчедану. Проте, піч киплячого шару для випалу колчедану є більш сучасною та має ряд переваг: отримана сірка не потребує очищення від домішок, інтенсивність печі перевищує показники своїх аналогів. До того ж, немає необхідності розігрівати сірку заздалегідь, оскільки вона подається одразу твердою.

Отримання якісного продукту неможливе без контролю та керування перебігом технологічного процесу. Налаштування систем керування апаратом для підтримки оптимальних значень технологічних параметрів є одним з основних технологічних завдань.

Досліди на об'єкті – одна із стадій синтезу системи керування. Їх проведення на апараті веде до енергонеефективного режиму виробництва і утворення великої кількості браку, що призводить до матеріальних втрат і зменшує прибуток від реалізації продукції. Створення математичної моделі є одним із можливих та доцільних рішень.

Якість продуктів горіння значною мірою залежить від температури колчедану в печі. За температури нижче 500 °С процес не відбувається, за температури вище 850...1000 °С (залежно від складу колчедану) він спікається, утворюється велика кількість браку та знижується продуктивність установки.

Тому створення теплової математичної моделі процесу з урахуванням зміни витрат і хімічного складу є актуальною та важливою науковою задачею.

У подальших дослідженнях необхідно створити теплову математичну модель процесу випалювання колчедану з урахуванням зміни витрат і хімічного складу, дослідити її статичні та динамічні характеристики і синтезувати систему керування температурою реакційної суміші в печі киплячого шару.

СПРОЩЕННЯ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ ГРАФІТУВАННЯ У ПЕЧАХ АЧЕСОНА

Жученко О. А., Корж А. П.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, akp13@ukr.net

Графітуванням великогабаритної продукції, до якої належать електроди дугових сталеплавильних печей, подові блоки алюмінієвих електролізерів тощо, як правило, здійснюють в електричних печах опору за технологією Ачесона. Печі Ачесона характеризуються істотною нерівномірністю розподілу температурного поля та нестабільністю електро- та теплофізичних властивостей матеріалів завантаження [1]. Саме тому одним із найважливіших питань процесу є розробка математичної моделі процесу, позаяк потрібно дуже точно – з найменшою можливою похибкою – розрахувати процес, що дозволить отримати продукцію високої якості (надалі, звісно, у поєднанні з системи керування), що і є одним із основних завдань процесу.

У розроблюваній математичній моделі буде два вхідних параметри (напруга та сила струму) та дев'ять вихідних параметрів (мінімальна температура нагріву, швидкість нагріву та перепад температури – усе по трьох рядах).

Процеси печі графітування мають багато різноманітних варіантів математичних моделей [2], але вони не можуть використовуватися у системах керування в реальному часі, оскільки їхній розрахунок може тривати близько трьох діб. Така тривалість розрахунку не дозволяє досліджувати системи керування процесом формування вуглецевих виробів, тому належним рішенням є розроблення спрощеної моделі, в якій час розрахунку буде значно меншим, що дозволить симулювати та досліджувати роботу систем керування цим процесом.

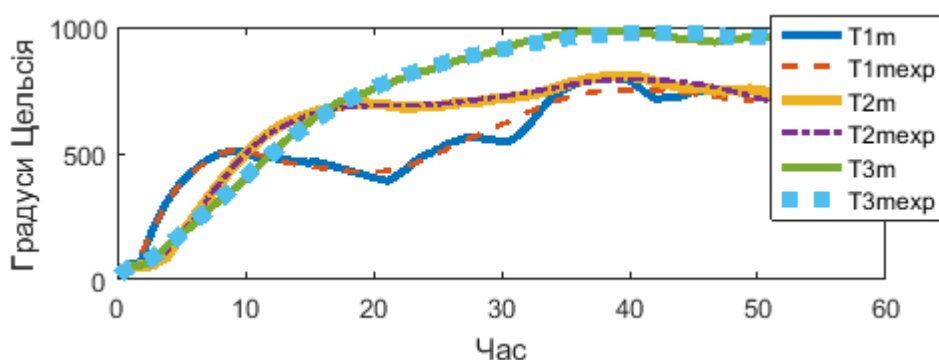
Під сучасну пору існує безліч підходів до спрощення моделей, з яких найчастіше використовується метод лінеаризації нелінійних диференціальних рівнянь, методи ідентифікації та метод Фур'є [3]. Розглянувши зазначені методи було вирішено використати для спрощення моделі метод Фур'є, адже він найбільш універсальний з розглянутих методів.

Метод Фур'є передбачає представлення вихідних сигналів у вигляді ряду, що складається з суми добутків коефіцієнтів, які відображають зміну вихідних сигналів в часі та коефіцієнтів, що відображають розподілення вихідних сигналів у просторі. В таких моделях залежність вихідних сигналів від вхідних визначається ідентифікацією залежності значень коефіцієнтів, що відображають зміну вихідних сигналів у часі від вхідних сигналів. Моделі, отримані за методом Фур'є не мають вад моделей, створених за допомогою методів ідентифікації, адже кількість членів ряду, що необхідні для точного відображення вихідних сигналів (а отже і кількість коефіцієнтів, що відображають зміну вихідних сигналів в часі) менша за кількість вхідних сигналів.

Спрощення моделі полягає в апроксимації ANSYS-моделі простішими моделями (у даному разі моделями з меншою кількістю рівнянь), використовуючи залежності між температурами в різних точках сітки. Метою цього є знахо-

дження спрощеної моделі, що може передбачувати/оцінювати температури з малою похибкою по відношенню до ANSYS-моделі.

За допомогою математичного пакету *Matlab* було виконано спрощення математичної моделі. Дослідження якості роботи спрощених моделей було визначено через розрахунки середньоквадратичних похибок. У результаті спрощення математичної моделі було вирішено взяти 9 коефіцієнтів Фур'є, позаяк саме стільки коефіцієнтів у результаті розрахунків показали достатню точність для наших розрахунків. Згідно з розрахунками, на 8-й ітерації було отримано найменшу похибку. Це спричинено тим, що, попри високу точність апроксимації, модель з $n = 9$ має досить велику похибку ідентифікації порівняно з іншими моделями. Різницю між реальною та спрощеною моделлю можна побачити на рисунку, на якому показана різниця між реальною та спрощеною моделлю за одним з основних вихідних параметрів – мінімальною температурою нагрівання по трьох рядах.



Порівняння мінімальних температур нагрівання реальної та спрощеної моделі:
T1m, T2m, T3m – реальні моделі по 1, 2 та 3 ряду; T1mexp, T2mexp, T3mexp – результати спрощеної моделі

Отже, отримано спрощену модель процесу формування вуглецевих виробів, що доволі точно відтворює температуру в контрольних точках і може бути використана в дослідженні систем керування цим процесом у подальшому.

1. Жученко О. А. Класифікація електродної продукції та її застосування [Текст] / Жученко О. А., Корж А. П. // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: Тези доповідей Десятої науково-практичної конференції студентів; Київ, НТУУ «КПІ», 08–09 квітня 2016 р. – К.: НТУУ «КПІ», 2016. – 92 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – 100 пр. – ISBN 978-966-622-803-4.

2. Жученко А. І. Керування процесом графітації при виробництві електродної продукції [Текст]: монографія / Жученко А. І., Коржик М. В., Кутузов С. В. – К.: НТУУ «КПІ», Вид. дім «Києво-Могилянська академія», 2013. – 224 с.: іл. – Бібліогр.: 201–217. – 300 пр. – ISBN 978-966-518-634-2.

3. Жученко А. І. Розробка спрощеної математичної моделі скловарної печі [Текст] / А. І. Жученко, В. С. Цапар // Східно-Європейський журнал передових технологій, 2015. – №2/4 (74). – С. 42–48. – ISBN 987-617-662-052-5.

РОЗРОБКА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ЗМІШУВАЧА У ВИРОБНИЦТВІ ТЕХНІЧНОГО ВУГЛЕЦЮ

Гавриш Б. А., Коржик М. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, gbak19413@gmail.com

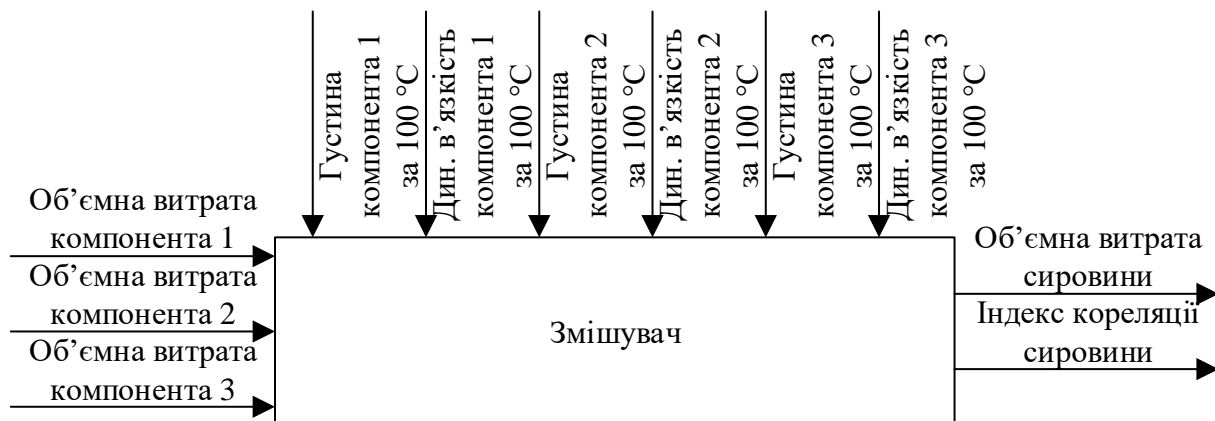
У виробництві технічного вуглецю сировину зазвичай змішують із кількох компонентів, які є побічними продуктами нафтохімії та коксохімії [1]. Найчастіше їх три. Тому розглянуто саме цей випадок. Одним з параметрів сировини є індекс кореляції. Він характеризує вихід технічного вуглецю на одиницю сировини. Причому, що вищою є ступінь дисперсності отриманого технічного вуглецю, то більший вплив має індекс кореляції на вихід продукту [1]. Для виробництва дешевого й якісного продукту необхідне надходження у реактор сировини, що буде забезпечувати найбільший вихід продукту на одиницю сировини. Задля цього необхідно розробити модель, що дозволить прогнозувати індекс кореляції. Цей етап є метою даної роботи.

Для розроблення зазначеної математичної моделі прийнято такі припущення:

- 1) між точками відбору інформації та реактором (тобто всередині змішувача і в трубопроводах) не відбувається хімічних реакцій;
- 2) змішування відбувається за принципом ідеального змішування.

Задля реалізації пропонованої системи керування необхідно внести певні зміни у технологічну схему процесу, а саме від трубопроводів, в котрих течуть компоненти, зробити відгалуження та провести їх через теплообмінники, де компоненти будуть нагріватись до температури 100 °С. Це необхідно для визначення їх динамічних в'язкостей за такої температури.

Параметричну схему змішувача наведено на рисунку.



Параметрична схема змішувача

У подальшому будуть використовуватись такі позначення: Q_1^t , Q_2^t , Q_3^t – об'ємні витрати компонентів за температури t °С, м³/с; G_1 , G_2 , G_3 – масові витрати компонентів, кг/с; ρ_1^t , ρ_2^t , ρ_3^t , ρ^t – густини компонентів і сировини за температури t °С, кг/м³; μ_1^t , μ_2^t , μ_3^t , μ^t – динамічні в'язкості компонентів та сировини за температури t °С, Па·с; ν_t – кінематична в'язкість сировини за температури t °С.

ри t °С, $\text{м}^2/\text{с}$; $t_{\text{В}1}$, $t_{\text{В}2}$, $t_{\text{В}3}$ – температури, за яких було виміряно густини компонентів, °С; ІК – індекс кореляції сировини.

Індекс кореляції можна визначити за виразом [2]:

$$\text{ІК} = 915,97d_4^{20} + 23,68\nu_{100} - 199,63(\rho_4^{20})^2 - 629,76,$$

де $d_4^{20} = \rho^{20} / \rho_{\text{В}}^4$ – відносна густина сировини (відношення густини сировини за температури 20 °С до густини води за температури 4 °С, причому $\rho_{\text{В}}^4 = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$).

У останній формулі за розмірність кінематичної в'язкості використовується $\text{мм}^2/\text{с}$, тому наведемо формулу відповідно до кінематичної в'язкості виміряної у $\text{м}^2/\text{с}$ і підставимо вираз $d_4^{20} = \rho^{20} / \rho_{\text{В}}^4$:

$$\text{ІК} = 915,97\rho^{20} / \rho_{\text{В}}^4 + 0,00002368 / \nu_{100} - 199,63(\rho^{20} / \rho_{\text{В}}^4)^2 - 629,76. \quad (1)$$

Густину сировини можна знайти через густини компонентів:

$$\rho^t = (\rho_1^t Q_1^t + \rho_2^t Q_2^t + \rho_3^t Q_3^t) / (Q_1^t + Q_2^t + Q_3^t). \quad (2)$$

Необхідно привести густини компонентів до температури. Для цього скористаємось температурною поправкою густини $\alpha_1 = 0,7 \text{ кг}/\text{м}^3$ на 1 °С [1; 3] для коксохімічної сировини (компонент 1) та $\alpha_2 = \alpha_3 = 0,65 \text{ кг}/\text{м}^3$ на 1 °С [1] для нафтохімічної сировини (компоненти 2 та 3) за формулою:

$$\rho_n^{t_{\text{м}}} = \rho_n^{t_{\text{В}n}} + \alpha_n (t_{\text{В}n} - t_{\text{м}}), \quad (3)$$

де $\rho_n^{t_{\text{м}}}$ – приведена до $t_{\text{м}}$ °С густина компонента n , $\text{кг}/\text{м}^3$; $\rho_n^{t_{\text{В}n}}$ – виміряна за температури $t_{\text{В}n}$ густина компонента n , $\text{кг}/\text{м}^3$.

Кінематичну в'язкість сировини можна знайти через динамічну:

$$\nu_{100} = \mu_{100} / \rho^{100}. \quad (4)$$

А динамічну в'язкість сировини можна знайти за формулою Манна:

$$\mu_{100} = (Q_1^{100} + Q_2^{100} + Q_3^{100}) / (Q_1^{100} / \mu_{100} + Q_2^{100} / \mu_{200} + Q_3^{100} / \mu_{300}). \quad (5)$$

У вищенаведених формулах використовуються об'ємні витрати. Через масові витрати їх можна виразити так:

$$Q^t = G / \rho^t. \quad (6)$$

Можна виразити масові витрати G_1 , G_2 , G_3 через їхні масові концентрації у сировині, які позначимо як x_1 , x_2 , x_3 . При цьому має виконуватись рівність:

$$x_1 + x_2 + x_3 = 1. \quad (7)$$

Підставивши формули (2), (3), (4), (5), (6) та (7) у формулу (1), отримаємо рівняння статки:

$$\begin{aligned} \text{ІК} = & 0,91597 \left(\frac{x_1}{\rho_1^{t_{\text{В}1}} + \alpha_1(t_{\text{В}1} - 20)} + \frac{x_2}{\rho_2^{t_{\text{В}2}} + \alpha_2(t_{\text{В}2} - 20)} + \frac{1 - x_1 - x_2}{\rho_3^{t_{\text{В}3}} + \alpha_3(t_{\text{В}3} - 20)} \right)^{-1} + 0,00002368 \times \\ & \frac{\frac{x_1}{(\rho_1^{t_{\text{В}1}} + \alpha_1(t_{\text{В}1} - 100))\mu_{100}} + \frac{x_2}{(\rho_2^{t_{\text{В}2}} + \alpha_2(t_{\text{В}2} - 100))\mu_{200}} + \frac{1 - x_1 - x_2}{(\rho_3^{t_{\text{В}3}} + \alpha_3(t_{\text{В}3} - 100))\mu_{300}}}{\frac{x_1}{\rho_1^{t_{\text{В}1}} + \alpha_1(t_{\text{В}1} - 100)} + \frac{x_2}{\rho_2^{t_{\text{В}2}} + \alpha_2(t_{\text{В}2} - 100)} + \frac{1 - x_1 - x_2}{\rho_3^{t_{\text{В}3}} + \alpha_3(t_{\text{В}3} - 100)}} - 0,00019963 \times \\ & \times \left(\frac{x_1}{\rho_1^{t_{\text{В}1}} + \alpha_1(t_{\text{В}1} - 100)} + \frac{x_2}{\rho_2^{t_{\text{В}2}} + \alpha_2(t_{\text{В}2} - 100)} + \frac{1 - x_1 - x_2}{\rho_3^{t_{\text{В}3}} + \alpha_3(t_{\text{В}3} - 100)} \right)^{-2} - 629,76. \end{aligned}$$

Динаміку процесу змішування можна представити в дискретному часі у вигляді таких рекурентних рівнянь:

$$\begin{aligned}
 &IK(k) = 0,91597\rho^{20}(k) + 0,00002368\rho^{100}(k) / \mu_{100}(k) - 0,00019963(\rho^{20}(k))^2 - 629,76, \\
 &\rho^t(k+1) = (M_1(k) + M_2(k) + M_3(k) + M(k) - M_c(k)) \left(\frac{M_1(k)}{\rho_1^{t_{B1}}(k) + \alpha_1(t_{B1}(k) - t)} + \right. \\
 &\quad \left. + \frac{M_2(k)}{\rho_2^{t_{B2}}(k) + \alpha_2(t_{B2}(k) - t)} + \frac{M_3(k)}{\rho_3^{t_{B3}}(k) + \alpha_3(t_{B3}(k) - t)} + \frac{M(k) - M_c(k)}{\rho^t(k)} \right)^{-1}, \\
 &\mu_{100}(k+1) = \left(\frac{M_1(k)}{\rho_1^{100}(k)} + \frac{M_2(k)}{\rho_2^{100}(k)} + \frac{M_3(k)}{\rho_3^{100}(k)} + \frac{M(k) - M_c(k)}{\rho^{100}(k)} \right) \times \\
 &\quad \times \left(\frac{M_1(k)}{\rho_1^{100}(k)\mu_{100}(k)} + \frac{M_2(k)}{\rho_2^{100}(k)\mu_{200}(k)} + \frac{M_3(k)}{\rho_3^{100}(k)\mu_{300}(k)} + \frac{M(k) - M_c(k)}{\rho^{100}(k)\mu_{100}(k)} \right)^{-1},
 \end{aligned}$$

де $M(k)$ – маса акумульованої у змішувачі суміші, кг; $M_1(k)$, $M_2(k)$, $M_3(k)$ – надходження компонентів у змішувач, кг; $M_c(k)$ – вихід сировини зі змішувача, кг.

Масу акумульованої суміші можна знайти з матеріального балансу:

$$M(k+1) = M_1(k) + M_2(k) + M_3(k) + M(k) - M_c(k).$$

Позаяк пропонована система керування не має зворотного зв'язку, то вибір періоду квантування можна базувати на частоті зміни збурень (тобто якісних параметрів компонентів). Останні змінюються лише у разі нових поставках, але ці зміни не відбуваються моментально. Це спричинено процесом змішування старих і нових компонентів у резервуарах-сховищах. Тому період дискретизації для практичного використання системи керування необхідно базувати на конструкційних особливостях конкретних резервуарів-сховищ та трубопроводів.

Для досліджень моделі можна обрати набагато менший період дискретизації – через велику інерційність об'єкта (заповнений апарат можна спорожнити приблизно за шістьнадцять днів) достатньо буде навіть хвилини.

Розроблену модель буде використано для розроблення системи керування процесом змішування сировини у виробництві технічного вуглецю.

1. Ивановский В. И. Технический углерод. Процессы и аппараты [Текст] : учебное пособие / В. И. Ивановский. – Омск: «Техуглерод», 2004. – 228 с. : ил. – Библиогр.: в конце глав. – 300 экз.

2. А. с. 1307304 СССР, МКИ G 01 N 11/00. Способ определения индекса корреляции сырья для производства сажи [Текст] / М. С. Цеханович, Л. А. Климанова, С. Д. Фарунцев (СССР). – № 3948688/24-25 ; заявл. 19.06.85 ; опубл. 30.04.87 , Бюл. № 16. – 2 с. : ил.

3. ДСТУ 8363:2015. Сировина коксохімічна для виробництва технічного вуглецю. Технічні умови [Текст]. – Надано чинності: наказ ДП «УкрНДНЦ» від 21.08.15 № 101. Чинний від 01.07.17. – К.: ДП «УкрНДНЦ», 2017. – 29 с.

АВТОМАТИЗОВАНИЙ КОНТРОЛЬ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ У БАРАБАННІЙ СУШАРЦІ В ПРОЦЕСІ ВИСУШУВАННЯ СУПЕРФОСФАТУ

Сус Т. С., Ситніков О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, taras.sus.mail@gmail.com

Барабанна сушарка призначена для просушування сипких матеріалів, наприклад, піску, глини, гіпсу, вапняку топковим газом та подачі висушеного матеріалу для подальшої обробки. Вона складається зі з'єднаних між собою теплогенератора (або прямоочного пальника), завантажувальної камери, сушильного барабана та розвантажувальної камери. Матеріал послідовно проходить через ці складові частини агрегату, в процесі просування до розвантажувальної камери нагрівається і з нього випаровується волога. Теплоносій, яким є газоповітряна суміш, що утворюється в пічці в результаті горіння природного газу, рухається до розвантажувальної камери під впливом розрідження, що створюється витяжним вентилятором (димотягом), який не входить до складу сушильного агрегату і має бути встановлений після розвантажувальної камери. У описаній конструкції висушування проводиться методом прямогоку, тобто матеріал і теплоносій переміщуються в одну сторону.

Матеріал, що надійшов у сушильний барабан, постійно переміщується уздовж осі барабана, перемішуючись і постійно перебуваючи в контакті з теплоносієм. У міру просування до розвантажувальної камери матеріал висушується. Під час зміни вологості матеріалу на вході або інтенсивності надходження матеріалу в барабан, режим сушіння може регулюватися в основному кількістю газоповітряної суміші, що надходить в сушильний барабан, незначною зміною його температури та швидкістю обертання барабана*.

Схему автоматизованого контролю технологічних параметрів барабанної сушарки зображено на рисунку. Його необхідність полягає у тому, що максимально ефективний процес висушування суперфосфату проходить за деякої попередньо розрахованої на основі математичної моделі температури, що залежить від витрати вхідного вологого матеріалу, швидкості обертання барабану та часу проходження крізь нього як суперфосфату, так і газів, утворених у пічці в результаті горіння пального.

Наведена нижче схема дозволяє оператору ефективно спостерігати за процесом висушування простого суперфосфату, а за допомогою інтерфейсу RS-485 значення технологічних параметрів можуть передаватись і бути відображені та збережені на персональному комп'ютері. Згодом вони можуть бути використані для аналізу та підвищення ефективності сушки суперфосфату в барабанній сушарці.

* Колотило Д. М. Технологічні процеси галузей промисловості: Навч. посібник [Текст] / Д. М. Колотило, А. Т. Соколовський, С. В. Гарбуз; За наук. ред. Д. М. Колотила, А. Т. Соколовського. – К.: КНЕУ, 2003. – 380 с. – Бібліогр.: с. 97–102. – ISBN 966-574-494-1.

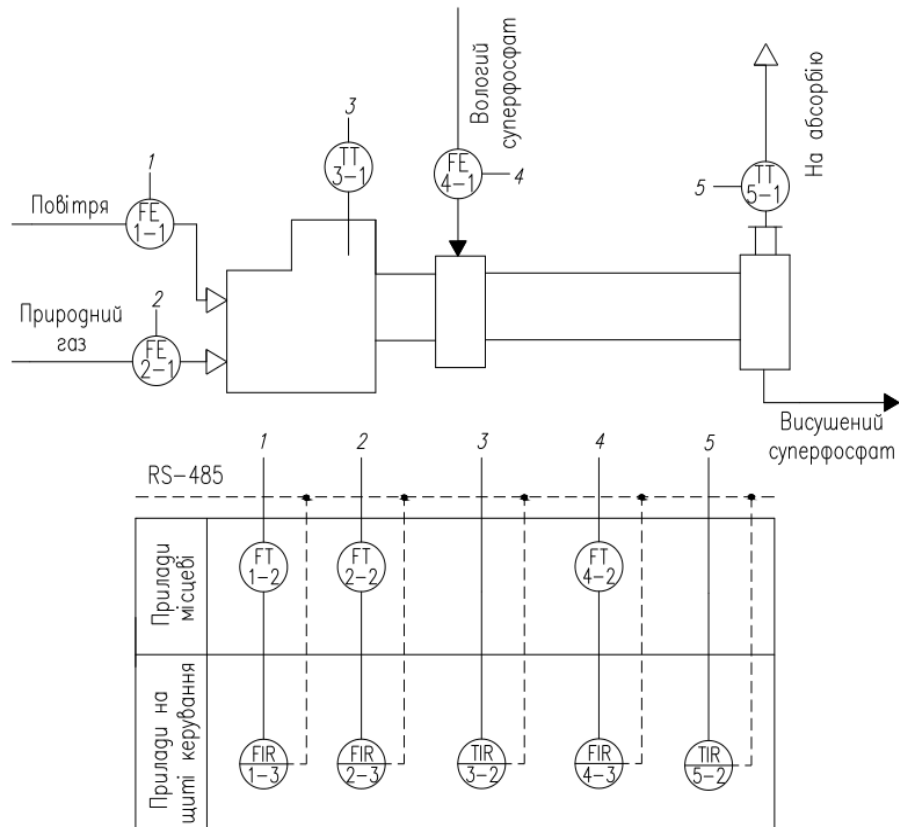


Схема автоматизованого контролю технологічних параметрів барабанної сушарки:

1-1...1-3 – контур контролю витрати повітря; 2-1...2-3 – контур контролю витрати природного газу; 3-1...3-2 – контур контролю температури в топці; 4-1...4-3 – контур контролю витрати вологого суперфосфату; 5-1...5-2 – контур контролю температури відпрацьованих газів, що відводяться на абсорбцію

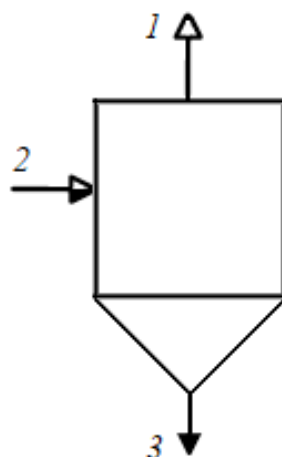
В результаті даної роботи було розроблено систему автоматизованого контролю технологічних параметрів в процесі висушування суперфосфату, яка в подальшому буде використана для проектування системи автоматизації процесу.

МОДЕЛЮВАННЯ ДИНАМІЧНОГО РЕЖИМУ СЕПАРАТОРА У ПРОЦЕСІ ВИРОБНИЦТВА КАРБАМІДУ

Коваленко О. В., Лукінюк М. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, archbirdrazgriz@gmail.com

У виробництві карбаміду з рециклом гарячих газів і рекуперацією енергії необхідним апаратом є відцентровий сепаратор, який застосовується на всіх етапах синтезу карбаміду [1]. Перед введенням у відцентровий сепаратор розчин карбамату амонію спрямовується у реактор, де за допомогою гарячої пари відбувається процес розкладу на карбамід і воду. Однак досягнути повного розкладу на дві фракції неможливо, позаяк реакційна суміш, крім продуктів реакції, містить також карбамат амонію та продукти його розкладу. Тому після розкладу газорідинна суміш з концентрацією карбаміду 79 % надходить до сепаратора, де відділяється газова фаза, і на виході сепаратора концентрація карбамід підвищується до 88 %. Структурно-параметричну схему сепаратора наведено на рисунку.



Структурно-параметрична схема сепаратора:
1 – газова суміш (NH_3 і CO_2); 2 – газорідинна суміш;
3 – розчин карбаміду

Основні режимні параметри процесу наведено в таблиці [2].

Таблиця. Параметри статичного режиму об'єкта

Назва параметру	Позначення	Значення
Об'ємна витрата газів, $\text{м}^3/\text{год}$	G_{gm}	0,0003
Витрата газорідинної суміші, $\text{кг}/\text{год}$	G_{glm}	0,00417
Концентрація карбаміду на вході в сепаратор, %	X_{glm}	79
Витрата розчину карбаміду, $\text{кг}/\text{год}$	G_{cs}	0,00374
Концентрація карбаміду на виході з сепаратора, %	X_{cs}	88

Рівняння динаміки для сепаратора запишемо у вигляді

$$G_{glm}X_{glm} - G_{gm}X_{gm} - G_{cs}X_{cs} = \frac{V\rho dX_{cs}}{dt}, \quad (1)$$

де V ($0,1 \text{ м}^3$) – об'єм розчину карбаміда, що проходить через сепаратор за визначений проміжок часу; ρ (1250 кг/м^3) – густина розчину.

Записавши рівняння (1) у приростах і виконавши перетворення за Лапласом, після очевидного спрощення отримаємо рівняння

$$X_{cs}(p)(V\rho p + G_{cs}) = G_{glm}(p)X_{glm},$$

звідки передавальну функцію каналу $G_{glm} \rightarrow X_{cs}$ запишемо у вигляді

$$W(p) = \frac{X_{cs}(p)}{G_{glm}(p)} = \frac{k_{об}}{Tp + 1},$$

$$\text{де } k_{об} = \frac{X_{glm}}{G_{cs}}; T_{об} = \frac{V\rho}{G_{cs}}.$$

Отримана математична модель в подальшому може бути використана для розробки системи керування відцентрового сепаратора з метою забезпечення оптимального режиму його роботи, оскільки зміна режиму може значним чином впливати як на якість отриманого розчину карбаміду, так і кінцевої продукції.

Кучерявый В. И. Синтез и применение карбамида [Текст] / В. И. Кучерявый, В. В. Лебедев. – М.: Химия, 1970. – 448 с. – Библиогр.: в конце глав. – 3600 экз.

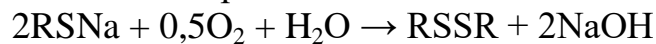
Химическая технология неорганических веществ [Текст]: Учеб. пособие для вузов: В 2 кн. Кн. 2 / Т. Г. Ахметов, Л. Т. Ахметова, Л. Г. Гайсин и др.; Под ред. Т. Г. Ахметова. – М.: Высш. шк., 2002. – 533 с. – Библиогр.: с. 529–530. – 5000. – ISBN 5-06-004147-6.

СТВОРЕННЯ СТРУКТУРИ ІМІТАЦІЙНОЇ МОДЕЛІ БАРБОТАЖНОГО РЕАКТОРА У ПРОЦЕСІ ОЧИЩЕННЯ БЕНЗИНУ ВІД МЕРКАПТАНІВ

Бородін О. І., Ярощук Л. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, Aleshaboro@gmail.com

Очищення бензину від меркаптанів базується на використанні лужного розчину NaOH. Цю хімічну речовину, насичену меркаптанами, очищують і повертають знову у технологічну схему. Відновлення забрудненого лужного розчину відбувається у барботажному реакторі шляхом пропускання крізь нього повітря [1]. Процес відновлення відповідає реакції:



де RSSR – дисульфіди, RSNa – меркаптиди.

Реакція відбувається в присутності паладієвого каталізатора. Властивості реактора як об'єкта керування достатньо складні з огляду на відсутність оперативної інформації про властивості каталізатора, які впливають на перебіг хімічних перетворень.

Задачею дослідження є створення структурної моделі процесу очищення лужного розчину для подальшого її використання в спеціалізованому програмному засобі з метою ідентифікації реакційних процесів.

Запропоновану параметричну схему барботажного реактора наведено на рис. 1.

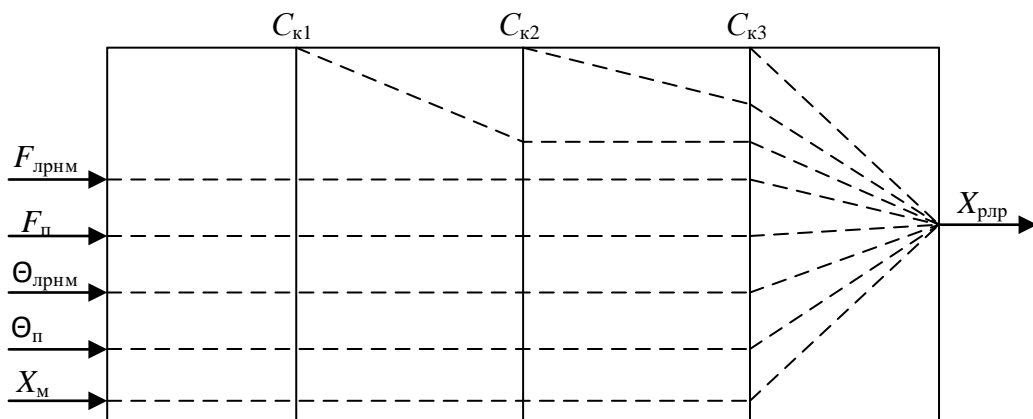


Рис. 1. Параметрична схема реактора:

$F_{лрнм}$, $\Theta_{лрнм}$, $X_м$ – витрата та температура лужного розчину, насиченого меркаптанами, концентрація меркаптанів у ньому відповідно; $F_п$, $\Theta_п$ – витрата та температура повітря відповідно; $X_{рлр}$ – концентрація NaOH у регенованому лужному розчині; $C_{к1}$, $C_{к2}$, $C_{к3}$ – властивості першої, другої та третьої полицки каталізатора відповідно

З усіх вказаних на схемі вхідних технологічних змінних, що впливають на кінцеву концентрацію NaOH у лужному розчині, у виробничих умовах неможливо виміряти тільки властивості каталізатора. Тому їх розглядають як збурення. Враховуючи це, було створено декілька спрощених структурних моделей для врахування зв'язків між $C_{к1}$, $C_{к2}$, $C_{к3}$ та $X_{рлр}$. Одна з них має структуру, зображену на рис. 2.

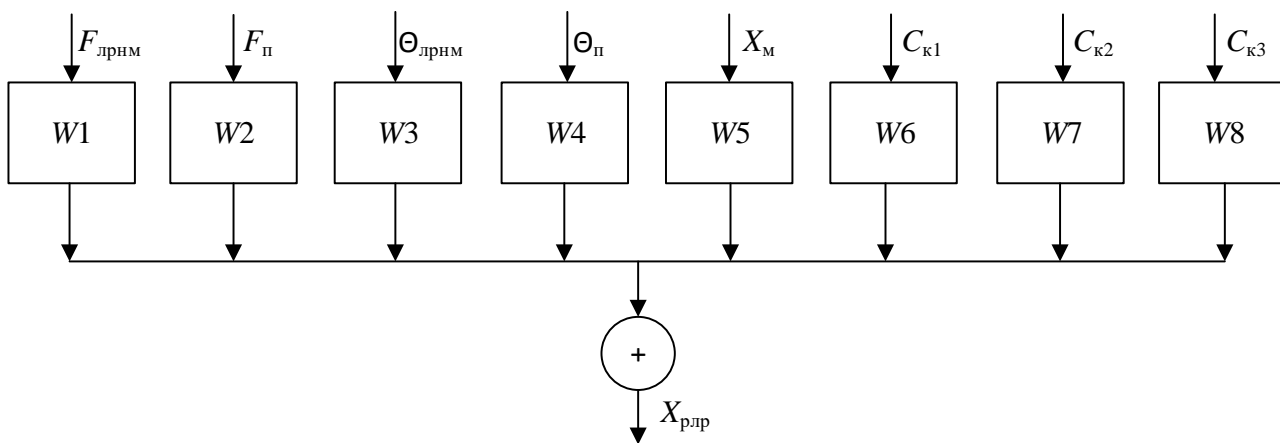


Рис. 2. Структура імітаційної моделі реактора:
 $W1...W8$ – передавальні функції між кожною вхідною змінною та $X_{рлр}$

Як видно з рис. 2, на кінцеву концентрацію NaOH у лужному розчині впливає сума всіх вхідних потоків. Однак у такій структурі важко буде визначити вплив стану каталізатора на реакційний процес навіть на основі експериментальних досліджень.

Іншим варіантом структурної схеми, запропонованої авторами, є врахування впливів $C_{к1}$, $C_{к2}$, $C_{к3}$ на параметри передавальних функцій $W1...W5$. Цей альтернативний варіант теж відображає взаємодію речовин, хоч і в інший спосіб.

Розроблені структурні моделі дають можливість застосувати систему *MatLab* + *Simulink*, визначити необхідні експериментальні дослідження як на об'єкті, так і на імітаційній моделі, та, в кінцевому результаті, отримати математичні моделі реакційних процесів.

1. Михаил Р. Реакторы в химической промышленности [Текст] / Р. Михаил, К. Кырлогану. – Ленинград: Химия, 1968. – 388 с. – Библиогр.: в конце глав. – 1450 экз.

2. Бородин О. І. Дослідження барботажного реактора як об'єкта моделювання у процесі очищення бензину від меркаптанів [Текст] / О. І. Бородин, Л. Д. Ярощук // Матеріали IV Міжнародної науково-технічної Internet-конференції «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційно-технічними та технологічними комплексами», Київ, 22 листопада 2017 р. [Електронний ресурс] – К.: НУХТ, 2017 р. – 295 с.: іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – с. 21–22. – ISBN 978-966-612-202-8. – Режим доступу: <http://nuft.edu.ua/page/view/konferentsii>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ ПРОЦЕСОМ ОТРИМАННЯ СТИРОЛУ НА ОСНОВІ ПІ-РЕГУЛЯТОРА

Долинюк Б. С., Миленський В. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, bogdan.d.s777@gmail.com

Стирол є основою виробництва пластмас, отримується переважно шляхом дегідрування етилбензолу, що відбувається в контактному апараті за участі каталізатора – активованого оксиду цинку за температури 600...630 °С. Основним методом промислового виробництва стиролу є каталітичне дегідрування етилбензолу. Цим методом отримують понад 90 % світового виробництва [1].

Метою керування процесом дегідрування є отримання максимального виходу стиролу. У зв'язку з цим слід за основну регульовану величину слід взяти вихід стиролу, керувальні впливи здійснювати зміною температури в реакторі, регулюючи температуру перегрітої водяної пари на виході із печі, а також співвідношення витрат шихти та водяної пари [2].

Для регулювання температури в змішувачі контактного апарату обираємо принцип регулювання за відхиленням керованої величини (температури в змішувачі). Складену структурну схему системи регулювання зображено на рис. 1.

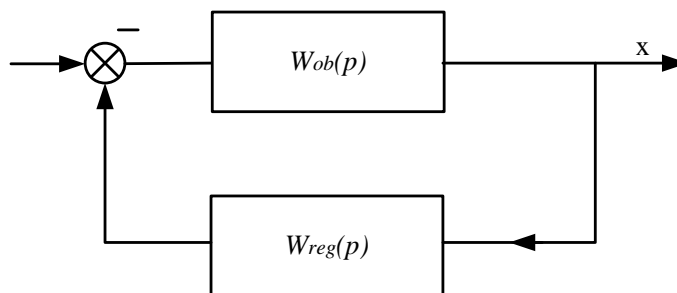


Рис. 1. Структурна схема замкненої системи регулювання:

$W_{ob}(p)$ – передавальна функція об'єкта керування; $W_{reg}(p)$ – передавальна функція регулятора

Система керування у своєму складі, окрім об'єкта керування та регулятора, має ще первинний і вторинний перетворювачі та виконавчий механізм.

Налаштування за допомогою інструменту *Matlab PID Tuner*. Команда *pidtool* виводить вбудований інструмент налаштування регулятора (пропорційно-інтегрально-диференціального та ін.). З обраною передавальною функцією складається система з ПІ-регулятором і від'ємним зворотним зв'язком. *PID Tuner* автоматично налаштовує ПІ-регулятор, щоб збалансувати перерегулювання і час регулювання. Критерій – інтегральний квадратичний, запас стійкості по фазі (можна задавати вручну в інтерактивному режимі). На рис. 2 та 3 зображено перехідні характеристики замкненої системи з ПІ-регулятором, виконані в автоматичному та в ручному режимах відповідно.

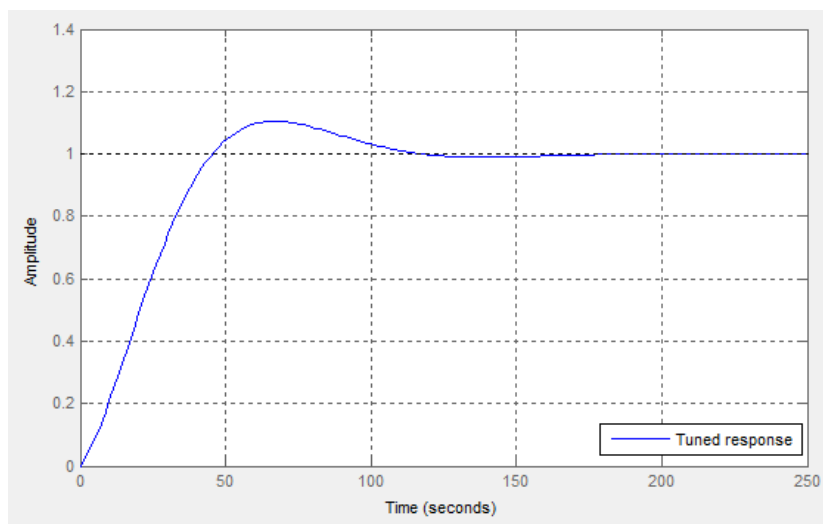


Рис. 2. Перехідна характеристика замкненої системи з ПІ-регулятором виконана в автоматичному режимі за допомогою інструменту *Matlab PID Tuner*

В результаті виконаної роботи отриманно налаштування регулятора: $K_p = 0,22$; $K_i = 0,04$; перерегулювання – 10,4 %; час наростання – 33 хв. час згасання – 105 хв.

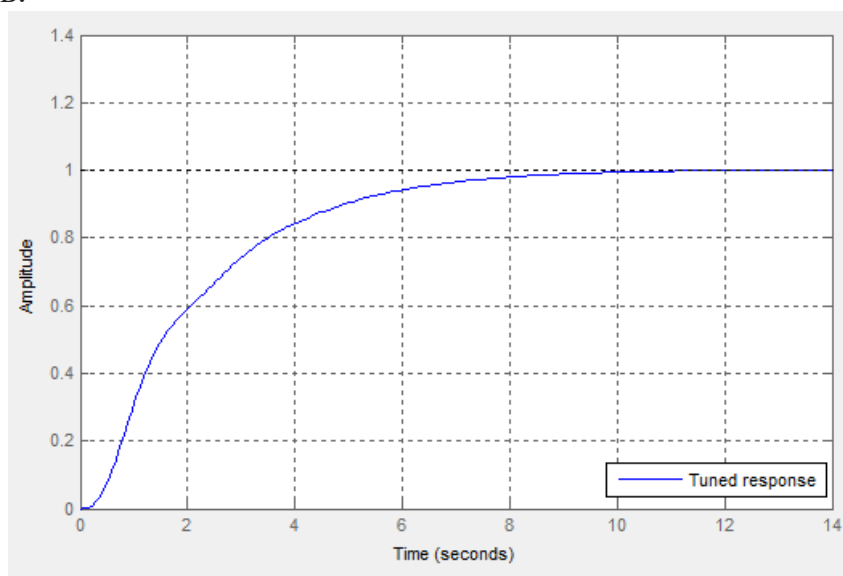


Рис. 3. Перехідна характеристика замкненої системи з ПІ-регулятором, виконана в ручному режимі за допомогою інструменту *Matlab PID Tuner*

В ручному режимі одержано наступні налаштування регулятора: $K_p = 7,2$; $K_i = 0,37$; перерегулювання 0,2 %; час наростання – 1 хв. час згасання – 11 хв.

Отже, синтезовану за допомогою інструменту *Matlab PID Tuner* систему керування на основі ПІ-регулятора можна використовувати у керуванні процесом отримання стиролу шляхом дегідрування етилбензолу.

1. Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза [Текст]: учеб. пособие / И. И. Юкельсон ; под ред. Урывалова Н. И. – М.: Химия, 1968. – 848 с. – Библиогр.: с. 806–819. – 3000 экз.

2. Копылов И. П. Математическое моделирование электрических машин [Текст]: Учеб. для вузов / И. П. Копылов. – Изд. 3-е, перераб. и дополн.. – М.: Высш. шк., 2001. – 327 с.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ ДЛЯ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ РЕАКТОРОМ У ПРОЦЕСІ КАТАЛІТИЧНОГО КРЕКІНГУ В ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ

Захарчук А. С., Черьопкін Є. С.

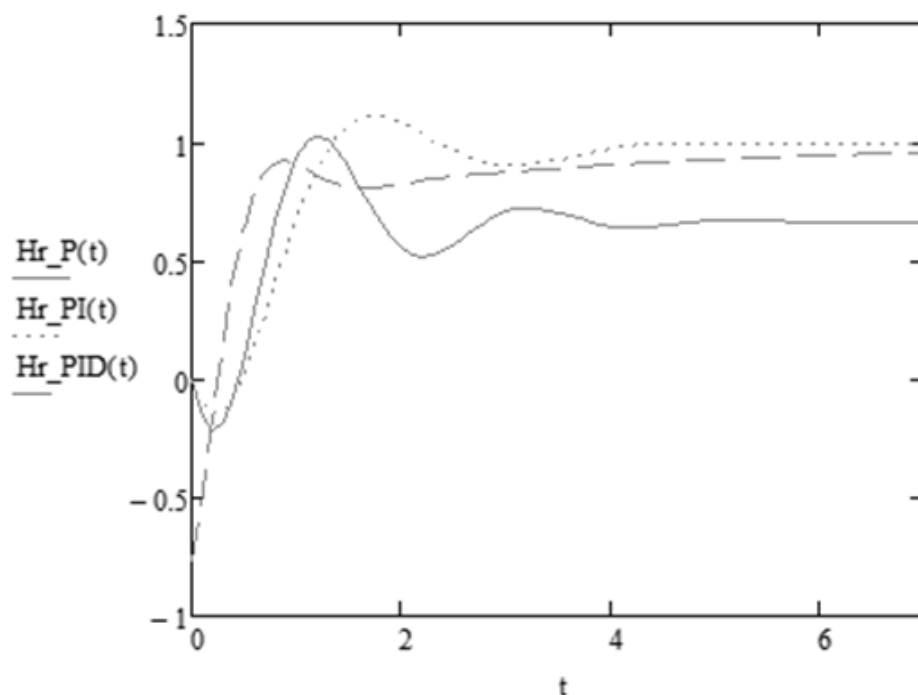
КПІ ім. Ігоря Сікорського, anastasiia.zakharchuk29@gmail.com

Процес каталітичного крекінгу почав розвиватися з ХХ-го століття. Він забезпечує глибоку переробку більш важкої сировини й отримання високооктанового бензину та газу. Процес перетворення нафтових фракцій проходить за високої температури, що являє собою загальну наукову проблему.

Відомо, що процес переробки газойлю до готової продукції проходить у реакторі з киплячим псевдозрідженим шаром і рухомим каталізатором. При цьому процеси крекінгу та регенерації каталізатора розділені: крекінг проводиться в контактних апаратах, регенерація – у спеціальних апаратах-регенераторах, конструкція яких принципово не відрізняється від конструкції контактних апаратів. У процесі реактор є вертикальним циліндром, у нижню частину якого надходить потік каталізатора за температури 500...800 °С із регенератора. Разом із каталізатором перпендикулярно напрямку його руху надходять водяна пара з температурою 280...320 °С і тиском 0,4...1 МПа та сировина, нагріта у трубчатій печі до температури 400 °С. У рухомому псевдозрідженому шарі каталізатора та парів сировини за температури 600...720 °С реакція крекінгування проходить упродовж 2...5 секунд, що дозволяє підвищити вихід продуктів реакції (бензину до 60...80 %). процес реакції закінчується у реакторі, в щільному псевдозрідженому шарі. Продукти реакції надходять у зону сепарації реактора, де відділяються від каталізатора, відтак – у ректифікаційну колону на розділення. Каталізатор з непереробленою сировиною надходить у відпарник, де водяною парою відділяються вуглеводні, а каталізатор далі перетікає по похилому стояку в регенератор [1].

Ключовим контуром у зазначеному технологічному процесі є керування концентрацією бензину на виході з реактора шляхом зміни вхідної витрати газойлю. Концентрація вихідних продуктів реакції залежить від швидкості реакції процесу крекінгу, якості каталізатора та кількості газойлю, який подається для реакції. Основною задачею системи керування реактором є отримання максимальної концентрації вихідного продукту. Блок керування реактором складається із контурів контролю та сигналізації температури, тиску і рівня, та контуру регулювання вихідною концентрацією бензину.

В результаті проведеного дослідження, було розроблено математичну модель контактного апарату [2], на основі якої здійснено синтез системи керування. Проведено порівняльний аналіз ефективності роботи П-, ІІ-, ІІІ-регуляторів за різними методами їх налаштування (див. рисунок).



Перехідна характеристика каналу керування замкненої коливної системи з П-, ПІ- та ПІД-регуляторами

Результати проведених досліджень показали найбільшу доцільність використання ПІД- регулятора налаштованого за методом Циглера-Нікольса [3].

Задачею подальших досліджень є синтез системи керування реактором у технологічному процесі каталітичного крекінгу в псевдозрідженому шарі із застосуванням адаптивного ПІД-регулятора та регулятора на основі нечітких систем. Планується провести порівняльний аналіз попередньо отриманих результатів з новими регуляторами для визначення оптимального.

1. Ахметов С. А. Технология глубокой переработки нефти и газа [Текст]: Учебное пособие для вузов / С. А. Ахметов. – Уфа: Гилем, 2002. – 672 с. – Библиогр.: с. 671–672. – 5 000 пр. – ISBN 5-7501-0296-3.

2. Захарчук А. С. Математична модель реактора каталітичного крекінгу у псевдозрідженому шарі [Текст] / А. С. Захарчук, О. В. Ситніков, А. О. Данькевич // «Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження». – К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. – №1 (16). – С. 135–141. – ISSN 2306-1626.

3. Захарчук А. С. Синтез системи керування реактором у процесі каталітичного крекінгу в псевдозрідженому середовищі [Текст] / А. С. Захарчук, О. В. Ситніков // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: Матеріали Четвертої Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, аспірантів і студентів (АКІТ-2017); Київ, 19–20 квітня 2017 р. – К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. – 204 с.: іл. – Библиогр.: в кінці тез. – С. 35–36. – 60 пр. – ISBN 978-966-622-826-3.

КЕРУВАННЯ СХІДЧАСТО-ПРОТИТОЧНОЮ СУШАРКОЮ ЗА ДОПОМОГОЮ SCADA-СИСТЕМИ *TRACE MODE*

Тюріна Є. О., Ярощук Л. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, eugenia.turina@gmail.com

З огляду на жорсткі вимоги до якості нафтових олив та мастил актуальним є керування процесами їх очищення з інформуванням оперативного персоналу про перебіг цих процесів у режимі реального часу [1, 2]. В наш час для візуалізації та диспетчеризації технологічних процесів широко використовують SCADA-системи. Для цього існують різні спеціалізовані системи, зокрема програмний комплекс *Trace Mode*.

Задачею дослідження є створення програмного забезпечення за допомогою системи *Trace Mode 6.09* для керування процесом висушування адсорбенту в східчасто-протиточній сушарці з киплячим шаром у режимі реального часу. Відзначимо, що важливим є також створення *HMI*-інтерфейсу (скор. від англ. *Human Machine Interface*) для відображення інформації на екрані монітора у зручній та зрозумілій для людини формі.

Особливістю *Trace Mode* є «технологія єдиної лінії програмування», тобто можливість розроблення всіх модулів автоматизованої системи керування за допомогою одного інструменту. Зазначена технологія дозволяє в рамках одного проекту створювати засоби *HMI*, системи обліку ресурсів, програмувати промислові контролери та розробляти *web*-інтерфейс [2, 3].

Для використання системи в автоматичному режимі було написано програму мовою *FBD* з використанням стандартних блоків.

Створена програма виконує такі функції:

- збирання та реєстрацію первинної інформації про перебіг процесу сушіння адсорбенту;
- подання інформації у вигляді мнемосхеми для сушарки;
- ведення та перегляд історії процесу висушування;
- підтримування режимів автоматичного та ручного керування;
- налаштування параметрів ПІ-регулятора в ручному режимі.

Для візуалізації процесу сушіння було створено головний екран (інтерфейс оператора), який реалізує такі функції:

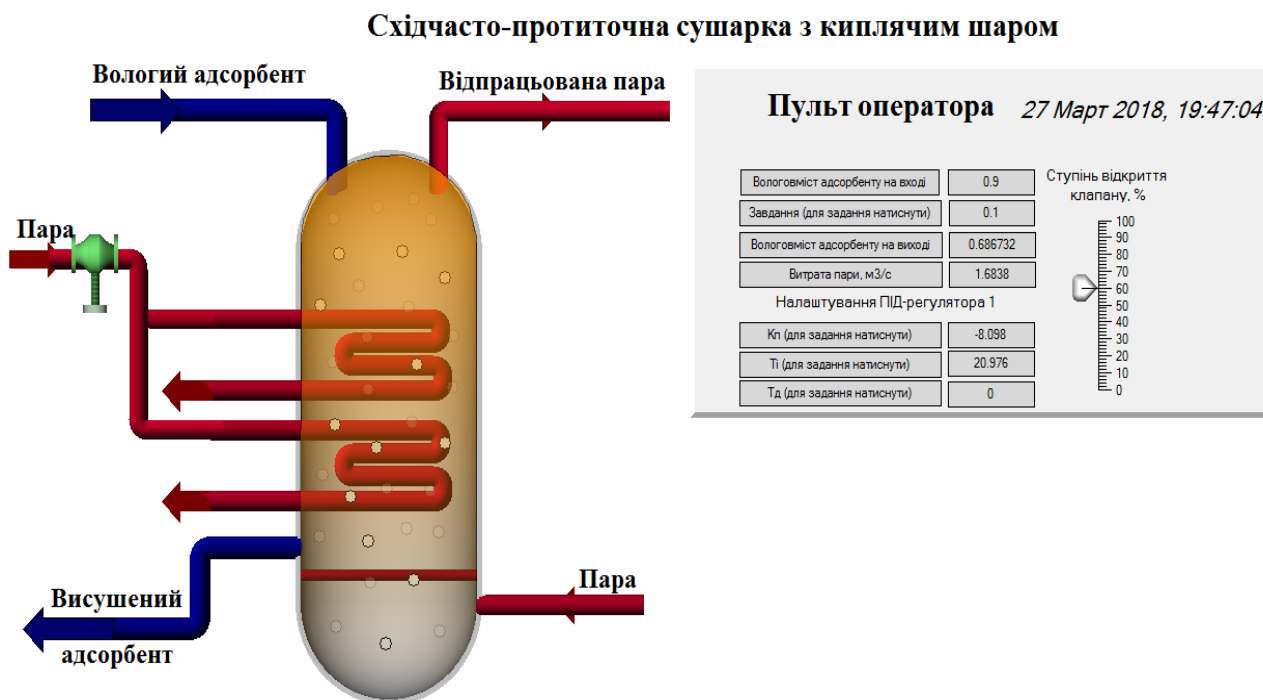
- моніторинг поточних режимних параметрів процесу сушіння;
- зміну параметрів регулятора в автоматичному режимі керування.

Переходячи на допоміжні екрани даних, оператор має можливість переглянути інформацію про значення кінцевого вологовмісту адсорбенту та витрати теплоносія (пари) у часі.

Ручний режим керування процесом передбачає налаштування ПІ-регулятора з можливістю спостереження за реакцією системи: зі збільшенням витрати пари в змійовиках відповідно зменшується вологовміст адсорбенту на виході з апарата.

Інформація про поточні значення кінцевого вологовмісту адсорбенту та

витрати пари відображається на головному екрані, вигляд якого наведено на рисунку.



Ручний режим дозволяє дослідити роботу системи керування процесом висушування адсорбенту за різних значень параметрів процесу та налаштувань регулятора. Оператор у цьому режимі може виставити нове завдання та здійснити підбір параметрів регулятора.

На імітаційній моделі були виконані випробування системи, які показали працеспроможність створеного програмного забезпечення.

Отже, імітація керування процесом висушування дозволяє дослідити роботу апарата в часі та, у разі необхідності, коригувати параметри процесу. Крім того, зміна завдання і відповідний підбір параметрів регулятора в ході процесу дають можливість впливати на показники якості продукції (тут – це вологовміст адсорбенту на виході з сушарки) в режимі реального часу.

1. Иванова Л. В. Технология переработки нефти и газа [Текст] : учеб. пособие для нефт. техникумов / Л. В. Иванова, И. И. Корнеев, В. Н. Юзбашев. – М. : Химия, 1966. – 419 с. : ил. – Библиогр.: с. 406–408. – 8500 экз.

2. Системы автоматического контроля и сбора информации (SCADA): [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://bourabai.kz/dbt/scada.htm>, вільний. – Загол. з екрана. – Москва рос.

3. Ефимов И. П. SCADA-система Trace Mode [Текст] : метод. указания / И. П. Ефимов, Д. А. Солуянов. – Ульяновск : УлГТУ, 2010. – 158 с. : ил. – Библиогр.: с. 158. – 200 экз.

МОДЕЛЮВАННЯ ДИНАМІЧНОГО РЕЖИМУ ПІДГРІВАЧА В ПРОЦЕСІ ВИРОБНИЦТВА САЖІ ПМ-70

Ковалюк Д. О., Гордієв А. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, gordiev777@gmail.com

У процесі виробництва пічної активної сажі важливим елементом є підтримання необхідної температури для правильного перебігу реакцій, що забезпечується таким апаратом як підігрівач. Для створення ефективної системи керування підігрівачем необхідно отримати математичну модель каналу керування. Структурно-параметричну схему підігрівача наведено на рис. 1.

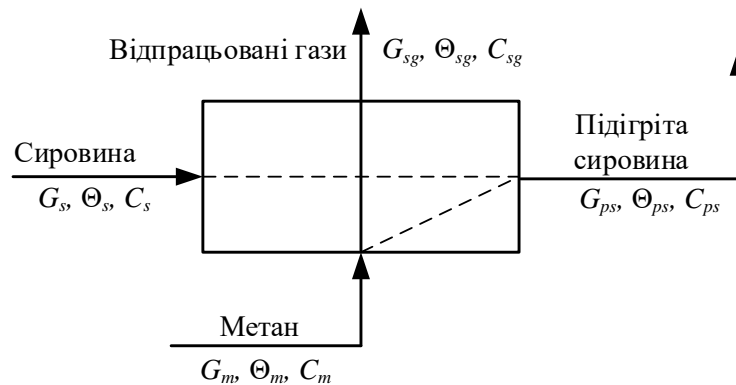


Рис. 1. Структурно-параметрична схема підігрівача

На вхід до підігрівача подається сировина та природний газ (метан), який спалюють для підтримання необхідної температури. За технологією виробництва сажі ПМ-70 необхідно, щоб температура підігрітої сировини на виході становила 280...300 °С. Оскільки технологічно неможливо змінювати швидкість проходження сировини, то для регулювання температури обираємо керування витратою природного газу.

З структурно-параметричної схеми підігрівача отримуємо рівняння статички:

$$G_s C_s \Theta_s + G_m C_m \Theta_m - G_{ps} C_{ps} \Theta_{ps} - G_{sg} C_{sg} \Theta_{sg} = 0. \quad (1)$$

Основні параметри статичного режиму наведено в таблиці.

Таблиця. Параметри статичного режиму об'єкта

Назва параметру	Позначення	Значення
Масова витрата сировини на вході в підігрівач, кг/с	G_s	138,889
Питома теплоємність сировини, кДж/(кг·К)	C_s	2,1
Температура сировини на вході в підігрівач, К	Θ_s	373
Масова витрата метану на вході в підігрівач, кг/с	G_m	26
Питома теплоємність метану, кДж/(кг·К)	C_m	2,442
Температура горіння метану, К	Θ_m	1273
Витрата суміші газів на виході, кг/с	G_{sg}	26
Питома теплоємність суміші газів, кДж/(кг·К)	C_{sg}	1,247
Температура суміші газів, К	Θ_{sg}	673
Витрата підігрітої сировини на виході, кг/с	G_{ps}	138,889
Питома теплоємність сировини, кДж/(кг·К)	C_{ps}	2,1
Температура сировини на виході, К	Θ_{ps}	575,3

Рівняння динаміки для підігрівача виведемо з рівняння (1), де вхідним параметром є G_s , а вихідним – Θ_{ps} :

$$G_s C_s \Theta_s + G_m C_m \Theta_m - G_s C_{ps} \Theta_{ps} - G_m C_{sg} \Theta_{sg} = C_{ps} V \rho d\Theta_{ps}/dt. \quad (2)$$

Запишемо рівняння (2) в приростах, відкинувши доданки, які не стосуються каналу керування:

$$\Delta G_m c_m \Theta_m - G_s c_{ps} \Delta \Theta_{ps} - \Delta G_m c_{sg} \Theta_{sg} = c_{ps} V \rho \frac{d\Delta \Theta_{ps}}{dt}. \quad (3)$$

Виконаємо перетворення за Лапласом рівняння (3):

$$\begin{aligned} G_s c_{ps} \Theta_{ps}(p) + c_{ps} V \rho p \Theta_{ps}(p) &= G_m(p) c_m \Theta_m - G_m(p) c_{sg} \Theta_{sg}; \\ \Theta_{ps}(p)(Tp + 1) &= G_m(p)k; \\ T = \frac{V\rho}{G_s} &= \frac{10 \cdot 900}{138,889} = 64,79; \end{aligned} \quad (4)$$

$$k = \frac{c_m \Theta_m - c_{sg} \Theta_{sg}}{G_s c_{ps}} = 7,78. \quad (5)$$

Виходячи з рівнянь (4) та (5), передавальна функція каналу керування «витрата метану – температура підігрітої сировини» матиме вигляд:

$$W_{\text{кер}}(p) = \frac{K}{Tp + 1} = \frac{7,8}{64,8p + 1}.$$

Для перевірки правильності виконаних розрахунків порівняємо реакцію об'єкту керування на одиничний сигнал в статичному (рис. 2) та динамічному (рис. 3) режимах. За лінійної моделі каналу керування значення зміни вихідної величини мають збігатися, проте в динамічному режимі на це потрібен певний час, що пояснюється інерційністю об'єкта.

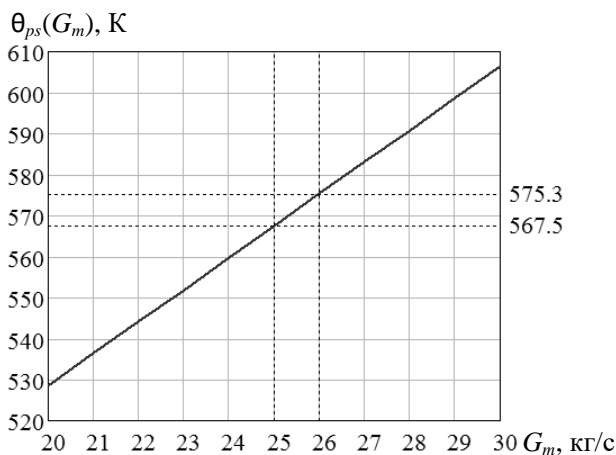


Рис. 2. Статична характеристика

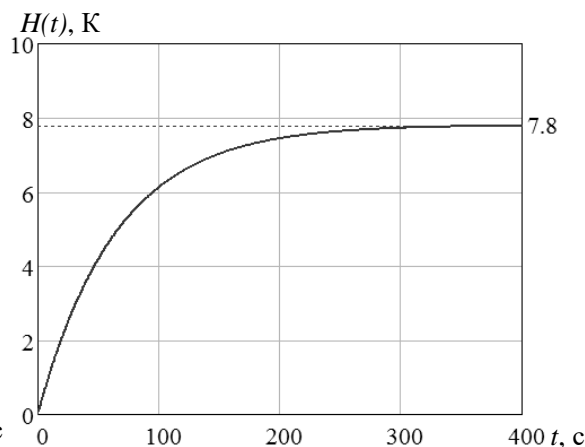


Рис. 3. Динамічна характеристика

Як видно, реакція на зміну вхідного сигналу на графіку статичної характеристики збігається з коефіцієнтом підсилення передавальної функції каналу керування, отже передавальна функція підігрівача є правильною. У подальшому для створення системи керування можуть враховуватися передавальні функції елементів системи, наприклад, давача або виконавчого механізму.

ВИБІР СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ БАЗОЮ ДАНИХ ДЛЯ АСК ПРОЦЕСАМИ ВОДОЗБЕРЕЖЕННЯ

Осіпа Р. А., Шаблій Т. О., Галім'янов О. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, preeved75@gmail.com

Впровадження логічної моделі даних пов'язується в першу чергу з вибором конкретної системи керування базою даних (СКБД) для задач функціонування цієї бази даних [1, 2]. Це непросте завдання, а для його виконання слід оцінити багато факторів. Тут потрібно як спрогнозувати перспективи розвитку того підприємства, для якого робиться цей вибір з точки зору розширення функцій та завдань, так і вивчити ринок програмних засобів. Для оцінки СКБД виділяють два підходи. Перший підхід пов'язаний з вибором СКБД з точки зору користувача, а другий – суто технічний – пов'язаний із продуктивністю системи [3].

Враховуючи ці дві точки зору, вибір СКБД можна робити на підставі їх аналізу за низкою показників.

1. Загальні характеристики. До цих характеристик належать тип логічної моделі бази даних, тип керувальної обчислювальної машини, операційне середовище, кількісні обмеження СКБД (максимальний розмір БД, максимальний розмір таблиці, максимальний розмір запису, максимальний розмір поля, максимум записів у таблиці, максимум полів у запису, максимум індексів у таблиці); фірма-виробник, обсяг оперативної пам'яті для системи, тип системи (відкрита, закрита, який інтерфейс дозволяється розробляти); кількість версій, що свідчить про попит на систему і спроби виробника вдосконалити систему.

2. Засоби підтримки прикладного програмного забезпечення, зокрема:

- наявність мови запитів на базі *SQL* чи іншої мови;
- наявність вбудованих мов програмування.

3. Засоби підтримки роботи в мережі. Можливість роботи СКБД в мережі для задач керування процесами водозбереження визначається такими чинниками:

- можливістю роботи в локальній мережі;
- механізмом стеження за часом виконання транзакцій. Цей механізм необхідний для попередження «зависання» системи у разі колективного використання даних. Якщо ліміт допустимого часу для виконання транзакції вичерпано, то її відмінюють і БД повертається до початкового стану;
- наявністю автоматизованих засобів стеження за узгодженістю та цілісністю даних мережі для колективного використання даних; зокрема на початку виконання запиту роблять копії всіх файлів, які беруть участь у його реалізації. У такий спосіб можна виконувати запити будь-якої складності, тому що всі коректури, внесені іншими користувачами у файли БД протягом виконання запиту, не впливають на його результат;

Наразі відсутній загальновизнаний аналітичний метод вибору СКБД. Тому фахівці в галузі керування даними для вирішення цього завдання використовую-

ють методи імітаційного моделювання, експериментальні дослідження за допомогою натурних випробувань та евристичні методи.

При використанні методів імітаційного моделювання в розробці імітаційної моделі СКБД виникають додаткові проблеми оцінки точності моделі. Отримання порівняльних характеристик СКБД за допомогою натурних експериментів пов'язано зі значними витратами часу та праці. Тому вибір СКБД для ведення бази даних АСК процесами водозбереження здійснювався на основі методу експертних оцінок. Один бал – це найвища оцінка для СКБД, десять – найнижча.

У матриці експертних оцінок були присутні ранги, що збігалися (так звані «зв'язані»). Тоді її вигляд спочатку приводиться до нормального вигляду (таблиця 1). У нормальній матриці сума кожного рядка дорівнює $K(K + 1)/2$ [4].

Таблиця 1. Нормальна матриця ранжування експертних оцінок

Експерти i=1,4	Фактори (перспективні СКБД), j=1,7						
	<i>PostgreSQL</i>	<i>MySQL</i>	<i>MongoDB</i>	<i>SQLite</i>	<i>DB2</i>	<i>MS SQL Server</i>	<i>MariaDB</i>
1	1	3	7	4,5	4,5	6	2
2	1	4	7	3	6	5	2
3	2	1	3	5	6	4	7
4	1	2,5	2,5	5	7	4	6

Під час обробки результатів для експертів враховувався стаж роботи, а також їх кваліфікація (індекс Хірша). У таблиці 2 наведено нормальну матрицю ранжування експертів за критеріями компетентності (що більший стаж роботи або вища кваліфікація, то менший ранг). Враховуючи стаж роботи та кваліфікацію експертів, присвоїмо кожному ранги з урахуванням, що 1 – максимальний, а 10 – мінімальний. Після цього обчислимо коефіцієнти компетенції кожного з експерта, де 1 – найбільш компетентний, 2 – найменш компетентний.

Таблиця 2. Нормальна матриця ранжування експертів

№ експерта	1	2	3	4
Стаж роботи (роки)	9,24	1	9,53	9,53
Кваліфікація експерта (індекс Хірша)	9,18	1	2,81	8,73
Коефіцієнт компетенції	2	1	1,63	1,9

Отже, спираючись на результати аналізу експертних оцінок (таблиця 3), можемо зробити висновок, що СКБД *PostgreSQL* має найменшу суму рангів.

Таблиця 3. Нормальна матриця ранжування оцінок експертів, з урахуванням їхньої компетентності

Експерти $i = 1,4$	Фактори (перспективні СКБД), $j = 1,7$						
	<i>PostgreSQL</i>	<i>MySQL</i>	<i>MongoDB</i>	<i>SQLite</i>	<i>DB2</i>	<i>MS SQL Server</i>	<i>MariaDB</i>
1	2	6	14	9	9	12	4
2	1	4	7	3	6	5	2
3	3,26	1,63	4,89	8,15	9,78	6,52	11,41
4	1,9	4,75	4,75	9,5	13,3	7,6	11,4
Сумма	8,16	16,38	30,64	29,65	38,08	31,12	28,81

Як видно з отриманих результатів, за оцінкою експертів ця СКБД є найбільш підходящою для ведення бази даних при автоматизованого керування процесами водозбереження.

1. Мартин Д. Организация баз данных в вычислительных системах [Текст] / Джеймс Мартин; перевод с англ. А. Л. Щерса. – М.: «Мир», 1980. – 662 с. : ил.; Загл. пер. и корешка: Организация баз данных в вычислительных системах. – Библиогр.: с. 611–612. – Предм. указ.: с. 656–660. – Перевод изд.: IBM Systems research. Second Edition / James Martin. – New Jersey. Prentice-Hall, Inc., Englewood Cliffs, 1977. – 50000 экз. – ISBN 305-021-531-538-0.

2. Жученко А. І. Основи проектування баз даних. [Текст]: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл. / А. І. Жученко, Л. Д. Ярошук; – К. : «Аграр Медіа Груп». 2017. – 158 с. : ил. ; – Библиогр.: с. 137. – Предм. вказ.: с. 138. – 50 пр. – ISBN 978-617-646-388-7.

3. Zhuchenko A. I. Design Database for an Automated Control System of Typical Wastewater Treatment Processes [Text] / A. I. Zhuchenko, L. V. Osipa, E. S. Cheropkin // International Journal of Engineering and Manufacturing(IJEM). – 2017. Vol.7, No.4, – P. 36-50, DOI: 10.5815/ijem.2017.04.04.

4. Ярошук Л. Д. Курс лекцій «Системи експертного оцінювання» розділу «Основи штучного інтелекту» кредитного модуля «Інтелектуальні системи керування» для студентів спеціальності «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» [Текст] / Укладач Л. Д. Ярошук // Електронне видання, свід. ІХФ №А05/17-24. 2017-04-17. – НТУУ «КПІ ім. Ігоря Сікорського», 2017. – 40 с.

РОЗРОБКА СТРУКТУРНО-ПАРАМЕТРИЧНОЇ СХЕМИ КОТЛА-УТИЛІЗАТОРА

Шеренковський О. В., Ситніков О. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, sherenkovskiy@gmail.com

У процесі виробництва метанолу природний газ стискається турбокомпресором до тиску 3 МПа, підігрівається в нагрівачі за рахунок спалювання у міжтрубному просторі природного газу і спрямовується на сіркоочищення в апарати, де послідовно здійснюється каталітичне гідрування органічних сполук сірки та поглинання сірководню адсорбентом на основі оксиду цинку*. Після цього газ змішується з водяною парою та діоксидом вуглецю в співвідношенні $\text{CH}_4 : \text{H}_2\text{O} : \text{CO}_2 = 1 : 3,3 : 0,24$. Суміш спрямовується в трубчастий конвектор, де на нікелевому каталізаторі відбувається паро-вуглекислотна конверсія за температури 850...870 °С. Теплоту, необхідну для конверсії, отримують в результаті спалювання природного газу у спеціальних пальниках. Конвертований газ надходить в котел-утилізатор, де охолоджується до 280...290 °С. Потім теплоту газу використовують у теплообміннику для підігрівання живильної води, що спрямовується в котел-утилізатор. Пройшовши повітряний холодильник і сепаратор, газ охолоджується до температури 35...40 °С. Охолоджений конвертований газ стискають до 5 МПа в компресорі, змішують з циркуляційним газом і подають в теплообмінники, де він нагрівається до температури 220...230 °С. Нагріта газова суміш надходить у колону синтезу, температурний режим якої регулюють за допомогою холодних байпасів. Теплоту реакційної суміші використовують в теплообмінниках для підігрівання газової суміші, що надходить у колону газу. Далі газова суміш охолоджується в холодильнику-конденсаторі, сконденсований метанол-сирець відокремлюється в сепараторі та спрямовується у збірник. Циркуляційний газ повертають на синтез, продуктивні і танкові гази передають на спалювання в трубчасту піч.

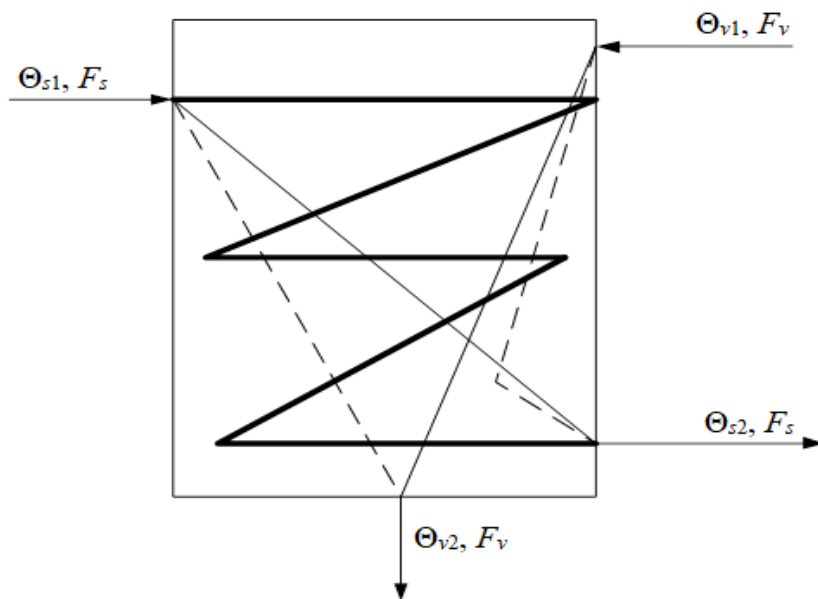
Внаслідок зниження температури синтезу за низького тиску процес здійснюється в умовах, близьких до рівноваги, що дозволяє збільшити продуктивність агрегату.

Котли-утилізатори не мають всіх елементів, характерних для паливоспалювальних котлоагрегатів, зокрема, пальників і системи підготовки та подачі палива. Підігрівач повітря та топка в котлах-утилізаторах відсутні, позаяк гази, які використовуються в котлі, утворюються в технологічному процесі основного виробництва.

Розглянемо вхідні, вихідні потоки котла-утилізатора та його збурення, показані на рисунку. Аналіз показує, що температура газу на виході з котла-утилізатора Θ_{s2} можна регулювати витратою газу та конденсату, оскільки на виході ми маємо отримати необхідне значення температури Θ_{s2} , а для цього

* Караваев М. М. Технология синтетического метанола [Текст] / М. М. Караваев. – М.: Химия, 1984. – 240 с. – Библиогр.: с. 72–96. – 2500 экз.

необхідно витратити скільки газу, щоб ми могли компенсувати це витратою конденсату.



Структурно-параметрична схема котла-утилізатора:

F_v – витрата конденсату у котлі-утилізаторі, кг/с; F_s – витрата конвертованого газу у котлі-утилізаторі, кг/с; Θ_{v1} – температура конденсату на вході у котел-утилізатор, °С; Θ_{v2} – температура пари на виході з котла-утилізатора, °С; Θ_{s1} – температура газу на вході у котел-утилізатор, °С; Θ_{s2} – температура газу на виході з котла-утилізатора, °С

Основним регульованим параметром, який забезпечує задану якість процесу, є температура газу на виході з котла-утилізатора Θ_{s2} , керувальним впливом – витрата конденсату у котлі-утилізаторі F_v , а основним збуренням у системі – витрата конвертованого газу у котлі-утилізаторі F_s .

Розроблена структурно-параметрична схема буде використана для подальшого моделювання процесу в котлі-утилізаторі.

ОСОБЛИВОСТІ ЗНЕСОЛЕННЯ НАФТИ ЕЛЕКТРИЧНИМ МЕТОДОМ

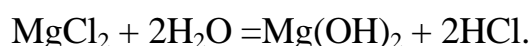
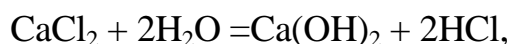
Яременко С. В., Цапар В. С.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, 1236548@ukr.net

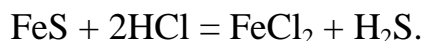
Сира нафта часто містить воду, неорганічну сіль, тверді речовини та солі різноманітних металів – це можуть бути солі Na, K, Ca, Fe, Wo, Cu. Як перший крок у процесі переробки з метою зниження корозії, закупорювання та забруднення обладнання, а також для запобігання поломів обробних пристроїв та покращення якості кінцевої продукції ці забруднювачі мають бути видалені шляхом знесолення. Неорганічні солі в сирій нафті розчиняють у проточній воді. Процес знесолення працює шляхом промивання сирої нафти за допомогою води з подальшим видаленням води, щоб отримати суху сиру нафту з низьким вмістом солі.

Різна сира нафта може демонструвати помітно різну поведінку залежно від її складу і фізичних властивостей. Також конструкція знесолювальної установки, конфігурація електродів та розташування впускного клапана можуть впливати на ефективність знесолення, ефективність змішування, тип поля електростатики тощо. Загальна ефективність знесолення може бути збільшена шляхом введення багатоступеневої обробки. Для уникнення ускладнень у ході перебігу процесу потрібно видалити всі солі з нафти.

Як правило, на родовищах встановлені установки знесолення та зневоднення, щоб на нафтопереробні заводи надходила нафта з належними характеристиками. Однак зазначені установки на нафтових родовищах не ідеальні, тому на нафтопереробних заводах також встановлено установки знесолення і зневоднення. Різні типи сирої нафти містять різні сольові компоненти, головним чином у вигляді хлоридів натрію, кальцію та магнію:



У процесі переробки сирої нафти, що містить сірку, сульфіді будуть гідролізуватися для виділення H_2S , що спричинює корозію апаратів, але FeS , що також виділяється під час переробки, накопичується на стінках апарату й утворює захисний шар. Проте, якщо при цьому утворюватиметься хлоридна кислота, то HCl буде реагувати з FeS , що призведе до руйнування захисного шару з виділенням H_2S :

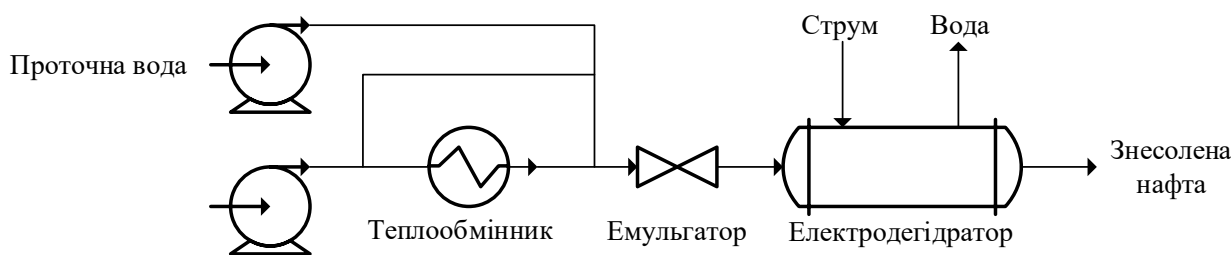


Виділяють три методи знесолювання: методи хімічного знесолення, електричний та фільтраційний методи знесолення.

Під час хімічного знесолення вода та поверхнево-активна речовина (деемульгатор) додаються до неочищеної та нагрітої нафти так, щоб солі й інші домішки розчинялися або приєднувалися до цієї води. Потім суміш витримуються у відстійниках, де вони розділяються на дві окремі фази.

Електричне знесолення – це застосування високовольтних електростатичних зарядів для концентрування суспендованих водних глобул в нижній частині

відстійника. Поверхнево-активні речовини додають тільки тоді, коли сира нафта має велику кількість твердих речовин. Залежно від вмісту солі у сирій нафті нафту проводять через теплообмінники перед введенням в бак, а потім додається вода. За належного змішування солі в сирій нафті розчиняються в воді. Вода присутня в сирій нафті в емульгованому стані. За допомогою поляризації високочастотного електричного поля середні і малі краплі води в емульсії сирій нафти накопичуються для утворення великих крапель води. Це зумовлено різницею в щільності нафти та води. Краплі води осідають в сирій нафті, і солі розчиняються у воді та виводяться з установки разом з водою.



Процес знесолення електричним методом

Дослідження показали, що існують чинники, які впливають на стабільність емульсії, а саме: в'язкість, різниця густини, відсоток води, «вік» емульсії, хімічна обробка та контроль перемішування. У [1] відзначається, що успіх методів хімічної обробки залежить від таких факторів:

- 1) правильний вибір хімічної речовини;
- 2) ретельне змішування хімікатів з емульсією;
- 3) повне розділення емульсії потребує додаткового нагрівання;
- 4) проводити процес стільки часу, скільки необхідно для виділення крапель води з емульсії.

Крім того, у [2] описано методи відбору проб і тестування, які допомагають характеризувати склад технологічного потоку, отже, їх можна використовувати для оцінки ефективності окремих процесів поділу.

Коли температура збільшується, в'язкість сирій нафти знижується, більш того, зменшення густини води зі зниженням температури менше, ніж у сирій нафти, а отже, зростання температура діє на користь осадження та на поділ нафтових і водних фаз відповідно. Швидкість осадження крапель води прямо пропорційна квадрату діаметра крапель води. Отже, збільшення діаметра краплі води може значно прискорити її швидкість осадження. Тому під час електричного знесолення сирій нафти найважливіша проблема полягає в сприянні злиттю води в краплі, щоб збільшити їх діаметр.

1. Постанова Кабінету Міністрів України № 243 від 01.03.2010 «Про затвердження Державної цільової економічної програми енергоефективності на 2010 – 2015 роки» // Офіційний вісник України, 2010. – № 16.

2. Основы интеграции тепловых процессов [Текст] : Учеб. пособие для вузов / Р. Смит, И. Клемеш, Л. Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ и др. – Харьков: НТУУ «ХПИ». – 2000. – 458 с. – Библиогр.: с. 480. – ISBN 5-7763-2107-7.

АНАЛІЗ ВПЛИВУ НАДЛИШКУ ПОВІТРЯ НА ТЕМПЕРАТУРНІ ПОЛЯ ПРОЦЕСУ ВИПАЛЮВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ

Жученко О. А., Коротинський А. П.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ihfantkor@gmail.com

Одним з основних технологічних процесів виробництва вуглецевих виробів є випалювання, тобто їх термічна обробка за досить високих температур з метою підвищення механічної міцності, термостійкості, електро- та теплопровідності тощо.

Якість вуглецевих виробів визначається державним стандартом ДСТУ 4494:2005, технічними умовами ТУ У 27.9-00196204-005:2013, в яких висуваються вимоги до властивостей виробу. Всі ці показники повністю визначаються температурним режимом процесу [1, 2]. Тому дослідження температурних полів, що формуються у процесі випалювання на різних його етапах, є надзвичайно важливою задачею.

Метою даного дослідження є визначення впливу надлишку повітря на температурні поля камери, що знаходиться на етапі «під вогнем».

Досягнення робочих температур відбувається за рахунок згорання природного газу та повітря. Дійсна витрата сухого повітря Q_a з урахуванням коефіцієнта витрати дорівнює

$$Q_a = aQ_0,$$

де a – коефіцієнт витрати повітря; Q_0 – теоретично потрібна витрата повітря.

Відомо, що для газу та мазуту коефіцієнт витрати повітря $a=1,05\dots 1,20$, тому для дослідження приймаю значення коефіцієнта $a=1,1$ та $a=1,2$. За початкову температуру повітря, природного газу та всіх складових печі прийнято 300 К. Тривалість горіння 480 годин. Витрата палива 30 м³/год.

З результатів моделювання (рис. 1) отримано, що найвищою є температура стінок вогневого колодязя, мінімальною є температура протилежної стінки – холодна зона печі. Перепад температури по всьому об'єму камери печі для $a=1,1$ сягає 597 К, а для $a=1,2$ – 507 К.

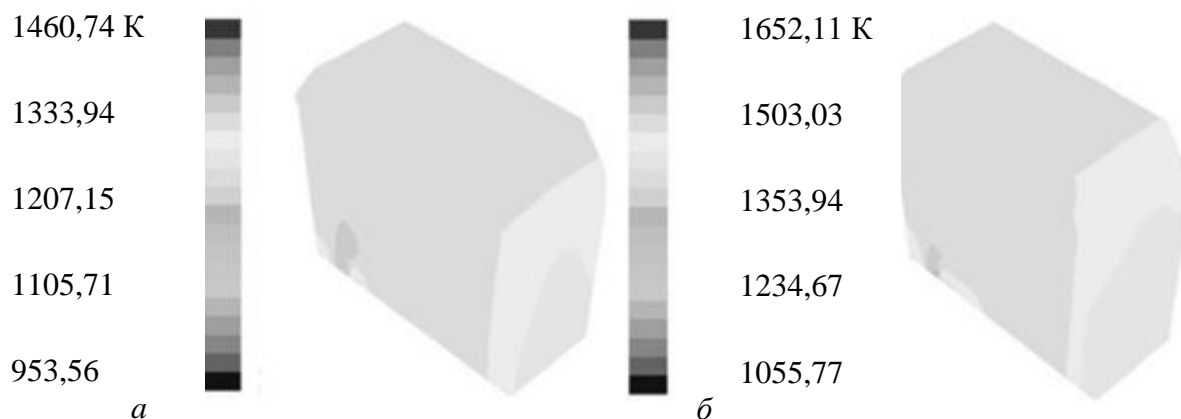


Рис. 1. Температурні поля касети на етапі камери «під вогнем»: a – за надлишку повітря $a = 1,2$; b – за надлишку повітря $a = 1,1$

Під час дослідження встановлено, що за меншого надлишку повітря максимальна температура у всьому об'ємі камери печі вища, ніж за надлишку повітря $a=1,2$. Це можна пояснити тим, що за початкової температури кількість повітря, що подається у камеру печі, менша. Відповідно зменшується охолодження за рахунок підводу холодного повітря.

За результатами чисельного моделювання побудовано графіки мінімальних температур по всім заготовкам для даного етапу (рис. 2, 3)

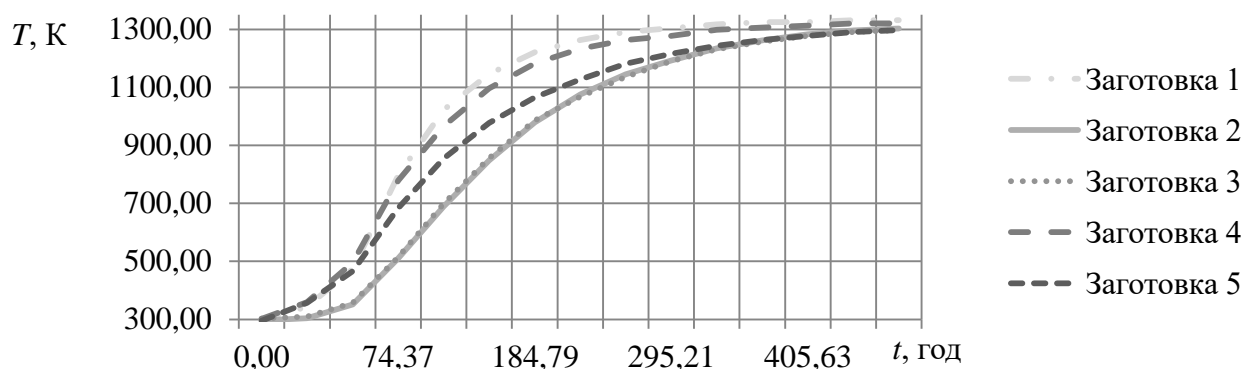


Рис. 2. Графік зміни мінімальної температури по заготовках за надлишку повітря $a = 1,2$

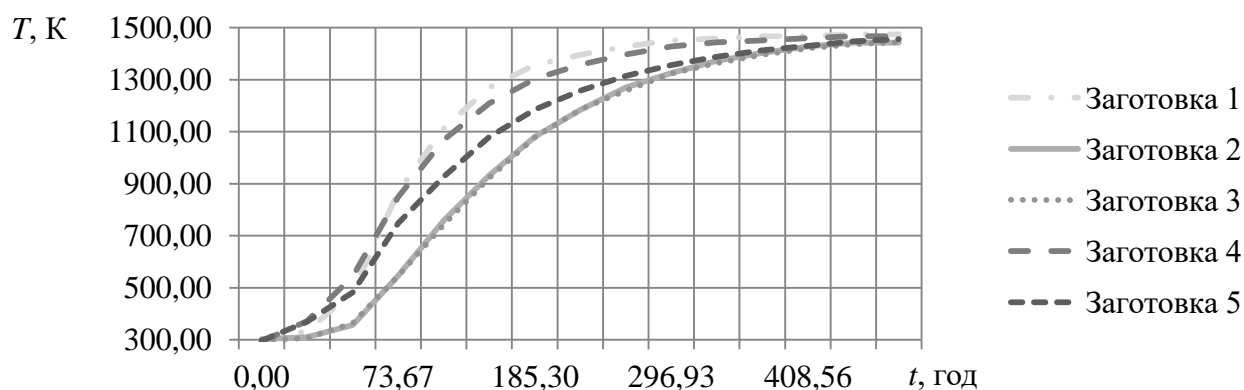


Рис. 3. Графік зміни мінімальної температури по заготовках за надлишку повітря $a = 1,1$

За результатами дослідження виявлено, що зменшення витрати повітря в описаному діапазоні призводить до збільшення температури у всьому об'ємі печі, а відповідно і до швидкості підводу теплоти. Проте зі зменшенням витрати повітря прослідковується збільшення перепаду температур по всьому об'ємі печі. У обох випадках найдовше нагрівається заготовка № 5, що пояснюється її розташуванням у холодній зоні печі. На виході з камери печі CH_4 не виявлено, що підтверджує факт повного згорання палива.

Подальші дослідження мають бути спрямовані на дослідження температурних полів процесу випалювання вуглецевих виробів зі зміною інших факторів — розрідження та витрати палива.

1. Сухоруков И. Ф. Температурный график обжига заготовок в многокамерных печах [Текст] / И. Ф. Сухоруков // Цветная металлургия. — 1963. — № 22. — С. 5–12. — Библиогр.: в конце ст.

2. Молокова Т. Л. Исследование обжига углеграфитовых заготовок [Текст] / Т. Л. Молокова, Г. Д. Харлампович, И. Ф. Сухоруков // Химия твердого топлива. — 1977. — № 6. — С. 114–120. — Библиогр.: в конце ст.

ПРОГРАМНИЙ ПАКЕТ ДЛЯ ІМІТАЦІЙНОГО МОДЕЛЮВАННЯ РОБОТИ КОНТУРА РЕГУЛЮВАННЯ З ВІЗУАЛЬНИМ СПОСТЕРЕЖЕННЯМ У ЧАСІ ЗМІНИ ПАРАМЕТРІВ

Алексєенко С. Ю., Ковалєвський В. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, annael@ukr.net

Особливості впровадження комп'ютерно-інформаційних технологій у навчальний процес для вивчення роботи систем керування процесами у технологічних апаратах описані авторами у попередніх роботах [1, 2]. Для візуального спостереження за змінами параметрів у контурі роботи автоматичного регулятора розроблено програмний пакет, який функціонує на основі імітаційного моделювання регулювання до завданих користувачем відповідних значень температури технологічного потоку на виході теплообмінників – кип'ятильника та дефлегматора – в технологічній схемі процесу ректифікації вторинних нафтових дистилатів (рис. 1).

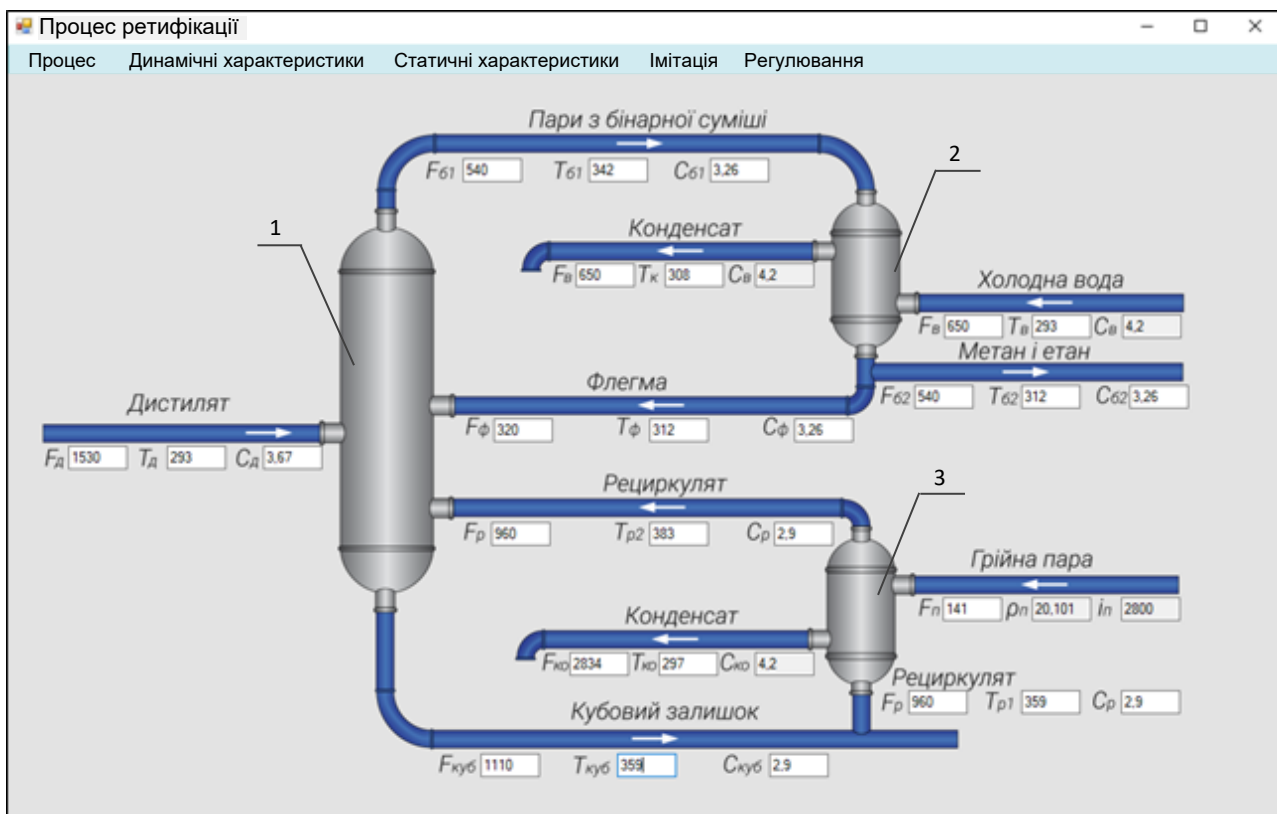


Рис. 1. Зображення вікна програми у разі обрання вкладки меню «Процес»:
1 – ректифікаційна колона; 2 – дефлегматор; 3 – кип'ятильник

Для імітаційного моделювання розроблені типові алгоритми та відповідні їм програмні модулі, які дозволяють моделювати значення параметрів у контурі з візуальним спостереженням регулювання температури в технологічних апаратах та зробити оцінку якості отриманих результатів. Всі результати досліджень

значень параметрів виводяться у часі графіками, які дозволяють наочно побачити роботу автоматичного регулятора та зробити висновки щодо якості його роботи (рис. 2). Програмний пакет дозволяє користувачу змінювати завдання регулятора у межах $\pm 15\%$. У вікні знизу біля компоненти «*trackBar*» користувач також може довільно змінювати параметри K_p та T_i до налаштування ПІ-регулятора і спостерігати відповідні графіки перехідних процесів та значення оцінки їх якості.

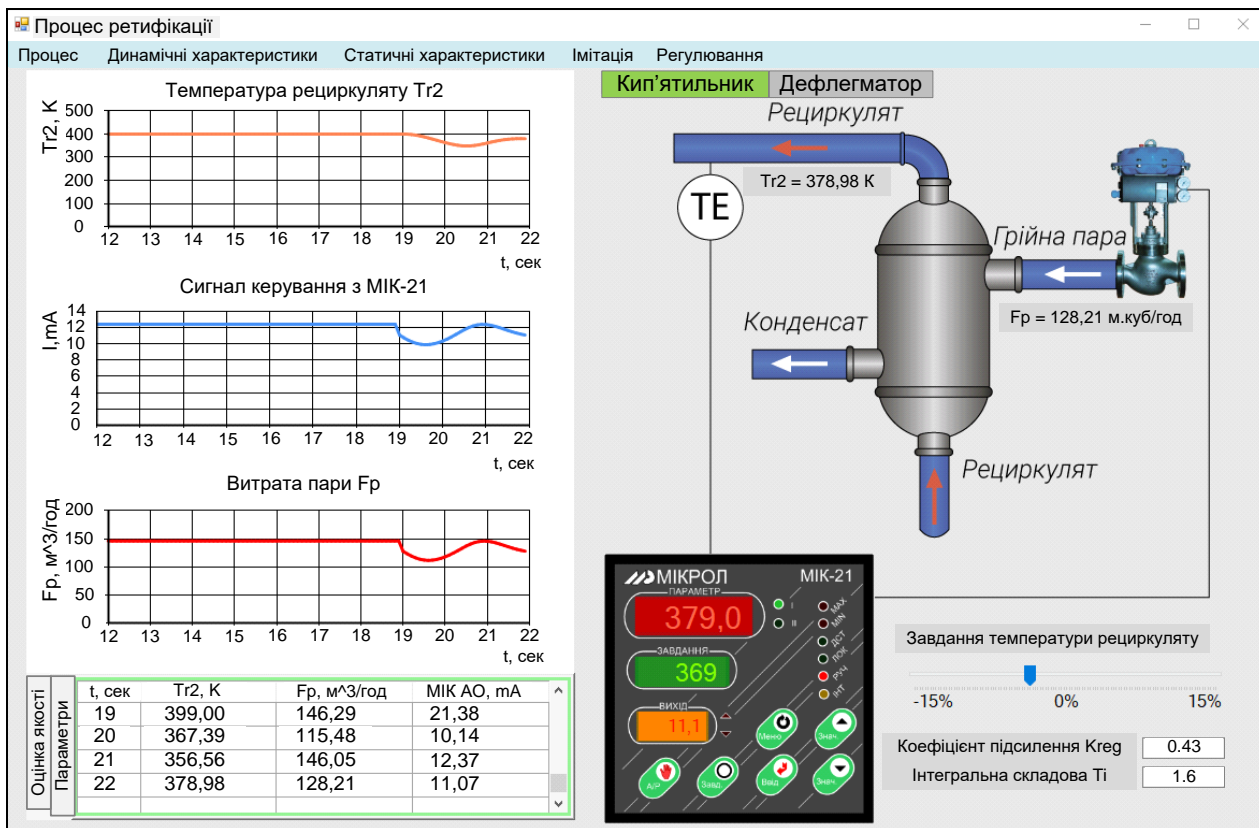


Рис. 2. Вікно програмного пакету з імітаційного моделювання роботи контура регулювання

Для процесів у технологічних апаратах на основі аналітичного методу були створені математичні моделі за допомогою яких розраховано статичні і динамічні властивості, що враховуються у обрахуванні значень параметрів до імітаційного моделювання роботи контура регулювання.

1. Алексеєнко С. Ю. Алгоритми для імітації значень технологічних параметрів процесу переробки нафтового дистилляту [Текст] / С. Ю. Алексеєнко, В. М. Ковалевський // Третя Міжнародна науково-практична конф. молодих учених, студентів та аспірантів АКІТ – 2016: Київ, 20–21 квітня 2016 р. – К.: НТУУ «КПІ», 2016. – 138 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – 150 пр.

2. Алексеєнко С. Ю. Прикладна програма для імітації значень технологічних параметрів процесу переробки нафтового дистилляту [Текст] / С. Ю. Алексеєнко, В. М. Ковалевський // Матеріали IV Міжнародної науково-технічної Internet-конференції «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційно-технічними та технологічними комплексами», 22 листопада 2017 р. [Електронний ресурс] – К: НУХТ, 2017 р. – 295 с. : іл. – Бібліогр.: с. 238–239. ISBN 978-966-612-202-8. – Режим доступу: <http://nuft.edu.ua/page/view/konferentsii>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

ІНФОРМАЦІЙНО-ЛОГІЧНИЙ АНАЛІЗ ЗБУРЕНЬ У ШАРІ КОЛОНИ СИНТЕЗУ АМІАКУ

Токар Д. О., Оніщенко В. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, td29101998@gmail.com

Колона синтезу є найбільш складним і важливим апаратом у процесі синтезу аміаку. Для забезпечення безперервної роботи технологічного апарату необхідно підтримувати технологічні параметри в межах визначених технологічним регламентом. Основними параметрами контролю та регулювання визначено тиск, температура в шарах каталізатора, співвідношення азоту та водню в газовій суміші та концентрація аміаку на виході з колони (рис. 1).

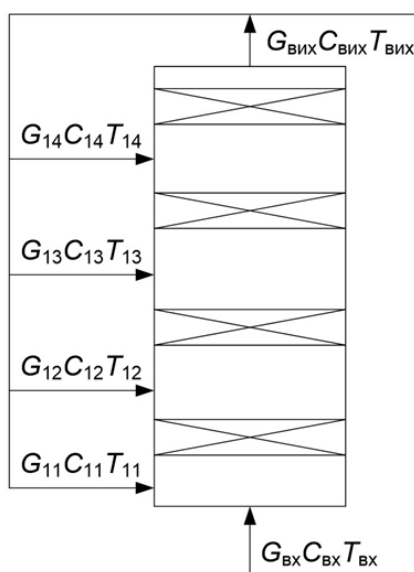


Рис. 1. Структурно-параметрична схема колони синтезу:

$G_{вх}$ – витрата суміші азоту та водню; G_{11} , G_{12} , G_{13} , G_{14} – витрати суміші азоту та водню на байпасних лініях; $G_{вих}$ – витрата аміаку на виході; $C_{вх}$ – концентрація аміаку на вході; C_{11} , C_{12} , C_{13} , C_{14} – концентрація аміаку на байпасних лініях; $C_{вих}$ – концентрація аміаку на виході; $T_{вх}$ – температура суміші азоту та водню на вході; T_{11} , T_{12} , T_{13} , T_{14} – температура каталізатора; $T_{вих}$ – температура аміаку на виході

Колона синтезу складається з теплообмінника та каталізаторної коробки. Саме на каталізаторі відбувається синтез аміаку, під час якого виділяється велика кількість теплоти. Частина цієї теплоти використовується в теплообміннику для нагрівання циркуляційного газу до температури початку реакції – 720 К. Основний потік газу надходить у колону знизу, проходить кільцевою щілиною між корпусом колони та кожухом насадки. В шарі каталізатора газова суміш нагрівається теплом конвертованого газу, який виходить із шару каталізатора з температурою 683...713 К і потім послідовно проходить через каталізатор, на який подається холодний байпасний газ. Температура в шарі каталізатора змінюється в межах 770...790 К, що призводить до підвищення інтенсивності синтезу аміаку. Якість вихідної речовини залежить від температури та концентрації

вхідної, адже під час послідовного проходження крізь кожен шар каталізатора збільшується концентрація вихідної речовини, а також її температура, для підтримання якої використовують байпасні потоки. Беручи до уваги особливості теплових процесів, а саме виділення вільної енергії під час проходження кожного шару каталізатора, необхідно контролювати температуру у колоні синтезу задля забезпечення безвідмовної та безпечної роботи технологічного процесу. Для регулювання температурного режиму застосовуються байпасні потоки з витратами G_{11} , G_{12} , G_{13} , G_{14} , що подають холодний байпасний газ між шарами каталізаторів. Основним критерієм якості технологічного процесу синтезу аміаку є дотримання заданої технологічним регламентом концентрації $C_{\text{вих}}$, яка залежить від ступеню перетворення газової суміші на кожному шарі. Враховуючи таку особливість технологічного об'єкта в побудові математичної моделі розглянемо [1] структурну схему взаємозв'язків між параметрами, зображену на рис. 2.

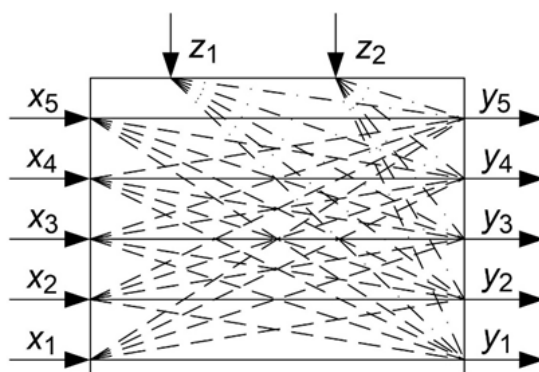


Рис. 2. Структурна схема взаємозв'язків між параметрами:

x_1, x_2, x_3, x_4, x_5 – ступінь відкриття виконавчих механізмів на байпасних холодних потоках; y_1, y_2, y_3, y_4, y_5 – температура в шарах каталізаторів (керувальні параметри); z_1 – концентрація аміаку на вході; z_2 – співвідношення азоту N та водню H

Температура між шарами каталізаторів напряду залежить від ступеню відкриття [2] виконавчих механізмів на байпасних лініях. Збуреннями визначено концентрацію аміаку в вихідному потоці, а також співвідношення речовин азоту N та водню H в газовій суміші.

Таким чином, колона синтезу аміаку є об'єктом з багатьма входами і виходами з великим транспортним запізненням і чутливим до наявності зовнішніх збурень. Отже, необхідно розробити системи керування процесом синтезу аміаку, яка буде враховувати особливості об'єкта.

1. Попок Е. В. Моделирование промышленного реактора низкотемпературного синтеза метанола / Е. В. Попок // Фундаментальные исследования. – Химические науки. – 2012, № 3. – С. 446–451. – ISSN 1812-7339.

2. Принципы математического моделирования химико-технологических систем [Текст] / В. В. Кафаров, В. Л. Перов, В. П. Мешалкин и др. – М.: Химия, 1974. – 344 с. – Библиограф.: с. 339–340. – 3000 экз.

АЛГОРИТМ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ГРАФІТУВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ

Жученко А. І., Волощук М. Г.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, masha-voloshchuk@i.ua

Для забезпечення функціонування процесу графітування в оптимальному режимі необхідно розробити відповідний алгоритм керування. Пропонується алгоритм, структурну схему якого показано на рисунку.

Блок 1 формує початкові дані. До них відносяться: стартова потужність печі графітування $P(0)$ (задається технологічним регламентом), початкові значення температури $T(0)$ у характерній точці в режимі нагрівання (фактично температура доквілля), початкова величина ступеня графітування $\beta=0$, початкове значення кроку розрахунку (дискретного часу) $k=0$.

У сучасних умовах доволі часто відбувається непередбачуване вимикання електричного живлення печі графітування. Тому перевіряють, чи працює піч у штатному режимі (блок 2), тобто коли електричне живлення подається.

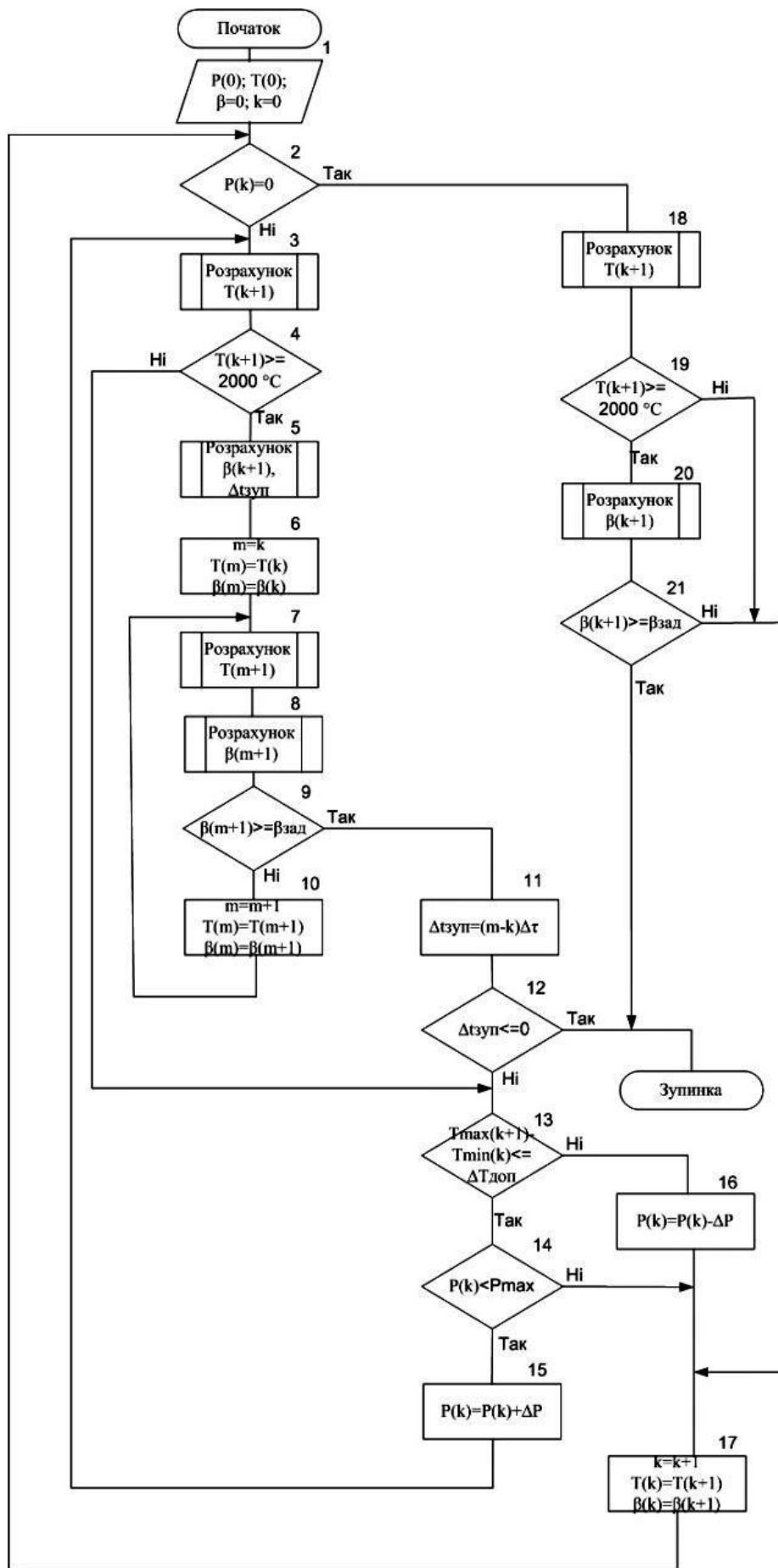
Весь процес графітування можна умовно поділити на 2 етапи – нагрівання та охолодження. Після включення печі у роботу в штатному режимі у блоці 3 за допомогою спрощеної математичної моделі нагрівання за методикою [1] розраховують температуру у характерній точці. У блоці 4 перевіряють, чи розпочався власне процес графітування, та розраховують ступінь графітування у блоці 5 за методикою, наведеною у [2].

Блоки 6...12 призначені для розрахунку часу, що залишився до оптимального моменту закінчення процесу графітування $\Delta t_{зуп}$. У блоці 6 виконуються вказані на рисунку переприсвоєння. Блок 7 за спрощеною математичною моделлю охолодження розраховує температуру $T(m+1)$ у характерній точці режиму охолодження. У блоці 8 визначається відповідна ступінь графітування $\beta(m+1)$ за методикою, описаною у [2]. Блок 9 перевіряє, чи досягли потрібного ступеня графітування $\beta_{зад}$. Якщо досягли (блок 9 – «Так»), розраховується, скільки часу $\Delta t_{зуп}$ залишилося до оптимальної зупинки процесу графітування за формулою

$$\Delta t_{зуп} = (m - k)\Delta\tau,$$

де $\Delta\tau$ – час дискретності розрахунків.

Потім визначають чи завершено процес графітування, за умови ствердження (блок 6 – «Так») алгоритм закінчується. Інакше у блоці 13 визначають можливість збільшення поданої на піч потужності. Якщо допустиму температуру (блок 14) не перевищено, потужність збільшують на величину ΔP (блок 15) та здійснюють перехід до наступного циклу (блок 3). Якщо ж спостерігається перевищення температури (блок 13), тоді у блоці 16 розраховують максимально допустиму потужність $P(k)$ на даному часовому кроці, перераховують відповідні змінні k , $T(k)$, $\beta(k)$ – відповідно крок, температура заготовок у характерних точках та ступінь графітування (блок 17) – і переходять до блока 2.



Структурна схема алгоритму керування процесом графітування

Коли має місце аварійне відключення електроживлення печі і цей період не перевищує 20 хвилин, починається режим охолодження [2], під час якого у блоці 18 на основі математичної моделі охолодження розраховують температуру заготовок $T(k+1)$, перевіряють, чи має місце процес графітування (блок 19), якщо ні, то здійснюють перехід до блоку 17. Якщо ж процес графітування після аварійного відключення електроживлення продовжується, то визначають поточний ступінь графітування (блок 20) і перевіряють, чи розраховане значення відповідає заданому (блок 21). Якщо потрібного ступеня графітування досягнуто, то відновлення електроживлення не потрібно, і робота алгоритму закінчується.

1. Жученко О. А. Метод спрощення математичних моделей об'єктів керування із розподіленими параметрами / О. А. Жученко, В. С. Цапар // Автоматизація технологічних і бізнес-процесів. – 2015. – Vol. 7, № 1. – С. 15 – 25. – Режим доступу: http://nbuv.gov.ua/UJRN/avtib_2015_7_1_6, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

2. Коржик М. В. Математичне моделювання та автоматизоване керування процесом графітації в печах Ачесона [Текст]: Автореф. дис. канд. техн. наук : спец. 05.13.07 / Коржик Михайло Володимирович; Мін. освіти і науки України, НТУУ «КПІ». – Київ, 2010. – 19 с. – Бібліогр.: с. 17.

АНАЛІЗ ВИПАРНИКА ЯК ОБ'ЄКТА АВТОМАТИЗАЦІЇ ДЛЯ НЕПЕРЕРВНОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ КАМ'ЯНОВУГІЛЬНОЇ СМОЛИ

Ярошук Л. Д., Буйбарова Є. А., Кадун Я. С.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, liza.buybarova@gmail.com

Смола, що утворюється в процесі коксування вугілля в коксових печах, є багатокомпонентною сумішшю хімічних сполук. Її складові використовують як сировину для виготовлення барвників, пластмаси, вибухових та дезінфікуючих засобів, ліків, вітамінів тощо [1]. Оскільки надмірна кількість води в смолі негативно вплине на якість окремих товарних фракцій як подальшої продукції, її видаляють у випарнику.

Задачею дослідження є визначення властивостей випарника як об'єкта автоматизації. Схему випарника наведено на рисунку.

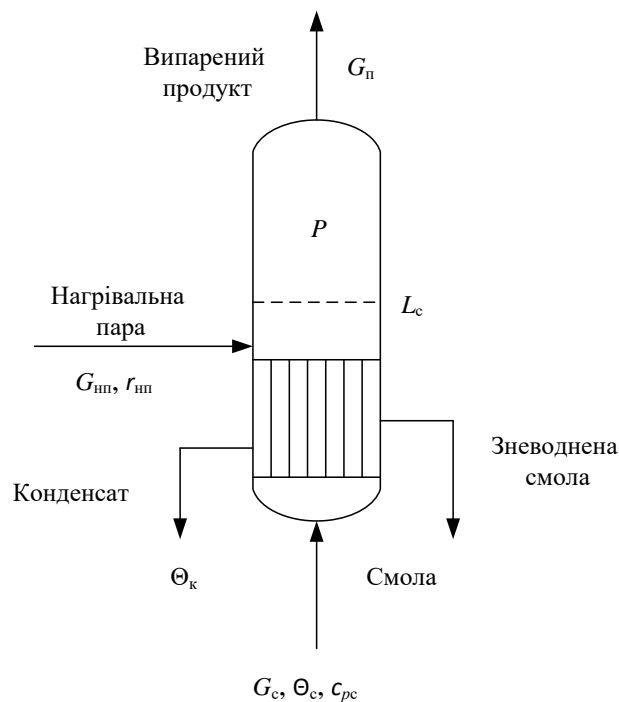


Схема випарника:

$G_{нп}$, $r_{нп}$ – витрата та питома теплота нагрівальної пари відповідно; $G_{п}$ – витрата випареного продукту; $G_{с}$ – витрата смоли; $\theta_{с}$ – температура смоли; $c_{рс}$ – питома теплоємність смоли; $\theta_{к}$ – температура конденсату; $L_{с}$ – рівень смоли; P – тиск в апараті

Система автоматизації цих апаратів має забезпечити підтримання в них матеріального балансу. Вихідними змінними є рівень смоли $L_{с}$ та тиск в апараті P . Тому задачею керування зазвичай є підтримування заданого рівня $L_{с} = L_{с}^0$. До основних збурень можна віднести витрату $G_{с}$ та температуру $\theta_{с}$ смоли, температуру нагрівальної пари $\theta_{нп}$ та тепловтрати q . Регульовальними впливами можуть бути витрати нагрівальної пари $G_{нп}$ та випареного продукту $G_{п}$.

Аналіз процесів, які відбуваються у випарнику, показує, що він належить до багатозв'язних об'єктів керування. Збільшення витрати нагрівальної пари

призводить до більш інтенсивного випаровування, що зменшує рівень та підвищує тиск в апараті. З іншого боку – зміна витрати пари $G_{\text{п}}$ впливає не тільки на тиск в апараті, а й на інтенсивність випаровування продукту та рівень смоли.

Небезпечними режимами роботи випарника, внаслідок яких може статися вибух, є [2] підвищення тиску газу в смолі вище дозволеного, підвищення рівня смоли в випарнику та зв'язаному з ним акумуляторі тиску й викидень смоли в трубопровід, надходження тепла до випарника в разі припинення відбору газу та надходження газу в пальник нагрівального пристрою у випадку згасання полум'я. Щоб уникнути таких ситуацій, потрібно встановлювати запобіжні клапани.

Враховуючи те, що апарат містить значну масу речовини для випаровування, розглядаємо його як інерційний об'єкт керування.

Характерною особливістю випарників є розподіл його характеристик у просторі. Отже, вважаємо випарник об'єктом з розподіленими параметрами по висоті та діаметру (хоча останнім розподілом можна знехтувати).

Через багатокomпонентний склад смоли деякі речовини можуть виходити разом з випареним продуктом, що є шкідливим для довкілля.

Розглянемо декілька наявних варіантів систем керування процесом випарювання [3].

Перший варіант передбачає два замкнених контури регулювання: стабілізації тиску та рівня в апараті.

Другий варіант відрізняється від попереднього застосуванням каскадної системи регулювання співвідношення витрати нагрівальної пари та смоли $G_{\text{нп}}/G_{\text{с}} = \gamma$ з корекцією за γ по рівню смоли. Регулятор співвідношення вводить статичну компенсацію збурень за витратою смоли, тому така система регулювання є більш доцільною в умовах сильних збурень за цим технологічним параметром.

Третій варіант слугує прикладом системи регулювання, в якій витрата нагрівальної пари розраховується в обчислювальному пристрої за контрольованим збуренням ($G_{\text{с}}$, $\theta_{\text{с}}$, $\theta_{\text{нп}}$) та коригується регулювальним пристроєм у разі відхилення рівня смоли від заданого значення.

З проведеного аналізу видно, що випарник є достатньо складним об'єктом, властивості якого треба обов'язково враховувати під час проектування системи автоматизації процесу випарювання.

1. Вессельман С. Г. Контроль и регулирование тепловых процессов на коксохимических заводах [Текст] / С. Г. Вессельман, Л. В. Дробышев. – Харьков: Metallurgizdat, 1962. – 378 с. – Библиогр.: с. 370–371. – 3200 экз.

2. Гомельский А. З. Аппаратчики коксохимических производств [Текст] / А. З. Гомельский. – 2-е изд. – Харьков-Москва: Metallurgizdat, 1953. – 384 с. – Библиогр.: с. 376. – 1700 экз.

3. Дудников Е. Г. Автоматическое управление в химической промышленности / Е. Г. Дудников. – М.: Химия, 1987. – 368 с. – Библиогр.: с.358–359. – 10000 экз.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ З ІТЕРАТИВНИМ НАВЧАННЯМ У ПРОЦЕСІ ПРЕСУВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ

Жученко А. І., Гоч Я. О., Хібеба М. Г.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, hochyaroslava1995@ukr.net

Технологічні процеси, які відбуваються циклічно, поширені в різних галузях промисловості, зокрема таких як хімічна, харчова та металургійна. Одним з таких процесів є пресування у виробництві вуглецевих виробів. Актуальною задачею є створення та застосування оптимальних систем керування даним процесом. Одним з ефективних методів керування, який застосовується для циклічних процесів, є метод з ітеративним навчанням *ILC* (*Iterative Learning Control*).

Процес пресування – один з основних періодичних технологічних процесів у виробництві вуглецевих виробів, тому доцільно використати метод з ітеративним навчанням для створення системи керування зазначеним методом.

Керування за допомогою методу ітеративного навчання варто застосувати для температурного режиму в процесі пресування вуглецевих виробів, який визначає якісні показники технологічного продукту.

Розроблено систему керування в процесі пресування вуглецевих виробів на бази програмного забезпечення *MATLAB* за схемою, зображеною на рис. 1.

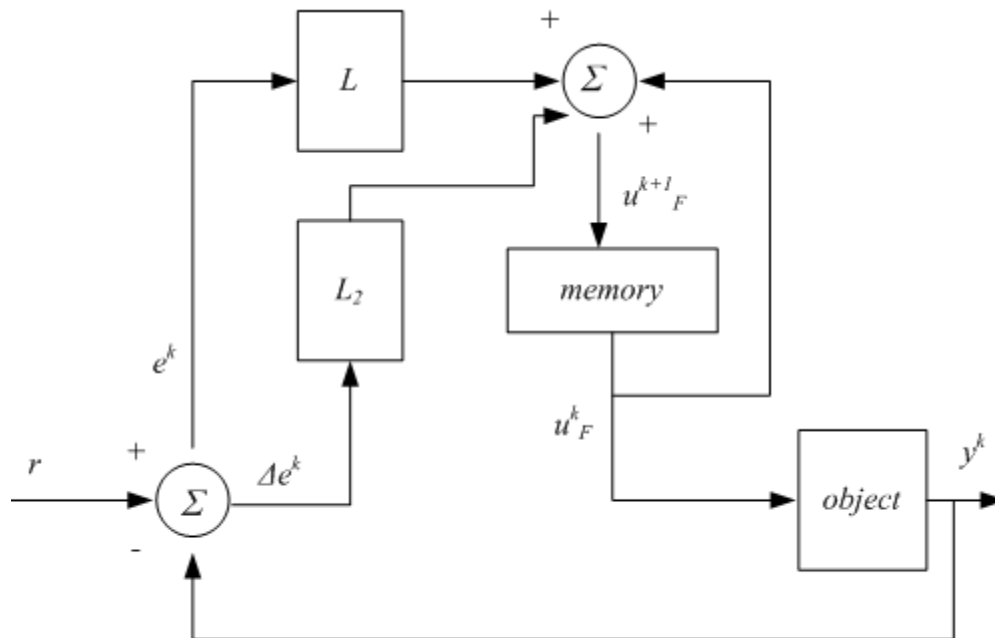


Рис. 1. Схема роботи системи керування з ітеративним навчанням:
 r – матриця завдання; k – номер ітерації; e^k – похибка k -тої ітерації; Δe^k – різниця вперед похибки k -тої ітерації; L, L_2 – вагові коефіцієнти; u^{k+1}_F – поточне керування;
 u^k – попереднє керування; y^k – матриця вихідних значень [2]

З урахуванням особливостей динаміки апарата пресування було реалізовано керування з ітеративним навчанням за законом:

$$u(k+1) = u(k) + L_1 e(k) + L_2 (e(k,t) - e(k,t-1)) / dt.$$

Перший доданок $u(k)$ – попереднє керування. Для першої ітерації початкове керування дорівнює нулю, якщо алгоритм працює коректно, результат від цього не зміниться. Другий доданок $L_1 e(k)$ – матриця вагових коефіцієнтів помножена на похибку. Третій доданок – аналог похідної для дискретних систем [1].

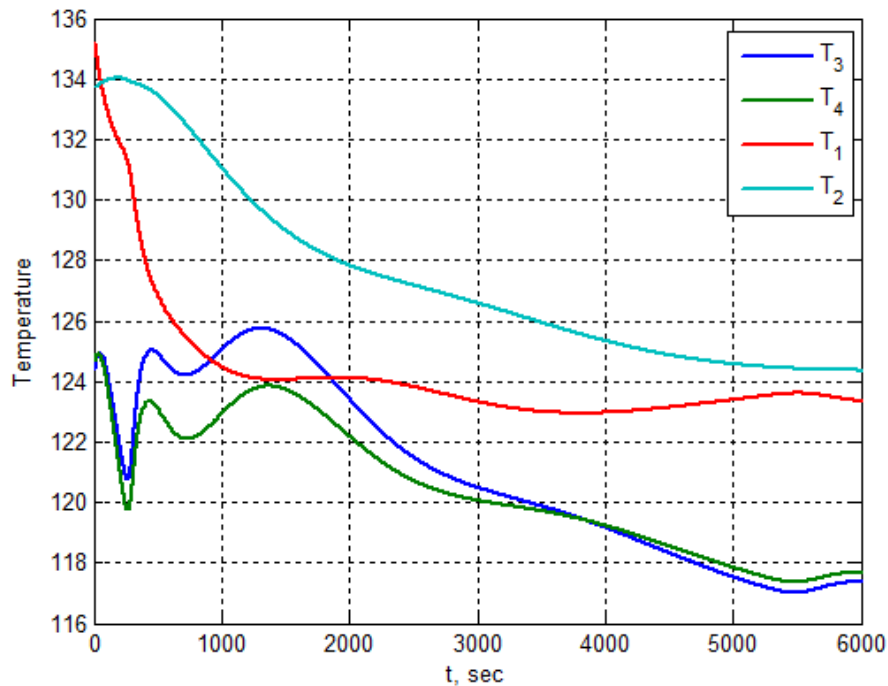


Рис. 2. Графік залежності температур від часу на останній ітерації

Програмно реалізовано 500 ітерацій процесу пресування вуглецевих виробів, температури виходять на заданий рівень на 20-тій ітерації, а далі з кожною ітерацією якість заготовки покращується.

Отже, створено систему керування з ітеративним навчанням процесом пресування вуглецевих виробів. Враховуючи початкові умови, нульовий вектор керування та те, що на кожній ітерації початкові температури однакові, даний результат є оптимальним для процесу.

1. Vita V. Design, implementation and evaluation of an optimal iterative learning control algorithm [Text] / V. Vita, A. Vitas, G.E. Chatzarakis //WSEAS transactions on circuits and systems. – 2011. – Issue 2, Vol.10 – P. 39–48. – ISSN 1109-2734.

2. A computationally efficient algorithm of iterative learning control for discrete-time linear time-varying systems [Text] / W. B. J. Hakvoort, R. G. K. M. Aarts, J. van Dijk, J. B. Jonker//Automatica. – 2009. – Vol.45 – P. 2925-2929 – ISSN 0005-1098.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ОЧИЩЕННЯ ВИПАЛЮВАЛЬНОГО ГАЗУ У ВИРОБНИЦТВІ СІРЧАНОЇ КИСЛОТИ

Ладієва Л. Р., Думанський М. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, banderakit@gmail.com

Технологічна схема виробництва сірчаної кислоти контактним способом з сірчаного колчедану та газів кольорової металургії ускладнюється тим, що доводиться вводити додаткову апаратуру для очищення випалювального газу від шкідливих домішок. Принцип роботи другої промивної колони, в якій відбувається основне виділення домішок, полягає у тому, що відбувається зрошування газу 60-відсотковим розчином сірчаної кислоти за температури 40 °С. Внаслідок швидкого охолодження газу зрошувальною кислотою більша частина триокису миш'яку утворює дрібні завислі в газі частинки, які розчиняються в краплях туману сірчаної кислоти та видаляються з газу*.

Метою дослідження є створення математичної моделі процесу очищення в першій промивній колоні для синтезу автоматичної системи керування.

У результаті аналізу особливостей процесу, а також вхідних та вихідних матеріальних і теплових потоків було запропоновано забезпечувати якість очищення випалювального газу впливом на витрату сірчаної кислоти.

На рисунку зображено фрагмент схеми автоматизації першої промивної колони, що містить систему керування температурою газу після очищення.

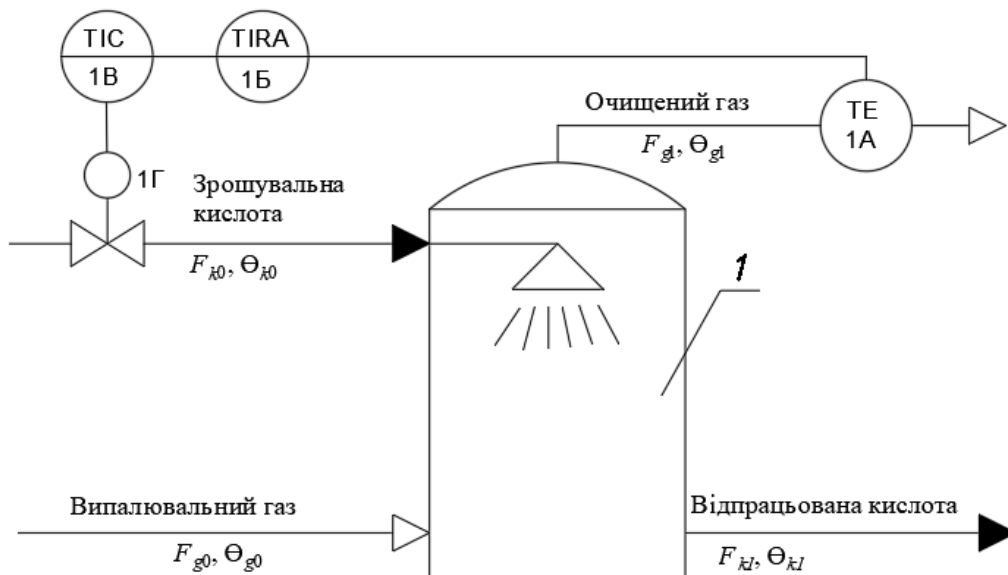


Схема автоматизації процесу очищення випалювального газу в промивній колоні:

1 – промивна колона

* Гладушко В. И. Производство серной кислоты [Текст] / В. И. Гладушко. – К.: «Техніка», 1966. – 232 с. – Библиогр.: с. 227–228. – 3000 экз.

До промивної колони надходить випалювальний газ з витратою F_{g0} і температурою Θ_{g0} та сірчана кислота, витрата якої F_{k0} , а температура Θ_{k0} . Газ охолоджується до температури Θ_{g1} . Водяна пара, що становить 5 % газу, конденсується. В процесі охолодження кислота поглинає дрібні часточки миш'яку, селену та інших домішок з газу. В колоні осідає 40 % сірчаної кислоти, яка виводиться з колони разом з конденсатом води. Друга частина кислоти у вигляді туману розчиняється у газі та усувається на наступному етапі виробництва у вологих електрофільтрах. Робимо висновок, що

$$F_{g1} = 0,95F_{g0}c_g + 0,6F_{k0},$$

а

$$F_{k1} = 0,05F_{g0}c_v + 0,4F_{k0}c_k,$$

де F_{g1} – витрата очищеного газу, м³/с; F_{g0} – витрата випалювального газу, м³/с; F_{k1} – витрата відпрацьованої кислоти, м³/с; F_{k0} – витрата зрощувальної кислоти, м³/с; c_g, c_k, c_v – питомі теплоємності випалювального газу, сірчаної кислоти та води відповідно, кДж/(кг·°С).

Рівняння теплових балансів складають на основі твердження: загальна теплота речовин, яка надходить у технологічний об'єкт керування, дорівнює загальній теплоті речовин, що виходять з технологічного об'єкта та теплоті речовин, що акумулювалися в ньому.

Під час моделювання процесу було визнано, що акумуляція тепла в апараті відбувається у розчині кислоти та у випалювальному газі.

Припущення:

- втрати тепла у довкілля незначні, тому знехтуємо ними;
- кислота на теплопередавальній поверхні утворює плівку, яка рівномірно покриває всю поверхню;
- тепловою ємністю стінки нехтуємо;
- зміну температури вважаємо лінійною на всьому проміжку;
- вся пара перетворюється в конденсат.

Запропонована система теплових балансів для акумулювальних ємностей має вигляд:

$$\begin{cases} F_{g0}c_g\theta_{g0} - (0,95F_{g0}c_g + 0,6F_{k0}c_g)\theta_{g1} - KS(\theta_{g1} - \theta_{k1}) - 0,05F_{g0}L = V_g\rho_gc_g\frac{d}{dt}\theta_{g1}, \\ F_{k0}c_k\theta_{k0} - (0,05F_{g0}c_v + 0,4F_{k0}c_g)\theta_{k1} + KS(\theta_{g1} - \theta_{k1}) + 0,05F_{g0}L = V_k\rho_kc_k\frac{d}{dt}\theta_{k1}, \end{cases}$$

де S – поверхня теплопередачі в колоні, м²; K – коефіцієнт теплопередачі, кДж/(м²·°С); L – питома теплота пароутворення; V_g, V_k – об'єм колони, зайнятий газом та розчином кислоти відповідно, м³; ρ_g, ρ_k – густини газу та розчину сірчаної кислоти відповідно, кг/м³.

Отримана математична модель процесу екстракції надає можливість оптимально налаштувати параметри регулятора у системі керування температурою випалювального газу на виході з другої промивної башти.

ІНФОРМАЦІЙНО-ЛОГІЧНИЙ АНАЛІЗ ЗБУРЕНЬ У ПОЛИЦЯХ РЕАКТОРА ОКИСНЕННЯ АМІАКУ

Пушкарьова М. В., Оніщенко В. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, pushkarova.m.v@gmail.com

На полицях реактора окиснення аміаку відбувається каталітична реакція окиснення аміаку*. Суміш речовин аміаку та кисню у каналі «основного» ходу з витратою F_H , температурою T_H і концентрацією аміаку Q_H подається на вхід полиці реактора окиснення. На першу полицю суміш кисню й аміаку з «основним» ходом подається через теплообмінник реактора окиснення, а на другу і третю полицю – з попередніх полиць колони. Для регулювання температурного режиму на полицях реактора частина суміші подається, минаючи внутрішній теплообмінник реактора окиснення, через регулювальні клапани (рис.1).

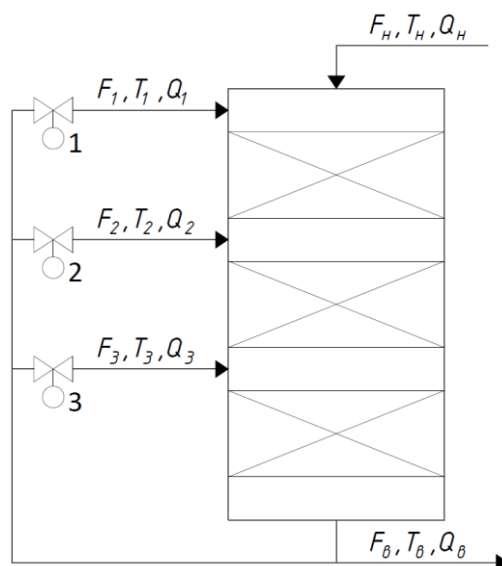


Рис. 1. Структурна схема реактора окиснення аміаку з трьома полицями

Ці потоки називаються «холодними» байпасами. Як видно з рис. 1, «холодний» байпас з витратою F_1 , температурою T_1 і концентрацією аміаку Q_1 подається на вхід першої полиці реактора окиснення через регулювальний клапан 1. На вході полиці реактора окиснення ці два потоки змішуються між собою, а на каталізаторі полиці утворюється оксид азоту:

$$F_H T_H Q_H + F_1 T_1 Q_1 = F_{10} T_{10} Q_{10}.$$

Продукти реакції з витратою F_{10} , температурою T_{10} і концентрацією аміаку Q_{10} надходять через канал «основного» входу на вхід другої полиці, де цей потік змішується з «холодним» байпасом з витратою F_2 , температурою T_2 і концентрацією аміаку Q_2 . Аналогічно із третьою полицею: продукти реакції з ви-

* Попок Е. В. Моделирование промышленного реактора низкотемпературного синтеза метанола [Текст] / Е. В. Попок // Фундаментальные исследования. – Химические науки. – 2012. – № 3. – С. 446–451. – ISSN 1812-7339.

тратою F_{20} , температурою T_{20} і концентрацією аміаку Q_{20} надходять по каналу «основного» входу на вхід третьої полиці, де цей потік змішується з «холодним» байпасом з витратою F_3 , температурою T_3 і концентрацією аміаку Q_3 . Після цього продукти реакції з витратою F_B , температурою T_B і концентрацією аміаку Q_B виводяться з реактора:

$$F_{10}T_{10}Q_{10} + F_2T_2Q_2 = F_{20}T_{20}Q_{20},$$

$$F_{20}T_{20}Q_{20} + F_3T_3Q_3 = F_B T_B Q_B.$$

На виробництві азотної кислоти на стадії окиснення аміаку використовують технологічну схему установки з триполичним реактором окиснення з процесом, який проводиться за атмосферного тиском, неконцентрованої азотної кислоти на виході. У цій схемі цільовим компонентом є азотна кислота, вихідною речовиною потоку з реактора виводять оксид азоту, а газ, який очищений від азоту і містить достатньо велику кількість реагентів, повертають у реактор. Тому у вхідних потоках азот міститься в невеликих концентраціях. Концентрація азоту, який утворюється внаслідок реакції, визначає температуру на полицях реактора окиснення. Реакція окиснення аміаку є екзотермічною. Температура на полицях реактора підтримується на заданому рівні за рахунок подачі на вхід полиці потоку холодної суміші аміаку і повітря – «холодного» байпаса.

До вихідних параметрів процесу відносять концентрацію Q азоту на виході полиці реактора та температуру T в реакторі. Для керування реактором окиснення достатньо регулювати температуру, а концентрацію можна тільки контролювати. До вхідних параметрів процесу слід віднести витрати суміші аміаку по «холодного» байпасу F_1 та витрату суміші аміаку за «основним» ходом F_H . Всі інші параметри процесу є збуреннями. До них слід віднести температури вхідних потоків T_1 і T_2 та концентрації Q_1 і Q_2 в них цільового компонента. Інформаційно-логічну схему полиці реактора окиснення аміаку наведено на рис. 2.

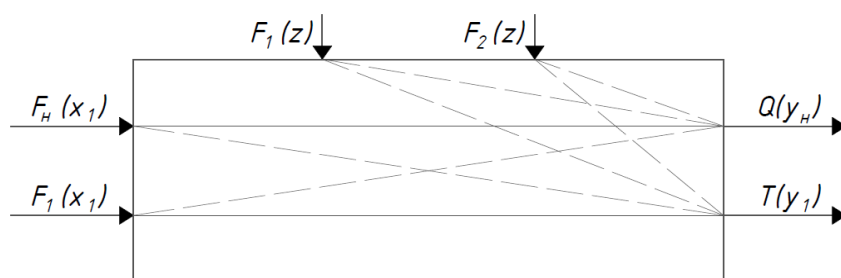


Рис. 2. Інформаційно-логічна схема полиці реактора окиснення аміаку

Також потрібно зазначити, що вихідні координати реактора окиснення є взаємопов'язаними. Так, наприклад, зміна концентрації Q_1 в реакторі з одного боку змінить кількість речовини, яка утворюється, тобто викличе зміну концентрації Q_B , а з другого – викличе зміну температури T_B в реакторі. З цього випливає, що зміна будь-якої зі вхідних координат (регульовальної або збурювальної) викличе зміну відразу всіх вихідних координат. Для отримання математичної моделі колони синтезу треба скласти дві моделі: за концентрації Q цільового компонента окиду азоту та за температури T .

АЛГОРИТМ ІМІТАЦІЇ ВІДПАЛУ ДЛЯ ЗНАХОДЖЕННЯ ВАГОВИХ КОЕФІЦІЄНТІВ У МЕТОДІ КЕРУВАННЯ З ІТЕРАТИВНИМ НАВЧАННЯМ

Гоч Я. О., Хібеба М. Г., Пахомов Д. А.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, hochyaruslava1995@ukr.net

Метод керування з ітеративним навчанням – один з найефективніших методів керування періодичними процесами. Основа загальної ідеї методу – процедура, яка генерує керування так, що якість керування покращується від одного циклу роботи (ітерації) до наступного.

Для реалізації зазначеного методу необхідно визначити закон керування для досліджуваного процесу:

$$u_{k+1}(t) = u_k(t) - (\Gamma^T K(t) \Gamma + R)^{-1} \Gamma^T K(t) \Phi [x_{k+1}(t) - x_k(t)] + R^{-1} \Gamma^T \xi_{k+1}(t),$$

де k – номер ітерації (циклу роботи); t – поточний час; R , Q – матриці вагових коефіцієнтів; Φ , Γ , C – дискретні системні матриці; $u_{k+1}(t)$ – поточне керування; $u_k(t)$ – попереднє керування; $x_{k+1}(t)$ – поточний стан; $x_k(t)$ – попередній стан.

Для того щоб знайти матриці вагових коефіцієнтів, можна застосувати алгоритм імітації відпалу.

Алгоритм ґрунтується на імітації фізичного процесу, який відбувається під час кристалізації речовини, в тому числі – відпалу металів. За допомогою моделювання такого процесу шукається така точка або безліч точок, на якій досягається мінімум деякої числової функції. Значення функції в точці визначається як $de = e_{new} - e$, де e_{new} – значення функції в новій точці, e – значення функції в початковій точці. Визначається ймовірність того, що «краще» значення наступне по порядку за розподіленням Гібса:

$$P = \begin{cases} 1, & de < 0 \\ \exp\left(-\frac{de}{T}\right), & de \geq 0. \end{cases}$$

Робота алгоритму полягає в тому, що він порівнює значення функції в початковій точці та новій і таким чином шукає «краще» значення*.

Для пошуку вагових коефіцієнтів було написано функцію в програмному забезпеченні *MATLAB*.

Початкові значення матриць вагових коефіцієнтів визначаються як

$$R = \begin{pmatrix} 0 & 0 & 0.05 \\ 0 & 0 & 0.005 \\ 0 & 0.009 & 0 \\ -0.01 & 0 & -0.01 \end{pmatrix};$$

* Джонс М. Т. Программирование искусственного интеллекта в приложениях [Текст] / М. Т. Джонс – М.: ДМК Пресс, 2004. – 312 с. – Библиогр.: 309–311. – С. 25–42. – ISBN 5-94074-275-0.

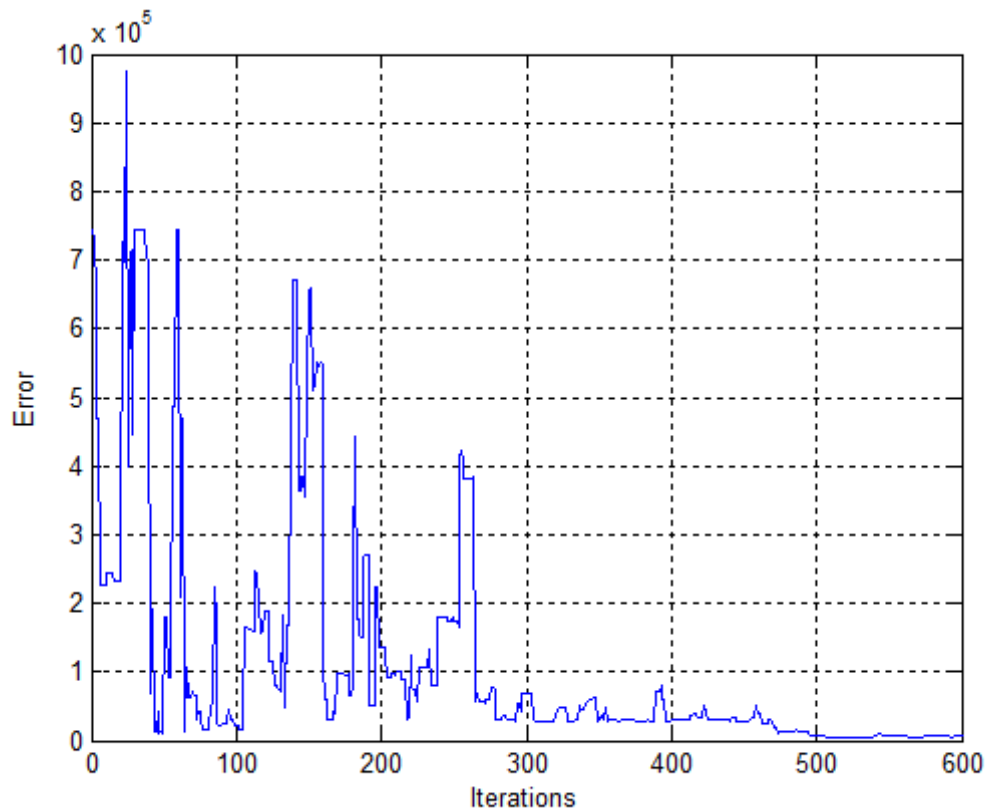
$$Q = \begin{pmatrix} -100 & -10 & -10 \\ -100 & -10 & -10 \\ 300 & -50 & 0 \\ -100 & -100 & -200 \end{pmatrix}.$$

Отримано значення R та Q для вибраного закону керування у вигляді

$$R_{new} = \begin{pmatrix} -83,45 & -214,54 & -97,19 \\ -2,66 & -34,17 & -132,37 \\ 75,20 & -226,84 & 100,09 \\ -212,36 & -46,31 & -227,82 \end{pmatrix};$$

$$Q_{new} = \begin{pmatrix} -173,25 & 47,46 & -3,60 \\ 8,94 & -150,24 & 10,06 \\ -30,73 & -12,20 & 10,29 \\ -94,18 & 23,07 & -106,25 \end{pmatrix}.$$

На рисунку зображено результат алгоритму імітації відпалу – пошук глобального мінімуму функції.



Результат роботи алгоритму імітації відпалу

Після знаходження вагових коефіцієнтів можна реалізувати метод керування з ітеративним навчанням.

РІВНЯННЯ ГАМІЛЬТОНА-ЯКОБІ-БЕЛЛМАНА ДЛЯ ЗНАХОДЖЕННЯ ОПТИМАЛЬНОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ

Савицька Т. В., Ладієва Л. Р.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, savitskatv@gmail.com

Введення принципів стійкого розвитку передбачає розробку методів ефективно очищення стічних вод, забруднених токсичними компонентами, з метою зберігання екологічної рівноваги в природі. Досягненню цієї мети служить мембранна технологія, зокрема процес мембранної дистиляції. В процесі розділення основним елементом є гідрофобна полімерна мембрана, яка являє собою селективний бар'єр, крізь який проходять пари розчинника. Перенесення пари розчинника відбувається під дією градієнта температур по обидва боки мембрани.

Рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана – диференціальне рівняння в частинних похідних, яке відіграє центральну роль в теорії оптимального керування. Розв'язком рівняння є функція значення, яка дає оптимальне значення керування для динамічної системи. Рівняння є достатньою умовою для оптимального рішення. Синтезовано закон оптимального керування методом динамічного програмування для процесу мембранної дистиляції. Перевагою методу динамічного програмування є те, що він дозволяє знаходити оптимальне керування, тобто дозволяє розв'язувати задачу синтезу оптимального регулятора. Недоліком методу динамічного програмування є те, що він вихідну задачу оптимального керування зводить до розв'язання нелінійного рівняння в частинних похідних.

Представимо математичну модель об'єкта в формі диференціальних рівнянь Коші:

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = x_2; \\ \dot{x}_2 = -a_1 x_1 - a_2 x_2 + bu; \end{cases} \quad (1)$$

де $a_1 = 1/T_2$; $a_2 = T_1/T_2$; $b = k/T_2$.

Вибрано мінімізуючий функціонал якості*, за якого забезпечується висока якість регулювання швидкості та суттєво спрощується процедура аналітичного конструювання:

$$I = \int_0^{\infty} [qx_1^2 + ru^2] dt \rightarrow \min, \quad (2)$$

де q, r – вагові коефіцієнти, що визначають обмеження на змінні стану і керувальний вплив.

* Торопов А. В. Оптимальное управление электродвигателем роторного колеса на базе ПЛК с применением концепции метода Пирсона [Текст] / А. В. Торопов, Л. В. Торопова // Електрифікація та автоматизація гірничих робіт. – 2014. – № 25. – С. 144–148. – Бібліогр.: с. 144–148. – ISSN 18100546.

Функціональне рівняння Беллмана для системи диференціальних рівнянь (1) і критерію узагальненої роботи (2) має вигляд:

$$qx_1^2 + ru^2 + \frac{\partial S}{\partial x_1} x_2 + \frac{\partial S}{\partial x_2} (-a_1 x_1 - a_2 x_2 + bu) = 0, \quad (3)$$

де S – функція Беллмана.

Реалізуючи процедуру пошуку екстремуму, отримаємо закон оптимального керування в явному вигляді:

$$u = \frac{-b}{2r} \frac{\partial S}{\partial x_2}. \quad (4)$$

Підставляючи (4) в (3), здійснюємо замикання системи й отримуємо модифіковане рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана:

$$qx_1^2 + \frac{\partial S}{\partial x_1} x_2 + \frac{\partial S}{\partial x_2} (-a_1 x_1 - a_2 x_2) = 0. \quad (5)$$

Розв'язок рівняння будемо знаходити у вигляді квадратичної форми:

$$S = K_{11} x_1^2 + 2K_{12} x_1 x_2 + K_{22} x_2^2. \quad (6)$$

Підставляючи (6) у (5) і прирівнюючи коефіцієнти при однакових ступенях змінних стану, отримаємо систему лінійних алгебраїчних рівнянь:

$$\begin{aligned} q/2 - a_1 K_{12} &= 0; \\ K_{11} - a_1 K_{22} - a_2 K_{12} &= 0; \\ K_{12} - a_2 K_{22} &= 0. \end{aligned}$$

В явному вигляді вирази для коефіцієнтів функції Беллмана запишуться так:

$$\begin{aligned} K_{12} &= 2a_1 / q; \\ K_{11} - a_1 K_{22} - a_2 K_{12} &= 0; \\ K_{12} - a_2 K_{22} &= 0. \end{aligned}$$

Квадратична форма, яка задовольнить рівняння Беллмана, буде функцією Беллмана, якщо вона є позитивно-визначеною, тоді – функція Беллмана:

$$S = 2a_1 a_2 / q (a_1 + 1) x_1^2 + 4a_1 / q (x_1 x_2) + 2a_1 a_2 / q (x_2^2).$$

Оптимальне керування має вигляд:

$$u^* = \frac{-2b}{r} \left(\frac{a_1}{q} x_1 + \frac{a_1 a_2}{q} x_2 \right).$$

Оптимальне керування процесом мембранної дистиляції було розроблене для математичної моделі цього процесу, представленої у вигляді диференціальних рівнянь Коші. Знайдено розв'язок рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана для вирішення задачі оптимального керування процесом.

СИСТЕМА КОНТРОЛЮ ПАРАМЕТРІВ ЯКОСТІ РОБОТИ ПРОМИВНОЇ КОЛОНИ В ПРОЦЕСІ ПРОМИВАННЯ СИНТЕЗ-ГАЗУ РІДКИМ АЗОТОМ

Привала С. О., Черьопкін Є. С.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, s.pryvala@gmail.com

Після відділення механічних домішок і, за потреби, конденсації рідких компонентів (вода, смола) проводять стиснення та очищення отриманого синтез-газу. Очищення має забезпечити чистоту газопроводів, попередити корозію та виключити отруєння чутливих і дорогих каталізаторів на наступних ступенях переробки синтез газу. У разі спалювання газу прагнуть цілком або частково зменшити шкідливий вплив продуктів згоряння на довокілья.

Спосіб очищення залежить також від властивостей газу та методу його одержання. У випадку способів газифікації, що проходять в умовах високих температур, продукти термічного розкладу газифікуються настільки, що немає необхідності видаляти із синтез-газу висококиплячі вуглеводні й аміак. Якщо газифікацію проводять за низьких і середніх температур, від газу потрібно спочатку відокремити продукти термічного розкладу вугілля.

Ці обставини зумовлюють необхідність укрупнення установок для очищення газу та застосування нових процесів очищення, особливо тих, що придатні для забезпечення великої продуктивності.

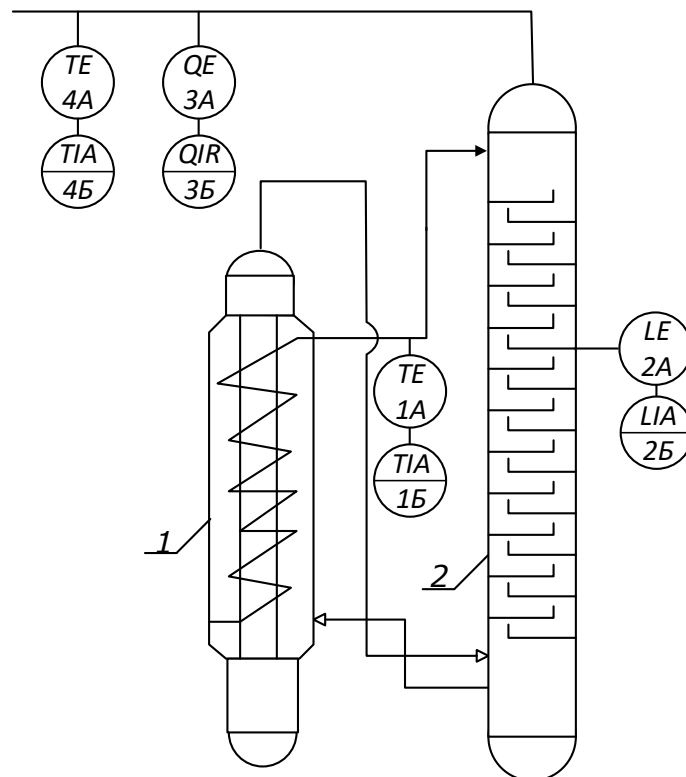


Схема автоматизації випарної колони

Розглянемо останній етап очищення конвертованого газу. Газ проходить випарник 1, де охолоджується до температури мінус 192 °С фракцією оксиду

вуглецю. В результаті з конвертованого газу конденсуються CO , CH_4 і Ar . Потім газ надходить у промивну колону, зрошену зверху чистим рідким азотом. Колона містить велику кількість тарілок, на яких відбувається остаточне звільнення газу від CO , CH_4 і Ar , які розчиняються в рідкому азоті [1].

Щоб забезпечити необхідні умови для очищення, необхідно контролювати температуру на вході до колони, температуру та витрату на виході з колони, а також рівень у випарній колоні. Для цього передбачено ряд контурів автоматичного контролю, оснащених відповідними технічними засобами автоматизації [2]: контур 1, який забезпечує автоматичний контроль та сигналізацію температури суміші на виході з випаровувача, контур 2, що здійснює автоматичний контроль рівня у промивній колоні, контур 3, який реалізує автоматичний контроль якості (концентрації) суміші на виході із промивної колони, та контур 4, що забезпечує автоматичний контроль температури суміші на виході з промивної колони.

Розроблені контури контролю надають можливість оператору отримувати данні про протікання технологічного процесу в режимі реального часу з записом необхідних даних у базу. У випадку виходу параметрів за межі технологічного регламенту передбачено світлове сповіщення про імовірну аварійну ситуацію.

1. Папушин Ю. Л. Основи автоматизації гірничого виробництва [Текст] / Ю. Л. Папушин, В. С. Білецький – Д.: Східний видавничий дім, 2007. – 168 с. : іл. – Бібліогр.: с. 217–223. – 25000 екз. – ISBN 978-966-317-004-6.

2. Бабіченко А. К. Промислові засоби автоматизації [Текст]: навч. посіб.: У 2 ч. / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський, В. С. Михайлов та ін. ; за заг. ред. А. К. Бабіченка. – Харків: НТУ «ХПІ», 2003. – Ч. 1. Вимірювальні пристрої. – 470 с. : іл. – Бібліогр.: с. 467. – 500 пр. – ISBN 966-593-232-2.

СПРОЩЕНА МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ ГРАФІТУВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ЕЛЕКТРОДІВ

Жученко А. І., Волощук М. Г., Пахомов О. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, masha-voloshchuk@i.ua

Проведення промислового експерименту для дослідження процесу графітування на діючому обладнанні фактично неможливе через значні економічні втрати. В зв'язку з цим єдиною альтернативою виступає метод математичного моделювання. Відома математична модель [1] для розрахунку сучасними обчислювальними засобами потребує більше доби, що, по-перше, ускладнює проведення експерименту, і, по-друге, робить неможливим застосування даної моделі у системі керування реальним часом. Тому актуальною є задача спрощення математичної моделі.

Одним з найбільш ефективних методів побудови спрощеної математичної моделі СРП є метод розділення змінних (метод Фур'є), що передбачає представлення функції декількох змінних (часу і просторових координат) у формі нескінченного ряду, кожний член якого являє собою добуток двох функцій однієї змінної – часу та просторової координати:

$$T(\xi, t) = \sum_{i=1}^{\infty} a_i(t) \varphi_i(\xi),$$

де апріорі невідомі функції $a_i(t)$ та $\varphi_i(\xi)$ мають бути вибрані таким чином, щоб керована змінна $T(\xi, t)$ задовольняла граничні умови задачі [1]. Температура $T(\xi, t)$ виражається у вигляді ряду ортонормованих базисних функцій координати $\varphi_i(\xi)$, кожна з яких помножена на функцію від часу. Такий ряд називається розкладом Фур'є. Скінченний ряд довжиною n

$$T(\xi, t) = \sum_{i=1}^n a_i(t) \varphi_i(\xi)$$

застосовується для апроксимації температури $T(\xi, t)$ [1]. Для формування спрощеної математичної моделі згідно методу розділення змінних (метод Фур'є) взято початкову матрицю, що містила інформацію про температуру в усіх просторових точках печі графітування.

Структура спрощеної моделі, що розробляється, залежить від таких її параметрів, як na , nb , nk – це матриці коефіцієнтів (na – кількість полюсів моделі, що ідентифікується, nb – кількість нулів плюс один, а nk – запізнення). Тому виникає потреба у проведенні дослідження, завдяки якому можна буде з'ясувати, яка саме структура моделі є кращою. При цьому якість моделі будемо оцінювати за середньоквадратичною похибкою апроксимації. Характерними є найгарячіші та найхолодніші точки [2].

В результаті проведених досліджень були виявлені оптимальні структури ідентифікаційних моделей з найменшою середньоквадратичною похибкою апроксимації значень, отриманих з початкової математичної моделі (рис. 1, 2).

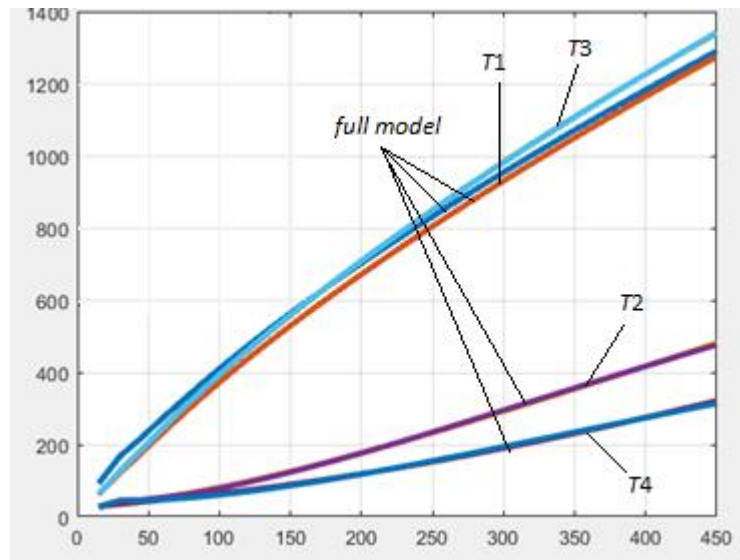


Рис. 1. Графік значень температури кампанії графітування під час нагрівання, отримані з математичної (*full model*) та спрощеної математичної моделей 4-го порядку у характерних точках (T_1 , T_2 , T_3 , T_4)

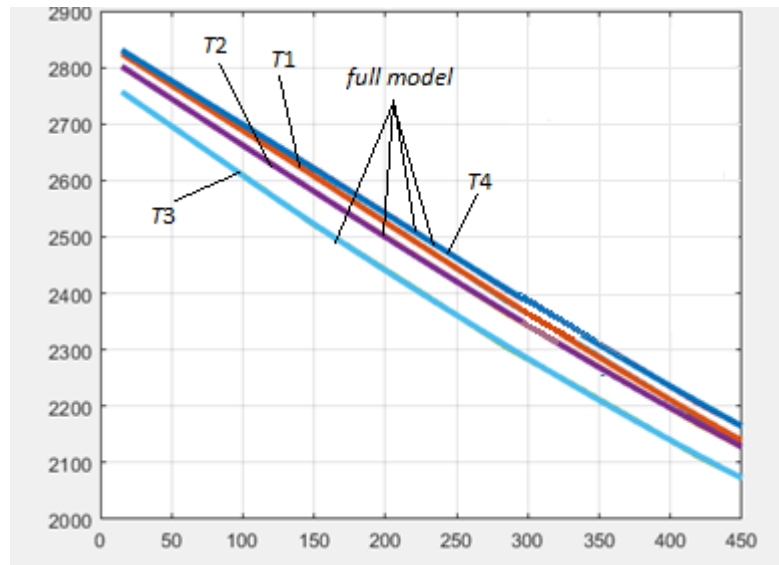


Рис. 2. Графік значень температури кампанії графітування під час охолодження, отримані з математичної (*full model*) та спрощеної математичної моделей 3-го порядку у характерних точках (T_1 , T_2 , T_3 , T_4)

Як висновок можна сказати, що для режиму нагрівання найбільш близькою до математичної моделі є спрощена 4-го порядку, а для охолодження – 3-го порядку. Це означає, що для подальших досліджень з метою розробки спрощених моделей можна використовувати вище досліджені структури.

1. Коржик М. В. Математичне моделювання та автоматизоване керування процесом графітації в печах Ачесона [Текст]: Автореф. дис. канд. техн. наук : спец. 05.13.07 / Коржик Михайло Володимирович ; Мін. освіти і науки України, НТУУ «КПІ». – Київ, 2010. – 19 с. – укр.

2. Жученко О. А. Метод спрощення математичних моделей об'єктів керування із розподіленими параметрами / О. А. Жученко, В. С. Цяпар // Автоматизація технологічних і бізнес-процесів. – 2015. – Vol. 7, № 1. – С. 15 – 25. – Режим доступу: http://nbuv.gov.ua/UJRN/avtib_2015_7_1_6, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

АЛКІЛАТОР БЕНЗОЛУ ЯК ТЕХНОЛОГІЧНИЙ ОБ'ЄКТ КЕРУВАННЯ

Клушта Т. В., Козаневич З. Я.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, tanklusta@ukr.net

Алкілювання бензолу пропіленом проводять з метою отримання ізопропілбензола. Процес алкілювання бензолу пропіленом проходить вельми інтенсивно, температура визначається подачею бензолу в алкілатор, тепло відводиться за рахунок випаровування надлишкового бензолу, а також з охолоджувальною водою.

Основний реакційний апарат – алкілатор. Він являє собою колону, зсередини футеровану графітовими плитками. Алкілатор доверху заповнюють сумішшю бензолу та розчину каталізатора. В нижню частину апарата безперервно подають осушений бензол, каталізатор і газоподібну пропан-пропіленову фракцію, що містить 30...40 % пропілену. Розрахункову схему алкілатора наведено на рис. 1.

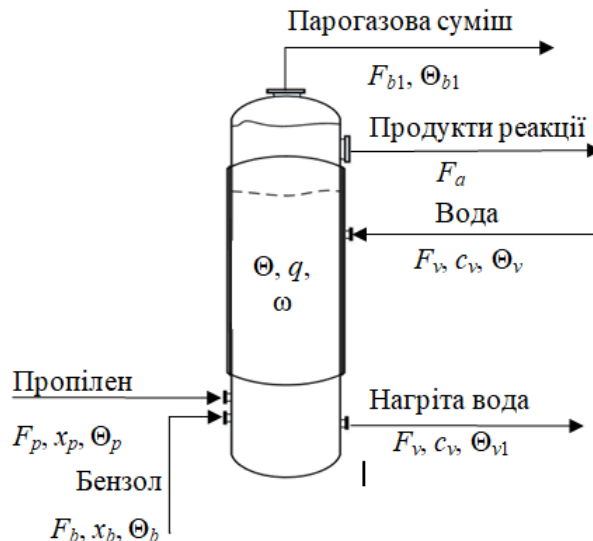


Рис.1. Алкілювання бензолу в алкілаторі:

$F_b, F_{b1}, F_p, F_a, F_v$ – витрати бензолу на вході в апарат і випарованого, пропілену, продуктів реакції, води на охолодження відповідно; $\Theta_b, \Theta_p, \Theta, \Theta_v, \Theta_{v1}$ – температури бензолу, пропілену, реакційної маси в реакторі, води на вході і виході відповідно; x_b, x_p, x_a – концентрації бензолу та пропілену на вході і алкілату на виході; q – питома теплопровідність

Основною метою керування є підтримання заданої концентрації алкілату на виході з апарату за рахунок зміни витрат бензолу за постійної температури Θ , що підтримується подачею води.

1. Матеріальний баланс для акумулаторної ємності реакційної маси в алкілаторі за мольних значеннях концентрації

$$-F_a x_a + v \omega_a = v \frac{dx_a}{dt}. \quad (1)$$

Витрати пропілену і бензолу зв'язані між собою постійним коефіцієнтом: $F_p : F_b = m$. Оскільки бензолу подається з надлишком m по відношенню до

пропілену, а реакція має перший порядок, то її швидкість буде визначатися концентрацією пропілену в реакторі x_{p1} . Враховуючи закон Ареніуса і закон діючих мас:

$$\omega_a = \frac{\mu_a}{\mu_p} k \exp\left(-\frac{E}{R(273+\Theta)}\right) x_{p1}. \quad (2)$$

2. Тепловий баланс реакційної маси:

$$F_b c_b \Theta_b + F_p c_p \Theta_p - F_a c_a \Theta - F_v c_v (\Theta_v - \Theta_{v1}) - F_{b1} r_b - F_{p1} c_p \Theta_{p1} + v \omega_a q = v \rho c_a \frac{d\Theta}{dt}. \quad (3)$$

3. Матеріальний баланс для алкілатора в цілому:

$$F_b + F_p - F_a - F_{b1} = 0. \quad (4)$$

Вплив окремих параметрів на процеси в алкілаторі відображено на сигнальному графі, наведеному на рис. 2.

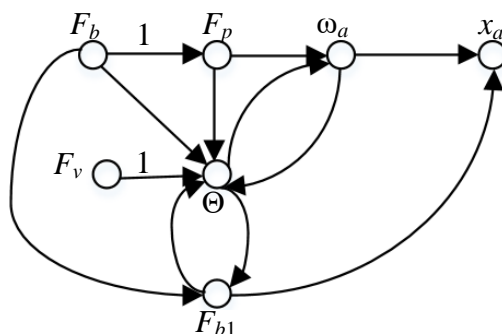


Рис. 2. Сигнальний граф параметрів алкілатора:
 x_a і Θ – регульовані величини; F_b і F_v – керувальні впливи;
 решта – проміжні змінні (параметри стану)

В цілому цей сигнальний граф містить 7 вузлів, 11 гілок і 2 дотичні контури. Вплив F_v на Θ відбувається за одним шляхом $F_v \rightarrow \Theta$; вплив F_v на x_a відбувається за двома шляхами $F_v \rightarrow \Theta \rightarrow \omega_a \rightarrow x_a$ і $F_v \rightarrow F_{b1} \rightarrow x_a$. Вплив F_b на x_a відбувається за шляхами $F_b \rightarrow F_p \rightarrow \omega_a \rightarrow x_a$, $F_b \rightarrow \Theta \rightarrow F_{b1} \rightarrow x_a$ і $F_b \rightarrow F_{b1} \rightarrow x_a$.

Система рівнянь (1) – (4) складають математичну модель алкілатора в розмірних значеннях параметрів. Маючи лінеарезовані зв'язки між окремими вузлами та використовуючи формулу Мейсона, можна прослідкувати вплив кожної із керувальних дій на будь-який параметр стану, у тому числі на регульовані величини x_a і Θ .

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ МАТЕМАТИЧНОГО МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА ГРАНУЛЬОВАНОГО ПОДВІЙНОГО СУПЕРФОСФАТУ З ФОСФОРИСТОГО БОРОШНА

Тирак С. О., Хібеба М. Г.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, tiraksofja@rambler.ru

Сировиною для виготовлення гранульованого подвійного суперфосфату слугує фосфористе борошно і фосфорна кислота. Вихідна речовина – це азотно-фосфорне добриво, згт використовують у сільському господарстві для покращення врожайності багатьох культур.

Реалізація виробництва подвійного суперфосфату можлива двома способами: камерним та поточним*.

Камерний метод – це універсальний спосіб продукування не лише подвійного, а й звичайного суперфосфату. Проте у нього є значний недолік – переривання процесу для складського дозрівання вихідного продукту. До того ж ця стадія потребує багато часу та супроводжується некерованим виділенням фосфористих газів.

Поточний метод дозволяє позбавитись етапу дозрівання на виробництві, що значно скорочує час для виготовлення тієї ж кількості добрива. Крім цього, для поточного способу можна використовувати більш дешеву неупарену екстракційну фосфорну кислоту, а отже зменшити загальну вартість процесу.

Основним апаратом при поточному методі виробництва гранульованого подвійного суперфосфату є барабанна сушарка, з її допомогою головним чином формується якість продукції, крім цього саме в даному апараті відбуваються останні найважливіші стадії розкладення сировини.

Для отримання високоякісної вихідної речовини необхідно створити сприятливі умови всередині сушарки для досягнення потрібної вологості та температури суперфосфату на її виході.

Саме тому математичні моделі матеріального та теплового балансу є важливою частиною автоматизації всього процесу. Вони враховуватимуть зміну витрати та вологості сировини, а також зміну витрати та температури підігрівних газів, які надходять з топки.

Отже, в подальших дослідженнях необхідно створити та розрахувати матеріальний та тепловий баланс із урахуванням необхідних величин, та на основі здійснених розрахунків отримати статичні та динамічні характеристики, що забезпечить найбільш високу продуктивність виробництва гранульованого подвійного суперфосфату з фосфористого борошна.

* Кутепов А. М. Общая химическая технология: учеб. для вузов/ А. М. Кутепов, Т. И. Бондарева, М. Г. Беренгартен. – 3-е изд., перераб. – М.: ИКЦ “Академкнига”, 2004. – 528 с. – Библиогр.: с. 453–455. – 1000 экз. – ISBN 5-94628-079-1.

КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ЦИКЛІВ МОДЕРНІЗАЦІЇ ВИРОБНИЦТВА

Гаврилюк М. В., Дунаєва Т. А.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, GAVRILUK-MA@ukr.net

В цій роботі на основі комплексної динамічної моделі циклів модернізації виробництва було проведено комп'ютерне дослідження тривалості та вартості технологічних нововведень на видавництві «Такі справи».

Було розглянуто варіант динамічної моделі, коли обсяг продукції за одиницю часу постійний, тоді чистий прибуток промислового підприємства (C) теж буде постійним, постійними є також собівартість продукції (P) та швидкість старіння технології (R) за одиницю часу (ми беремо 1 рік). Тоді модель витрат коштів, що враховує окупність нової технології, можна записати у вигляді

$$Y_1 = S + P - CT + RT^2,$$

де S – витрати фінансових ресурсів (обсяг грошей, які витрачено на введення нової технології на виробництві); T – термін часу, необхідний на виробництво продукції та впровадження технологій.

У момент T_1 впроваджена на промисловому підприємстві технологія повністю окупиться, тобто після терміну T_1 на підприємстві буде отримано прибуток:

$$T_1 = \frac{C - \sqrt{C^2 - 4R(S + P)}}{2R}.$$

Прибуток досягне найвищої величини у термін $T_{\text{пр1}}$, після чого він починає поступово зменшуватися.

Формула для розрахунку загального обороту вкладених коштів на момент окупності технології буде мати вигляд

$$\delta = \int (S + P - CT + RT^2) dT = (S + P)T_1 - \frac{C}{2}T_1^2 + \frac{R}{3}T_1^3.$$

У момент T_2 підприємство перестає отримувати прибуток, оскільки витрати на оновлення, реконструкцію технології будуть перевищувати прибуток підприємства, який він отримує; T_2 визначається як

$$T_2 = \frac{C + \sqrt{C^2 - 4R(S + P)}}{2R}.$$

Чистий прибуток підприємства за час роботи за зазначеною опорною технологією становитиме

$$X = \int_{T_1}^{T_2} (S + P - CT + RT^2) dT.$$

Таким чином, з моменту часу T_2 , опорна технологія стає збитковою, тому необхідно робити модернізацію виробництва або модифікацію продукції. Вва-

жаємо, що загальний обсяг необхідних додаткових витрат на оновлення виробництва – S_1 , а собівартість промислової продукції, що буде випущена за одиницю часу залишиться незмінною. Тоді модифікована модель витрат коштів з моменту T_2 буде визначатися формулою

$$Y_2 = S_1 + P - CT + R_1T^2.$$

У такому разі можна чітко розрахувати термін T_3 , коли промислове підприємство почне отримувати чистий прибуток, використовуючи вже оновлене обладнання чи технологію:

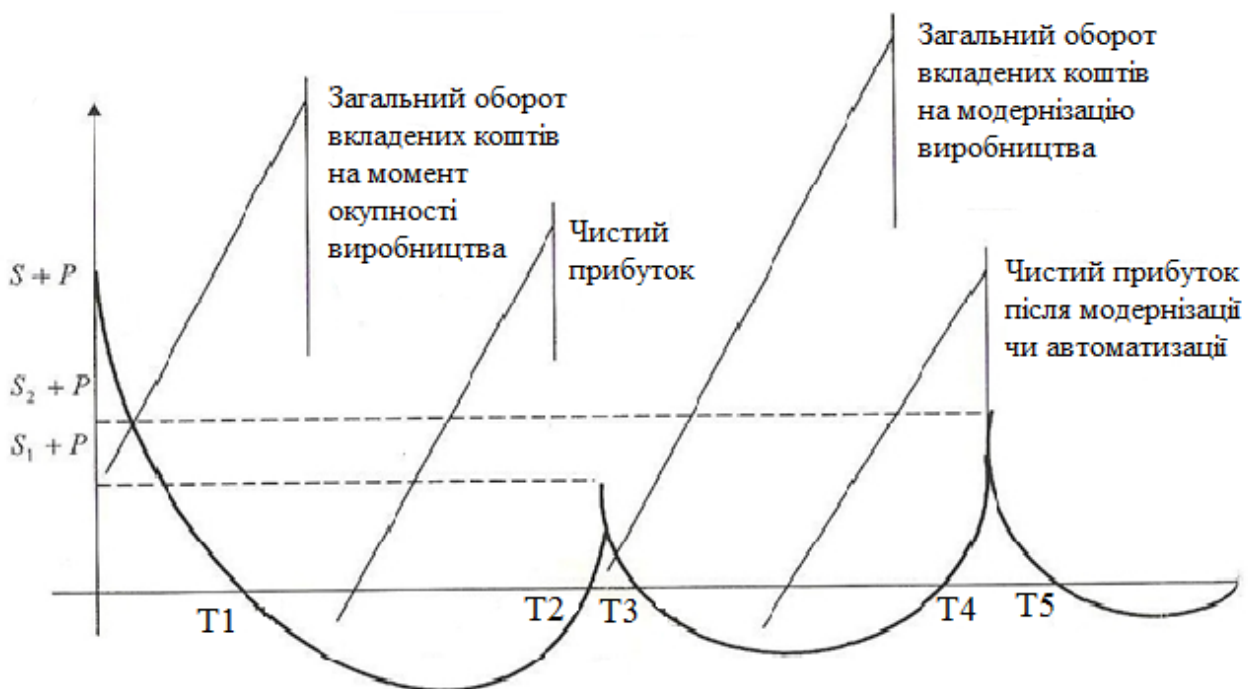
$$T_3 = \frac{C - \sqrt{C^2 - 4R_1(S_1 + P)}}{2R_1} + T_2 = \frac{C - \sqrt{C^2 - 4R_1(S_1 + P)}}{2R_1} + \frac{C + \sqrt{C^2 - 4R(S + P)}}{2R}.$$

Слід зазначити, що після модернізації виробництва досліджуване підприємство в певний час $T_{пр2}$ буде отримувати прибуток значно менший, ніж після впровадження опорної технології, а термін отримання прибутку (від T_3 до T_4) значно коротший, ніж попередній період від T_1 до T_2 .

Технологія дає чистий прибуток лише до терміну T_4 , який можна розрахувати за формулою

$$T_4 = \frac{C + \sqrt{C^2 - 4R_1(S_1 + P)}}{2R_1} + \frac{C + \sqrt{C^2 - R(S + P)}}{2R}.$$

Таким чином, отримуємо комплексну модель, яка відображає цикли модернізації виробництва (див. рисунок). Як бачимо, після реалізації моделі виробництво вимагає вже наступного оновлення в термін T_5 , при цьому амортизаційні відрахування R_2 збільшаться, а прибуток буде меншим за попередній.



Модель циклів окупності технології після її модернізації

Після зроблених розрахунків життєвого циклу для нової технології друку було отримано такі результати.

За таких вхідних даних: $S = 960$ тис. грн., $P = 5383,9$ тис. грн.; $C = 2153,5$ тис. грн.; $R = 144$ тис. грн. (одиниця часу в розрахунках дорівнює одному рокові) роботу виробництва характеризують наступні показники:

1) чистий прибуток підприємство почне отримувати через 4 роки;

2) максимальний прибуток за умови використання нової технології буде отримано через 7,5 років. При цьому загальний оборот вкладених коштів на момент окупності технології буде дорівнювати приблизно 11221,1 тис. грн.;

3) чистий прибуток підприємства за час роботи зазначеної опорної технології становитиме 87161,64 тис. грн.;

4) проведення модернізації можливо здійснювати доти, доки чистий прибуток буде перевищувати 50 % від капіталовкладень.

Та коли тривалість роботи нової технології перевищить 10 років вона стане збитковою*.

* Микитенко В. В. Інтерпретація моделюючих рішень щодо визначення тривалості циклів модернізації виробництва з урахуванням його технічної підготовки/ В. В. Микитенко // Міжнародний науково-теоретичний журнал «Економічна кібернетика». – 2005. – № 5–6 (35–36). – С. 10–23.

МОДЕЛЮВАННЯ ДИНАМІКИ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ПОДВІЙНОГО СУПЕРФОСФАТУ

Рихлик Д. Ю., Ковалевський В. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, rykhlyk.info@gmail.com

У процесі сушіння подвійного суперфосфату в розпилювальній сушарці, схему якої наведено на рисунку, основним параметром є концентрація вологи в продукті на виході з апарату, яка не має перевищувати 5 %. Для здійснення сушіння використовуються топкові гази, що надходять на вхід сушарки за температури 525 °С. Температура в камері сушарки має становити не менше 105 °С*.

Для визначення оптимальних параметрів налаштування регулятора у контурі регулювання вмісту вологи в подвійному суперфосфаті на виході з розпилювальної сушарки необхідна математична модель об'єкта керування.

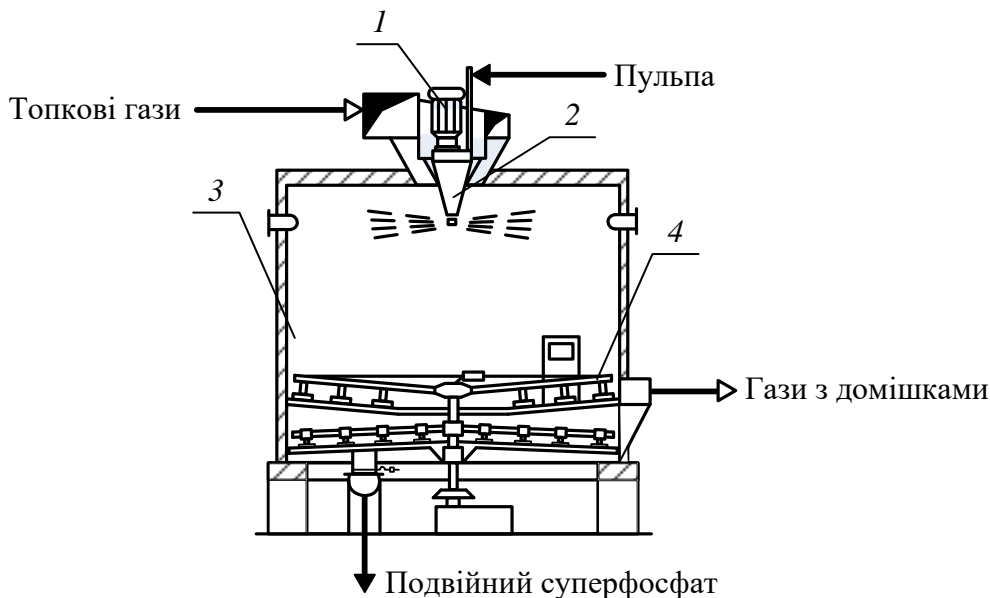


Схема розпилювальної сушарки:

1 – електродвигун; 2 – розпилювальний диск; 3 – камера сушарки; 4 – скребки

Математична модель отримана аналітичним методом за допомогою теплового та матеріального балансів потоків розпилювальної сушарки.

Тепловий баланс об'єму камери апарату визначаємо на основі залежності

$$Q_{\text{п}} + Q_{\text{г}} + Q_{\text{ф}} + Q_{\text{вап}} - Q_{\text{с}} - Q_{\text{вг}} - Q_{\text{в}} - Q_{\text{д}} - Q_{\text{зс}} = 0, \quad (1)$$

де $Q_{\text{п}} = K_{\text{п}} F_{\text{п}} T_{\text{п}} C_{\text{п}}$ – кількість тепла у часі, яке приносить потік пульпи на вході в сушарку; $K_{\text{п}}$ – концентрація вологи в пульпі; $F_{\text{п}}$ – витрата пульпи; $T_{\text{п}}$ – температура пульпи; $C_{\text{п}}$ – теплоємність пульпи; $Q_{\text{г}} = F_{\text{г}} T_{\text{г}} C_{\text{г}}$ – кількість тепла у часі, яке приносять топкові гази; $F_{\text{г}}$ – витрата топкових газів; $T_{\text{г}}$ – температура топкових

* Производство двойного суперфосфата [Текст] / В. А. Копылов, Т. И. Завертяева, А. М. Андрейченко, Бусласова Л. П. – М., «Химия», 1976. – 192 с., – Библиогр.: с. 111–112. – 5000 экз.

газів; C_{Γ} – теплоємність топкових газів; $Q_{\Phi} = Q_{\text{рф}} A_{\text{рф}}$ – кількість тепла у часі, яке утворюється при розкладенні фосфориту; $Q_{\text{рф}}$ – тепловий ефект реакції розкладення фосфориту; $A_{\text{рф}}$ – ступінь розкладення фосфориту; $Q_{\text{вап}} = F_{\text{вап}} Q_{\text{рв}}$ – кількість тепла у часі, яке утворюється при розкладенні вапна; $F_{\text{вап}}$ – витрата вапна; $Q_{\text{рв}}$ – тепловий ефект розкладення вапна; $Q_c = K_c F_c T_c C_c$ – кількість тепла у часі, що виносить подвійний суперфосфат на виході з сушарки; K_c – концентрація вологи в подвійному суперфосфаті; F_c – витрата подвійного суперфосфату; C_c – теплоємність подвійного суперфосфату; T_c – температура подвійного суперфосфату; $Q_{\text{вг}} = F_{\Gamma} T_{\text{вг}} C_{\text{вг}}$ – кількість тепла у часі, що виносять відпрацьовані гази; $F_{\text{вг}}$ – витрата відпрацьованих газів; $C_{\text{вг}}$ – теплоємність відпрацьованих газів; $T_{\text{вг}}$ – температура відпрацьованих газів; $Q_{\text{в}} = F_{\text{в}} I$ – кількість тепла у часі, яке виносить волога; $F_{\text{в}}$ – витрата вологи; I – ентальпія пари; $Q_{\text{д}}$ – кількість тепла у часі, яке виносять домішки з газами на виході з сушарки (CO_2 , HF , SiF_4); $Q_{\text{зс}} = 0,1 Q_{\Gamma}$ – втрати тепла в довкілля.

Після введення у залежність (1) диференціальної складової отримано наступне рівняння динаміки процесу в апараті:

$$K_{\text{п}} F_{\text{п}} T_{\text{п}} C_{\text{п}} + F_{\Gamma} T_{\Gamma} C_{\Gamma} + Q_{\text{рф}} A_{\text{рф}} + F_{\text{вап}} Q_{\text{рв}} - K_c F_c T_c C_c - F_{\Gamma} T_{\text{вг}} C_{\text{вг}} - F_{\text{в}} I - Q_{\text{д}} - 0,1 F_{\Gamma} T_{\Gamma} C_{\Gamma} = 0. \quad (2)$$

Виконавши для рівняння (2) перехід до приростів значень параметрів процесу, отримано рівняння динаміки в приростах:

$$K_{\text{п}} F_{\text{п}} T_{\text{п}} C_{\text{п}} + \Delta F_{\Gamma} T_{\Gamma} C_{\Gamma} + Q_{\text{рф}} A_{\text{рф}} + F_{\text{вап}} Q_{\text{рв}} - \Delta K_c F_c T_c C_c - \Delta F_{\Gamma} T_{\text{вг}} C_{\text{вг}} - F_{\text{в}} I - Q_{\text{д}} - 0,1 \Delta F_{\Gamma} T_{\Gamma} C_{\Gamma} = V \rho (dK_c / dt), \quad (3)$$

Виконавши лінеаризацію залежності (3), перетворене за Лапласом рівняння матиме такий вигляд:

$$V \rho p K_c(p) + K_c(p) F_c T_c C_c = F_{\Gamma}(p) T_{\Gamma} C_{\Gamma} - F_{\Gamma}(p) T_{\text{вг}} C_{\text{вг}} - 0,1 F_{\Gamma}(p) T_{\Gamma} C_{\Gamma}, \quad (4)$$

Передавальна функція сушарки для каналу регулювання вмісту вологи подвійного суперфосфату зміною потоку топкових газів може бути записана у вигляді аперіодичної ланки першого порядку:

$$W(p) = K_c(p) / F_{\Gamma}(p) = k / (Tp + 1), \\ W(p) = 0,000212 / (3,693p + 1), \quad (5)$$

де $T = V \rho / (F_c T_c C_c)$ – стала часу каналу регулювання;

$k = (T_{\Gamma} C_{\Gamma} - T_{\text{вг}} C_{\text{вг}} - 0,1 T_{\Gamma} C_{\Gamma}) / (F_c T_c C_c)$ – коефіцієнт передачі об'єкта.

Залежність (5) можна використати для побудови перехідної характеристики розпилювальної сушарки.

Отримана математична модель об'єкта дозволить розробити ефективну автоматизовану систему керування розпилювальною сушаркою у виробництві подвійного суперфосфату.

ДОСЛІДЖЕННЯ СТАТИЧНОЇ ХАРАКТЕРИСТИКИ ДЕАЕРАТОРА

Денисенко О. Ю., Медведєв Р. Б.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, alexdenisenko94@gmail.com

Одним із найважливіших факторів, які мають значний вплив на безпечність і надійність функціонування АЕС, є водно-хімічний режим (ВХР). Він забезпечує мінімізацію корозійних процесів і процесів утворення відкладень у водопаровому тракті та основному обладнанні АЕС.

Основним обладнанням ВХР, яке використовують для видалення корозійно-активних газів є деаератор, який складається з деаераційної колони та баку акумулятора. В основі роботи деаераторів лежить закон Генрі: концентрація розчиненого газу пропорційна парціальному тискові газу над поверхнею рідини*. Грунтуючись на цьому, видалити з рідини розчинений в ній газ можна принципово двома способами: знизити парціальний тиск газу над поверхнею рідини або підвищити її температуру.

Ступінь деаерації залежить від витрати нагрівної пари, що подається до акумуляторного баку деаератора. Тому подальше дослідження процесу деаерації буде проводитися для каналу «витрата нагрівної пари – температура деаерованої води». Для розробки та дослідження системи керування деаератором необхідно отримати математичну модель теплообміну.

З точки зору моделювання деаератор можна розглядати як об'єкт із зосередженими параметрами, тобто склад пароводяної суміші в математичній моделі не буде залежати від просторових координат, а залежатиме тільки від часу.

Основні залежності, на яких базуються моделі статички об'єкта керування, є рівняннями матеріальних та теплових балансів. Матеріальні потоки деаератора можна розділити на вхідні та вихідні. Вхідними потоками будуть витрата води, що подається на деаерацію, G_v та витрата нагрівної пари G_n . Вихідними потоками є витрата деаерованої води G_{dv} та витрата парогазової суміші (випар) G_{vup} .

Тоді рівняння матеріального балансу деаератора буде мати вигляд

$$G_v + G_n = G_{dv} + G_{vup}.$$

Тепловий баланс деаераційної установки складається для визначення повної витрати пари, що підводиться до деаератора.

У загальному вигляді рівняння теплового балансу деаератора можна записати у вигляді двох рівнянь, які визначають рівність потоків тепла, введених у деаератор і тих, що вийшли з нього.

Рівняння теплового балансу для корпусу запишемо у вигляді

$$Q_k - Q_{vt} = 0,$$

де Q_k – тепло, передане водою корпусу; Q_{vt} – втрата тепла деаератором у навколишнє середовище.

* 1. Маргулова Т. Х. Атомные электрические станции [Текст] : Учебник для вузов / Т. Х. Маргулова. – 4-е изд., перераб. и доп. – М.: Высш. шк., 1984. – 304 с., ил. – Библиогр.: с. 68–78. – 1000 пр.

А рівняння теплового балансу для води як

$$Q_v - Q_n - Q_{vup} - Q_{dv} - Q_k = 0,$$

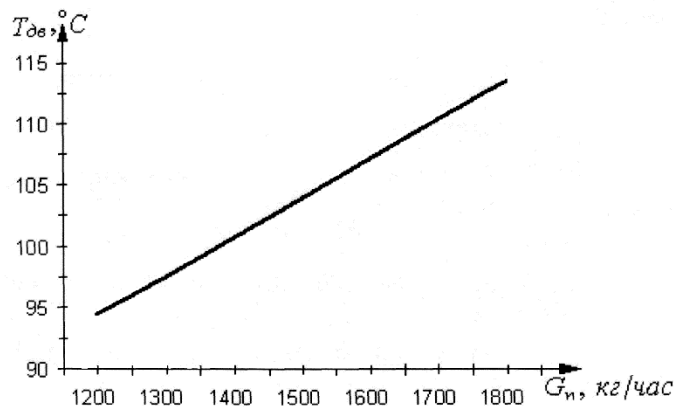
де Q_v – тепло, внесене хімічно обробленою водою; Q_n – тепло, внесене потоком грійної пари; Q_{vup} – тепло випару; Q_{dv} – тепло, відведене з деаерованою водою.

Статичні характеристики об'єктів керування широко застосовуються в автоматизації. Статичний режим характеризується узгодженістю всіх матеріальних та енергетичних входів і виходів об'єкта та незмінністю в часі всіх його параметрів, що визначають даний режим роботи. Статична характеристика представляє залежність вихідного параметру від вхідного в сталому стані. Статичні характеристики визначають початкові та кінцеві стани динамічних режимів об'єктів.

Статичну характеристику будемо в межах 20 % зміни витрати нагрівної пари щодо номінального. Розрахунок статичної характеристики проведено за допомогою програми *Mathcad*. Дані для розрахунку статичної характеристики наведено в таблиці, а графік показано на рисунку.

Таблиця. Дані для розрахунку статичної характеристики

№ п/п	G_n , кг/год	T_{dv} , °C
1	1470	94,79
2	1556	97,87
3	1642	100,94
4	1728	104,02
5	1814	107,097
6	1900	110,172
7	1986	113,246



Статична характеристика каналу $T_{dv} = f(G_n)$ деаератора

У подальшому отриману статичну характеристику можна використовувати для вибору способу регулювання, типу регулятора та способу подавання регулювального впливу.

ПАРАМЕТРИЧНА СХЕМА ТЕПЛООБМІННИКА У ПРОЦЕСІ НАГРІВАННЯ ФЕНОЛУ

Бінецький О. Є., Бородін В. І., Полковенко Б. Т.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, mr.user.negative@gmail.com

Під час виробництва екстракту каталітичного газойля відбувається процес нагрівання фенольного розчину, що є одною з ключових операцій у остаточному відділенні фенолу від рафінаду. Нагрівання відбувається сумішшю газів (у загальному випадку – повітрям), що нагрівається у паротрубному теплообміннику.

Газ надходить у ємність, де відбувається нагрівання фенольного розчину. Далі нагрітий фенольний розчин проходить по трубі до ректифікаційної колони, де відбувається розділення фенольного розчину на фенол та рафінат. На вході у бак фенольний розчин має температуру 25 °С, (залежно від вихідних умов). На виході температура фенольного розчину має бути 190 °С.

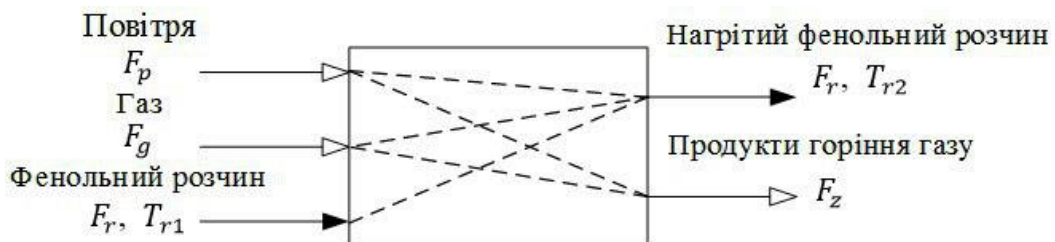
Спочатку суміш проходить екстракційну колону, після чого потрапляє у теплообмінник. При цьому змінюватися буде лише температура, а саме кількість тепла. Нагрівання відбувається за рахунок витрати газу, яка і буде основним параметром керування.

На етапі, коли рафінат потрапляє в теплообмінник, потрібно контролювати витрату газу. За рахунок збільшення витрати буде відбуватися википання фенолу з розчину, тому у трубі основними параметрами для керування буде рівень витрати, температура суміші газів та температура фенольного розчину.

Розглянемо вхідні потоки у об'єкт керування. У вхідні трубопроводи потрапляють газ, повітря та фенольний розчин. На виході отримуємо нагрітий фенольний розчин та продукти горіння газу (азот, вуглекислий газ, водяні пари).

Основною метою параметричної схеми теплообмінника є забезпечення постійного нагрівання фенольного розчину, до температури 180...190 °С, і постійної його витрати. Витрата фенольного розчину, що википає в межах 120...190 °С, на виході з теплообмінника (F_r) та його витрата на вході у теплообмінник однакові. Витрата газу на вході у теплообмінник напряму визначається витратою фенольного розчину. Витрата повітря визначається витратою газу.

Розроблену структурно-параметричну схему об'єкта показано на рисунку.



Структурно-параметрична схема процесів у апаратах
при нагріванні фенольного розчину

В ході аналізу видно, що параметр T_{r2} ми можемо регулювати витратою пари, оскільки на виході ми маємо отримати необхідне нам значення температури, а для цього необхідно або керувати кількістю витрати газу, або кількістю речовини, однак в умовах промисловості зазвичай важко контролювати кількість (у безперервному виробництві), тому доцільно регулювати кількість подачі газу.

1. Кучерявый В. И. Синтез и применение карбамида [Текст]: монография / В. И. Кучерявый, В. В. Лебедев. – Ленинград: Химия, 1970. – 448 с. – Библиогр.: с. 437–442. – 750 экз.
2. Вессельман С. Г. Контроль и регулирование тепловых процессов на коксохимических заводах [Текст] / С. Г. Вессельман, Л. В. Дробышев. – Харьков: Metallurgizdat., 1962. – 378 с. – Библиогр.: с. 372. – 3200 экз.

ПРОГРАМУВАННЯ ЗАДАЧ АНАЛІЗУ СИТУАЦІЙ ДЛЯ РОБОТИ ОПЕРАТОРА НА ВИРОБНИЦТВІ РОЗВЕДЕНОЇ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ

Попович Н. В., Ярошук Л. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ms.popovich.n@gmail.com

У сучасній ринковій ситуації підприємства будь-якої галузі промисловості, зокрема підприємства, що займаються виготовленням розведеної азотної кислоти, прагнуть підвищити конкурентоспроможність продукції за рахунок зменшення її собівартості. Аби попередити суттєві порушення у технології та усунути їх застосовують ситуаційний аналіз.

Його алгоритми ґрунтуються на виокремленні характерних рис для кожної ситуації [1]. На основі аналізу технологічної схеми виробництва розведеної азотної кислоти було визнано за доцільне виділити такі її режими роботи (ситуації): нормальний (стаціонарний); нестаціонарний; передаварійний; аварійний [2]. Обов'язковим завданням будь-якого підприємства є забезпечення стаціонарного режиму усіх технологічних систем [1].

Незалежно від рівня складності технології, працівник, який спостерігає за роботою певної групи обладнання та відповідає за неї, не завжди у змозі зробити за короткий час ґрунтовний аналіз розвитку процесів. Актуальною задачею є створення та використання спрощеного програмного середовища, адаптованого до потреб оператора для безперервного спостереження за станом виробництва та визначення поточної ситуації.

Середовище *Microsoft Excel* є достатньо вживаною програмою на підприємствах великих, середніх та малих масштабів. Його зручно використовувати для ведення розрахунків окремих частин виробництва, цехів та технологічних ліній. Велике різноманіття функцій та опцій не обмежує використання програми лише для ведення бухгалтерського обліку чи обчислень економічних показників процесів.

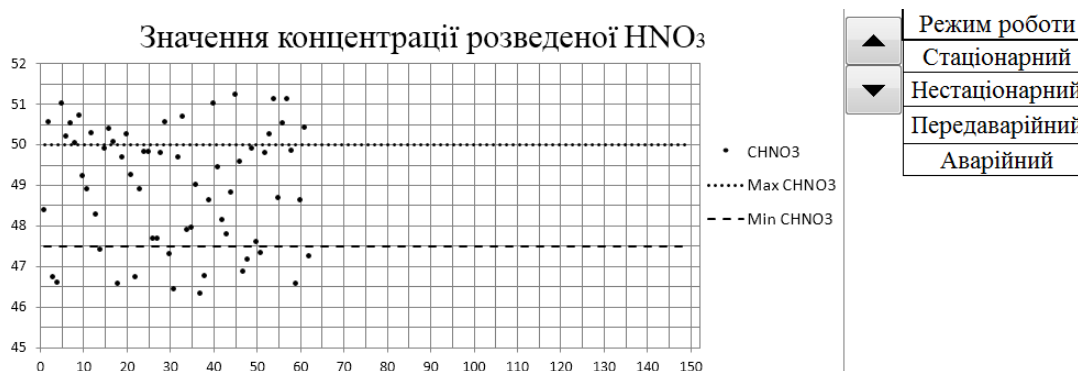
Метою дослідження є розробка прикладної програми у середовищі *Microsoft Excel*, яка б дозволяла оперативному персоналу виконувати основні функції на основі розрахунків та візуалізації узагальнених характеристик процесу.

Визначено, що, використовуючи вбудовані графічні, логічні, математичні та статистичні функції *Microsoft Excel*, програма має реєструвати значення технологічних змінних, які є випадковими величинами, будувати відповідні часові графіки їхньої поведінки. Ці зображення оператор бачить разом з припустимими границями кожної змінної. Програма буде також обчислювати статистичні показники (математичне сподівання, дисперсію, середнє квадратичне відхилення тощо), інформувати про дійсний тип режиму роботи окремого процесу та розраховувати прогноз на майбутнє.

Відповідно до задачі підприємства щодо підтримування нормального режиму роботи виробництва однією з функцій прикладної програми є перевірка стаціонарності. Вона здійснюється декількома способами, зокрема порівнянням

дисперсій та математичних сподівань [2] вибірок даних для концентрації нітрозних газів, концентрації та витрати розведеної азотної кислоти.

Розроблена прикладна програма для виробництва розведеної азотної кислоти (інтерфейс якої зображено на рисунку) виконує наступні функції: реєструє значення випадкових величин концентрації та витрати розведеної азотної кислоти, концентрації нітрозних газів з вимірювальних приладів; використовуючи значення випадкових величин обраних технологічних змінних будує графіки з поступовим виведенням їх значень; проводить статистичне оцінювання поведінки досліджуваних параметрів; інформує про поточний режим роботи технологічних процесів шляхом підсвічування відповідного поля з назвою режиму; прогнозує значення параметрів концентрації розведеної азотної кислоти, концентрації нітрозних газів та витрати розведеної азотної кислоти.



Інтерфейс прикладної програми в середовищі *Microsoft Excel*

Використання запропонованої прикладної програми оператором, відповідальним за стан роботи виробництва, сприяє легшому визначенню режиму роботи технологічних процесів, виявленню тенденції зміни значень контрольованих величин та, при потребі, можливості нанесення необхідних керувальних впливів. Така програма допоможе у потрібний момент запобігти утворенню нестационарних процесів, передаварійних та аварійних ситуацій. Створені алгоритми можна реалізувати за допомогою й інших програм, вони будуть корисні для різних виробництв.

1. Попович Н. В. Визначення аварійних ситуацій на виробництві розведеної азотної кислоти [Текст] / Н. В. Попович, Л. Д. Ярошук // Матеріали IV Міжнародної науково-технічної Internet-конференції «Сучасні методи, інформаційне, програмне та технічне забезпечення систем керування організаційно-технічними та технологічними комплексами», 22 листопада 2017 р. [Електронний ресурс] – К: НУХТ, 2017 р. – 297 с. – Режим доступу: <http://nuft.edu.ua/page/view/konferentsii>, вільний. – Загол. з екрану – Мова укр.

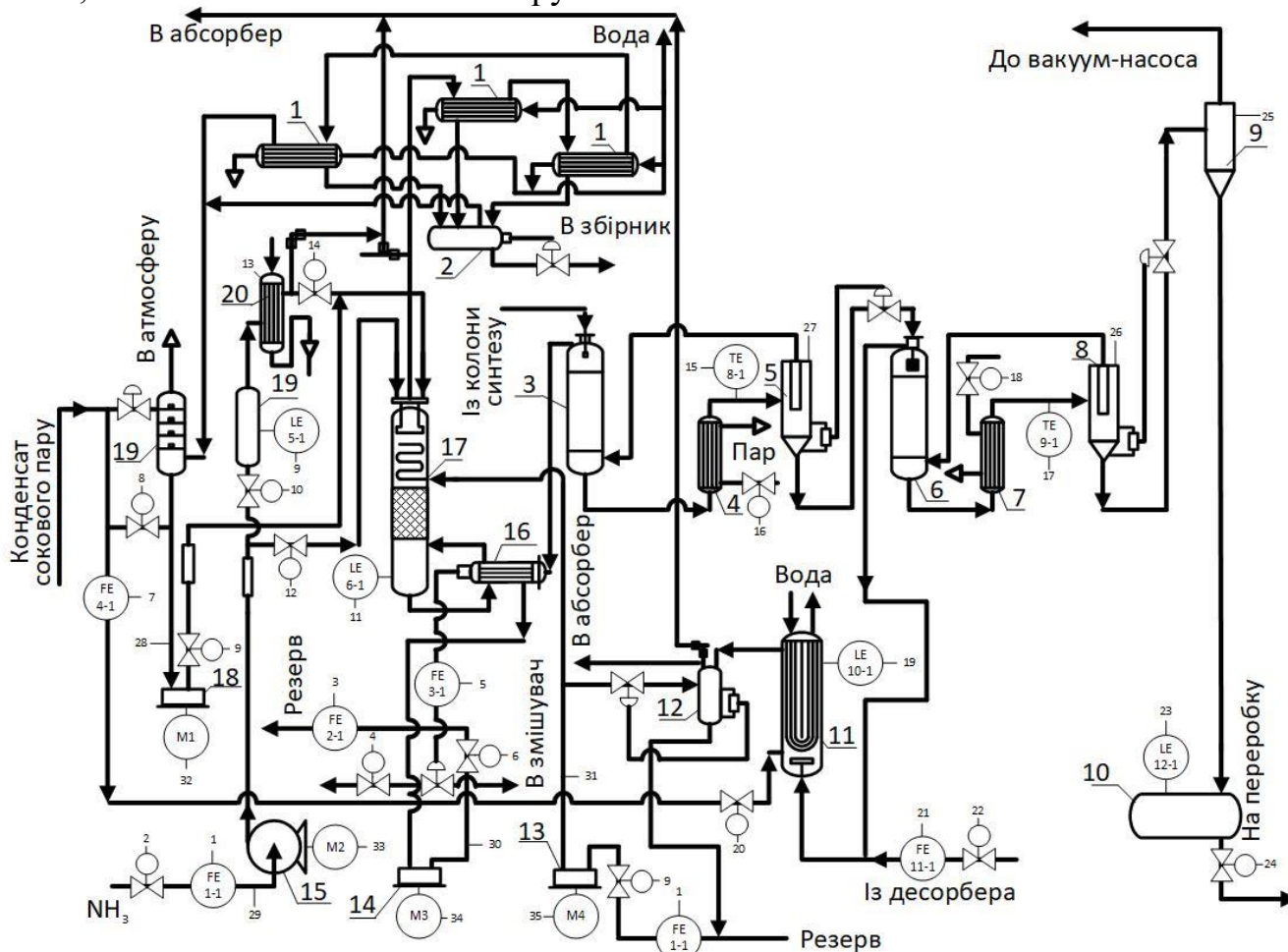
2. Попович Н. В. Проблеми нестационарності у виробництві розведеної азотної кислоти [Текст] / Н. В. Попович, Л. Д. Ярошук // Матеріали Четвертої Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, аспірантів і студентів (АКІТ-2017); Київ, 19–20 квітня 2017 р. – К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2017. – 204 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – 60 пр. – ISBN 978-966-622-826-3.

АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ДИСТИЛЯЦІЇ У ВИРОБНИЦТВІ КАРБАМІДУ З ПОВНИМ РІДИННИМ РЕЦИКЛОМ

Ситніков О. В., Нортенко А. І.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, nortenko.anastasia@gmail.com

Найбільше застосування в сучасних агрегатах синтезу карбаміду отримали схеми з повним рідинним рециклом, приклад яких наведено на рисунку [1]. Промислові способи виробництва карбаміду відрізняються один від одного не стільки умовами синтезу, скільки методами виловлення та переробки газів дистиляції, що містять аміак і CO_2 . Оскільки процес синтезу здійснюється з великим надлишком аміаку, а вихід карбаміду по CO_2 не перевищує 65...70 %, кількість газів дистиляції дуже велике і їх переробка необхідна не тільки з екологічної, але і з економічної точки зору.



Процес дистиляції у виробництві карбаміду з повним рідинним рециклом:

- 1 – конденсатори аміаку; 2 – проміжний збірник аміаку; 3 – колона ректифікації I ступеня;
- 4 – підігрівач I ступеня; 5 – сепаратор I ступеня; 6 – колона ректифікації II ступеня;
- 7 – підігрівач II ступеня; 8 – сепаратор II ступеня; 9 – вакуум-випаровувач; 10 – збірник розчину карбаміду; 11 – конденсатор II ступеня; 12 – проміжний резервуар; 13 – насос для розчину солей; 14 – насос для карбамата амонія; 15 – відцентровий насос для рідкого аміаку;
- 16 – промивна колона; 17 – виносний холодильник; 18 – насос для конденсату; 19 – скруббер для виловлювання аміаку; 20 – змішувач і холодильник для аміачної води

В схемах з повним рідинним рециклом газу дистиляції поглинаються водою та повертаються в цикл синтезу у вигляді концентрованого розчину вуглецевоамонійних солей. Такі схеми найбільш економічні, оскільки не потребують стиснення гарячих газів, що повертаються в цикл (аміаку та діоксиду вуглецю), що може викликати засмічення трубопроводів, яке утворюється твердим карбамідом і їх корозією.

Задача автоматизації процесу дистиляції у виробництві карбаміду з повним рідинним рециклом є створення математичної моделі змішувача, дослідження статичної та динамічної характеристик об'єкта керування, знаходження оптимальних налаштувань регуляторів за відомими методами для контура керування.

Наступними задачами є розробка актуальної для цього типу виробництва системи автоматизації, що буде охоплювати та виконувати необхідні задачі керування процесом дистиляції у виробництві карбаміду з повним рідинним рециклом, розробка схеми системи технологічної сигналізації для виробництва карбаміду з повним рідинним рециклом – сигналізації температури, витрати, рівня та тиску; розробка схеми системи аварійного захисту та технологічних блокувань, а саме: блокування роботи моторів і клапанів у зв'язку з аварійною ситуацією; аналіз стану автоматизації процесу дистиляції у виробництві карбаміду з повним рідинним рециклом.

1. Кучерявый В. И. Синтез и применение карбамида [Текст]: монография / В. И. Кучерявый, В. В. Лебедев. – Ленинград: Химия, 1970. – 448 с. – Библиогр.: с. 437–442. – 750 экз.

2. Лекае В. М. Процессы и аппараты химической промышленности [Текст] : учеб. для сред. проф.-техн. уч-щ / В. М. Лекае, А. В. Лекае. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 1984. – 247 с. – Библиогр.: с. 241. – 30000 экз.

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ЕЛЕКТРОФІЛЬТРА У ПРОЦЕСІ ВІДПАЛЮВАННЯ КОЛЧЕДАНА В СТАНІ ПИЛУ

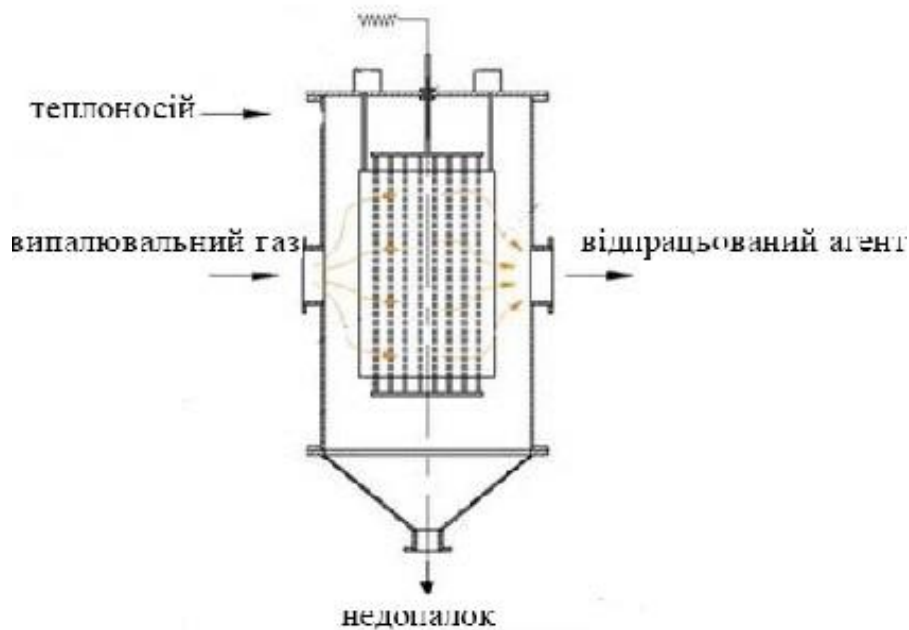
Ладієва Л. Р., Бокій А. Ю.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, Tyoma.Bokiy@gmail.com

У технологічному процесі відпалювання колчедану в стані пилу важливим елементом установки є електрофільтр – пристрій, в якому очищення газів від аерозольних, твердих або рідких частинок відбувається під дією електричного поля. В результаті дії електричного поля заряджені частинки виводяться з очищеного газового потоку і осідають на електродах. Зарядка частинок відбувається в полі коронного розряду. Електрофільтр являє собою корпус прямолинійної або циліндричної форми, всередині якого змонтовано осаджувальні і коронувальні електроди різної конструкції (залежно від призначення й області застосування електрофільтра, а також від специфіки вловлювання частинок). Коронувальні електроди підключені до високовольтного джерела живлення випрямленим струмом напругою 50...60 кВ. Електрофільтри, в яких вловлені тверді частинки видаляються з електродів струшуванням, називаються сухими, а ті, в яких осаджені частки змиваються з електродів рідиною або уловлюються рідкі частинки (туман, бризки), – мокрими. Для досліджень необхідно побудувати структурну схему об'єкта, розглянути параметри та вивести диференціальне рівняння.

Флотаційний колчедан стрічковим транспортером через ваги подається в бункер. Із бункера колчедан поступає на тарільчастий живильник, за допомогою якого регулюється кількість колчедану, який був спрямований у піч. Із тарільчастого живильника колчедан надходить у змішувач повітря та колчедану, звідки підхоплюється потоком повітря з повітродувки. Утворена колчедано-повітряна суміш подається форсункою зі швидкістю 25...70 м/с в нижню частину печі. У верхню частину печі повітродувкою нагнітається додаткове повітря для догорання колчедану. Після печі газ прямує до котла-утилізатора, в якому частина тепла використовується для отримання пари, після чого відпалювальний газ проходить очищення від пилу в циклонах та електрофільтрах. Після охолодження недопалку водою в барабанах або шнеках-гасителях транспортерами його завантажують у бункер. Практикується також охолодження недопалку повітрям, яке задувається в бункер печі.

Піч являє собою вертикальну циліндричну шахту висотою від 6,5 до 10 м та внутрішнім діаметром від 3,5 до 4,2 м. Піч розміщено у сталевому корпусі, футерованому жаротривкою цеглою або бетоном. Для запобігання нагрівання корпусу простір між корпусом та футеруванням заповнено ізоляційним матеріалом. Частинки колчедану, що подаються в піч форсункою, підіймаються на деяку висоту, а потім під дією сили тяжіння повільно спадають донизу, в бункер печі.



Структурна схема електрофільтра

Основною характеристикою електрофільтра є степiнь очищення газу. Вона визначається вiстом пилу або вологих частинок в газi до i пiсля електрофільтра:

$$\eta = \frac{|Z_{\text{вх}} - Z_{\text{вих}}|}{Z_{\text{вх}}} = 1 - \frac{Z_{\text{вих}}}{Z_{\text{вх}}},$$

де $Z_{\text{вх}}$, $Z_{\text{вих}}$ – концентрацiя пилу.

Оскiльки потiк газу в електрофільтрi є турбулентним, то саме вiн має основний вплив на рiвномiрний розподiл концентрацiї частинок в мiжелектродному просторi.

Внаслiдок дiї всiх факторiв встановлюється певний розподiл концентрацiї частинок мiж електродами.

Степiнь очищення газу визначається середньою по розрiзу концентрацiєю пилу, яку позначимо z_x , де за координату x приймаємо вiдстань вiд входу в електрофільтр до перерiзу, що розглядається.

Кiлькiсть осадженого пилу визначається концентрацiєю пилу в осаджувальному електродi $z_{\text{ос}}$.

Оскiльки закон розподiлу концентрацiї незмiнний по довжинi електрофільтра, то $\frac{z_{\text{ос}}}{z_x} = \chi$ є величиною постiйною на будь-якiй вiдстанi вiд входу в електрофільтр.

Маса пилу m , яка мiститься в об'ємi мiжелектродного простору довжиною dx , що знаходиться на вiдстанi x вiд входу, дорiвнює

$$m = 2z_x b H dx,$$

де H – вiдстань мiж осаджувальними електродами, b – ширина осаджувального електрода.

Зменшення маси пилу за рахунок її осадження за час dt на поверхнi електродiв площею $2bdx$ визначається як

$$dm = -2z_{\text{ос}} v dx dt,$$

де v – швидкість дрейфу під дією поля біля поверхні осаджувального електрода.

Об'єднавши ці співвідношення, отримаємо

$$\frac{dm}{m} = -\frac{z_{oc}}{z_c} \times \frac{2b}{2b} \times \frac{vdxdt}{Hdx} = -x \frac{vdt}{H},$$

$$\text{або} \\ \frac{dz_x}{z_x} = -\frac{xvdt}{H},$$

$$\text{або} \\ \frac{dz_x}{dt} = -\frac{xv}{H} z_x.$$

Це диференціальне рівняння моделює швидкість зміни середньої по розрізу концентрації пилу z_x .

Інтегруючи диференціальне рівняння $\frac{dz_x}{z_x} = -\frac{xvdt}{H}$ і враховуючи, що $dt = \frac{dx}{u}$, отримаємо

$$z_{вих} = z_{вх} e^{-\frac{vxl}{uH}} = \frac{z_{вх}}{e^{\frac{vxl}{uH}}}$$

Для підвищення ефективності роботи електрофільтра необхідно, з одного боку, збільшити швидкість руху частинок до осаджувального електрода v і довжину електрофільтра l , а з другого – зменшити швидкість газового потоку u та ширину міжелектродної відстані H .

Оскільки l і H – величини, які залежать від конструкції електрофільтра і для деякого електрофільтра l , H є сталими, то змінним параметром буде співвідношення $\frac{v}{u}$, тобто $f\left(\frac{v}{u}\right)$. Очевидно, що це співвідношення має прямо пропорційну залежність. Для конструкції кожного електрофільтра за допомогою практичних досліджень, методів обчислювальної математики та математичної статистики визначається коефіцієнт пропорційності k , тоді рівняння $z_{вих} = z_{вх} e^{-\frac{vxl}{uH}} = \frac{z_{вх}}{e^{\frac{vxl}{uH}}}$ набуває наступного вигляду:

$$z_{вих} = z_{вх} f\left(\frac{v}{u}\right) = z_{вх} ku,$$

Отже, функція $f\left(\frac{v}{u}\right) = ku$ є функцією керування для даного електрофільтра.

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ВИПАРЮВАННЯ ПЛАВУ КАРБАМІДУ

Радюк Т. М., Лукінюк М. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, fluorescent23@gmail.com

Карбамід широко використовується в сільськогосподарській галузі як дешеве й ефективне міндобриво і випускається у стійкому до злежування гранульованому вигляді. У нафтовій промисловості його використовують для депарафінізації оливо та моторних палив з виділенням м'якого парафіну, сировини для отримання білково-вітамінних препаратів, жирних спиртів та кислот, мийних засобів тощо. Карбамід також застосовується для очищення димових газів теплових електростанцій, котельень, сміттєспалювальних заводів, двигунів внутрішнього згорання від оксидів азоту. У медицині чистий карбамід використовують як дегідратаційний засіб. Оскільки розчин карбаміду має високий вміст аміаку, його необхідно випарювати. Цей процес – один з найважливіших у виробництві гранул карбаміду [1].

Щоб підтримувати високу якість та дешевизну продукту необхідно мінімізувати витрати за одночасного забезпечення якісного випарювання. Для цього потрібно розробити математичну модель, яка дозволить прогнозувати та, відповідно, ефективно керувати концентрацією карбаміду, чому, власне, і присвячено представлену роботу.

Математичну модель будуватимемо з урахуванням таких припущень:

- 1) у апараті не відбувається хімічних реакцій;
- 2) втрати тепла на нагрівання стінок та у довкілля незначні, тому ними можна знехтувати;
- 3) зміна тиску на границях резервуарів відбувається ментально, через що можна знехтувати динамікою впливу тиску на питомі теплоємності.

Введемо наступні позначення: G_k – масова витрата плаву карбаміду на вході у випарний апарат, кг/с; G_n – масова витрата грійної пари, кг/с; x_1, x_2, x_3 – концентрація карбаміду на вході у випарний апарат, виході з першої ємності та на виході з другої ємності відповідно; c_{k1}, c_{k2}, c_{k3} – питома теплоємність карбаміду за тиску на вході у випарний апарат, виході з першої ємності та на виході з другої ємності відповідно, Дж/(кг×К); c_{p1}, c_{p2}, c_{p3} – питома теплоємність домішок за тиску на вході у випарний апарат, у першій ємності, у другій ємності відповідно, Дж/(кг×К); c_{n1}, c_{n2}, c_{n3} – питома теплоємність грійної пари за робочого тиску на вході у випарний апарат, у першій та другій ємностях відповідно, Дж/(кг×К); T_{k1}, T_{k2}, T_{k3} – температура плаву карбаміду на вході у випарний апарат, на виході з першої та другої ємностей відповідно, К; T_{n1}, T_{n2}, T_{n3} – температура грійної пари на вході у випарний апарат, виході з першої та другої ємностей відповідно, К; r_{p1}, r_{p2} – питома теплота пароутворення домішок у першій та другій ємностях відповідно, Дж/кг; M – маса плаву карбаміду, що входить у випарний апарат за визначений проміжок часу.

У інженерних розрахунках допускається використовувати середню питому теплоємність [2], що використано надалі. На основі теплового балансу динаміку процесу можна представити системою рівнянь:

$$\begin{aligned}
x_2(t)G_K \left(\frac{c_{K2}(T_{K2})+c_{K2}(T_{K1})}{2}(T_{K2}-T_{K1})+r_{p1} \right) + \frac{dx_2(t)}{dt} M \left(\frac{c_{K2}(T_{K2})+c_{K2}(T_{K1})}{2}(T_{K2}-T_{K1})+ \right. \\
\left. +r_{p1} \right) = G_{\Pi}(t)(c_{\Pi1}T_{\Pi1}-c_{\Pi2}T_{\Pi2})+G_K x_1 c_{K1} T_{K1}+G_K(1-x_1)c_{p1} T_{K1}- \\
-G_K(1-x_1) \frac{c_{p2}(T_{K2})+c_{p2}(T_{K1})}{2}(T_{K2}-T_{K1})+G_K x_1 r_{p1}, \\
x_3(t)G_K \left(\frac{c_{K3}(T_{K2})+c_{K3}(T_{K3})}{2}(T_{K3}-T_{K2})+r_{p2} \right) + \frac{dx_3(t)}{dt} M \left(\frac{c_{K3}(T_{K2})+c_{K3}(T_{K3})}{2}(T_{K3}-T_{K2})+r_{p2} \right) = \\
=x_2(t)G_K \left(\frac{c_{K2}(T_{K1})+c_{K2}(T_{K2})}{2}(T_{K2}-T_{K1})+ \frac{c_{p3}(T_{K2})+c_{p3}(T_{K3})}{2}(T_{K3}-T_{K2})+r_{p2}- \right. \\
\left. - \frac{c_{p2}(T_{K1})+c_{p2}(T_{K2})}{2}(T_{K2}-T_{K1}) \right) + G_K \frac{c_{p2}(T_{K1})+c_{p2}(T_{K2})}{2}(T_{K2}-T_{K1})+G_{\Pi}(t)c_{\Pi2}T_{\Pi2}-G_{\Pi}(t)c_{\Pi3}T_{\Pi3}- \\
-G_K \frac{c_{p3}(T_{K2})+c_{p3}(T_{K3})}{2}(T_{K3}-T_{K2}).
\end{aligned}$$

Після лінеаризації та перетворення Лапласа отримаємо передавальні функції за каналами «витрата нагрівальної пари – вихідна концентрація карбаміду» (для першої ємності) та «вихідна концентрація карбаміду – вихідна концентрація карбаміду» (для другої ємності):

$$W_{G_{\Pi} \rightarrow x_2}(s) = \frac{k_1}{sT+1}, \quad W_{x_2 \rightarrow x_3}(s) = \frac{k_2}{sT+1},$$

де $k_1 = (c_{\Pi1}T_{\Pi1} - c_{\Pi2}T_{\Pi2}) / (G_K \left(\frac{c_{K2}(T_{K2})+c_{K2}(T_{K1})}{2}(T_{K2}-T_{K1})+r_{p1} \right))$, $T = M/G_K$,

$$\begin{aligned}
k_2 = & \left(\frac{c_{K2}(T_{K1})+c_{K2}(T_{K2})}{2}(T_{K2}-T_{K1})+ \frac{c_{p3}(T_{K2})+c_{p3}(T_{K3})}{2}(T_{K3}-T_{K2})+r_{p2}- \right. \\
& \left. - \frac{c_{p2}(T_{K1})+c_{p2}(T_{K2})}{2}(T_{K2}-T_{K1}) \right) / \frac{c_{K3}(T_{K2})+c_{K3}(T_{K3})}{2}(T_{K3}-T_{K2})+r_{p2},
\end{aligned}$$

а також передавальну функцію випарного апарату для каналу «витрата нагрівальної пари – вихідна концентрація карбаміду»:

$$W_{G_{\Pi} \rightarrow x_3}(s) = \frac{k_1 k_2}{s^2 T^2 + 2sT + 1}.$$

Представимо об'єкт моделювання у просторі станів:

$$\frac{d\bar{x}}{dt} = \bar{A}\bar{x} + \bar{B}u, \quad x_3 = \bar{C}\bar{x},$$

$$\text{де } \bar{x} = \begin{bmatrix} x_3 \\ x_2 \end{bmatrix}, \quad \bar{A} = \begin{bmatrix} 0 & 1 \\ T^{-2} & T^{-1} \end{bmatrix}, \quad \bar{B} = \begin{bmatrix} 0 \\ k_1 k_2 / T^2 \end{bmatrix}, \quad \bar{C} = [1 \quad 0].$$

Представлення об'єкту керування у просторі станів дозволить використовувати більш ефективні регулятори, що позитивно позначиться на швидкодії системи керування [3]. У подальшому результати моделювання буде використано у проектуванні системи керування процесом випарювання плаву карбаміду.

1. Позин М. Е. Технология минеральных удобрений [Текст] / М. Е. Позин. – М.: Химия, 1989. – 352 с. : ил. – Библиогр.: с. 236–339. – 5500.

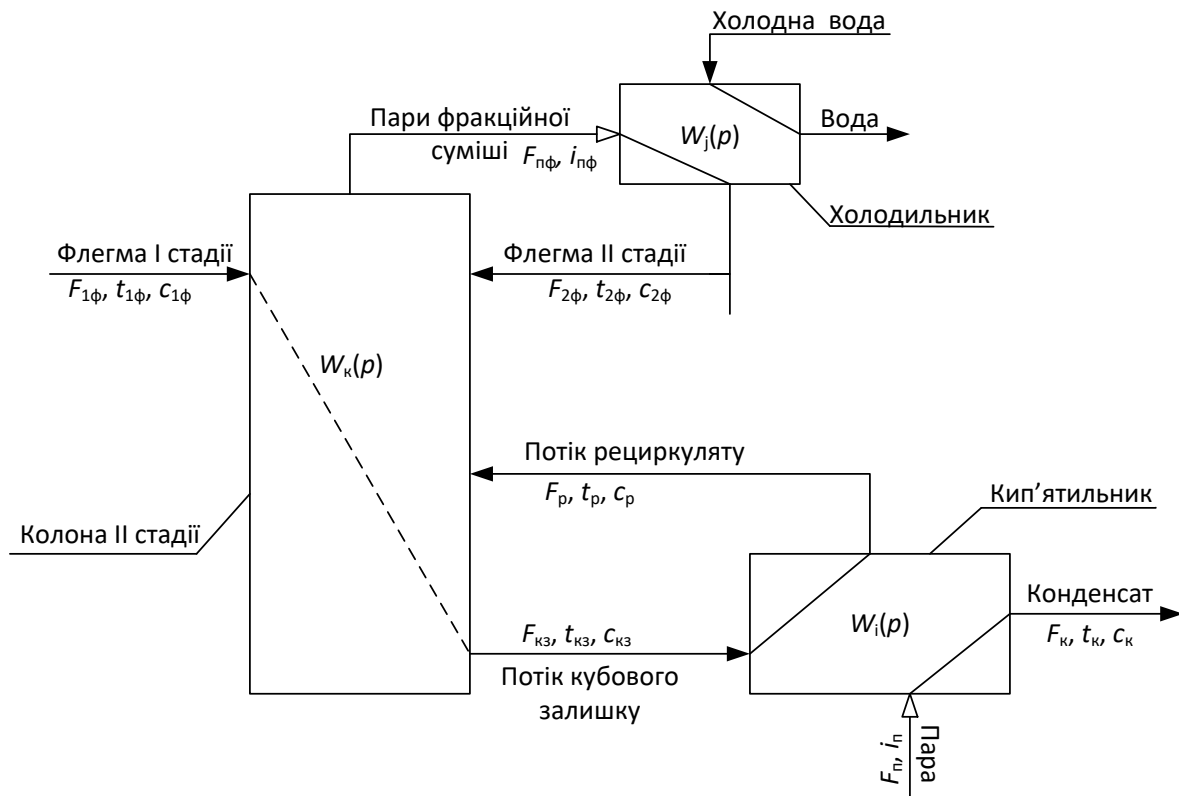
2. Ахметов Б. В. Физическая и коллоидная химия. [Текст] / Ахметов Б. В., Новиченко Ю. П., Чапурин В. И. – Л.: Химия, 1986. – 320 с. – Библиогр.: с. 305. – 4500 экз.

3. Изерман Р. Цифровые системы управления. [Текст] / Р. Изерман. – М.: Мир, 1984. 541 с. – Библиогр.: с. 520–530. – 3000 экз.

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ДРУГОЇ СТАДІЇ ПРОЦЕСУ ВТОРИННОЇ ПЕРЕГОНКИ БЕНЗИНОВОГО ДИСТИЛЯТУ

Колоскова О. О., Ковалевський В. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, o.o.koloskova@gmail.com

До основних апаратів у другій стадії процесу вторинної перегонки бензинового дистиляту належить ректифікаційна колона II стадії, холодильник та кип'ятильник. На рисунку видно, як флегма I стадії надходить до колони II стадії. В процесі ректифікації вона розділяється на два продукти: пари фракційної суміші та потік кубового залишку. Пари надходять до холодильника, конденсуються та частково подаються до верхньої частини колони для зрошування, а частково переходять до ректифікаційної колони III стадії. Потік кубового залишку подається до кип'ятильника, з якого вже рециркулянт надходить до нижньої частини колони для її обігрівання.



Структурно-параметрична схема процесу вторинної перегонки бензинового дистиляту

Фракційний склад продуктів, що виходять з колони, залежить від відповідної температури та тиску тієї зони, де вони виокремлюються у вигляді дистилятних парів або рідини. Фракційний склад сировини, яка надходить на переробку, практично постійно змінюється, що потребує корегування параметрів режиму колони для забезпечення заданої якості отриманого кінцевого продукту.

Для забезпечення якості відповідних продуктів схеми регулювання температури верхньої та нижньої частини колони утворюють взаємопов'язану систе-

му. Наприклад, збільшення подачі зрошування верху колони вплине на тепловий баланс усієї колони, тобто імпульс зниження температури верху, спричинений збільшенням витрати зрошування, дійде і до низу колони. При цьому для підтримки постійної температури низу колони потрібно збільшити кількість тепла, що підводиться до низу, і викликаний цим імпульс дійде до верхньої частини колони.

Складемо тепловий баланс для колони та для кип'ятильника, виходячи із структурно-параметричної схеми об'єкта. Враховуючи втрати у довкілля, отримуємо рівняння:

$$Q_{1ф} + Q_{2ф} + Q_p - Q_{пф} - Q_{кз} - Q_{ос} = 0,$$

де $Q_{1ф}$ – теплота флегми I стадії; $Q_{2ф}$ – теплота флегми II стадії; Q_p – теплота рециркуляту; $Q_{пф}$ – теплота парів фракційної суміші; $Q_{кз}$ – теплота кубового залишку; $Q_{ос}$ – втрати теплоти у довкілля;

$$Q_{кз} + Q_{п} - Q_p - Q_{к} = 0,$$

де $Q_{п}$ – теплота пари; Q_p – теплота рециркуляту; $Q_{к}$ – теплота конденсату.

Зробивши розкладання рівнянь, отримаємо рівняння статики для каналу «витрата флегми II стадії – температура рециркуляту»:

$$t_p = \frac{(F_{кз} t_{кз} c_{кз} + F_{пф} i_{пф} + F_{ос} t_{ос} c_{ос} - F_{1ф} t_{1ф} c_{1ф} - F_{2ф} t_{2ф} c_{2ф})}{F_p c_p}.$$

За відсутності контролю над кількістю зрошування та тепла (тобто у разі регулювання тільки за температурою) колона може бути виведена з робочого режиму самою системою регулювання, тобто колона перевантажиться внутрішніми потоками пари та рідини, що різко знизить чіткість ректифікації та погіршить якість як верхнього, так і нижнього продуктів.

1. Бочарова Т. Е. Основы нефтегазового дела [Текст]: учебник для вузов: 3-е изд., испр. и доп. / Т. Е. Бочарова, О. В. Берелехис, К. Тулинов. – Уфа: ООО «ДизайнПолиграфСервис», 2005. – 528 с. : ил. – Библиогр.: с. 237–239. – ISBN 5-94423-066-5.

2. Иванова Л. В. Технология переработки нефти и газа [Текст] : учеб. пособ. / Л. В. Иванова, М. И. Корнеев, В. Н. Юзбашев. – М. : Химия, 1966. – 419 с. : ил. – Библиогр.: с. 269–271. – 200 экз.

ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕМПЕРАТУРНОГО РЕЖИМУ ПРОЦЕСУ ГРАФІТУВАННЯ В ПЕЧІ АЧЕСОНА

Жученко А. І., Волощук М. Г., Лазарук Ю. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, masha-voloshchuk@i.ua

У виробництві графітованих виробів на процес графітування припадає до 80 % загальних енерговитрат, що характеризує процес зг надзвичайно енергоємний [1].

Для моделювання температурних полів у печі Ачесона був використаний програмний засіб ANSYS. Дослідження кампанії графітування проводилося для завантажень заготовок діаметром 400, 500 та 600 мм та комбінованого завантаження. Для «комбінованого завантаження» заготовки розміщували в печі так: у верхньому ряду заготовки діаметром 600 мм, а у середньому та нижньому – 500 та 400 мм відповідно.

Геометрія та всі електро- та теплофізичні властивості були реалізовані згідно з рекомендаціями [1]. Процес графітування умовно розділяють на 2 режими: нагрівання та охолодження. В інтервалі температур 2000...3000 °С відбувається власне графітування електродів [2].

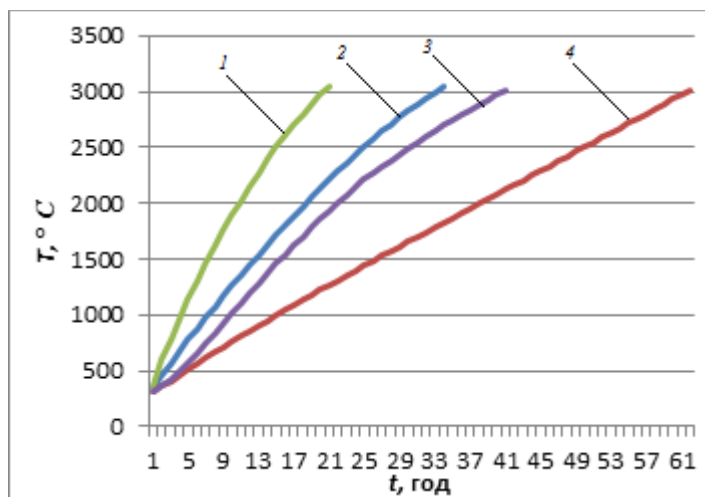
Моделювання відбувалося за умов, що об'єм печі залишається незмінним, змінювалися тільки діаметри завантажених виробів і, відповідно, їх кількість та об'єм пересипки. Основну увагу в дослідженні було приділено визначенню точок з мінімальною та максимальною температурами. Це пов'язано з потребою не допустити занадто великого перепаду температур у заготовці, що могли б призвести до її руйнування. Крім того, за точками з мінімальною температурою фактично визначають тривалість процесу графітування.

Дослідження показали, що чим менший діаметр заготовок, тим менше часу потрібно їм для нагрівання до температури графітування за однакового регламенту підведення потужності. Це можна пояснити тим, що піч Ачесона є піччю опосередкованого нагрівання, тобто завантажені вуглецеві вироби отримують тепло від пересипки, якою заповнений об'єм печі [2]. Що менші заготовки, то більше пересипки, а відповідно і більше тепла в ній акумулюється та передається виробам, що підлягають графітуванню. Останні отримують більшу кількість теплоти порівняно з аналогічними їм, але більшого розміру, і за той самий час швидше вступають у стадію власне графітування.

За будь-якого з завантажень заготовок однакового діаметру повільніше охолоджуються заготовки, розміщені у верхньому ряду посередині, а найшвидше – по торцях печі. За комбінованого завантаженні найшвидше охолоджуються торцеві заготовки та нижній ряд, трошки повільніше середні, але найповільніше – заготовки між периферійними та центральними.

Тому варто відзначити, що незалежно від розміру завантажених заготовок швидше нагріваються заготовки, розміщені по торцям печі, а також верхній ряд укладки у порівнянні з іншими по об'єму печі. Що ж стосується охолодження,

то середина верхнього ряду укладки охолоджується найповільніше, у порівнянні з іншими виробами, а особливо з тими, що знаходяться у торцевій частині, температура в яких, на певний момент часу охолодження, менша близько на 500 °С у порівнянні з центральною частиною верхньої укладки заготовок, що є вельми суттєвою різницею, що характерно для видів завантажень, які відрізняються більше ніж на 100 мм.



Типовий графік зміни максимальної температури по заготовках під час нагрівання:
 1 – для заготовок діаметром 400 мм; 2 – для заготовок діаметром 500 мм; 3 – для комбінованого завантаження; 4 – для заготовок діаметром 600 мм

З огляду на отримані результати моделювання температурних полів у печі Ачесона, варто відзначити, що температурний режим по заготовкам за різних завантажень вельми сильно різниться між собою (це видно на рисунку), що свідчить про те, що для кожного завантаження необхідно окремо розраховувати температурні поля аби визначити момент припинення подачі електроенергії для отримання потрібного ступеня графітування. Оскільки моделювання подібним чином потребує великих затрат часу, що є неприпустимими в умовах виробництва, то розрахунок температури необхідно проводити за спрощеною моделлю.

Оскільки за різних завантажень формуються різні температурні режими, то вести процеси нагрівання та графітування за одним і тим самим графіком підведення потужності недоцільно, тому що це спричинює перевитрати електроенергії, а отже, необхідно для кожного окремого завантаження визначити графік підведення потужності та момент завершення роботи.

1. Кузнецов Д. М. Процесс графитации углеродных материалов. Современные методы исследования [Текст] / Д. М. Кузнецов, В. П. Фокин. – Новочеркасск: ЮРГТУ. – 2001. – 131 с.: ил. – Библиогр.: с. 126–131. – ISBN 5-88998-233-8.

2. Коржик М. В. Математичне моделювання та автоматизоване керування процесом графітації в печах Ачесона [Текст]: Автореф. дис. канд. техн. наук : спец. 05.13.07 / Коржик Михайло Володимирович; Мін. освіти і науки України, НТУУ «КПІ». – Київ, 2010. – 19 с. – Бібліогр.: с. 17.

ВПРОВАДЖЕННЯ СИСТЕМИ *ISO* У ВИРОБНИЦТВО ГЛИНОЗЕМУ СПІКАННЯМ

Попович О. В., Ярощук Л. Д.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, olyap2211@gmail.com

Зростання рівня споживання різноманітних товарів ставить важливим питання їх якості. Це зумовлено ефектом накопичування недоліків у виробничих ланцюгах та пов'язано з суттєвим впливом на довкілля (зокрема і на здоров'я людей). Одна із моделей керування, метою якої є вдосконалення результатів виробництва – система якості *ISO* (*International Organization for Standardization*), яка є всесвітньою федерацією національних органів стандартизації бізнес- і технологічних процесів. Впровадження системи керування якістю вважається стратегічним рішенням. Наявність сертифіката *ISO 9001* в умовах постійного зростання конкуренції – один із чинників, що допомагає підприємству не лише продовжувати діяльність, а й стати одним із сильніших у своїй галузі [1].

Задачею дослідження є розгляд методів впровадження системи *ISO* серії 9001 для менеджменту робочої ланки на виробництві глинозему методом спікання.

Для отримання високоякісної продукції на кожному етапі виробництва встановлено низку вимог, яких необхідно дотримуватися всіма робочими ланками. Має бути ретельно досліджена сировина перед процесом змішування, температурний режим для процесу спікання та знекремнювання. Вимірювання показників якості виконують за такими стандартами: ГОСТ та ІСО: ГОСТ 14657.3-96 (ІСО 6994-86) – визначення оксиду алюмінію; ГОСТ 14657.2-96 (ІСО 6607-85) – визначення діоксиду кремнію; ГОСТ 14657.1-96 (ІСО 6606-86) – визначення втрати маси при прокалюванні; ГОСТ 14657.4-96 (ІСО 10213-91) – визначення оксиду заліза, ГОСТ 14657.10-96 (ІСО 9033-89) – метод визначення вологи, після процесу знекремнювання та фільтрації склад білого шламу має відповідати стандарту ГОСТ 969-66 [2]. Важливим є і дотримання клімату в приміщенні, в якому розташоване обладнання. Приміщення мають мати як штучне, так і природне освітлення. Час теж впливає на характеристики якості продукції. Якщо ним нехтувати, може з'явитися брак.

Було розроблено схему показників якості процесів у виробництві глинозему спіканням, де зображено важливі характеристики речовин після перебігу кожного з процесів. Після кожного наступного процесу необхідно слідкувати за кожною з них та у разі виявлення змін фіксувати їх для подальшого аналізу тенденції змін та виявлення чинників, які їх спричинюють.

Кожна з цих характеристик буде відслідковуватись згідно з вибраним способом вимірювання та досліджуватись у реальному часі статистичними методами. Часові зміни цих характеристик будуть надані оперативному персоналу для визначення та реалізації потрібних керувальних дій.

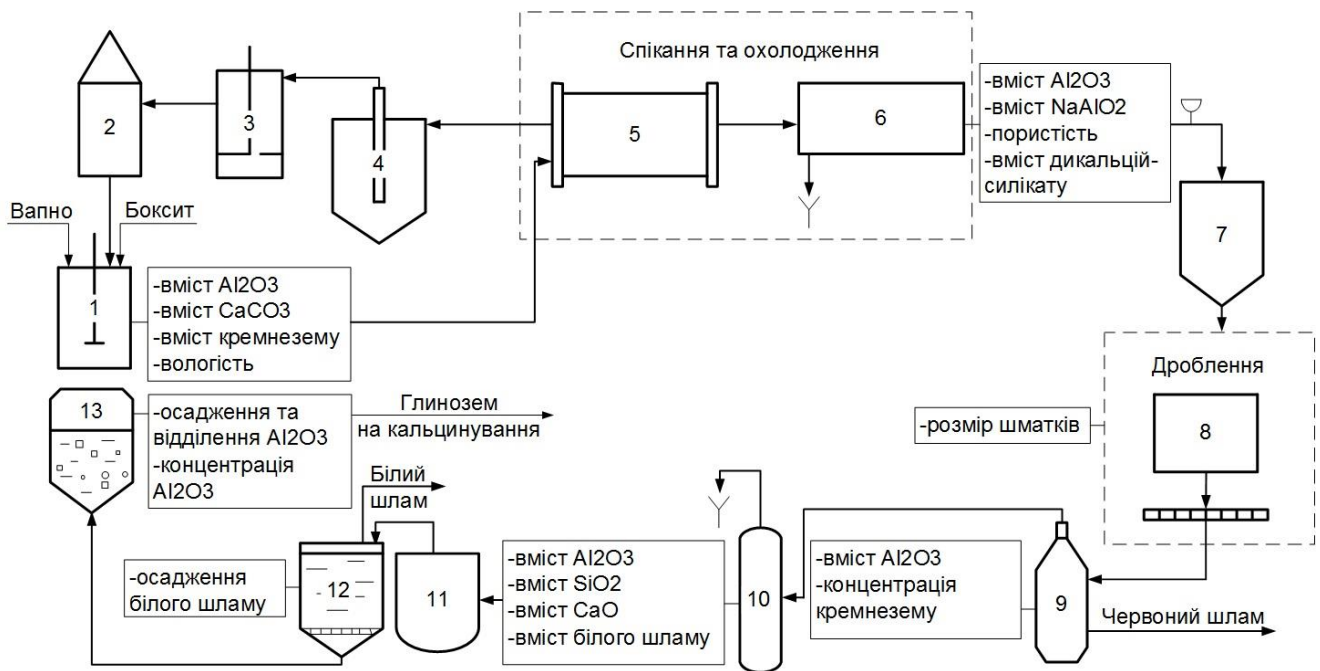


Схема показників якості перебігу процесів у виробництві глинозему спіканням

1 – змішувач шихти; 2 – скруббер-осаджувач; 3 – електрофільтр; 4 – циклон; 5 – піч спікання; 6 – холодильник; 7 – бункер; 8 – дробарка; 9 – вилужувач; 10 – автоклав знекремнення; 11 – загусник; 12 – фільтр; 13 – карбонізатор

Впровадження вимог до організації технологічних процесів згідно *ISO 9001* та повернення робочої ланки до виконання та підтримання необхідних показників на кожному етапі виробництва глинозему дозволить надавати ринку продукт з належною якістю та підвищить економічну ефективність виробництва.

1. Попович О. В. Основні положення системи *ISO* у виробництві глинозему методом спікання [Текст] / О. В. Попович, Л. Д. Ярошук // Тези доп. Одинадцятої наук.-практ. конф. студ. 2017 р., м. Київ / за заг. ред. А. І. Жученка. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2017. – 92 с. : іл. – Бібліогр. : в кінці тез. – С. 74–75. – 100 пр. – ISBN 978-966-622-803-4.

2. Межгосударственный стандарт. Материалы для электродных покрытий [Электронный ресурс] – Режим доступа: <http://www.gosthelp.ru/text/GOST3055898Glinozemmetall.html>, свободный. – Оглав. с экрана. – Язык рус.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ВИПАРЮВАННЯ У ВИРОБНИЦТВІ КРИСТАЛІЧНОГО КАРБАМІДУ МАРКИ «А»

Полковенко Б. Т., Бородін В. І., Бінецький О. Є.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, polkovenkobogdan@gmail.com

Важливим етапом у процесі виробництва карбаміду є концентрування, спрямоване на зменшення вмісту води у розчині та, відповідно, збільшення концентрації карбаміду з 76 % до 99,7 %. Для цього використовується двоступеневий вакуум-випарний апарат*. Розчин, що надходить після відновлення, потрапляє у першу секцію апарату, де відбувається випарювання води під тиском 0,023 МПа, що забезпечується першою вакуумною установкою. Після цього вихід зі змішаною фазою потрапляє у другу секцію апарату з тиском 0,003 МПа, де у газорідному сепараторі газ видобуваються з суміші другою вакуумною установкою. Відтак отриманий продукт надходить на грануляцію. Вакуум-випарний апарат працює з насиченою нагрівною парою під тиском 4,5 атм.

На рисунку зображено фрагмент схеми автоматизації вакуум-випарної установки, що містить систему керування вихідною концентрацією карбаміду.

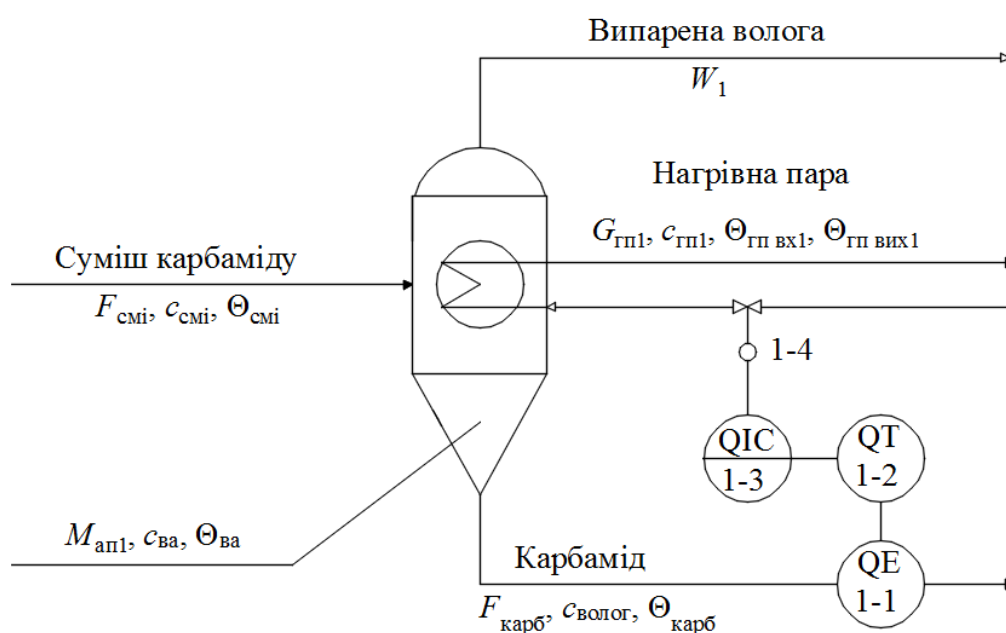


Схема автоматизації вакуум-випарної установки:

$F_{\text{смі}}, F_{\text{карб}}, W_1, G_{\text{гп1}}$ – витрати суміші карбаміду на вході в апарат, суміші карбаміду на виході з апарату, випареної вологи, грійної пари відповідно; $c_{\text{смі}}, c_{\text{ва}}, c_{\text{волог1}}, c_{\text{гп1}}$ – теплоємності суміші на вході в апарат, в апараті, на виході з апарату та грійної пари відповідно; $\Theta_{\text{смі}}, \Theta_{\text{карб}}, \Theta_{\text{гп вх1}}, \Theta_{\text{гп вих1}}, \Theta_{\text{ва}}$ – температура суміші на вході в апарат, карбаміду на виході з апарату, грійної пари на вході в апарат, на виході та всередині апарату відповідно; M – акумульована в апараті маса; $I-1, I-2$ – концентратомір; $I-3$ – регулятор; $I-4$ – виконавчий механізм

* Кучерявый В. И. Синтез и применение карбамида [Текст]: монография / В. И. Кучерявый, В. В. Лебедев. – Ленинград: Химия, 1970. – 448 с. – Библиогр.: с. 437–442. – 750 экз.

Метою дослідження є створення математичної моделі у вигляді диференційного рівняння процесу випарювання для подальшого синтезу автоматичної системи керування.

У результаті аналізу перебігу процесу випарювання та його особливостей вирішено забезпечувати концентрацію карбаміду на виході зміною витрати нагрівної пари на вході в апарат.

Запропоновано рівняння матеріального балансу для динамічного процесу у вигляді:

$$F_{\text{смi}}c_{\text{смi}} - F_{\text{карб1}}c_{\text{волог1}} - W_1 = \frac{d}{dt}M_{\text{ап1}}c(t)_{\text{волог}}.$$

Під час моделювання процесу випарювання було визначено, що акумуляція маси в апараті відбувається у розчині карбаміду. У об'єкті існує дві системи, між якими відбувається теплообмін – паропровід та корпус випарної установки з випарюваною сумішшю, тому було описано два рівняння теплових балансів:

- рівняння теплового балансу динамічного процесу для випарюваної маси:

$$F(t)_{\text{смi}}\Theta_{\text{смi}}c_{\text{смi}} - W_1(t)h_{\text{пари}} - F(t)_{\text{карб}}\Theta(t)_{\text{ва}}c_{\text{ва}} + Sk \left(\frac{\Theta_{\text{гпвх1}} + \Theta(t)_{\text{гпвих1}}}{2} - \Theta(t)_{\text{ва}} \right) = \frac{d}{dt}(M_{\text{ап1}}c_{\text{ва}}\Theta(t)_{\text{ва}}),$$

- рівняння теплового балансу динамічного процесу для паропроводу:

$$G(t)_{\text{гп1}}\Theta_{\text{гпвх1}}c_{\text{гп1}} - G(t)_{\text{гп1}}\Theta(t)_{\text{гпвих1}}c_{\text{гп1}} + Sk \left(\frac{\Theta_{\text{гпвх1}} + \Theta(t)_{\text{гпвих1}}}{2} - \Theta(t)_{\text{ва1}} \right) = \frac{d}{dt} \left(M_{\text{тр}}c_{\text{гп1}} \frac{\Theta_{\text{гпвх1}} + \Theta(t)_{\text{гпвих1}}}{2} \right).$$

Після лінеаризації та перетворення за Лапласом було отримано систему з трьох рівнянь, які описують процес випарювання у вакуум-випарному апараті:

$$F_{\text{смiвх}}c_{\text{смiвх}} - F_{\text{карб1}}c_{\text{волог1}} - W_1 = pM_{\text{ап1}}c(p)_{\text{волог1}},$$

$$\Delta F(p)_{\text{смi}}\Theta_{\text{смi}}c_{\text{смi}} - \Delta W_1(p)h_{\text{пари}} - \Delta F(p)_{\text{карб}}\Theta_{\text{ва}}c_{\text{ва}} - F_{\text{карб}}\Delta\Theta(p)_{\text{ва}}c_{\text{ва}} + Sk \left(\frac{\Theta_{\text{гпвх1}} + \Delta\Theta(p)_{\text{гпвих1}}}{2} - \Delta\Theta(p)_{\text{ва}} \right) = pM_{\text{ап1}}c_{\text{ва}}\Delta\Theta(p)_{\text{ва}},$$

$$\Delta G(p)_{\text{гп1}}\Theta_{\text{гпвх1}}c_{\text{гп1}} - \Delta G(p)_{\text{гп1}}\Theta_{\text{гпвих1}}c_{\text{гп1}} - G_{\text{гп1}}\Delta\Theta(p)_{\text{гпвих1}}c_{\text{гп1}} - Sk \left(\frac{\Theta_{\text{гпвх1}} + \Delta\Theta(p)_{\text{гпвих1}}}{2} - \Delta\Theta(p)_{\text{ва}} \right) = pM_{\text{тр}}c_{\text{гп1}} \frac{\Theta(p)_{\text{гпвих1}}}{2},$$

де S – площа теплообміну; k – коефіцієнт теплопередачі; $h_{\text{пари}}$ – ентальпія нагрівної пари; $M_{\text{тр}}$ – акумульована у трубопроводі маса.

Під час моделювання було зроблено припущення, що температура нагрівної пари на вході незмінна, об'єм у апараті не змінний, температура суміші на вході в апарат незмінна. В подальшому отриману буде використано для синтезу автоматичної системи керування.

БАГАТОРІВНЕВА СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ВИРОБНИЦТВОМ БЕЗПЕРЕРВНОГО ХЛОРУВАННЯ БЕНЗОЛУ

Усманов Д. О., Ковалюк Д. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, uzet.92@gmail.com

Для процесу безперервного хлорування бензолу надзвичайно важливою є якість вихідної сировини, а тому виникає необхідність у розробці ефективної системи керування. З реалій сучасного ринку випливає, що автоматизація лише нижнього рівня виробництва не є ефективною, тому було вирішено розробити багаторівневу систему керування.

Для розробки багаторівневої системи керування будемо використовувати стандарт *ISA-95* – міжнародний стандарт для розробки інтерфейсу між підприємством та системами контролю. Структура системи згідно стандарту має бути такою, як наведено на рис. 1.



Рис. 1. Структура роботи системи

Це необхідно насамперед для модульності рішення, підтримки та простоти інтеграції зазначеної системи керування у виробництво. Також необхідно розробити *MES*-систему – 3-й та 4-й рівні піраміди на рис. 1, для того щоб автоматизувати процес на верхньому рівні. *MES*-система має забезпечити реалізацію таких функцій: контроль стану та розподіл ресурсів; оперативне детальне планування; диспетчеризація виробництва; управління документообігом; збирання та зберігання даних; управління якістю вихідної речовини; управління персоналом; аналіз продуктивності; відображення результатів аналізу в реальному часі.

Для роботи *MES*-системи будемо використовувати такий алгоритм:

1. збирання даних;
2. обробка даних;

3. збереження даних;
4. підтримка даних у реальному часі;
5. візуалізація розрахунків.

Для збереження інформації та підтримування її в актуальному вигляді будемо використовувати алгоритм, зображений на рис. 2.

Він передбачає виконання таких етапів: отримання даних, їх нормалізацію та валідацію (рис. 1.2.).

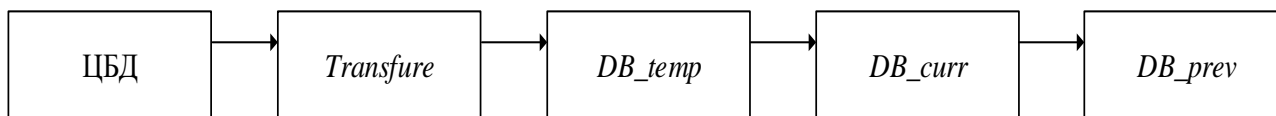


Рис. 3. – Архітектурна структура системи

Результатом зазначених операцій є отримання бази даних, яка зберігається на *MariaDB*. Для побудови наскрізних процесів залишається лише використати аналітичні інструменти. Як результат – повністю побудовані процеси збирання, зберігання та аналізу інформації.

На рис. 3 наведено приклад побудови динаміки зміни середньої вартості замовлення для підприємства.

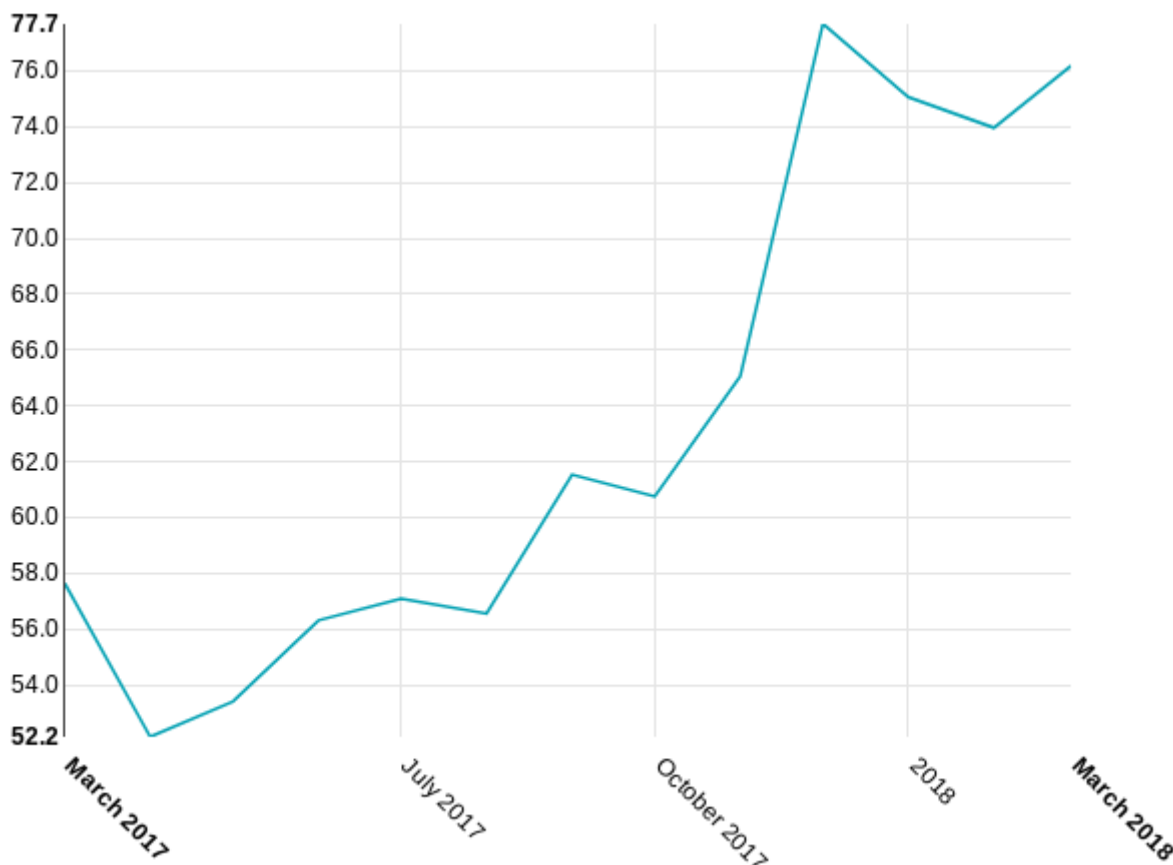


Рис. 3. Динаміка зміни вартості замовлення

Наведені графіки були побудовані за допомогою фреймворку під назвою *Superset*, який будує аналітичні звіти в реальному часі.

ОСОБЛИВОСТІ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ЯКОСТІ АМОРФНОГО ВУГЛЕЦЮ

Ярошук Л. Д., Кадун Я. С., Буйбарова Є. А.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, kadunyarik@bigmir.net

Аморфний вуглець має широке застосування в гумовій промисловості, для якої сажа є другим за важливістю видом сировини (після каучуку). Внесення сажі в гумову суміш збільшує механічну міцність гуми, а як наслідок – тривалість експлуатації виробу. Крім гумової промисловості сажу застосовують також в електротехнічній, поліграфічній, лакофарбовій та інших галузях.

Задачею дослідження є визначення способів вимірювання показників якості сажі та пошук шляхів забезпечення відповідності цих показників чинним нормам.

Для характеристики сажі виділяють наступні параметри: адсорбція оливи; рН сажоводяної суспензії; оптична густина бензинового екстракту; наявність вологи; зольність; вміст сірки (загальний та вільний); вихід летких речовин під час нагрівання вуглецю до 800 °С упродовж 15 хвилин; наявність сторонніх речовин; питомий об'єм сажі в чистому вигляді.

Питома поверхня аморфного вуглецю є найголовнішим показником якості властивостей сажі, адже саме він характеризує підсилювальну дію на каучук.

Сажу, яку використовують в лакофарбовій промисловості, аналізують на фарбувальну силу, розтікання та висихання за температури 100 °С за допомогою суміші сажі з лляною оліфою.

З наведеного зрозуміло, що оперативне вимірювання усіх характеристик сажі на виробництві виконати неможливо. Якість сажі наразі забезпечують автоматичними системами керування опосередкованих параметрів. Головним з них є температура в зоні, де утворюється вуглець. За постійних складу та витрати сировини, а також за умови правильного розподілення сировини в реакторі температура буде залежати лише від витрати палива та повітря, що подається на спалювання (розігрівання).

Залежно від теплотворної здатності палива регулювання температури здійснюється по-різному. У разі використання газу з теплотворною здатністю до 7000 ккал/м³, підтримують постійною витрату газу, а температуру регулюють за допомогою витрати повітря. Якщо ж газ має теплотворну здатність понад 7000 ккал/м³, то температуру регулюють за допомогою витрати газу, а повітря подають пропорційно, у відповідному співвідношенні*.

З проведеного аналізу видно, що існує серйозна проблема дотримання вимог до якості сажі. Її вирішення треба спрямувати на декілька напрямків: пошук технічних засобів вимірювань окремих властивостей сажі; узгодження різних показників; підвищення якості керування процесами за показниками, які тісно пов'язані з показниками якості.

* Зуев В. П. Производство сажы [Текст]. – 2-е изд. перераб. и доп. / В. П. Зуев, В. В. Михайлов. – М.: Химия, 1965. – 330 с. – Библиогр.: с. 327–328. – 4700 экз.

ВИБІР СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ БАЗОЮ ДАНИХ ДЛЯ АСК ПРОЦЕСАМИ ВОДОЗБЕРЕЖЕННЯ

Осіпа Р. А., Шаблій Т. О., Галім'янов О. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, preeved75@gmail.com

Впровадження логічної моделі даних пов'язується в першу чергу з вибором конкретної системи керування базою даних (СКБД) для забезпечення функціонування цієї бази даних [1, 2]. Це не проста задача, для розв'язання якої необхідно оцінити багато факторів. Тут потрібно як спрогнозувати перспективи розвитку того підприємства, для якого робиться цей вибір з точки зору розширення функцій та завдань, так і вивчити ринок програмних засобів. Для оцінки СКБД виділяють два підходи. Перший підхід пов'язаний із вибором СКБД з точки зору користувача, другий – є суто технічним і пов'язаний з продуктивністю системи [3].

Враховуючи ці дві точки зору, вибір СКБД можна робити на підставі їх аналізу за низкою показників.

1. *Загальні характеристики.* До цих характеристик належать тип логічної моделі бази даних, тип керувальної обчислювальної машини, операційне середовище, кількісні обмеження СКБД (максимальний розмір БД, максимальний розмір таблиці, максимальний розмір запису, максимальний розмір поля, максимум записів у таблиці, максимум полів у запису, максимум індексів у таблиці); фірма-виробник, обсяг оперативної пам'яті для системи, тип системи (відкрита, закрита, який інтерфейс дозволяється розробляти); кількість версій, що свідчить про попит на систему та спроби виробника її вдосконалити.

2. *Засоби підтримки прикладного програмного забезпечення, зокрема:*

- наявність мови запитів на базі *SQL* чи іншої мови;
- наявність вбудованих мов програмування.

3. *Засоби підтримки роботи в мережі.* Можливість роботи СКБД в мережі для задач керування процесами водозбереження визначають такі чинники:

- можливість роботи в локальній мережі;
- механізм стеження за часом виконання транзакцій. Цей механізм необхідний для попередження «зависання» системи в умовах колективного використання даних. Якщо ліміт допустимого часу для виконання транзакції вичерпано, то її відмінюють, і БД повертається до початкового стану;
- наявність автоматизованих засобів стеження за узгодженістю та цілісністю даних мережі в умовах колективного використання даних; зокрема, на початку виконання запиту роблять копії всіх файлів, які беруть участь у його реалізації. Таким чином можна виконувати запити будь-якої складності, тому що всі коректури, внесені іншими користувачами у файли БД протягом виконання запиту, не впливають на його результат.

Наразі відсутній загально визнаний аналітичний метод вибору СКБД. Тому фахівці в галузі управління даними для вирішення цього завдання використо-

вують методи імітаційного моделювання, експериментальні дослідження за допомогою натурних випробувань та евристичні методи.

У разі використання методів імітаційного моделювання в розробці імітаційної моделі СКБД виникають додаткові проблеми оцінки точності моделі. Отримання порівняльних характеристик СКБД за допомогою натурних експериментів пов'язано зі значними витратами часу та праці. Тому вибір СКБД для ведення бази даних АСК процесами водозбереження здійснювався на основі методу експертних оцінок. Один бал – це найвища оцінка для СКБД, десять – найнижча.

У матриці експертних оцінок були присутні ранги, що збігалися (так звані «зв'язані»). Для такого випадку її вигляд спочатку приводиться до нормального виду (таблиця 1). У нормальній матриці сума кожного рядка дорівнює $K(K + 1)/2$ [4].

Таблиця 1. Нормальна матриця ранжування експертних оцінок

Експерти $i=1,4$	Фактори (перспективні СКБД), $j=1,7$						
	<i>PostgreSQL</i>	<i>MySQL</i>	<i>MongoDB</i>	<i>SQLite</i>	<i>DB2</i>	<i>MS SQL Server</i>	<i>MariaDB</i>
1	1	3	7	4,5	4,5	6	2
2	1	4	7	3	6	5	2
3	2	1	3	5	6	4	7
4	1	2,5	2,5	5	7	4	6

При обробці результатів для експертів враховувався стаж роботи, а також їх кваліфікація (індекс Хірша). У таблиці 2 наведено нормальну матрицю ранжування експертів за критеріями компетентності (чим більший стаж роботи або вища кваліфікація, тим менший ранг). Враховуючи стаж роботи та кваліфікацію експертів, присвоїмо кожному ранги з урахуванням, що 1 – максимальний, а 10 – мінімальний. Після чого обчислимо коефіцієнти компетенції кожного з експерта, де 1 – найбільш компетентний, 2 – найменш компетентний.

Таблиця 2. Нормальна матриця ранжування експертів

№ експерта	1	2	3	4
Стаж роботи (роки)	9,24	1	9,53	9,53
Кваліфікація експерта (індекс Хірша)	9,18	1	2,81	8,73
Коефіцієнт компетенції	2	1	1,63	1,9

Отже, спираючись на результати аналізу експертних оцінок (таблиця 3), можемо зробити висновок, що СКБД *PostgreSQL* має найменшу суму рангів.

Таблиця 3. Нормальна матриця ранжування оцінок експертів, з урахуванням їхньої компетентності

Експерти $i=1,4$	Фактори (перспективні СКБД), $j=1,7$						
	<i>PostgreSQL</i>	<i>MySQL</i>	<i>MongoDB</i>	<i>SQLite</i>	<i>DB2</i>	<i>MS SQL Server</i>	<i>MariaDB</i>
1	2	6	14	9	9	12	4
2	1	4	7	3	6	5	2
3	3,26	1,63	4,89	8,15	9,78	6,52	11,41
4	1,9	4,75	4,75	9,5	13,3	7,6	11,4
Сумма	8,16	16,38	30,64	29,65	38,08	31,12	28,81

За оцінкою експертів ця СКБД є найбільш підходящою для ведення бази даних у автоматизованому керуванні процесами водозбереження.

1. Мартин Д. Организация баз данных в вычислительных системах [Текст] / Д. Мартин; перевод с англ. А. Л. Щерса. – М.: Мир, 1980. – 662 с. : ил.; Загл. пер. и корешка: Организация баз данных в вычислительных системах. – Библиогр.: с. 611–612. – Предм. указ.: с. 656–660. – Перевод изд.: IBM Systems research. Second Edition / James Martin. – New Jersey. Prentice-Hall, Inc., Englewood Cliffs, 1977. – 50000 экз. – ISBN 305-021-531-538-0 (в пер).

2. Жученко А. І. Основи проектування баз даних. [Текст]: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл. / А. І. Жученко, Л. Д. Ярошук. – К.: «Аграр Медіа Груп». 2017. – 158 с. : іл. – Бібліогр.: с. 137. – Предм. вказ.: с. 138. – 50 пр. – ISBN 978-617-646-388-7.

3. Zhuchenko A. I. Design Database for an Automated Control System of Typical Wastewater Treatment Processes [Text] / A. I. Zhuchenko, L. V. Osipa, E. S. Cheropkin // International Journal of Engineering and Manufacturing (IJEM). – 2017. – Vol. 7, No.4, – P. 36–50, DOI: 10.5815/ijem.2017.04.04

4. Ярошук Л. Д. Курс лекцій «Системи експертного оцінювання» розділу «Основи штучного інтелекту» кредитного модуля «Інтелектуальні системи управління» для студентів спеціальності «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» [Текст] / Укладач Л. Д. Ярошук // Електронне видання, свід. ІХФ №А05/17-24. 2017-04-17. – КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. – 40 с.

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ПРОЖАРЮВАННЯ АНТРАЦИТУ ТА КОКСУ В ОБЕРТОВІЙ БАРАБАННІЙ ПЕЧІ

Тугай Є. В., Жученко О. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, zhenia.tuhai@gmail.com

Процес прожарювання антрациту та коксу є однією з важливих стадій у виробництві вуглеграфітової продукції. Саме на цій початковій стадії з вуглецевого матеріалу шляхом прожарювання в обертовій барабанній печі позбавляються всіх небажаних компонентів, таких як: леткі речовини, волога в матеріалі та інші. Час перебування матеріалу в печі має бути достатнім для видалення вологи, летких і закінчення фізико-хімічних перетворень в прожарюваному коксі. Процес прожарювання коксу та антрациту проходить поступово, тому барабанна піч поділяється на три основні зони зі своїми температурами: перша зона – сушіння та нагрівання (до 400 °С), друга зона – виділення летких речовин (від 400 до 800...1000 °С), третя зона – ущільнення структури (від 1000 до 1350 °С) [1].

Однією з головних задач у моделюванні обертової печі є дослідження температури у газовому середовищі, температури матеріалу, температурних полів у барабанній печі та витрати вхідного матеріалу (в цьому випадку було обрано другу та третю зону печі та відповідні температури: 1273 К та 1473 К).

Досягнення необхідних температур відбувається за рахунок згорання природного газу та повітря. Температура в печі напряму залежить від витрати природного газу, тобто чим вища температура печі, тим більша витрата газу.

Для проведення розрахунків було реалізовано геометрію обертової печі діаметром 3,05м та довжиною 40 м. Прийнято, що час моделювання становить 35 год, швидкість обертання 5 рад/с, максимальна температура факелу 1273 К та початкова температура матеріалу 300 К [2].

Після реалізації розробленої моделі печі, отримано температурні поля для $T = 1273$ К (рис. 1а) та $T = 1473$ К (рис 1б.), де T – температура в обертовій печі:

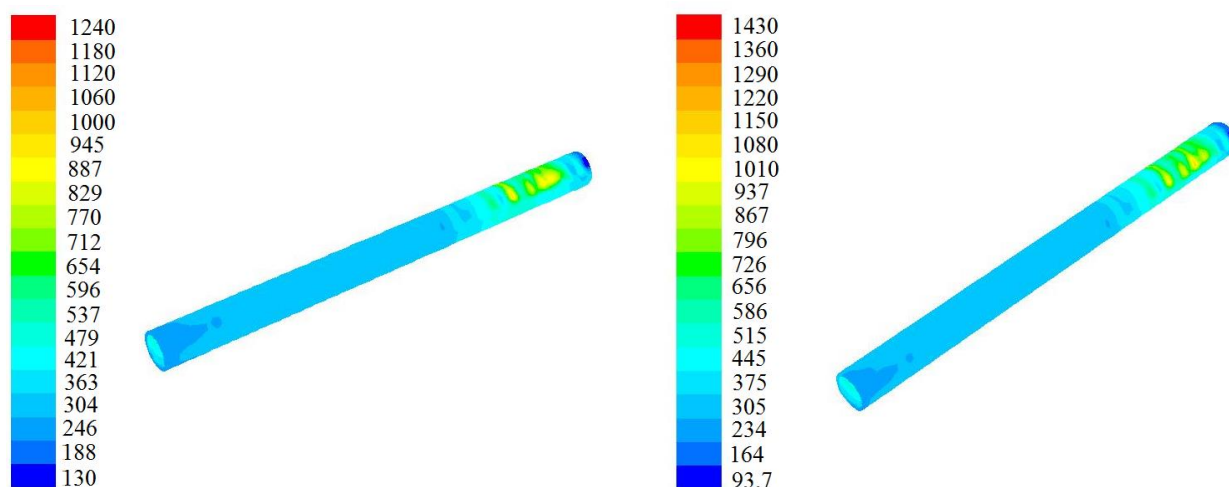


Рис. 1. Температурні поля обертової печі при температурних режимах:

а – $T = 1273$ К; б – $T = 1473$ К

Під час дослідження було отримано графіки температур матеріалу на виході з обертової барабанної печі за температур $T = 1273$ К (рис. 2, *a*) та $T = 1473$ К (рис. 2, *б*).

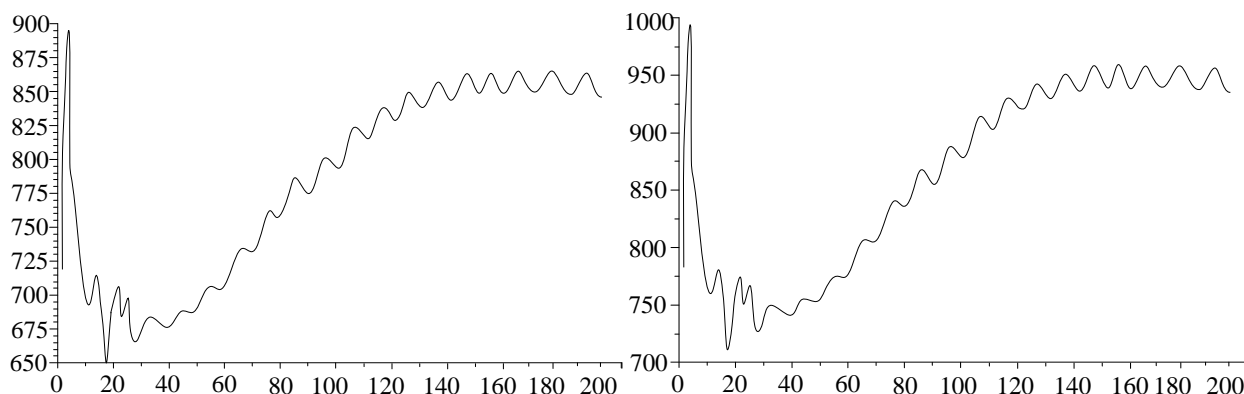


Рис. 2. Температура матеріалу на виході з обертової барабанної печі:
a – $T = 1273$ К; *б* – $T = 1473$ К

З рисунка 2 (*a*, *б*) видно, що температура матеріалу зростає до певної межі, а далі стабілізується в діапазоні 835...865 К для першого та 935...970 К для другого випадку відповідно.

За результатами дослідження можемо зробити висновок, що зі збільшенням температури в печі на 200 К температура матеріалу збільшилась на 100 К, а витрата газу зросла на 18 %. Для отримання якісного вихідного матеріалу його температура має бути не нижчою ніж 650 К, тому цілком доцільно й економічно вигідно підтримувати температуру в обертовій печі 1273 К та за необхідності збільшити час перебування матеріалу в печі.

1. Производство электронной продукции [Текст] / А. К. Санников, А. Б. Сомов, В. В. Ключников и др.; под ред. А. К. Санников. – Москва.: Металлургия, 1985. – 129 с. – Библиогр.: с. 39–47. – 1230.

2. Тугай Є. В. Аналіз процесу прожарювання коксу та антрациту в обертовій барабанній печі [Текст] / Є. В. Тугай, О. А. Жученко // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: Матеріали Четвертої Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, аспірантів і студентів (АКІТ-2016); Київ, НТУУ «КПІ», 20–21 квітня 2017 р. – К.: НТУУ «КПІ», 2016. – 138 с. : іл. – Библиогр.: в кінці тез. – 150 пр.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ ДЛЯ РОЗРОБКИ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ВИРОБНИЦТВА АЗОТНОЇ КИСЛОТИ

Сліпченко В. О., Черьопкін Є. С.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, 1vlad-s@ukr.net

В основу процесу виробництва азотної кислоти покладено охолодження нітрозних газів, що утворюються в контактному апараті.

Розглянемо процес докладніше. Рідкий аміак надходить у випаровувач. Після випаровування газоподібний аміак нагрівають до температури 120 °С повітрям.

Очищене повітря і аміак надходять у змішувальну камеру контактного апарата, де відбувається реакція за участі каталізаторів. Відтак утворені нітрозні гази надходять у котел-утилізатор, розміщений під контактним апаратом, де за рахунок їх охолодження отримують водяну пару, яка далі використовується в інших виробничих процесах підприємства.

Нітрозні гази після котла-утилізатора, з температурою 400...440 °С охолоджуються в каскадній системі тепловіддачі до 55 °С. Під час охолодження нітрозних газів відбувається конденсація парів води з утворенням технічної азотної кислоти концентрацією близько 45 %, яка далі подається в газовий промивач. У промивачі відбувається подальша конденсація азотної кислоти. Кислота нижньої частини промивача подається в центральну частину абсорбційної колони, а нітрозні гази після охолодження – в нижню. У верхній частині до колони надходить вода. Знизу колони відводиться азотна кислота з концентрацією 58...60 %, яка проходить через продувочну колону для видалення з неї розчинених оксидів азоту і далі відводиться до накопичувальних резервуарів. Гази, що відходять з верхньої частини колони далі використовуються у вторинних технологічних процесах підприємства*.

На підставі здійсненого аналізу особливостей технологічного процесу виробництва азотної кислоти слід розробити схему автоматизації для забезпечення високої якості вихідного продукту за рахунок:

- контролю температури нітрозних газів на виході з котла-утилізатора;
- контролю температури газів на проміжних етапах процесу охолодження;
- регулювання температури газів перед подачею на абсорбційну колону;
- регулювання витрати рідкого аміаку на вході в систему;
- регулювання витрати повітря перед подачею на технологічні об'єкти.

Пропоноване рішення надасть змогу отримувати повну інформацію про перебіг технологічного процесу та забезпечить протікання реакцій у апаратах за оптимальних умов.

На основі розробленої схеми планується виконати вибір сучасних технічних засобів автоматизації для їх встановлення на технологічному обладнанні.

* Кутепов А. М. Общая химическая технология [Текст]: монография / А. М. Кутепов. – Москва: Высш. Школа, 1990. – 520 с. – Библиогр.: с. 513–515. – 5000 экз. – ISBN 5-94628-079-1.

ІДЕНТИФІКАЦІЯ ВІДХИЛЕННЯ ПРОЦЕСУ КОМПРИМУВАННЯ ГАЗУ ВІД НОРМАЛЬНИХ РОБОЧИХ ХАРАКТЕРИСТИК НА ОСНОВІ ФАЗОВИХ ПОРТРЕТІВ

Татарчук Н. Б., Фешанич Л. І.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, 13fantomov@gmail.com

Раннє виявлення відхилення процесу компримування газу від нормальних робочих характеристик можливо здійснювати двома шляхами – шляхом використання архівних даних і на основі моніторингу процесу компримування газу в режимі *on-line*, порівнюючи поточні дані з даними нормальної експлуатації та визначаючи момент, коли процес відхиляється від заданого значення*.

Раннє виявлення порушення працездатності (РВПП) сьогодні використовується з метою захисту обладнання та процесів від пошкоджень і захисту процесу від виходу за межі нормальної роботи. Сигналізація, що використовується для захисту обладнання та процесу, часто активізується занадто пізно, щоб оператор розпочав діяти і вимкнув обладнання. Проте, за допомогою *on-line* технології збору й обробки даних порушення в роботі можуть бути виявлені до спрацювання сигналу тривоги.

РВПП – це складне застосування моніторингу, основане на результатах багатомірних вимірювань. Замість того, щоб враховувати одну змінну, багатомірні вимірювання враховують, що змінні корелюють і цей зв'язок має бути прийнятий до уваги під час аналізу результатів вимірювання процесів.

Оскільки оператори компресорних станцій краще сприймають графічне зображення поточних операцій, то запропоновано використовувати фазові портрети нормального режиму роботи газоперекачувальних агрегатів (ГПА), передpomпного стану та помпажу для візуального виявлення відхилень процесу компримування газу від нормального режиму роботи ГПА. Відзначимо, що фазові портрети дають певні уявлення про динаміку нелінійних систем другого порядку у разі детермінованих збурень, зокрема про точність, стійкість і якість процесів.

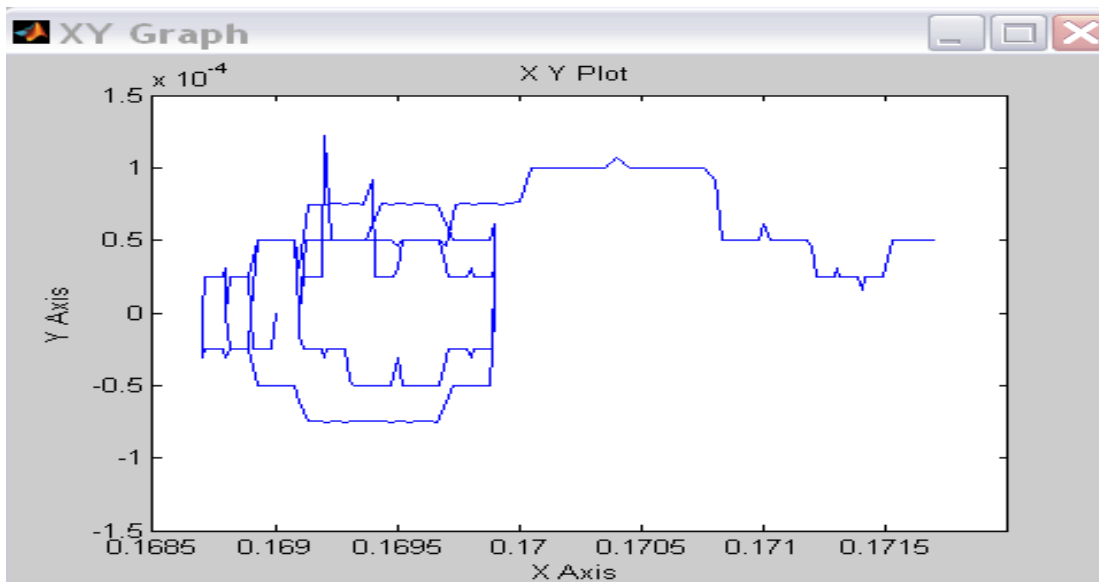
Для побудови фазових портретів досліджуваних параметрів в режимі *on-line* використали програму *Matlab* і схему. Приклад фазових портретів для одного з параметрів наведено на рисунку.

Аналізування отриманих фазових портретів дозволило встановити, що усталеному режиму відповідають фазові траєкторії, які сходяться до фокуса, яким є середнє значення контрольованого параметра. Нестійкому процесу відповідає траєкторія, яка йде від початку координат.

Оповіднення про несправності можуть створюватися за допомогою *sms*-повідомлень на мобільний телефон інженера, що відповідає за процес, або на ПК відповідального інженера, або у вигляді текстового повідомлення на робочу станцію оператора.

* Sementsov H. N. Informative technology of early diagnosis of deviated gas compression process from normal gas process / H. N. Sementsov, L. I. Feshanych // Науковий вісник Національного гірничого університету. – 2016. – № 5. – С. 137–143. – Бібліогр.: с. 143.

Коли процес наближається до зони помпажу, попередження шляхом сигналізації або просто графічної зміни кольору надходить на робочу станцію оператора, щоб попередити його про те, що виміряне значення відрізняється від бажаного. Це повідомлення з'являється до спрацювання сигналізації, що забезпечує раннє виявлення позаштатної ситуації – передпомпажного явища. Наприклад, це може бути гістограма з межами, які викликають зміну кольору, коли значення стає високим.



Приклад побудови фазового портрета з використанням програмного середовища *Matlab*

Після появи попередження оператор може дослідити різні графіки для підтвердження достовірності повідомлення. Крім того, якщо отримана інформація раніше була проаналізована і причина встановлена та налаштована в системі керування, то може бути створене діагностичне повідомлення для оператора щодо дій, які він може виконати для усунення проблеми.

Використання такої системи дозволяє компенсувати великі втрати від зниження об'єму перекачуваного газу або втрат на заміну такого критичного обладнання як відцентрові нагнітачі ГПА.

ІНТЕЛЕКТУАЛЬНІ РИЗИКИ В ПРОЕКТАХ ТРАНСПОРТУВАННЯ ВЕЛИКОГАБАРИТНИХ ВАНТАЖІВ

Становська І. І., Кошуляк С. В., Торопенко О. В., Дадерко О. І.
Одеський національний політехнічний університет, stanovska@onu.ua

Перевезення спеціального вантажу – один з найскладніших видів вантажо-перевезень. Особливість спеціальних вантажів полягає в тому, що за своїми технічними характеристиками вони не можуть перевозитися звичайним автотранспортом і по дорогах загального користування; це може бути промислове, важковагове обладнання та техніка, складні, великогабаритні та негабаритні конструкції, труби та ін. Для перевезення спеціальних вантажів розробляється спеціальний маршрут [1], вибирається спеціальний транспорт та проектується спеціальне обладнання. Розглянемо таку діяльність як проектну, оскільки вона, як правило, унікальна, обмежена в часі та ресурсах, виконується окремою командою, має чітко окреслену мету і в процесі виконання протидіє внутрішнім та зовнішнім ризикам, які на цей проект очікують.

Маємо такі властивості управління проектами у зазначених умовах: наявність кількох учасників, невизначеність поведінки учасників, конфлікт інтересів учасників, взаємозв'язок поведінки (наявність відомих усім учасникам правил поведінки), раціональність рішень, що приймаються [2]. Такі особливості за наявності злагоди між учасниками сходять до аутсорсингу у вигляді *SCRUM*-технологій управління проектами [3], а за відсутності такої – до теорії ігор [4].

Метою роботи є зниження термінів та витрат на реалізацію проектів перевезення великогабаритного багажу шляхом управління інтелектуальними ризиками протидії від субпідрядників проекту за рахунок розробки та впровадження адаптивної комплексної структури технології проектної діяльності, яка передбачає на початку кожного етапу проекту виявлення форми співпраці із черговими субпідрядниками та гнучку технологію роботи із ними.

Розглянемо зовнішні ризики, тобто такі, які породжує турбулентне оточуюче проект середовище. Усі зазначені вище протистояння належать саме до таких ризиків, адже субпідрядники діють за межами проекту.

В найпростішому випадку усі ризики мають рівну ймовірність виникнення. Така гіпотетична ситуація відповідає рівню «повний хаос» і не зустрічається у випадках, коли ризики виникають як протидія з боку одухотворених об'єктів. Наприклад, коли навколишнє середовище вже структуроване, ймовірність виникнення ризиків різна, але їхня поява все ще не персоніфікована.

Наявними ознаками інтелекту є те, що рішення про ризикову дію на проект приймає людина (або штучний інтелект), менеджер проекту змушений управляти такими ризиками за допомогою теорії ігор.

Застосування теорії ігор в управлінні проектами дозволяє вірогідно прогнозувати найбільш ймовірний результат подій та зменшує час, який витрачається на такий прогноз. При цьому математична теорія ігор дозволяє включити

до розгляду такі аспекти управління проектами, як знання, конфлікти, прийняття рішень, терміни та ризики. Таким чином, маємо, як мінімум, двох учасників проекту: організацію, яка здійснює проект переміщення вантажу, та інфраструктуру на шляху такого переміщення, яка, м'яко кажучи, у цьому переміщенні зацікавлена.

До цього слід додати, що фактично така інфраструктура, як правило, складається з окремих «учасників», а взаємодія з нею розпадається на кілька попарних взаємодій із зовсім різними інтересами, виконавцями та іншими можливостями та бажаннями. Наприклад, менеджер проекту «Перевезення великогабаритного вантажу» в процесі управління ризиками цього проекту може послідовно розв'язувати такі суміжні задачі: оренда та використання спеціального транспорту, блокування та перебудову дорожнього руху на шляху перевезення, тимчасовий демонтаж електричних мереж, перебудова мостів та шляхопроводів тощо.

Ролі реальних інтелектуальних партнерів-супротивників, без яких жодну з цих проблем розв'язати неможливо, можуть бути інтерпретовані в проектному менеджменті як «друг», «байдужий учасник» або «супротивник». Тому перед початком конкретного поточного аутсорсингу необхідно спочатку ідентифікувати, до якої з цих ролей відноситься тимчасовий партнер, а потім, залежно від результату, запропонувати йому місце в черговому спринті Скраму або «викликати на конкурентну гру».

В результаті для прикладу з перевезення спеціальних вантажів отримуємо адаптивну комплексну систему управління проектом, яка передбачає наявність центрального ядра – проектного менеджменту – та периферійних субпідрядників, до яких послідовно звертається ядро і укладає з ними різні умови відношень.

1. Особенности перевозок негабаритных грузов [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://www.packer3d.ru/node/60>, свободный. – 25.06.2016. – Оглавл. с экрана. – Язык рус.

2. Aliahmadi A. A new intelligence expert decision making using game theory and fuzzy ANP to risk management in design, construction, and operation of tunnel projects [Text] / A. Aliahmadi // The International Journal of Advanced Manufacturing Technology. – 2011. – № 53(5–8). – P. 789–798. – DOI 10.1007/s00170-010-2852-7.

3. Bandyopadhyay S. Knowledge sharing and cooperation in outsourcing projects. A game theoretic analysis [Text] / S. Bandyopadhyay, P. Pathak // Journal Decision Support Systems. – 2007. – 43(2). – P. 349–358. – DOI >10.1016/j.dss.2006.10.006.

4. Гришина Е. Перспективы развития теории игр в управлении проектами [Электронный ресурс] / Е. Гришина – М.: Высшая школа экономики, 2013. – Режим доступа: <https://pmconf.hse.ru/data/2014/06/22/1310547696/Гришина%20Е.%20>, свободный. – 8.01.2018 – Оглавл. с экрана. – Язык рус.

РОЗРОБКА СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ АБСОРБЦІЇ У ВИРОБНИЦТВІ НІТРАТНОЇ КИСЛОТИ

Пугановський О. В., Подустов М. О.

Національний технічний університет «ХПІ», o.v.puhanovsky@gmail.com

Наразі основними напрямками вдосконалення виробництва нітратної кислоти є створення більш точних моделей фізико-хімічних процесів або вдосконалення апаратурного оформлення. У вирішенні проблем особливу увагу приділяють стадії очищення викидів від залишків оксидів азоту. Тривалий час системи керування виробництвом нітратної кислоти залишались без змін, особливо системи керування стадією абсорбції. Традиційні системи, що побудовані на локальних засобах, дозволяють підтримувати параметри у межах технологічних норм, але не забезпечують високу якість керування. В результаті збільшується концентрація оксидів азоту у викидах і навантаження на систему каталітичного очищення.

Метою роботи є комплекс заходів з удосконалення апаратурного оформлення та системи керування процесом абсорбції оксидів азоту під час їх переробки на нітратну кислоту.

Під час вибору структури системи керування було враховано такі особливості, як змінний склад нітрозного газу на вході в апарат абсорбції, можливість додаткової подачі кисню, зміна гідравлічного опору тарілок, зміна температури води, що йде на абсорбцію, зміна витрати нітрозного газу. Одним з ефективних варіантів вирішення проблеми є використання підсистеми нечіткого керування. В результаті система керування, що діє у даний час, буде доповнена додатковими датчиками й інтегрована у комп'ютерну систему верхнього рівня.

Багаторічний досвід експлуатації складних систем керування технологічними процесами хімічної промисловості показав їх невисоку ефективність. У деяких випадках системи автоматизації повернули до рівня локальних систем. У результаті аналізу було встановлено, що локальне керування добре вивченими технологічними процесами дозволяє отримати вищі показники ефективності у порівнянні із системами інтелектуального керування. Було встановлено, що причиною такої роботи є суттєві розбіжності між теоретичними моделями і реальними об'єктами, а також постійна зміна характеристик обладнання у процесі експлуатації.

Таким чином, система верхнього рівня, що розробляється повинна містити апарат адаптації математичної моделі до реального обладнання, а також підсистему нечіткого керування. У результаті роботи такої системи керування параметри математичної моделі будуть змінюватись відповідно до зміни характеристик обладнання. Це дозволить ефективно використовувати апарат нечіткого керування та напрацьовану базу даних.

Перевагами такої системи є підвищена швидкість та ефективність роботи системи керування і, як результат, стабілізація концентрації та зменшення викидів оксидів азоту.

ПОБУДОВА АВТОМАТИЗОВАНОЇ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ КОТЕЛЬНОЮ УСТАНОВКОЮ

Іграк М. С., Борин В. С.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, maxwell.7@yahoo.com

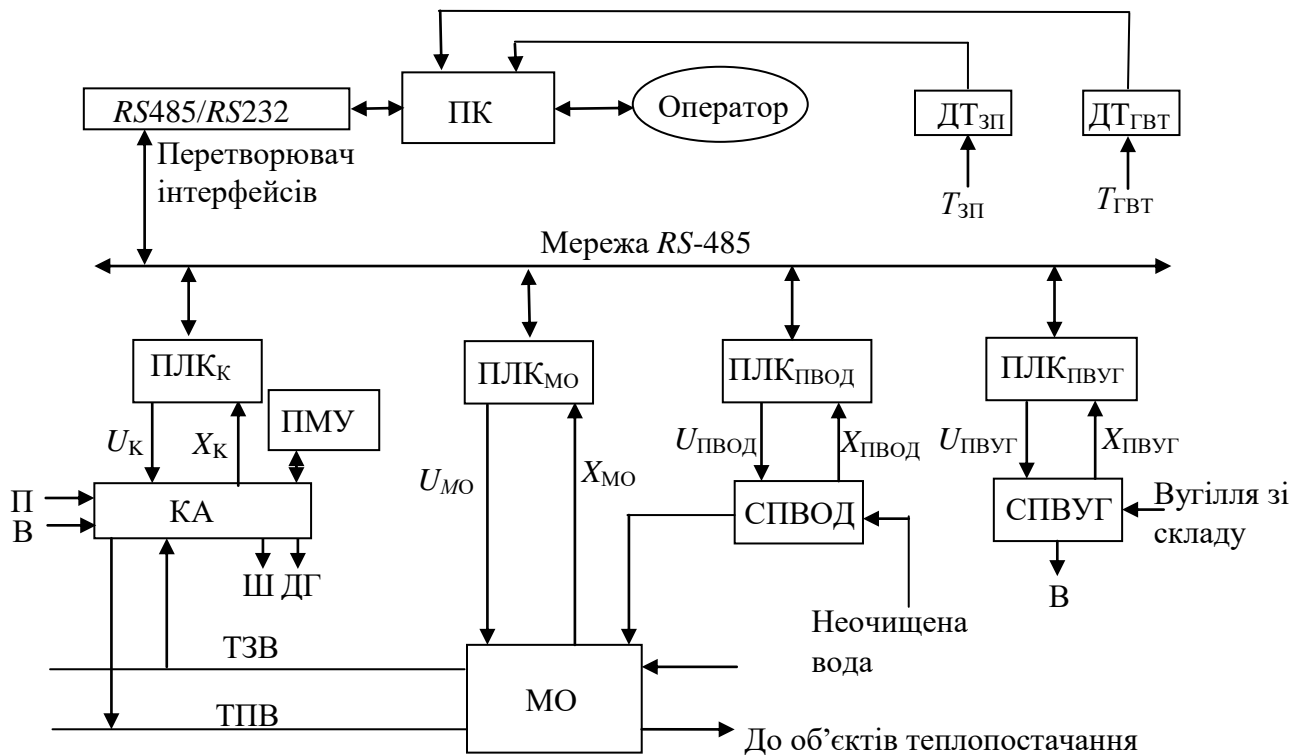
Водогрійні котельні установки, що працюють на вугіллі, широко використовуються на підприємствах промисловості та ЖКГ для вирішення завдань автономного теплопостачання. Більшість таких установок нині оснащено вже фізично застарілими системами керування.

Система автоматизації водогрійної вугільної котельні у загальному випадку має забезпечити вироблення необхідної кількості теплоти (гарячої води) з певними параметрами – тиском і температурою, економічністю спалювання вугілля, надійністю і рівнем безпеки роботи котельної установки, а також оперативний контроль і керування котлоагрегатами.

Застосування на вугільних котельнях частотних електроприводів і АСУ ТП на базі сучасних комп'ютерів і програмованих мікропроцесорних контролерів дозволяє найбільш ефективно вирішити вищевказані завдання, а також знизити вплив можливої людської помилки на виробничий процес і ймовірність виникнення аварійних режимів. Для створення АСУ ТП котельної установки доцільно використовувати принцип розподіленого керування, реалізацію якого для водогрійних агрегатів, що працюють на вугіллі, представлено на рисунку. Тут введено такі позначення: $DT_{зп}$ – датчик температури зовнішнього повітря; $DT_{гвт}$ – датчик температури гарячої води в тепломережі; $ПЛК_K$, $ПЛК_{МО}$, $ПЛК_{пвод}$, $ПЛК_{пвуг}$ – програмовані логічні контролери котлоагрегатів КА, мережевого обладнання МО, систем підготування води СПВОД і вугілля СПВУГ відповідно; ТЗВ, ТПВ – трубопроводи зворотної і прямої води відповідно; ПМУ – панель місцевого керування котлоагрегатом; П, В – потоки повітря та вугілля на вході в котел; Ш, ДГ – потоки шлаку і димових газів на виході котлоагрегату; U – вектори керувальних впливів в котлоагрегаті, що включає в себе сигнали керування електроприводами вентилятора та димососа, подачі вугілля в топку, а також шиберів повітропроводів і газопроводів; X – вектори контрольованих параметрів і станів елементів котлоагрегату (витрата палива та води, температура газів в топці, температура води на виході котла, витрата і тиск повітря); $T_{зп}$ – температура зовнішнього повітря; $T_{гвт}$ – температура гарячої води в тепломережі.

Система керування є дворівневою. Верхній рівень керування котельною установкою [1] представлений персональним комп'ютером ПК і оператором. Персональний комп'ютер виконує функції інтерфейсу «людина – машина».

Нижній рівень керування виконано на програмованих логічних контролерах – по одному на кожен котел, на мережеве обладнання, на систему підготування води, на систему підготування вугілля.



Структурна схема комп'ютерної системи автоматизації котельні

Програмовані контролери виконують функції локальних керувальних пристроїв, забезпечуючи розв'язання задач контролю, регулювання та керування відповідними технологічними вузлами котельні установки. Кожен контролер, отримуючи інформацію від датчиків технологічного вузла та завдання верхнього рівня керування (ПК), формує сигнали керування відповідними виконавчими пристроями зазначеного вузла. Контролери також забезпечують обмін даними з ПК через мережу RS-485, використовуючи як лінії зв'язку виту пару проводів.

Для технічної реалізації інтелектуальної частини запропонованої комп'ютерної системи керування вугільної котельні доречно використати ПК типу *Pentium III* та програмовані контролери ОВЕН ПЛК-150. Розробка програмного забезпечення верхнього рівня системи керування може бути здійснена за допомогою відомих SCADA-систем. Програмування контролерів ОВЕН забезпечується за допомогою середовища *CoDeSys* і бібліотеки функціональних блоків, що поставляються виробником. Контролери ОВЕН ПЛК [2] мають вбудовані інтерфейси *Ethernet*, *RS-485*, *RS-232*, що істотно спрощує створення мережі.

1. Плетнев Г. П. Автоматизация технологических процессов и производств в теплоэнергетике : учебник для вузов по специальности «Автоматизация технологических процессов и производств (энергетика)» направления «Автоматизированные технологии и производства» / Г. П. Плетнев. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Изд-во МЭИ, 2007. – 352 с. – Библиогр.: с. 349. – ISBN 5-7046-1013-7.

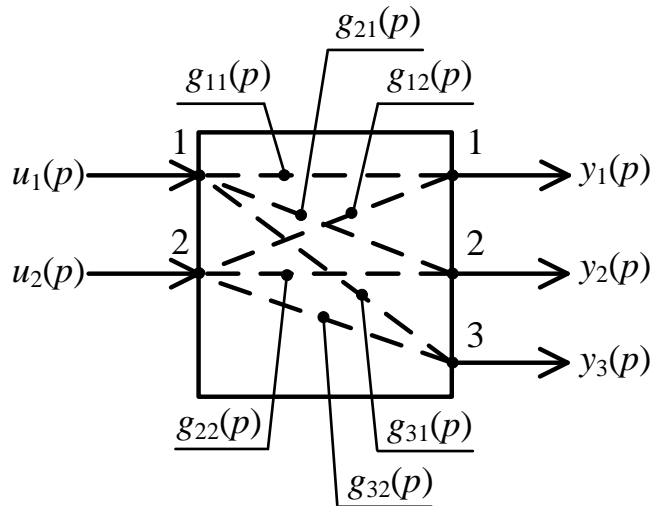
2. «ОВЕН». Оборудование для автоматизации: Каталог продукции «ОВЕН» [Электронный ресурс] – Режим доступа: <http://new.owen.ru/catalog>, свободный. – Оглав. с экрана. – Язык рус.

МАТЕМАТИЧНІ МОДЕЛІ НАПІРНИХ ЯЩИКІВ З ПОВІТРЯНОЮ ПОДУШКОЮ ЯК ОБ'ЄКТІВ КЕРУВАННЯ РІВНЕМ МАСИ, ТИСКОМ ПОВІТРЯНОЇ ПОДУШКИ ТА НАПОРОМ МАСИ

Жученко А. І., Піргач М. С., Жураковський Я. Ю., Антончик С. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, y.zhurakovsky@kpi.ua

Відомо [1], що напірний ящик з повітряною подушкою (НЯ з ПП) як об'єкт керування (ОК) рівнем маси $y_1(t)$ і тиском повітря у ПП $y_2(t)$ може бути представлений чотирма передавальними функціями (див. рисунок).



Структурна схема напірного ящика з повітряною подушкою як об'єкта керування рівнем маси, тиском повітряної подушки та напором маси

Передавальна функція каналу 11

$$g_{11}(p) = \frac{y_1(p)}{u_1(p)} = \frac{k_{11}(1 + T_{22}p)}{(1 + T_{11}p)(1 + T_{22}p) + k_{12}k_{21}p}. \quad (1)$$

Передавальна функція каналу 12

$$g_{21}(p) = \frac{y_2(p)}{u_1(p)} = \frac{k_{11}k_{21}p}{(1 + T_{11}p)(1 + T_{22}p) + k_{12}k_{21}p}. \quad (2)$$

Передавальна функція каналу 21

$$g_{12}(p) = \frac{y_1(p)}{u_2(p)} = -\frac{k_{12}k_{22}}{(1 + T_{11}p)(1 + T_{22}p) + k_{12}k_{21}p}. \quad (3)$$

Передавальна функція каналу 22

$$g_{22}(p) = \frac{y_2(p)}{u_2(p)} = \frac{k_{22}(1 + T_{11}p)}{(1 + T_{11}p)(1 + T_{22}p) + k_{12}k_{21}p}, \quad (4)$$

де T_{11} і T_{22} – сталі часу напускової камери і ПП відповідно; k_{11} , k_{12} , k_{21} і k_{22} – коефіцієнти підсилення каналів 11, 12, 21 і 22 відповідно; p – оператор Лапласа.

Відомо [2], що напір маси $y_3(t)$ складається з рівня маси і тиску ПП. Існує два способи керування НЯ з ПП.

Спосіб 1. Напором маси керують зміною витрати маси $u_1(t)$. Тоді

$$y_3(p) = [g_{11}(p) + g_{21}(p)] u_1(p),$$

де $u_1(p)$ – зображення за Лапласом витрати маси, що подається до напускної камери.

Спосіб 2. Напором маси керують зміною витрати повітря $u_2(t)$. Тоді

$$y_3(p) = [g_{22}(p) + g_{12}(p)] u_2(p),$$

де $u_2(p)$ – зображення за Лапласом витрати повітря, що подається до ПП.

Отже, у разі керування напором маси згідно з першим способом, передавальна функція каналу 13

$$g_{31}(p) = \frac{y_3(p)}{u_1(p)} = \frac{k_{11}(k_{21} + T_{22})p + 1}{(1 + T_{11}p)(1 + T_{22}p) + k_{12}k_{21}p}. \quad (5)$$

Якщо керування напором маси здійснюється згідно з другим способом, передавальна функція каналу 23

$$g_{32}(p) = \frac{y_3(p)}{u_2(p)} = \frac{k_{22}(-k_{12} + T_{11}p + 1)}{(1 + T_{11}p)(1 + T_{22}p) + k_{12}k_{21}p}. \quad (6)$$

Таким чином, маємо дві моделі НЯ з ПП. Перша модель НЯ з ПП представлена передавальними функціями (1) – (5), а друга – передавальними функціями (1) – (4) і (6).

Отримані передавальні функції після спрощення можна використати для аналітичного конструювання регулятора напору маси.

Подальші дослідження мають бути скеровані на створення алгоритму керування напором маси, розробленому на підставі передавальної функції каналу керування «витрата маси чи витрата повітря, що подаються у напірний ящик, – напір маси у випускальній щілині».

1. Жученко А. І. Автоматичне керування напірними ящиками паперо- і кортоноробних машин [Текст]: монографія / А. І. Жученко, М. С. Піргач, М. З. Кваско. – К.: Бізнес Медіа Консалтинг, 2014. – 232 с. Бібліогр.: С. 215–229. – 200 пр. – ISBN 978-966-2425-34-5.

2. Жученко А. І. Неперервні форми представлення напірних ящиків з повітряною подушкою [Текст] / А. І. Жученко, М. С. Піргач, Я. Ю. Жураковський // Вісник Національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут», Серія «Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження», 2016. – № 1 (15). – С. 123–127. : іл. – Бібліогр.: с. 126.

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ СТРОИТЕЛЬСТВА СЛАБОСВЯЗАННЫХ ОБЪЕКТОВ

Торопенко Алла В., Становская Т. П., Швец П. С., Торопенко А. В.
Одесский национальный политехнический университет, alla.androsyk@gmail.com
Одесская национальная академия пищевых технологий, tatstanovska@gmail.com

Зона застройки или строительная площадка имеет в строительстве сооружений очень важное значение, так как она требует внимания уже на ранней стадии проектирования. Даже если речь идет об использовании типовых проектов сооружений, необходимо постоянно заботиться об их привязке к реальной среде, окружающей строительство – его инфраструктуре.

С точки зрения экологии выделим две подсистемы в инфраструктуре: естественную, внешнюю, обусловленную, например, рельефом местности или климатической зоной, в которой расположена стройплощадка, и искусственную, внутреннюю, состоящую из коммуникационных интерфейсов вокруг зданий или даже под ними.

При управлении проектами и программами создания комплекса разнородных сооружений ставится задание обеспечения оптимального – с точки зрения стоимости и сроков – строительства. Решение задач оптимизации для объектов такого класса, на первый взгляд, упрощается тем, что они, как правило, естественным образом разбиваются на подсистемы. Однако вычислительные сложности, возникающие при таком разбиении из-за связности параметров этих подсистем, к сожалению, сводят на нет все преимущества такого подхода: возрастают сроки управления и снижается качество объекта. Поэтому создание новых моделей связности и методов оптимизации, позволяющих решить эту проблему, является весьма актуальным.

Разработка посвящена решению важной научной и практической задачи снижения сроков и повышения эффективности управления программами строительства сооружений за счет более глубокой оптимизации слабосвязанных систем путем разработки и внедрения новых математических моделей комплексных строительных объектов со слабосвязанными элементами и методов их эволюционной оптимизации.

Под системой понимают совокупность взаимосвязанных элементов, обособленную от среды и взаимодействующую с ней как целое. Существенное влияние на поведение элементов системы и свойства ее как целого оказывает структурная, параметрическая, информационная и т. п. мера их связей. Это позволяет говорить о величине этой меры и выделить, например, классы *несвязанных*, *слабосвязанных* и *сильносвязанных* систем.

Под слабосвязанной понимают такую систему, в которой взаимодействие элементов достаточно сильно для формирования системных свойств, но недостаточно для изменения качественных свойств отдельных элементов [1]. Для систем, образованных элементами со сложной внутренней структурой, понятие слабосвязанной системы не является однозначным. Взаимодействие элементов

системы может вызывать изменение одних характеристик элементов и не оказывать влияния на другие.

Очевидно, что при управлении проектами и программами, например, строительства комплекса зданий и сооружений некоторые их параметры могут варьироваться независимо друг от друга (параметры кровли), некоторые – условно независимо, в пределах взаимных ограничений (параметры коммуникаций и внутренних проездов) и некоторые – только одновременно для обеих подсистем (параметры общего фундамента), т. е. в таком объекте присутствуют все перечисленные выше виды связности. Все это существенным образом влияет как на модели, используемые в управлении проектами и программами строительства, так и на выбор математических методов управления, в частности, оптимизации [2].

Сегодня этот выбор весьма ограничен. Так, например, в настоящее время существуют методы комплексной эволюционной оптимизации, однако они предназначены только для объектов с сильносвязанными параметрами подсистем. То же можно сказать и о других методах оптимизации сложных объектов в УП.

Очевидно, что при управлении проектами и программами, например, строительства комплекса зданий и сооружений некоторые их параметры могут варьироваться независимо друг от друга (параметры кровли), некоторые – условно независимо, в пределах взаимных ограничений (параметры коммуникаций) и некоторые – только одновременно для обеих подсистем, т. е. в таком объекте присутствуют все перечисленные выше виды связности. Все это существенным образом влияет как на модели, используемые в управлении проектами и программами строительства, так и на выбор математических методов управления, в частности, оптимизации [3].

В условиях многопараметричности, многоэкстремальности и многокритериальности процесса управления программой строительства очистных сооружений наилучшим методом оптимизации представляется эволюционный генетический алгоритм, преобразованный под работу со сложносвязанными системами.

1. Становский А. Л. Эволюционная оптимизация слабосвязанных технических систем в САПР [Текст] / А. Л. Становский, П. С. Швец, Д. А. Желдубовский // Праці Одеського політехнічного університету: Науковий та науково-виробничий збірник. – 2011. – Вип. 2(36). – С. 234–238. – Библиогр.: с. 7–14. – ISSN 2076-2429.

2. Становский А. Л. Оптимизация слабосвязанных систем в автоматизированном проектировании и управлении [Текст] / А. Л. Становский, П. С. Швец, И. Н. Щедров // Сучасні технології в машинобудуванні: Збірник наукових праць. – 2011. – Вип. 6. – Харків, НТУ «ХПІ». – С. 129–134. – Библиогр.: с. 343–346. – ISSN 1343-2322.

3. Дорошук А. В. Применение современных методов для оптимизации электронных схем [Текст] / А. В. Дорошук // Труды Одесского политехнического университета. – 1999. – № 2 (8). – С. 28–31. – Библиогр.: с. 116–117. – ISSN 2076-2429.

ДИСТАНЦІЙНЕ КЕРУВАННЯ ТЕПЛОВИМИ ОБ'ЄКТАМИ ЗА ДОПОМОГОЮ МІКРОПРОЦЕСОРНИХ ЗАСОБІВ

Сташкевич П. М., Лукінюк М. В., Гавриш Б. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, p.stashkevych@kpi.ua

У багатьох технологічних процесах важливим режимним параметром є температура, яку або слід підтримувати на заданому значенні, або змінювати за заданою програмою. Ця задача розв'язується за допомогою керування розподілом матеріальних та теплових потоків. Одним із методів створення потрібного теплового потоку є нагрівання теплоносія за допомогою інфрачервоного випромінювання, або просто спіралі електричного нагрівача. Часто створення такого теплового потоку потребує дистанційного керування, яке бажано здійснювати за допомогою засобів обчислювальної техніки на відстані, наприклад, до 1200 м. Таку схему керування можна створити за допомогою керувального модуля МВУ8 та блоку керування силовими симісторами та тиристорами БУСТ фірми «ОВЕН»^{*}, потужних симісторів або тиристорів, до виходу яких підключено нагрівальні або освітлювальні елементи. На рисунку наведено схему такого керування, що дозволяє вести керування симісторами або тиристорами двома методами: фазовим і числом напівперіодів. Вибір методу залежить від характеру навантаження. За фазового методу залежно від значення сигналу на вході БУСТ змінюється кут відкриття симісторів або тиристорів. Інтервал між двома сусідніми напівперіодами одного знаку розбивається на 256 точок, – це дозволяє досить плавно змінювати час закриття симістора або тиристорів, що, у свою чергу, дозволяє досить швидко та плавно змінювати напругу на навантаженні. Тому цей метод використовується для керування малоінерційними об'єктами, а також для керування освітленням. Але цей метод не є завадостійким, бо переключення напівпровідних силових елементів відбувається не за нульового значення напруги живлення.

Під час керування за числом напівперіодів інтервал керування розбивається на 256 цілих напівперіода коливань мережевої напруги, тобто має часову довжину 2,56 с. Кількість напівперіодів вмикань силових елементів на виході БУСТ на інтервалі 2,56 с залежить від значення вхідного сигналу. Наприклад, для 100-відсоткового значення вхідного сигналу для вмикання буде використано всі 256 напівперіодів вмикань, а для 50-відсоткового – 128. За мінімального значення вхідного сигналу силові напівпровідникові елементи будуть закриті й на навантаження напруга подаватися не буде. Цей метод керування є більш завадостійким, але може застосовуватися тільки для інерційних (наприклад, теплових) об'єктів.

Опишемо роботу наведеної схеми. Сигнал керування від персонального комп'ютера ПК або контролера ПЛК через автоматичний перетворювач інтерфейсу АС-3М-220 надходить на модуль керування МВУ8. Модуль керування перет-

^{*} «ОВЕН». Оборудование для автоматизации: Каталог продукции «ОВЕН» [Электронный ресурс] – Режим доступа: <http://new.owen.ru/catalog>, свободный. – Оглав. с экрана. – Язык рус.

ворює цифровий сигнал керування, що надходить із інтерфейсу, в сигнал напруги керування діапазону 0...10 В (можливі також діапазони 0...20 мА або 4...20 мА). Далі цей сигнал напруги керування надходить на керувальний вхід БУСТ і перетворюється в імпульси керування силовими напівпровідними елементами (наприклад, симістором *VS1*) в залежності від вибраного алгоритму керування.

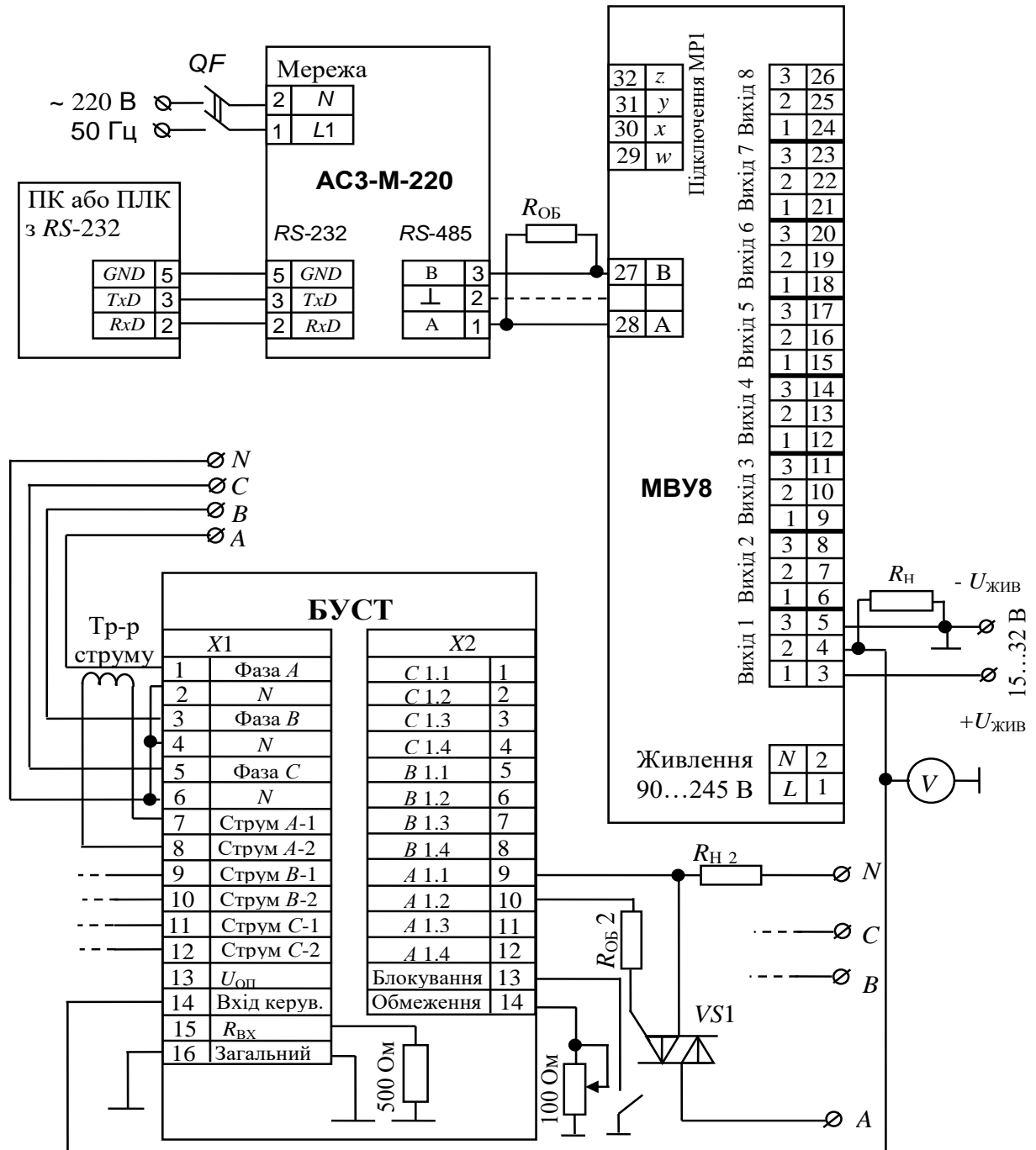


Схема керування тепловими об'єктами

До виходу силового елемента підключається навантаження. Для захисту від перевантаження використовуються трансформатори струму. Але, якщо навантаження не дуже велике, то трансформатори можна не використовувати, а захист здійснити за рахунок більш потужного напівпровідникового елемента.

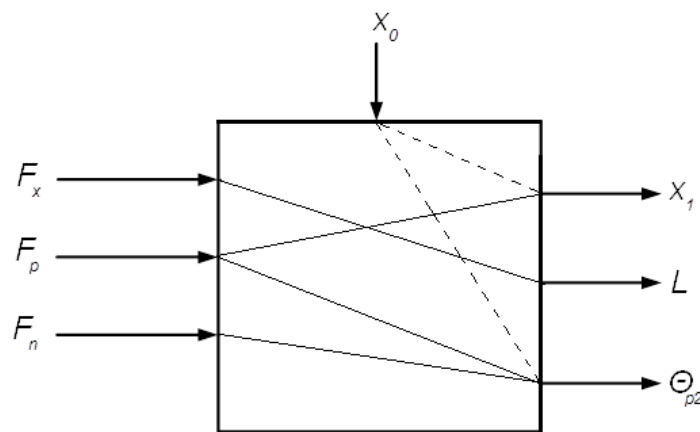
СУШИЛЬНА КАМЕРА ЯК ТЕХНОЛОГІЧНИЙ ОБ'ЄКТ КЕРУВАННЯ

Дмитренко М. В., Оніщенко В. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, 36new1@gmail.com

Виробництво сірчаної кислоти є одним із небезпечних видів виробництва сильнодіючих кислот. На одній із стадій відбувається процес спалювання сірки з виділенням шкідливих домішок. Сірку спалюють зазвичай у рідкому стані, також існують печі для спалювання твердої.

Структурно-параметричну схему розглянемо на прикладі сушильної камери*. На рисунку показано структурно-параметричну схему сушильної камери, на вхід якої з повітряного компресора надходить сухе підігріте повітря та розчин сірчаної кислоти. На виході з установки отримуємо концентровану сірчану кислоту.



Структурно-параметрична схема сушильної камери:

F_p – витрата розчину сірчаної кислоти, кг/с; F_n – витрата грійної пари, кг/с;
 F_x – витрата концентрованого розчину, кг/с; Θ_{p2} – температура розчину всередині реактора, К; x_0 – концентрація H_2SO_4 в розчині, %; x_1 – концентрація H_2SO_4 в концентрованому розчині, %; L – рівень в сушильній камері

За основний регульований параметр приймемо концентрацію сірчаної кислоти на виході з корпусу сушильної камери, оскільки вони є цільовою функцією цього процесу та загалом впливає на перебіг процесу в цілому. Значною мірою на концентрацію впливає кількість випареного розчину, що виходить з реактора, оскільки це суттєво впливає на зміну концентрації всередині сушильної камери. В свою чергу витрата сірчаної кислоти на вході також має вплив на концентрацію. Виходячи з цього, витрата сірчаної кислоти буде збуренням у сушильній камері.

* Лукінюк М. В. Автоматизація типових технологічних процесів: технологічні об'єкти керування та схеми автоматизації [Текст] : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ют.-інтегр. технології / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2008. – 236 с. : іл. – Бібліогр.: с. 230–231. – 200 пр. – ISBN 978-966-622-287-2.

АПРОКСИМАЦІЯ ГРАФІКА ПЕРЕХІДНОЇ ФУНКЦІЇ КАНАЛУ КЕРУВАННЯ НАПОРОМ МАСИ НАПІРНОГО ЯЩИКА ЗАКРИТОГО ТИПУ

Жученко А. І., Піргач М. С., Жураковський Я. Ю., Войтюк Я. П.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, y.zhurakovsky@kpi.ua

Передавальна функція каналу керування напором маси «витрата маси $u_1(t)$, що подається у напірний ящик, – напір маси $y_3(t)$ » має вигляд [1]:

$$g_{31}(p) = \frac{y_3(p)}{u_1(p)} = \frac{k_{11}(k_{21} + T_{22})p + 1}{(1 + T_{11}p)(1 + T_{22}p) + k_{12}k_{21}p}, \quad (1)$$

де T_{11} і T_{22} – сталі часу напускної камери і повітряної подушки; k_{11} , k_{12} , k_{21} – коефіцієнти підсилення відповідних каналів; p – оператор Лапласа.

Використати передавальну функцію (1) для аналітичного конструювання регулятора напор маси згідно з методикою, наведеною в [2], практично неможливо. Тому її слід спростити, не втрачаючи властивостей каналу керування 13.

Передавальну функцію (1) можна звести до стандартної форми:

$$g_{31}(p) = \frac{y_3(p)}{u_1(p)} = \frac{k_{11}(1 + T_0p)}{(1 + T_3p)(1 + T_4p)}, \quad (2)$$

де $T_3 = \frac{1}{2}(T_1 + \sqrt{T_1^2 - 4T_2^2})$; $T_4 = \frac{1}{2}(T_1 - \sqrt{T_1^2 - 4T_2^2})$; $T_1 = T_{11} + T_{22} + k_{12}k_{21}$; $T_2 = T_{11}T_{22}$; $T_0 = T_{22} + k_{21}$.

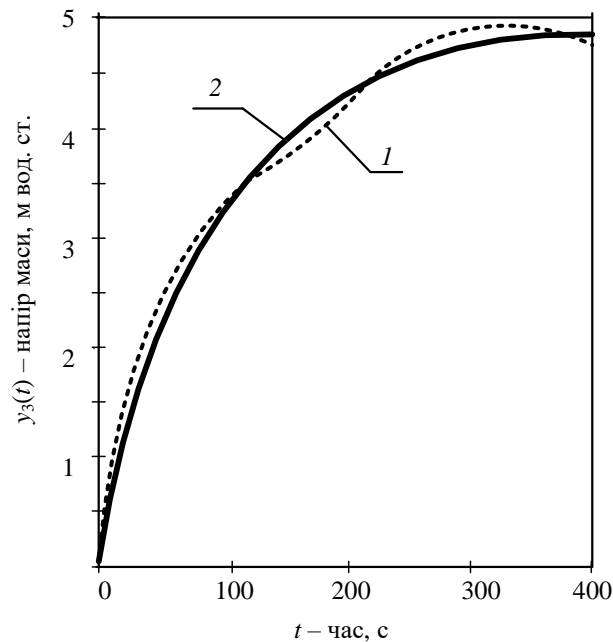
Розв'язок диференціального рівняння, якому відповідає передавальна функція (2) при одиничному стрибкоподібному керувальному діянні $u_1(t) = 1$ такий:

$$y_3(t) = k_{11} \left[1 - \frac{T_3 - T_0}{T_3 - T_4} e^{-\frac{t}{T_3}} + \frac{T_4 - T_0}{T_3 - T_4} e^{-\frac{t}{T_4}} \right]. \quad (3)$$

Для побудови графіка перехідної функції каналу «витрата маси $u_1(t)$, що подається у напірний ящик, – напір маси $y_3(t)$ », яку назвемо істинною перехідною функцією, розглянемо напірний ящик закритого типу, який має такі характеристики: $T_3 = 95,26$ с; $T_4 = 94,13$ с; $T_0 = 93,1$ с; $k_{11} = 4,86$ м/(м³/с). У відповідності з виразом (3) і наведеними даними побудовано графік істинної перехідної функції за каналом керування, показаний на рисунку. Для визначення графіка апроксимованої перехідної функції продиференціюємо рівняння (3) за t і прирівняємо другу похідну до нуля з метою визначення точки перегину істинної перехідної функції. Час, який відповідає точці перегину, визначимо як

$$t_{II} = \frac{T_3 T_4}{T_3 - T_4} \ln \frac{T_3^2 T_4 - T_0}{T_4^2 T_3 - T_0}. \quad (4)$$

Із виразу (4) видно, що за певних значень сталих T_3 , T_4 і T_0 під знаком логарифма може виникнути від'ємна величина. Звідси випливає, що істинна перехідна функція каналу «витрата маси $u_1(t)$, що подається у напірний ящик, – напір маси $y_3(t)$ » не має точки перетину. Тому такий графік апроксимувати рівнянням аперіодичної ланки I-го порядку з підбіраною відповідним чином сталою часу T_{13} .



Графіки істинної (графік 1) і апроксимованої (графік 2) переходної функції каналу керування 13

Поставимо вимогу: нехай площа S_1 , обмежена графіком істинної переходної функції, і площа S_2 , обмежена графіком апроксимованої переходної функції, на відрізку $0 \leq t \leq 5T_3$ є однаковими. Тоді

$$\Delta S = \int_0^{5T_3} \left[1 - \frac{T_3 - T_0}{T_3 - T_4} e^{-\frac{t}{T_3}} + \frac{T_4 - T_0}{T_3 - T_4} e^{-\frac{t}{T_4}} - \left(1 - e^{-\frac{t}{T_{13}}} \right) \right] dt = 0.$$

Після обчислення інтегралів і відповідних перетворень, нехтуючи членами $\exp(-5)$, $\exp(-T_3/T_4)$ і $\exp(-5T_3/T_{13})$, отримаємо

$$T_{13} = T_3 + T_4 - T_0 = 95,26 + 94,13 - 109,94 = 79,45 \text{ с.}$$

Таким чином, апроксимована переходна функція каналу «витрата маси $u_1(t)$, що подається у напірний ящик, – напір маси $y_3(t)$ »

$$y_3^*(t) = 4,86[1 - \exp(-0,0125 t)].$$

Графік апроксимованої переходної функції каналу «витрата маси $u_1(t)$, що подається у напірний ящик, – напір маси $y_3(t)$ » показано на рисунку.

Середня квадратична похибка апроксимації дорівнює 2,5 %. Отже, канал керування «витрата маси, що подається у напірний ящик – напір маси у ньому» може бути достатньо точно представлений аперіодичною ланкою першого порядку.

1. Жученко А. І. Автоматичне керування напірними ящиками паперо- і картоноробних машин [Текст]: монографія/ А. І. Жученко, М. С. Піргач, М. З. Кваско. – К.: Бізнес Медіа Консалтинг, 2014. – 232 с. Бібліогр.: с. 215–229. – 200 пр. – ISBN 978-966-2425-34-5.

2. Жученко А. І. Аналітичне конструювання дискретних регуляторів [Текст]: монографія/ А. І. Жученко, Л. Р. Ладієва, М. С. Піргач. – К.: Аграр Медіа Груп, 2014. – 268 с. – Бібліогр.: с. 262. – 200 пр. – ISBN 978-617-646-275-0.

АВТОМАТИЗАЦІЯ ВИПАРНОЇ КОЛОНИ В ПРОЦЕСІ ДЕСТРУКТИВНОЇ ПЕРЕГОНКИ МАЗУТІВ ТА ГУДРОНІВ

Білецький К. М., Оніщенко В. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, kost111998@gmail.com

Важливим елементом процесу деструктивної перегонки мазутів та гудронів є випарна колона. Мазут, що надходить із нафтоперегінної установки, насосом через теплообмінники* подається в змійовик печі. Через конвекційні труби змійовика мазут надходить у радіантні труби. Після виходу з радіантного змійовика суміш подається в нижню частину випарника, парова фаза відділяється від рідкої та піднімається вгору по колоні, а рідка перетікає вниз. Парова фаза піддається випарюванню у верхній частині колони. У випарній колоні розміщені тарілки, на яких здійснюється контакт парів, які піднімаються по колоні вгору та відводяться через трубопровід 2 (дивись рисунок). Залишки мазуту конденсуються на тарілках і потрапляють у нижню частину апарата. Флегма створюється в результаті того, що частина верхнього продукту охолоджується холодильником, при цьому низькокиплячі компоненти збагачуються та відводяться через трубопровід 2.

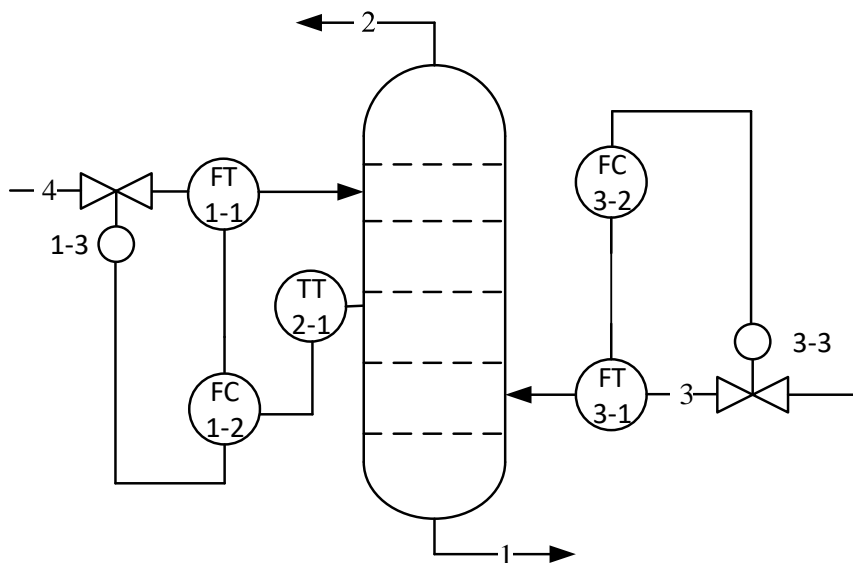


Схема автоматизації випарної колони:

1 – високотемпературна фракція мазуту; 2 – гудрон; 3 – ненасичена пара;
4 – мазут; *FT* – датчики витрати поз. 1-1 та 3-1; *TT* – датчик температури
поз. 2-1; *FC* – регулятор витрати поз. 1-2 та 3-2;
виконавчі механізми поз. 1-3 та 3-3

Для відпарювання рідкої частини сировини в нижню частину випарної колони за допомогою трубопроводу 3 підводиться тепло. У результаті легка ча-

* Принципы математического моделирования химико-технологических систем [Текст] / В. В. Кафаров, В. Л. Перов, В. П. Мешалкин и др. – М.: Химия, 1974. – 344 с. – Библиогр.: с. 332–335. – 3000 экз. – ISBN 5-93208-043-4.

стина нижнього продукту переходить в парову фазу і тим самим створюється водяне зрошення. Це зрошення піднімається з самої нижньої тарілки і стікає з рідкою фазою, збагачуючи останню високотемпературними компонентами. В результаті у верхній частині колони безперервно відбирається низькотемпературна фракція, знизу – високотемпературний залишок. Випарний агент вводиться у випарну колону з метою підвищення концентрації високотемпературних компонентів.

У присутності водяної пари в випарній колоні знижується парціальний тиск вуглеводнів, а отже – їх температура кипіння. У результаті збільшення концентрації низькотемпературних вуглеводнів температура в випарній колоні зростає. Вуглеводні, що перебувають у рідкій фазі після одноразового випаровування, переходять у пароподібний стан і разом з водяною парою піднімаються вгору по колоні. Водяна пара проходить усю випарну колону, знижуючи температуру в ній на 10...20 °С, і відводиться з верхнім продуктом. На практиці застосовують перегріту водяну пару та вводять її в колону з температурою, що дорівнює температурі сировини в трубопроводі 4 або трохи вище (зазвичай не насичена пара з температурою 350...450 °С). Температура основного потоку навантаження 4 підтримується в діапазоні від 360 до 375 °С.

Режим роботи установки деструктивної перегонки сірчистого мазуту характеризується такими показниками: температурою сірчаного мазуту в колоні, витратою нагрівного потоку 3 та витратою потоку 4 навантаження колони.

Таким чином, розроблена система автоматизації, забезпечує дотримання температурного режиму колони за допомогою контуру 1, який змінює витрату вхідного потоку в залежності від температури в колоні за сталого значення витрати в трубопроводі 3. Витрата в трубопроводі 3 встановлюється згідно з нормами технологічного регламенту і залежить від типу речовини, яка підігріває мазут в нижній частині випарної колони. Оскільки в описаному процесі речовина, що подається через трубопровід, має сталу температуру і вона майже дорівнює температурі основного потоку навантаження 4, потік в трубопроводі 3 стабілізується, а керують якістю процесу за рахунок зміни витрати основного потоку навантаження.

СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ВІДПАРНОЮ КОЛОНОЮ У ПРОЦЕСІ СОПОЛІМЕРИЗАЦІЇ БУТАДІЄНУ ТА СТИРОЛУ

Зань О. В., Миленський В. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, chempionsss@ukr.net

Серед каучуків загального призначення одне з перших місць за об'ємами виробництва займають бутадієн-стирольні каучуки. Це пояснюється відносною доступністю вихідної сировини, порівняно простою технологією виробництва та високими якісними показниками*.

Для забезпечення якісної, стабільної та продуктивної роботи використовують інтегральний, пропорційно-інтегральний та пропорційно-інтегрально-диференціальний (ПІД) регулятори. Система керування на основі ПІД-регулятора для ефективної роботи передбачає початкове визначення параметрів його налаштування. Це може здійснюватися у програмному середовищі *MATLAB*. У ньому є вбудоване графічне імітаційне середовище *Simulink*, що дозволяє за допомогою блок-діаграм будувати динамічні моделі, включаючи дискретні, неперервні та гібридні, нелінійні й розривні системи. Вбудовані бібліотеки дають можливість будувати графічні блок-діаграми, імітувати динамічні системи, досліджувати їх працездатність. Для синтезу системи керування відпарною колоною за допомогою ПІД-регулятора використано пакет *PID Tuning Toolbox*, який автоматично підбирає коефіцієнти регулятора, будує перехідну характеристику та показує критерії якості.

Система керування з ПІД-регулятором, яку зображено на рис. 1, включає в себе передавальну функцію каналу керування, вбудований блок ПІД-регулятора, одиничний ступінчатий сигнал.

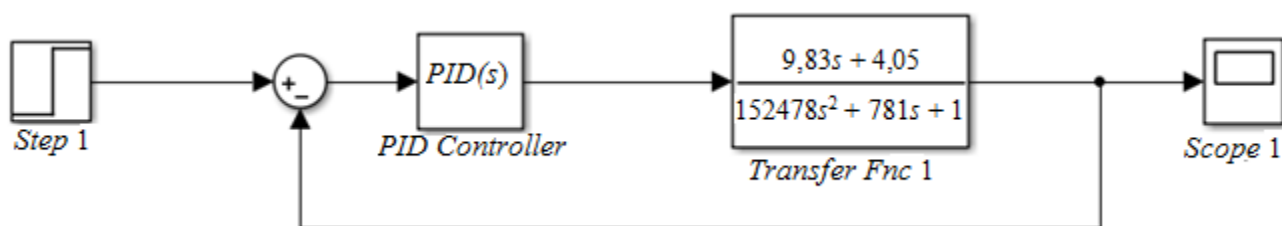


Рис. 1. Схема системи керування з ПІД-регулятором

ПІД-регулятор включає в себе певні коефіцієнти, що виконують свої функції. Інтегральна складова в ПІД-регуляторі забезпечує нульову похибку в сталому режимі, диференціальна – покращує форму перехідної характеристики і збільшує запас стійкості. Після задання усіх параметрів системи керування отримуємо перехідну характеристику системи з ПІД-регулятором (рис. 2).

*Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза [Текст]: учеб. пособие / И. И. Юкельсон ; Под ред. Урывалова Н. И. – М.: Химия, 1968. – 846 с. – Библиогр.: с. 806–819. – 30000.

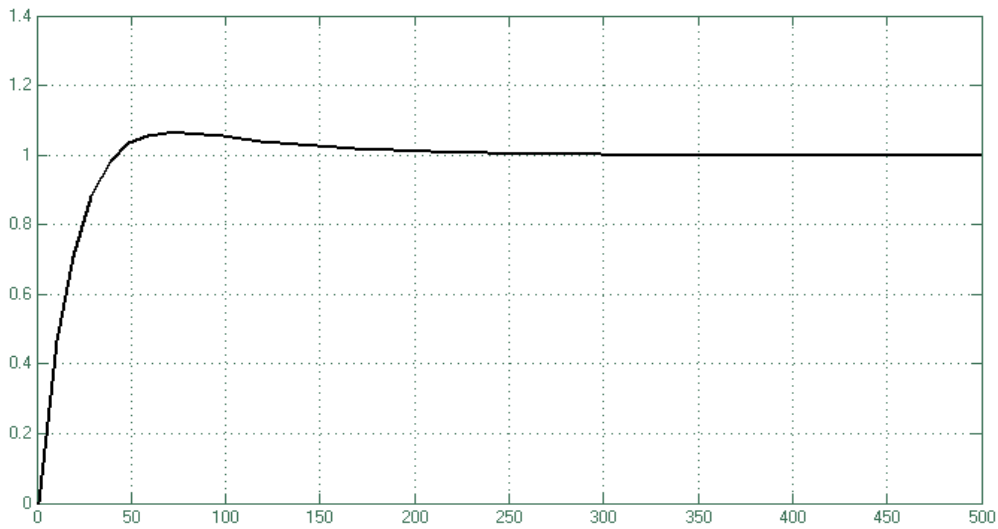


Рис. 2. Реакція налаштованої системи керування на ступінчатий сигнал

Коефіцієнти налаштованого ПІД-регулятора та критерії якості зображено на рис. 3.

Controller parameters		
	Tuned	Block
P	972.4663	972.4663
I	11.2201	11.2201
D	-1125.2169	-1125.2169
N	0.06193	0.06193

Performance and robustness		
	Tuned	Block
Rise time	27.5 seconds	27.5 seconds
Settling time	165 seconds	165 seconds
Overshoot	6.49 %	6.49 %
Peak	1.06	1.06
Gain margin	Inf dB @ NaN rad/s	Inf dB @ NaN rad/s
Phase margin	81 deg @ 0.0619 ra...	81 deg @ 0.0619 ra...
Closed-loop stability	Stable	Stable

Рис. 3. Виведені значення коефіцієнтів налаштування регулятора та критерії якості

Синтезовану систему керування на основі ПІД-регулятора можна використовувати для ефективного керування роботою відпарної колони у процесі у процесі сополімеризації бутадієну та стиролу.

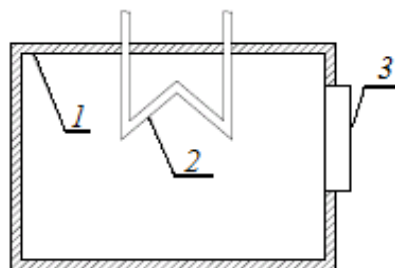
ДОСЛІДЖЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ВИКОРИСТАННЯ АДАПТИВНОГО ПІД-РЕГУЛЯТОРА ДЛЯ КЕРУВАННЯ ТЕПЛОВИМ ОБ'ЄКТОМ

Черьопкін Є. С., Пінкас Т. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, pinkas.taras@gmail.com

Адаптивне керування – це сукупність методів теорії керування, які мають можливість змінювати параметри регулятора або структуру регулятора залежно від зміни параметрів об'єкта керування або зовнішніх збурень, які діють на об'єкт керування [1].

Досліджуваний об'єкт – теплообмінник у процесі виготовлення карбонових кислот окисненням парафіну. Його схему [2] зображено на рисунку.



Елементарний тепловий об'єкт:

1 – корпус; 2 – нагрівальний елемент; 3 – охолоджувальний елемент

Як нагрівальний елемент (керувальний вплив), застосовується лампа розжарювання потужністю 100 Вт. Середовище нагрівання – повітря всередині корпусу. Охолоджувальним пристроєм (збурювальний вплив) є вентилятор для моделювання випадкових збурень.

Здачею дослідження є перевірка ефективності використання адаптивного ПІД-регулятора для даного об'єкта за умови дії на нього збурення різної величини та інтенсивності. Отримані результати будуть порівняні з попередньо налаштованим ПІД-регулятором. Ще однією задачею дослідження є встановлення меж адаптивного керування, в яких об'єкт може бути виведений на оптимальний режим роботи.

1. Паленов М. В. Адаптивный ПИД-регулятор – ЧАР ПИД-1 [Текст] / М. В. Паленов, И. Г. Резков, А. Г. Александров // Автоматизация в промышленности. – М.: Издательский дом «ИнфоАвтоматизация», 2011. – № 9. – с. 58–61. – Библиогр.: с. 61. – ISSN 1819-5962.

2. Черьопкін Є. С., Пінкас Т. В. Фізична модель теплового об'єкта [Текст] / Є. С. Черьопкін, Т. В. Пінкас // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: тези доповідей Дев'ятої науково-практичної конференції молодих учених, аспірантів і студентів (АКІТ-2016); Київ, 9–10 грудня 2016 р. – К.: КПІ ім. Ігоря Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2016. – 144 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – 60 пр.

МОДЕЛЮВАННЯ ГАЗОВОЇ ЄМНОСТІ РЕАКТОРА ОКИСНЕННЯ ЯК ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ

Козак Д. В., Оніщенко В. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, Kozak_dimka777@ukr.net

Як об'єкт керування розглянемо реактор постійного об'єму V , в якому тиск газу регулюється шляхом зміни ступеню відкриття m регульованого органу, що впливає на вхідний потік газу G_1 . Основний компенсувальний вплив – зміна відбору газу* на виході ємності G_2 , що визначається ступенем відкриття l регульованого органу на вихідному трубопроводі ємності. Статика досліджуваного об'єкта визначається сумарним матеріальним балансом:

$$C_{v2}l\sqrt{(P - P_2)\rho} = C_{v1}m\sqrt{(P_1 - P)\rho_1}; \quad (1.1)$$

де C_{v1} та C_{v2} – коефіцієнти витрати; m та l – відносні відкриття регульовальних органів відповідно на вході та виході; P_1 та P – тиск сухого повітря на вході та на виході з реактора; ρ_1 та ρ – густина газу відповідно перед вхідним регульовальним органом та в ємності.

Приведемо рівняння матеріального балансу (1.1) до вигляду:

$$C_{v1}m\sqrt{(P_1 - P)\rho_1} - C_{v2}l\sqrt{(P - P_2)\rho} = 0. \quad (1.2)$$

Враховавши акумуляцію газу в апараті у разі нерівності вхідного та вихідного потоків, запишемо рівняння динаміки ємності у вигляді:

$$C_{v1}m\sqrt{(P_1 - P)\rho_1} - C_{v2}l\sqrt{(P - P_2)\rho} = V \frac{d\rho}{dt}. \quad (1.3)$$

Отримане рівняння динаміки (1.3) є нелінійним диференціальним рівнянням. Лінеаризуємо його в межах статичного режиму, визначеного рівнянням (1.2), прийнявши за змінні P , ρ , m , l :

$$\begin{aligned} V \frac{d\Delta P}{dt} + \left(\frac{C_{v1}m\sqrt{\rho_1}}{2\sqrt{(P_1 - P)}} + \frac{C_{v2}l\sqrt{\rho}}{2\sqrt{(P - P_2)}} \right) \Delta P + \frac{C_{v2}l\sqrt{P - P_2}}{2\sqrt{\rho}} \Delta \rho = \\ = C_{v1}\sqrt{(P_1 - P)\rho_1} \Delta m - C_{v2}\sqrt{(P - P_2)\rho} \Delta l. \end{aligned} \quad (1.4)$$

Тиск сухого повітря P і густина ρ пов'язані між собою. Залежність між ними визначається умовами розширення газу. В умовах виробництва розширення газу відбувається частіше всього за ізотермічним або політропічним законом розширення. Визначальна залежність за ізотермічного розширення газу: $PV = RT$. У разі політропного розширення газу залежність між параметрами процесу можна виразити так:

* Лукінюк М. В. Автоматизація типових технологічних процесів: технологічні об'єкти керування та схеми автоматизації [Текст] : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ют.-інтегр. технології / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2008. – 236 с. : іл. – Бібліогр.: с. 230–231. – 200 пр. – ISBN 978-966-622-287-2.

$$PV^n = \text{const}, \text{ або } \frac{P}{\rho^n} = \text{const}, \quad (1.5)$$

де n – показник політропи.

Шляхом лінеаризації розкладанням в ряд Тейлора з рівняння (1.5) отримаємо

$$\Delta\rho = \frac{\rho}{nP} \Delta P. \quad (1.6)$$

Підставляючи у рівняння (1.4) вираз (1.5) або (1.6), отримаємо рівняння динаміки газової ємності в лінеаризованому вигляді:

$$T_0 \frac{d\Delta P}{dt} + \Delta P = K_1 \Delta m - K_2 \Delta l, \quad (1.7)$$

Враховуючи, що процес проходить із виділення тепла і екзотермічному процесі, отримаємо:

$$\begin{aligned} T_0 &= \frac{V}{BRT}; \\ K_1 &= \frac{C_{v1}}{B} \sqrt{(P_1 - P)\rho}; \\ K_2 &= \frac{C_{v2}}{B} \sqrt{(P - P_2)\rho}; \\ B &= \frac{C_{v1}m\rho_1}{2\sqrt{(P_1 - P)\rho_1}} + \frac{C_{v2}l\rho}{2\sqrt{(P - P_2)\rho}} + \frac{C_{v2}l\sqrt{(P - P_2)\rho}}{2RT\rho}. \end{aligned}$$

Рівняння (1.7) описує динаміку зміни тиску в реакторі окиснення. Таким чином, на характер процесу зміни тиску в об'ємі реактора окиснення суттєвий вплив має співвідношення об'ємів повітря та аміаку контактного газу без зворотного потоку, а рушійна різниця тисків має вплив тільки у разі зміни кінцевого значення тиску.

ЗМІСТ

«Кафедра автоматизації хімічних виробництв...»	3
1. Скачков В. О., Іванов В. І., Нестеренко Т. М., Бережна О. Р. Математичне моделювання процесу осадження бору на поверхні вуглецевих волокон	5
2. Купин А. И., Коваленко К. А., Сенько А. А., Мисько Б. С. Принципы построения системы управления рудоподготовкой в условиях обогащительного комбината	7
3. Зварич Д. М. Особливості методів моніторингу технічного стану об'єктів керування, заснованих на штучному інтелекті	9
4. Сабат Н. В. Ідентифікація буримості гірських порід при бурінні нафтогазових свердловин в умовах невизначеності	11
5. Кравченко Я. О., Бабіченко А. К., Подустов М. О. Аналіз випарників абсорбційно-холодильних установок виробництва аміаку як об'єкта керування.....	13
6. Данилів А. Р. Математичне моделювання буримості гірських порід при зміні глибини свердловин.....	15
7. Фединець В. О., Васильківський І. С., Юсик Я. П. Аналіз процесу сушіння молочних продуктів у розпилювальній сушарці як об'єкта керування.....	17
8. Примакова К. О., Ситніков О. В. Аналіз виробництва синтезу аміаку	19
9. Юсик Я. П., Фединець В. О., Васильківський І. С. Мінімізація енергетичних затрат при керуванні кожухотрубними теплообмінниками	21
10. Борзенкова С. В., Ладієва Л. Р. Варіаційне дослідження математичної моделі процесу зневоднення та гранулювання у псевдозрідженому шарі.....	23
11. Теплюх З.М., Парнета О.З., Стасюк І.Д. Способи усунення впливу неінформативних параметрів у плівковому витратомірі	26
12. Папінов В. М., Кулик Я. А. Використання платформи <i>ThingWorx</i> для навчальної лабораторії з вивчення технології «інтернет для речей».....	28
13. Борисов О. В. Алгоритми виділення облич як модулі для системи контролю осіб за умови неповних даних	30
14. Кропивницька В. Б. Оптимізація керування процесом буріння на засадах комп'ютерно-інтегрованих технологій.....	32
15. Петров В. В., Ситніков О. В. Розробка структурно-параметричної схеми абсорбера	34
16. Папінов В. М., Кулик Я. А. Вдосконалення навчальної лабораторії ФКСА ВНТУ для вивчення технології «інтернет для речей»	36
17. Кропивницький Д. Р. Аналіз ефективності роботи служби таксі засобами бібліотеки Simulink	38
18. Кубара І.-Р. З., Ділай І. В., Теплюх З. М. Алгоритм перевірки системи контролю загазованості виробничих приміщень	40
19. Переверзева А. М., Бобух А. О. Розробка математичної моделі технології насичення очищеного розсолу газами виробництва соди	42
20. Стасюк І. Д., Матіко Г. Ф., Матіко Ф. Д. Оптимальне керування парогенератором за змінних навантажень.....	44
21. Співак Я. В., Жураковський Я. Ю. Математичне моделювання сушильної башти у виробництві сірчаної кислоти.....	46
22. Ковалюк Д. О., Цвіль А. А. Розрахунок лінійно-квадратичного гаусівського регулятора для керування випарним реактором	48
23. Кучера М. М., Данькевич А. О. Математичне моделювання печі киплячого шару для випалювання колчедану.....	50

24. Жученко О. А., Корж А. П. Спрощення математичної моделі процесу графітування у печах Ачесона	51
25. Гавриш Б. А., Коржик М. В. Розробка математичної моделі змішувача у виробництві технічного вуглецю	53
26. Сус Т. С., Ситніков О. В. Автоматизований контроль технологічних параметрів у барабанній сушарці в процесі висушування суперфосфату	56
27. Коваленко О. В., Лукінюк М. В. Моделювання динамічного режиму сепаратора у процесі виробництва карбаміду	58
28. Бородін О. І., Ярощук Л. Д. Створення структури імітаційної моделі барботажного реактора у процесі очищення бензину від меркаптанів	60
29. Долинюк Б. С., Миленський В. В. Синтез системи керування технологічним процесом отримання стиролу на основі ПІ-регулятора	62
30. Захарчук А. С.; Черьопкін Є. С. Постановка задачі для системи керування реактором у процесі каталітичного крекінгу в псевдозрідженому шарі	64
31. Тюріна Є. О., Ярощук Л. Д. Керування східчасто-протиточною сушаркою з киплячим шаром за допомогою SCADA-системи <i>Trace Mode</i>	66
32. Ковалюк Д. О., Гордієв А. В. Моделювання динамічного режиму підігрівача в процесі виробництва сажі ПМ-70	68
33. Осіпа Р. А., Шаблій Т. О., Галім'янов О. В. Вибір системи керування базою даних для АСК процесами водозбереження	70
34. Шеренковський О.В., Ситніков О. В. Розробка структурно-параметричної схеми котла-утилізатора	73
35. Яременко С. В., Цапар В. С. Особливості знесолення нафти електричним методом	75
36. Жученко О. А., Коротинський А. П. Аналіз впливу надлишку повітря на температурні поля процесу випалювання вуглецевих виробів	77
37. Алексєєнко С. Ю., Ковалевський В. М. Програмний пакет для імітаційного моделювання роботи контура регулювання з візуальним спостереженням у часі зміни параметрів	79
38. Токар Д. О., Оніщенко В. О. Інформаційно-логічний аналіз збурень у шарі колони синтезу аміаку	81
39. Жученко А. І., Волощук М. Г. Алгоритм керування процесом графітування вуглецевих виробів	83
40. Ярощук Л. Д., Буйбарова Є. А., Кадун Я. С. Аналіз випарника як об'єкта автоматизації для неперервної дистиляції кам'яновугільної смоли	86
41. Жученко А. І., Гоч Я. О., Хібеба М. Г. Система керування з ітеративним навчанням у процесі пресування вуглецевих виробів	88
42. Ладієва Л. Р., Думанський М. О. Математичне моделювання процесу очищення випалювального газу у виробництві сірчаної кислоти	90
43. Пушкарьова М.В., Оніщенко В. О. Інформаційно-логічний аналіз збурень у полицях реактора окиснення аміаку	92
44. Гоч Я. О. Хібеба М. Г., Пахомов Д. А. Алгоритм імітації відпалу для знаходження вагових коефіцієнтів в методі керування з ітеративним навчанням	94
45. Савицька Т.В., Ладієва Л.Р. Рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана для знаходження оптимального керування процесом мембранної дистиляції	96
46. Привала С.В., Черьопкін Є. С. Система контролю параметрів якості роботи промивної колони в процесі промивання синтез-газу рідким азотом	98
47. Жученко А. І., Волощук М. Г., Пахомов О. А. Спрощена математична модель процесу графітування вуглецевих виробів	100

48. Клуста Т. В., Козаневич З. Я. Алкілатор бензолу як технологічний об'єкт керування	102
49. Тирак С. О., Хібеба М. Г. Постановка задачі математичного моделювання процесу виробництва гранульованого подвійного суперфосфату з фосфористого борошна.....	104
50. Гаврилюк М. В., Дунаєва Т. А. Комп'ютерне моделювання циклів модернізації виробництва	105
51. Рихлик Д. Ю., Ковалевський В. М. Моделювання динаміки процесу сушіння подвійного суперфосфату	108
52. Денисенко О. Ю., Медведєв Р. Б. Дослідження статичної характеристики деаератора.....	110
53. Бінецький О. Є., Бородін В. І., Полковенко Б. Т. Параметрична схема теплообмінника у процесі нагрівання фенолу	112
54. Попович Н. В., Ярощук Л. Д. Програмування задач аналізу ситуацій для роботи оператора на виробництві розведеної азотної кислоти	114
55. Ситніков О. В., Нортенко А. І. Автоматизація процесу дистиляції у виробництві карбаміду з повним рідинним рециклом.....	116
56. Ладієва Л. Р., Бокій А. Ю. Математична модель електрофільтра у процесі выдпалювання колчедану в стані пилу	118
57. Радюк Т. М., Лукінюк М. В. Моделювання процесу випарювання плаву карбаміду	121
58. Колоскова О. О., Ковалевський В. М. Математична модель другої стадії процесу вторинної перегонки бензинового дистиляту	123
59. Жученко А. І., Волощук М. Г., Лазарук Ю. В. Дослідження температурного режиму процесу графітування в печі Ачесона.....	125
60. Попович О. В., Ярощук Л. Д. Впровадження системи <i>ISO</i> у виробництво глинозему спіканням	127
61. Полковенко Б. Т., Бородін В. І., Бінецький О. Є. Математичне моделювання процесу випарювання у виробництві кристалічного карбаміду марки «А»	129
62. Усманов Д. О., Ковалюк Д. О. Багаторівнева система керування виробництвом безперервного хлорування бензолу	131
63. Ярощук Л. Д., Кадун Я. С., Буйбарова Є. А. Контроль якості аморфного вуглецю на виробництві	133
64. Осіпа Р. А., Шаблій Т. О., Галім'янов О. В. Вибір системи керування базою даних для АСК процесами водозбереження	134
65. Тугай Є. В., Жученко О. А. Моделювання процесу прожарювання антрациту та коксу в обертовій барабанній печі	137
66. Сліпченко В. О., Черьопкін Є. С. Постановка задачі для розробки системи автоматичного керування процесом виробництва азотної кислоти	139
67. Татарчук Н. Б., Фешанич Л. І. Інформаційна технологія раннього виявлення відхилення процесу від нормальних робочих характеристик на основі оцінки фазових портертів.....	140
68. Становська І. І., Кошулян С. В., Торопенко О. В., Дадерко О. І. Інтелектуальні ризики в проектах транспортування великогабаритних вантажів	142
69. Пугановський О. В., Подустов М. О. Розробка системи автоматичного керування процесом абсорбції у виробництві нітратної кислоти	144
70. Іграк М. С., Борин В. С. Побудова автоматизованої системи керування котельною установкою	145
71. Жученко А. І., Піргач М. С., Жураковський Я. Ю., Антончик С. О. Математичні моделі напірних ящиків з повітряною подушкою як об'єктів керування рівнем маси, тиском повітряної подушки та напором маси	147

72. Торопенко Алла В., Становская Т. П., Швец П. С., Торопенко А. В. Математическое моделирование технологических процессов строительства слабосвязанных объектов.....	149
73. Сташкевич П. М., Лукінюк М. В., Гавриш Б. А. Дистанційне керування тепловими об'єктами за допомогою мікропроцесорних засобів	151
74. Дмитренко М. В., Оніщенко В. О. Сушильна камера як технологічний об'єкт керування.....	153
75. Жученко А. І., Піргач М. С., Жураковський Я. Ю., Войтюк Я. П. Апроксимація графіка перехідної функції каналу керування напором маси напірного ящика закритого типу.....	154
76. Білецький К. М., Оніщенко В. О. Автоматизація випарної колони в процесі деструктивної перегонки мазутів та гудронів	156
77. Зань О. В., Миленький В. В. Синтез системи керування відпарною колоною у процесі сополімеризації бутадієну та стиролу.....	158
78. Черьопкін Є. С., Пінкас. Т. В. Дослідження ефективності використання адаптивного ПД-регулятора для керування тепловим об'єктом	160
79. Козак Д. В., Оніщенко В. О. Моделювання газової ємності реактора окиснення як об'єкта керування.....	161

Наукове видання

АВТОМАТИЗАЦІЯ
ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ

П'ЯТА МІЖНАРОДНА НАУКОВО-ПРАКТИЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ
МОЛОДИХ УЧЕНИХ, АСПІРАНТІВ І СТУДЕНТІВ

АКІТ-2018

Київ, 11–12 квітня 2018 року

Матеріали конференції

Відповідальний за випуск
А. І. Жученко, д-р техн. наук, проф.,
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

Укладання, редагування, правка та комп'ютерне верстання
М. В. Лукінюка

Підп. до друку 17.04.2018. Формат 60×84¹/₁₆. Папір офс. Гарнітура Times.
Спосіб друку – ризографічний. Ум. друк. арк. 9,76. Обл.-вид. арк. 16,24. Наклад 60 пр.
Зам. № 18-050.

Видавництво «Політехніка» КПІ ім. Ігоря Сікорського
вул. Політехнічна, 14, корп. 15
03056, Київ
тел. (044) 204-81-78

КПІ ім. Ігоря Сікорського
Видавництво «Політехніка»