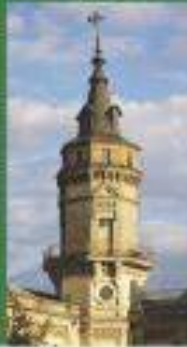


IV МІЖНАРОДНА НАУКОВО-ПРАКТИЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ
МОЛОДИХ УЧЕНИХ, АСПІРАНТІВ І СТУДЕНТІВ

АВТОМАТИЗАЦІЯ ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ-2017



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



АВТОМАТИЗАЦІЯ ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ-2017

IV МІЖНАРОДНА
НАУКОВО-ПРАКТИЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ
МОЛОДИХ УЧЕНИХ, АСПІРАНТІВ І СТУДЕНТІВ

АКІТ – 2017

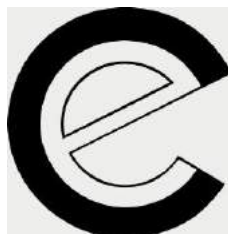
Київ, 19–20 квітня 2017 року

Матеріали конференції



МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»

Інженерно-хімічний факультет



АВТОМАТИЗАЦІЯ ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ – 2017

IV МІЖНАРОДНА НАУКОВО-ПРАКТИЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ
МОЛОДИХ УЧЕНИХ, АСПІРАНТІВ І СТУДЕНТІВ

АКІТ – 2017

КИЇВ, 19–20 КВІТНЯ 2017 року

Матеріали конференції

Київ
НТУУ «КПІ»
2017

УДК 681.2.08
ББК 30
А53

А53 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології [Текст]: 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

Наведено матеріали Четвертої Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, студентів і аспірантів «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології (АКІТ-2017)», яка відбулася в Національному технічному університеті України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» 19–20 квітня 2017 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.

Конференції надано статус міжнародної
Лист Міністерства освіти і науки України
№ 1/9-24 від 23.01. 2017 (позиція 6)

Рекомендовано до друку
Вченою радою
Інженерно-хімічного факультету
Національного технічного університету України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
(Протокол № 1 від 30.01.2017 р.)

Відповідальний за випуск
А. І. Жученко, д-р техн. наук, проф.,
Національного технічного університету України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

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

УДК 681.2.08
ББК 30

ISBN 978-966-622-826-3

© Автори тез доповідей, 2017
© КПІ ім. Ігоря Сікорського (ІХФ), 2017



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 22 викладачі, 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.

ПРОГРАМНЕ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ДЛЯ СИСТЕМИ ПЕРЕДАВАННЯ ДАНИХ З АДАПТИВНИМ ТУРБО-ДЕКОДЕРОМ

Іванов Ю. Ю., Кривогубченко С. Г.

Вінницький національний технічний університет, Yura881990@yandex.ru

Одним із основних і найбільш перспективних напрямів у розвитку теорії завадостійкого кодування є захист інформації на основі паралельних каскадних конструкцій згорткових кодів (турбо-код). Цей код є ефективним методом роботи з даними в каналах з низькою енергетикою [1]. Останнім часом спостерігається збільшення кількості досліджень турбо-подібних кодів, оскільки сучасні технічні можливості дозволяють застосовувати складні обчислювальні ітеративні ймовірнісні алгоритми турбо-декодування. Завдяки конструктивним особливостям турбо-коди дозволяють здійснити ефективне передавання даних практично в будь-якій системі зв'язку: телебаченні (*DVB-RCS, DVB-RCT, DVB-SSP*), телеметрії, бездротових локальних мережах (*WiMAX*), *SDR* системах (*software defined radio* – програмно-визначених радіосистемах), мобільних (*3G, 4G LTE, Inmarsat*) і космічних (*CCSDS*) комунікаціях [2–4].

У ході досліджень турбо-кодів під час програмно-апаратної реалізації на цифровому сигнальному процесорі (ЦСП) набув подальшого розвитку метод комплексного оцінювання обчислювальної складності турбо-декодерів з урахуванням кількості комірок пам'яті m згорткового кодера та загальної кількості символів h з його виходу. Результатом таких досліджень є аналітичні вирази, що визначають кількість елементарних математичних операцій (ЕМО), які необхідно виконати для обчислення параметрів різних методів турбо-декодування в ході декодування одного бінарного інформаційного символу. Для комплексного порівняльного аналізу обчислювальної складності методів декодування доцільно застосувати параметри відносної складності $O = N/n$, де N та n – відповідно більша та менша кількості ЕМО для методів декодування, що порівнюються. Результати розрахунків для значень m (від 1 до 9) та h (від 2 до 6) представлено у табл. 1, де символ \uparrow (\downarrow) показує, у скільки разів (мінімум та максимум) метод декодування в рядку складніший (простіший) за той, який у стовпці [5].

Таблиця 1 – Показники відносної складності O для методів турбо-декодування

Методи декодування	<i>MAP</i>	<i>PL-log-MAP</i>	<i>max-log-MAP</i>	<i>Bi-SOVA</i>	<i>SOVA</i>
<i>MAP</i>	1	$\uparrow 3,68-7,67$	$\uparrow 7,19-15,7$	$\uparrow 8,22-13,2$	$\uparrow 9,42-18,3$
<i>PL-log-MAP</i>	$\downarrow 3,68-7,67$	1	$\uparrow 1,69-2,46$	$\uparrow 1,50-3,06$	$\uparrow 1,87-3,87$
<i>max-log-MAP</i>	$\downarrow 7,19-15,7$	$\downarrow 1,69-2,46$	1	$\uparrow 0,84-1,23$	$\uparrow 1,10-1,57$
<i>Bi-SOVA</i>	$\downarrow 8,22-13,2$	$\downarrow 1,50-3,06$	$\downarrow 0,84-1,23$	1	$\uparrow 1,24-1,39$
<i>SOVA</i>	$\downarrow 9,42-18,3$	$\downarrow 1,87-3,87$	$\downarrow 1,10-1,57$	$\downarrow 1,24-1,39$	1

Аналіз даних з табл. 1 свідчить, що за однакових вхідних даних найбільш складним є метод *MAP*, далі *PL-log-MAP*, *max-log-MAP*, *Bi-SOVA*, а найменш

складним – *SOVA*. Отримані результати можна використовувати для аналізу складності реалізації турбо-кодів на ЦСП з метою вибору елементної бази та розробки адаптивного блоку у складі турбо-декодера.

У результаті науково-дослідної роботи розроблено програмне забезпечення, яке дозволяє застосувати адаптивний турбо-кодек у розподілених комп'ютерних системах різного функціонального призначення [6]. Програма може працювати залежно від вимог, які ставлять до системи передавання даних (коефіцієнт бітових помилок, швидкість передавання, завади в каналі зв'язку тощо). Блок адаптації дозволяє змінити метод турбо-декодування, наприклад, на простіший (швидший, з меншими вимогами до вірогідності отриманих даних, якщо завади незначні) або складніший (повільний, жорсткі вимоги до вірогідності отриманих даних, якщо потужні завади або джаммінг). Слід зазначити, що інженеру-розробнику потрібно значно ускладнювати схему декодера, вносити доповнення у протокол зв'язку, що викликає певні труднощі практичної реалізації. Детальні результати досліджень наведено у роботах [5–6], де показано експерименти над мультимедіа-даними, а також надано рекомендації щодо використання розробленого програмного забезпечення.

Отже, розроблено програмне забезпечення, яке можна застосовувати для комп'ютерного імітаційного моделювання у ході оцінювання характеристик процесу передавання даних з використанням адаптивного турбо-декодера або під час роботи розподіленої комп'ютерної системи зв'язку в реальних умовах.

1. **Verrou C.** Near Shannon Limit Error-Correcting Coding and Decoding: Turbo-Codes [Text] / C. Verrou, A. Glavieux, P. Thitimajshima // Proc. In ICC'93. – Geneva, Switzerland: 1993. – P. 1064-1070.

2. **Іванов Ю. Ю.** О некоторых аспектах итеративной стратегии декодирования турбо-кодов: ретроспектива и ”турбо”-принцип [Текст]: материалы IV международной научно-практической конференции “Информационные технологии и компьютерная инженерия” / Ю. Ю. Иванов, А. Я. Кулик. – Винница: ВНТУ, 28–30 мая 2014. – С. 157–160.

3. Channel Coding: Theory, Algorithms, and Applications [Text] / M. Fossorier, D. Declercq, E. Biglieri and others. – Academic Press Library in Mobile and Wireless Communications, Elsevier, 2014. – 690 p.

4. **Кулик А. Я.** Порівняльний аналіз складності реалізації методів декодування турбо-кодів [Текст] / А. Я. Кулик, С. Г. Кривогубченко, Ю. Ю. Іванов // Інформаційні технології та комп'ютерна інженерія. – Вінниця: ВНТУ, 2013. – № 1. – С. 26–31.

5. **Іванов Ю. Ю.** Особливості апаратно-програмної реалізації турбо-кодів: порівняльний аналіз складності реалізації на цифровому сигнальному процесорі [Текст] / Ю. Ю. Іванов // Вісник Вінницького політехнічного інституту. – Вінниця: ВНТУ, 2016. – № 3. – С. 94–101.

6. **Іванов Ю. Ю.** Експериментальне дослідження завадостійкості турбо-кодів: числові оцінки та імітаційне моделювання нового субоптимального алгоритму PL-log-MAP [Текст] / Ю. Ю. Іванов // Вісник Вінницького політехнічного інституту. – Вінниця: ВНТУ, 2016. – № 5. – С. 76–84.

АНАЛІЗ АВТОМАТИЗОВАНОЇ СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ОПАЛЕННЯМ В РОЗУМНОМУ БУДИНКУ

Манглієва Т. Н., Юхимчук М. С.

Вінницький національний технічний університет, manglievatanyha@gmail.com

Анотація

В роботі удосконалено метод аналізу стійкості автоматичних систем управління опаленням у розумному будинку шляхом математичного моделювання знайдено допустимі проміжки зміни параметрів нелінійних елементів, за яких зберігається стійкість системи управління.

Ключові слова: *розумний дім, автоматизована система управління, автоматизація, опалення.*

Вступ

Світ технологій розвивається безперервно і динамічно. Метою прогресу є покращення умов життя людини та створення їх якомога комфортнішими і продуктивними. Як зазначають в *Google*, до 2008 року був «Інтернет людей», тепер настав «Інтернет речей», так як пристроїв, підключених до світової мережі стало більше ніж жителів планети. Завдяки цьому взаємодію їх з людиною стало можливо винести на зовсім інший рівень.

Метою презентованої роботи є дослідити стійкість власної автоматизованої системи управління опаленням в розумному домі при різних впливах.

Результати дослідження

Розумний будинок – це житлове середовище сучасного типу, організоване для проживання людей за допомогою автоматизації та високотехнологічних пристроїв [1], які утворюють інтелектуальну систему управління для забезпечення узгодженої й автоматичної роботи всіх інженерних мереж будинку. Автоматизована система управління опаленням «розумного будинку» здійснює розподіл ресурсів, знижує експлуатаційні витрати та забезпечує користувача зрозумілим інтерфейсом, який допоможе контролювати та управляти системою.

Автоматизована система управління опаленням у розумному будинку буде виконувати такі функції: управління мікрокліматом у будинку в присутності (за відсутності) мешканців; зміна мікроклімату в будинку (за бажанням мешканців).

Зазначена система управління опаленням у розумному домі буде складатися з таких, поєданих між собою, елементів: котел, ресивер, термостат, шлюз, *wi-fi* роутер.

Для автоматичного керування системою опалення в розумному будинку буде використано спеціальний технічний засіб – термостат, за допомогою якого людина зможе аналізувати стійкість системи та встановлювати потрібний температурний режим у будинку – як з індивідуальним (рис. 1), так і централізованим (рис. 2) опаленням [2].

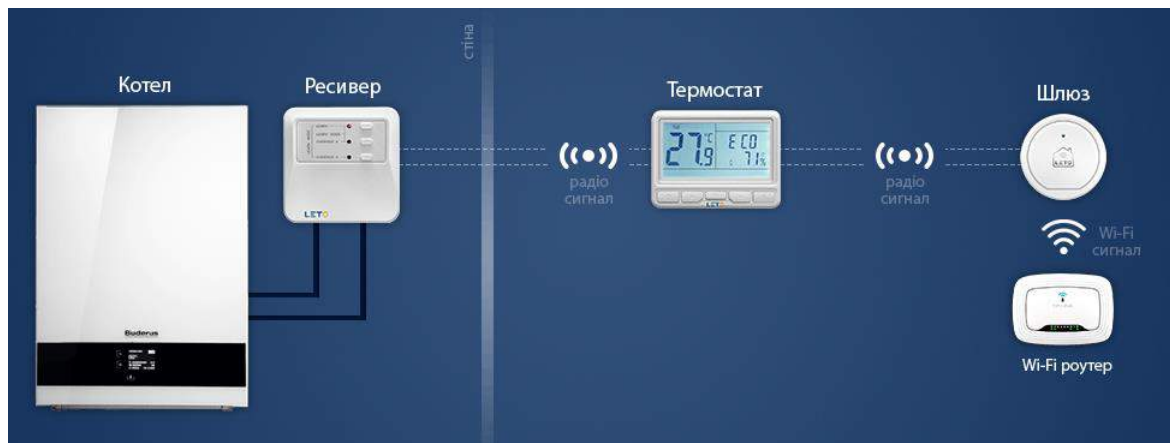


Рис. 1. Автоматизована система управління індивідуальним опаленням

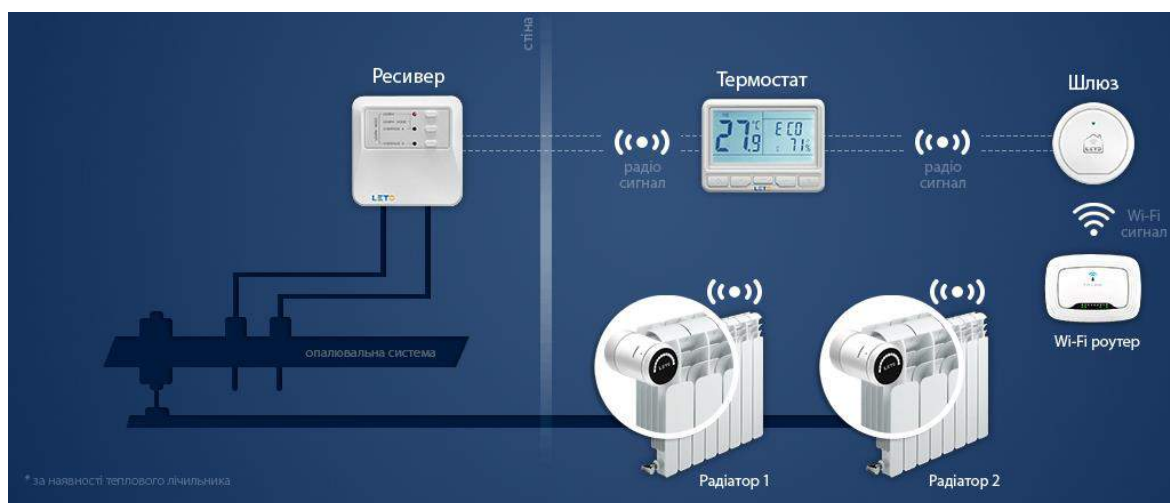


Рис. 2. Автоматизована система управління централізованим опаленням

Висновок

Створено та проаналізовано стійкість автоматизованої системи управління опаленням у розумному будинку з централізованим та індивідуальним управлінням.

1. **Либерман Н. Б.** Справочник по проектированию котельных установок систем централизованного теплоснабжения [Текст] / Н. Б. Либерман, М. Т. Нянкoвская. – Москва : «Энергия», 2005. – 228 с. – Библиогр. : с. 28-52. – ISBN 978-5-4365-0424-7.

2. **Ефремова Н.** Система умный дом – технология экономии, удобства и комфорта высокого уровня [Электронный ресурс]. – Статья / Харьков. – 2005. – С. 2. – Режим доступа: <http://smarton.com.ua>. – Загол. з екрана. – Мова укр., рос., англ.

АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ОСУШЕННЯ ПРИРОДНОГО ГАЗУ НА ОСНОВІ МЕТОДІВ НЕЧІТКОЇ ЛОГІКИ

Лагойда А. І., Джурин А. В.

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

На основі проведеного аналізу технологічного процесу осушення природного газу досліджено, що в задачах автоматичного керування потрібно брати до уваги ряд характеристик, враховуючи які звичайні системи не можуть забезпечувати необхідної якості процесу керування. У зв'язку з цим необхідно вдаватися до ускладнення як структури систем, так і алгоритмів керування [1].

Синтез регулятора на основі методів нечіткої логіки є актуальною науково-прикладною задачею у зв'язку з необхідністю підвищення якісних показників технологічного процесу осушення природного газу.

Тому метою даної роботи є синтез нечіткого регулятора, призначеного для роботи у складі системи регулювання якості осушеного газу.

На основі проведення експериментальних досліджень по каналу регулювання тиску в абсорбері та здійснення їх обробки, визначено передавальну функцію для дослідженого каналу:

$$W(s) = \frac{1}{1002,404p^2 + 58,066p + 1} \quad (1)$$

Для знаходження оптимальних параметрів налаштування регулятора [2, 3] було використано елемент блоку оптимізації *Signal Constraint – Check Step Response Characteristics*, який знаходиться в бібліотеці *Simulink*. Результати моделювання перехідного процесу з відповідним регулятором наведено на рис. 1.

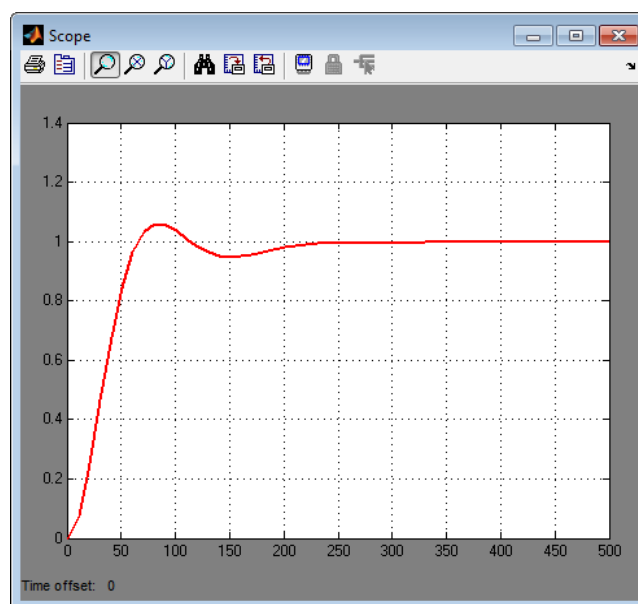


Рис. 1. Перехідна характеристика системи регулювання якості осушеного газу з ПД-регулятором

Оскільки застосування типового ПД-регулятора не завжди забезпечує оптимальність технологічного процесу тому здійснюватимемо підлаштування коефіцієнтів ПД-регулятора за допомогою фазі-регулятора (рис. 2, 3).

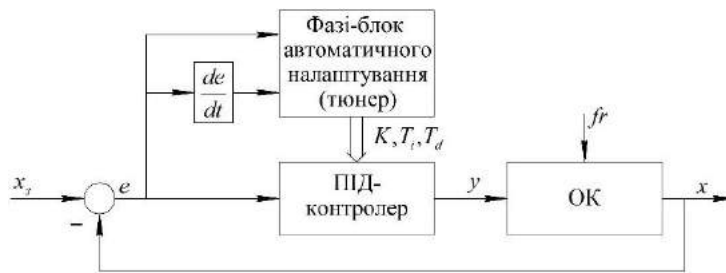


Рис. 2. Структура ПІД-регулятора з фазі-блоком автоматичного налаштування коефіцієнтів

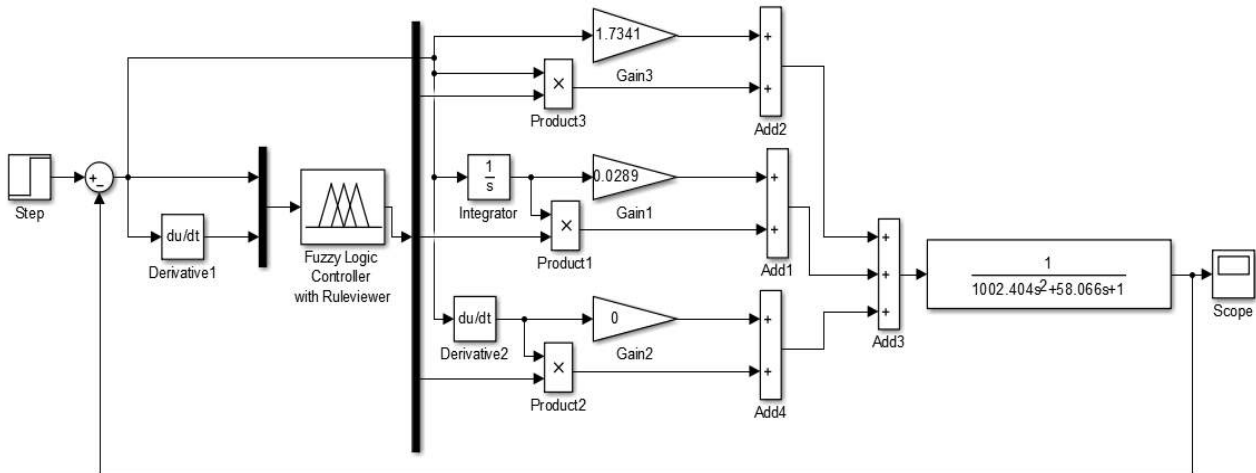


Рис. 3. Структура ПІД-регулятора з фазі-блоком автоматичного налаштування в Matlab

Провівши моделювання за допомогою структурної схеми в *Matlab* (рис. 3), отримаємо перехідну характеристику, зображену на рис. 4.

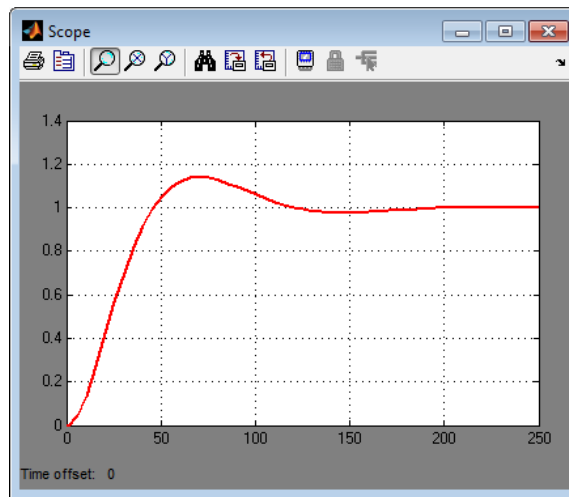


Рис. 4. Перехідна характеристика системи з ПІД-регулятором з фазі-блоком автоматичного налаштування

В результаті проведених досліджень отримано метод, який значно підвищив швидкодію досліджуваної системи за рахунок зміни структури регулятора.

1. Технологічні вимоги до систем антипомпажного регулювання відцентрових нагнітачів газоперекачувальних агрегатів [Текст]. – К.: ДК «Укртрансгаз», 1999. – № 399. – 9 с.
2. Ротач В. Я. Теория автоматического управления [Текст]: учебник для студентов вузов / В. Я. Ротач. – Москва: Изд. МЭИ, 2004. – 400 с. – Библиогр.: с. 394. – ISBN 978-5-903072-69-9.
3. Ротач В. Я. Расчет настройки реальных ПИД-регуляторов [Текст] / В. Я. Ротач. – Теплоэнергетика, 1993. – № 10. – с. 31–35.

INTELLEAGENT CHEMICAL SENSORS WITH WIDE RANGE OF THE MEASUREMENT

Vashpanov Yu. A.

Department of automation of production processes and robotics systems,
Odessa academy of food technologies, Odessa, Ukraine, vashpanov@mail.ru

Previously, we published the results of research of photovoltaic sensors to detect ammonia in a wide range of concentrations*. This gas detecting method opens a new way for creating of intelligent type gas sensors. We can control sensitivities and metrological specifications of photovoltaic sensors during experiment. Selectivity properties of gas sensors are very important in practice. Unfortunately, porous silicon has an electrical sensitivity to numerous gases. In this report we present the results for a using of such sensors for detecting of acetone in an inert atmosphere of pure nitrogen.

Porous silicon for this study was formed by anode electrochemical etching of (111) oriented p-type silicon wafer within a resistivity of 10 Ωcm at a current density of 10 mA/cm^2 using HF-based solutio. During etching an additional illumination and an ultrasonic processing was applied to the silicon surface. The thickness of porous silicon layers is found from cross-section scanning electron microscopy (approximately 12 μm at 5 min etching time). Thin porous film from aluminum was manufactured on a surface of porous layer (gas and light transparent contact. This thin layer was transparent to illumination and gas molecules and create electrical contact to porous silicon.

The photo electromotive forces of samples were studied in a special measuring chamber at room temperature. We used voltmeter-electrometer for Photo-EMF registration. Composition of gas atmosphere was changed by gas generator under dynamical mixing a clean nitrogen with a researched gas. The surface of samples was illuminated at different intensity and wavelengths of light. Illumination levels was measured by Luminance meter T-10 of Konica Minolta.

Figure 1 shows the concentration dependences of Photo-EMF under acetone adsorption at different levels of illuminations. In our experiment maximal changes of Photo-EMF magnitudes ranged under levels of illuminations from 1 ppm to 10000 ppm (200 lx), from 10 ppm to 1000 ppm (20 lx) and from 1 ppm to 100 ppm (2 lx). These ranges show that variation of light exposure permits operation of Photo-EMF sensitivity at different gas measuring ranges for acetone. The photo-EMF-based gas sensors can change sensitivities and ranges of measurement by changing illumination intensity. These data can be the basis for the development of intellectual sensors for the researched gas with a wide dynamic measurement range with the maximum possible accuracy of measurement.

We standardize parameter L based on these measurements. We found a dependence of the EMF-magnitude at different illumination levels with maximal

* Vashpanov Yu. A. Photo-EMF sensitivity of porous silicon thin layer – crystalline silicon heterojunction to ammonia adsorption [Text] // Yu. A. Vashpanov, J. I. Jung and K. D. Kwack // Sensors. – 2011. – Vol.11. – P. 1321-1327. – ISSN 1424-8220.

sensitivity to acetone. The approximation of the calibration curves can be described by the formula:

$$U(L) = -0,475 + 2,3739\ln(L + 1,01). \quad (1)$$

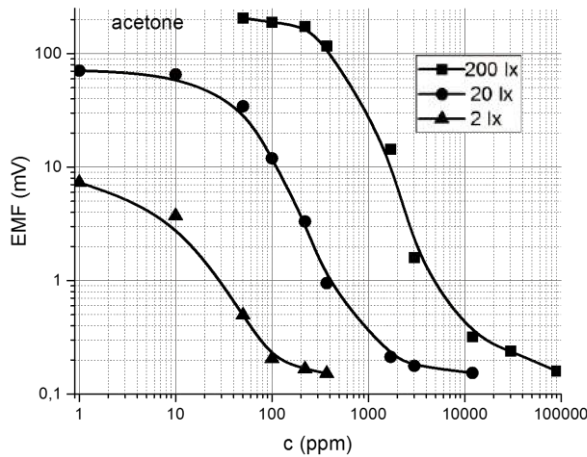


Fig. 1. Dependences of Photo-EMF of sensors on acetone concentration under different Illumination levels 2, 20 and 200 lx

the maximal precision can be achieved using equation (1) by finding a two-parameter function $c(U, L)$ that describes the experimental data.

We have developed software modules controlling the intensity of light for maximum accuracy under NI LabView program and National Instruments hardware (fig.2).

In our photo-EMF-based gas sensors the gas concentration depends on two parameters: magnitude of photo-EMF (parameter U) and light intensity (parameter L).

This sensor data allows for the direct calculation of the ammonia concentration in real time. The

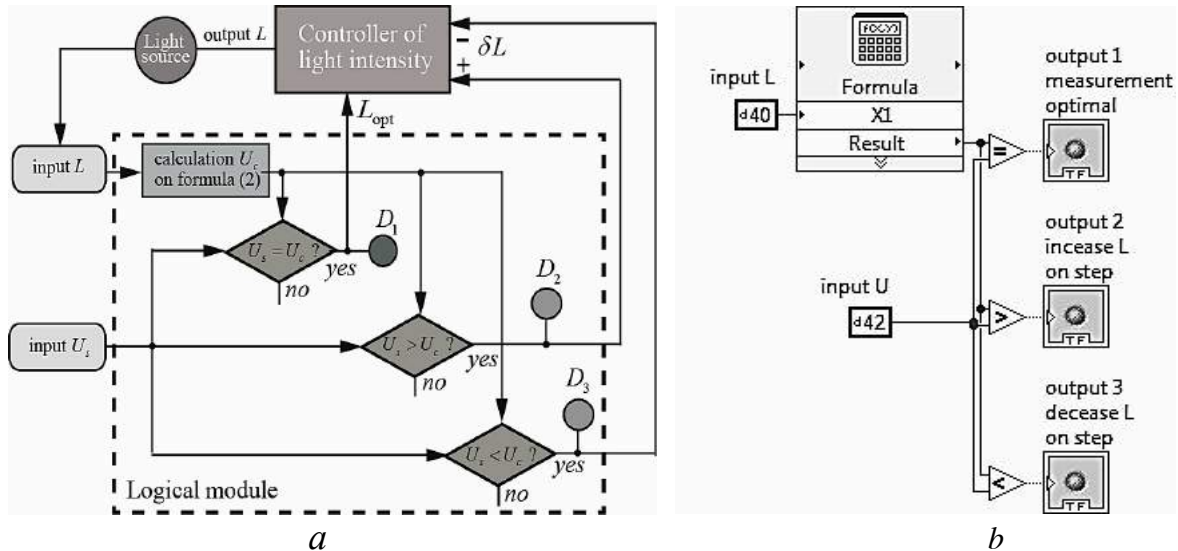


Fig. 2. A control algorithm of parameter L for optimal measurement of gas concentration with photo-EMF-based semiconductor sensors (a). Logical module in LabView program (b).

New photo-EMF-based gas sensors can change measurement sensitivity and concentration range by changing illumination. We engineered the separately specific modules in NI LabView program for dynamic control sensitivity and concentration range in real-time of measurement.

АНАЛІЗ ДИНАМІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ ВІДЦЕНТРОВОГО НАГНІТАЧА ГАЗОПЕРЕКАЧУВАЛЬНОГО АГРЕГАТУ

Лагойда А. І., Кропельницький С. В.

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

Оскільки зміна параметрів відцентрового нагнітача газоперекачувального агрегату має випадковий характер, то для побудови моделі можна застосувати методи математичної статистики, адже випадкові процеси, як відомо [1, 2], зручно описувати за допомогою статистичних характеристик – таких як математичне сподівання, дисперсія, автокореляційна функція та спектральна щільність.

Розглянемо зв'язок між статистичними характеристиками двох стаціонарних сигналів – витратою $Q(t)$ і ступенем підвищення тиску газу $E(t)$, які є відповідно вхідним і вихідним сигналами лінійної динамічної ланки з шуканою передавальною функцією $W(s)$.

Вихідними даними для проведення аналізу статистичних характеристик є графік зміни продуктивності $Q(t)$ (рис. 1) та ступеня підвищення тиску газу $E(t)$ (рис. 2).

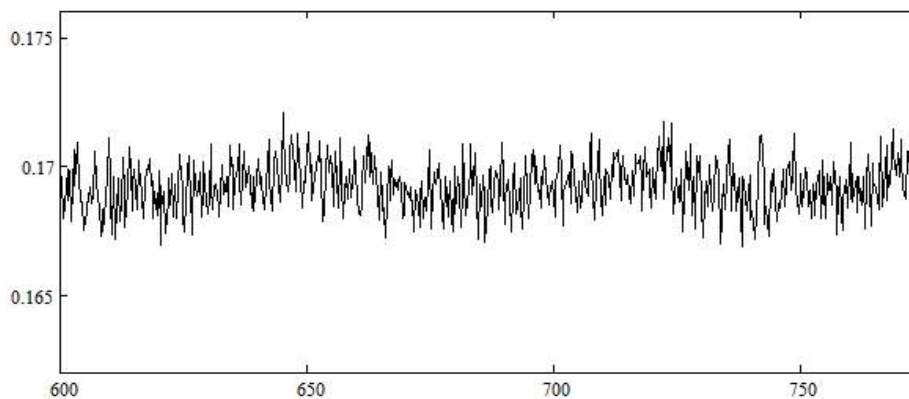


Рис. 1. Графік зміни $Q(t)$

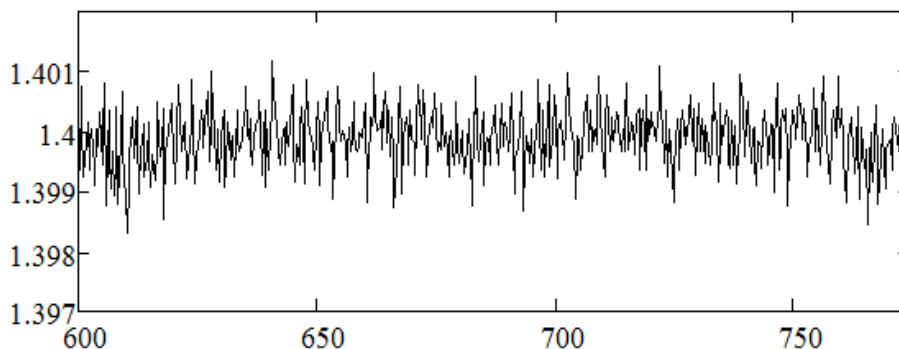


Рис. 2. Графік зміни $E(t)$

В результаті проведених досліджень отримано рівняння функцій спектральних щільностей вхідного (1) та вихідного (2) сигналів:

$$S_y(\omega) = 1,843 - 1,217 \cdot 10^{-4} \omega^2 + 1,68 \cdot 10^{-9} \omega^4, \quad (1)$$

$$S_x(\omega) = 0,383 - 5,87 \cdot 10^{-7} \omega^2. \quad (2)$$

У результаті даних розрахунків отримуємо вираз:

$$|W(j\omega)|^2 = \frac{0,383 - 5,87 \cdot 10^{-7} \omega^2}{1,843 - 1,217 \cdot 10^{-4} \omega^2 + 1,68 \cdot 10^{-9} \omega^4}. \quad (3)$$

Щоб отримати із виразу (3) передавальну функцію, скористалися програмним продуктом *Matlab* і функцією *fact*: $[W, W_]=fact(S)$, яка виконує факторизацію дробово-раціонального виразу [3].

Після проведення обрахунків отримано таку передавальну функцію відцентрового нагнітача газоперекачувального агрегату по каналу $Q(t) \rightarrow E(t)$:

$$W(s) = \frac{7,688 \cdot 10^{-4} s + 0,619}{4,099 \cdot 10^{-5} s^2 + 1,526 \cdot 10^{-2} s + 1,358}. \quad (4)$$

За допомогою вбудованих функцій *step(W)* та *impulse(W)* у програмному продукті *Matlab* знаходимо відповідно перехідну (рис. 3) та імпульсну перехідну (рис. 4) функції.

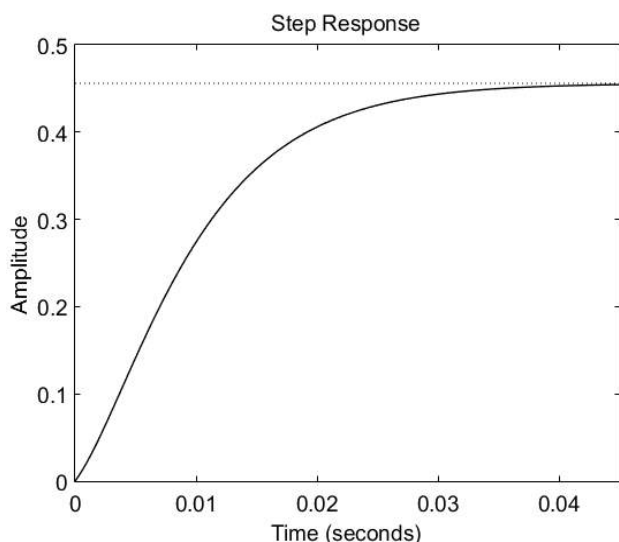


Рис. 3. Перехідна функція

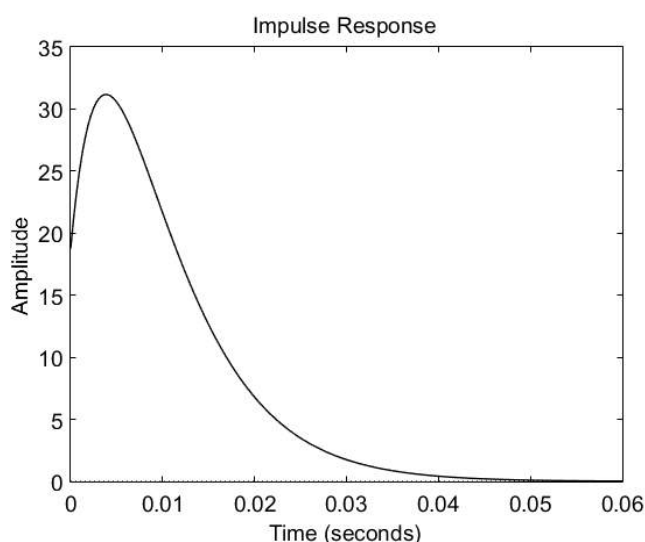


Рис. 4. Імпульсна перехідна функція

На основі отриманих характеристик можна дійти висновку, що час перехідного процесу становить 0,04 с.

1. Семенцов Г. Н. Теорія автоматичного керування [Текст]: навч. посіб. / Г. Н. Семенцов. – Івано-Франківськ: Факел, 1999. – 610 с. – Бібліогр.: с. 605–607.
2. Ротач В. Я. Теория автоматического управления [Текст]: учеб. для студ. вузов / В. Я. Ротач. – Москва: Изд. МЭИ, 2004. – 400 с. – Библиогр.: с. 394. – ISBN 978-5-903072-69-9.
3. Волков В. Л. Разработка алгоритмов оценивания процессов на основе Matlab [Текст] / В. Л. Волков. – Арзамас: ОО «Ассоциация ученых», 2009. – 58 с. – Библиогр.: с. 55–57.

СТРУКТУРА АВТОМАТИЗОВАНОЇ СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ПРОЦЕСОМ БУРІННЯ СВЕРДЛОВИН

Зварич Д. М.

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

Задача автоматизованого управління процесом буріння нафтових і газових свердловин є об'єктом уваги вітчизняних і зарубіжних дослідників [1, 2, 3]. Заплановане державою підвищення обсягів пошуково-розвідувального буріння вимагає покращення якості процесів управління бурінням, що, в свою чергу, вимагає більш детального вивчення цього процесу. Оскільки процес буріння глибоких свердловин є нестационарним стохастично-хаотичним і таким, що розвивається в часі, а структура конструкції колони бурильних труб є фрактальною, виникає необхідність прийняття оптимальних керувальних рішень в умовах апріорної та поточної невизначеності щодо структури в параметрів об'єкта.

Запропоновано узагальнену структуру автоматизованої системи управління процесом буріння свердловин з однією керувальною дією – осьовим зусиллям на долото, яку наведено на рис. 1.

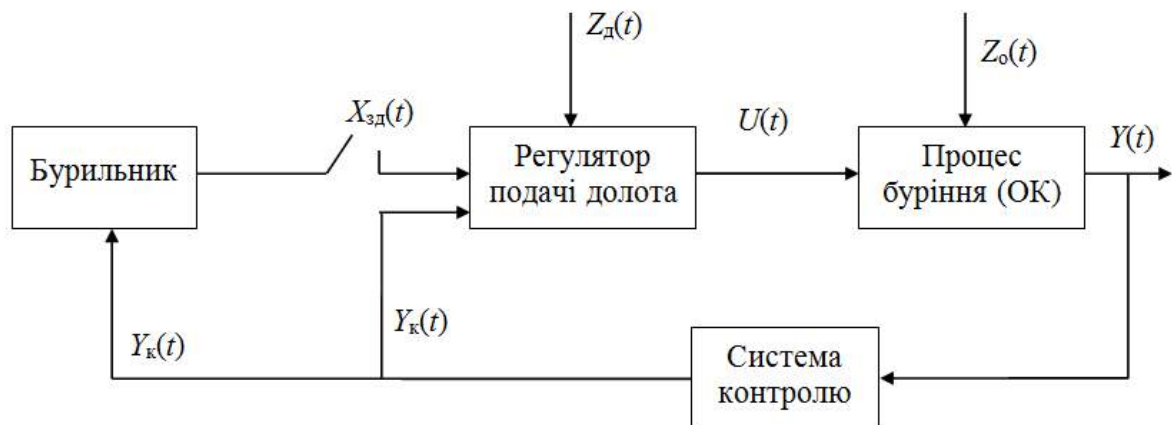


Рис. 1. Узагальнена структура автоматизованої системи управління процесом буріння свердловин: $X_{зд}(t)$ – задане значення осьового зусилля на долото; $Y(t)$ – фактичне значення осьового зусилля на долото; $U(t)$ – керувальна дія; $Z_0(t)$ – недоступні для спостережень збурення; $Z_d(t)$ – перешкоди; $Y_k(t)$ – контрольоване значення керованої величини; ОК – об'єкт керування

Алгоритм функціонування процесу буріння як об'єкта керування представимо у такому вигляді:

$$Y(t) = A_{OK}[U(t), Z_0(t)], \quad (1)$$

де A_{OK} – оператор об'єкта керування, параметри та структура якого змінюються в міру поглиблення свердловин.

Алгоритм функціонування регулятора подачі долота має такий вигляд

$$U(t) = A_p [X_{зд}(t), Y_k(t), Z_d(t)], \quad (2)$$

де A_p – оператор регулятора, параметри якого залежать від геолого-технічних умов буріння свердловини.

Сукупність рівнянь (1) і (2) створює алгоритм функціонування автоматизованої системи управління процесом буріння свердловин, коли керувальною дією є осьове зусилля на долото. Система має реалізовувати адаптивний принцип управління.

Запропоновано використовувати для вирішення завдань адаптивного управління енерго-інформаційний підхід, що ґрунтується на наявності екстремуму статичної характеристики процесу буріння – залежності питомих енерговитрат від осьового зусилля на долото (рис. 2). Графік отримано за результатами експериментальних досліджень [2].

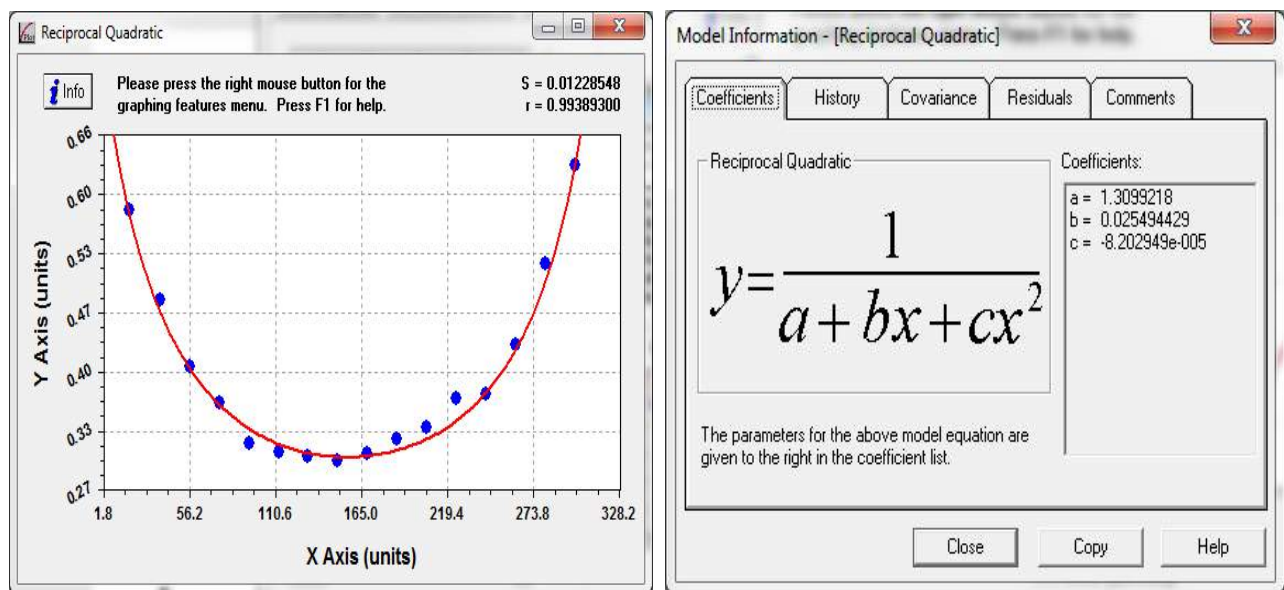


Рис. 2. Інформаційна модель *Reciprocal Quadratic* і графік залежності питомих витрат енергії на буріння свердловин від осьового зусилля на долото $w = f(F)$: w – питомі витрати енергії у відносних одиницях; F – осьове зусилля на долото (1,8...328 кН)

Для виконання поставлених завдань розробляється комплекс інтелектуальних алгоритмів системи управління процесом буріння з використанням інтелектуальних підсистем підтримки процесів прийняття рішень та аналізу виробничих ситуацій.

1. Семенцов Г. Н. Моделирование та ідентифікація процесу буріння для задач оптимізації управління [Текст] / Г. Н. Семенцов, О. В. Гутак. – Одеса: Купrienko С. В., 2014. – 295 с. – 300 прим. – ISBN 978-966-2769-43-2.

2. Жуковский А. А. Методы статистической оптимизации процесса бурения: [Текст] / А. А. Жуковский // Изв. Вузов: Горный журнал. – 1985. – № 8. – С. 96–101. – ISSN 0536–1028.

3. Thonhauser G. Using Real-Time Data for Automated Drilling Performance Analysis / G. Thonhauser // Oil Gas European Magazine. – 2004. – № 4. – P.170-173.

АВТОМАТИЧНА САМОНАЛАГОДЖУВАЛЬНА СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ОБ'ЄКТОМ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ТИПУ

Хобін В. А., Левінський М. В.

Одеська національна академія харчових технологій, maxlevinskyi@gmail.com

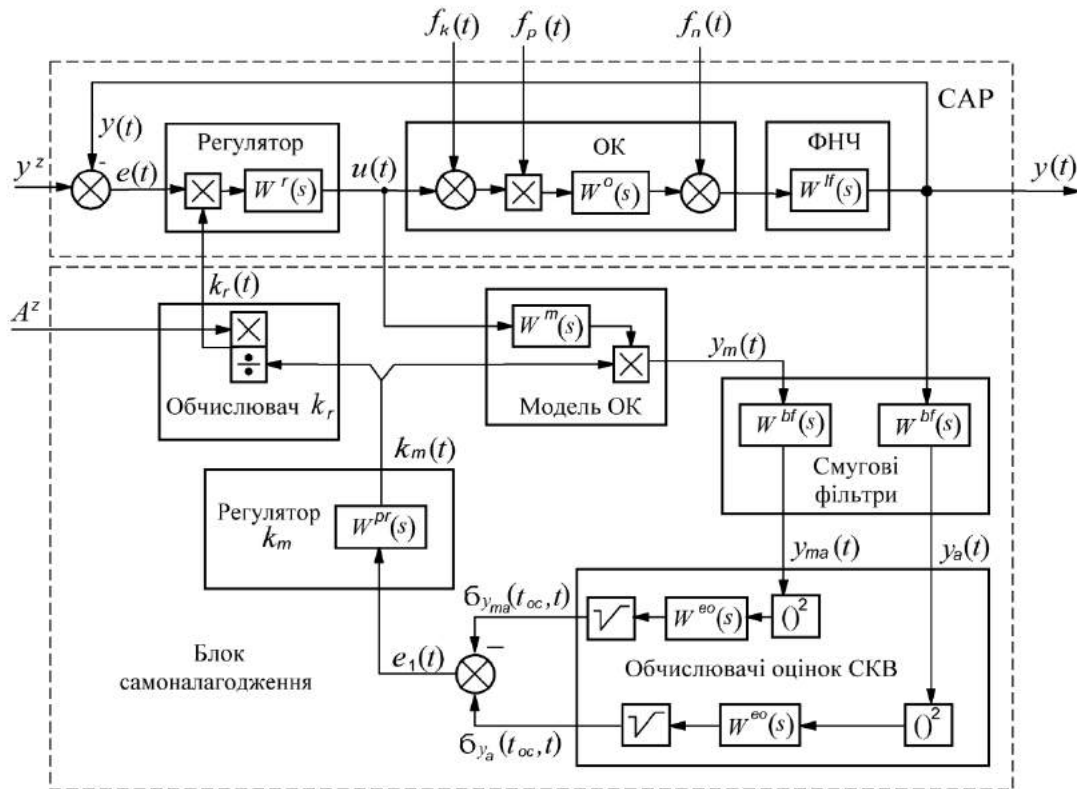
Під час керування низкою об'єктів технологічного типу виникають складнощі, пов'язані зі змінами їх властивостей, які зумовлені змінами параметрів сировини, енергоносіїв, деградацією обладнання тощо. Ці зміни впливають не лише на керовані змінні, але й змінюють характер власного руху системи у замкнутому контурі. В математичних моделях такі зміни відносять до параметричних збурень $f_p(t)$ і часто відображають за допомогою змінного коефіцієнта передачі $k_o(t)$ об'єкта керування (ОК). Діапазон цих змін може сягати значень більше десяти. Штатні системи керування з незмінними параметрами регулятора в такому разі втрачають стійкість «в малому» та переходять у позиційний режим роботи. Тому актуальним залишається питання побудови систем автоматичного регулювання із самоналагодженням (САРС) параметрів регулятора до змінного коефіцієнта передачі об'єкта керування. Відомі системи зі штучним пошуковим сигналом, з розмиканням контуру регулювання, зі зміною структури регулятора наражають на ризик виходу регульованої змінної $y(t)$ за регламентні зони і виникнення передаварійної ситуації.

Альтернативою таким системам може бути відома самоналагоджувальна система [1], яка використовує для ідентифікації поточних значень коефіцієнта передачі $k_o(t)$ ОК складову власного руху $y(t)$, що виникає із замиканням контуру зворотного зв'язку. При цьому цю складову за допомогою фільтрів відділяють від вимушеної складової $y(t)$, яка виникає під впливом неконтрольованих координатних збурень $f_k(t)$ і шумів $f_n(t)$ випадкового характеру. В [1] показано, що оцінка дисперсії складової власного руху, яку можна отримати на ковзному інтервалі часу, пропорційна квадрату $k_o(t)$. Суттєвим недоліком такої системи є якраз квадратична статична характеристика контуру самоналагодження, яка зумовлює досить вузький діапазон змін зовнішніх чинників, в яких система роботоспроможна.

Вважаємо за доцільне використовувати як інформаційну змінну не оцінку дисперсії, а оцінку середньоквадратичного відхилення (СКВ) фільтрованого значення складової власного руху $y_d(t)$, що компенсує недолік відомої системи. Рекомендовану структурну схему самоналагоджувальної системи представлено на рисунку, де: y^z , A^z – задані значення; $W(s)$ – передатні оператори відповідних ланок; $u(t)$ – керувальна змінна; $y_m(t)$ – вихід моделі ОК; $e_1(t)$ – алгебрична різниця оцінок СКВ; $k_m(t)$ – вихід регулятора k_m , він же коефіцієнт передачі моделі ОК; $k_r(t)$ – обчислене значення коефіцієнта передачі регулятора САРС.

Оскільки система включає два взаємопов'язані контури регулювання та нелінійні ланки, то для її аналізу застосовується не аналітичний підхід, а імітаційне моделювання в середовищі *Simulink/Matlab* шляхом організації спланованих комп'ютерних експериментів.

Особливості структури регулятора САР наведено в [2]. За смугові фільтри рекомендується використовувати фільтри Баттерворта. Обґрунтування вибору їх структури наведено в [3]. Для отримання оцінок СКВ $\sigma_{y_a}(t_{oc}, t)$, $\sigma_{y_{ma}}(t_{oc}, t)$ фільтрованих змінних $y_a(t)$, $y_{ma}(t)$, які пропорційні відповідним поточним значенням $k_o(t)$ і $k_m(t)$, використано експонентне усереднення цих випадкових процесів на ковзному інтервалі часу t_{oc} .



Структурна схема САРС

Питання вибору параметрів смугових фільтрів, обчислювачів оцінок СКВ та регулятора k_m контуру самоналаштування шляхом оптимального параметричного синтезу за мінімумом нормованого інтегрального квадратичного критерію похибки регулювання $e(t)$ САРС розглянуто в [4].

У доповіді узагальнюються питання, які висвітлено в посиланнях, а також розглядаються недоліки даної САРС та можливі шляхи їх усунення.

1. Самоналагоджувальна система [Текст] : патент на корисну модель UA 36671 Україна, МПК²⁰⁰⁶ G05B13/02. / В. А. Хобін, О. А. Марчук (Україна); заявник Одеська національна академія харчових технологій. – № u200801328; заявл. 04.02.2008; опубл. 10.11.2008. Бюл. 21. – 5 с.

2. **Khobin V. A.** Problem topicality of offset absence order increase in controllers during control of objects with varying transmission coefficient [Text] /V. A. Khobin, M. V. Levinskyi // ATBP journal. – 2016. – № 2 (26). – P. 31–38.

3. **Khobin V. A.** Filters research for free motion extraction in self tuning automatic control systems [Text] /V. A. Khobin, M. V. Levinskyi // ATBP journal. – 2016. – № 3 (27). – P. 5–16.

4. **Хобін В. А.** Оптимізація фільтрів власного руху самоналагоджувальної САУ об'єктом технологічного типу [Текст] / В. А. Хобін, М. В. Левінський // Радіоелектроніка, інформатика, управління. – 2016. – № 4. – С. 120–129. – ISSN 1607-3274.

METHODICAL FEATURES OF TEACHING MEDICAL INFORMATION SCIENCE AT MEDICAL SCHOOL WITH "DECISION-MAKING IN MEDICINE" CHAPTER AS AN EXAMPLE

Batyuk L. V., Chovpan H. O., Knigavko V. G.
Kharkiv National Medical University, liliya-batyuk@ukr.net

Traditional decision-making research shows that the doctors face a general problem – problem of the decision-making in different medical tasks (the doctor-patient relationship, accumulation of information about a patient, the diagnostics and choice of decision tactics) [1–3]. Obtaining the information and analyzing the arisen situations a doctor constantly refers to data stored in his memory. The information can play a significant role in decision making, and can provide an explanation for some discrepancies between the qualification and diagnostic "feeling" of a doctor and the peculiarities of the disease manifestation from a concrete patient. The characteristic feature of the doctor's memory is that the general quantity of the reproduced information is smaller than the quantity of the perceived information while in a technical storage device these quantities are equal. Besides, in distinction from technical devices in the human's memory in the process of fixation, storage and reproduction, the information loss always takes place. For example, when the doctors were asked about information about possible side effects prescribed medication only eleven of the sixteen doctors were able to answer [4].

What should the students endure out of the section "Decision-making in medicine"?

Step 1 – The definition of the problem.

Step 2 – The definition of the multitude of possible decisions.

Step 3 – Formation of the evaluation which allows comparing alternatives (evaluation task).

Step 4 - The choice of the best solution from the multitude of possible solutions (optimization task). To make a decision means to make a choice out of several alternatives.

If a task solution isn't known (the analogue is absent), then the problems of the definition of decision search method come forth which are based on strategies of complete enumeration, implicit enumeration and enumeration on heuristics basis. As a result either a new task is solved or the condition of the system functioning changes or the new information has appeared or the shutdown of a system or its elements has taken place.

How is this section structured? In the course Medical Information Sciences the section "Decision-making in medicine" cover such questions:

1. The basic notions of the decision-making process.
2. Solving the medical tasks in the interactive (on-line) mode.
3. The problems of the definition of decision.
4. The strategy of complete enumeration, the strategy of implicit enumeration, the strategy of enumeration on heuristics basis (heuristic search).

5. Classification of decision-making tasks
6. The basic notions of multicriteria tasks. The basic notions of “game theory”.
7. The choice the null hypotheses for the check of the significance of obtained results.
8. The notion of sensitivity and specificity of the medical test.
9. The imitation models by means of which the possible variants of a research are investigated of the decision-making process.

Let's dwell on the notion of reliability of medical test used to distinguish healthy people from sick people who can be characterized by means of such test characteristics as sensitivity and specificity. ROC analysis is a popular method for evaluating the accuracy of medical diagnostic systems, in other words, the indices of accuracy are not influenced by the decision criterion. The probability “not to recognize a patient” is very small [5].

This technique for teaching Medical Information Science at the Department of Medical and Biological Physics and Medical Information Science of Kharkiv National Medical University shifts the role in training with the teacher as a lecturer on the student as a person who independently receives knowledge.

1. **Elwyn G.** Option grids: Shared decision making made easier [Text] / G. Elwyn, A. Lloyd, N. Joseph-Williams, E. Cording, R. Thomson, M. A. Durand, A. Edwards // *Patient Education and Counseling*, 2013. – 90(2). – С. 207–212. – DOI: 10.1016/j.pec.2012.06.036. – PMID: 22854227.

2. **Lipkus I. M.** Numeric, verbal, and visual formats of conveying health risks: suggested best practices and future recommendations [Text] / I. M. Lipkus // *Medical Decision Making*, 2007. – 7(5). – С. 696–713. – PMID: 17873259.

3. **Wills C. E.** Patient comprehension of information for shared treatment decision making: state of the art and future directions [Text] / C. E. Wills, M. Holmes-Rovner // *Patient Education and Counseling*, 2003. – 50(3). – С. 285–290.

4. **Berry D. C.** What do patients want to know: an empirical approach to explanation generation and validation [Text] / D. C. Berry, T. Gillie, S. Banbury // *Expert Systems with Applications*, 1995. – 8(4). – С. 419–428.

5. **Батюк Л. В.** Вибір по ROC-кривим вирішувальних правил для діагностичних тестів [Текст] / Л. В. Батюк // *Вісн. Харк. нац. ун-ту. Сер. «Біофізичний вісник»*, 2015. – Вип. 32(1). – С. 72–76. – ISSN 2075-3810.

ОПТИМІЗАЦІЯ РОБОТИ СУШАРКИ В ТЕХНОЛОГІЧНОМУ ПРОЦЕСІ ОЧИЩЕННЯ ОЛИВ АДСОРБЕНТАМИ

Тюріна Є. О., Ярощук Л. Д.

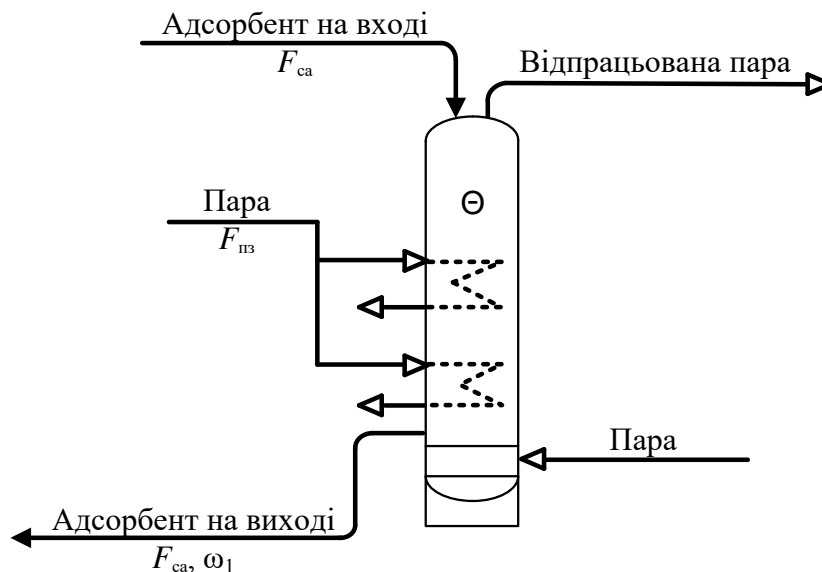
КПІ ім. Ігоря Сікорського, eugenia.turina@gmail.com

У сучасній хімічній промисловості для очищення нафтових олив широко використовують синтетичні адсорбенти, які є дефіцитними та мають високу вартість. З огляду на це технологічний процес передбачає їх багаторазову регенерацію для відновлення властивостей і повторне використання [1]. Одним із основних апаратів технологічної системи є східчасто-протиточна сушарка з киплячим шаром.

З метою підвищення економічної ефективності очищення олив такими адсорбентами доцільно оптимізувати роботу цього апарату, оскільки її результати впливають на ефективність технологічного процесу загалом.

Задачею дослідження є вибір критерію оптимальності та формулювання задачі оптимального керування сушаркою.

Розглянемо шляхи оптимізації роботи сушарки, розрахункову схему якої зображено на рисунку.



Розрахункова схема східчасто-протиточної сушарки з киплячим шаром:

F_{ca} , $F_{пз}$ – витрати сухого адсорбенту та пари у змійовику відповідно; ω_1 – вологовміст адсорбенту на виході з сушарки; Θ – температура адсорбенту всередині апарату

У [2] за критерій оптимальності взято продуктивність апарату, але в даному випадку це недоцільно, оскільки продуктивність установки обумовлена продуктивністю всієї технологічної лінії.

Авторами запропоновано для задачі оптимізації використати квадратичний критерій, який мінімізує витрату пари на висушування:

$$I = \frac{1}{2} q (\omega_1 - \omega_1^s)^2 + \frac{1}{2} r F_{\text{пз}}^2 \rightarrow \min,$$

де q, r – вагові коефіцієнти; ω_1 – вологовміст адсорбенту в часі; ω_1^s – задане значення вологовмісту (обмеження); $F_{\text{пз}}$ – витрата пари у змійовику на висушування адсорбенту.

Задачею стабілізації в даному критерії виступає підтримання вологовмісту адсорбенту в межах певного діапазону [3].

Для загального випадку задачу умовної оптимізації сформульовано у вигляді:

$$I = \frac{1}{2} q (\omega_1 - \omega_1^s)^2 + \frac{1}{2} r F_{\text{пз}}^2 \rightarrow \min;$$

$$F_{\text{пз, min}} \leq F_{\text{пз}} \leq F_{\text{пз, max}};$$

$$F_{\text{ca, min}} \leq F_{\text{ca}} \leq F_{\text{ca, max}};$$

$$\omega_{1, \text{min}} \leq \omega_1 \leq \omega_{1, \text{max}}.$$

За наявності додаткових обмежень (наприклад, підтримання температури в апараті у певних межах), їх можна врахувати шляхом додавання ще однієї складової типу $\frac{1}{2} m (\Theta - \Theta^s)^2$, де m – ваговий коефіцієнт; Θ, Θ^s – поточна та задана температури всередині сушарки відповідно.

У запропонованій задачі оптимізації враховано обмеженість ресурсів для досягнення мети (кількість висушеного адсорбенту), якість вихідного продукту (вологовміст адсорбенту), а також необхідність зменшення витрати теплоносія (пари) у змійовику.

Така постановка задачі оптимізації дозволяє мінімізувати прямі виробничі втрати з отриманням заданої якості продукції.

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.

2. **Баумштейн И. П.** Автоматизация процессов сушки в химической промышленности [Текст] : учебн. для техникумов / И. П. Баумштейн, Ю. А. Майзель. – М. : Химия, 1970. – 232 с. : ил. – Библиогр.: в конце разделов. – 5500 экз.

3. **Голубятников В. А.** Автоматизация производственных процессов в химической промышленности [Текст] : учебн. для техникумов / В. А. Голубятников, В. В. Шувалов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Химия, 1985. – 352 с. : ил. – Библиогр.: с. 344. – Предм. указ.: с. 345–350. – 19000 экз.

КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ БУРІННЯ СВЕРДЛОВИН НА ЗАСАДАХ ЕНЕРГОІНФОРМАЦІЙНОГО ПІДХОДУ

Копистинський Л. О., Кропивницька В. Б.

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

Процес буріння нафтових і газових свердловин є нестационарним стохастично-хаотичним, надзвичайно енергоємним, розвивається у часі та протікає в умовах апріорної та поточної невизначеності щодо параметрів і структури об'єкта [1]. Тому вирішення проблеми автоматизованого керування таким об'єктом потребує глобального підходу – енергоінформаційного. Для визначення оптимального режиму буріння запропоновано використати питомі витрати енергії w як критерій оптимізації

$$w(x) \xrightarrow{x \in S} \min; \quad N = N_{\text{доп}},$$

де $S = \{(F_i, \omega_i, Q_i)_{i=1,2,\dots,M}; F = \{F_{\min}, F_{\max}\}; \omega = \{\omega_{\min}, \omega_{\max}\}; Q = \{Q_{\min}, Q_{\max}\}\};$
 M – кількість рівнів глибини свердловини, H ;

$$H = \text{const} \text{ – проектна глибина свердловини } H = \sum_{i=1}^M h_i;$$

h_j – проходка на долото в i -рейсі;

N – потужність, яка витрачається на руйнування породи;

F – осьове зусилля на долото;

ω – частота обертання долота;

Q – витрата промивальної рідини.

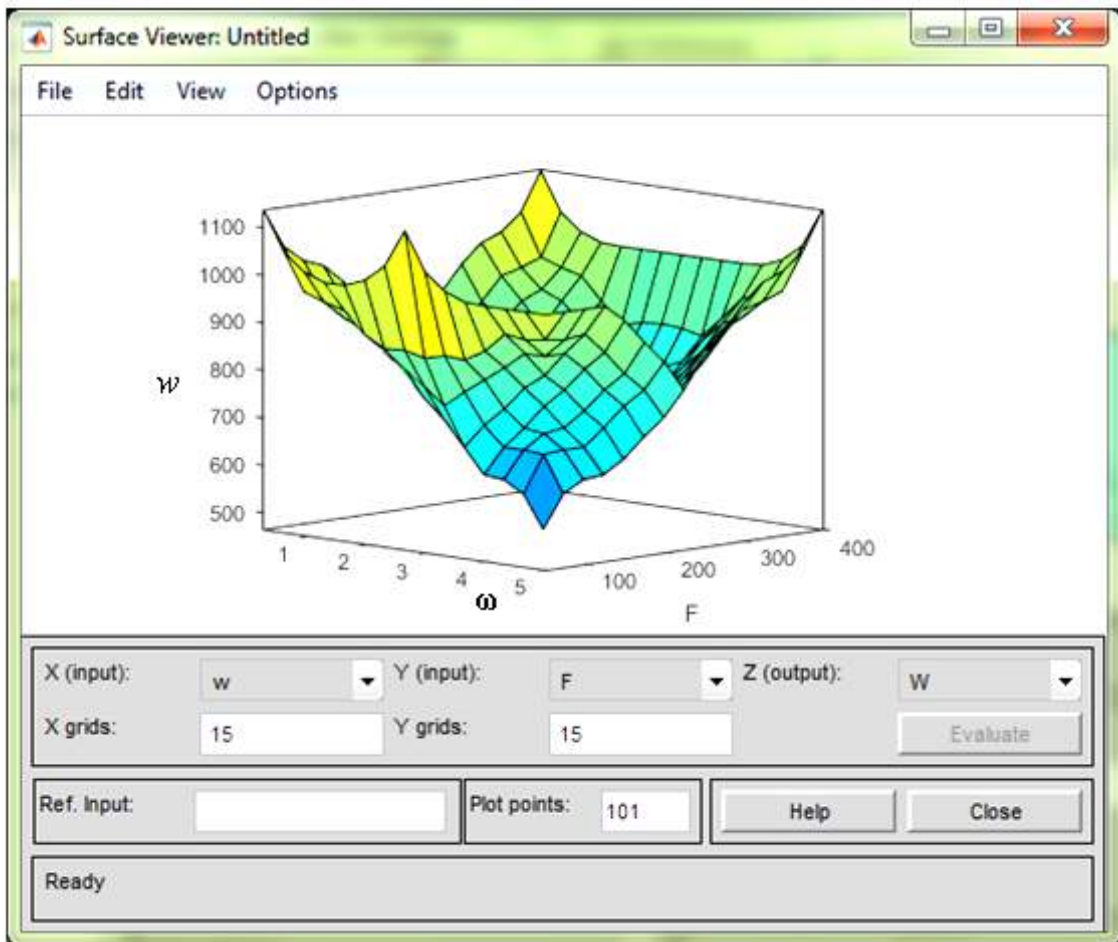
Структуру наявної системи підтримки процесів прийняття рішень [2] запропоновано доповнити адаптувальною фазі-моделлю, яка дає змогу компенсувати нелінійність та вдосконалити оцінювання системи витрат енергії у режимі *on-line*. Нечітка ситуація в процесі буріння свердловин ідентифікована та використана для прогнозування характеру зміни питомих витрат енергії за допомогою бази правил Мамдані-типу, наведеної в таблиці. База правил ґрунтується на знаннях і досвіді експертів.

Таблиця. Повна база правил Мамдані-типу

w		F				
		VS	S	M	B	VB
ω	VS	VB	B	M	B	VB
	S	B	M	S	M	B
	M	VB	S	VS	S	B
	B	B	M	S	M	B
	VB	B	B	M	B	VB

Кількість термів, за допомогою яких експерти оцінювали питомі витрати енергії, прийнято рівною п'яти: дуже мала VS , менша норми S , норма M , більша но-

рми B , дуже велика VB . Форма функцій належності – трикутна. Осьове навантаження на долото обмежене певними значеннями $50 \leq F \leq 400$ кН, частота обертання долота змінюється в межах $0,25 \leq n \leq 5$ об/с, питомі витрати енергії – $400 < w < 1200$ (кВт·год)/м. Графік залежності $w(F, \omega)$ наведено на рисунку.



Графік залежності $w(F, \omega)$

Використання запропонованої фазі-моделі питомих витрат енергії на буріння свердловин дозволить значно покращити ефективність функціонування системи підтримки процесів прийняття рішень щодо оптимізації управління зазначеним технологічним процесом.

1. **Семенцов Г. Н.** Аналіз зв'язків показників процесу буріння на засадах системного підходу [Текст] / Г. Н. Семенцов, О. В. Гутак // Нафтогазова енергетика. – 2009. – № 2(1). – С. 94–100. – Бібліогр.: с. 100. – ISSN 1993-9868.

2. **Семенцов Г.Н.** Інтелектуальна підтримка прийняття рішень при управлінні відпрацюванням алмазних доліт [Текст] / Г. Н.Семенцов, Л. Я.Чигур // Нафтогазова енергетика. – 2014. – № 1(21). – С. 75–84. – Бібліогр.: с. 84. – ISSN 1993-9868.

АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ВИПАЛЮВАННЯ ЦЕГЛИ В ТУНЕЛЬНІЙ ПЕЧІ З ТОЧКИ ЗОРУ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ

Бондарева В. А., Жученко А. І.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, bondarevaviktoria8@gmail.ru

Нарощування темпів будівництва та конкуренція на ринку будівельних матеріалів України спричинюють необхідність збільшення кількості та покращення якості будівельної цегли. Одним із суттєвих етапів розв'язання цієї задачі є удосконалення системи керування технологічними процесами, зокрема процесом випалювання, що знаходиться в кінці виробничого циклу отримання цегли. Саме під час його перебігу формуються властивості продукції, які визначають її якість. В процесі випалювання контролюють як вимірювані механічні та гідрофізичні показники (міцність, морозостійкість та водовбирання), так і візуальні дефекти (тріщини, оплавлення, перепал).

Випалювання слід розглядати як сукупність тепло- та масообмінних процесів, які супроводжуються фазовими та хімічними перетвореннями сировини. Цей процес, який проводять переважно в тунельних печах, характеризується розподілом температур газового середовища (температурне поле) і садки виробів, нестабільністю властивостей напівфабрикату, а також неможливістю контролю властивостей керамічного матеріалу в період його довготривалого (до 100 годин) перебування у печі, що ускладнює керування випалюванням в режимі реального часу.

Тунельні печі належать до найбільш досконалих печей силікатної промисловості і дозволяють широко застосовувати технічні засоби автоматизації та механізації. Проте, випалювання в тунельних печах проводиться без контролю стану виробів, контролюються та автоматично регулюються тільки параметри теплоносія, що пояснюється відсутністю вимірювачів для контролю стану виробів під час їх руху в печі. Температурний режим тунельних печей на виробництві коригується, виходячи із кінцевого результату випалювання виробів, без достатнього наукового обґрунтування. Це призводить до зниження якості виробів, перевитрати палива і – як наслідок – збільшення собівартості продукції [1].

Метою роботи є створення системи керування процесом випалювання керамічної цегли в тунельній печі, яка забезпечить підвищенню якості готової продукції шляхом визначення оптимального температурного поля в умовах нестабільності напівфабрикату, внесення попереджувальних впливів, отриманих в результаті прогнозування характеристик виробів, та запобігання виникненню аварійних ситуацій.

Температурний режим більшості тунельних печей підтримується локальними засобами автоматизації. З появою комп'ютерних систем керування (КСК) розширився клас задач, які можна розв'язати на сучасній комп'ютерній базі. З'явилася можливість моделювання процесів, що протікають у керамічних виробках на різних стадіях випалювання. Це дозволяє отримати температурні ха-

рактистику виробів під час випалювання, які можуть бути закладені в основу визначення оптимального температурного режиму тунельної печі. Застосування комп'ютерної техніки дозволяє проводити адаптацію систем керування печами до хімічного складу сировини та інших факторів [2].

Таким чином, дослідження питань, пов'язаних з розробкою комп'ютерної системи керування тунельною піччю, в основі якої закладені параметри керамічних виробів, є актуальною задачею. Це дозволить формувати оптимальний температурний режим тунельних печей, що покращить якість продукції та зменшить собівартість виробів. Враховуючи широке застосування тунельних печей у будівельній промисловості, в роботі розглядається тунельна піч для випалювання будівельної цегли.

1. **Жученко А. І.** Математичне моделювання деяких якісних показників керамічної цегли [Текст] / А. І. Жученко, І. В. Ярошук. – К.: Наукові вісті НТУУ “КПІ”. – 2002. – № 4. – С. 121–127.
2. **Лисиенко В. Г.** Математическое моделирование теплообмена в печах и агрегатах [Текст] / В. Г. Лисиенко, В. В. Волков, А. Л. Гончаров. – К.: Наукова думка, 1984. – 230 с. – Библиогр.: с. 217–226. – 1000 экз.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАКЦІЇ У ПРОЦЕСІ ОЧИЩЕННЯ БЕНЗИНУ ВІД МЕРКАПТАНІВ

Бородін О. І., Ярощук Л. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, Aleshaboro@gmail.com

Очищення бензину від меркаптанів – сіркових аналогів спиртів загальної формули RSH , де R – це алкільний радикал [1], здійснюється за допомогою процесу екстракції – витягування домішок у лужний розчин $NaOH$ [2].

Метою дослідження є створення математичної моделі процесу екстракції для синтезу автоматичної системи керування.

У результаті аналізу особливостей процесу екстракції, а також властивостей вхідних та вихідних матеріальних потоків, було запропоновано забезпечувати якість очищення бензину впливом на витрати лужного розчину $NaOH$.

На рисунку зображено фрагмент схеми автоматизації екстрактора, що містить систему керування концентрацією RSH у бензині після очищення.

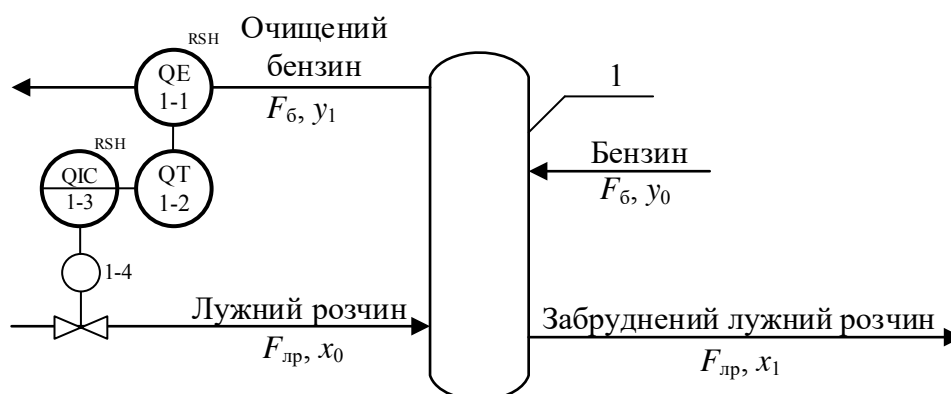


Схема автоматизації екстрактора:

1 – екстрактор; F_6 – витрата бензину; $F_{лр}$ – витрата лужного розчину; x_0 – концентрація лужного розчину на вході; x_1 – концентрація лужного розчину на виході; y_0 – концентрація RSH у бензині на вході; y_1 – концентрація RSH у бензині на виході; 1-1, 1-2 – концентратомір; 1-3 – регулятор; 1-4 – виконавчий механізм

До екстрактора надходить бензин з витратою F_6 і концентрацією меркаптанів y_0 та лужний розчин $NaOH$, витрата якого $F_{лр}$ і концентрація меркаптанів x_0 . Ці два потоки реагують між собою, після чого очищений бензин виходить з апарату як готовий продукт, а насичений меркаптанами лужний розчин спрямовують на регенерацію.

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

Під час моделювання процесу екстракції було визнано, що акумуляція маси в апараті відбувається у розчині луку та у бензині.

Запропонована система матеріальних балансів для двох зазначених рідких фаз має вигляд:

$$\begin{cases} F_6 y_0 - F_6 y_1 - SK_6 \frac{(y_0 - y_p(x_1)) + (y_1 - y_p(x_0))}{2} = V_6 \rho_6 \frac{d}{dt} \left(\frac{y_0 + y_1}{2} \right), \\ F_{лр} x_0 - F_{лр} x_1 + SK_{лр} \frac{(x_0 - x_p(y_1)) + (x_p(y_0) - x_1)}{2} = V_{лр} \rho_{лр} \frac{d}{dt} \left(\frac{x_0 + x_1}{2} \right), \end{cases}$$

де $y_p(x_i)$, $x_p(y_i)$ – рівноважні концентрації меркаптанів у бензині та лужному розчині NaOH; K_6 , $K_{лр}$ – коефіцієнти масообміну, подані через мольні частки компонента в рідких фазах; S – поверхня масообміну в екстракторі; V_6 , $V_{лр}$, – об’єм колони, зайнятий бензином та лужним розчином; ρ_6 , $\rho_{лр}$, – густини газової суміші та розчину.

За складеними матеріальними балансами після необхідних перетворень було отримано систему рівнянь для передавальних функцій для каналів керування та збурення:

$$\begin{cases} W|_{F_{лр} \rightarrow y_1}(p) = \frac{K_{x_1 y_1} K_{F_p x_1}}{(T_{y_1} p + 1)(T_{x_1} p + 1) - K_{x_1 y_1} K_{y_1 x_1}}, \\ W|_{y_0 \rightarrow y_1} = \frac{K_{x_1 y_1} K_{y_0 x_1} - (T_{y_0} p - K_{y_0 x_1})(T_{x_1} p + 1)}{(T_{y_1} p + 1)(T_{x_1} p + 1) - K_{x_1 y_1} K_{y_1 x_1}}, \end{cases}$$

де

$$\begin{aligned} T_{y_1} &= \frac{V_6 \rho_6}{2F_6 + SK_6}; & K_{y_0 y_1} &= \frac{2F_6 - SK_6}{2F_6 + SK_6}; \\ T_{y_0} &= -\frac{V_6 \rho_6}{2F_6 + SK_6}; & K_{x_1 y_1} &= \frac{SK_6}{2F_6 + SK_6}; \\ T_{x_1} &= \frac{V_{лр} \rho_{лр}}{2F_{лр} + SK_{лр}}; & K_{F_{лр} x_1} &= \frac{2(x_0 - x_1)}{2F_6 + SK_6}; \\ K_{y_1 x_1} &= \frac{SK_{лр}}{2F_6 + SK_6}; & K_{y_0 x_1} &= \frac{SK_{лр}}{2F_6 + SK_6}. \end{aligned}$$

Аналіз моделі показує, що її точність залежить від того, з якими похибками будуть визначені параметри S , V_6 , $V_{лр}$ та інші. У подальшому передбачено з’ясувати можливі способи визначення параметрів моделі в режимі нормального функціонування технологічного об’єкта.

Отримана математична модель процесу екстракції надає можливість оптимально налаштувати параметри регулятора у системі керування концентрацією RSH у бензині після очищення у екстракторі.

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. **Гиндин Л. М.** Экстракционные процессы и их применение [Текст] / Л. М. Гиндин. – М.: Наука, 1984. – 144 с. – Библиогр.: с. 141–142. – 1450 экз.

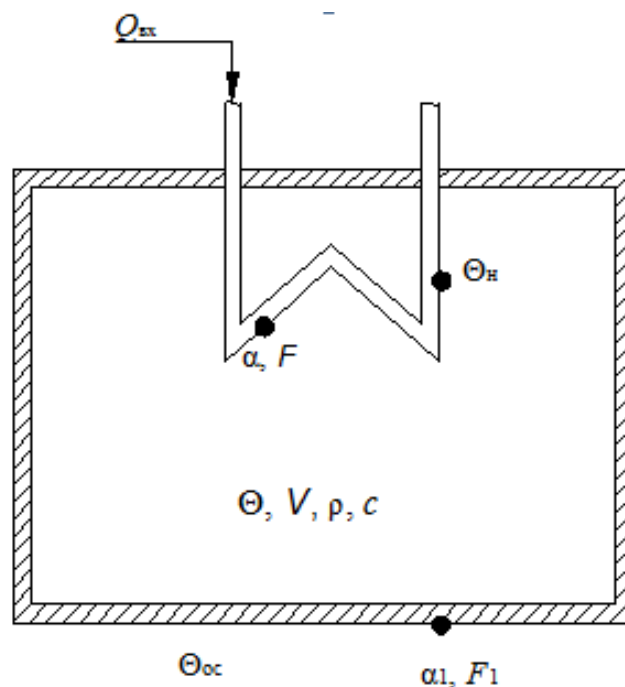
МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ЕЛЕМЕНТАРНОГО ТЕПЛОВОГО ОБ'ЄКТА

Черьопкін Є. С., Пінкас. Т. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, pinkas.taras@gmail.com

Для комп'ютерного моделювання автоматичних систем керування необхідно мати інформацію про динамічні властивості всіх елементів системи. Сукупність даних, яка характеризує особливості поведінки системи, називається математичною моделлю*.

Розглянемо модель теплообмінника періодичної дії, зображеного на рисунку.



Модель теплового об'єкта

Якщо об'єм ємності рахувати незмінним в процесі роботи, то рівняння статичного, елементарного теплового балансу такої ємності можна записати так:

$$\alpha F \Theta_{н} - \alpha F \Theta - \alpha_1 F_1 \Theta + \alpha_1 F_1 \Theta_{oc} = 0,$$

де Θ – температура повітря в ємності, $^{\circ}\text{C}$; Θ_{oc} – температура доквілля, $^{\circ}\text{C}$; $\Theta_{н}$ – температура нагрівача, $^{\circ}\text{C}$; α, α_1 – коефіцієнти тепловіддачі від нагрівача та теплоносія відповідно, $\text{Вт}/(\text{м}^2\text{K})$; F – поверхня теплообміну між нагрівачем і теплоносієм, м^2 ; F_1 – поверхня теплообміну між теплоносієм та навколишнім середовищем, м^2 .

* **Жученко А. І.** Динаміка об'єктів із зосередженими параметрами [Текст]: навч. посіб. / А. І. Жученко, Н. А. Кубрак, І. М. Голінко. – К.: НТУУ “КПІ”, 2006. – 152 с. – Бібліогр.: с. 150–151. – 200 пр.

Рівняння динаміки для даного теплового об'єкта можна записати у вигляді:

$$\alpha F \Theta_H - \alpha F \Theta - \alpha_1 F_1 \Theta + \alpha_1 F_1 \Theta_{oc} = V \rho c d \Theta / dt,$$

$$\Theta_H = Q_{вх} / (2\alpha \pi d),$$

де V – об'єм ємності, м³; ρ – густина теплоносія, кг/м³; c – коефіцієнт теплоємності теплоносія, Дж/(кг·К); $Q_{вх}$ – потужність нагрівача, Вт; d – діаметр нагрівача, мм.

Рівняння динаміки у канонічній формі матиме вигляд:

$$Q_{вх} \alpha F / (2\alpha \pi d (\alpha_1 F_1 + \alpha F)) + \alpha_1 F_1 \Theta_{oc} / (\alpha_1 F_1 + \alpha F) =$$

$$= \Theta + V \rho c d \Theta / (\alpha_1 F_1 + \alpha F) dt.$$

Поділивши усі складові рівняння на коефіцієнт при першому степені визначальної величини, позначимо коефіцієнти при змінних:

$T = V \rho c / (\alpha_1 F_1 + \alpha F)$ – стала часу теплообмінника;

$K_1 = \alpha F / (2\alpha \pi d (\alpha_1 F_1 + \alpha F))$ – коефіцієнт підсилення каналу керування;

$K_2 = \alpha_1 F_1 / (\alpha_1 F_1 + \alpha F)$ – коефіцієнт підсилення каналу збурення.

Тоді передавальні функції можна записати у вигляді:

$$W_{ker}(p) = K_1 / (Tp + 1) = 5,014 / (4,038p + 1)$$

для каналу керування «потужність – температура поверхні нагрівача»,

$$W_{zb}(p) = K_2 / (Tp + 1) = 8,462 / (4,038p + 1)$$

для каналу збурення «температура навколишнього середовища – температура сировини в апараті».

У подальшому на основі отриманої моделі буде проведено дослідження процесу з точки зору побудови системи керування тепловим об'єктом.

КОНТРОЛЕР НА БАЗІ СИСТЕМИ НЕЧІТКОГО ВИВОДУ ДЛЯ РЕГУЛЮВАННЯ ІНЕРЦІЙНИХ ТЕПЛОЕНЕРГЕТИЧНИХ ПАРАМЕТРІВ

Бунке О. С., Новіков П. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, rezengan@ukr.net

Велика кількість комплексних технологічних процесів являють собою багатопараметричні системи, що є суттєво нелінійними і в багатьох випадках змінними в часі, зокрема до таких відносяться котлоагрегати ТЕС. Особливістю котлоагрегату як об'єкта управління (ОУ) є обмеженість проведення на ньому експериментальних досліджень для ідентифікації. Неповнота математичного опису котла, що зумовлена лінеаризацією й апроксимацією характеристик його елементів, не дозволяє надійно та в повній мірі формалізувати ОУ. Звідси впливають суттєві розбіжності між результатами моделювання поведінки синтезованих АСР та реальними експериментальними даними, отриманими під час пуско-налагодження.

Для застосування новітніх складних методів управління зазвичай не вистачає інформації про технологічний процес і надійних математичних моделей, які його описують. Цим і пояснюється той факт, що деякі складні процеси керуються вручну досвідченими операторами. Знання, на які спирається оператор, реалізуються у формі правил ЯКЦО – ТО, що мають нечіткий інформаційний зміст. Цей принцип закладено в основу нового підходу до синтезу системи управління на базі нечітких логічних регуляторів [1].

Алгоритм роботи регулятора повинен забезпечувати такі значення вихідної величини нечіткого регулятора на різних етапах перехідного процесу, які в найбільшій мірі відповідали б діям оператора при ручному керуванні [2].

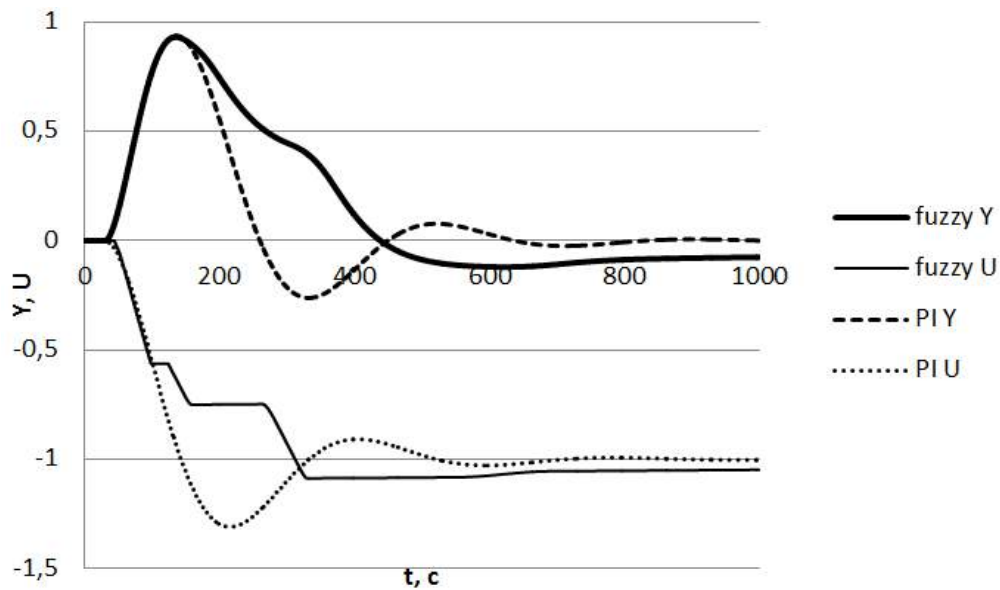
Як вхідні сигнали *fuzzy*-регулятора використовуються сигнал розбалансу e , а також похідна сигналу розбалансу e за часом, що відображає швидкість зміни вимірюваного параметра. Діапазон зміни кожного із сигналів розбито на 5 лінгвістичних величин: від'ємна (*NB*), помірно від'ємна (*NM*), близька до нуля (*ZE*), помірно додатна (*PM*), додатна (*PB*). Лінгвістичні правила для такого регулятора наведено в таблиці. Для лінгвістичного опису вхідних і вихідних сигналів використовувалися трикутні функції приналежності.

Таблиця. Лінгвістичні правила *fuzzy*-регулятора

e	<i>NB</i>	<i>NM</i>	<i>ZE</i>	<i>PM</i>	<i>PB</i>
de/dt	<i>NB</i>	<i>NB</i>	<i>NM</i>	<i>ZE</i>	<i>ZE</i>
<i>NB</i>	<i>NB</i>	<i>NB</i>	<i>NM</i>	<i>ZE</i>	<i>ZE</i>
<i>NM</i>	<i>NB</i>	<i>NM</i>	<i>ZE</i>	<i>ZE</i>	<i>ZE</i>
<i>ZE</i>	<i>NM</i>	<i>NM</i>	<i>ZE</i>	<i>PM</i>	<i>PM</i>
<i>PM</i>	<i>ZE</i>	<i>ZE</i>	<i>ZE</i>	<i>PM</i>	<i>PB</i>
<i>PB</i>	<i>ZE</i>	<i>ZE</i>	<i>PM</i>	<i>PB</i>	<i>PB</i>

Комп'ютерне моделювання синтезованої системи керування з *fuzzy*-регулятором проводилося за допомогою програмного забезпечення *Matlab Simulink*,

а також програмного пакету *Fuzzy Logic Toolbox*. На рисунку наведено перехідні процеси для системи з *fuzzy*-регулятором і класичним ПІ-регулятором.



Порівняння перехідних процесів різних систем керування

Як об'єкт управління розглядався пароводяний тракт котлоагрегату ТПП-210А потужністю 300 МВт, а саме контур регулювання теплового навантаження. Передавальна функція має такий вигляд [3]:

$$W_{об}(p) = 2,3e^{-10p} / (98p+1)(49p+1).$$

Результати моделювання показали актуальність використання нового алгоритму регулювання: максимальна динамічна похибка перехідного процесу з *fuzzy*-регулятором така ж, як і у схемі з чутливо-налаштованим ПІ-регулятором, при цьому кількість циклів включень регульовального органу значно менша в системі з *fuzzy*-регулятором.

1. Системи функції-керування / В. І. Архангельский, І. М. Богаєнко, Г. Г. Грабовський, М. О. Рюмшин. — К.: Техніка, 1997. — 208 с.: іл. — Бібліогр.: с. 196–202. — 300 пр. — ISBN 966-575-190-5.

2. Коновалов М. А. Основы новой стратегии синтеза систем оптимального управления / М. А. Коновалов, А. С. Бунке. — К.: Феникс, 2014. — 280 с: іл. — Бібліогр.: с. 267–269. — 100 пр. — ISBN 978-966-136-215-3.

3. Ковриго Ю. М. Модернизация системы управления тепловой нагрузкой прямоточного котлоагрегата ТЭС с использованием динамического корректора / Ю. М. Ковриго, М. А. Коновалов, А. С. Бунке // ТЕПЛОЭНЕРГЕТИКА. — 2012. — № 10. — С. 1–8.

НЕЧІТКА СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ПІЧЧЮ ГРАФІТУВАННЯ

Жученко А. І., Остаповець О. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, o.ostapovets@gmail.com

Процес графітування електродних заготовок в промисловості здійснюється в електричних печах опору, в яких сам матеріал, що завантажується у піч, слугує активним опором у загальному електричному колі агрегату графітування.

Відомо, що непродуктивні витрати теплоти тим менші, чим швидше відбувається розігрів керма печі графітування (більша частка енергії витрачається на нагрівання виробів). Всі способи керування в тій чи іншій формі реалізують ідею прискореного підведення потужності (а отже, і розігріву керма печі) за гарантованого забезпечення цілісності виробів.

Наявні промислові системи керування процесом графітування в печах Ачесона здебільшого належать до категорії людино-машинних (автоматизованих) і в тій чи іншій формі реалізують метод керування за електротехнічними параметрами.

Аналіз наявних систем керування роботою печі графітування показує, що однозначно вдалої системи керування не існує, адже системи мають певні вади, із яких головними труднощами є вимірювання керованих параметрів (температури, термічні напруження тощо)*. Під час кампанії графітування виміряти їх практично неможливо. Також часто результати кампаній графітування суттєво відрізняються навіть за однакових умов їх проведення.

Тому доцільно застосувати систему керування, що могла б застосовувати експертні знання із попередніх кампаній графітування, а також була простою у проектуванні та використанні.

Ці вимоги цілком задовольняють системи керування, що базуються на використанні нечіткої логіки.

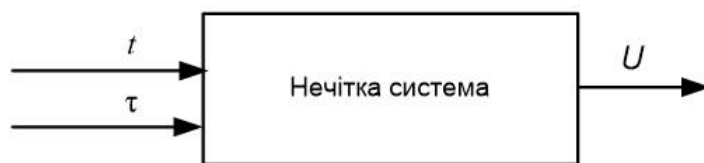
За основу взято структурну схему системи керування, зображену на рисунку.

Якість графітування сильно залежить від багатьох параметрів, одним із яких є перепад температур, що зумовлює термомеханічні напруження в об'ємі заготовки. Надто різкий перепад температур всередині заготовки може спричинити її механічне руйнування, отже цей параметр має бути контрольований.

Температура визначає перебіг процесу графітизації. Швидкість підвищення температури визначає ефективність процесу: якість виробів та витрати електроенергії. Максимально досягнутий рівень температур в «найхолодніших» точках виробів визначає тривалість кампанії. А максимально досягнутий рівень

*Санников А. К. Производство электродной продукции [Текст] / А. К. Санников, А. Б. Сомов, В. В. Ключников и др. – М.: Металлургия, 1985. – 129 с. – Библиогр.: с. 128. – 1230 экз.

температур на межі теплоізоляція – футеровка впливає на строк служби будівельних конструкцій печі.



Структурна схема системи керування піччю графітування:

t – значення температури у об’ємі заготовки; τ – тривалість кампанії графітування;

U – напруга струму живлення

Значення температури у об’ємі заготовки також є важливим показником якості графітування, адже саме за мінімальною температурою заготовки можна судити, чи має заготовка необхідний ступінь графітування. Отже, цей параметр також слід контролювати.

Тривалість кампанії графітування є важливим показником якості графітування, адже у відповідності до регламенту процесу кампанія графітування обмежена певними часовими рамками. Тому цей параметр також має бути контрольованим.

Напруга струму живлення – фактично єдина величина, що може бути керувальним впливом для зазначеного апарата. Отже, цей параметр також має контролюватися.

В результаті дослідження отримуємо нечітку систему керування. В подальшому планується розглянути фазифікацію і дефазифікацію та сформувані системи правил.

СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ РЕАКТОРОМ У ПРОЦЕСІ КАТАЛІТИЧНОГО КРЕКІНГУ В ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ СЕРЕДОВИЩІ

Захарчук А. С., Ситніков О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, nastia-29-96@mail.ru

Процес каталітичного крекінгу є одним з найбільш поширених процесів поглибленої переробки нафти. Процес дає максимально можливий вихід – 50...80 %, високооктанового бензину і цінних зріджених газів. Отриманий у процесі переробки легкий газойль використовується як компонент дизельного палива, а важкий газойль з високим вмістом поліциклічної ароматики – як сировина для виготовлення технічного вуглецю або високоякісного електродного коксу [1].

Основний процес переробки відбувається у реакторі, сировиною для якого зазвичай є широка фракція вакуумного газойлю [2]. В результаті проведеного дослідження реактора, розроблено математичну модель реактора, на основі якої здійснено налаштування системи керування [3]. З математичної моделі реактора процесу каталітичного крекінгу в псевдозрідженому середовищі отримали передавальні функції для каналів керування (1) та збурення (2):

$$W_{\Delta F_1(p) \rightarrow \Delta C_{b41}(p)} = \frac{1,469}{0,712p+1}; \quad (1)$$

$$W_{\Delta F_2(p) \rightarrow \Delta C_{b41}(p)} = \frac{1,69}{0,712p+1}. \quad (2)$$

Налаштування системи керування виконано за методом Ціглера-Нікольса (рис 1.). Метод досить простий для розрахунку, дозволяє забезпечити у системі керування необхідний запас стійкості, але не гарантує екстремального значення інтегрального критерію якості.

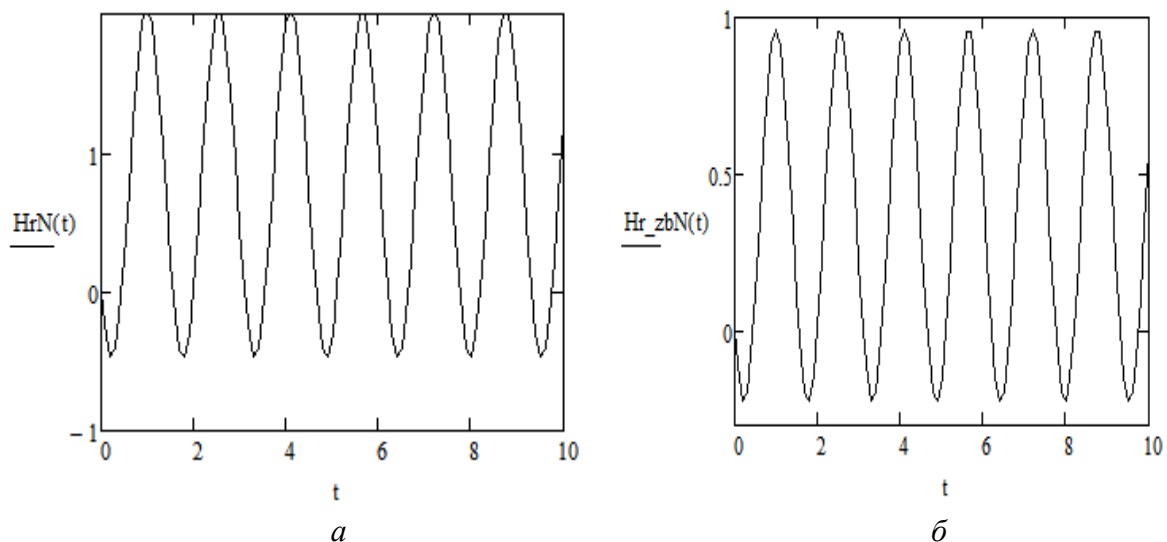


Рис. 1. Перехідний процес у замкненій одноконтурній системі в режимі автоколивань для каналів керування (а) та збурення (б)

В результаті розрахунку оптимальних параметрів налаштування регулятора отримано такі значення: для каналу керування: $K_{reg} = 0,35K_{кр} = 0,35 \cdot 2,428 = 0,85$,

$T_i = 1,25 \cdot 1 = 1,25$; для каналу збурення – $K_{reg} = 0,35 \cdot 2,111 = 0,739$, $T_i = 1,25 \cdot 1 = 1,25$.

За отриманими параметрами налаштування регулятора побудовано перехідні характеристики замкненої одноконтурної системи з ПІ-регулятором для каналу керування (рис. 2) та збурення (рис 3).

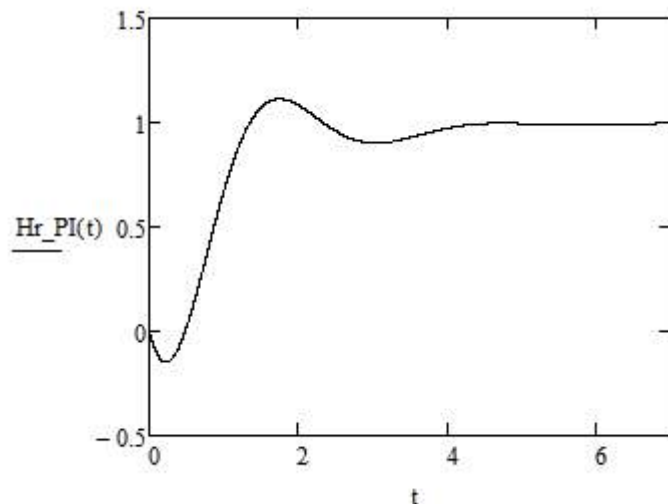


Рис. 2. Перехідна характеристика замкненої одноконтурної системи з ПІ-регулятором для каналу керування

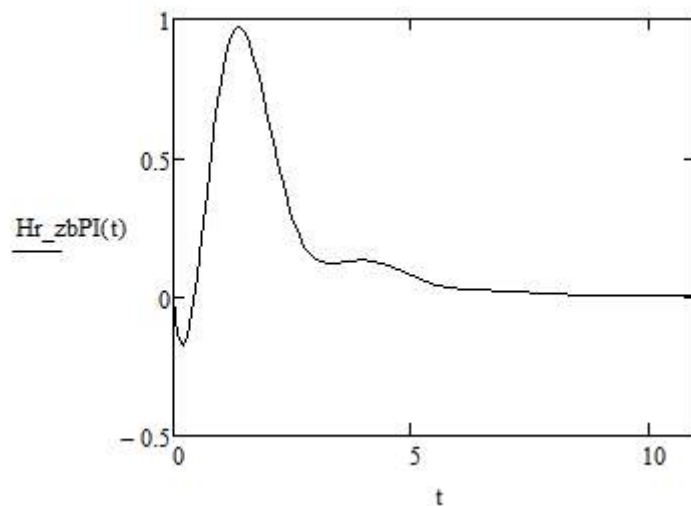


Рис. 3. Перехідна характеристика замкненої одноконтурної системи з ПІ-регулятором для каналу збурення

Отримані налаштування ПІ-регулятором є оптимальними, оскільки коефіцієнти забезпечують задовільну якість регулювання: достатньо малий час виходу на сталий режим і невелику чутливість до збурень.

1. **Суханов В. П.** Переработка нефти [Текст]: изд. второе, перераб. и доп. / В. П. Суханов. – Москва: Высшая школа, 1979. – 336 с. – Библиогр.: с. 139–162. – 10000 экз.
2. **Ахметов С. А.** Технология глубокой переработки нефти и газа [Текст]: уч. пособие для вузов. / С. А. Ахметов. – Уфа: Гилем, 2002. – 673 с. – Библиогр.: с. 439–447. – 5000 экз.
3. **Бесекерский В. А.** Теория систем автоматического управления [Текст] / В. А. Бесекерский, Е. П. Попов. – Москва: Наука, 1975. – 711 с. – Библиогр.: с. 46–53. – 1000 экз.

АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ АЛКІЛУВАННЯ ІЗОБУТАНУ ОЛЕФІНАМИ ЗА ПРИСУТНОСТІ ФТОРИСТОГО ВОДНЮ

Шишканінець О. І., Жураковський Я. Ю.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, shishkaninets1996@mail.ru

Процес алкілування ізобутану олефінами за присутності фтористого водню протходить із виділенням великої кількості енергії та за високої температури – 150...250 °С. Оскільки це неперервне виробництво, то необхідно постійно слідкувати за витратами ізобутану та втористого водню [1].

У процесі алкілування відбувається очищення олів адсорбентами, яке відбувається за відповідних умов, визначених технологією. Забезпечення цих умов досягається використанням відповідних систем регулювання. Для забезпечення роботи цих систем потрібно встановити датчики, витратоміри, реєструвальні прилади, виконавчі механізми, регулятори, сукупність яких і утворюють систему автоматизації. Задачами полегшення та спрощення виробництва є:

- автоматизації процесу;
- забезпечення безперервного контролю та реєстрації технологічних параметрів у ході виконання процесу очищення олів адсорбентами;
- використання контурів сигналізації та технологічних блокувань;
- забезпечення необхідної надійності роботи системи.

Пристрої автоматизації у даному процесі відіграють важливу роль, адже від них значною мірою залежить те, наскільки якісно та ефективно буде працювати виробництво.

З вимог технології та безпеки виробництва треба виділити основні керовані параметри:

- витрату фтористого водню;
- витрату ізобутану;
- температуру у печі.

Виходячи зі сказаного, створювання система автоматизації має складатися з таких контурів [2]: регулювання витрати фтористого водню, регулювання витрати ізобутану, сигналізації температури у печі (не вище 250 °С), реєстрації витрат водню та ізобутану.

1. **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 напрямком «Автоматизація і комп'ютерно-інтегровані технології» / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2008. – 236 с. : іл. – Бібліограф.: с. 150–162. – 200 пр. – ISBN 978-966-622-287-2.

2. **Лукінюк М. В.** Контроль і керування хіміко-технологічними процесами [Текст]: У 2 кн. Кн. 2. Керування хіміко-технологічними процесами: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямком: «Хімічна технологія та інженерія» / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2012. – 336 с. : іл. – Біблігр. : с. 212–241. – 300 пр. – ISBN 978-966-622-520-0. – ISBN 978-966-622-531-6 (Кн. 2)

МОДЕЛЮВАННЯ «ЛОГІЧНОЇ» СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ФОРМУВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ

Жученко А. І., Черевко Л. С.

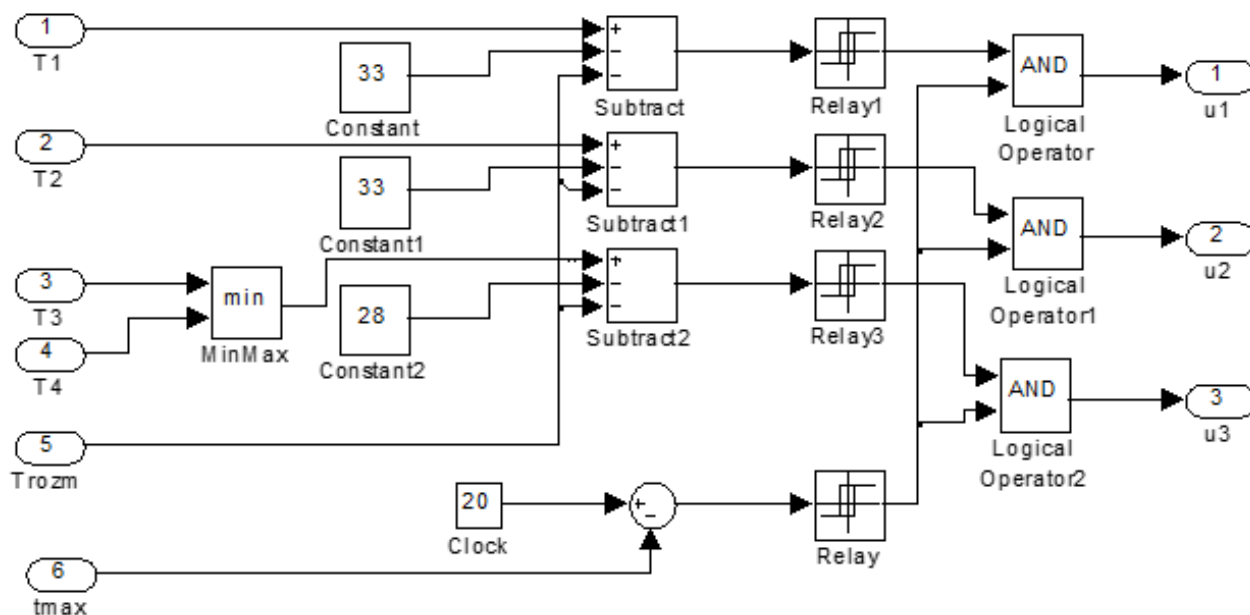
КПІ ім. Ігоря Сікорського», chevkolesia@gmail.com

В наш час виробництво графітованих електродів є важливим процесом, оскільки продукція цього виробництва широко використовується в різноманітних галузях промисловості, які нерозривно пов'язані з необхідністю використання електротермічних процесів. Важливим етапом у зазначеному виробництві є формування вуглецевих виробів продавлюванням електродної маси через мундштук відповідної форми в гідравлічному пресі, адже на етапі пресування електродних заготовок закладаються в основному всі спадкові властивості, котрі визначають якість готових виробів. З метою зменшення кількості бракованої продукції необхідно створювати та досліджувати системи керування, що відрізняються від тих, які зараз використовуються на виробництві [1].

Для оцінки якості протікання процесу з розроблюваними системами в порівнянні з уже наявними в середовищі *Matlab* має бути змодельована система керування, що використовується на виробництві (далі така система буде називатися «логічною»). Така система керування, залежно від температур у «контрольних» точках та температури розм'якшення пеку $T_{\text{розм}}$, має вмикати або вимикати індуктори та свічки. За «контрольні» точки доцільно використовувати температури поверхні формувальної та калібрувальної зони мундштука (T_1 і T_2 відповідно), верхнього лівого та нижнього правого кутів калібрувальної зони мундштука (T_3 та T_4 відповідно). Також потрібно припинити подачу напруги на нагрівачі, коли процес формування закінчено.

Алгоритм, що реалізує «логічну» систему керування, має функціонувати так. На початку роботи алгоритму керування встановлюється значення часу пресування $\tau_{\text{max}} = \tau_{\text{пр}}$. Задається значення температури розм'якшення пеку $T_{\text{розм}}$. Далі з вимірювачів зчитуються значення температур T_1, T_2, T_3, T_4 та часу τ . Якщо отримане значення τ виявиться більшим за час пресування τ_{max} , то значення всіх керувань встановлюється нульовим, керувальний сигнал передається на прес і процес пресування закінчується. Якщо $\tau < \tau_{\text{max}}$, алгоритм перевіряє, чи не перевищує значення T_1 заданого значення ($T_{\text{розм}} + 33$). Залежно від результату перевірки формується керувальний сигнал u_1 . Аналогічно – залежно від значення T_2 – формується значення сигналу u_2 . Перевіряються, чи не перевищує T_3 або T_4 заданого значення ($T_{\text{розм}} + 28$) і залежно від результату формується значення сигналу u_3 . Сформовані значення керувальних сигналів передаються на прес і алгоритм повторюється, починаючи з пункту перевірки часу пресування [2].

«Логічний» регулятор, що реалізує описаний алгоритм, був змодельований в середовищі *Simulink*.



«Логічний» регулятор, змодельований в середовищі *Simulink*

Цей регулятор в подальшому можна використовувати для порівняльного дослідження з іншими системами керування, що дасть можливість визначити доцільність використання таких систем для керування процесом формування вуглецевих виробів.

1. Чалых А. Ф. Графитация углеродистых материалов [Текст] / А. Ф. Чалых, В. П. Соседов. – М.: Металлургия, 1987. – 176 с. – Библиогр.: с. 176. – 1230 экз.
2. Санников А. К. Производство электродной продукции [Текст] / А. К. Санников, А. Б. Сомов, В. В. Ключников. – М.: Металлургия, 1985. – 129 с. – Библиогр.: с. 128. – 1230 экз.

РЕГУЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ПОПЕРЕДНЬОГО ОЧИЩЕННЯ ДИFUЗІЙНОГО СОКУ У ВИРОБНИЦТВІ ЦУКРУ

Дітковський І. П., Козаневич З. Я.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, omega96@ukr.net

Основними технологічними параметрами, які впливають на якість процесу попереднього очищення дифузійного соку, є рН на виході з преддефекатора, час τ перебування дифузійного соку у преддефекаторі та концентрація небажаних домішок у вихідному потоці x_1^* .

Як концентрація x_1 , так і рН у вихідному потоці залежать від витрат дифузійного соку F_{ds} і розчину вапна F_{CaO} та початкової концентрації небажаних домішок у вхідному потоці x_0 (спрощену схему регулювання процесу наведено на рисунку).

Витрата дифузійного соку F_{ds} є основним потоком, яким визначається навантаження процесу. Для стабілізації рН на виході з преддефекатора пропонується змінювати співвідношення між витратами дифузійного соку та розчину вапна. Для збереження заданої тривалості часу τ перебування дифузійного соку у преддефекаторі пропонується стабілізувати сумарну витрату F_{sum} дифузійного соку F_{ds} , розчину вапна F_{CaO} і витрат повернення соку після першої сатурації F_s та суспензій після першої та другої сатурації F_{ss} .

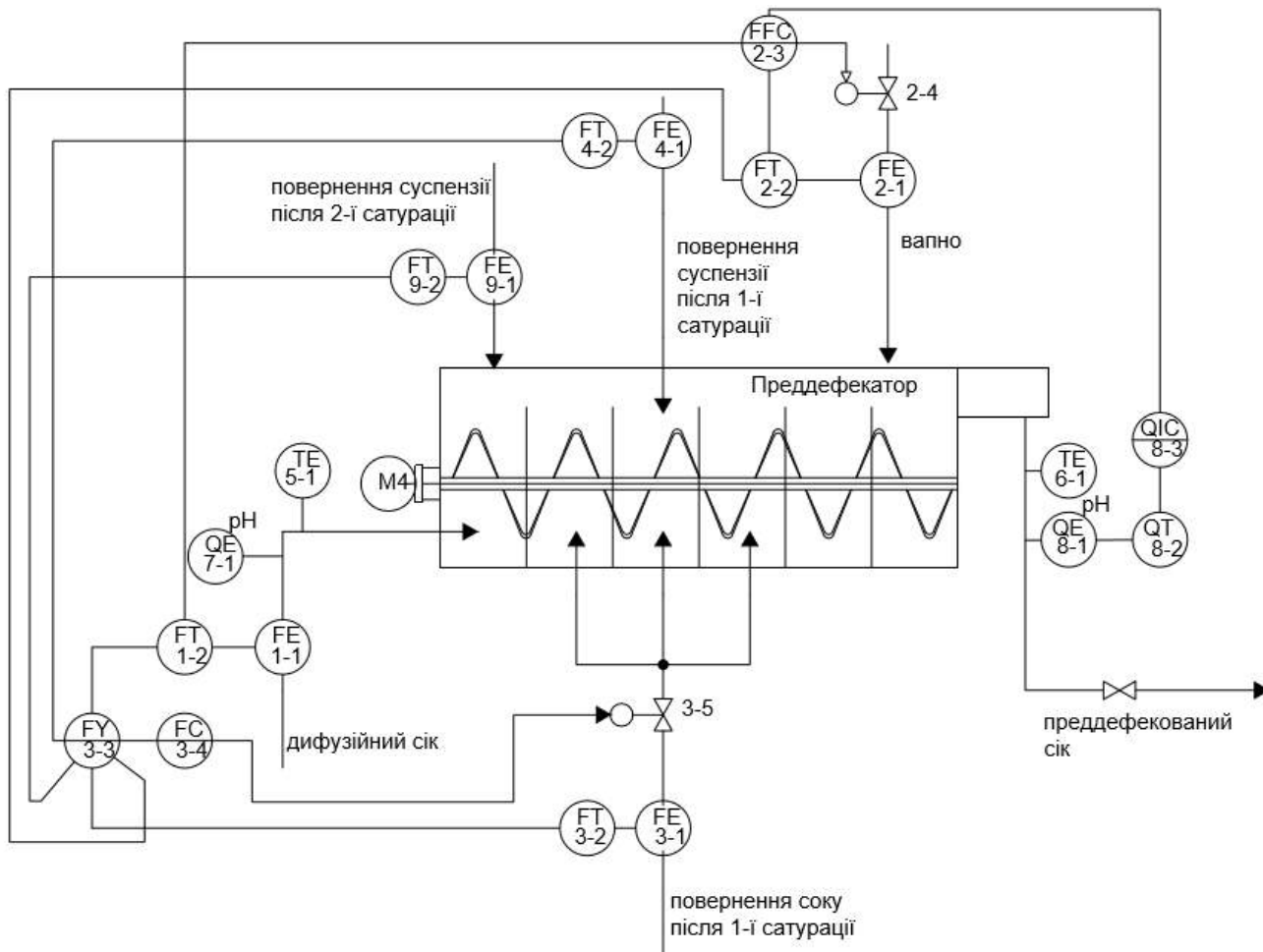
Витрата розчину вапна F_{CaO} встановлюється залежно від витрати F_{ds} за допомогою регулятора співвідношення. рН на виході регулюється каскадною системою, де внутрішній контур регулює співвідношення витрат F_{ds} і F_{CaO} та складається з вимірювачів F_{ds} (поз. 1-1) і F_{CaO} (2-1) та їх нормувальних перетворювачів (1-2, 2-2), регулятора співвідношення (2-3) і виконавчого механізму (2-4). Зовнішнім контуром є контур регулювання рН, який включає датчик (8-1), перетворювач (8-2) і регулятор (8-3).

Сумарна тривалість процесу визначається сумарним потоком рідин, що надходять у апарат: дифузійного соку F_{ds} (1-2), розчину вапна F_{CaO} (2-2), повернень соку після першої сатурації F_s (3-2), повернень суспензій після першої та другої сатурації F_{ss} (4-2, 9-2). Стабілізація сумарного потоку F_{sum} здійснюється зміною витрати соку після першої сатурації F_s . Це відбувається завдяки складанню витрат згаданих потоків у суматорі (3-3) та регулюванню їх суми F_{sum} регулятором (3-4) за допомогою виконавчого механізму (3-5) на лінії соку після першої сатурації F_s .

У разі можливості прогнозувати концентрацію x_0 за результатами лабораторних аналізів, наприклад, з використанням адаптивної моделі, наведена схема регу-

* Дітковський І. П. Процес попереднього очищення дифузійного соку у виробництві цукру як технологічний об'єкт керування [Текст] / І. П. Дітковський, З. Я. Козаневич // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: Тези доповідей Десятої науково-практичної конференції студентів; Київ, КПІ ім. Ігоря Сікорського, 8–9 грудня 2016 р. – К.: Вид-во «Політехніка», 2016. – 92 с.: іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – С. 28–29. – 100 пр. – ISBN 978-966-622-803-4.

лювання може бути доповнена динамічним компенсатором цього збурення для здійснення комбінованого регулювання рН.



Спрощена схема регулювання процесу преддефекації

У зв'язку з наявністю АСКТП у виробництві цукру функції регуляторів (2-3), (3-4), (8-3), суматора (3-3) та індикаторів основних параметрів виконуються в рамках програмного забезпечення цієї АСКТП.

ПРОЕКТУВАННЯ КЛІЄНТ-СЕРВЕРНОЇ АРХІТЕКТУРИ *Web SCADA СИСТЕМИ*

Гуза К. М., Ковалюк Д. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, catherinaguza@gmail.com

Сучасна автоматизація – це сукупність технічних засобів і програмного забезпечення. *SCADA* системи (від англ. *Supervisory Control And Data Acquisition*) займають у цьому переліку особливе місце*.

Задачею роботи є проектування клієнт-серверної архітектури *Web SCADA* системи, яка могла б розраховувати оптимальні параметри для керування процесом абсорбції у скрубєрі, а також реалізація віддаленого керування контролером *Arduino* за допомогою *REST*-запитів. Це дозволяє здійснювати контроль і керування *SCADA* системою через веб-браузер з будь-якого пристрою, незалежно від його операційної системи.

На сьогодні майже всі інформаційні системи працюють за таким принципом: запит даних користувачем – отримання і обробка даних сервером – відображення результатів запиту. За такої схеми найбільш доцільною є клієнт-серверна архітектура. Універсальним способом є використання веб-технологій, як засобу обробки інформації. Відповідно до сказаного задача, полягає у розробленні:

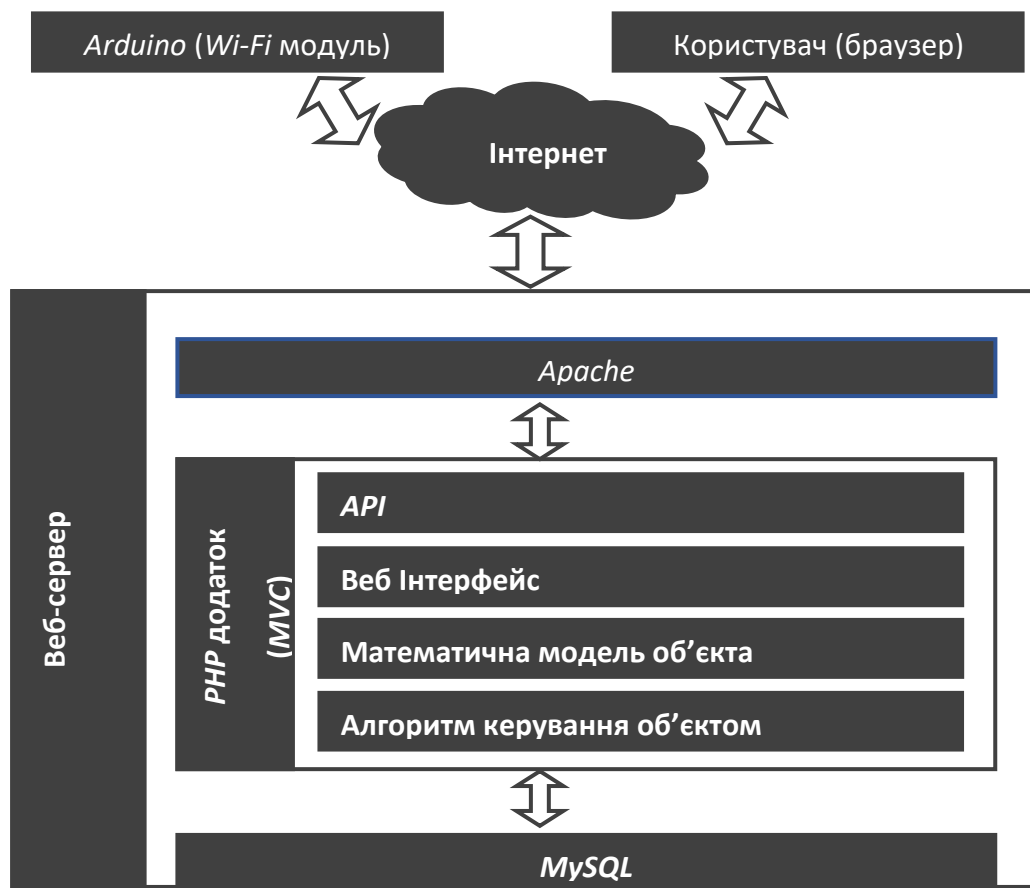
1) клієнтського програмного забезпечення, що відпрацьовує на стороні користувача. Тут доцільно використати стандартний набір веб-технологій: *HTML+CSS+JavaScript*;

2) серверного програмного забезпечення, що реалізує бізнес-логіку роботи системи. Як мові програмування перевагу було надано *PHP*, основними перевагами якої є: простота, ефективність, безпека, гнучкість. Для зазначеної *Web SCADA* системи бізнес-логіка полягає у програмуванні математичної моделі технологічного процесу, оптимізації його параметрів та розрахунку керувальних впливів. Для обробки різноманітних видів веб-запитів створюється велика кількість *PHP*-скриптів, тому для структуризації запитів від користувачів використовуються шаблон програмування *MVC (Model-View-Controller)*, а для запитів від вузлів моніторингу *Arduino* запрограмовано окремі скрипти для забезпечення роботи *REST-API*;

3) рівня збереження даних. Сучасні системи керування використовують для збереження даних промислові системи керування базами даних. В презентованій роботі пропонується зупинити свій вибір на *MySQL*.

Враховуючи сказане, пропонується така архітектура веб-частини *SCADA* системи. Загальну схему компонентів зображено на рисунку.

* Гуза К. М. Розробка *SCADA* системи на основі веб-технологій [Текст] : Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: Матеріали Десятої науково-практичної конференції студентів; Київ, 8–9 грудня 2016 р. / К. М. Гуза, Д. О. Ковалюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2016. – С. 89–90. – 100 пр. – ISBN 978-966-622-803-4.



Загальна схема компонентів *Web SCADA*

Згідно із запропонованою архітектурою й обраними програмними засобами *Web SCADA* виконує низку функцій.

1. Збір даних технологічного процесу. Контролер зчитує інформацію з датчиків та передає її безпосередньо у *Web SCADA* систему через мережу Інтернет. Реалізується за допомогою драйвера контролера *Arduino*, який надсилає *POST*-запити на вказану *url*-адресу. Запит містить назву та поточні значення параметрів технологічного процесу. Відповідний метод на сервері обробляє запит і записує ці дані в базу.

2. Розрахунок оптимальних параметрів процесу. Спеціальний метод на сервері аналізує поточний стан технологічного процесу. У разі потреби здійснюється розрахунок оптимальних параметрів керування. Нові значення параметрів заносяться в базу.

3. Реалізація керування. *Arduino* опитує відповідну *url*-адресу за допомогою *GET*-методу і отримує потрібні параметри керування. Ці параметри застосовуються на апаратному рівні.

4. Моніторинг процесу. Оператор через веб-інтерфейс може спостерігати поточні значення процесу, а також отримати історію за архівні періоди. Є можливість переналаштувати дані технологічного процесу.

АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА ГІПСУ ІЗ ЗАСТОСУВАННЯМ РОТАЦІЙНОГО ТРУБЧАТОГО КАЛЬЦИНАТОРА З ІНТЕГРОВАНИМ ОХОЛОДЖУВАЧЕМ

Кучеренко О. К., Жученко А. І.

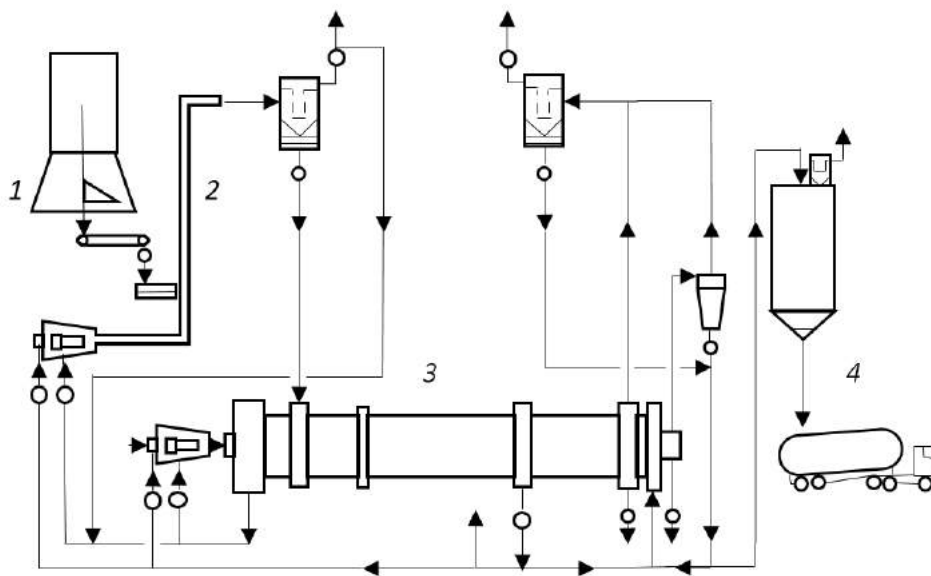
КПІ ім. Ігоря Сікорського, olyarikul@gmail.com

Ротаційний трубчастий кальцинатор посереднього підігріву з інтегрованим охолоджувачем – це сучасна технологічна лінія для потокового виробництва штукатурного та високотемпературного гіпсу методом посереднього обміну тепла між гарячим газом і матеріалом.

Ефективна передача тепла за допомогою поверхні внутрішніх нагрівальних труб установки, передбачає фракції сировинного матеріалу якомога меншого розміру. Таким чином, дане обладнання чудово підходить для кальцинування натурального гіпсу, синтетичного гіпсу *FGD* та інших синтетичних гіпсів для виробництва штукатурного та високотемпературного гіпсу.

Безперервний процес кальцинування дозволяє виробляти штукатурний гіпс, високотемпературний гіпс (Ангідрит II), а також суміші гіпсів у різних співвідношеннях в одній установці, з постійним рівнем якості та за дуже економічного споживання тепла й електроенергії [1].

Як сировинний матеріал може застосовуватися подрібнений натуральний гіпс (порошок з розміром фракцій не більше 2 мм), попередньо висушений синтетичний гіпс *FGD* або інший тип попередньо висушеного синтетичного гіпсу.



Спрощена схема виробничого процесу:

1 – система подачі матеріалу; 2 – швидкісна сушарка; 3 – трубчастий кальцинатор з інтегрованим охолоджувачем; 4 – складування готового продукту

Завантаження сировинних матеріалів у внутрішню камеру установки із завантажувальної воронки здійснюється за допомогою черв'ячного транспортера. Рівень завантаження кальцинатора та тривалість процесу витримки і/або часу об-

робки матеріалу регулюються за допомогою клапана, розташованого біля виходу з робочої зони.

Гарячі гази, необхідні для безпосереднього нагрівання сировинного матеріалу, виробляються генератором гарячого газу, встановленим біля входу в кальцинатор.

Гарячі гази спочатку подаються паралельним потоком через центральну внутрішню трубу кальцинатора, а потім – у протилежному потоці – до матеріалу, проходячи через численні труби, розташовані по всьому поперечному перетину кальцинатора.

Велика кількість труб для поточних газів дозволяє створити велику поверхню теплопередачі всередині корпусу кальцинатора і у такий спосіб забезпечити максимальне використання теплової енергії газів.

Ротаційний трубчастий кальцинатор включає також інтегровану секцію охолодження, в якій кальцинований матеріал одночасно піддається повітряному охолодженню до бажаної розвантажувальної температури.

Всі відпрацьовані газу системи кальцинування, включно із попередньо нагрітим повітрям, охолоджувача, використовуються повторно і/або подаються в камери згоряння в якості попередньо нагрітого живильного повітря.

Це означає, що втрати тепла можуть зберігатися на дуже низькому рівні. Максимальні обсяги вироблення штукатурного гіпсу досягаються після того, як належним чином були налаштовані та відрегульовані витрати пару як в кальцинаторі, так і в охолоджувачі [2].

1. **Лисиенко В. Г.** Строительное материаловедение [Текст] / В. Г. Лисиенко, В. В. Волков, А. Л. Гончаров. – К.: Наукова думка, 1984. – 230 с. – Библиогр.: с. 217–226. – 1000 экз.

2. **Булавин И. А.** Общие химические технологии и основы экологии [Текст] / И. А. Булавин. – М.: Госстройиздат, 1938. – 223 с. – Библиогр.: с. 219–221. – 2500 экз.

СПОСІБ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ

Ладієва Л. Р., Савицька Т. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, bobik2199@gmail.com

Мембранна дистиляція являє собою метод опріснення води, який може бути використаний і для очищення інших розчинників. Мембранна дистиляція (МД) ґрунтується на транспорті пари води через пористу гідрофобну мембрану. Рушійною силою процесу є різниця парціальних тисків розчинника по обидва боки мембрани, що виникає за рахунок різниці температур у каналі мембранного апарата [1].

Існує кілька різновидів проведення мембранної дистиляції, пов'язаних із технологічними варіантами реалізації процесу. Контактна МД (*DCMD – direct contact membrane distillation*) – процес, у якому рідина контактує безпосередньо з обома боками мембрани: 1) гарячий розчин, який підлягає обробці (сировина), контактує з поверхнею одного боку мембрани; 2) холодна рідина, яка омиває приймальний бік мембрани, є середовищем для конденсації пари, що переноситься на цей бік мембрани. Цей процес має високу питому продуктивність – до $75 \text{ л/м}^2 \cdot \text{год}$ пермеату при селективності близько 98...99 %.

Типова схема МД-установки (варіант *DCMD*) складається з гарячого та холодного кіл. Гаряче коло нагріває розчин, що підлягає обробці (сировину), та спрямовує його на мембрану, а в холодне коло конденсується дистилят (пермеат).

Гаряче та холодне кола складаються з двох термостатів, двох теплообмінників та насосів для подачі робочого розчину по гарячому колу та холодній воді – по холодному. В гарячому колі робочий розчин за допомогою насоса потрапляє в теплообмінник, в який подається термостатований теплоносіє, а відтак надходить до гарячої частини мембранної комірки, випаровується крізь мембрану та конденсується на поверхні холодної води, якою ж і відводиться з комірки циркуляційною холодною водою, температура якої постійно підтримується за допомогою холодильника з відповідним теплоносієм. Концентрований гарячий розчин повертається у резервуар з робочим розчином, звідки знову спрямовується насосом у гаряче коло.

Для визначення пропускнуєї здатності мембрани врахування усередненого розподілу температур розчину є недостатнім. Більш ефективний показник ведення процесу – перепад температур розчину та дистиляту, який є рушійною силою процесу. Задачею корисної моделі є підвищення точності керування процесом контактної мембранної дистиляції, збільшення часу безперервної роботи мембранного модуля.

Це досягається тим, що подачу теплоносія у підігрівач регулюють у залежності від перепаду температури розчину та дистиляту на виході каналів з мембранного модуля з корекцією за концентрацією розчину на виході при підтриманні сталої температури дистиляту на вході в мембранний модуль.

Спосіб автоматичного керування процесом мембранної дистиляції реалізується таким чином. У мембранний модуль 1 (див. рисунок) за допомогою насо-

са 2 з нагрівача 3 подається розчин, який підлягає обробці. Дистилат (розчинник) з охолоджувача 5 за допомогою насоса 4 також подається у мембранний модуль. Температура дистилату на вході в мембранний модуль підтримується сталою, вимірюється за допомогою первинного перетворювача (на рисунку не показаний), сигнал від якого поступає на регулятор (на кресленні не позначено). Керувальний сигнал з регулятора надходить на клапан 13.

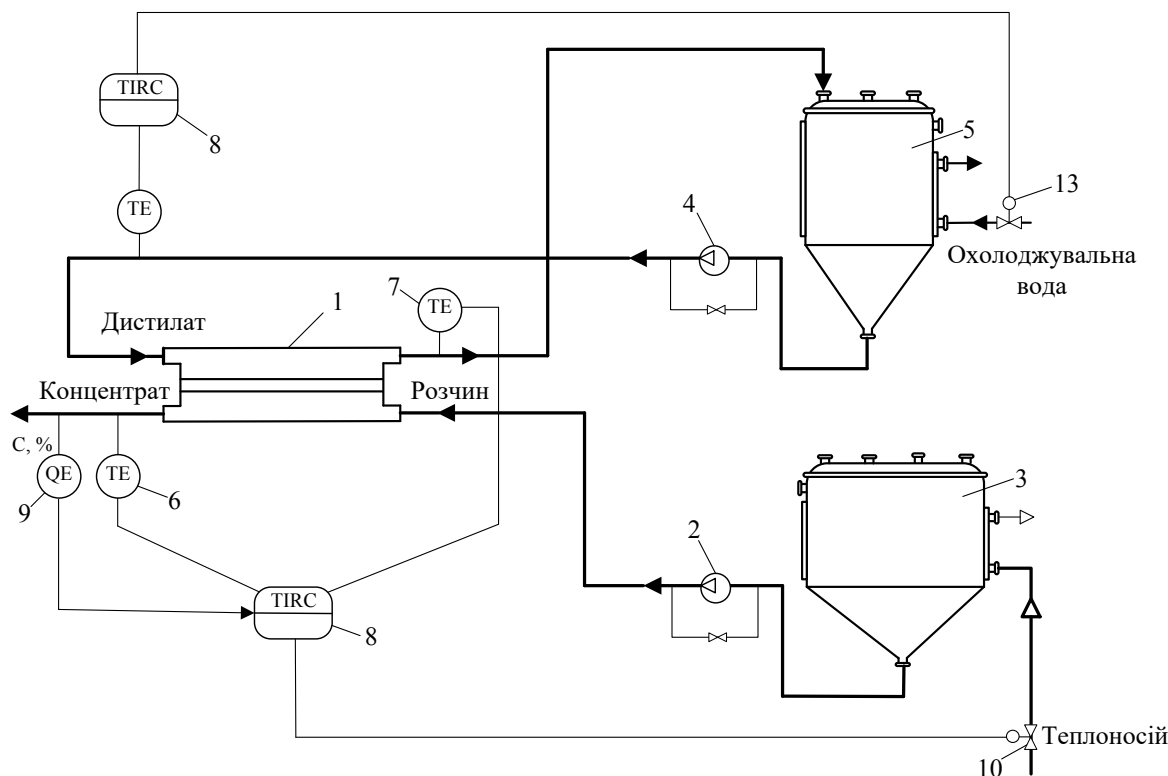


Рис. 1. Спосіб автоматичного керування процесом мембранної дистиляції

Температура розчину та дистилату на виході каналів мембранного модуля вимірюється первинними перетворювачами 6 і 7. Регулятор 8 керує подачею теплоносія на підігрівання вхідного розчину залежно від перепаду температур. На регулятор також надходить сигнал від первинного перетворювача 9, який вимірює концентрацію розчину. Знайдене скориговане значення керувального сигналу подається на клапан 10 [2].

Спосіб автоматичного керування процесом контактної мембранної дистиляції шляхом регулювання подачі теплоносія у нагрівач залежно від поточного значення перепаду температур на виході з мембранного модуля використовується для покращення якості цільового продукту та збільшення ресурсу мембран за рахунок підвищення точності регулювання.

1. **MarCamacho L.** Advances in Membrane Distillation for Water Desalination and Purification Applications / L. MarCamacho, L. Dumée, J. Zhangetal // Water. – 2013. – Vol. 5 – P. 94 – 196. – ISBN 2073-4441.

2. Пат. 57931 Україна, МПК B01D 3/42. Спосіб автоматичного керування процесом мембранної дистиляції [Текст] / О. А. Жулинський, Л. Р. Ладієва; заявник і патентовласник НТУУ «КПІ». – № u201007102; заявл. 08.06.2010 ; опубл. 25.03.2011, Бюл. № 6. – 2 с. : іл.

АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА СУЛЬФОКИСЛОТ

Чеб М. В., Жураковський Я. Ю.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, cheb.miha@gmail.com

Сульфокислоти отримуються обробкою нафтових дистилатів олеумом, газоподібним сірчанам ангідридом або рідким сірчанам ангідридом у суміші з сірчанам ангідридом. Сульфокислоти знаходять широке застосування в багатьох галузях виробництва.

Високі мийні властивості та хороша змочувальна здатність роблять можливим їх використання в текстильній промисловості; здатність натрієвих солей не дисоціювати в слабких розчинах дозволяє застосовувати їх для оброблення шкіри. Сульфокислоти використовуються як флотореагент у гірничорудній промисловості, у виробництві пластмас, для розщеплення жирів і т. ін.

У нафтовій промисловості з сульфокислот готують мийні присадки до масил та деемульгатори для розбивання нафтових емульсій (нейтралізований чорний контакт – НЧК) [1].

Для приготування сульфокислот підбирають сировину, найбільш багату ароматичними вуглеводнями, позаяк у реакцію з сірчанам ангідридом вступають (або сульфуються) в першу чергу вуглеводні цього гомологічного ряду.

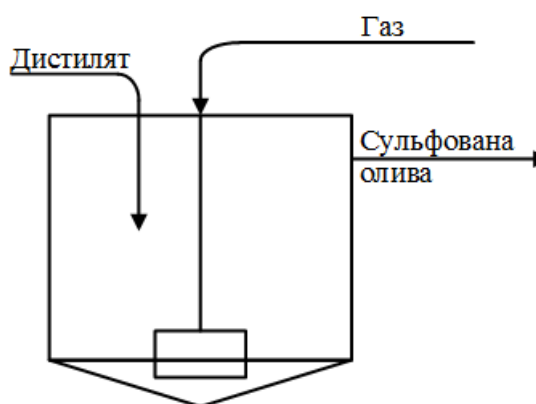


Схема сульфуратора

На рисунку наведено схему сульфуратора. Дистилят, відстояний від води, насосом подають у сульфуратор, де він обробляється газо-повітряною сумішшю, що містить 7–8 % газоподібного сірчаного ангідриду. У результаті реакції сульфування утворюються сульфокислоти, які частково розчиняються в оліві, а частково – разом з побічними продуктами реакції – переходять у кислий гудрон, що осідає в конусах сульфураторів. Сульфована олива з сульфуратора самопливом перетікає в наступний сульфуратор, а звідти – у відстійники, де відділяється кислий гудрон.

Кислий гудрон, отриманий під час сульфування нафтопродуктів, називається чорним контактом; він містить близько 70 % сульфокислот, 20 % вільної

сірчаної кислоти і близько 10 % неомилюваних компонентів. Чорний контакт використовується в основному для виробництва деемульгатора НЧК, для чого кислий гудрон звільняється від надлишку сірчаної кислоти шляхом промивання його водою та нейтралізації вапняним молоком, аміаком або їдким натром. Отриманий деемульгатор містить 25 % солей сульфокислот і застосовується для розбивання нафтових емульсій [2].

Кислий гудрон, отриманий у процесі сульфування гасу, використовується для вироблення мийного засобу ДС-РАС, який застосовується для миття апаратури, дерев'яних і кахельних підлог, прання грубих тканин тощо.

Для забезпечення умов виробництва сульфокислот необхідно:

- розробити схему автоматизації технологічного процесу;
- забезпечити реєстрування параметрів тиску, концентрації та витрати;
- передбачити сигналізацію концентрації розчину та тиску у трубопроводі,

а також технологічних блокувань регулювальних клапанів за відсутності тиску у трубопроводах.

1. **Эрих В. Н.** Химия и технология нефти и газа [Текст] : учебное пособие / В. Н. Эрих, М. Г. Расина, М. Г. Рудин. – 2-е изд., перераб. – Л.: Химия, 1977.– 424 с. : ил. – Библиогр.: с. 269–272. – 2000 экз.

2. **Иванова Л. В.** Технология переработки нефти и газа [Текст] : учебное пособие / Л. В. Иванова, М. И. Корнеев, В. Н. Юзбашев. – М.: Химия, 1966. – 419 с. : ил. – Библиогр.: с. 363–365. – 1500 экз.

СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ФОРМУВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ НА ОСНОВІ ПІД-РЕГУЛЯТОРІВ

Жученко А. І., Черевко Л. С.

КПІ ім. Ігоря Сікорського», cherevkolesia@gmail.com

В наш час виробництво графітованих електродів є важливим процесом, оскільки продукція цього виробництва широко використовується в різноманітних галузях промисловості, які нерозривно пов'язані з необхідністю використання електротермічних процесів. Важливим етапом у виробництві є формування вуглецевих виробів продавлюванням електродної маси через мундштук відповідної форми в гідравлічному пресі, адже на етапі пресування електродних заготовок закладаються в основному всі спадкові властивості, що визначають якість готових виробів. З метою зменшення кількості бракованої продукції необхідно створювати та досліджувати системи керування, що відрізняються від тих, які нині використовуються на виробництві [1].

Система керування, що використовується на виробництві, має релейний характер керування, що спричиняє коливний характер перехідних процесів. Тому було прийнято рішення створити системи керування, в яких регулювання температури здійснюється за допомогою поступової зміни напруги, що подається на нагрівальні апарати від нуля до номінального значення.

ПІД-закон керування до нинішнього часу є найбільш популярним законом керування, його в певному розумінні можна вважати еталонним. Саме тому було прийнято рішення розробити систему керування на основі цього закону [2].

Оскільки об'єкт має декілька вхідних та вихідних змінних в системі буде використовуватися декілька регуляторів, кожен з яких буде здійснювати керування температурою в певній точці за допомогою відповідного вхідного сигналу об'єкта. Схему такої системи керування, реалізовану в програмному пакеті *Simulink*, представлено на рисунку.

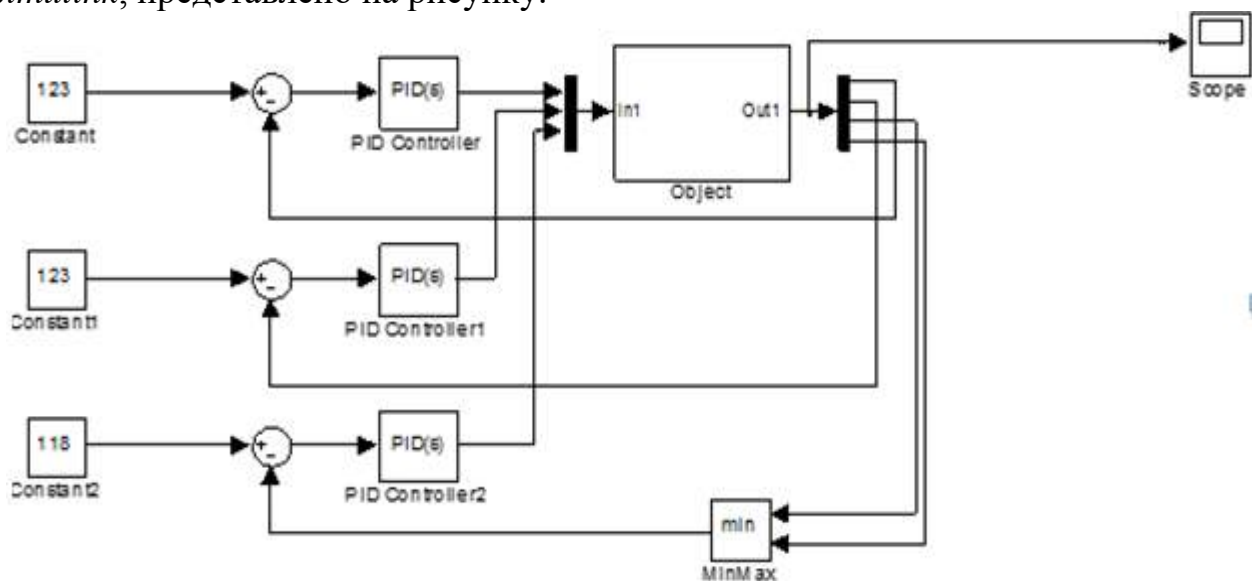


Схема системи керування, реалізована у програмному пакеті *Simulink*

Більшість методів налаштування ПІД-регулятора використовують представлення об'єкта керування у вигляді передавальних функцій, що у випадку наявної в даному дослідженні моделі неможливо. Тому всі регулятори були налаштовані за допомогою критерію Циглера – Нікольса.

Значення налаштувань кожного з регуляторів представлено в таблиці. Де K_p – коефіцієнт підсилення пропорційної складової, K_i – коефіцієнт підсилення інтегрованої складової, K_d – коефіцієнт підсилення диференційної складової.

Таблиця. Налаштування регуляторів

Назва регулятора	K_p	K_i	K_d
ПІД	18	7,05	11,475
ПІД1	19,2	6,4	14,4
ПІД2	7,2	9	1,44

Використання зазначеної системи керування дозволить позбутися вад теперішньої системи керування, що має призвести до підвищення якості випресованих заготовок.

У подальших дослідженнях необхідно змоделювати наявну на виробництві систему керування та провести її порівняльне дослідження з системою на основі ПІД-регуляторів.

1. **Чалых А. Ф.** Графитация углеродистых материалов [Текст] / А. Ф. Чалых, В. П. Соседов. – М.: Металлургия, 1987. – 176 с. – Библиогр.: с. 176. – 1230 экз.

2. Производство электродной продукции [Текст] / А. К. Санников, А. Б. Сомов, В. В. Ключников и др. – М.: Металлургия, 1985. – 129 с. – Библиогр.: с. 128. – 1230 экз.

МОДЕЛЮВАННЯ СИСТЕМИ ДЛЯ КОМПЕНСАЦІЇ ЗБУРЕННЯ З ВИКОРИСТАННЯМ НЕЙРОЕМУЛЯТОРІВ

Гладченко О. О., Ковалевський В. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, Gladchenki@gmail.com

Штучна нейронна мережа – математична модель, а також її програмна або апаратна реалізація, побудована за принципом організації та функціонування біологічних нейронних мереж – мереж нервових клітин живого організму. Нейронні мережі застосовуються для багатьох завдань: розпізнавання образів і класифікація, кластеризація, стиснення даних, асоціативна пам'ять і ін.

Щоб продемонструвати можливість застосування нейронних мереж для адаптивного керування, розглянемо спосіб компенсації збурення за допомогою нейронних мереж. Як об'єкт керування використовуватимемо канал температури вапняного молока ацетиленового генератора, який за динамічними властивостями є аперіодичною ланкою першого порядку*. На генератор може діяти збурення, наприклад, температура довкілля. Зі збуренням звичайні ПІД-регулятори не спроможні упоратися. Для поліпшення їх якості роботи пропонується використовувати схему компенсації збурення, зображену на рис. 1.

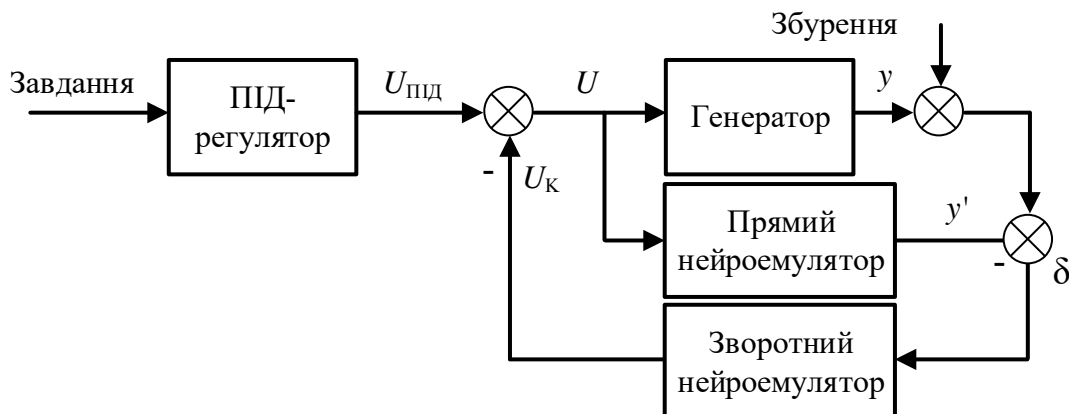


Рис. 1. Схема компенсації збурення

Якщо ми маємо оцінку передавальної функції об'єкта, то ми можемо обчислити реакцію об'єкта без збурення: віднімаючи реакцію об'єкта керування, отримаємо оцінку збурення. Якщо пропустити оцінку збурення через передавальну функцію об'єкта, то збурення буде компенсоване. На наведеній схемі присутні блоки прямого й інверсного нейроеммуляторів. Прямий нейроеммулятор на-

* Гладченко О. О. Моделювання каскадної системи регулювання процесу промислового генератора ацетилену [Текст] / О. О. Гладченко, В. М. Ковалевський // Інформаційні технології в освіті, техніці та промисловості: Збірник тез доповідей. II Всеукраїнська науково-практична конференція молодих учених і студентів «ІТОП-2015»; Секція конференції: «Математичне моделювання та обчислювальні методи»; м. Івано-Франківськ, 6-9 жовтня 2015 р. – Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу та Інститут інформаційних технологій, 2015. – 265 с.: іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – С. 198–199. – 300 пр.– Режим доступу: <http://ksm/nung/edu/ua/node/85>, вільний. – Загол.з екрана. – Мова укр.

вчений імітувати пряму динаміку генератора, за відсутності збурення вихід каналу температури вапняного молока і прямого нейроеммулятора будуть збігатися, інакше утворюється оцінка збурення, яка подається на інверсний нейроеммулятор. Інверсний нейроеммулятор відповідає зворотній динаміці генератора, визначивши збурення, він видає коригувальний сигнал керування.

Завдання прямого нейроеммулятора полягає в тому, щоб на основі поданого керувального впливу U та інформації про попередній сигнал U , спрогнозувати наступний вихідний сигнал генератора. Прямий нейроеммулятор має один прихований шар із сигмоїдальними функціями імпульсних впливів, які на виході нейрон реалізує як лінійну функцією імпульсів. Прямий нейроеммулятор поточний сигнал керувального впливу U подає у мікроконтролері в канал регулювання температури вапняного молока по лінії затримки сигналу U на деякий інтервал часу. Вихідним сигналом нейроеммулятора є прогноз значення температури вапняного молока на виході генератора ацетилену.

Інверсний нейроеммулятор на основі поточної похибки δ і попереднього стану генератора у формує коригувальний сигнал керування U_K . Інверсний нейроеммулятор має також один прихований шар із сигмоїдальними функціями активації, а на виході – нейрон з лінійною функцією активації. Він складається з двох входів: поточного відхилення реакцій нейроеммулятора та виходу інверсного нейроеммулятора з лініями затримок, кількість яких приблизно відповідає порядку системи. Виходом інверсного нейроеммулятора є коригувальний сигнал керування U_K .

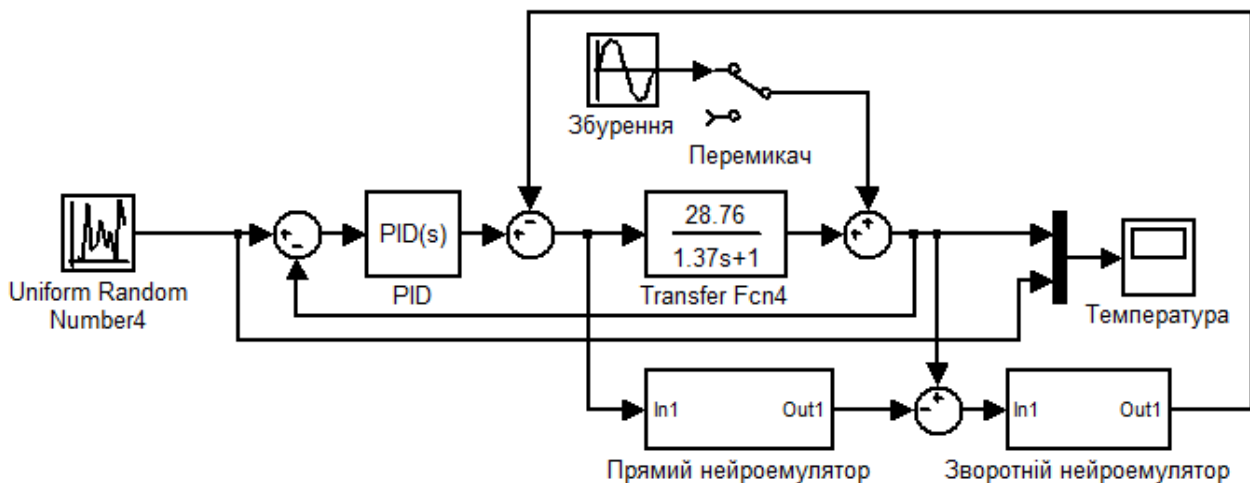


Рис. 2. Simulink-модель для компенсації збурення

Після налаштування прямого та інверсного нейроеммуляторів та перевірки їх реакції на іншій вибірці даних було зібрано схему (рис. 2), яку надалі буде застосовано для керування об'єктом.

РОЗРАХУНОК ЗАТРАТ ДЛЯ ПРОЦЕСУ ТРИСТУПЕНЕВОЇ РЕГЕНЕРАЦІЇ РОЗЧИННИКА З ЕКСТРАКТИВНИХ РОЗЧИНІВ

Максимик С. В. Ситніков О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського» smaksymy@gmail.com

Невід'ємною складовою виробництва, в процесах пов'язаних з використанням розчинників є відходи. В зв'язку з цим компаніям доводиться наймати сторонніх осіб, які здійснюють утилізацію. Це призводить до зайвих втрат і безпосередньо впливає на вартість виготовленої продукції. Як альтернатива може бути застосовано метод регенерації розчинника [1], що в свою чергу дозволить зменшити дані витрати та забезпечить підприємство сировиною за ціною нижче ринкової за незмінної якості. Проте цей процес не завжди може бути доцільним.

Вирішити зазначену проблему можна шляхом створення веб-ресурсу з методом розрахунку затрат на процес регенерації розчинника з урахуванням об'єму сировини та технології регенерації. Для відображення інформації з боку клієнта використовується мова розмітки гіпертекстових документів *HTML* та каскадна таблиця стилів *CSS*. Для динамічної роботи сайту та можливості безпосередньо редагувати кількості сировини застосовується об'єктно-орієнтована мова програмування *JavaScript* [2]. Завдання на стороні сервера виконуються за допомогою мови програмування *PHP*. Архітектуру сайту представлено на рисунку.

Введіть обсяг сировини

Вкажіть тип розчину

Вкажіть електронну адресу

Відправити звіт на пошту

Порівняти з іншими методами

Оформити замовлення на регенерацію

Виберіть метод регенерації

Триступенева регенерація

Розрахувати затрати

Архітектура сайту

Вплив користувача на процес обмежується вводом обсягу сировини для регенерації, що дозволить запобігти зайвих похибок у процесі розрахунку. Результат отриманий з розрахунку являє собою базу даних, в якій зберігаються обсяг отриманої речовини, витрати суміжної сировини та загальна вартість процесу [3]. Враховуючи різноманіття варіантів регенерації розчинників, представлено декілька методів проведення та відповідні розрахунки для них, що дозволить вибрати найбільш прийнятний.

Запропоновано приклад ресурсу для розрахунку затрат на регенерацію розчинників, створений методами веб-розробки, що дозволить прийняти рішення по переробці чи утилізації розчинів.

1. Спосіб деасфальтизації нафтових залишків [Текст] : пат. 2136720 Рос. Федерація : МПК С10G21/14, С10G21/28 І. Р. Хайрудінов, Ф. М. Султанов, Н. Р. Сайфуллін, Р. Г. Нігматуллін, Ю. Г. Морошкин, А. А. Тімофеев, Э. Г. Теляшев, Т. І. Сажина ; заявник і патентовладелец Інститут проблем нафтохімпереробки АН Республіки Башкортостан. – № 98102991/04; заявл. 19.02.1998 ; опубл. 10.09.1999.

2. **Никсон Р.** Создаем динамические веб-сайты с помощью PHP, MySQL, JavaScript, CSS и HTML5. 3-е изд. / Р. Никсон. – СПб.: Питер, 2015. – 688 с.: ил. – Серия «Бестселлеры O'Reilly». – Перевод: Authorized Russian translation of the English edition Learning Web App Development. – ISBN 978-14919-49467.

3. **Янк К.** PHP и MySQL. От новичка к профессионалу. 5-е изд. / К. Янк – М.: Эксмо, 2013. – 384 с. – Мировой компьютерный бестселлер. – Перевод: PHP & MySQL: Novice to Ninja, 5th. Edition Authorized Russian translation of the English edition of PHP & MySQL: Novice to Ninja, 5th. Edition. – ISBN 978-09871-53081.

SOFTWARE AND HARDWARE IMPLEMENTATION METALOGRAFIA DIGITAL USB-MICROSCOPY

Serdyukova N. V., Lutay A. N., Klyufinskiy V. B.
National University, San Diego, USA, nserdyuk@nu.edu

Modern metallographic research laboratory and classrooms of leading technical universities of the developed countries switched to the use of metallographic USB digital microscope (ICM). The fundamental difference MCM from the type of microscope MIM-8 to fix the image of the object structure, web and digital camera and subsequent computer processing. The latter allows to significantly improve the image quality of the microstructures of the alloys and the accuracy of the calculations of the structural parameters. So the image contrast (the minimum difference in intensity of neighbors) is reduced by two orders of magnitude compared with conventional optical image.

There are many specialized programs for computer processing of digital images of the microstructures of the alloys, but they are of greater value. Analysis programs, which are freely used in image processing of a General character shows that for processing digital images of the microstructures of the alloys, the most acceptable is the program JmicroVision*. We emphasize that the program is not a specialized treatment program of photomicrographs of the structures of the alloys.

The aim of this work was to adapt the JMicroVision software for processing digital images of the microstructure of the alloys to obtain quantitative characteristics of the elements of the alloy structure.

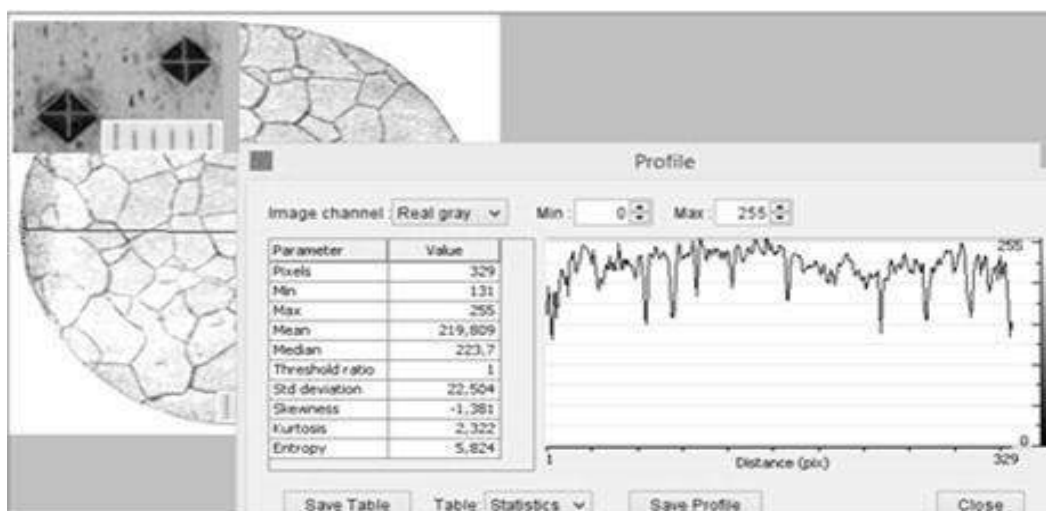


Fig. 1. The measurement of the diagonals of the imprints of the indenter and calculation of the grain size in the window Measurement 1D

In Fig. 1 shows how these dimensions are implemented in the 1D window Measurement. We emphasize that for the determination of grain size by the method

* JMicro Vision is an image analysis toolbox for measuring and quantifying components of high-definition images. Type of access: <http://www.jmicrovision.com/help/v125/jmicrovision.htm>, free. – The title screen. – English language.

of secant, it is sufficient to count the number of minima on the dependence Profile. Processing structure ImageFactory option Outline (Fig. 2) reveals the grain boundaries, poorly etched.

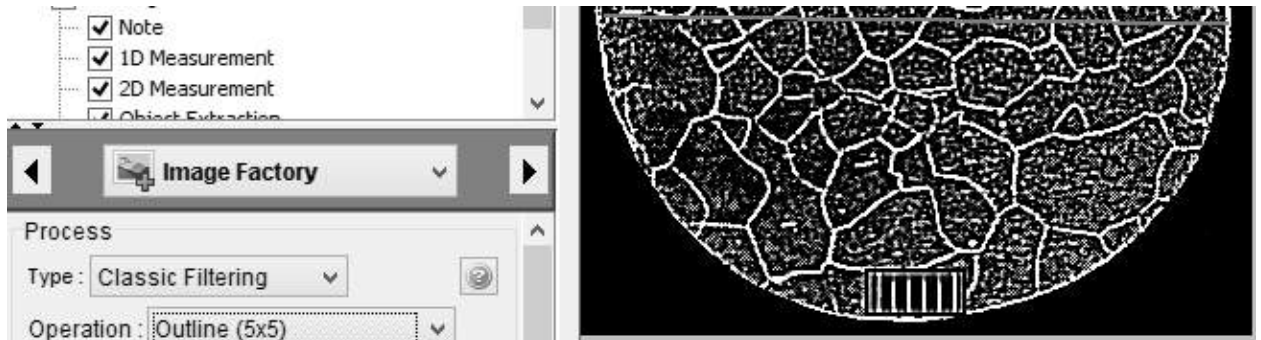


Fig. 2. Detection of grain boundaries in option, Outline

For the quantitative phase analysis have the alloy's microstructure to load in the window 2D Measurement with the option "show histogram" (Fig. 3), highlight part of the histogram that corresponds to the desired phase . The volume fraction of a phase is calculated by dividing specified in the tables Parameter Value of the planes of the respective histograms.

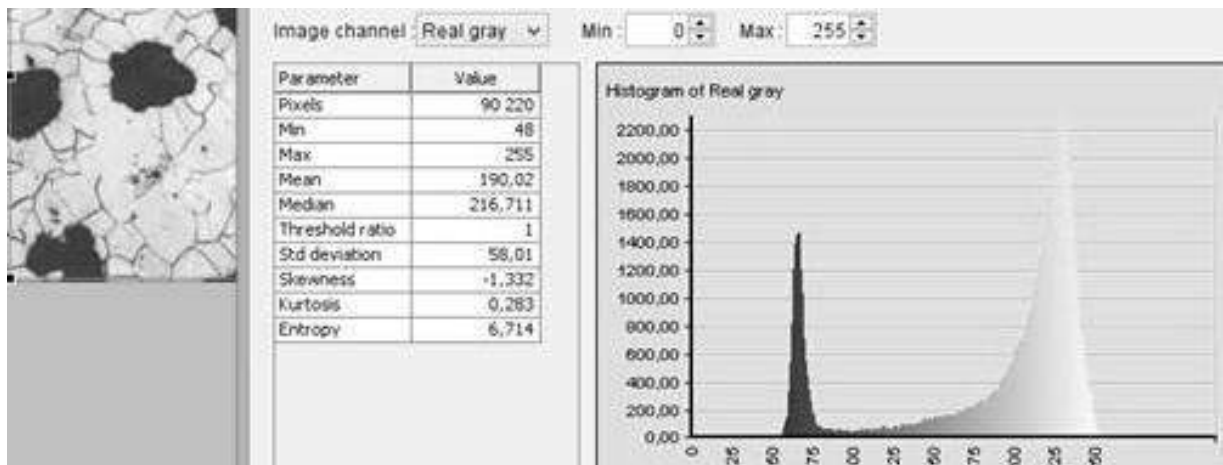


Fig. 3. The window of the program for quantitative phase analysis

Conclusions. 1. The proposed method allows to identify the elements of a sub-structure of the alloys. 2. Linear measurement accuracy increases by an order in comparison with traditional methods.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ СУЛЬФУРУВАННЯ

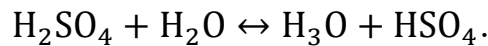
Волкова Є. М., Ладієва Л. Р.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, zhenka.zv95@gmail.com

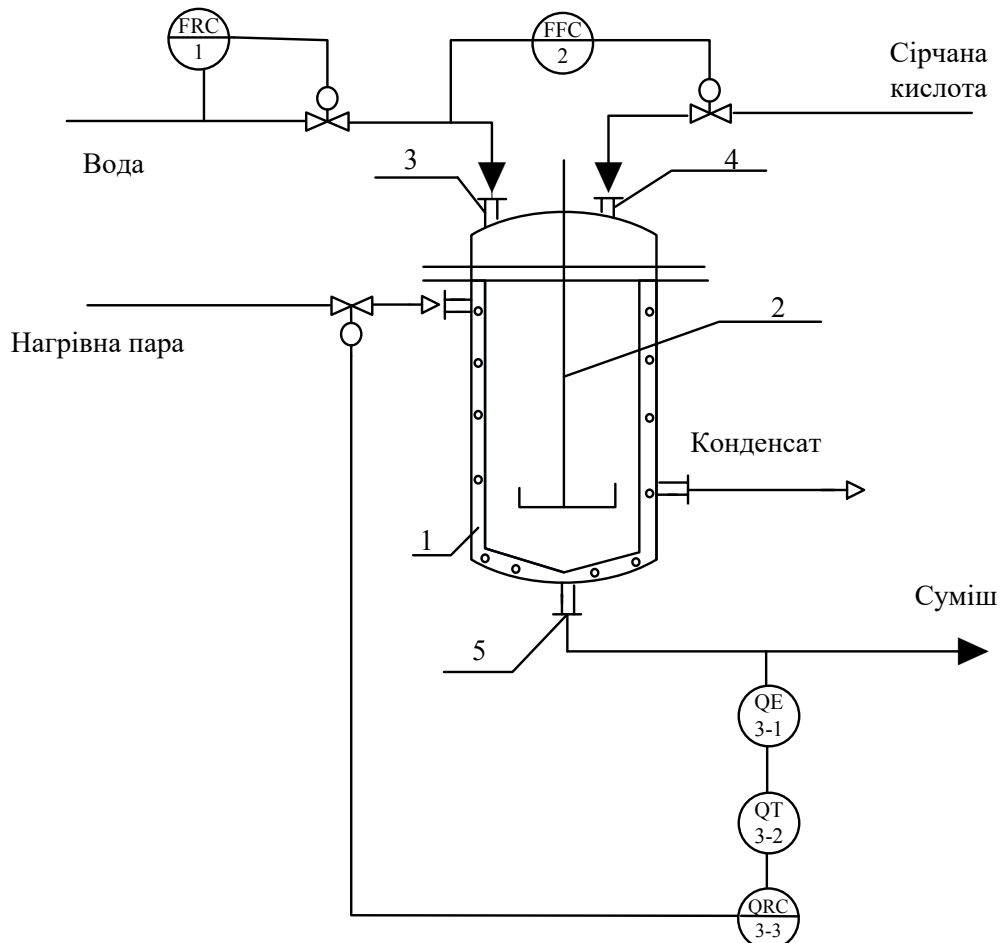
Сірчана кислота – важка безбарвна масляниста рідина. Надзвичайно гігроскопічна. Поглинає вологу з виділенням великої кількості теплоти, тому не можна воду доливати до концентрованої сульфатної кислоти – відбуватиметься розбризкування кислоти. Для розведення потрібно сульфатну кислоту доливати невеликими порціями до води.

Концентрована сірчана кислота обуглює органічні речовини відбираючи від них елементи води. При цьому утворюються гідрати сульфатної кислоти.

У водних розчинах сірчана кислота є повністю дисоціативною:



На рисунку зображено фрагмент схеми автоматизації сульфуратора.



Будова сульфуратора:

- 1 – змієвик; 2 – якірна мішалка; 3 – штуцер подачі дистильованої рідини;
4 – штуцер подачі сірчаної кислоти; 5 – штуцер виходу суміші

Метою дослідження є створення математичної моделі процесу сульфурування для синтезу автоматичної системи керування.

У результаті аналізу особливостей процесу сульфуровання, а також властивостей вхідних та вихідних матеріальних потоків було запропоновано забезпечувати якість очищення оливного дистилляту впливом на витрату суміші сірчаної кислоти та води.

До сульфуратора надходить вода з витратою S_v та сірчана кислота, витрата якої S_c . Ці два потоки реагують між собою, після чого суміш компонентів виходить з апарата як готовий продукт*.

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

Запропонований матеріальний баланс для двох зазначених рідких фаз має такий вигляд:

$$S_v c_v \theta_v + S_c c_c \theta_c + kF(\theta_n - \theta_{pk}) + c_n V_n^B \rho_n (\theta_{pk} - \theta_n^B) - S_c c_c \theta_{pk} = V_c \rho_c C_c \frac{d\theta_{pk}}{dt},$$

де S_v, c_v, θ_v – витрата, теплоємність та температура води на вході відповідно; S_c, c_c, θ_c – витрата, теплоємність та температура сірчаної кислоти на вході відповідно; S_c, c_c, θ_{pk} – відповідно витрата, теплоємність та температура суміші на виході; V_c, V_n^B – об'єми вихідної суміші та виділеної пари; ρ_c, ρ_n – густини вихідної суміші та пари відповідно.

Запропонований тепловий баланс має вигляд:

$$S_n (i_n'' - i_k') - kF(\theta_n - \theta_{pk}) = V_n \rho_n C_n \frac{d\theta_{pk}}{dt},$$

де S_n – витрата пари; $i_n'' = c_n \theta_n + r$ – ентальпія пари; $i_k'' = c_k \theta_k$ – ентальпія конденсату.

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

Отримана математична модель процесу сульфуровання надає можливість оптимально налаштувати параметри регулятора у системі керування.

* Гиндин Л. М. Экстракционные процессы и их применение [Текст] / Л. М. Гиндин. – М.: Наука, 1984. – 184 с. – Библиогр.: с. 132–147. – 1450 экз.

МЕТОДИ ВИЯВЛЕННЯ ФАЛЬСИФІКАЦІЙ В ЕЛЕКТРОННИХ ДОКУМЕНТАХ НА ОСНОВІ АЛГОРИТМІВ ХЕШУВАННЯ

Розломій І. О., Косенюк Г. В.

Черкаський національний університет ім. Б. Хмельницького, inna-roz@inbox.ru

Завдання захисту ЕД зводиться не тільки до забезпечення цілісності інформації. В багатьох випадках недостатньо знати лише те, відбулися зміни в ЕД чи ні. Важливо розуміти, де конкретно в документі відбулися зміни. Тому вкрай важливим є завдання пошуку способів виявлення фальсифікацій в ЕД.

Одним з підходів, який дозволить викрити порушення цілісності ЕД, виявити фальсифіковані фрагменти інформації, є метод перехресного хешування. Суть запропонованого методу виявлення фальсифікацій в ЕД полягає в обчисленні хеш-функції ЕД для блоків даних, згідно зі схеми показаної на рисунку.

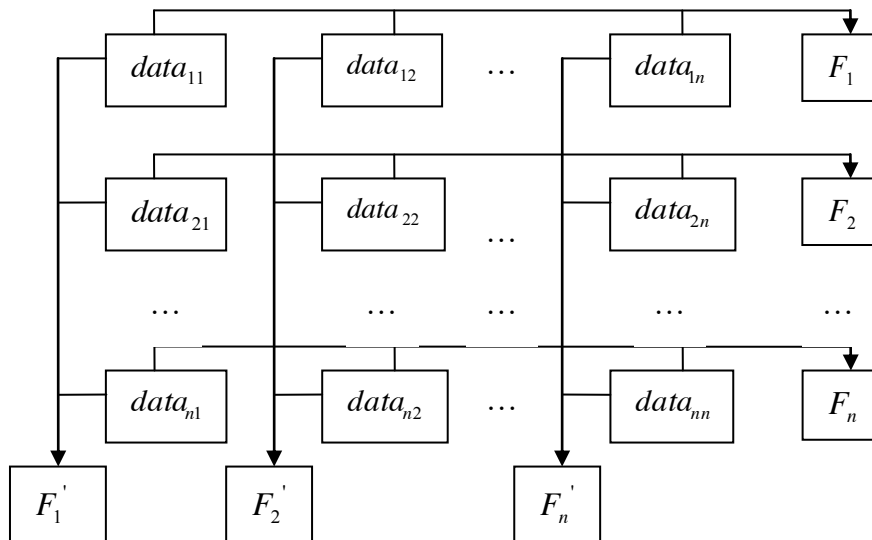


Схема обчислення хеш-функції в горизонтальних/вертикальних блоках даних

За запропонованою схемою обчислюються значення хеш-функцій у горизонтальних та вертикальних блоках даних:

$$\left\{ \begin{array}{l} F_1 = F(data_{11}) \cup F(data_{21}) \cup \dots \cup F(data_{n1}); \\ F_2 = F(data_{12}) \cup F(data_{22}) \cup \dots \cup F(data_{n2}); \\ \dots \\ F_n = F(data_{1n}) \cup F(data_{2n}) \cup \dots \cup F(data_{nn}). \end{array} \right. \left\{ \begin{array}{l} F'_1 = F(data_{11}) \cup F(data_{21}) \cup \dots \cup F(data_{n1}); \\ F'_2 = F(data_{12}) \cup F(data_{22}) \cup \dots \cup F(data_{n2}); \\ \dots \\ F'_n = F(data_{1n}) \cup F(data_{2n}) \cup \dots \cup F(data_{nn}). \end{array} \right. \quad (1)$$

Для отриманих результатів обчислення F_1, F_2, \dots, F_n та F'_1, F'_2, \dots, F'_n введемо поняття міні хеш-функцій. Незбіжність значень міні хеш-функцій при перевірці в горизонтальному блоці даних вкаже на рядок, де відбулися зміни, у вертикальному блоці – на стовпець. Знаючи рядок та стовпець, де відбулися зміни, на їх перетині можна виявити фальсифікований фрагмент ЕД. Наприклад, $F_n \cap F'_n \rightarrow data_{nn}$, отже блок $data_{nn}$ – фальсифікований.

Ще один метод виявлення порушень цілісності в ЕД полягає у введенні надлишковості. Введення надлишкової інформації в інформацію, яка передається мережею, забезпечує можливість виявлення та виправлення помилок на стороні отримувача інформаційного повідомлення. За основу можна взяти принципи алгоритму кодування за Хеммінгом. Потрібно побудувати код Хеммінга, який включає інформаційні та контрольні блоки інформації. Контрольні блоки інформації є результатом обчислення хеш-функції за певними правилами, заданими породжуваною матрицею. Корегувальні властивості кодів Хеммінга визначаються мінімальною кодовою відстанню. Для гарантованого виправлення двократної помилки в блоках інформації необхідно забезпечити мінімальну кодову відстань $d_0 \geq 5$. Один з варіантів породжуваної матриці може бути зада-

ний виразом: $G_{(9,4)} = \left| \begin{array}{ccc|ccc} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 1 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 1 & 1 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 1 & 1 & 0 & 1 & 0 \end{array} \right|$. Відповідно до матриці $G_{(9,4)}$, під час кодуван-

ня буде виконуватись матричне перетворення: $F_{(9,4)}^k = \begin{pmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \\ x_3 \oplus x_4 \\ x_3 \oplus x_4 \\ x_1 \oplus x_4 \\ x_1 \oplus x_3 \\ x_2 \oplus x_4 \end{pmatrix}$.

Розглянемо результати виявлення та виправлення помилок зведеними кодами Хеммінга залежно від кратності помилки, наведені в таблиці.

Таблиця. Виправлення помилок (* – фальсифікований блок інформації)

Локалізація помилки														
	Двократна помилка						Однократна помилка							
x_1	1	*	1	*	1	*	0	0	0	1	*	0	0	0
x_2	1	*	0	0	1	*	1	*	0	0	1	*	0	0
x_3	0	1	*	0	1	*	0	1	*	0	0	1	*	0
x_4	0	0	1	*	0	1	*	1	*	0	0	0	1	*
$f_1(x_3 + x_4)$	0	1	1	1	1	1	0	0	0	1	1			
$f_2(x_3 + x_4)$	0	1	1	1	1	1	0	0	0	1	1			
$f_3(x_2 + x_4)$	1	1	0	0	1	1	1	0	0	1				
$f_4(x_1 + x_4)$	1	0	1	1	0	1	1	1	0	1	0			
$f_5(x_2 + x_3)$	1	0	1	1	0	1	0	1	0	1	0			

Таким чином, у роботі запропоновано два методи виявлення фальсифікованих фрагментів ЕД, для реалізації яких можуть бути використані будь-які алгоритми хешування.

ГАЗОФРАКЦІОНУВАЛЬНІ УСТАНОВКИ ТА ЇХ МОДЕРНІЗАЦІЯ

Шитик В. В., Ситніков О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, sven1509@mail.ua

Під час процесу газофракціонування отримують легкі вуглеводи або фракції високої чистоти з нафтопереробних газів. Джерелом вуглеводневих газів на нафтопереробних заводах є розчинні в нафті гази, які виділяються у процесі первинної перегонки.

Впровадження установок газофракціонування на підприємствах, що переробляють газовий конденсат, не є однозначно економічно вигідним з погляду безпосередньої реалізації продуктів фракціонування. Це обумовлено загальною структурою цін на зріджені продукти переробки природного газу. Під час цього процесу важливим є оптимальна витрата суміші для отримання вихідної речовини.

Зазначену задачу будемо розв'язувати встановленням ультразвукового витратоміра [1]. Існують три основні методики визначення витрати газу за допомогою ультразвуку:

- часово-імпульсний метод;
- детектування зміни частоти ультразвуку;
- метод вимірювання часу поширення ультразвуку.

На рис. 1 наведено фрагмент схеми автоматизації з підключенням ультразвукового витратоміра, на рис. 2 – загальний вигляд ультразвукового витратоміра фірми *KROHNE*.

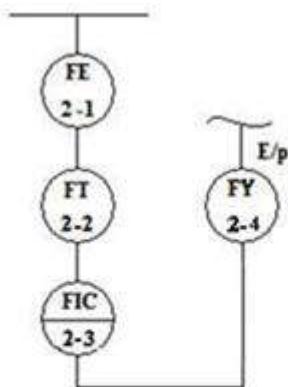


Рис. 1. Фрагмент схеми автоматизації з ультразвуковим витратоміром



Рис. 2. Ультразвуковий витратомір ALTOSONIC III

Зображений на рис. 1 фрагмент схеми автоматизації включає ультразвуковий витратомір (2-1, 2-2), автоматичний регулятор (2-3), електропневматичний перетворювач (2-4).

В основу принципу дії ультразвукового витратоміра покладено проходження звукових коливань високої частоти, які створюються акустичними ви-

промінювачами, через середовище, що рухається трубопроводом, й реєструються приймачем, розташований на певній відстані від випромінювача [2]. Вимірювання витрати ґрунтується на вимірюванні швидкості потоку контрольованої рідини з наступним обчисленням витрати. Вимірювання швидкості потоку здійснюється доплерівським методом.

Отже, вимірювання витрати ультразвуковим витратоміром є оптимальним варіантом, оскільки він не спричинює втрат тиску в трубопроводах, має високу точність вимірювання в широкому інтервалі витрат, надвисоку швидкодію (1...5 мс) та високі показники надійності (через відсутність рухомих елементів).

1. **Пістун Є. П.** Нормування витратомірів змінного перепаду тиску [Текст] / Є. П. Пістун, Л. В. Лесовой. – Львів: Видавництво ЗАТ «Інститут енергоаудиту та обліку енергоносіїв», 2006. – 576 с. : іл. – Бібліогр.: с. 228–236. – ISBN 966-553-541-2.

2. **Андрішин М. П.** Вимірювання витрати та кількості газу [Текст]: Довідник / М. П. Андрішин, С. О. Канєвський, О. М. Карпаш. – Івано-Франківськ, ПП «Сімик». – 2004. – 160 с. : іл. – Бібліогр.: с. 121–129.

ПОКАЗНИКИ ЯКОСТІ ГРАФІТОВАНОЇ ПРОДУКЦІЇ

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

Під сучасну пору універсальний показник якості електродів відсутній. Тому для її визначення у кожному з видів електродної продукції використовуються свої, властиві певному виду продукції, риси. Зупинимося на характеристиці показників якості графітованої продукції.

Виробництво графітованих електродів складається з таких послідовних процесів та операцій: прийом і підготовка сировини, приготування електродної маси, формування заготовок, випалювання, просочення, графітація та механічне оброблення заготовок [1].

Вимоги до показників якості електродів зазвичай визначається умовами їх експлуатації (див. таблицю). Одним із найважливіших характеристик електродів є питомий опір. Варто відзначити лінійну залежність затрати електродів від питомого електроопору [2]. Важливо, щоб високу електропровідність мав не тільки матеріал електроду, а й уся електродна «свічка», що складається із кількох електродів. Для зниження електроопору «свічки» важливу роль відіграє якість ніпельного з'єднання електродів, що багато в чому залежить від точності механічної обробки ніпельів та електродів.

Таблиця. Вимоги до графітованих електродів і ніпельних заготовок

Марка електроду	$d_e, d_{н.з}$, мм (діаметри електродної чи ніпельної заготовки)	ρ , мкОм · м, не більше	$\sigma_{виг}/\sigma_p$, МПа (при вигині чи при розриві), не менше
1	2	3	4
ЕГОО	75...200	7,5	7,8/3,4
	250...400	8,0	6,9/3,4
	450...555	8,0	6,4/2,9
ЕГО, ЕГОА, ЕГ, ЕГА	75...200	7,6...10,0	7,4/3,4
	250...400	8,1...12,0	6,9/3,4
	450...555	8,1...12,5	6,4/2,9
ЕГСОО, ЕГСО	350...508	7,0...8,0	6,4...6,9/3,4...4,4
	555	7,5...8,5	6,4/3,4
	610	8,0...9,0	5,8/3,4
Ніпельні заготовки до електродів ЕГОО, ЕГООА	75...200	7,0...7,5	9,8/4,9
	225...300	7,5	11,8/5,8

1	2	3	4
Ніпельні заготовки до електродів ЕГО, ЕГ, ЕГА	75...150	8,0	8,8/3,9
	175...200	9,0	9,8/4,9
	225...300	8,0	11,8/5,8
Ніпельні заготовки до електродів ЕГ-СОО, ЕГСО	200...325	5,5...6,0	13,7/6,4

Електрод у процесі виплавки піддається ряду механічних навантажень (обвал шихти, нахил печі), спрямованих під кутом до його осі. Електрод при цьому працює на вигин [3].

Механічна міцність – один із найважливіших факторів, які визначають стійкість електроду. Наразі підвищена витрата електродів пояснюється їх поломками.

Якість та експлуатаційні властивості графітованих електродів визначають допустиму густину струму під час їх експлуатації. За малого перерізу електроду можна використовувати велику густину струму. Однак приріст виробництва електросталі передбачається зазвичай за рахунок вводу великовантажних дугових сталеплавильних печей, оснащених трансформаторами високої потужності. Густина струму при експлуатації електродів діаметром 555...710 мм підвищується до 25...35 А/см² (на відміну від допустимих 20 А/см²) [4], що потребує значного покращення якості електродів.

Отже, графітована продукція має свої показники якості, які зазвичай визначаються з урахуванням особливостей умов експлуатації. Одними з найважливіших параметрів якості є питомий опір та механічна міцність графітованих електродів.

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. **Чалых Е. Ф.** Технология и оборудование электродных и электроугольных материалов [Текст] / Е. Ф. Чалых. – М.: Metallurgizdat, 1963. – 304 с.: ил. – Библиогр.: с. 298. – 1230 экз.

3. **Санников А. К.** Производство электродной продукции [Текст] / А. К. Санников. – М.: Metallurgiya, 1985. – 129 с.: ил. – Библиогр.: с. 128. – 1230 экз.

4. **Глизманенко Д. Л.** Газовая сварка и резка металлов [Текст]: учебник / Д. Л. Глизманенко. – М.: «Высш. школа», 1969. – 304 с.: ил. – Библиогр.: с. 302. – 250 000 экз.

КОМБІНОВАНА СИСТЕМА АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ ПАСТЕРИЗАТОРОМ ПОТОЧНОГО ТИПУ

Крих Г. Б., Матіко Г. Ф., Леськів І. В.

Національний університет «Львівська політехніка», irynaleskiv@online.ua

Ефективність технологічних процесів пастеризації у виробництві пива, фруктових соків, а також якісні показники кінцевих продуктів істотно залежать від дотримання пастеризаційних одиниць (ПО) на заданому значенні. Для різних сортів пива необхідними є 15...150 ПО, для фруктових соків – вище 500 ПО [1]. Для розрахунку пастеризаційних одиниць, наприклад фільтрованого пива, застосовують формулу

$$ПО = t \cdot 1,393^{(T-60)}, \quad (1)$$

де t – час пастеризації в хвиликах; T – температура продукту в °С.

Оскільки тривалість пастеризації лінійно впливає на ПО, а зміна температури – за показниковою залежністю, то підтримання температури на заданому значенні є важливою задачею в процесі пастеризації. Інша задача виникає під час зменшення або збільшення потужностей технологічної лінії, а також під час порушень технологічного режиму. Так, зі зменшенням витрати пива зростає тривалість витримки та відповідно зростають пастеризаційні одиниці. Для утримання ПО на заданому значенні необхідно зменшувати температуру пастеризації в певних межах. Навпаки, під час збільшення витрати пива, температуру пастеризації необхідно збільшувати.

Для реалізації автоматичного керування процесом пастеризації пива запропоновано комбіновану систему автоматичного керування (САК) із ваговим коефіцієнтом [2] по зміні заданого значення температури $x_{Tзад}$, функціональну схему якої показано на рис. 1.

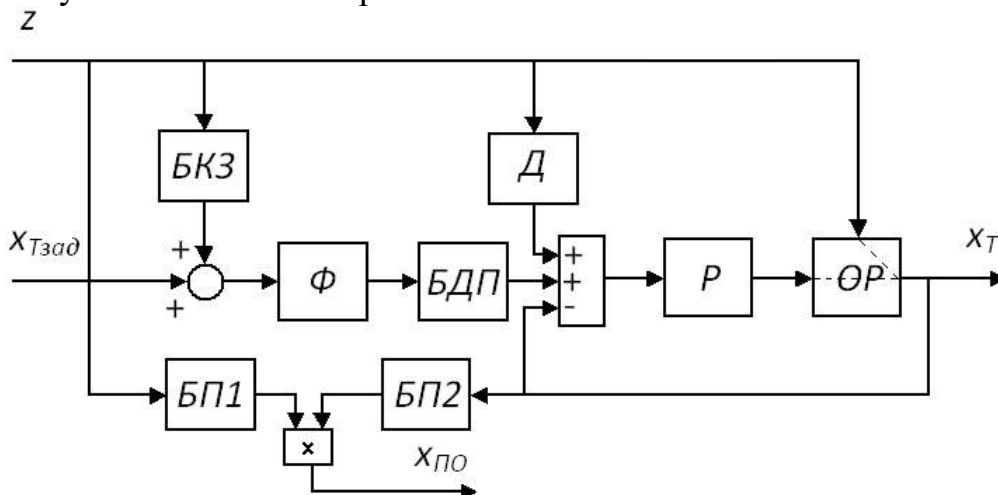


Рис. 1. Функціональна схема комбінованої САК: OP – об'єкт регулювання; P – регулятор; Φ – фільтр; $БДП$ – блок динамічних перетворень; $БКЗ$ – блок корегування заданого значення температури; $Д$ – диференціатор; $БП1$, $БП2$ – блоки перетворень

Основною регульованою величиною в системі керування є пастеризаційні одиниці $x_{ПО}$, значення яких визначають за допомогою блоків перетворення $БП1$

і БП2 за формулою (1) по температурі пастеризації та витраті пива. Підтримання заданого значення ПО $x_{\text{ПОзад}}$ зі зміною витрати пива z досягають зміною заданого значення температури за допомогою блока корегування БКЗ.

Для забезпечення необхідних показників якості у разі зміни заданого значення температури в системі керування застосований ПІ-регулятор з ваговим коефіцієнтом, який реалізований за допомогою блока динамічного перетворення БДТ та фільтра Φ , з такими функціями передачі:

$$W_{\text{БДТ}}(s) = \frac{bks + k_i}{ks + k_i}, \quad W_{\Phi}(s) = \frac{1}{T_{\Phi}s + 1},$$

де k , k_i – коефіцієнти налаштування пропорційної та інтегральної складових регулятора; b – ваговий коефіцієнт; T_{Φ} – стала часу фільтра.

Якість процесу регулювання ПО в умовах зміни навантаження забезпечується як за рахунок корегування заданого значення температури, так і подачею на вхід регулятора сигналу від диференціатора з функцією передачі реальної диференціальної ланки. Результати дослідження запропонованої системи, отримані в середовищі *Matlab*, наведено рис. 2.

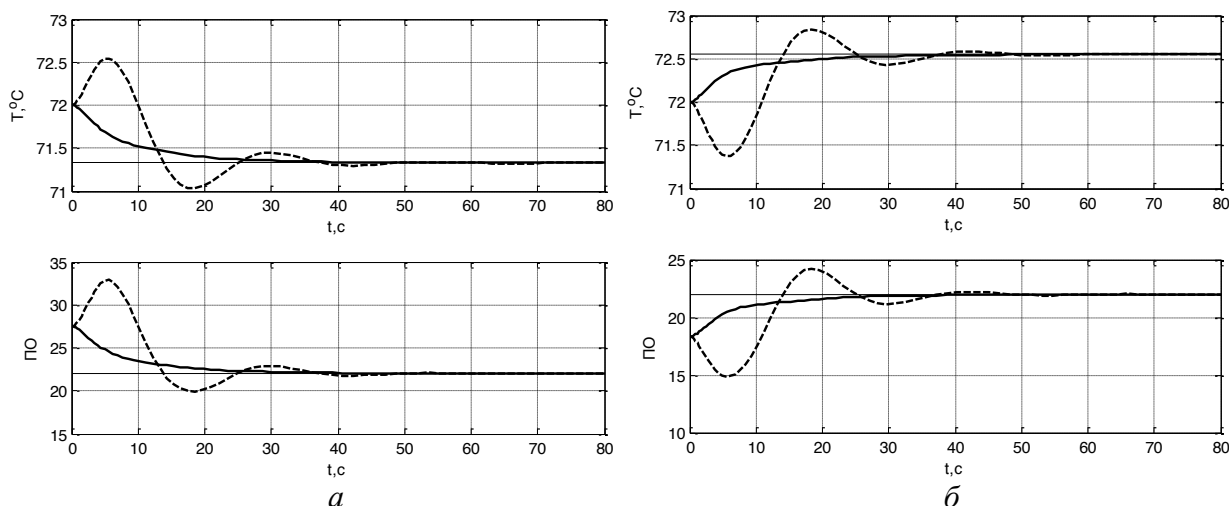


Рис. 2. Перехідні процеси САК з ПІ-регулятором (пунктирна лінія) і комбінованої САК (суцільна лінія) по температурі та ПО при зменшенні витрати на 20 гл/год (а); при збільшенні витрати на 20 гл/год (б)

В одноконтурній САК максимальне динамічне відхилення $x_{\text{ПОmax}}$ істотно перевищує допустиме значення як зі зменшенням (11 ПО), так і зі збільшенням (7 ПО) витрати пива на 20 гл/год. У комбінованій САК зі зменшенням витрати пива $x_{\text{ПОmax}}=5,5$ ПО, а зі збільшенням витрати – 4,6 ПО, час регулювання не перевищує 18 с, що задовольняє вимоги щодо підтримання ПО на $x_{\text{ПОзад}}=22$ ПО. Для заданих умов пастеризації динамічне відхилення x_T по температурі в перехідних процесах не перевищує $0,67$ °С.

1. **Кунце В.** Технология солода и пива [Текст] / В. Кунце, Г. Мит ; перевод с нем. – СПб.: Профессия, 2001. – 912 с. – ISBN: 5-93913-006-2.

2. **Astrom К. J.** Advanced PID control [Текст] / К. J. Astrom, Т. Hagglund. – ISA. – The Instrumentation, Systems and Automation Society, 2006. – 460 p.

АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ПРОЖАРЮВАННЯ КОКСУ ТА АНТРАЦИТУ В ОБЕРТОВІЙ БАРАБАННІЙ ПЕЧІ

Тугай Є. В., Жученко О. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, zhenia_tugai@ukr.net

У електродному виробництві для збільшення об'ємів прожарених вуглецевих матеріалів основними агрегатами є обертові барабанні печі. Такі печі використовуються в Україні на заводах «Укграфіт» та «НовЕЗ» для отримання термоантрацитів.

Пічний агрегат з обертовою барабанною піччю складається з установки обертової печі, установки холодильного барабана та комплектувального обладнання.

Обертова барабанна піч для прожарювання вуглецевих матеріалів являє собою циліндричну камеру, встановлену під нахилом на опорах. Камера має футеровку з ребрами, що виступають всередину і рівномірно розміщені по гвинтовій лінії, спрямованій проти обертання печі. В місці кріплення ребер до футеровки є отвори, які розширюються у зворотний бік відносно обертання печі. Крім того, піч оснащена завантажувальними і розвантажувальними пристроями, пальником і димоходом.

Основними параметрами на вході в обертову піч є швидкість обертання, що впливає на якість вихідного продукту, а також концентрація вологості вхідної сировини. Для процесу прожарювання коксу та антрациту кількість обертів може бути від 1 до 5 за хвилину – їх варіюють у залежності від вмісту води сипкого вуглецевого матеріалу (що більший вміст води, то більше обертів).

Для прожарювання сипкий вуглецевий матеріал подають у камеру через завантажувальний пристрій. Нагрівання циліндричної камери та прожарювання вуглецевого матеріалу здійснюють за допомогою пальника. Під час обертання за допомогою привода камери вуглецевий матеріал переміщується з завантажувального пристрою до розвантажувального. При цьому ребра захоплюють більш великі фракції вуглецевого матеріалу, піднімаючи їх уверх, а дрібні фракції проходять через отвори і потрапляють під великі фракції, що падають з ребер. Внаслідок цього зменшується потрапляння дрібних фракцій у камеру. Дрібні фракції, проходячи через отвори в ребрах, швидше проходять шлях із завантажувального пристрою до розвантажувального, не піддаючись зайвому термічному впливу. Виходячи з цього, знижується їх вигар і вихід у димохід. Окрім того, знижується подрібнення великих фракцій коксу, позаяк при падінні з ребер вони потрапляють на подрібнений шар, який гасить кінетичну енергію шматків [1].

Якість прожарювальної вуглецевої сировини залежить від температури матеріалу та терміну прожарювання. Загружений у піч антрацит проходить послідовно зону осушування та розігрівання за температури 1250...1350 °С теплом газового потоку і прямого контакту з нагрітою футеровкою (для прожарювання коксу температура 1200...1250 °С).

Всю обертову піч можна розділити на три зони зі своїми температурами: перша зона – сушіння та розігрів (до 400 °С), друга зона – виділення летких ре-

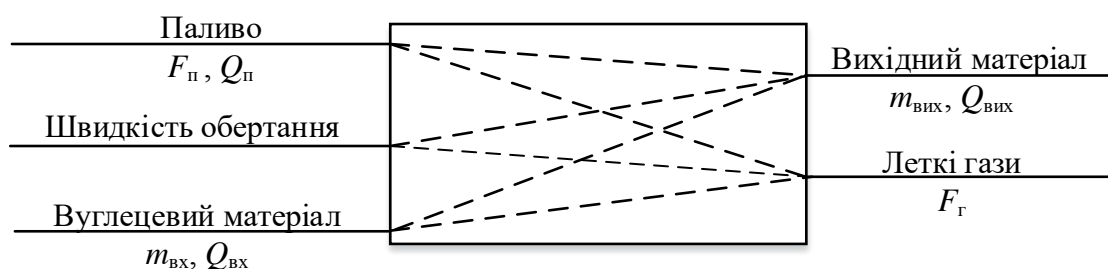
човин (від 400 до 800...1000 °С) та третя зона – ущільнення структури (від 800...1000 до 1250...1350 °С). Час перебування матеріалу в печі – приблизно 90 хвилин, продуктивність печі (за повного завантаження) для антрациту – 8...15 т/год. Механізм теплообміну під час прожарювання вуглецевої сировини дуже складний. Він пов'язаний із процесами горіння палива – природного газу, вуглецевої сировини та виділених з неї летких речовин.

Під час нагрівання матеріалу в обертовій печі розрізняють теплообмін зовнішній і внутрішній. Зовнішній теплообмін, тобто передача тепла від газу-теплоносія та футеровки печі до поверхні шару нагрівального матеріалу, здійснюється одночасно трьома способами: випромінюванням, конвекцією та безпосереднім контактом.

Для оцінки ефективності роботи пічного агрегату й оптимізації процесу прожарювання вуглецевої сировини в обертовій барабанній печі складають матеріальний та тепловий баланс.

З матеріального балансу можна побачити, що процес прожарювання вуглецевої сировини супроводжується регульованими (вигар вуглецевої речовини) і нерегульованими (склад сировини та видалення з неї вологи і летких речовин) втратами [2].

Виходячи з аналізу перебігу процесу прожарювання коксу та антрациту в барабанній обертовій печі, було розроблено зображена на рисунку структурно-параметричну схему, яка відображає вхідні та вихідні параметри процесу.



Структурно-параметрична схема обертової барабанної печі:

$F_{п}$ – витрата природного газу; $Q_{п}$ – концентрація метану в природному газі; $m_{вх}$ – маса вхідного матеріалу; $Q_{вх}$ – концентрація вологи у вуглецевому матеріалі; $m_{вих}$ – маса вихідного матеріалу; $Q_{вих}$ – якість вихідного матеріалу; $F_{г}$ – витрата летких газів

На основі аналізу процесу прожарювання коксу й антрациту в обертовій барабанній печі та розробленої структурно-параметричної схеми можна зробити висновок щодо складності даного процесу з точки зору керування ним через недостатність апріорної інформації про процес. На підставі матеріальних та теплових балансів необхідно створити математичну модель процесу, провести дослідження її на адекватність для подальшого синтезу системи керування.

1. Барабанная вращающаяся печь [Текст]: а. с. 1740925 СССР : F 27 В 7/16 / В. А. Кузнецов (СССР). – № 4473144/33-26 ; заявл. 11.08.88 ; опубл. 15.06.92, Бюл. № 22. – 3 с. : ил.

2. Производство электродной продукции [Текст] / А. К. Санников, А. Б. Сомов, В. В. Ключников и др. – Москва.: Металлургия, 1985. – 129 с. – Библиогр.: с. 39–47. – 1230 экз.

ПІДВИЩЕННЯ НАДІЙНОСТІ У ВИМІРЮВАННІ ВИТРАТИ

Лук'яненко Р. Ю., Ситніков О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, lukyanenkoruslan@yandex.ru

Дослідження схеми автоматизації на надійність є важливою частиною розробки автоматизації технологічного процесу загалом.

Виготовлення нітрилу акрилової кислоти потребує високої точності вимірювання витрати, яка не має залежити від температури чи тиску, а також високої надійності. Задачу будемо розв'язувати шляхом застосування витратоміра Коріоліса. Типовий вимірювач витрати Коріоліса складається з однієї або двох вібрувальних трубок, зазвичай виготовлених з нержавійної сталі. Для отримання точних результатів вимірювань важливо захищати трубки та місця їх кріплення від механічного та хімічного впливу потоку рідини. Найчастіше трубки мають U-подібну форму, хоча можуть бути й іншої форми. Для газів застосовуються тонші трубки, ніж для рідин. Трубкам надається вібрація від зовнішнього електромеханічного пристрою збудження коливань [1].

На рис. 1 наведено фрагмент схеми автоматизації з підключенням витратоміра Коріоліса, на рис. 2 – витратомір Коріоліса серії РВ-В-30-012-002-К.

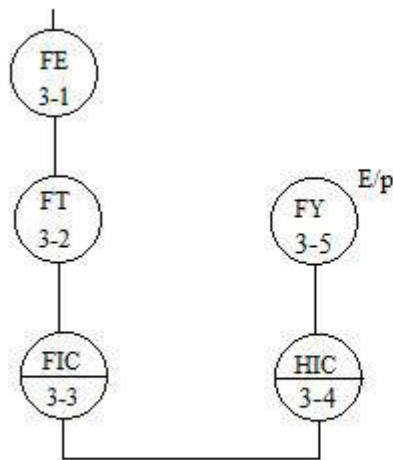


Рис. 1. Фрагмент схеми автоматизації з витратоміром Коріоліса



Рис. 2. Загальний вигляд витратоміра Коріоліса

Зображений на рис. 1 фрагмент схеми автоматизації включає: витратомір Коріоліса (3-1, 3-2), автоматичний регулятор (3-3), блок керування (забезпечує перемикання аналогового регулювального блоку з ручного режиму в автоматичний) (3-4), електро-пневматичний перетворювач сигналу (3-5) [2].

Витратомір цього типу дозволить визначити масову витрату безпосередньо, а не через вимірювання швидкості чи об'єму. Робота витратоміра Коріоліса не залежать ні від тиску рідини, ні від її температури, ні від її в'язкості та густини. Тому такий датчик є універсальним і не вимагає проведення повтор-

них калібрувань і налагодження під кожний конкретний тип рідкого середовища. Також витратомір Коріоліса має високу точність ($\pm 0,05\%$) та відтворюваність ($\pm 0,02\%$) результатів вимірювання, для його встановлення не потрібні прямолінійні ділянки трубопроводу до та після витратоміра. Він має тривалий термін служби та просте обслуговування завдяки відсутності рухомих і зношуваних частин і дозволений для використання в харчовій і фармацевтичній промисловості.

Щільність середовища обчислюється на підставі лінійної залежності між частотою та періодом коливань трубки з використанням калібрувальних констант.

За отриманими значеннями масової витрати та щільності обчислюється об'ємна витрата.

На рідкокристалічний індикатор (РКІ) виводяться:

- поточні значення масової, об'ємної витрати, сумарної маси, об'єму та густини;

- розмірність технічних одиниць, в яких вимірюється масова (об'ємна) витрата, сумарна маса (обсяг) і густина.

Основний процесор служить для перетворення службових сигналів, які надходять із сенсора в стандартний цифровий протокол RS-485, який значно покращує якість сигналу, що передається.

Аналоговий вихідний струмовий сигнал 4...20 мА пропорційний поточній масовій або об'ємній витраті; нижнє та верхнє граничні значення відповідають мінімальному та максимальному значенням вимірюваного параметра.

Частотно-імпульсний вихідний сигнал пропорційний масовій або об'ємній витраті, сигнал масштабується в діапазоні частот від 0 до 10 кГц або від 0 до 7 кГц.

1. **Стенцель Й. І.** Метрологія та технологічні вимірювання в хімічній промисловості [Текст] / Й. І. Стенцель, В. В. Тіщук. – Луганськ: Східноукраїнський держ. ун-т, Сєвєродонецький технологічний ін-т, 2000. – 263 с. : іл. – Бібліограф.: с. 259–261. – 300 пр. – ISBN 966-590-229-6.

2. **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 напрямком «Автоматизація і комп'ютерно-інтегровані технології» / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2008. – 236 с. : іл. – Бібліограф.: с. 167-175. – 200 пр. – ISBN 978-966-622-287-2.

ВИЗНАЧЕННЯ ПЕРЕДАВАЛЬНОЇ ФУНКЦІЇ ТЕПЛОБМІННИКА ЗА ЙОГО ПЕРЕХІДНОЮ ХАРАКТЕРИСТИКОЮ

Ковалюк Д. О., Костишин О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, sinelnikvo@gmail.com

Першим етапом у процесі побудови системи керування теплообмінником є отримання його математичної моделі. Подальший синтез системи залежить від заданих технологічних вимог та показників якості, за якими буде налаштовуватися система. Оскільки більшість сучасних методів теорії керування потребують представлення об'єкта у вигляді передавальної функції, постає задача ідентифікації математичної моделі теплообмінника.

У роботі [1] авторами отримано перехідну характеристику каналу керування, а сам теплообмінник розглядався як об'єкт з розподіленими параметрами. Для «перетворення» перехідної характеристики в передавальну функцію потрібно виконати два етапи:

- перехідна характеристика, представлена у вигляді масиву точок, розкладається в ряд Маклорена;

- за коефіцієнтами ряду Маклорена отримуються коефіцієнти чисельника та знаменника апроксимувальної дробово-раціональної передавальної функції.

Згідно з методикою, наведеною в [2], було розроблено програму, яка за значеннями перехідної характеристики Ht (див. лістинг) розраховує задану Ne кількість членів ряду Маклорена E . Вхідний параметр Dt – це час між точками перехідної характеристики. Лістинг програми в *Matlab* наведено нижче:

```
function [E] = e_ht(Ht, Dt, Ne)
L = size(Ht, 1);
E(1) = Ht(L);
Znak = -1;
for z = 1 : Ne - 1
    for s = 1 : L
        C(s) = -E(z)*Znak - Ht(s);
    end
    for s = 2 : L
        Ht(s) = Ht(s-1) + (C(s-1) + C(s)) / 2*Dt;
    end;
    E(z+1) = Ht(L) * Znak;
    Znak = -Znak;
end
```

Для теплообмінника було використано такі дані:

$Ht = 0, 0, 1, \dots, 1; Dt = 0, 1; Ne = 5.$

Результатом цієї програми є коефіцієнти ряду Маклорена:

$E = (1, 0000 \quad -0,5000 \quad 0,1675 \quad -0,0425 \quad 0,0088).$

Передавальна функція, розвинена в ряд Маклорена, в загальному випадку має такий вигляд:

$$W_a(p) = \sum_{s=0}^{\infty} e_s p^s. \quad (1)$$

Для одержання коефіцієнтів передавальної функції, шукатимемо $W_a(p)$ у вигляді відношення поліномів:

$$W_a(p) = \frac{1 + b_1 p + b_2 p^2 + \dots + b_m p^m}{1 + a_1 p + a_2 p^2 + \dots + a_n p^n}, \quad (2)$$

де a, b – коефіцієнти передавальної функції; m, n – степені поліномів чисельника і знаменника відповідно, $m \leq n$ – тут $m = 3, n = 5$.

Підставимо рівняння (2) у вираз (1):

$$\frac{1 + b_1 p + b_2 p^2 + b_3 p^3}{1 + a_1 p + a_2 p^2 + a_3 p^3 + a_4 p^4 + a_5 p^5} = 1 + e_1 p + e_2 p^2 + e_3 p^3 + \dots$$

Маючи розраховані коефіцієнти e_1, e_2, \dots, e_n , можна скласти системи лінійних алгебричних рівнянь, обчислити коефіцієнти передавальної функції.

Описаний алгоритм визначення коефіцієнтів передавальної функції (1) можна реалізувати в програмі *WpE*:

```

procedure WpE (E: Coef; m, n: integer; var B, A : Coef);
var s, z : integer; R : Matr;
begin
  for z:=1 to n do
    begin
      for s:=1 to n do
        if m+z-s>=0 then R[z,s]:=E[m+z-s]
          else R[z,s]:=0;
        R[z,n+1]:=-E[m+z]
      end;
    SystUr(n, R, A); A[0]:=1; B[-1]:=m; B[0]:=1;
    for z:=1 to m do
      begin
        B[z]:=0;
        for s:=0 to z do B[z]:=B[z]+A[s]*E[z-s]
      end
    end;
end;

```

Як результат описаного алгоритму отримуємо коефіцієнти апроксимувальної функції.

1. **Костишин О. В.** Дослідження системи керування теплообмінником у виробництві акрилонітрилу [Текст] / О. В. Костишин, Д. О. Ковалюк // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: тези доп. Десятої наук.-практ. конф. студ., м. Київ 8-9 грудня 2016 р. ; За заг. ред. А. І. Жученка. – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, вид-во «Політехніка», 2016. – 92 с.: – Бібліогр.: в кінці тез. – 100 пр. – ISBN 978-966-622-803-4.

2. **Голінко І. М.** Моделювання та оптимізація систем керування: монографія [Текст] / І. М. Голінко, А. І. Кубрак. – Кам'янець-Подільський: ПП Буйницький, 2012. – 262 с. – Бібліогр.: с. 174–178. – ISBN 978-617-608-034-3.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ЗНЕВОДНЕННЯ ТА ГРАНУЛЮВАННЯ В АПАРАТІ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ

Ладієва Л. Р., Олійник В. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, olvel@meta.ua

Хаотична поведінка властива більшій частині динамічних систем як з консервативним збереженням енергії, так і дисипативним. Хаотичні коливання в хімічних реакціях були відкриті в 70-х роках минулого століття спочатку шляхом моделювання, а пізніше – експериментально. Метою керування є або досягнення усталеного режиму реакції, тобто нівелювання хаотичних коливань, або збудження коливного чи навіть хаотичного режиму*.

У дослідженні нелінійних систем одним із важливих завдань є визначення типу коливань – періодичного, квазіперіодичного, випадкового, хаотичного. Особливо складно відрізнити квазіперіодичні коливання від хаотичних і випадкових, оскільки квазіперіодичні коливання часто мають дуже складну форму, візуально слабо відрізняються від «випадкових». Особливістю хаотичних коливань є їх висока чутливість до малих змін початкових умов. Тому одним із найбільш надійних способів детектування хаосу є визначення швидкості розбігання траєкторій, яка оцінюється за допомогою показників Ляпунова.

Для процесу зневоднення та гранулювання у псевдозрідженому шарі хаотична поведінка бажана, оскільки вона посилює процес перемішування, який є дуже важливим для псевдозрідженого шару. Ступінь перемішування визначається величиною метричної ентропії Колмогорова-Сіная, що – в разі динамічного хаосу – задається власною динамікою системи.

Математична модель, яка описує процес зневоднення та гранулювання в апараті з псевдозрідженим шаром, являє собою систему нелінійних диференціальних рівнянь вигляду

$$\begin{aligned}\frac{dx}{dt} &= -\sigma x + x + y, \\ \frac{dy}{dt} &= \frac{y}{x} + y\omega,\end{aligned}$$

де x – початкова температура повітря; y – температура шару; σ – витрата пари; ω – витрата розчину; t – час процесу.

Отримані рівняння динаміки розраховані для створення системи керування процесом зневоднення та гранулювання в апараті псевдозрідженого шару за умов хаотичних коливань.

* Андрієвский Б. Р. Управление хаосом: методы и приложения [Текст]: учеб.пособ. // Б. Р. Андрієвский, А. Л. Фрадков. – СПб: Институт проблем машиноведения РАН, 2004. – 37 с.: ил. – Библиогр.: с. 24–25. – 1500 экз. – ISBN 0-08-043560-2.

ПАРАМЕТРИЧНА СХЕМА ВИПАРНОЇ КОЛОНИ У ВТОРИННІЙ ПЕРЕГОНЦІ НАФТИ

Вишневський П. К., Оніщенко В. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, petro.vyshnevskyi@gmail.com

Випарна колона – теплообмінний апарат для випаровування рідин. Основним завданням випарної колони є видалення з розчину розчинника й утворення концентрованого розчину, щоб мати напівпродукт або готовий продукт. Задача автоматизації випарної колони – підтримання матеріального балансу технологічного потоку, тому рівень тут виступає як основна регульована величина.

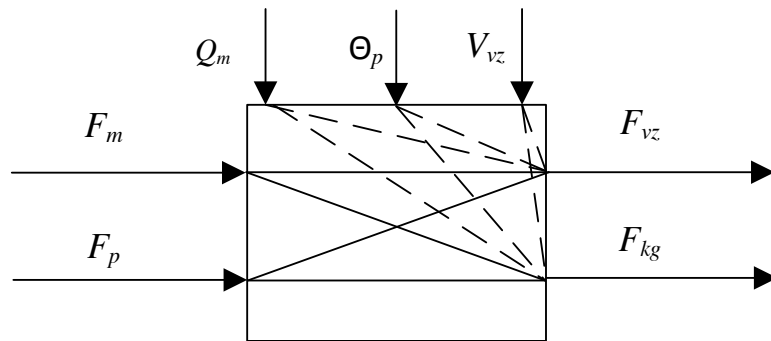
Фізична суть процесу випарювання полягає в перетворенні частини рідини (розчинника) в пару при згущенні розчинів або в перетворенні всієї рідини в пару, якщо випарюють однокомпонентну рідину. Слід відрізнити випарювання від випаровування. Випаровування відбувається з поверхні за будь-якої температури, тоді як випарювання – з усієї маси рідини за температури, що відповідає точці кипіння для певного тиску. За наявності розчинених газів випаровування відбувається головним чином у газові бульбашки, які виділяються з рідини під час її нагрівання, тому дія поверхневого натягу майже не впливає на кипіння рідини, і перегрівання її незначне.

Основним продуктом випарної колони у вторинній перегонці нафти є фракція нафти з температурою кипіння 120...140 °С, але випарувані гази легких фракцій також можуть бути використані у процесі подальшої ректифікації нафти. Фракцію нафти з температурою кипіння 120...140 °С використовують як сировину для каталітичного риформінгу, на основі якої виробляють ксилоли. В сучасних апаратах вторинної переробки нафти для очищення зазначеної фракції від легких нафтових фракцій широко застосовують випарні колони [1].

Сировиною випарної колони є нафтова фракція 120...140 °С з домішками легких фракцій. Вона потрапляє у випарну колону із бокового погону ректифікаційної колони відбору нафтової фракції 85...120 °С. У випарній колоні нафтова фракція 120...140 °С з низу випарної колони надходить у парогенератор, де нагрівання відбувається за рахунок циркуляції теплоносія – фракції нафти 350...420 °С. Під час нагрівання сировини до температури 120 °С легкі фракції випаровуються, після чого виводяться з верхньої частини випарної колони. Очищена від легких нафтових фракцій нафтова фракція 120...140 °С ще раз проходить через парогенератор для віддачі накопиченої теплоти, а відтак виводиться з установки [2].

Основною метою параметричної схеми випарної колони є забезпечення постійної витрати фракції нафти, що википає в межах 120...140 °С, і витрати її домішків – газів легких фракцій. Витрата фракції нафти, що википає в межах 120...140 °С, на виході з випарника (F_{vz}) і витрата газів легких фракцій на виході з випарника (F_{kg}) напряму визначається подачею фракції нафти з температурою кипіння 120...140 °С (F_m) і витратою фракції нафти з температурою ви-

кипання $350...420\text{ }^{\circ}\text{C}$ (F_p). Окрім того, на витрату фракції нафти, що википає в межах $120...140\text{ }^{\circ}\text{C}$ (F_{vz}) і витрату газів легких фракцій (F_{kg}) неявно впливає температура фракції нафти з температурою википання $350...420\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Θ_p), концентрація легких газів у фракції, що википає в межах $120...140\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Q_m), і в'язкість залишку на виході (V_{vz}). Збуреннями в даній системі будемо вважати температуру теплоносія – фракції нафти з температурою кипіння $350...420\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Θ_p), концентрацію легких газів у фракції нафти, що википає в межах $120...140\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Q_m), та в'язкість залишку на виході (V_{vz}). На рисунку схематично показано вплив основних параметрів випарної колони на визначальні параметри процесу.



Параметрична схема випарної установки очищення нафтової фракції $120...140\text{ }^{\circ}\text{C}$

Очевидно також, що збурення температури фракції нафти з температурою википання $350...420\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Θ_p) регулюється витратою фракції нафти з температурою википання $350...420\text{ }^{\circ}\text{C}$ (F_p).

Розроблена параметрична схема дозволяє реалізувати контроль за основними параметрами у випарній колоні атмосферно-вакуумної перегонки нафти за допомогою регулювання витратами теплоносія – фракції нафти з температурою википання $350...420\text{ }^{\circ}\text{C}$ і вхідної сировини – нафтової фракції $120...140\text{ }^{\circ}\text{C}$ з домішками легких фракцій, враховуючи можливі збурення в концентрації вхідної сировини та коливань температури теплоносія. Попри це у параметричній схемі враховується можливий вплив в'язкості залишку на дні випарної колони на протікання процесу випаровування.

1. Основи хімії і фізики горючих копалин [Текст] : навч. посіб. для студ. хіміко-технол. спец. / В. І. Саранчук, М. О. Ільшов, В. В. Ошовський, В. С. Білецький. – Донецьк: Східний видавничий дім, 2008. – с. 640.: іл. – Бібліогр.: с. 636–638. – 300 пр. – ISBN 978-966-317-024-4.

2. Багиров И. Т. Современные установки первичной переработки нефти [Текст] / И. Т. Багиров. – М.: Химия, 1974. – 240 с. – Библиогр.: с. 235–236. – 4500 экз.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ВИРОБНИЦТВА ФЕНОЛУ ТА АЦЕТОНУ ЧЕРЕЗ ГІДРОПЕРЕКИС

Жученко О. А., Блінда Д. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, dmytro.blinda@gmail.com

Фенол виробляється у значних кількостях і використовується в багатьох галузях – парфумерній, хімічній, фармацевтичній, нафтовій та ін. Значна його кількість використовується для отримання феноло-формальдегідних смол, які переробляються на пластичні маси. Фенол також служить напівпродуктом у синтезі поліамідних смол, які використовують для виробництва синтетичних волокон (наприклад, капрон). З фенолу також синтезують численні барвники; його застосовується також для одержання однієї з найстаріших бризантних вибухових речовин – мелініту (пікринова кислота, тринітрофенол) [1].

Головним апаратом у виробництві фенолу є ректифікаційна колона, в якій має підтримуватися температура 245...260 °С. Тому для нагрівання кубового залишку безперервно подають гарячу воду (рис. 1) [2].

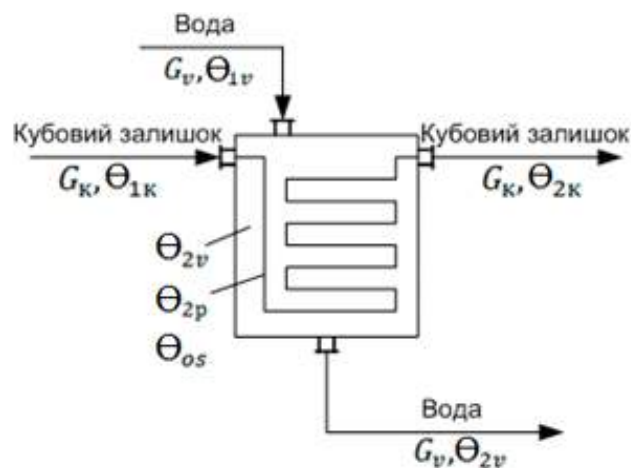


Рис. 1. Розрахункова схема нагрівника:

G_v – витрата води; Θ_{1v} – початкова температура води; Θ_{2v} – температура відпрацьованої води; G_k – витрата кубового залишку; Θ_{1k} – початкова температура кубового залишку; Θ_{2k} – кінцева температура кубового залишку; Θ_{2p} – температура розчину в апараті; Θ_{os} – температура довкілля

Вихідними параметрами процесу виробництва фенолу та ацетону через гідроперекис є:

- температура охолодженого кубового залишку;
- витрата охолодженого кубового залишку;
- температура відпрацьованої (нагрітої) води;
- витрата відпрацьованої (нагрітої) води.

Регулювання температури кубового залишку на виході нагрівника, який вибрано за об'єкт керування (ТОК), здійснюється зміною витрати води G_v . Як збурення розглядається температура довкілля Θ_{os} – на рис. 2 наведено структурно-параметричну схему ТОК.



Рис. 2. Структурно-параметрична схема ТОК

В результаті проведеного математичного моделювання отримано моделі статичного

$$\Theta_{2к} = \frac{G_k \Theta_{1к} C_k + G_v \Theta_{1v} C_v - G_v \Theta_{2v} C_v - k_2 F (\Theta_{v2} - \Theta_{os})}{G_k C_k}$$

та динамічного режимів для каналу керування та збурення ТОК:

$$G_v \Theta_{2v} C_v + k_1 p dL (\Theta_{2к} - \Theta_{2v}) - G_v \Theta_{2v} C_v - k_2 F (\Theta_{v2} - \Theta_{os}) = V_v \rho_v C_v \frac{d\Theta_{2v}}{dt}.$$

Розроблений контур керування з ПІД-регулятором (рис. 3) включає в себе об'єкт керування, ланку транспортного запізнення, ланку збурення, вбудований блок ПІД-регулятора та задавач; збурення, що імітує випадкові впливи, представлено у вигляді синусоїдально сигналу.

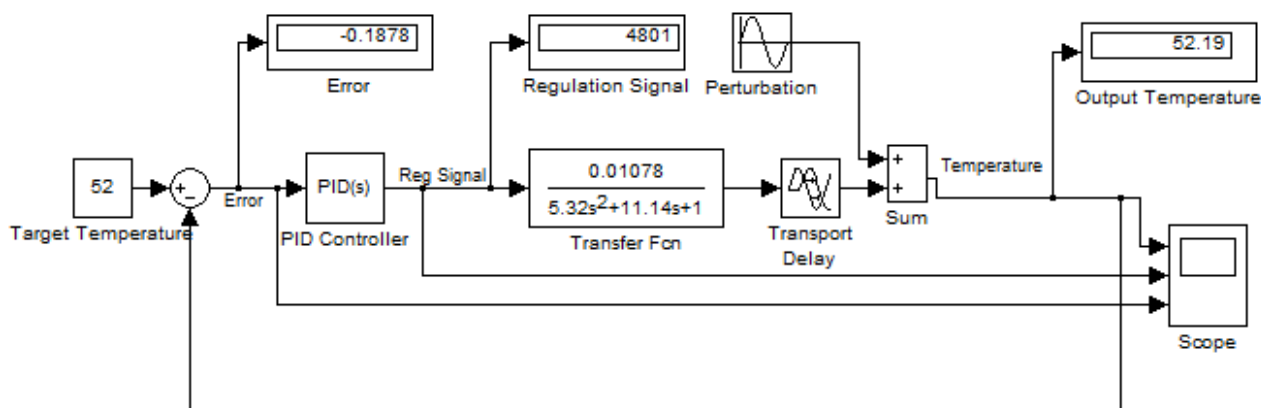


Рис. 3. Схема АСР з ПІД-регулятором в Simulink

У подальшому на основі результатів проведеного дослідження буде розроблено реальну систему керування.

1. **Дытнерский И. Ю.** 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.

2. **Рязанцев А. И.** Метод планирования задач для систем экологического мониторинга [Текст] / А. И. Рязанцев, Е. В. Щербаков, М. Е. Щербакова // Вісник Східноукраїнського національного університету імені В. Даля. – 2012. – № 15 (186). – С. 146–151. – ISSN 1998-7927.

ОПТИМІЗАЦІЯ ТРУБЧАТОГО РЕАКТОРА ДЛЯ ПРОЦЕСУ ОТРИМАННЯ ЦИКЛОГЕКСАНОЛУ

Миленький В. В., Гошовська О. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, milenkyvv@ukr.net

Трубчатий каталітичний реактор гідрогенізації фенолу є основним апаратом, який впливає на якість кінцевого продукту. Тому доцільно проводити моделювання цього апарата для визначення його необхідних параметрів, які забезпечать максимальний вихід циклогексанолу. У трубах апарата, заповнених гранульованим каталізатором, відбувається гідрування фенолу. Тепло екзотермічної реакції гідрування відводиться шляхом випаровування води в міжтрубному просторі. Керування об'єктом полягає в підтриманні заданої концентрації фенолу у вихідному розчині після гідрування, тобто забезпечення оптимального ступеня перетворення фенолу в циклогексанол. Це досягається за рахунок зміни витрати насиченої пари фенолу.

Для створення системи керування необхідно отримати математичну модель каналу керування.

Рівняння динаміки має вигляд:

$$C_{\text{поч}}Q - C_{\text{кін}}V - W_{\text{реак}}V = \frac{d(C_{\text{кін}}V)}{dt},$$

де Q – витрата насиченої пари; $C_{\text{поч}}$, $C_{\text{кін}}$ – початкова та кінцева концентрації фенолу відповідно; V – об'єм реактора; $W_{\text{реак}}$ – швидкість реакції.

Оскільки керувальний пристрій і регулювальний орган розміщені не на самому об'єкті, а на деякій відстані від нього, то при керуванні, вони подіють на об'єкт не зразу, а з деякою затримкою – поки речовина пройде через трубопровід – тому виникає транспортне запізнення. Застосувавши лінеаризацію рівняння та перетворення Лапласа, отримаємо передавальну функцію каналу керування:

$$W_{Q \rightarrow C_{\text{кін}}}(p) = \frac{k_Q}{(T_x p + 1)} W_{\text{zap}}(p) = \frac{k_Q}{(T_x p + 1)} \frac{1 - \frac{\tau}{2} p + \frac{\tau^2}{12} p^2}{1 + \frac{\tau}{2} p + \frac{\tau^2}{12} p^2},$$

де k_Q – коефіцієнт передачі.

Для розв'язання задачі оптимізації потрібно обрати критерій оптимальності, в який входить тільки інтегральна складова. Оскільки модель процесу має лінійний характер, підінтегральний вираз буде квадратичним. У критерій будуть включені керована величина – концентрація фенолу, яка повинна підтримуватись на заданому рівні, та відповідний їй керувальний вплив – витрата реагентів:

$$I = \frac{1}{2} \int_0^{t_f} [q(C_{\text{кін}} - C_{\text{кін}}^{3Д})^2 + rQ^2] dt \rightarrow \min,$$

де $C_{\text{кін}}^{3Д}$ – задана кінцева концентрація фенолу.

Після лінеаризації рівняння динаміки для виведення необхідних умов оптимальності необхідно виконати такі розрахунки:

$$\begin{aligned} \frac{d(C_{\text{кін}} V)}{dt} &= (C_{\text{поч}})Q - VC_{\text{кін}}, \\ \frac{d(C_{\text{кін}})}{dt} &= (-M)C_{\text{кін}} + C_{\text{поч}} Q, \\ H &= \frac{1}{2} q(C_{\text{кін}} - C_{\text{кін}}^{3Д})^2 + \frac{1}{2} rQ^2 + \lambda((-V)C_{\text{кін}} + C_{\text{поч}} \Delta Q_{\text{воч}}), \\ \lambda' &= -\frac{\partial H}{\partial X_{\text{кін}}} = -q(C_{\text{кін}} - C_{\text{кін}}^{3Д}) + V\lambda, \end{aligned}$$

де H – гамільтоніан; λ – множник Лагранжа; r, q – числові коефіцієнти.

Умова трансверсальності:

$$\lambda(t_f) = \frac{\partial G}{\partial C_{\text{кін}}(t_f)} = 0.$$

Дослідимо керування:

$$\frac{\partial H}{\partial Q} = rQ + C_{\text{поч}} \lambda = 0.$$

Оптимальне програмне керування:

$$Q^*(t) = -\frac{C_{\text{поч}} \lambda}{r}.$$

Застосування принципу оптимальності в техніці дозволяє здійснити оптимальне керування різними технічними пристроями, тобто для заданого об'єкта керування та умов його роботи забезпечити найкращі показники якості, які характеризують режим його роботи. Оптимальне керування широко застосовується для автоматизації технологічних процесів або складних технічних пристроїв. При цьому розглядається задача оптимізації режимів з урахуванням обмежень, які визначаються умовами роботи об'єкта керування для детермінованих і випадкових сигналів як за незмінних параметрів, так за параметрів і характеристик об'єкта керування, які змінюються, та сигналів зовнішніх збурень. Для розв'язання конкретної задачі оптимізації необхідно вибрати математичний метод, що дозволяє одержати результат з найменшими витратами праці та достатньою точністю. Крім того, вибір методу оптимізації значною мірою залежить від математичної моделі, що використовується.

Матеріал, викладений у доповіді, ілюструє розробки, виконані під час дипломного проектування, спрямовані на створення системи керування трубчатого реактора для процесу отримання циклогексанолу на базі сучасних цифрових та аналогових засобів автоматизації.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ГРАФІТУВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ЕЛЕКТРОДІВ

Жученко А. І., Волощук М. Г.

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

У сучасній промисловості виробництво вуглецевих виробів є важливим процесом, оскільки продукція даного виробництва широко використовується в різноманітних галузях промисловості, які нерозривно пов'язані з необхідністю використання електротермічних процесів. Зокрема до таких виробництв відносяться підприємства чорної та кольорової металургії, машинобудування, хімічної промисловості та інші.

Виробництво вуглецевих виробів є досить ресурсо- та енергозатратним. До того ж існує необхідність суворого дотримання підтримки певного рівня великої кількості технологічних змінних [1]. Саме тому актуальною є задача введення оптимальних режимів роботи на ключових етапах виробництва з метою зменшення затрат та забезпечення високої якості продукції.

Одним із визначальних технологічних процесів виробництва вуглецевої продукції є процес графітування. Інтегральним показником якості графітованої продукції є ступінь графітації [2, 3]. Тому задачею системи керування є забезпечення максимального ступеню графітації. При цьому на заключну стадію – процес графітування – припадає до 80 % загальних енерговитрат [1], що становить 8...10 МВт-годин на 1 тонну продукції [4]. Отже, підвищення ефективності процесу графітування у виробництві вуглецевих виробів є актуальною науково-технічною задачею – особливо в сучасних умовах постійного зростання вартості енергоносіїв.

Ще одним чинником перевитрат енергоресурсів є неточне визначення тривалості кампанії графітування, яка для гарантованого забезпечення нормативної якості готової продукції триває довше, ніж потрібно.

Названі вище обставини викликають необхідність з метою підвищення ефективності процесу графітування вуглецевих виробів впровадження сучасної системи оптимального керування ним на основі аналізу поточного стану технологічного процесу.

Усі відомі способи керування пиччо графітування [2, 4] у тій чи тій формі реалізують ідею прискореного підведення потужності (а отже – і розігріву кера на печі) за гарантованого забезпечення цілісності виробів. Керування зазначеним процесом ведеться за наперед заданою програмою зміни потужності (напруги) електричного струму засобів електроживлення. Така програма формується як усереднена функція на основі аналізу результатів багаторазового проведення процесу графітування. Такий підхід, безумовно, має вади, головною з яких є та обставина, що кожна окремо взята кампанія графітування у загальному випадку відрізняється від узагальненого варіанту, наприклад, складом вуглецевих виробів, що обробляються, або складом та формою пересипки тощо. Крім того, у процесі графітування трапляються (особливо останнім часом) рап-

тові відключення електроживлення, які жодним чином не можуть бути передбачені наперед сформованою програмою.

Як відомо [1, 2], графітування вуглецевих виробів відбувається за температури понад 2000 °С. Тому процес графітування умовно можна розділити на дві стадії – розігрівання та безпосередньо графітування.

Для мінімізації енерговитрат у режимі розігрівання треба забезпечити максимально допустиму швидкість підвищення температури до досягнення в усіх вуглецевих заготовках температури графітування [2, 3]. При цьому швидкість підвищення температури обмежується механічною міцністю продукції, яка за значних градієнтів температур може бути пошкоджена у результаті виникнення тріщин. Після досягнення потрібної температури графітування задачею системи керування є підтримання температури на заданому рівні за рахунок відповідної зміни напруги електричного струму до досягнення заданого значення ступеня графітування [2]. Дуже важливим є також визначення оптимального моменту зупинки подачі електроживлення.

Отже, задача системи керування процесом графітування вуглецевих виробів формулюється таким чином: забезпечити мінімізацію витрат енергоресурсів, які в свою чергу формуються двома складовими – потужністю електричного струму, що подається на процес, включаючи її визначення та реалізацію оптимальної функції зміни у часі, та часом кампанії графітування при збереженні потрібної якості готової продукції. Синтез системи керування, яка б відповідала поставленій задачі, є завданням подальших досліджень.

1. **Жученко А. І.** Керування процесом графітації при виробництві електродної продукції [Текст] : монографія / А. І. Жученко, М. В. Коржик, С. В. Кутузов. – К.: НТУУ «КПІ», Вид. дім «Києво-Могилянська академія», 2013. – 220 с. : іл. – Бібліогр.: 201–217. – 300 прим. – ISBN 978-966-518-634-2.

2. **Коржик М. В.** Математичне моделювання та автоматизоване керування процесом графітації в печах Ачесона [Текст]: Автореф. дис. канд. техн. наук : 05.13.07 / Коржик М. В.; Мін. освіти і науки України, НТУУ «КПІ». – Київ, 2010. – 22 с. – 100 прим.

3. **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.

4. **Знамеровский В. Ю.** Исследование режимов ввода энергии в печи графитации / В. Ю. Знамеровский, В. В. Яшкина // Промышленная энергетика. – 1985. – № 11. – С. 40–42.

МЕТОДИ ОПТИМІЗАЦІЇ РОБОТИ ГРАНУЛЯТОРА

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

Сушіння у псевдозрідженому шарі натепер можна розглядати як останнє слово техніки для більшості виробництв, оскільки воно дозволяє підвищити інтенсивність видалення вологи з матеріалу за рахунок збільшення поверхні контакту між частинками та сушильним агентом. Додаткове оснащення сушарок розпилювальними головками перетворило їх у гранулятори та дозволило проводити процес вологого гранулювання у одному апараті.

Процес гранулювання в свою чергу є доволі популярним, зокрема у хімічній, харчовій та хіміко-фармацевтичній галузях промисловості, оскільки дозволяє перетворювати порошкоподібний матеріал у зерна певної величини та складу. Зважаючи на актуальність технології, доцільно та необхідно розглядати шляхи покращення перебігу процесу та якості цільового продукту, зменшення економічних витрат тощо. Під сучасну пору існує низка шляхів оптимізації роботи гранулятора та відповідна кількість критеріїв оптимального протікання процесу. Розглянемо один із незвичних підходів до оптимізації цього процесу, що дозволяє підвищити повноту контролю за станом об'єкта керування.

Цей підхід полягає у використанні за характеристику стану об'єкта імовірнісної ентропії $H(y)$:

$$H(y) = - \int_{-\infty}^{\infty} p(y) \ln p(y) dy, \quad (1)$$

де $p(y)$ – щільність розподілу регульованої величини.

Основною регульованою величиною у гранулюванні виступає температура псевдозрідженого шару $\Theta_{\text{пш}}$, оскільки саме вона найінтенсивніше впливає на якість цільового продукту.

Відомо, що збільшення ентропії призводить до збільшення невизначеності стану об'єкта керування, тобто знижує можливості керування ним. Але, оскільки виділення енергії завжди передбачає ентропію, то провести процес за повної її відсутності неможливо. В процесі гранулювання виділення енергії (тепла) спостерігається в основному під час передачі теплоносієм-повітрям тепла до часток – центрів гранулювання та крапель вихідного розчину, а також при випаровуванні вологи з розчину на поверхні часток.

Отже, необхідно передбачити такий ефективний хід процесу, що міг би забезпечити й мінімізацію ентропії.

Використання виразу 1 передбачає обробку великих об'ємів інформації, залучення матеріальних ресурсів та кваліфікованих спеціалістів, тому на практиці за критерій оптимальності краще застосувати

$$I = \Delta_e(\Theta_{\text{пш}}, t) \rightarrow \min,$$

де $\Delta_e(\Theta_{\text{пш}}, t) = 0,5e^{H(\Theta_{\text{пш}}, t)}$ – ентропійний потенціал. Його величина визначається як половина діапазону рівномірного розподілу в інтервалі від мінус Δ_e до Δ_e , що

має таку ентропію параметра, як і у об'єкта з певним законом розподілу цього параметра.

Величина ентропійного потенціалу також може бути виражена через характеристики розкиду параметра у вигляді

$$\Delta_e(\Theta_{\text{пш}}, t) = \sigma(\Theta_{\text{пш}}, t)K_e,$$

де σ – величина середньоквадратичного відхилення параметр;, K_e – ентропійний коефіцієнт.

Величина K_e залежить від виду закону розподілу і може змінюватися в межах від 0 і до 2,066 (у реальних ситуаціях зазвичай від 1 до 2,066). Максимальне значення $K_e = 2,066$ відповідає нормальному закону розподілу. За однакової величини σ нормальний закон розподілу дає найбільший дестабілізувальний ефект щодо інших законів розподілу. І апроксимація реальних законів розподілу нормальним дає завищену ентропійну оцінку стану об'єкта.

Оптимізація керування процесом, таким чином, полягає у цілеспрямованому впливі на ентропійний потенціал системи шляхом варіювання σ , а також K_e , тобто змінюючи закон розподілу $\Theta_{\text{пш}}$. Практична реалізація цієї задачі можлива за рахунок зміни динамічних властивостей системи, параметрів налаштувань регулятора, введення коригувальних ланок тощо.

Як ще один критерій оптимальності, пов'язаний з ентропією, можна використати такий:

$$I = \int_{t_0}^{t_f} \frac{\delta Q_{\phi}}{\Theta_{\text{пш}}} = \int_{t_0}^{t_f} \frac{\delta(Q_{\text{п}} - Q_{\text{н.с.}})}{\Theta_{\text{пш}}} \rightarrow \min,$$

де $\int_{t_0}^{t_f} \frac{\delta Q_{\phi}}{\Theta_{\text{пш}}} = \delta S$ – зміна ентропії; Q_{ϕ} – фактична кількість теплоти в системі;

$Q_{\text{п}}$ – теплота, що віддається теплоносієм в апараті; $Q_{\text{н.с.}}$ – втрати теплоти в довкілля.

Цей критерій передбачає таке проведення процесу гранулювання та зневоднення, щоб ентропія, спричинена зміною кількості тепла в системі, була мінімальною. Отже, дотримання такої умови забезпечить не тільки сталість та підвищення безпеки проведення процесу, а й економію ресурсів, пов'язаних з нагріванням псевдозрідженого шару.

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

2. **Ладієва Л. Р.** Оптимізація технологічних процесів [Текст] : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ют.-інтегр. Технології» / Л. Р. Ладієва. – К.: НТУУ «КПІ», 2004. – 192 с. : іл. – Бібліогр.: с. 170–187. – 200 пр. – ISBN 966-622-151-9.

ФОРМУВАННЯ ЕЛЕКТРОННОГО ДОКУМЕНТА ОПЕРАТОРА-ТЕХНОЛОГА У ВИРОБНИЦТВІ РОЗВЕДЕНОЇ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ

Попович Н. В., Ярощук Л. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ms.porovich.n@gmail.com

Сучасний стан розвитку обчислювальної техніки дозволяє впроваджувати достатньо складні алгоритми обробки інформації не тільки для керівників відділів виробничих підприємств, але й для працівників, які безпосередньо працюють у цехах. Створення зручного програмного середовища, котре дозволить залучити працівників середньої і навіть нижньої ланок керування технологічними процесами наразі актуально.

Задачею дослідження є вибір програмного засобу й окреслення основних алгоритмів обробки інформації, які можна визнати базовими для зазначеної категорії працівників на виробництві розведеної азотної кислоти. За основний апарат дослідження вибрано абсорбційну башту.

Визначено, що програмний продукт має дозволяти вносити інформацію про перебіг процесу абсорбції, виконувати первинну математичну обробку даних, прогнозувати та виводити на екран необхідні графічні зображення початкової та обробленої інформації. Прогнозування перебігу процесу абсорбції буде базуватися на декількох алгоритмах, зокрема й на використанні аналітичної моделі.

Для реалізації алгоритмів електронного документа оператора-технолога було обрано середовище *Microsoft Excel*, яке наразі є найбільш поширеним серед користувачів, що виконують певні – не надто складні – обчислення.

Визначено наступні задачі для включення в електронний документ: первинна обробка вимірюваної інформації про витрати аміачної води та концентрації NO та NO₂ у нітрозних газах; візуалізація перебігу процесу абсорбції нітрозних газів аміачною водою; визначення типу процесів (стаціонарний/нестаціонарний); поточна ідентифікація моделей процесів; прогнозування розвитку процесів; фіксування поточних порушень технологічного регламенту.

Значну увагу приділено розробці інтерфейсу, який має бути достатньо зручним і відображати рівень задач кожної з категорій працівників.

Розроблено алгоритми для побудови статичних характеристик за каналами: витрата аміачної води – концентрація HNO₃; концентрації NO, NO₂ у нітрозних газах – концентрація HNO₃ та алгоритми спостереження за значеннями витрати аміачної води та їх візуалізації.

АНАЛІЗ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСУ ОЧИЩЕННЯ СТИЧНИХ ВОД МЕТОДОМ НЕПЕРЕРВНОЇ РЕКТИФІКАЦІЇ

Береговець Д. А., Ситніков О. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, dudi.com@ukr.net

Вода належить до найбільш поширених речовин на Земній кулі. Водою вкрито близько 4/5 поверхні земної кулі (океани, моря, озера, річки). Значна її кількість у вигляді льоду і снігу вкриває високі гори і величезні простори Арктики і Антарктики. Багато води в атмосфері повітря – пара, туман і хмари. Значна кількість води міститься і в земній корі у вигляді підземних вод. У природі вода перебуває не тільки у вільному стані, а й у хімічно зв'язаному.

Вода входить до складу багатьох гірських порід, усіх рослинних і тваринних організмів. На воду припадає близько 60 % маси тварин і до 80 % маси риб. У деяких рослинах вміст води перевищує 90 % їхньої маси.

Більшість запасів води на Землі перебуває в морях і океанах, прісна вода становить менше 1 % [1].

Очищення води проводять механічними, фізико-хімічними і біологічними методами. До механічних методів відносять видалення крупнозернистих забруднень на решітках, відстоювання та фільтрування. Ці методи застосовують у гірничій промисловості у зв'язку з тим, що води підприємств звичайно забруднені продуктами дезінтеграції руди і вмісних порід, а нафтовидобувних підприємств – нафтопродуктами.

При проясненні вод, що містять дрібнодисперсні домішки, їх попередньо агрегують за допомогою спеціальних реагентів – коагулянтів і флокулянтів. Найчастіше використовуються фізико-хімічні методи. Вибір конкретних способів очищення води залежить від складу розчинених речовин і застосовуваної технології переробки мінеральної сировини. У гірничій промисловості використовуються реагентні, сорбційні, електрохімічні та інші фізико-хімічні методи очищення [2]. До реагентних методів відносять нейтралізацію кислот і лугів, переведення йонів у малорозчинний стан тощо.

Метою роботи є створення системи керування процесом очищення стічних вод методом неперервної ректифікації, яка сприяє підвищенню якості готової продукції шляхом визначення оптимального тиску та температурного режиму в ректифікаційній колоні, внесенню попереджувальних впливів, отриманих в результаті прогнозування характеристик виробів та запобігання виникненню аварійних ситуацій.

Тиск та температурний режим більшості ректифікаційних колон підтримується локальними засобами автоматизації. З появою комп'ютерних систем керування (КСК) розширився клас задач, які можна розв'язати на сучасній комп'ютерній базі. З'явилася можливість моделювання процесів, що протікають у рідині на різних стадіях очищення. Це дозволяє отримати температурні характеристики води під час очищення, які можуть бути закладені в основу визначення оптимального тиску температурного режиму ректифікаційної колони.

Застосування комп'ютерної техніки дозволяє проводити адаптацію систем керування колонами до хімічного складу сировини та інших факторів [3].

Отже, дослідження питань, пов'язаних з розробкою комп'ютерної системи керування ректифікаційною колоною, в основі якої закладені параметри очищення стічних вод, є актуальною задачею. Це дозволить формувати оптимальний температурний режим ректифікаційних колон, що покращить якість очищеної води. Враховуючи широке застосування ректифікаційних колон у хімічній промисловості, в роботі розглядається ректифікаційна колона для очищення стічних вод методом неперервної ректифікації.

1. Проектирование систем автоматизации технологических процессов [Текст]: Справочное пособие / А. С. Клюев, Б. В. Глазов, А. Х. Дубровский, А. А. Клюев ; Под ред. А. С. Клюева. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 464 с. : ил. – Библиогр.: с. 459–461. – ISBN 5-283-01505-X.

2. **Грищенко А. З.** Автоматическое управление в производстве химических волокон [Текст] / А. З. Грищенко. – М.: Химия, 1975. – 291 с. – Библиогр.: с. 288–291. – Прилож.: с. 273–287. – 750 экз.

3. Общая химическая технология [Текст]: учебное пособие: в 2 ч. Ч. 2 / К. В. Брянкин, Н. П. Утробин, В. С. Орехов, Т. П. Дьячкова. – Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2006. – Ч. 2. – 172 с. – Библигр.: 169 с. – ISBN 5-8265-0317-3.

АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ВТОРИННОЇ ПЕРЕГОНКИ БЕНЗИНОВОГО ДИСТИЛЯТУ

Колоскова О. О., Ковалевський В. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, o.o.koloskova@gmail.com

Процес вторинної перегонки на сучасних нафтопереробних заводах використовується для отримання з бензинового дистиляту вузьких фракцій, які є сировиною для каталітичного риформінгу.

Бензиновими фракціями називаються суміш вуглеводнів, що мають температуру кипіння в інтервалі від 30 до 215 °С за атмосферного тиску та відбираються під час перегонки нафти шляхом її термічного розділення. Перегонка відбувається через властивість вуглеводнів, які є складовими нафти, виділяти пари певної пружності залежно від її температури. Пружність пари буде зростати зі збільшенням температури сировини доти, доки її тиск не буде дорівнювати тискові навколишнього середовища або перевищуватиме його, після чого частинки пари почнуть рухатись упростір з меншим тиском. Коли пара опиниться ззовні нагрівального апарату, її будуть охолоджувати, щоб вона почала конденсуватися. Пара розріджується і виділяються більш висококиплячі фракції нафти. Цей процес буде продовжуватися до повного перегону рідини.

Бензиновий дистилят широкого фракційного складу насосом прокачується через теплообмінники і подається в перший змієвик трубчатої печі 1, після чого надходить у ректифікаційну колонну 2. Головний продукт цієї колони – бензолна фракція – після проходження апарату повітряного охолодження 3 і холодильнику 4 надходить до приймача 5. Частина конденсату насосом подається на зрошування на верх колони 2, а залишок переходить до колони 6.

Циркулювальна фракція, отримана за температури 140...180 °С, насосом прокачується через другий змієвик печі 1 і забезпечує теплом нижню частину колони 2. Залишок з нижньої частини колони 2 насосом подається на іншу колону.

Пари головної фракції з верхньої частини колони 6 йдуть на конденсування до апарату повітряного охолодження, після чого знову збираються у приймачі та йдуть на зрошування колони 6. З нижньої частини колони виходить залишковий продукт – бензолна фракція, що прокачується насосом через теплообмінник, холодильник і резервуар.

Ксилольна фракція, отримана за температури 120...140 °С, відбирається із зовнішньої відпарної колони. Після охолодження вона надходить у резервуар.

Тепло, необхідне для роботи відгінних секцій ректифікаційної колони 6 забезпечується кип'ятильником 7, теплоносієм якому слугує водяна пара. Кожна із трьох ректифікаційних колон установки містить по 60 тарілок.

Потужність установок і блоків вторинної перегонки бензину становить 1,5 млн т/рік. Потенційний вміст вузьких бензинових фракцій у нафті безпосередньо впливає на октанове число, відповідно – і на вихід продукції.

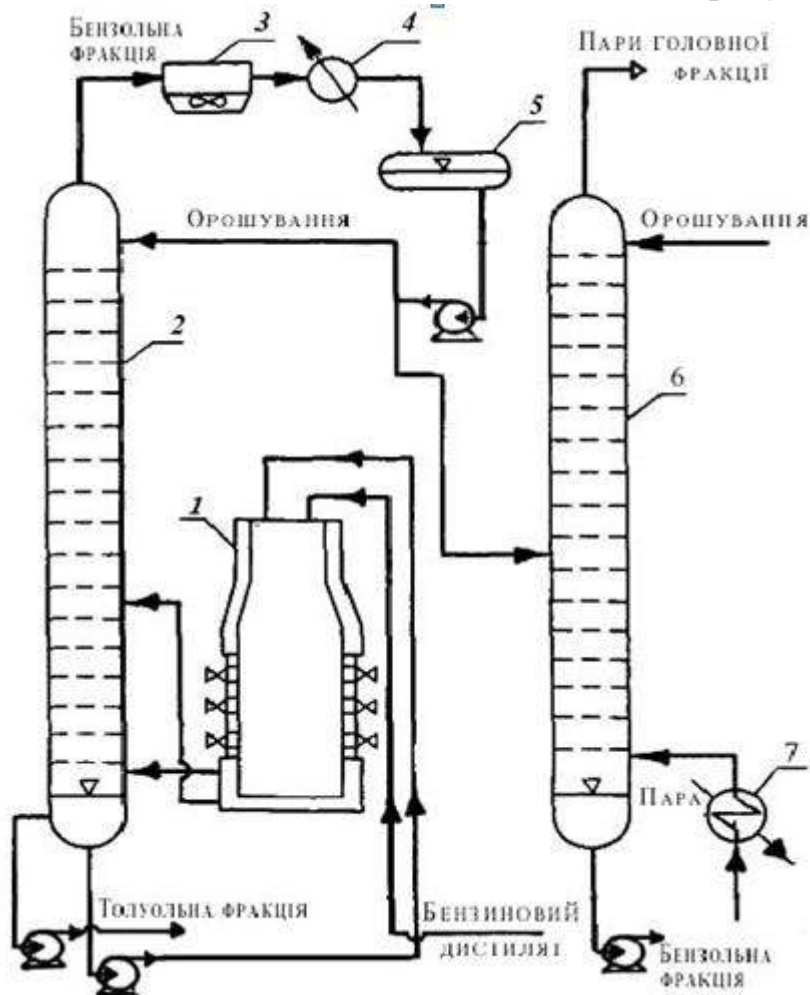


Схема вторинної перегонки бензинового дистиляту:

1 – трубчата піч; 2, 6 – ректифікаційні колони; 3 – апарат повітряного охолодження;
4 – холодильник; 5 – приймач; 7 – кип'ятильник

Фактичні техніко-економічні показники роботи установок вторинної перегонки бензинового дистиляту можуть надати інформацію про оцінку затрат на це виробництво.

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. Технология глубокой переработки нефти и газа [Текст]: учебное пособие для вузов/ Е. Р. Малая, Н. В. Милицкая, Л. Д. Петрова, Г. Ш. Самигуллина. – Уфа: Гилем, 2002. – 672 с. : ил. – Библиогр.: с. 109–112. – ISBN 5-7501-0296-3.

ОРГАНІЗАЦІЯ СТРУКТУРНО-ІНВАРІАНТНИХ ПЕРЕТВОРЮВАЛЬНИХ СИСТЕМ З ПРОГНОЗУВАННЯМ

Смирнов В. С., Штіфзон О. Й.

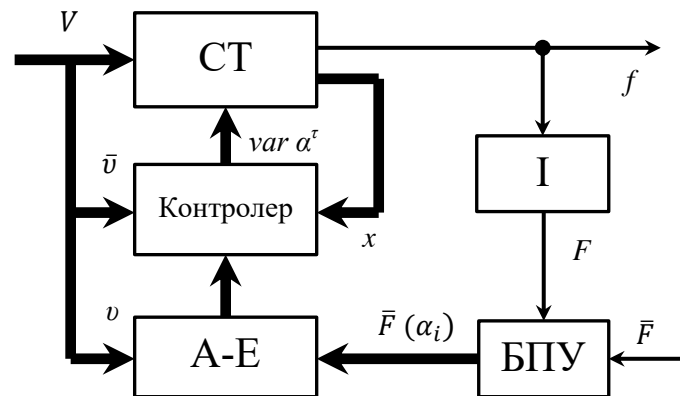
КПІ ім. Ігоря Сікорського, oshtifzon@gmail.com

Основним завданням теорії інваріантності є знаходження таких умов структурної побудови перетворювальної системи (ПС), при виконанні яких рух однієї або декількох координат не залежить від одного чи більшого числа вхідних впливів [1].

У структурній схемі адаптивної системи координатно-параметричного управління досить чітко виділяються два рівні ієрархічної структури: перший рівень включає об'єкт управління (ОУ) та регулятор координатного управління, другий – блок адаптації для регулятора координатного управління (РКУ) і регулятор параметричного управління (РПУ)

Основний контур з блоком адаптації являє собою структуру самоналагоджувальної адаптивної системи координатного управління, регулятор параметричного управління змінює параметри об'єкта, котрі є коефіцієнтами математичної моделі об'єкта.

Завданням другого рівня ієрархічної структури зводиться до забезпечення умов, за яких основний контур здатний забезпечити виконання об'єктом його функціональної задачі в широкому діапазоні змін динамічних властивостей об'єкта. Засобом розв'язання задачі є зміна параметрів, а можливо, і структури регулятора координатного управління, а також видозмінення самого об'єкта управління в процесі роботи за допомогою його параметрів.



Структура ПС з координатним управлінням та еталонною моделлю

Однак і у разі визначеної системи рівнянь для обчислення (α_i^t) потрібно мати інформацію про збурення (у тому числі параметричні) упродовж усього такту перетворення. Якщо прийняти як вихідне припущення про довільний характер збурень, тобто вважати їх невідомими функціями часу (нехай навіть обмежені за модулем), то розв'язання задач формування α_i^t , для забезпечення інваріантності $F(\alpha)$ відносно цих збурень у загальному випадку неможливо. Розв'язати задачу вихідних рівнянь можна тільки або у разі відомого закону збурень, або за допомогою екстраполяції збурень на увесь такт управління. З

цією метою у склад системи управління (СУ) слід ввести аналізатор-екстраполятор (АЕ).

Представлена на рисунку організація ПС може розглядатись як структура з координатним управлінням та еталонною моделлю [2].

Від точності екстраполяції залежить точність реалізації умов інваріантності. Точність прогнозу при цьому збільшується за рахунок зменшення інтервалу дискретизації.

У процесі формування керувального впливу існує необхідність цифрової обробки сигналів у реальному масштабі часу. Представлення сигналів у цифровій формі здійснюється за допомогою імпульсно-кової модуляції (ІКМ) або дельта-модуляції (ДМ). Численні види ДМ базуються на дискретизації в часі, квантуванні за рівнем і кодуванні різниці між відліками вхідного та апроксимувального сигналів. Результатом є дельта-код, взаємопов'язаний з кроками квантування. ДМ характеризується зв'язком між кроками квантування та є більш перешкодозахищеною, ніж ІКМ: при зникненні або трансформації кодових значень катастрофічного збою, як це має місце з ІКМ, не виникає.

В адаптивній ДМ (АДМ) апроксимувальний сигнал $\{X_i\}$ формується в процесі передбачення розміру кроку квантування на основі аналізу декількох попередніх. АДМ має властивість компресії, тобто стиснення, завдяки якому кодер змінює структуру вихідної кодової послідовності так, щоб при її декодуванні підтримувалась мінімальна похибка [3].

Функціональна організація багатоопераційних структурно-інваріантних ПС дозволяє здійснити як відтворення, так і глибоке регулювання параметрів заданого вихідного сигналу в умовах компенсації координатних та параметричних збурень, причому використання дельта-модуляції з метою екстраполяції функції впливу дозволяє суттєво підвищити точність компенсації збурень. До того ж використання формату ДМ-кодів однакової розрядності з ІКМ забезпечує більш високу роздільну здатність і точність екстраполяції.

1. Принцип инвариантности в измерительной технике [Текст] / Б. Н. Петров, В. А. Викторов, Б. В. Лукин, А. С. Совлуков. – М.: Наука, 1976. – 244 с. : ил. – Библиогр.: с. 235–238. – 2700 экз.

2. Адаптивные системы автоматического управления [Текст]: учеб. пособие / В. Н. Антонов, А. М. Пришвин, В. А. Терехов, А. Э. Янчевский / Под ред. В. Б. Яковлева. – Л.: Изд-во Ленингр. ун-та, 1984. – 204 с. : ил. – Библиогр.: с. 195–198. – 5000 экз.

3. **Фомин В. Н.** Адаптивное управление динамическими объектами [Текст] / В. Н. Фомин, А. Л. Фрадков, В. А. Якубович. – М.: Наука, 1981. – 448 с. : ил. – Библиогр.: с. 429–442. – 3900 экз.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ВИРОБНИЦТВА КАРБАМІДУ З РЕЦИРКУЛЯЦІЄЮ КАРБАМАТУ АМОНІЮ У ВИГЛЯДІ СУСПЕНЗІЇ В МІНЕРАЛЬНІЙ ОЛИВІ

Левченко П. І., Бородін В. І.

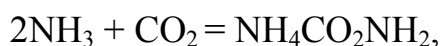
КПІ ім. Ігоря Сікорського, dromedar@ukr.net

Карбамід (сечовина) – повний амід вугільної кислоти. Натепер різні продукти на основі карбаміду широко застосовуються у промисловості, сільському господарстві та інших сферах виробництва. Карбамід використовується у виготовленні клеїв, смол, мінерального азотного добрива, як кормова добавка тощо.

Карбамід отримують у результаті взаємодії аміаку та двоокису вуглецю за сумарною реакцією*



Ця реакція протікає у дві стадії: спочатку утворюється карбамат амонію



а після від'єднання води – карбамід



Завданнями автоматизації та керування розглянутим технологічним процесом можна вважати такі:

- покращення якості вихідного продукту;
- зменшення та оптимізація витрат енергоресурсів на виробництво;
- збільшення продуктивності виробництва та полегшення керування виробництвом унаслідок використання програмного забезпечення на портативних пристроях.

Відмінною особливістю цього процесу є застосування парафінової оливи для рециркуляції аміаку та двоокису вуглецю. Після того, як масло поглинуло NH_3 та CO_2 , утворюється легко рухома суспензія, яка на 50 % складається з карбамата амонія і одночасно з новими порціями аміаку та двоокису вуглецю спрямовується у колону синтезу.

Застосування інертної оливи дає можливість реалізувати рециркуляцію аміаку та двоокису вуглецю, які не прореагували, зробити більш простим регулювання температурного режиму у колоні синтезу та зменшити корозію завдяки дії оливної плівки. Синтез проводиться за температури 180 °С, тиску 21 МПа і стехіометричному опорі аміаку та двоокису вуглецю. Ступінь перетворення карбамата амонія в карбамід у колоні синтезу досягає 40 %.

Технологічну схему виробництва карбаміду з рециркуляцією карбамату амонію у вигляді суспензії в мінеральній оливі наведено на рисунку.

* Кучерявый В. И. Синтез и применение карбамида [Текст]: монография / В. И. Кучерявый, В. В. Лебедев. – Ленинград: Химия, 1970. – 448 с. – Библиогр.: с. 437–442. – 758 экз.

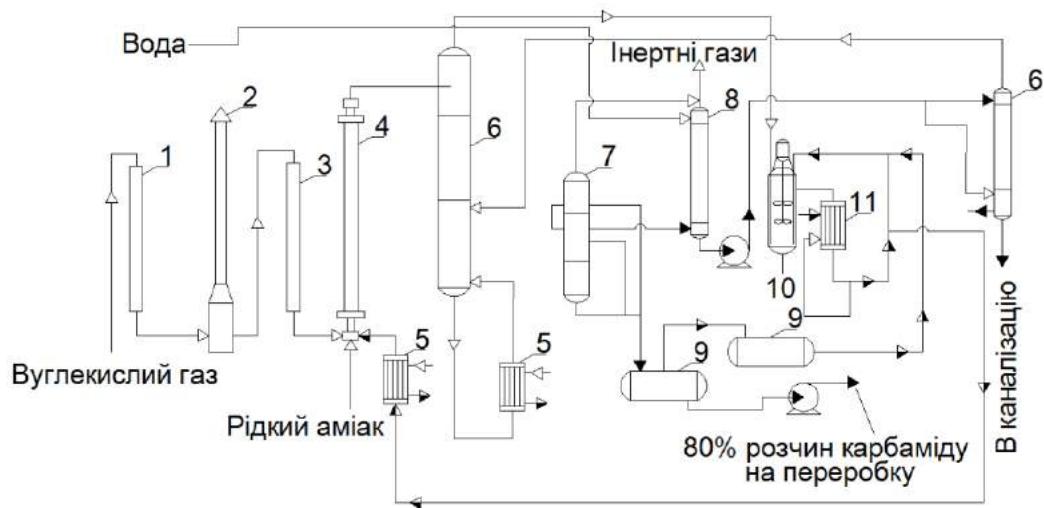


Схема виробництва карбаміду з рециркуляцією карбамату амонію у вигляді суспензії в мінеральній оливі:

- 1 – вугільний адсорбер; 2 – піч; 3 – контактний апарат для очищення від кисню;
 4 – колона синтезу; 5 – підігрівачі; 6 – відгінні колони; 7 – колона дистиляції;
 8 – абсорбер; 9 – декантатори; 10 – реактор; 11 – холодильник

Отже основним завданням на проектування є автоматизація технологічного процесу карбаміду з рециркуляцією карбамату амонію у вигляді суспензії в мінеральній оливі та синтез двох систем керування: системи керування подачею рідкого аміаку у колону синтезу та системи керування перебігом процесу в абсорбері.

МОДЕРНІЗАЦІЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ НАПІРНИМ ЯЩИКОМ З ПОВІТРЯНОЮ ПОДУШКОЮ

Піргач М. С., Жураковський Я. Ю.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, y.zhurakovsky@kpi.ua

На багатьох папероробних машинах (ПРМ) колишнього СРСР застосовуються напірні ящики (НЯ), у яких відсутні засоби автоматизації, призначені для стабілізації напору маси. Стабілізація рівня паперової маси у таких НЯ здійснюється за допомогою переливної труби Хорнбостела, названої регулятором Хорнбостела [1]. Вказані НЯ з такими регуляторами працюють дуже стабільно, але вони не в змозі придушити збурювальні впливи з періодом коливання 0,1...10 с, що призводить до коливання маси 1 м² полотна на накаті ПРМ. У роботі пропонується модернізована система автоматичного керування (САК) НЯ з повітряною подушкою (ПП), яка може бути реалізована на базі мікропроцесорного контролера Реміконт Р-130М.

Функціональну схему САК НЯ, реалізованої на базі регулятора Хорнбостела, показано на рис. 1.

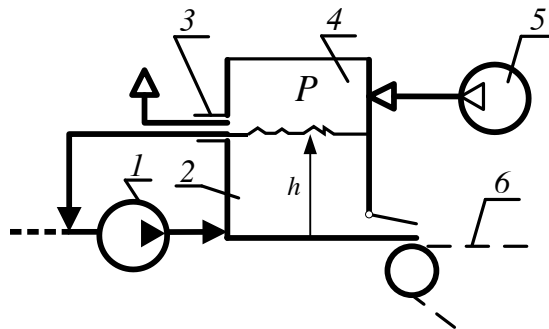


Рис. 1. Функціональна схема САК НЯ, реалізованої на базі регулятора Хорнбостела:

1 – змішувальний насос; 2 – напускна камера; 3 – переливна труба;

4 – повітряна подушка; 5 – компресор; 6 – сітка

Рівень паперової маси h у системі стабілізується за допомогою переливної труби 3. Вихід повітря із ПП 4, в яку він надходить від компресора 5, здійснюється через переливну трубу. Ця труба розміщена так, щоб гранична поверхня розділення паперової маси в напускній камері 2 і повітря у ПП проходила крізь центр вхідного отвору труби. Крізь такий отвір відводиться все повітря із ПП і частина маси, яка подається в напускну камеру змішувальним насосом 1. У разі збільшення рівня маси буде зменшуватися площа поперечного перерізу вхідного отвору труби, що призведе до зменшення витрати повітря, а отже, і збільшення тиску P в ПП. Відповідно, у разі зниження рівня маси, вказана площа збільшиться, а тиск повітря у ПП зменшиться. Як видно із опису роботи систе-

ми вона здійснює регулювання тільки рівня маси, тоді як напір паперової маси не регулюється.

Для оцінки статичних і динамічних властивостей зазначеної системи використано її математичну модель [2]

$$\begin{aligned} [T_{11}T_{22}p^2 + (T_{11} + T_{22} + K_{12} K_{21})p + (1 + K_{12} K_f K_p)] y_1(p) = \\ = K_{11} (T_{22}p + 1) u_1(p) - K_{12} K_{22} u_2(p), \end{aligned} \quad (1)$$

де $y_1(p)$, $u_1(p)$ і $u_2(p)$ – зображення за Лапласом рівня маси, витрати маси і повітря відповідно; T_{11} і T_{22} – сталі часу напускної камери і ПП; K_{11} , K_{22} , K_{12} , K_{21} – коефіцієнти підсилення прямих і перехресних каналів відповідно; K_f – коефіцієнт підсилення труби; K_p – коефіцієнт підсилення регулятора Хорнбостела.

Аналіз виразу (1) свідчить, що статична похибка САК рівня паперової маси відносно зміни витрати маси, що подається до напускної камери,

$$\Delta y_1(t) = [K_{11} / (1 + K_{12} K_f K_p)] \Delta u_2(t), \quad (2)$$

а відносно зміни витрати повітря, що подається до ПП,

$$\Delta y_1(t) = - [K_{12} K_{22} / (1 + K_{12} K_f K_p)] \Delta u_1(t). \quad (3)$$

Із виразів (2) і (3) випливає, що аналізованій системі притаманна статична похибка, яка змінюється в залежності від витрати паперової маси та повітря, що подаються у НЯ. Вказану похибку неможливо зменшити у чинному НЯ, позаяк вона пов'язана з його конструктивними параметрами, а також із обмеженим значенням коефіцієнта підсилення регулятора Хорнбостела. Оскільки в цій САК напір паперової маси не регулюється, то це призводить до коливань маси 1 м^2 паперового полотна в повздовжньому напрямку ПРМ. З метою усунення цих коливань пропонується модернізована САК НЯ з ПП (рис. 2).

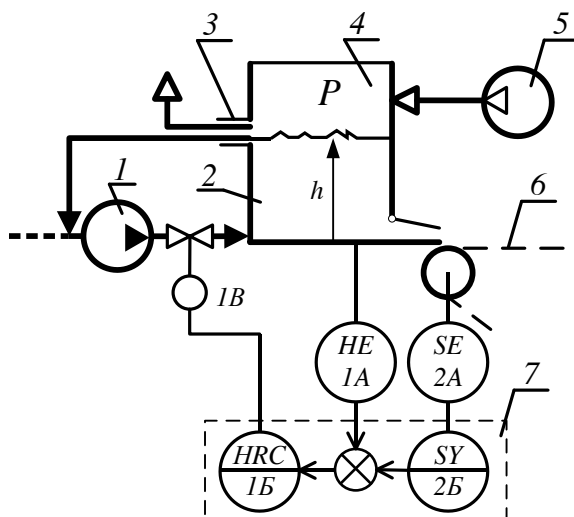


Рис. 2. Схема модернізованої САК НЯ з повітряною подушкою:

1 – змішувальний насос; 2 – напускна камера; 3 – переливна труба; 4 – повітряна подушка;
5 – компресор; 6 – сітка; 7 – мікропроцесорний контролер

Рівень паперової маси h у ній стабілізується за допомогою переливної труби 3. Напір маси H регулюється автоматичним регулятором (поз. 1Б), реалізованим у МПК Реміконт Р-130 М.

Сигнал від датчика напору паперової маси (поз. 1А) подається в компаратор, де порівнюється з заданим значенням, яке формується перетворювачі (поз. 2Б) на основі сигналу, що надходить від датчика швидкості сітки (поз. 2А).

1. **Шамсон А. С.** Автоматизация напорных ящиков быстроходных бумагоделательных машин [Текст] / А. С. Шамсон, Н. С. Пиргач. – М.: Лесн. пром-сть, 1965. – 104 с. – Библиогр.: С. 103. – 1100 экз.

2. **Жученко А. І.** Неперервні форми представлення напірних ящиків з повітряною подушкою [Текст] / А. І. Жученко, М. С. Пиргач, Я. Ю. Жураковський // Вісник національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут», Серія «Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження», 2016. – № 1(15). – С. 123–127. – ISSN 2306-1626.

ПРИКЛАДНА ПРОГРАМА ДЛЯ ІМІТАЦІЇ ЗНАЧЕНЬ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ ПЕРЕРОБКИ НАФТОВОГО ДИСТИЛЯТУ

Алексеевко С. Ю., Ковалевський В. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, annael@ukr.net, 0988931922

Впровадження інформаційних технологій для вдосконалення навчального процесу є актуальним питанням сьогодення. Використання програмного забезпечення для імітації функціонування технологічних процесів чи обладнання сприяє кращому розумінню користувачами особливостей виробничого циклу. Для кращого розуміння особливостей керування процесом переробки вторинного нафтового дистиляту виникла необхідність створити прикладний програмний навчальний тренажер для імітації технологічних параметрів. Схема процесу однієї дистиляційної установки складається з таких технологічних апаратів: ректифікаційної колони, кип'ятильника та дефлегматора [1]. Актуальною проблемою є визначення для режимів роботи апаратів значень технологічних параметрів при змінах їх у часі. Метою створення програмного тренажеру було розробити засіб, який передбачає імітацію режимів роботи апаратів, наприклад, за мінімального навантаження, максимального навантаження та робочого режиму. Відображення інформації за допомогою графіків статичних та динамічних характеристик технологічного процесу переробки вторинного нафтового дистиляту дозволяє краще зрозуміти перебіг процесу за тих чи інших вимірюваних параметрах, а також – як це вплине на подальшу роботу апарата.

Для реалізації алгоритму імітації технологічних параметрів було написано C#-програму, в якій будуються статичні характеристики в залежності від вибору значень технологічних параметрів, які задає користувач [2]. На рис. 1 зображено вікно програми, де виконуються основні дії користувача з підготовки та налаштування форми до роботи. На формі також розташовано дві кнопки: «Опис процесу» та «Інструкція», натиснувши які користувач може ознайомитись із технологічним процесом, а також дізнатися про допустимі відхилення параметрів.

В основному меню програми користувач обирає пункт «Процес», а відтак – команду «Статичні характеристики», і на екрані дисплея будуть показані зображення відповідних графіків. На рис. 2 зображено вікно C#-програми, де користувач може спостерігати графічне зображення розрахованих статичних характеристик для каналів взаємодії параметрів об'єкта керування кожного з апаратів: дефлегматора, кип'ятильника та ректифікаційної колони. Поряд із графіками виводиться таблиця зміни параметрів, а також коефіцієнт підсилення k .

C#-програма допомагає користувачу відчувати переваги комп'ютерно-інформаційних технологій з імітації роботи певного технологічного апарату процесу переробки вторинного нафтового дистиляту.

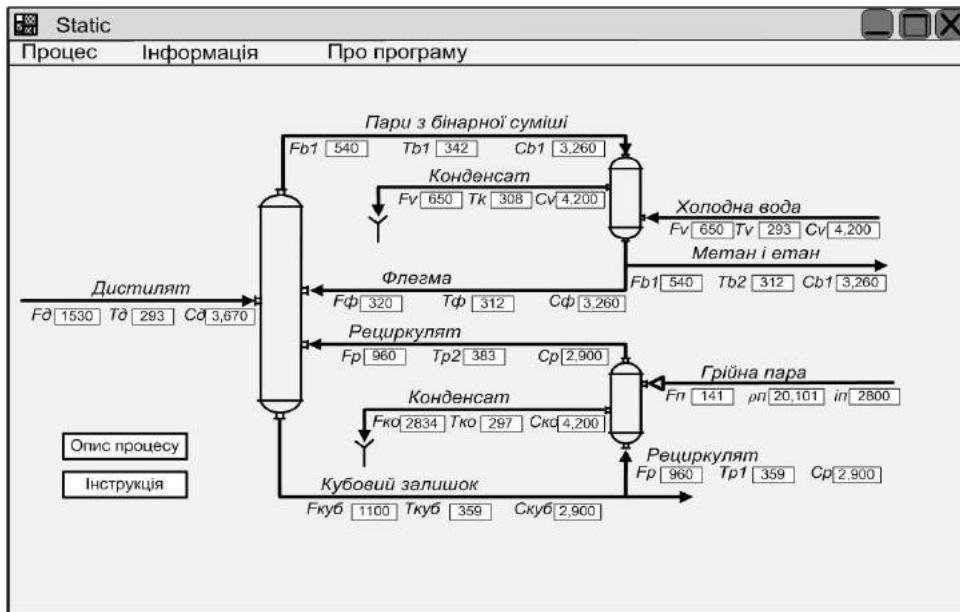


Рис. 1. Основне вікно програми для побудови статичних характеристик

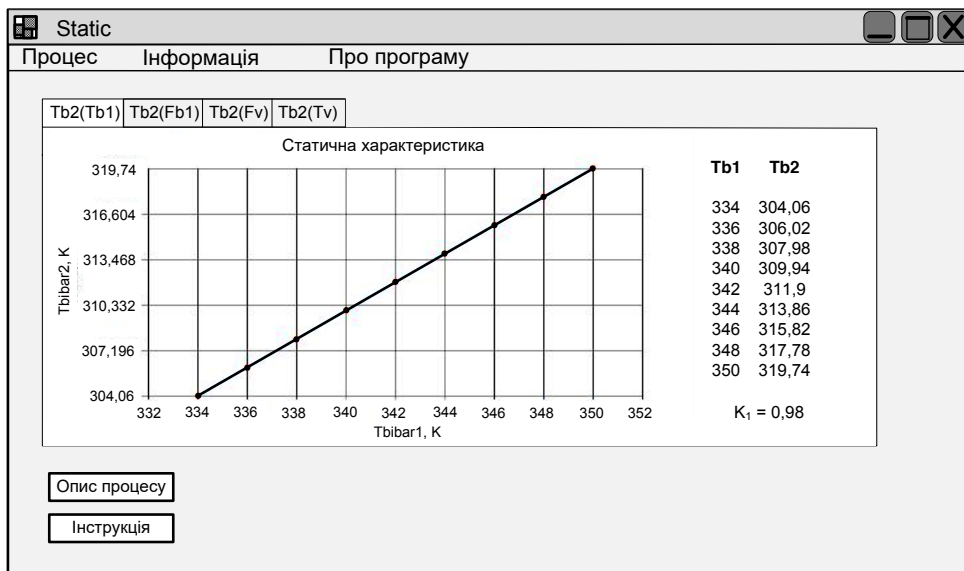


Рис. 2. Вікно C#-програми з графіками статичних характеристик

Розроблена програма-тренажер дозволяє будувати програмні тренажери для дослідження контурів контролю та регулювання сучасними мікропроцесорними приладами. У подальшому програму буде впроваджено у навчальний процес для вивчення методів керування, а також для використання у лабораторному практикумі з математичного моделювання тощо.

1. **Алексєєнко С. Ю.** Контрури регулювання у схемі автоматизації процесу виділення нижчих парафінів з нафтового дистилляту [Текст] / С. Ю. Алексєєнко, В. М. Ковалевський // Друга Міжнародна науково-практична конф. молодих учених, студентів та аспірантів «АКІТ-2015»: Матеріали конференції. Київ, 15–16 квітня 2015 р. – К.: НТУУ «КПІ», 2015. – 128 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – с. 23–24. – 100 пр. – ISBN 978-966-622-693-1.

2. **Алексєєнко С. Ю.** Алгоритми для імітації значень технологічних параметрів процесу переробки нафтового дистилляту [Текст] / С. Ю. Алексєєнко, В. М. Ковалевський // Третя Міжнародна науково-практична конф. молодих учених, студентів та аспірантів «АКІТ-2015»: Матеріали конференції. Київ, 20–21 квітня 2016 р. – К.: НТУУ «КПІ», 2016. – 138 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – с. 34–35. – 150 пр. – ISBN 978-966-622-753-2.

КАТАЛІТИЧНА ФОСФОРНО-КИСЛОТНА ПОЛІМЕРИЗАЦІЯ БУТАН-БУТИЛЕНОВОЇ ФРАКЦІЇ

Маханьков Е. Е., Ситніков О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, kidi911@mail.ru

Найбільш актуальною проблемою у вивченні технологічного процесу каталітичної фосфорно-кислотної полімеризації бутан-бутиленової фракції є відсутність або дуже мала кількість інформації щодо цієї технології та автоматизації процесу [1].

Метою роботи є детальне вивчення процесу та усунення недоліків, основними з яких є використання великої кількості відстійників і збірників, що спричинює малу швидкість руху робочого середовища, та постійна необхідність використання багатьох насосів.

Для вирішення зазначеної проблеми необхідно синтезувати систему автоматичного керування та розробити мнемосхему цього процесу. Схему установки каталітичної фосфорно-кислотної полімеризації бутан-бутиленової фракції наведено на рисунку.

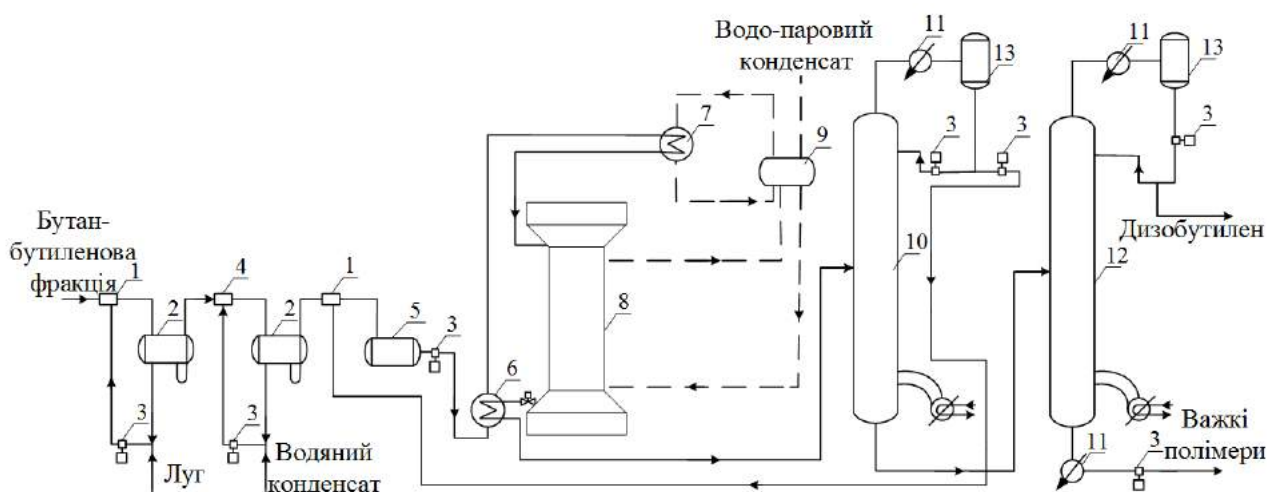


Схема каталітичної фосфорно-кислотної полімеризації бутан-бутиленової фракції:

1 – змішувач; 2 – відстійник; 3 – насос; 4 – діафрагмовий змішувач; 5 – буферний бак;
6 – теплообмінник; 7 – нагрівач сировини; 8 – реактор; 9 – паровий барабан; 10 – дебутанізатор;
11 – конденсатор-холодильник; 12 – колона; 13 – збірник

Каталітична фосфорно-кислотна полімеризація бутан-бутиленової фракції є доволі складним процесом. Навіть полімер-бензин, отриманий шляхом каталітичної полімеризації, містить велику кількість ненасичених вуглеводнів, що робить його нестабільним під час зберігання. Додавання деревно-смоляного антиокислювача або н-оксидифеніламіну дозволяє застосовувати полімер-бензин в суміші прямогонного бензину [2].

За допомогою реакції гідрогенізації продукти полімеризації можуть бути перетворені в граничні високооктанові продукти і, зокрема, у технічний ізоок-

тан, який використовується як компонент авіаційного бензину. Полімерний бензин каталітичного полімеризації має октанове число, що дорівнює 80...85 пунктам, та високу змішувальну характеристику. Залежно від природи бензину, з яким поєднується полімер-бензин, останній поводить себе як продукт, що має октанове число більше 100 (за вмісту полімеру в суміші не більше 10...15 %).

На основі аналізу фізичних процесів, розробленої мнемосхеми у подальших дослідженнях потрібно зменшити кількість двигунів або використовувати більш сучасні їх зразки, що вплине на якість вихідного продукту та загалом на фінансування процесу.

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

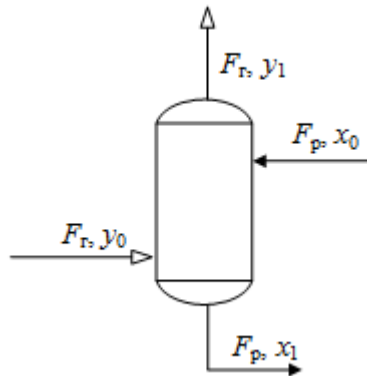
2. **Иванова Л. В.** Технология переработки нефти и газа [Текст] : учеб. пособ. / Л. В. Иванова, М. И. Корнеев, В. Н. Юзбашев. – М. : Химия, 1966. – 419 с. : ил. – Библиогр.: с. 269–271. – 200 экз.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ ОПТИМІЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ ГІДРООЧИЩЕННЯ ДИСТИЛЯТНИХ ПРОДУКТІВ

Чорновол В. Б., Ладієва Л. Р.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, v.chornovol.pgrgf@gmail.com

Пройшовши стадію попереднього очищення від рідини та механічних домішок у сепараторі, до нижньої частини абсорбера надходить газорідинна суміш з витратою $F_r = 100$ кг/год та концентрацією H_2S $y_0 = 19,4$ %. На вході в абсорбер розташований розподільник потоку, в якому відбувається часткове відділення краплинної рідини від газу. Відокремлена крапельна рідина через отвір в розподільнику стікає в кубову частину абсорбера (див. на рисунку структурно-параметричну схему абсорбера). У верхню частину колони подають 17 % розчин метаноламіна з витратою $F_p = 390$ м³/год та концентрацією сірководню $x_0 = 0,05$ %. У колоні здійснюється протиточна взаємодія газу та рідини. Стікаючи насадкою вниз, розчин метаноламіна з витратою F_p , вилучає сірководень із газорідинної суміші (відбувається процес абсорбції) та виходить з абсорбера з концентрацією 0,48 % у ньому x_1 . Витрати газу та рідини внаслідок перерозподілу між ними не міняються: $F_{r, \text{вих}} = F_{r, \text{вх}}$, $F_{p, \text{вих}} = F_{p, \text{вх}}$.



Структурно-параметрична схема абсорбера:

F_p – витрата розчину метаноламіна, кг/год; F_r – витрата газорідинної суміші, кг/год;
 y_0 – початкова концентрація сірководню у газорідинній суміші, %; y_1 – кінцева концентрація сірководню у циркулювальному газі, %; x_0 – початкова концентрація сірководню у розчині, %; x_1 – кінцева концентрація сірководню у розчині, %

Цей процес потребує оптимізації для енергозбереження та підтримки заданої концентрації газу, і при тому є обмеження на витрати розчину метаноламіна. Можна застосувати такий критерій оптимальності:

$$I = \frac{1}{2} q (y_1 - y_1^{\text{зад}})^2 + \frac{1}{2} r F_p^2 \rightarrow \min,$$

$$300 \leq F_p \leq 470,$$

де q , r – вагові коефіцієнти; $y_1^{\text{зад}}$ – задана концентрація сірководню.

Для пошуку оптимального рішення використовується один із методів штрафів і нелінійного програмування з використанням похідних.

АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ХІМІЧНОГО ВИРОБНИЦТВА ПОЛІВІНІЛАЦЕТАТУ БЕЗПЕРЕВНИМ СПОСОБОМ

Тихонюк А. М., Миленський В. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, andrytnt@gmail.com

Полівінілацетат отримують шляхом радикальної полімеризації вінілацетату. Полімеризацію проводять у розчині, емульсії, суспензії чи в масі. Найбільш розповсюдженою є полімеризація вінілацетату в розчині [1].

У промисловості полімеризацією вінілацетату в розчині проводять як періодичним, так і безперервним способами. Технологічний процес виробництва полівінілацетату безперервним способом складається з таких стадій:

- приготування розчину ініціатора;
- полімеризація вінілацетату;
- відгін непрореагованого вінілацетату.

У процесі очищення за відповідних умов, визначених технологією, відбувається реакція передачі ланцюга для регулювання молекулярної маси та зменшення ступеню розгалуженості полівінілацетату. Для забезпечення роботи цих систем потрібно встановити датчики, витратоміри, реєструвальні прилади, виконавчі механізми, регулятори, які й утворюють систему автоматизації [2].

Головними задачами щодо полегшення та спрощення виробництва є:

- автоматизації процесу;
- забезпечення безперервного контролю і реєстрацію параметрів;
- використання контурів сигналізації і технологічних блокувань;
- забезпечення необхідної надійності роботи системи.

Процес виробництва полівінілацетату досить простий. Вінілацетат через підігрівач безперервно надходить у полімеризатор, в який подається також розчин ініціатора в метанолі. Полімеризацію проводять за температура 65–68 °С до ступеня конверсії мономеру 35 %. Тривалість полімеризації в апараті складає 4 год. Потім реакційна суміш надходить у другий полімеризатор, куди безперервно подається метанол і розчин ініціатора в метанолі. Тривалість процесу в полімеризаторі складає 4–5 год.

1. **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 напрямком «Автоматизація і комп'ютерно-інтегровані технології» / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2008. – 236 с. : іл. – Бібліограф.: с. 150–162. – 200 пр. – ISBN 978-966-622-287-2.

2. **Лукінюк М. В.** Контроль і керування хіміко-технологічними процесами [Текст]: У 2-х кн. Кн. 2. Керування хіміко-технологічними процесами: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямком: «Хімічна технологія та інженерія» / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2012. – 336 с. : іл. – Біблігр. : с. 212–241. – 300 пр. – ISBN 978-966-622-520-0. – ISBN 978-966-622-531-6 (Кн. 2).

ПАРАМЕТРИЧНА СХЕМА ВИПАРНОЇ КОЛОНИ В ПРОЦЕСІ КОНТАКТНОГО ОЧИЩЕННЯ ОЛИВИ

Сокол А. В., Бородин В. І.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, andrii.sokol1@gmail.com

У контактному очищенні оливи процес випаровування застосовується для очищення її від сумішей легких фракцій, продуктів розпаду оливи, сірчистого газу (після кислотної очищення оливи)*. Цей процес є одним з головних чинників отримання якісної, чистої оливи.

Суспензія, яка складається з оливи та відбілювальної глини, після проходження через трубчасту піч, потрапляє у випарну колону, де для кращого відпарювання суміші в нижню частину колони подається перегріта пара, що сприяє перемішуванню адсорбента в оливі та запобігає утворенню осаду в нижній частині колони. Також для перемішування суміші на ряді установок застосовують відцентрові насоси, які забирають суміш з колони та повертають її назад. Схему випарної колони наведено на рис. 1.

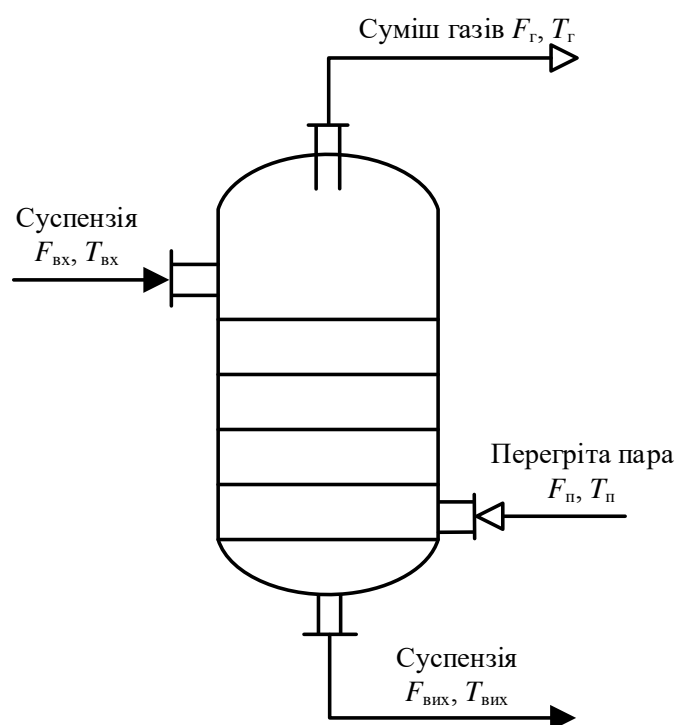


Рис. 1. Схема випарної колони:

де $F_{вх}, F_{вих}, F_{п}, F_{г}$ – витрати суспензії, очищеної суспензії, перегрітої пари та суміші газів відповідно; $T_{вх}, T_{вих}, T_{п}, T_{г}$ – температури суспензії, очищеної суспензії, перегрітої пари та суміші газів відповідно

* Черножуков Н. И. Технология переработки нефти и газа [Текст]: В 3-х част. Часть 3. Очистка и разделение нефтяного сырья, производство товарных нефтепродуктов / Н. И. Черножуков; Под ред. А. А. Гуреева и Б. И. Бондаренко. – 6-е изд., пер. и доп. – М.: Химия, 1978. – 424 с. : ил. – Библиогр.: 242–245. – 6000 экз.

Для забезпечення функціонування процесу випаровування різних домішок в умовах мінімального використання енергії необхідно мінізувати відповідні системи керування за допомогою складання математичної моделі для реалізації на сучасних комп'ютерних системах.

Першим етапом є побудова параметричної схеми об'єкта керування зображена на рис. 2.



Рис. 2. Параметрична схема випарної колони

Вхідними речовинами у випарнику є суміш оливи та відбілювальної глини і суха перегріта пара, на виході – суміш оливи та глини, відділеної від парів води, легких фракцій, а також сірчистого газу.

Для контролю установки треба забезпечити автоматичний контроль та регулювання параметрів: кількості суспензії та перегрітої пари на вході; температури вхідних речовин; кількості та температури очищеної суспензії на виході з апарата.

Висновок. На підставі аналізу розробленої параметричної схеми випарника у процесі контактної очищення оливи необхідно створити математичну модель процесу.

АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ДЕПАРАФІНІЗАЦІЇ КАРБАМІДУ ДЛЯ МАТЕМАТИЧНОГО МОДЕЛЮВАННЯ

Симоненко Ю. В., Черьопкін Є. С.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, julia.simonenco@gmail.com

Найбільш актуальною проблемою у вивченні технологічного процесу депарафінації карбаміду у розчині спирту є відсутність або дуже мала кількість інформації щодо цієї технології та автоматизації. Метою роботи є детальне вивчення даного процесу та усунення недоліків.

Процес депарафінації є найбільш складним, трудомістким і дорогим у виробництві нафтових олив. Його ефективність і економічність залежать, зокрема, від швидкості фільтрування суспензій; остання в кінцевому підсумку визначається структурою кристалів твердих вуглеводнів, що утворюються в процесі охолодження сировини з розчинником, оскільки від їх розмірів залежать повнота та швидкість відділення твердої фази від рідкої.

Кристалізація твердих вуглеводнів починається з виділення з перенасиченого розчину зародків кристалів. За подальшого охолодження розчину кристалізація протікає на вже утворених центрах кристалізації. Для одержання в процесі кристалізації великих кристалів необхідно, щоб число зародків, які утворюються у початковій стадії охолодження, було невелике, позаяк подальша кристалізація відбувається на цих центрах. У разі великого числа зародків утворюється дрібнокристалічна структура.

Швидкість виділення твердої фази (в м/с) з розчину, що утворилася на центрах кристалізації, може бути визначена за рівнянням В. І. Андрєєва [1]:

$$\vartheta = \frac{dx}{dt} = \frac{DS}{\delta} (X - X'), \quad (1)$$

де $\frac{dx}{dt}$ – кількість речовини, що викристалізувалася за одиницю часу; D – коефіцієнт дифузії молекул вуглеводню в насиченому розчині; S – поверхня, що виділилася з твердої фази; δ – середня довжина дифузійного шляху; X – концентрація пересиченого розчину; X' – розчинність зародків кристалів при даному ступеню їх дисперсності.

Коефіцієнт дифузії D обчислюють за рівнянням Ейнштейна:

$$D = \frac{RT}{N} \frac{1}{\delta \pi r \mu},$$

де R – універсальна газова стала; N – число Авогадро; T – абсолютна температура кристалізації; μ – динамічна в'язкість середовища; r – середній радіус молекули твердого вуглеводню.

Після підстановки значення D рівняння (1) набуває вигляду:

$$\vartheta = \frac{R}{6\pi N} = \frac{ST}{r\mu\delta} (X - X').$$

Отже, швидкість виділення твердої фази з розчину на утворених центрах кристалізації залежить від в'язкості середовища, середньої довжини дифузійного шляху, середнього радіусу молекули твердого вуглеводню та різниці між концентрацією розчину і розчинністю твердої фази, що виділилася за температури T .

Для створення оптимальних умов кристалізації у розробці найбільш ефективних процесів депарафінації враховують вплив ряду факторів: фракційного складу сировини, складу та витрати розчинника, способу його подачі, температури кінцевого охолодження (фільтрування), швидкості охолодження розчину та технологічних особливостей процесу. Від сукупності цих факторів залежить протікання кристалізації твердих вуглеводнів, які містяться в сировині, а отже, і основні показники, що характеризують процес депарафінації

На основі аналізу фізичних процесів буде розроблено структурно-параметричну схему, на підставі якої у подальших дослідженнях буде створено математичну модель, проведено її дослідження на адекватність з метою подальшого синтезу системи керування.

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

2. **Цирлин А. М.** Оптимальное управление технологическими процессами [Текст]: учеб. пособ. для вузов по специальности «Автоматизация и комплексная механизация химико-технологических процессов» / А. М. Цирлин. – М. : Энергоатомиздат, 1986. – 400 с. – Библиогр.: с. 374–377. – 1000 экз.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ЕКСТРАКЦІЙНОЇ КОЛОНИ У ПРОЦЕСІ ОЧИЩЕННЯ ОЛИВ ЯК ОБ'ЄКТА АВТОМАТИЗАЦІЇ

Коржиков В. В., Данькевич А. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, vlad_korzhikov@ukr.net

Неможливо уявити собі сучасне суспільство без руху. Однак у сучасних реаліях де є рух, там є і тертя. Сили тертя зменшують ефективність і довговічність обладнання. Постійно триває розробка більш ефективних механізмів. Але в наш час навіть вони потребують застосування олив. У сучасному світі всі рухомі механізми потребують застосування олив.

Одним із напрямків покращення ефективності та технологій є вдосконалення олив та методів його отримання. Одним з методів отримання високоякісних олив є екстракція вибірковими розчинниками.

Поліпшення роботи екстрактору неможливе без експериментів. Але проведення досліджень і випробувань під час роботи апаратів є надзвичайно затратним і непродуктивним. Одним з варіантів вирішення зазначеної проблеми є створення математичної моделі апарата і проведення досліджень на ній. Параметричну схему апарата зображено на рисунку.

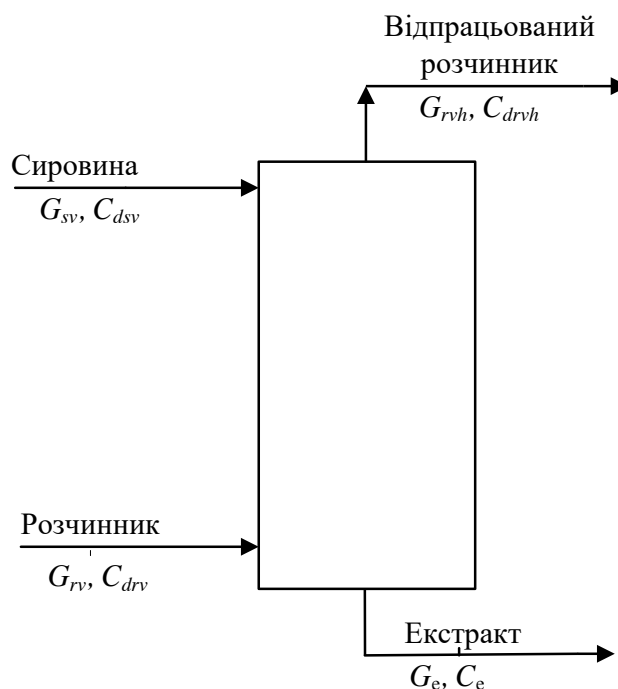


Схема автоматизації екстрактора:

G_{sv} – масова витрата сировини на вході в апарат; C_{dsv} – концентрація домішок у вхідній сировині; G_{rv} – масова витрата розчинника на вході в апарат; C_{drv} – концентрація домішок у розчиннику на вході в апарат; G_e – масова витрата екстракту на виході з апарата; G_{rvh} – масова витрата відпрацьованого розчинника на виході з апарата; C_{drvh} – концентрація домішок у розчиннику на виході з апарата

Вважатимемо, що масообмін відбувається у всьому об'ємі апарата рівномірно. А концентрація домішок береться усереднена за всім об'ємом. Сировина є важкою фазою, а розчинник легкою фазою*.

Тоді рівняння статички для масопереносу в екстракторі матиме вигляд:

$$\begin{cases} G_{sv}C_{dsv} - G_e C_e - kV(C_{dsv} - mC_{drv}) = 0 \\ G_{rv}C_{drv} - G_{rvh}C_{drv} + kV\left(C_{drv} + \frac{C_e}{m}\right) = 0 \end{cases},$$

де k – об'ємний коефіцієнт масопереносу.

Виразивши концентрацію домішок у екстракті на виході з апарата, рівняння статички для масообміну зведемо до вигляду:

$$C_e = \frac{m(G_{rv}C_{drv} - G_{rvh}C_{drv} + kVC_{drv})}{kV}.$$

Рівняння динаміки для масопереносу в екстракторі матиме вигляд:

$$\begin{cases} G_{sv}(t)C_{dsv}(t) - G_e(t)C_e(t) - K(t)V(t)(C_{dsv}(t) - mC_{drv}(t)) = V_e \rho_e \frac{dC_e(t)}{dt} \\ G_{rv}(t)C_{drv}(t) - G_{rvh}(t)C_{drv}(t) + KV\left(C_{drv} + \frac{C_e}{m}\right) = V_p \rho_p \frac{dC_{drv}(t)}{dt} \end{cases},$$

де V_e, V_p – об'єм екстракту та розчинника; ρ_e, ρ_p – густина екстракту та розчинника.

Провівши лінеаризацію рівняння динаміки, його подальше перетворення за Лапласом, підстановки та елементарні математичні операції, легко отримати передавальну функцію для каналу керування:

$$W_{\Delta Grv \rightarrow \Delta C_e}(p) = \frac{K_1}{a_2 p^2 + a_1 p + 1},$$

$$\text{де } K_1 = \frac{-kVmC_{drv}^{ny}}{G_e^{ny}G_r^{ny} + k^2V^2}; a_2 = \frac{V_e\rho_eV_p\rho_p}{G_e^{ny}G_{rvh}^{ny} + k^2V^2}; a_1 = \frac{V_e\rho_eG_{rvh}^{ny} + G_e^{ny}V_p\rho_p}{G_e^{ny}G_{rvh}^{ny} + k^2V^2}.$$

Тоді передавальна функція для каналу збурення набуде вигляду:

$$W_{\Delta C_{dsv} \rightarrow \Delta C_e}(p) = \frac{b_1 p + b_0}{a_2 p^2 + a_1 p + 1},$$

$$\text{де } b_1 = \frac{kVV_p\rho_p}{G_e^{ny}G_{rvh}^{ny} + k^2V^2}; b_0 = \frac{kVG_{rvh}^{ny}}{G_e^{ny}G_{rvh}^{ny} + k^2V^2}.$$

Отримані результати стануть основою для розробки автоматизованої системи керування екстракційною колоною.

* **Остапенко Ю. О.** Ідентифікація та моделювання технологічних об'єктів керування [Текст]: підручник / Ю. О. Остапенко. – К.: Задруга, 1999. – 424 с. – Бібліогр.: с. 424. – ISBN 966-7405-36-2.

РОЗРАХУНОК РОБАСТНИХ РЕГУЛЯТОРІВ В ПАКЕТІ *MATLAB*

Ковалюк Д. О., Кабанова А. Е.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, dontbelieve.u@mail.ru

Керування динамічними об'єктами в замкнутому контурі істотно ускладнюється, якщо параметри об'єкта відомі недостатньо точно або змінюються під дією неконтрольованих факторів, але все ж залишаються в заданому інтервалі. У такому разі застосовуються теорія та методи робастного керування, що забезпечують успішне керування об'єктом за всіх можливих варіантів значень його параметрів.

Один із методів робастного керування полягає в одночасному моделюванні сукупності систем з однаковими регуляторами, але різними об'єктами. Головна ідея цього підходу полягає в тому, щоб однаковими регуляторами забезпечити стійкість замкнутих систем не тільки з номінальним об'єктом, але і з будь-яким об'єктом, що належить до множини «збурених» об'єктів. На сьогоднішній день відомі такі методи робастного керування: H_∞ -синтез, H_2 -синтез, LQG -синтез, LQR -синтез, μ -синтез.

Програмне середовище *Matlab* дозволяє за допомогою *Robust Control Toolbox* створювати невизначені моделі, об'єднуючи модель динаміки з номінальними параметрами із невизначеними елементами, такими як невизначений параметр або незмодельована динаміка. Використовуючи методи H -нескінченності (H -infinity) або μ -синтезу (μ -synthesis), можна проектувати регулятори, які максимізують робастну стійкість і характеристики якості.

Раніше для процесу абсорбції була отримана система автоматичного керування на основі ПД-регулятора із урахуванням невизначеності. Невизначеним параметром виступає поверхня масообміну F , яка входить до передавальної функції каналу керування. З отриманих результатів було зроблено висновки, що ПД-регулятор може працювати лише для даних варіантів невизначеності, проте не може гарантувати адекватну роботу для інших варіантів невизначеності. Тому існує потреба у створенні системи керування на основі робастних регуляторів, що забезпечують стійкість замкнутої системи не тільки для номінального об'єкта, але і для будь-якого об'єкта, що належить множині «збурених» об'єктів.

Як приклад синтезу робастного керування розглянемо практичну реалізацію H_∞ -регулятора. Для синтезу цього регулятора використовуються функції *augw* (задавання передавальної функції об'єкта за номінальних значень параметрів), *hinfsyn* (синтез H_∞ -регулятора).

Лістинг синтезу H_∞ -регулятора має вигляд:

```
clc
s = zpk('s');
G=tf(-1.972,[0.315 15.021 1]);
W1 = 0.1*(s+100)/(100*s+1);
W2 = 0.1;
W3 = [];
```

```

P1 = augw(G,W1,W2,W3)
[K,CL,GAM] = hinfsyn(P1)
K1=tf(K)
sigma(CL,ss(GAM));

```

Результатом є передавальна функція:

$$K_1 = \frac{-38,52s^2 - 1837s - 122,3}{s^3 + 61,81s^2 + 680,9s + 6,803},$$

Наступним кроком є створення автоматичної системи керування із невизначеними параметрами з урахуванням H_∞ -регулятора, що представлений у tf -формі (рис. 1).

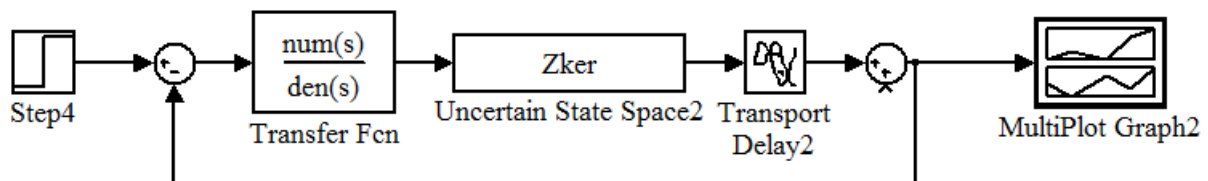


Рис. 1. Схема системи автоматичного керування за допомогою H_∞ -регулятора

Порівняння попередніх (із використанням ПІД-регулятора у контурі керування)* та отриманих результатів (із використанням H_∞ -регулятора) зображено на рис. 2:

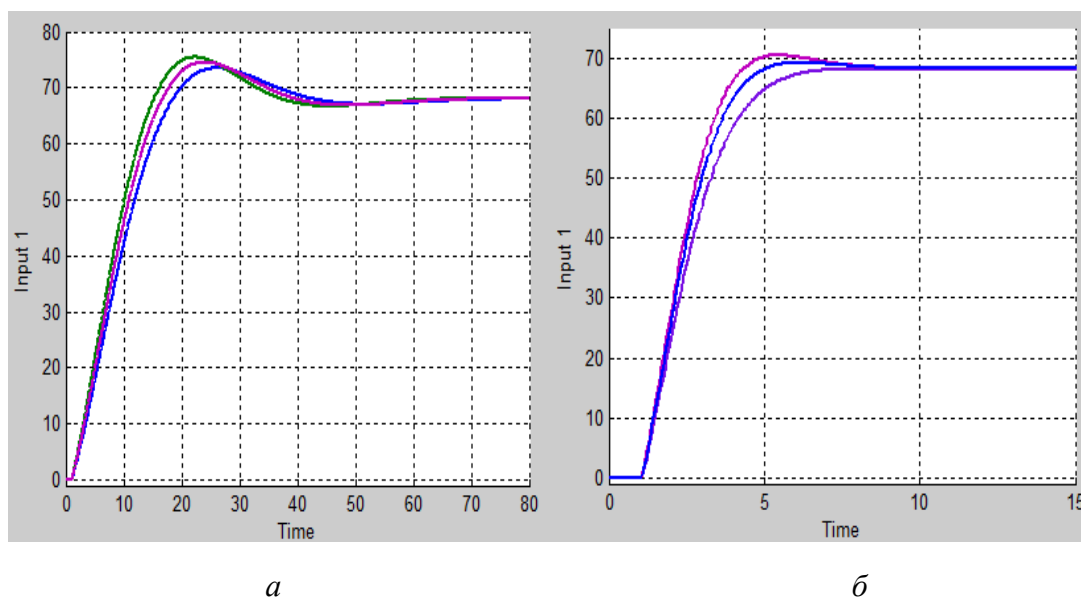


Рис. 2. Порівняння результатів роботи ПІД-регулятора (а) та H_∞ -регулятора (б)

З наведених графіків можна зробити висновок, що H_∞ -регулятор забезпечує вихід об'єкта на усталений рівень набагато швидше, ніж ПІД-регулятор, а також забезпечує стійкість замкнутої системи для всіх варіантах невизначеності.

* Кабанова А. Е. Керування процесом абсорбції [Текст] / А. Е. Кабанова, Д. О. Ковалюк // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: тези доп. Десятої наук.-практ. конф. студ. Київ, 8–9 грудня 2016 р. – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2016. – 92 с.: – Бібліогр.: у кінці тез. – 100 пр. – ISSN 978-966-622-803-4.

КАРТИ КОНТРОЛЮ ЯКОСТІ ПРОДУКТІВ У ВИРОБНИЦТВІ ГЛИНОЗЕМУ МЕТОДОМ СПІКАННЯ

Попович О. В., Ярощук Л. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, miss.popovich@yandex.ua

У виробництві глинозему важливо дотримуватися границь характеристик виробу, у межах яких продукція задовольняє своєму призначенню.

Задачею дослідження є пошук шляхів застосування основних статистичних методів для контролю за якістю кінцевого продукту у виробництві глинозему методом спікання, а також для оцінки виробничої ситуації і попередження браку.

Аналіз виробництва за показниками якості готової продукції виконують складанням діаграми причин і результатів (наслідків) [1]. З аналізу діаграми можна зрозуміти основні задачі автоматизації процесу спікання, зумовлені особливостями технології та властивостями сировини. Вона дозволяє сформулювати перелік технічних засобів автоматизації, необхідних для реалізації системи, що буде забезпечувати задану якість кінцевого продукту.

У процесі виробництва глинозему готовим продуктом є металургійний глинозем, властивості якого визначено ГОСТ 30558-98. Якість глинозему визначають зокрема концентрацією в ньому оксиду алюмінію. У процесі виробництва для перевірки цього показника з апарата періодично відбирають проби продукту заданого об'єму і виконують лабораторні аналізи. За результатами цих аналізів запропоновано зображати діаграми мінливості вибіркового значення показників якості та спостерігати за ступенем їх наближення до граничнодопустимих значень. У разі, якщо вибіркові дані перебувають за лінією верхньої або нижньої границі планової специфікації, то вважають, що процес вийшов з-під контролю і необхідне втручання персоналу для пошуку причини його розладнання. Такі карти запропоновано формувати у поширених програмних середовищах.

Спостереження за показниками якості виробництва глинозему, такими як концентрація оксиду алюмінію, запропоновано використовувати *X*- та *R*-карти [2]. Для побудови обох контрольних карт на горизонтальній шкалі вказують номери відповідних вибірок, а на вертикальній – для *X*-карти вказують вибіркові середні значення характеристик, що досліджуються, а для *R*-карти – розмахи вибірок. На картах контролю якості присутні додаткові лінії: центральна лінія та лінії верхньої та нижньої контрольних границь.

Тобто, на *X*-карті центральна лінія буде відповідати концентрації оксиду алюмінію згідно ГОСТ 30558-98 (рис. 1), а у *R*-карті – буде відображати допустимий розмах концентрації згідно зі стандартом (рис. 2).

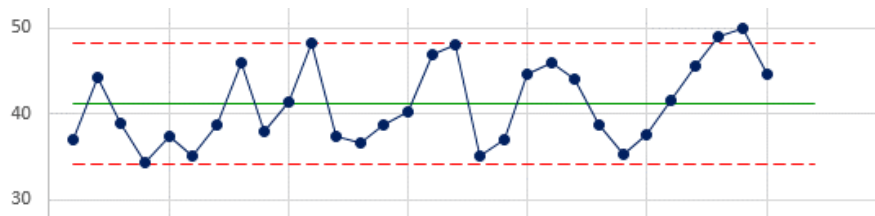


Рис. 1. Графік X-карти

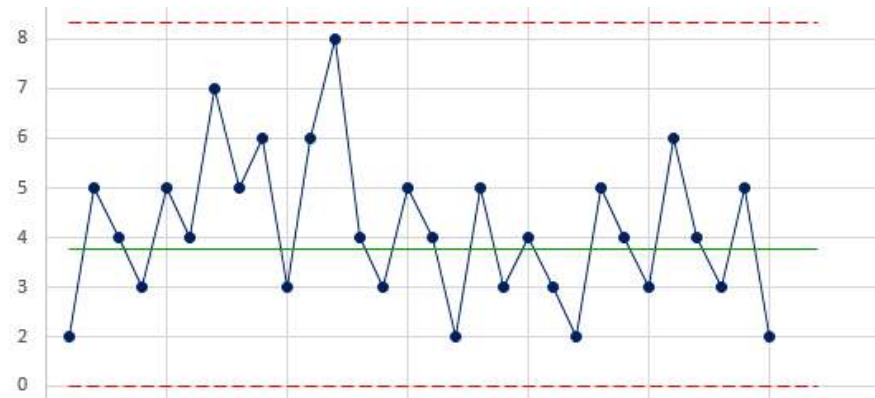


Рис. 2. Графік R-карти

Програмно реалізовані карти, надаючи можливість візуалізувати тенденції розвитку процесів виробництва, дозволять зробити керування цими процесами більш обґрунтованим і ефективним.

1. **Попович О. В.** Визначення шляхів забезпечення якості продукції у виробництві глинозему методом спікання [Текст] / О. В. Попович, Л. Д. Ярошук // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології : тези доп. Десятої наук.-практ. конф. студ. 8-9 груд. 2016 р., м. Київ ; За заг. ред. А. І. Жученка. – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2016. – 92 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – 100 пр. – ISBN 978-966-622-803-4.

2. **Х. Кумэ.** Статистические методы повышения качества [Текст]: Пер. с англ. / Под ред. Х. Кумэ. – М.: Финансы и статистика, 1990. – 304 с.: ил. – Библиогр. : с. 112–126. – ISBN 5-279-00441-3.

СХЕМА КЕРУВАННЯ СУШИЛЬНОЮ КАМЕРОЮ В УСТАНОВЦІ ДЛЯ СПАЛЮВАННЯ РІДКОЇ СІРКИ

Дмитренко М. В., Оніщенко В. О.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, 36im@mail.ru

Найбільш довершеними печами для спалювання сірки вважаються печі з розбризкувальними форсунками та печі киплячого шару [1]. Форсункові печі працюють на рідкій очищеній сірці. Вони можуть бути вертикального та горизонтального типу.

Подріблена сірка транспортером подається в сіркоплавилку, в нижній частині якої відділяються домішки (зола, бітуми), а рідка сірка стікає в приймач, що обігривається паром. Насосом рідка сірка через фільтр транспортується у підігрівний відстійник-накопичувач, розсташований у цегляній камері, а з нього насосом в напірний бак, звідки самопливом надходить у розбризкувальні форсунки печі.

Повітря, що надходить у піч, повинно бути звільненим від пилу та вологи. Для цього повітродувкою повітря нагнітається в фільтр і сушильну камеру, оприскувану концентрованою сірчаною кислотою.

На рисунку схематично зображено загальний вигляд сушильної камери з каскадною схемою регулювання [2]. Каскадна схема регулювання сушильною камерою реалізується за допомогою регулювання витрати вхідної речовини – сірчаної кислоти, а також витрати повітря.

Задана продуктивність сушильної камери встановлюється зміною завдання на регуляторі витрати (поз. 5-3). Витрата повітря вимірюється витратоміром (5-1), сигнал якого подається на пристрій для дистанційної передачі сигналу до регулятора витрати повітря (5-3) на пульті керування. Вихідний сигнал регулятора витрати (5-3) надходить на блок ручного керування (5-4), відтак на перетворювач (5-5) і далі – на пневматичний регулювальний клапан (5-6).

Положення виконавчого механізму і клапану (5-6) контролюється датчиком (5-7), вихідний сигнал якого подається на блок ручного керування (5-4) для показу ступеня відкриття трубопроводу повітря. Також блок ручного керування (5-4) забезпечує у режимах пуску та зупинки процесу відключення сигналу регулятора витрати (5-3) від регулювального клапана (5-6) і перехід на ручне керування виконавчим механізмом цього клапана.

Аналогічним чином відбувається керування витратою сірчаної кислоти, що подається до сушильної камери. Такий спосіб керування забезпечує максимально ефективно проходження процесу в сушильній камері. Регулювання вхідних параметрів витрати повітря та сірчаної кислоти дозволяє успішно контролювати їх співвідношення, чим забезпечується оптимальний рівень вологи на

виході з установки. Встановлений рівень вологи впливає на ефективне спалення сировини та подальше протікання процесу. У разі зависокого рівня вологи в сірчаній кислоті відбувається недостатньо ефективне спалення рідкої сірки, тому для запобігання цьому збільшують витрату повітря, і більш ефективно обдування камери компенсує надлишок вологи.

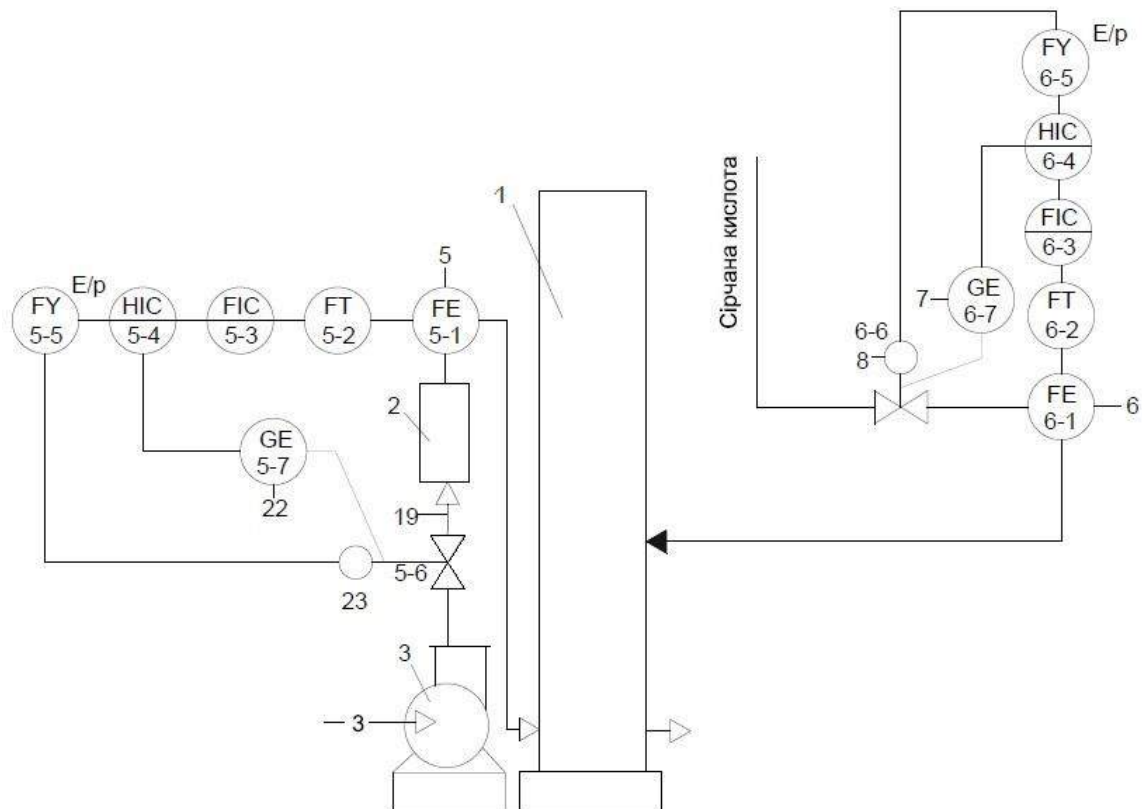


Схема сушильної камери установки для спалювання рідкої сірки з каскадною схемою регулювання:

1 – сушильна камера; 2 – фільтр; 3 – повітродувка

Описана каскадна схема регулювання забезпечує ефективне керування роботою сушильної камери в установці для спалювання рідкої сірки.

1. Багиров И. Т. Современные установки первичной переработки нефти [Текст] / И. Т. Багиров. – М.: Химия, 1974. – 240 с. – Библиогр.: с. 235–236. – 4500 экз.

2. 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. – Библиогр.: с. 230–231. – 200 пр. – ISBN 978-966-622-287-2.

АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД СУЧАСНИХ ТЕЛЕВІЗІЙНИХ ЗАСОБІВ ДЛЯ ВИМІРЮВАННЯ ВИСОКИХ ТЕМПЕРАТУР

Некрут О. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, oksananekrut@gmail.com

Стан сучасних технологій не в останню чергу визначається науковим та технічним рівнем засобів контролю, значна частина яких базується на використанні оптичних методів. Температурні вимірювання, зокрема, мають дуже важливе значення у процесі подальшого прогресу наукових досліджень та розвитку пріоритетних галузей народного господарства, таких як хімічна, нафтохімічна, гірничо-металургійна галузі промисловості, сільське господарство, машинобудування, транспорт, будівництво, медицина. Особливу роль вони відіграють у розвитку порівняно нових галузей, таких як кріоенергетика, ядерна та космічна техніка, а це потребує постійного пошуку шляхів покращення відомих та створення нових засобів вимірювання температури з високими метрологічними та експлуатаційними характеристиками.

Найбільш перспективними засобами для аналізу високотемпературних полів є телевізійні засоби, прилади з електронним розгортанням зображення, оскільки вони забезпечують виборку тисяч точок в реальному масштабі часу з високим просторовим розрізненням.

Телевізійний засіб вимірювання (ТЗВ) об'єднує використання телевізійних камер для отримання сигналу зображення з подальшим вимірюванням тривалості інтервалу, відповідного вимірюваному параметру [1].

Телевізійне зображення може існувати як розподіл освітленості на чутливій поверхні СЕП (ПЗЗ-матриці), як розподіл зарядів по матриці СЕП, як сформована законом розгортки послідовність аналого-електричних сигналів, як цифровий масив (цифрове зображення), як розподіл яскравості екрану ПК.

Компанією «*Stratronics, Inc*» (США) якою розроблена серія телевізійних пірометричних приладів «*ThermaViz*», яка являє собою комплексну систему, що забезпечує в режимі реального часу справжні зображення і вимірювання температури з басейном розплаву та глобальних датчиків теплового потоку. Прилади цієї серії використовуються в різноманітних технологічних процесах та в наукових дослідженнях для вимірювання температури поверхонь і мають високі технічні характеристики [1].

Телевізійний пірометричний прилад M9200 компані «*MIKRON Instruments, Inc*» використовує ближню зону інфрачервоного спектру з можливою передачею даних та дистанційного управління, забезпечує отримання термографічних зображень в реальному часі. Пірометр формування ІЧ-зображення має високу точність і роздільну здатність, високу швидкодійність і застосовується в теплих середовищах [2].

Завдяки унікальному апарату для зйомки в інфрачервоних променях із запатентованим детектором і відео-процесором пірометри серії M9200 вимірюють температуру в 300 000 точках 60 разів протягом однієї секунди з високою

точністю в діапазоні від 600...3000°C. Ці пірометри ідеальні для печей термічної обробки, безперервного лиття, гарячого штампування, вирощування кристалів, зварювання стислою дугою (плазмового зварювання), електронно-променевих печей для переплавлення, наукових досліджень.

Оригінальне конструктивне рішення має серія «*ThermoImager*» компанії «*Optical Insights, LLC*». Більшість приладів цієї серії побудовані за чотирьохспектральною схемою з використанням оптичного ділення світлового потоку на 4 компоненти, кожен з яких через 4 окремих нерухомих світлофільтри падає на окрему ділянку ПЗЗ-матриці. Тепловізійний прилад серії *TIM* призначений для точних вимірювальних завдань у зв'язку з високою температурною чутливістю. Розподіл температури на поверхні може бути захопленим протягом 1 мс інтервалу, відбувається синхронізація візуального зображення та теплового [3].

В таблиці наведено технологічні характеристики пірометрів сучасних виробників. Такий набір характеристик найповніше враховує і описує сукупність властивостей ТЗВ, важливих з точки зору її використання в задачах вимірювання температури.

Таблиця. Прилади з електронним розгортанням зображення

Характеристики	<i>ThermaViz</i>	M9200	<i>ThermoIMAGER TIM M1</i>
Температурний діапазон, °C	600...1500 1200...2700	600...3000	450...1800
Спектральний діапазон, нм	5...500	650...1800	0,92...1,1
Зведена похибка вимірювання, %	–	±5	±2
Швидкість, кадр/сек	25	60	27
Формат кадру	752 × 480	640×480	764 x 480

ТЗВ у вимірюванні високих температур не мають конкурентів серед технічних засобів, які реалізують оптичні методи контролю.

1. *ThermaViz Sensor Systems* [Electronic resource] / *Stratronics* – Access mode: <http://stratronics.com/systems/sensors>, free. – Title from the screen. – English language.

2. *M9200 Fixed-Installation Thermal Imaging* [Electronic resource] / *Mikron Infrared* – Access mode: http://www.jetec.com.tw/infrared/pdf/mk/Infrared%20Temperature%20Sensors/05Laboratory%20Instruments/M9200_E_data.pdf, free. – Title from the screen. – English language.

3. *Compact thermal imaging cameras* [Electronic resource] / *MICRO-EPSILON* – Access mode: <http://www.micro-epsilon.co.uk/download/products/cat--thermoIMAGER-TIM--en.pdf>, free. – Title from the screen. – English language.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ ЛУЖНОГО ОЧИЩЕННЯ ДИЗЕЛЬНОГО ПАЛИВА

Потіп А. С., Жученко О. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, potip.a@mail.ru

У процесі лужного очищення дизельного палива необхідно покращити якість виготовленої продукції та зменшити її собівартість. У ході проектування та впровадження систем автоматизації розглядають низку варіантів, що відрізняються обсягом і рівнем автоматизації, структурою систем, ступенем складності алгоритмів керування і технічними засобами, що використовуються [1]. Вибір найкращого варіанта з урахуванням вартості його реалізації є складною та відповідальною задачею і належить до сфери оптимального проектування систем. При цьому необхідно враховувати, що складність системи, збільшення об'єму керувальної інформації, її деталізація не мають перевищувати економічно обґрунтованого рівня. Не слід також ускладнювати алгоритм керування, позаяк прості алгоритми забезпечують надійнішу роботу систем і дають більший економічний ефект.

Метою роботи є оцінка наявних систем автоматичного керування лужним очищенням дизельного палива – як його окремими апаратами, так і технологічним процесом загалом. Система автоматизації процесу лужного очищення дизельного палива передбачає контроль температури дизельного палива у змійовику та температури повітря на вході у сушарку, сигналізацію рівнів луґу, лужних відходів та суміші в апаратах, контроль і регулювання витрат дизельного палива у відстійнику, повітря, природного газу, що надходить у змійовик теплообмінника, та луґу в апараті для вилуговування, а також контроль і сигналізацію концентрації очищеного дизельного палива на виході, яка є найбільш важливим технологічним параметром.

Кожен раз, коли відбувається заправлення паливом, у горловину бака може потрапити пил, який здатний завдати значної шкоди двигуну. Пил через форсунки може проникнути в циліндри двигуна, засмічувати канали розпилювача форсунки. Це може призвести до того, що потужність двигуна впаде через брак палива в камері згоряння двигуна [2]. Технологічний режим очищення дизельного палива налаштовують так, щоб продуктивність печі відповідала продуктивності лужних відстійників та сушарці. Це задача керування технологічним процесом у цілому, що дозволяє покращити якість продукту на виході.

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

2. Мікульонок І. О. Виготовлення, монтаж та експлуатація обладнання хімічних виробництв [Текст] : підруч. для студ. вищ. навч. закл. / І. О. Мікульонок. – К.: НТУУ «КПІ», 2012. – 419 с. – Библиогр.: с. 413–415. – ISBN 978-966-622-374-9.

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ДВОКАМЕРНОЇ ПЕЧІ У ПРОЦЕСІ УПОВІЛЬНЕНОГО КОКСУВАННЯ

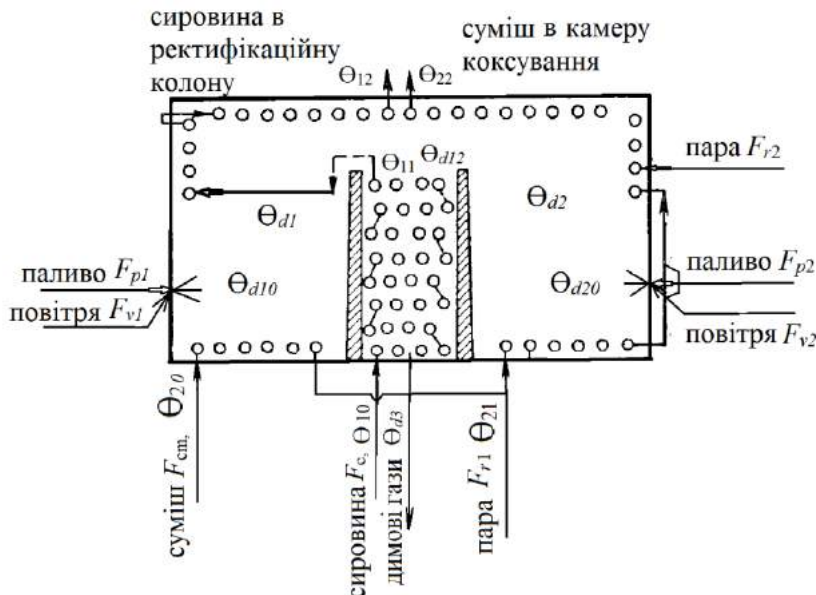
Вяхірев І. І., Козаневич З. Я.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ivan0029@ukr.net

Диференціальні рівняння математичної моделі печі складаються на основі теплових балансів для основних акумулювальних ємностей.

Для двокамерної печі (ДКП) основними акумулювальними ємностями, які істотно впливають на динамічні характеристики ДКП в цілому, є теплові ємності: маси сировини в камері конвекції та в стельовій частині радіаційної зони 1-ї камери печі, маси димових газів в камері конвекції, радіаційних зонах 1-ї та 2-ї камер печі, маси суміші в череневій частині радіаційної зони 1-ї камери та в череневій і стельовій частинах радіаційної зони 2-ї камери [1]. Вказані теплові ємності будемо вважати об'єктами з лінійно-розподіленими параметрами.

Розрахункову схему ДКП наведено на рисунку.



Розрахункова схема двокамерної печі: θ_{10} , θ_{11} , θ_{12} , θ_{20} , θ_{21} , θ_{22} , θ_{d10} , θ_{d1} , θ_{d20} , θ_{d2} , θ_{d12} , θ_{d3} – температури сировини, суміші та димових газів відповідно; F_c , F_{cm} , F_{p1} , F_{p2} , F_{v1} , F_{v2} , F_{r1} , F_{r2} – витрати сировини, суміші, палива, повітря та пари в першу і другу камери відповідно

При складанні рівнянь теплових балансів кількість тепла, переданого конвекцією, пропорційна різниці середніх чинних температур димових газів і сировини чи суміші, а кількість тепла, переданого радіацією, приймаємо за рівнянням Стефана-Больцмана [2]:

1) тепловий баланс для сировини в камері конвекції:

$$F_s C_s (\theta_{10} - \theta_{11}) + K_k S_k \left[\frac{\theta_{d12} + \theta_{d3}}{2} - \frac{\theta_{10} + \theta_{11}}{2} \right] = V_{sk} C_s \rho_s \frac{d}{dt} \left[\frac{\theta_{10} + \theta_{11}}{2} \right]; \quad (1)$$

2) тепловий баланс для димових газів в камері конвекції:

$$(F_{d1} + F_{d2}) C_d (\theta_{d12} - \theta_{d3}) - K_k S_k \left[\frac{\theta_{d12} + \theta_{d3}}{2} - \frac{\theta_{10} + \theta_{11}}{2} \right] = V_{dk} C_d \rho_d \frac{d}{dt} \left[\frac{\theta_{d12} + \theta_{d3}}{2} \right]; \quad (2)$$

3) тепловий баланс для сировини в стельовій частині радіаційної зони 1-ї камери печі:

$$F_s C_s (\theta_{11} - \theta_{12}) + K_{r1} S_{r1} [\theta_{d1}^4 - (\frac{\theta_{11} + \theta_{12}}{2})^4] = V_{s1} C_s \rho_s \frac{d}{dt} [\frac{\theta_{11} + \theta_{12}}{2}]; \quad (3)$$

4) тепловий баланс для димових газів в радіаційній зоні 1-ї камери печі:

$$F_{d1} C_d (\theta_{d0} - \theta_{d1}) - K_{r1} S_{ch1} [\theta_{d1}^4 - (\frac{\theta_{20} + \theta_{21}}{2})^4] - K_{r1} S_{r1} [\theta_{d1}^4 - (\frac{\theta_{11} + \theta_{12}}{2})^4] = V_{dr1} C_d \rho_d \frac{d}{dt} [\frac{\theta_{d1} + \theta_{d10}}{2}]; \quad (4)$$

5) тепловий баланс для суміші в череневій частині радіаційної зони 1-ї камери:

$$F_{sm} C_{sm} (\theta_{20} - \theta_{21}) + K_{r1} S_{ch1} [\theta_{d1}^4 - (\frac{\theta_{20} + \theta_{21}}{2})^4] = V_{sm1} C_{sm} \rho_{sm} \frac{d}{dt} [\frac{\theta_{20} + \theta_{21}}{2}]; \quad (5)$$

6) тепловий баланс для суміші в череневій та стельовій частинах радіаційної зони 2-ї камери:

$$F_{sm} C_{sm} \theta_{21} - (F_{sm} + F_{r1} + F_{r2}) C_{sm} \theta_{22} + K_{r2} (S_{ch2} + S_{r2}) [\theta_{d1}^4 - (\frac{\theta_{21} + \theta_{22}}{2})^4] = V_{sm2} C_{sm} \rho_{sm} \frac{d}{dt} [\frac{\theta_{21} + \theta_{22}}{2}]; \quad (6)$$

7) Тепловий баланс для димових газів 2-ї камери печі:

$$F_{d2} C_d (\theta_{d0} - \theta_{d2}) - K_{r2} (S_{ch2} + S_{r2}) [\theta_{d1}^4 - (\frac{\theta_{21} + \theta_{22}}{2})^4] = V_{d2} C_d \rho_d \frac{d}{dt} [\frac{\theta_{d2} + \theta_{d0}}{2}]; \quad (7)$$

Система рівнянь (1) – (7) складає математичну модель ДКП за прийнятих допущень. Для отримання передавальних функцій слід попередньо лінеаризувати цю систему рівнянь і знайти її розв'язок відносно регульованих величин θ_{12} і θ_{22} як функції керувань F_{p1} та F_{p2} та збурень F_c і F_{cm} .

Оскільки ДКП є об'єктом з перехресними зв'язками (вплив F_{p1} не тільки на θ_{12} , а і на θ_{22} за рахунок нагрівання суміші в череневій частині 1-ї камери, а також вплив F_{p2} не тільки на θ_{22} , а і на θ_{12} у зв'язку з попереднім нагрівом сировини в конвективній частині ДКП), то при побудові системи керування ДКП необхідно передбачити динамічні компенсатори, які дадуть можливість автономного регулювання θ_{12} і θ_{22} .

Під час синтезу системи регулювання параметрів ДКП слід врахувати і вплив F_{r1} та F_{r2} на температури θ_{12} і θ_{22} [1], бо цими витратами підтримуються задані значення часу перебування суміші в череневій та стельовій частинах 2-ї камери.

Використання таких багатоконтурних систем регулювання можливе лише у разі їх реалізації в програмному забезпеченні відповідної АСКТП.

1. **Вяхірев І. І.** Двокамерна піч у процесі уповільненого коксування як технологічний об'єкт керування [Текст] / І. І. Вяхірев, З. Я. Козаневич // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології : Тези доповідей Десятої науково-практичної конференції студентів; Київ, 8-9 грудня 2016 р. – К.: КПІ ім. І. Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2016. – 92 с.: іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – С. 59–60.

2. Основи тепломасообміну [Текст]: підручник / С. М. Василенко, В. В. Ольшевський, В. Р. Кулінченко, В. Г. Мирончук. – К.: НУХТ, 2004. – 250 с. – Бібліогр.: с. 237. – 150 пр.

ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ МЕМБРАННОЮ ДИСТИЛЯЦІЄЮ У ПРОЦЕСІ ОПРІСНЕННЯ ВОДИ

Ладієва Л. Р., Довбня С. Ю.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, serg.dovbnya@gmail.com

Метою роботи є дослідження потенціалу мембранної дистиляції для опріснення, зокрема, був розглянутий оптимальний нечіткий регулятор для математичної моделі, що дозволило дослідити мембранну дистиляцію [1] для цілей керування.

Математична модель процесу представлена [2] у просторі стану.

Розглянемо лінійну систему у часі:

$$\begin{aligned}x'(t) &= Ax(t) + Bu(t), x(0) = x_0, \\y(t) &= Cx(t),\end{aligned}\tag{1}$$

де $x(t) = [\Theta_{p_k}, \Theta_{п_k}, \Theta_{x_{лк}}]^T \in R^n$ характеризує стан, $u(t) \in R^m$ – керувальний вхід; $y(t) \in R^{n'}$ – вихідний вектор; A, B і C $n \times n, n \times m, n' \times n$ матриці відповідно. Критерій оптимальності системи представлено квадратичним функціоналом:

$$J = x^T(T_f)Mx(T_f) + \int_0^{T_f} [x^T(t)Qx(t) + u^T(t)Ru(t)]dt.\tag{2}$$

Використовуючи введені позначення, нечіткий регулятор представимо у вигляді:

$$u = \theta b(x).\tag{3}$$

Підставляючи (1) і (2) в (3), отримаємо систему із замкненим контуром:

$$x(t) = Ax(t) + B\theta(t)b(x(t)).$$

Базова нечітка функція визначається з виразу:

$$b_l(x) = \frac{\prod_{i=1}^n \mu_{A_i^{l_i}(x_i)}}{\sum_{l_1=1}^{2N_{l_1}+1} \dots \sum_{l_n=1}^{2N_{l_n}+1} (\prod_{i=1}^n \mu_{A_i^{l_i}(x_i)})},$$

де $l_i = 1, 2, \dots, 2N_i + 1; l = 1, 2, \dots, 2N$ і $N = \prod_{i=1}^n (2N_i + 1)$.

Розглянутий оптимальний нечіткий регулятор реалізує керування зі зворотнім зв'язком станом системами з коефіцієнтами змінними в часі.

Оптимальний нечіткий регулятор використовується в даній математичній моделі для мінімізації холодної води.

1. **Close E.** Modeling of direct contact membrane distillation for desalination / E. Close, E. Sorensen // 20th European Symposium of Computer Aided Process Engineering, 6–9 June 2010 : abstracts and presentations. – Naples : Elsevier, 2010. – P. 534–539. – ISBN 9780444535702.

2. **Ладієва Л. Р.** Оптимальне керування системами / Л. Р. Ладієва. – К.: НМЦВО, 2000. – 187 с. – Бібліогр.: 184. – ISBN 966-622-026-1.

ЗАСТОСУВАННЯ ТИПОВИХ ПРОЕКТІВ У НАВЧАЛЬНОМУ ПРОЦЕСІ

Жураковська О. С., Жураковський Я. Ю., Кваско М. З.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, y.zhurakovsky@kpi.ua

За умов недостатньої кількості місць для ознайомлення із реальними виробництвами та системами автоматизації є можливість використовувати як наочні посібники типові проекти для різних галузей виробництв.

Відкриті електронні бібліотеки, наприклад [1], [2], містять типові проекти з автоматизації систем тепло-, газо- та водопостачання, котельних установок, насосних станцій, установок водопідготовки, каналізації, вентиляції та опалення.

Такі типові проекти [3] складаються з декількох альбомів, які містять пояснювальну записку, опис технології виробництва та технологічних комунікацій, архітектурні рішення, електричну частину, автоматизацію технології виробництва та автоматизацію вентиляції і кондиціонування, завдання заводу-виробнику на нестандартні вироби, специфікації обладнання, відомості потреб у матеріалах, кошториси. Альбом автоматизації технології виробництва містить схему автоматизації, схему електричну принципову, схему з'єднань, схему підключення, креслення щита.

Ці дані можна використовувати за зразки виконання проектної документації та приклади технічних рішень з автоматизації у виконанні як навчальних курсових та дипломних проектів, так і реальних проектів автоматизації.

У разі використання частин типових проектів в проектах автоматизації для інших типів виробництв необхідно враховувати відповідні норми та правила, що діють для конкретних галузей виробництв [4]. Такі норми та правила є доступними на відкритих ресурсах, наприклад [1], [2].

1. Library Genesis [Електронний ресурс] / – Режим доступу: <http://gen.lib.rus.ec>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова англ.

2. Бесплатная библиотека документов [Електронний ресурс] / – Режим доступу: <http://www.norm-load.ru>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова рос.

3. Типовой проект 409-28-40. Камеры периодического действия для тепловой обработки изделий из тяжелого и легкого бетонов [Текст]. Чинний від 06.08.1981. – М.: Госстрой СССР, 1981. – 120 с.

4. ВНТП 81-85. Нормы технологического проектирования предприятий по переработке нефти и производству продуктов органического синтеза [Текст]. Чинний від 31.07.1985. – М.: Миннефтехимпром СССР, 1985. – 54 с.

АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ПОДВІЙНОГО СУПЕРФОСФАТУ В РОЗПИЛЮВАЛЬНІЙ СУШАРЦІ

Рихлик Д. Ю., Ковалевський В. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, rykhlykdima@gmail.com

У процесі виробництва подвійного суперфосфату поточним методом фосфоритну руду оброблюють фосфорною кислотою і отриману пульпу піддають сушінню. Основним апаратом процесу є розпилювальна сушарка (див. рисунок). Пульпа за вологості 40...45 % розпилюється диском, що обертається зі швидкістю 90 об/с. Топкові гази за температури 500...550 °С надходять безпосередньо до основи факела розпилювання пульпи. Система циклонів та абсорберів слугує для знепилення та знефторювання газів, які виходять із сушарки. Продуктивність розпилювальної сушарки за пульпою становить 10...12 т/год [1].

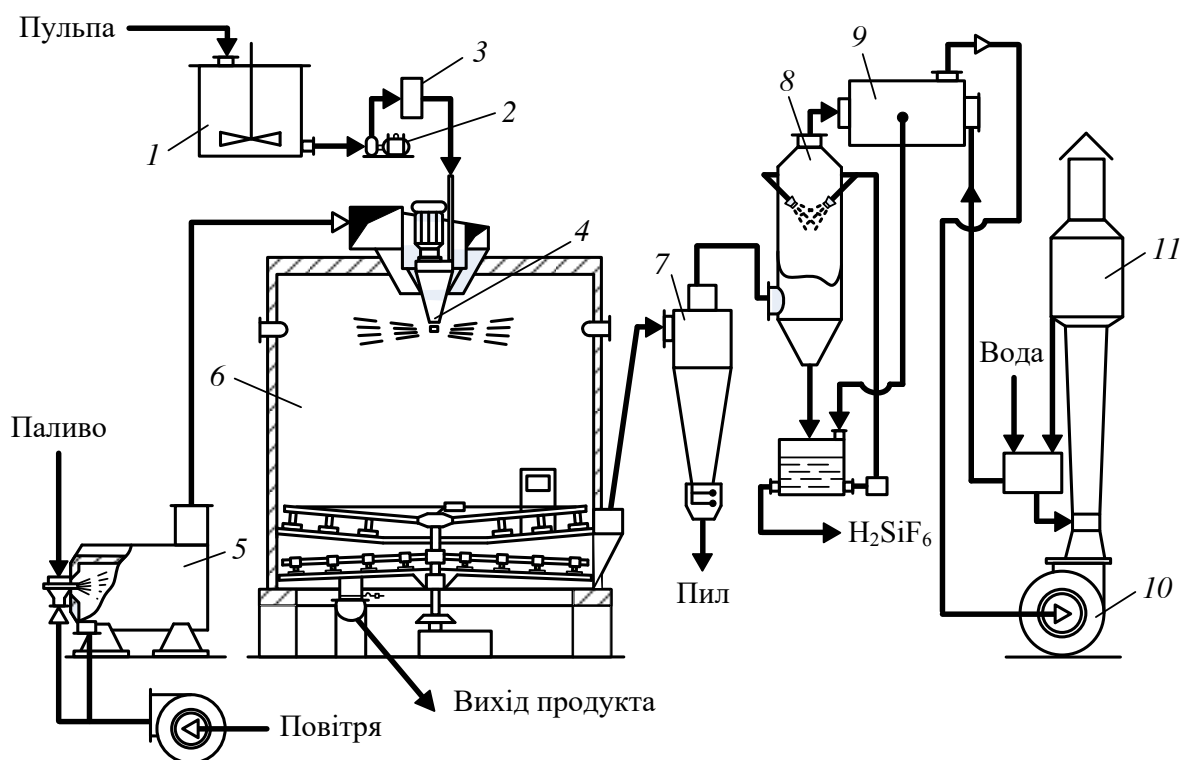


Схема сушіння подвійного суперфосфату в розпилювальній сушарці:

- 1 – збірник пульпи; 2 – насос-дозатор; 3 – фільтр; 4 – диск, що обертається; 5 – топка;
6 – камера сушарки; 7 – циклон; 8 – скруббер; 9 – механічна абсорбційна камера;
10 – димосос; 11 – труба Вентурі

Для встановлення оптимальних умов сушіння подвійного суперфосфату потрібно звертати увагу на фізичні властивості вихідного продукту, ступінь розкладання фосфату та вміст у ньому P_2O_5 . За нагрівання подвійного суперфосфату вище 130 °С він розм'якшується, а за температури 150 °С і вище – плавиться в кристалізаційній воді та спучується. Внаслідок охолодження підвищується вільна кислотність і продукт стає крихким. Для того, щоб отримати подвійний

суперфосфат з хорошими фізико-хімічними властивостями, його сушіння слід вести так, щоб продукт нагрівався не вище 110 °С, а вміст вологи у висушеному продукті не перевищував 3,0...4,0 %. У результаті досягається найбільший ступінь розкладання фосфориту в подвійному суперфосфаті.

У разі застосування фосфорної кислоти зі вмістом менше 29 % P_2O_5 утворюється пульпа вологістю більше 41 %, що знижує продуктивність сушарки. Використання фосфорної кислоти, що містить понад 34 % P_2O_5 , призводить до ускладнень переробки отриманої пульпи на подальших стадіях. Температуру пульпи в реакторах слід підтримувати відповідно до концентрації використаної фосфорної кислоти. Це зумовлено, що в'язкість пульпи залежить від температури та концентрації вихідної кислоти [2].

Виходячи із результатів аналізу процесу сушіння подвійного суперфосфату в розпилювальній сушарці, слід розробити схему автоматизації, яка забезпечить високу якість вихідного продукту за рахунок:

- регулювання температури топкових газів на вході в сушарку;
- підтримання потрібного навантаження сушарки по пульпі;
- контролю температури та вологості висушеного продукту;
- забезпечення необхідної тривалості процесу сушіння в камері сушарки;
- регулювання витрати повітря за оптимальним співвідношенням до витрати палива за допомогою мікропроцесорного регулятора співвідношення двох параметрів;
- керування швидкістю обертання електродвигуна, що обертає диск 4, яка забезпечить якісне розпилення пульпи в камері сушарки;
- регулювання витрати пульпи на вході у збірник;
- індикації контрольованого параметра і сигналізації мінімально та максимально допустимих значень температури газів на виході з розпилювальної сушарки за допомогою мікропроцесорного індикатора;
- індикації контрольованого параметра та сигналізації мінімально та максимально допустимих значень розрідження газів на виході з циклону мікропроцесорного індикатора;
- ефективного керування електродвигунами;
- забезпечення високого (понад 93 %) ступеня розкладання фосфату в подвійному суперфосфаті.

Наведений аналіз процесу сушіння подвійного суперфосфату в розпилювальній сушарці був використаний у створенні схеми автоматизації процесів у топці та сушарці.

1. **Соколовский А. А.** Краткий справочник по минеральным удобрениям [Текст] / А. А. Соколовский, Т. П. Унанянц. – М., Химия, 1977. – 376 с.: ил. – Библиогр.: с. 183–185. – 35500 экз.

2. **Позин М. Е.** Технология минеральных солей (удобрений, пестицидов, промышленных солей, окислов и кислот) [Текст] / М. Е. Позин. – Ч. II, изд. 4-е, испр.– Л.: Химия, 1974. – 768 с. – Библиогр.: с. 997–1003. – 5500 экз.

СХЕМА КЕРУВАННЯ КОНТАКТНИМ АПАРАТОМ У ВИРОБНИЦТВІ СІРЧАНОЇ КИСЛОТИ КОНТАКТНО-БАШТОВИМ МЕТОДОМ

Лобанов А. Ю., Оніщенко В. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, aperteda@gmail.com

Для отримання концентрованої сірчаної кислоти випалювальний газ повністю направляється в контактний апарат 1 через каталізатор з каталітичним покриттям (див. рисунок). Як каталізатор виступає механічно міцний залізний каталізатор, виготовлений на основі колчеданних огарків. Завдяки цьому з використанням каталізатора можна легко досягти 30...40 % контактування [1].

Сірка з плавильні заглибним насосом через фільтр подається до збірника, звідки насосом нагнітається на форсунки печі. Випалювальний газ, що містить 14 % SO_2 за температури 950 °С, надходить у котел-утилізатор, де охолоджується до 450 °С. Увесь випалювальний газ надходить у контактний апарат 1, але попередньо його розбавляють підігрітим повітрям, що надходить з теплообмінника 2. Це забезпечує зниження вмісту сірчаного ангідриду від 14 % до 8 %. Далі продукція йде на пароперегрівач.

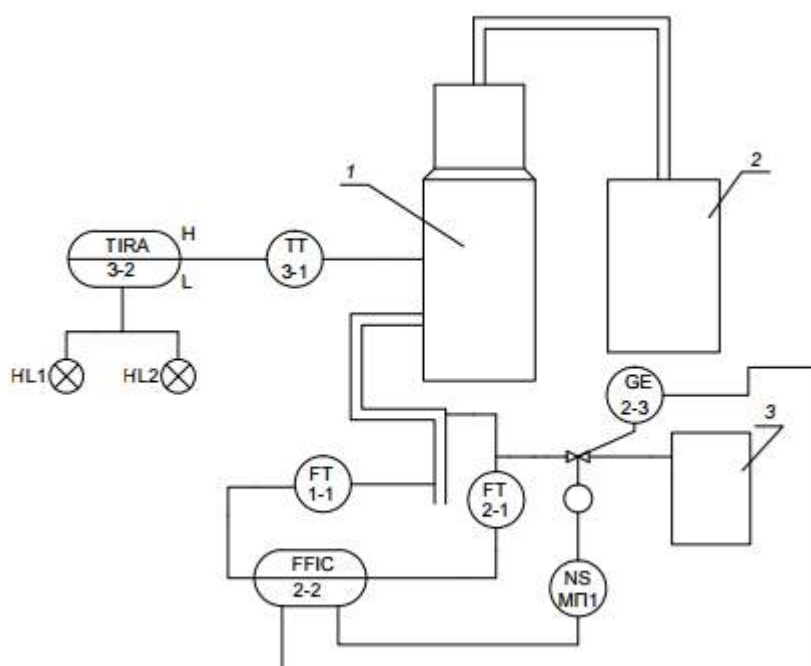


Схема автоматизації контактного апарата:

1 – контактний апарат; 2 – пароперегрівач; 3 – теплообмінник

Для контролю розбавлення сірки використовують датчик витрати (поз. 1-1), встановлений на вході в контактний апарат, але до контакту з підігрітим повітрям. За подачу підігрітого повітря відповідає датчик витрати (2-1), встановле-

ний в місці контакту сірки та підігрітого повітря. Розбавлений підігрітим повітрям випалювальний газ надходить в контактний апарат, де підтримується температура 450 °С. Контроль температури під час контактування забезпечує розміщений у контактному апараті датчик температури (3-1), оснащений пристроєм сигналізації про відхилення температури від робочого режиму [2]. Вимірювач витрати (1-1) вимірює витрату підігрітого газу. Регулювання змішування випалювального газу та сірки здійснює регулятор співвідношення (2-2), який також передає та реєструє дані через інтерфейс RS-485. Індикатор температури (3-2) забезпечує також сигналізацію граничних (верхнього і нижнього) значень температури в контактному апараті.

У виробництві сірчаної кислоти контактно-баштовим методом ключовим є саме процес контактування в контактному апараті. Тому ефективно автоматичне регулювання параметрів об'єкта є важливим завданням у автоматизації процесу.

Наведений вище спосіб автоматизації забезпечує ефективне керування технологічним об'єктом завдяки контролю та регулюванню витрат випалювального газу та підігрітого повітря, яке забезпечує досягнення максимально продуктивного спалювання сірки.

1. **Гладушко В. І.** Виробництво сірчаної кислоти [Текст] : навч. посіб. для студ. вищ. навч. заклад., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ют.-інтегр. технології» / В. І. Гладушко. – Київ: Техніка, 1966. – 231 с.: табл., іл. – Бібліогр.: с. 228.

2. **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.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ДИНАМІКИ КУБОВОГО ОБ'ЄМУ КОЛОНИ РЕГЕНЕРАЦІЇ ФУРФУРОЛУ

Маринець І. В., Ковалевський В. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, marinets_info@mail.ru

У процесі регенерації фурфуролу найбільш важливим апаратом є колона ректифікації, саме вона відіграє основну роль у розділенні суміші на азеотропну суміш фурфуролу та воду. Азеотропна суміш фурфуролу складається з 35 % чистого фурфуролу та 65 % води, у процесі ректифікації азеотропна суміш виступає низькокиплячою складовою, а вода – висококиплячою. Для визначення динаміки процесу у колоні необхідна математична модель теплового режиму кубового залишку, тому складемо аналітичну схему теплового балансу (див. рисунок).

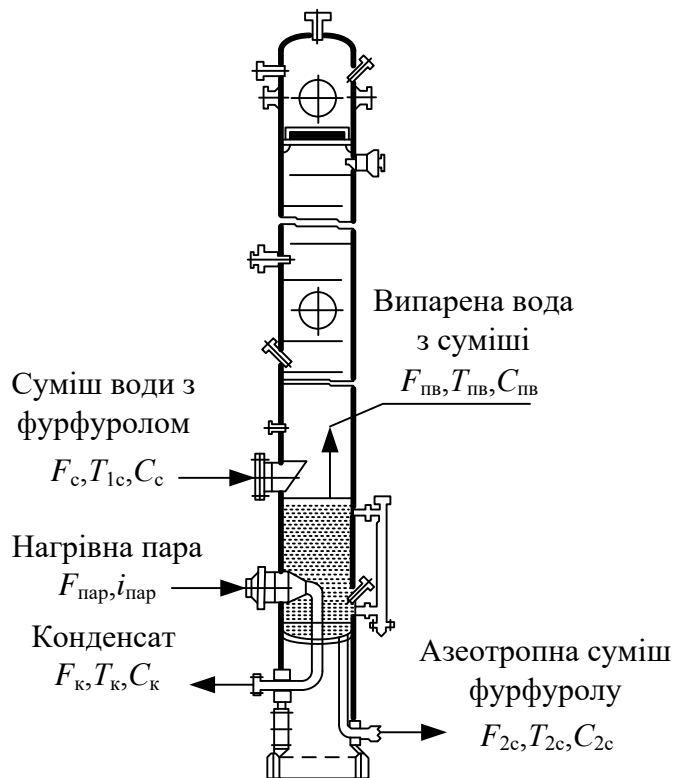


Схема теплового балансу нижньої частини колони ректифікації

Тепловий баланс кубового об'єму колони ректифікації можна визначити залежністю

$$Q_c + Q_{\text{пар}} - Q_{c2} - Q_{\text{пв}} - Q_{\text{нс}} = 0, \quad (1)$$

де $Q_c = F_c T_{1c} C_c$ – кількість тепла з сумішшю на вході в колону; F_c – маса суміші на вході в колону; T_{1c} – температура суміші на вході в колону; C_c – теплоємність суміші; $Q_{\text{пар}}$ – кількість тепла, що перейшла від пари до кубового залишку; $Q_{c2} = F_{2c} T_{2c} C_{2c}$ – кількість тепла суміші на виході з колони; F_{2c} – маса азеотропної суміші фурфуролу на виході з колони; T_{2c} – температура азеотропної су-

міші на виході з колони; C_{2c} – теплоємність азеотропної суміші фурфуролу на виході з колони; $Q_{пв} = F_{пв}T_{пв}C_{пв}$ – кількість тепла що підіймається разом з випареною водою; $F_{пв}$ – маса випареної волди; $T_{пв}$ – температура випареної води; $C_{пв}$ – теплоємність випареної води; $Q_{нс}$ – втрати тепла у довкілля.

Тепловий баланс у трубному просторі кубового залишку визначається залежністю

$$Q_{п1} - Q_{пар} - Q_{к} = 0, \quad (2)$$

де $Q_{п1} = F_{пар}i_{пар}$ – кількість тепла, що надходить із паром на вході в колону; $F_{пар}$ – маса нагрівної пари; $i_{пар}$ – ентальпія нагрівної пари; $Q_{к} = F_{1к}T_{1к}C_{к}$ – кількість тепла, що виходить із конденсатом з колони; $F_{1к}$, $T_{1к}$, $C_{к}$ – маса, температура та теплоємність конденсату відповідно.

Після введення у залежності (1) та (2) диференційованої складової отримано таке рівняння динаміки процесу у апараті:

$$F_c T_{1c} C_c + Q_{пар} - F_c T_{2c} C_c - F_{пв} T_{пв} C_{пв} - Q_{нс} = C_c \rho_c V_c dT_{2c}/dT, \quad (3)$$

$$F_{пар} i_{пар} - Q_{пар} - F_{1к} T_{1к} C_{к} = C_{к} \rho_{к} V_{к} dT_{к}/dT. \quad (4)$$

Після об'єднання рівняння (3) з рівнянням (4) отримано рівняння динаміки процесу у вигляді залежності

$$F_c T_{1c} C_c + F_{пар} i_{пар} - F_{1к} T_{1к} C_{к} - C_{к} \rho_{к} V_{к} dT_{к}/dT - F_c T_{2c} C_c - F_{пв} T_{пв} C_{пв} - Q_{нс} = C_c \rho_c V_c dT_{2c}/dT. \quad (5)$$

Виконавши у залежності (5) перехід до приростів значень параметрів процесу було отримано таку залежність:

$$T_{1c} C_c \Delta F_c + F_c C_c \Delta T_{1c} + i_{пар} F_{пар} - T_{1к} C_{к} \Delta F_{1к} - F_{1к} C_{к} \Delta T_{1к} - C_{к} \rho_{к} V_{к} d\Delta T_{к}/dT - T_{2c} C_c \Delta F_c - F_c C_c \Delta T_{2c} - F_{пв} C_{пв} \Delta T_{пв} - T_{пв} C_{пв} \Delta F_{пв} = C_c \rho_c V_c d\Delta T_{2c}/dT.$$

Тоді передавальна функція кубового об'єму колони ректифікації для каналу регулювання температури суміші зміною подачі пари може бути записана у вигляді:

$$W_1(p) = \Delta T_{2c} / \Delta F_{пар},$$

$$W_1(p) = 0,926 / (0,000819p + 1),$$

а передавальні функції для каналів збурення – як

$$W_2(p) = \Delta T_{2c} / \Delta T_{1c},$$

$$W_2(p) = 0,602 / (0,000844p + 1),$$

$$W_3(p) = \Delta T_{2c} / \Delta F_c,$$

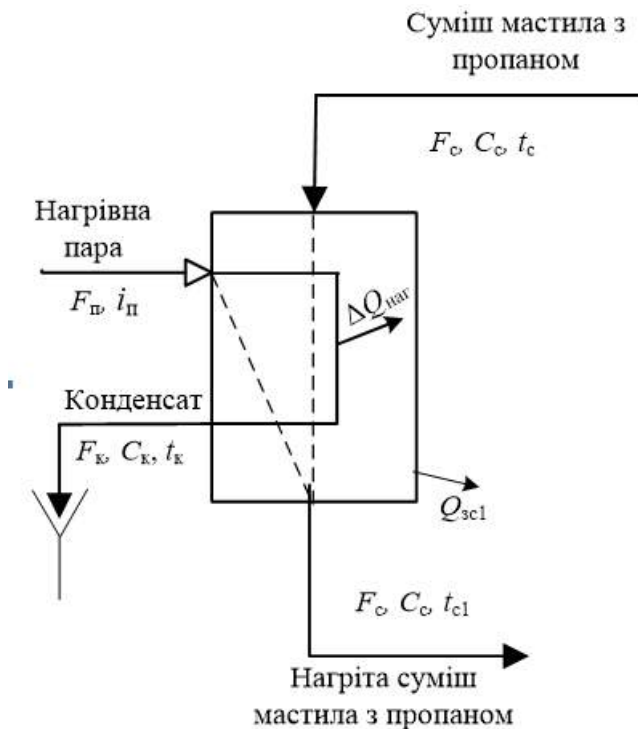
$$W_3(p) = -120 / (0,00086p + 1).$$

В результаті отримано математичну модель найважливішого апарату процесу регенерації фурфуролу у колоні ректифікації.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ НАГРІВАЧА ПАРАФІНОВОГО МАСТИЛА

Прядка П. Г., Ковалевський В. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, priadkap@gmail.com

Для нагрівача парафінового мастила складено параметрично-структурну схему, зображену на рисунку. Для створення математичної моделі використано тепловий і матеріальний баланси нагрівача парафінового мастила.



Параметрична схема технологічних потоків нагрівача мастила:

$F_{\text{п}}, i_{\text{п}}$ – витрата та ентальпія нагрівної пари; $\Delta Q_{\text{т}}$ – кількість тепла, що переходить через поверхню теплообміну від пари до суміші мастила з пропаном; $F_{\text{к}}, t_{\text{к}}, C_{\text{к}}$ – витрата, температура та теплоємність конденсату на виході з нагрівача відповідно; F_c, t_c, C_c – витрата, температура та теплоємність суміші мастила з пропаном на вході у нагрівач відповідно; t_{c1} – температура суміші мастила з пропаном на виході з нагрівача

Для побудови математичної моделі аналітичними методом використано матеріальний та тепловий баланс кожухотрубного нагрівача.

Тепловий баланс потоку парафінового мастила у міжтрубному просторі нагрівача запишемо у вигляді

$$Q_c + Q_{\text{пар}} - Q_{c2} = 0, \quad (1)$$

де $Q_c = F_c T_{1c} C_c$ – кількість тепла, внесеного з сумішшю на вході в нагрівач; $Q_{\text{пар}}$ – кількість тепла, що перейшла від пари до суміші; $Q_{c2} = F_c T_{2c} C_c$ – кількість тепла суміші на виході з нагрівача; $Q_{\text{нс}}$ – втрати тепла у довкілля.

Тепловий баланс теплоносія всередині труб нагрівача визначено як:

$$Q_{\text{пл}} - Q_{\text{пар}} - Q_{\text{к}} = 0, \quad (2)$$

де $Q_{\text{пл}} = F_{\text{пар}} i_{\text{пар}}$ – кількість тепла, внесеного паром на вході в нагрівач;
 $Q_{\text{к}} = F_{1\text{к}} T_{1\text{к}} C_{\text{к}}$ – кількість тепла, що виноситься конденсатом на виході з нагрівача.

Додавши у залежності (1) та (2) диференційовані складові, отримаємо рівняння динаміки у вигляді таких залежностей:

$$F_{\text{с}} T_{1\text{с}} C_{\text{с}} + Q_{\text{пар}} - F_{\text{с}} T_{2\text{с}} C_{\text{с}} = C_{\text{с}} \rho_{\text{с}} V_{\text{с}} dT_{2\text{с}}/dt, \quad (3)$$

$$F_{\text{пар}} i_{\text{пар}} - Q_{\text{пар}} - F_{1\text{к}} T_{1\text{к}} C_{\text{к}} = C_{\text{к}} \rho_{\text{к}} V_{\text{к}} dT_{\text{к}}/dt. \quad (4)$$

Об'єднавши рівняння (3) та (4), отримаємо рівняння динаміки нагрівача мастила як об'єкта керування:

$$F_{\text{с}} T_{1\text{с}} C_{\text{с}} + F_{\text{пар}} i_{\text{пар}} - F_{1\text{к}} T_{1\text{к}} C_{\text{к}} - C_{\text{к}} \rho_{\text{к}} V_{\text{к}} dT_{\text{к}}/dt - F_{\text{с}} T_{2\text{с}} C_{\text{с}} = C_{\text{с}} \rho_{\text{с}} V_{\text{с}} dT_{2\text{с}}/dt. \quad (5)$$

Після здійснення у залежності (5) переходу до приростів значень параметрів процесу, отримано таку залежність:

$$T_{1\text{с}} C_{\text{с}} \Delta F_{\text{с}} + F_{\text{с}} C_{\text{с}} \Delta T_{1\text{с}} + i_{\text{пар}} \Delta F_{\text{пар}} - T_{1\text{к}} C_{\text{к}} \Delta F_{1\text{к}} - F_{1\text{к}} C_{\text{к}} \Delta T_{1\text{к}} - C_{\text{к}} \rho_{\text{к}} V_{\text{к}} d\Delta T_{\text{к}}/dt - T_{2\text{с}} C_{\text{с}} \Delta F_{\text{с}} - F_{\text{с}} C_{\text{с}} \Delta T_{2\text{с}} - Q_{\text{нс}} = C_{\text{с}} \rho_{\text{с}} V_{\text{с}} dT_{2\text{с}}/dt, \quad (6)$$

З метою отримання передавальної функції нагрівача для каналу регулювання температури суміші за допомогою змінювання витрати пари можна із залежності (6) записати залежність такого вигляду:

$$i_{\text{пар}} \Delta F_{\text{пар}} - F_{\text{с}} C_{\text{с}} \Delta T_{2\text{с}} = C_{\text{с}} \rho_{\text{с}} V_{\text{с}} dT_{2\text{с}}/dt. \quad (7)$$

Після виконання перетворення з рівнянням (7) отримаємо

$$\Delta T_{2\text{с}} / \Delta F_{\text{пар}} = i_{\text{пар}} / (F_{\text{с}} C_{\text{с}} + C_{\text{с}} \rho_{\text{с}} V_{\text{с}} p), \quad (8)$$

звідки можна перейти до передавальної функції

$$W(p) = \Delta T_{2\text{с}} / \Delta F_{\text{пар}} = K_{\text{об}} / (Tp + 1), \quad (9)$$

де p – оператор Лапласа; $T = C_{\text{с}} \rho_{\text{с}} V_{\text{с}} / F_{\text{с}} C_{\text{с}}$ – стала часу каналу регулювання; $K_{\text{об}} = i_{\text{пар}} / F_{\text{с}} C_{\text{с}}$ – коефіцієнт передачі об'єкта.

Підставивши числові значення у залежність (9) можна визначити часову перехідну характеристику нагрівача мастила як об'єкта керування. Наведені залежності (8) і (9) визначають математичну модель динаміки процесу нагрівання мастила у нагрівачу. Необхідно зазначити, що при побудові математичної моделі динаміки нагрівача не були враховані параметри грійних труб нагрівача. У разі врахування значень параметрів теплопровідності матеріалу теплообмінних труб можна отримати більш точну передавальну функцію $W(p)$ другого порядку для виконання розрахунків параметрів налаштування регулятора у контурі регулювання температури на виході нагрівача суміші мастила з парафіном і пропаном.

АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ НАГРІВАННЯ РІДИН

Попович Б. О., Черьопкін Є. С.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, homerb96@gmail.com

Основні принципи керування процесом нагрівання розглянемо на прикладі поверхневого кожухотрубчатого теплообмінника, в який подають продукт нагрівання та теплоносії. Показником ефективності процесу теплообміну є температура $t''_п$ продукту на виході з теплообмінника, а метою керування – підтримання цієї температури на заданому рівні.

Залежність температури $t''_п$ від параметрів процесу може бути знайдена з рівняння теплового балансу:

$$G_п c_п (t''_п - t'_п) = G_т c_т (t'_т - t''_т),$$

де $G_п$, $G_т$ – витрати відповідно продукту і гарячого теплоносія, кг/с; $c_п$, $c_т$ – питомі теплоємності продукту і гарячого теплоносія, Дж/К; $t'_п$, $t'_т$ – температури продукту та гарячого теплоносія на вході в теплообмінник, К; $t''_т$ – температура гарячого теплоносія на виході з теплообмінника, К.

Розв'язуючи отримане рівняння відносно $t''_п$, отримаємо:

$$t''_п = (G_п c_п / G_т c_т) (t'_т - t''_т) + t'_п.$$

Витрату теплоносія $G_т$ можна легко стабілізувати або використовувати для внесення ефективних регулювальних впливів. Витрата продукту $G_п$ визначається іншими технологічними процесами, тому він не може бути стабілізований і використаний для внесення регулювальних впливів. При зміні $G_п$ в теплообмінник будуть надходити сильні збурення. Температури $t'_п$ і $t''_п$ визначаються технологічними режимами інших процесів, тому стабілізувати у перебігу процесу нагрівання неможливо*.

Аналіз об'єкта керування показав, що більшу частину збурювальних впливів неможливо усунути. Тому за регульовану величину слід брати температуру $t''_п$, а регулювальний вплив здійснювати шляхом зміни витрати $G_т$.

Для контролю за таким технологічним процесом необхідно мати інформацію витрати теплоносії, їх кінцеві та початкові температури і тиск. Інформація про поточні значень цих параметрів необхідна для нормального пуску і експлуатації процесу. Значення витрати $G_т$ необхідно для підрахунку техніко-економічних показників процесу, а витрата $G_п$ і температури $t'_п$, $t''_п$, $t'_т$, $t''_т$ – для оперативного керування процесом.

* Голубятников В. А. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности [Текст]: учебн. для техникумов / В. А. Голубятников, В. В. Шувалов. – 2-е изд., пераб. и доп. – М.: Химия, 1985. – 352 с. : ил. – Библиогр.: с. 344. – 19000 экз.

КАСКАДНА СХЕМА КЕРУВАННЯ КОНТАКТНИМ АПАРАТОМ У ВИРОБНИЦТВІ СІРЧАНОЇ КИСЛОТИ

Козак Д. В., Оніщенко В. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, Kozak_dimka777@ukr.net

Сірководневий газ з температурою кипіння 470...480 °С використовують як сировину для виробництва сірчаної кислоти H_2SO_4 . Сірководневий газ отриманий у процесі очищення паливних газів, не містить домішок, які отруюють ванадієвий каталізатор і тому не піддається спеціальному очищенню. Це значно спрощує технологічну схему виробництва сірчаної кислоти. У сучасних апаратах окиснення від SO_2 до SO_3 , яке відбувається за оборотної екзотермічної реакції, широко застосовують контактні апарати [1].

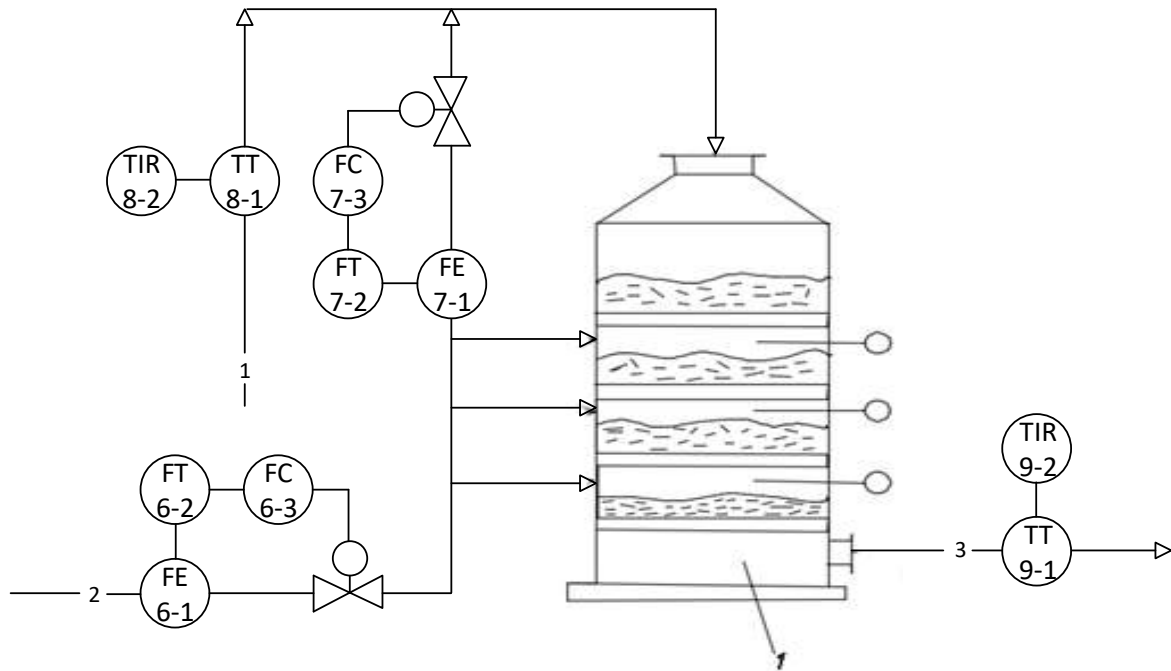
Сировиною контактного апарату є вологий випалювальний газ 470...480 °С. Пройшовши охолодження, з котла-утилізатора він потрапляє в контактний апарат. Сухий очищений газ надходить на контактне окиснення SO_2 до SO_3 , яке відбувається за оборотної екзотермічної реакції, яка проходить зі зменшенням обсягу газу. Рівновага даної реакції зсувається в бік утворення SO_3 зі зниженням температури та збільшенням тиску газового середовища. Однак, оскільки в обпалювальному газі концентрація сірчистого газу та кисню невелика, збільшення тиску у сірчаноокислотному виробництві недоцільне, тому основним регулятором рівноваги реакції окиснення сірчистого газу є температура. У контактному апараті проходить процес окиснення SO_2 до SO_3 . Зазвичай газ проходить через 3...5 ґратчастих полиць з контактною масою та розташованими між ними теплообмінниками, в результаті чого 97...98 % SO_2 перетворюється на SO_3 . Для зниження температури після першого, другого і третього шарів контактної маси в газ додається холодне повітря. З контактного апарату газова суміш за температури 425...430 °С надходить у башту-конденсатор.

Конструкції сучасних поличних контактних апаратів забезпечують ці умови. Найвища активність каталізатора та вигідні температурні умови процесу каталізу досягаються в апаратах зі зваженим (киплячим) шаром. За ретельного очищення газу контактна маса зберігає активність упродовж кількох років. Автотермічність процесу окиснення SO_2 в SO_3 дозволяє ефективно використовувати теплоту, що виділяється в ході реакції [2].

Каскадна схема регулювання випарною колоною реалізується за допомогою узгодження температури вхідної речовини *I*, охолоджувача *II* з температурою у контактному апараті, узгодження температури вихідної речовини *III* – таке регулювання дозволяє налагодити ефективне використання охолоджувача, одночасно підтримуючи задану температуру.

Вимірювання температури газу на вході в контактний апарат здійснюється термопарою з уніфікованим вихідним сигналом (поз. 8-1), який надходить на технологічний індикатор (8-2) для відображення вимірювальної інформації. Через трубопровід 2 подається холодне повітря для змішування с потоком *I*, а

також на шари каталізатора. Для цього встановлено дві одноконтурні АСР з регуляторами (7-3) та (6-3). Чутливими елементами є діафрагми (7-1, 6-1), перепад тиску на яких вимірюють дифманометри-витратоміри (7-2, 6-2). Регулювальні впливи регуляторів надходять на виконавчі механізми, встановлені на відповідних трубопроводах. Для вимірювання температури оксиду сірки в трубопроводі 3 використовується вимірювач температури (9-1), сигнал якого надходить для відображення на технологічний індикатор (9-2).



Скорочена схема автоматизації контактного апарата:

1, 2, 3 – трубопроводи вологого випалюваного газу, холодного повітря та SO₃ після контактного окиснення відповідно

Описаний спосіб автоматизації контактного апарата дозволяє забезпечити високу точність вимірювання технологічних параметрів. Ефективно та економічно керувати контактним апаратом, забезпечити високу живучість систем керування. Архітектура даної системи керування забезпечує можливість вручну або автоматично включати, відключати, перемикаєти і реконфігурувати контури регулювання, причому всі ці операції виконуються в контурах керування незалежно, що дозволяє не порушувати роботу системи та максимально швидко вносити зміни. Сформовані контури керування можуть об'єднуватися в локальну керуючу мережу шинної конфігурації. Через мережу контури можуть обмінюватися інформацією в цифровій формі.

1. **Гладушко В. И.** Производство серной кислоты: [Текст] / В. И. Гладушко. – Киев: Техніка, 1966. – 231 с.: табл., ил. – Библиогр.: с. 228. – ISBN 978-966-622-287-2.

2. **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. – Библиогр.: с. 230–231. – 200 пр. – ISBN 978-966-622-287-2.

СХЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ПОДВІЙНОГО СУПЕРФОСФАТУ В РОЗПИЛЮВАЛЬНІЙ СУШАРЦІ

Рихлик Д. Ю., Ковалевський В. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, rykhlykdima@gmail.com

У виробництві подвійного суперфосфату поточним методом процес сушіння подвійного суперфосфату, що відбувається в розпилювальній сушарці, є основною стадією. За теплоносія використовуються топкові гази, отримані за рахунок згорання мазуту в топці. Струмінь газів надходить в камеру сушарки під певним кутом до напрямку обертання диска, що розпилює пульпу, в результаті цього топкові гази рівномірно розпилюються по об'єму камери [1].

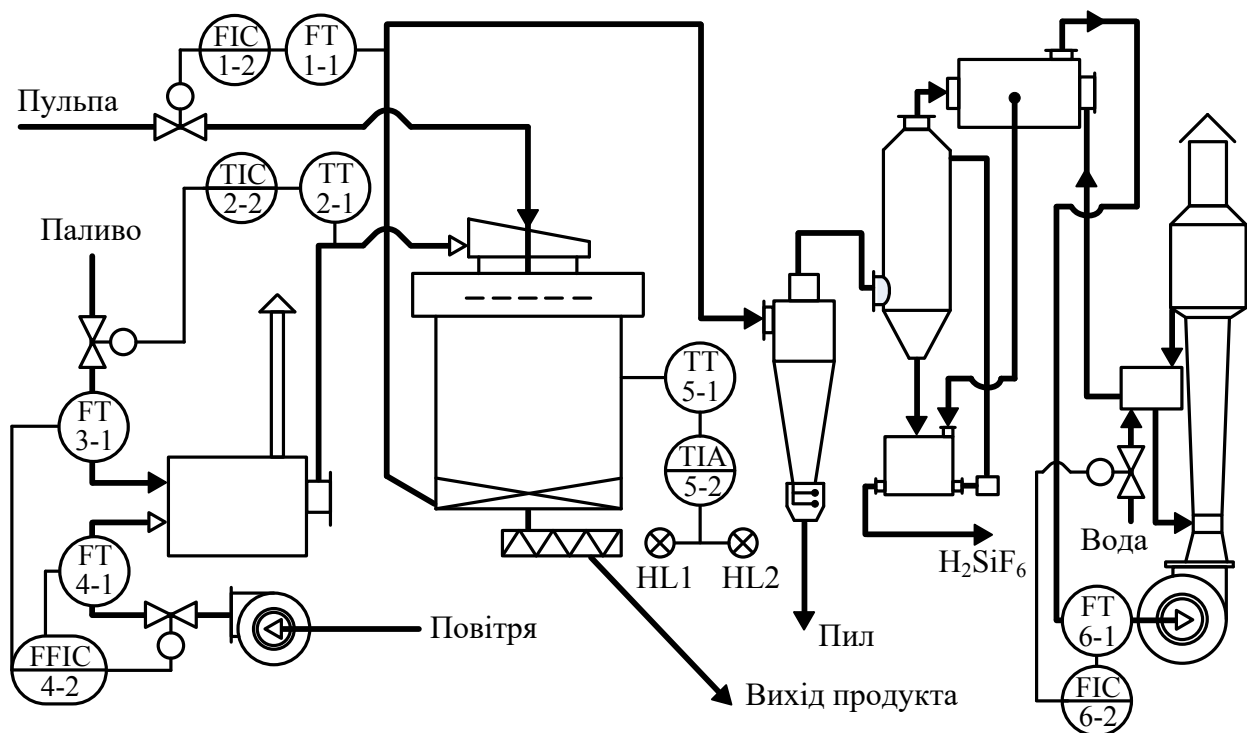


Рис. 1. Схема автоматизації процесу сушіння подвійного суперфосфату:
1-1, 3-1, 4-1, 6-1 – витратоміри; 1-2, 6-2 – регулятори витрати; 2-1, 5-1 – термоелектричні перетворювачі; 2-2 – регулятор температури; 4-2 – регулятор співвідношення витрат; 5-2 – мікропроцесорний індикатор із пристроєм сигналізацією; КМ1 – електромагнітне реле

Враховуючи фізичні властивості подвійного суперфосфату, слід встановити найбільш оптимальні умови для його сушіння. Температура в камері сушіння має підтримуватися в діапазоні 95...105 °С. Для цього на рис. 1 представлено схему автоматизації процесу сушіння, де контролювана величина вимірюється вимірювачем температури (поз. 5-1), і його сигнал надходить на вхід мікропроцесорного індикатора ІТМ-11 «МІКРОЛ» [2] (5-2). Для більш ефективного керування процесом на схемі присутня сигналізація відхилення температури від заданого режиму за допомогою сигнальних ламп *HL1* та *HL2*.

Топкові гази, що надходять до основи факелу розпилювальної сушарки, регулюються мікропроцесорним регулятором МІК-21 «МІКРОЛ» (2-2), сигнал регулювання якого надходить на виконавчий механізм клапану подавання палива на вхід топки. Мікропроцесорний регулятор співвідношення двох параметрів МІК-25 «МІКРОЛ» (4-2) використаний з метою регулювання витрати палива та повітря на вході в топку у співвідношенні, що забезпечить максимально продуктивне згорання палива.

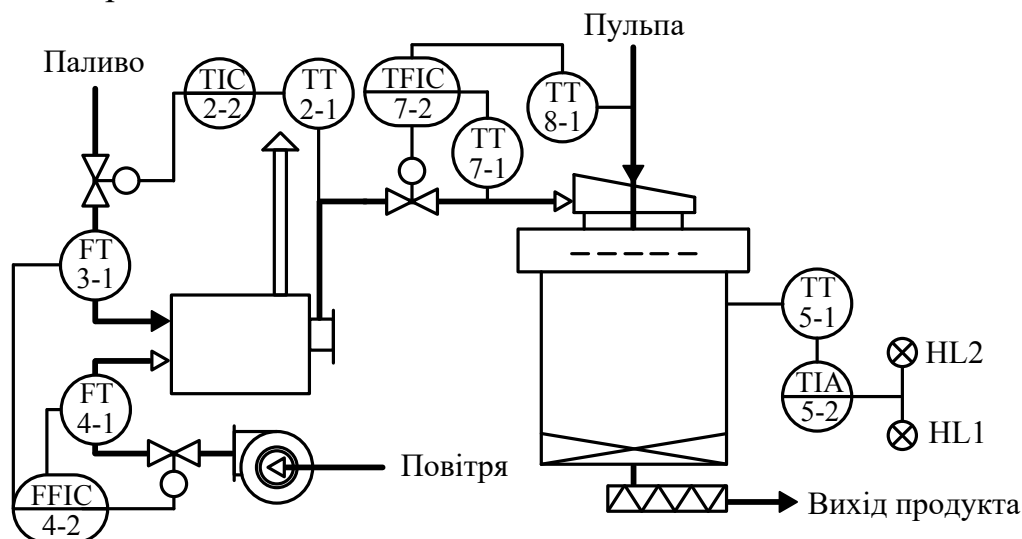


Рис. 2. Схема автоматизації процесу сушіння подвійного суперфосфату з регулюванням співвідношення температур

Враховуючи те, що пульпа перед процесом сушіння може мати різний вологовміст, її температура може змінюватися в межах 50...55 °С. Як варіант, для вирішення даної проблеми може бути використана схема автоматизації процесу сушіння яка представлена на рис. 2. Регулювання температури відбувається за допомогою мікропроцесорного регулятора співвідношення двох параметрів МІК-25 «МІКРОЛ» (7-2).

Виходячи із зазначено, остання схема автоматизації процесу сушіння подвійного суперфосфату з регулюванням співвідношення температур забезпечить більш якісне регулювання температурним режимом у камері розпилювальної сушарки, що дозволить на виході отримати продукт з кращими механічними властивостями.

1. Производство двойного суперфосфата [Текст] / В. А. Копилов, Т. И. Завертяева, А. М. Андрейченко, Л. П. Буслакова. – М.: Химия, 1976. – 192 с.. – Библиогр.: с. 111–112. – 5000 экз.

2. Продукція «МІКРОЛ» для промислової автоматизації підприємств [Текст] : каталог / Розробник і виробник «Підприємство «МІКРОЛ»». – Івано-Франківськ, 2014. – 14 с. – 1000 пр.

ІДЕНТИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСУ ТЕПЛООБМІНУ ВИПАРНИКА ХОЛОДИЛЬНИХ СИСТЕМ АГРЕГАТИВ СИНТЕЗУ АМІАКУ

Бабіченко А. К., Подустов М. О., Кравченко Я. О., Дзевочко О. М.

Національний технічний університет «ХП», axts_ekm@ukr.net

Абсорбційно-холодильні установки (АХУ) завдяки можливості утилізації низько потенціальної теплоти останнім часом знаходять широке застосування у різних галузях промисловості, зокрема у блоці вторинної конденсації агрегатів синтезу для вилучення продукційного аміаку з циркуляційного газу шляхом його охолодження. Випарники АХУ являють собою горизонтальні кожухотрубні теплообмінники зануреного типу з U -подібними трубками, робота яких відбувається в умовах постійної зміни зовнішнього теплового навантаження як з боку циркуляційного газу, так і з боку самої АХУ. Це зумовлено застосуванням в АХУ та на стадії первинної конденсації повітряного охолодження, що й викликає внаслідок сезонних та добових коливань температури атмосферного повітря зовнішні збурення на випарники. За таких обставин відбувається коливання температури охолодження циркуляційного газу в діапазоні від мінус 5 до 5 °С. Як свідчать результати досліджень, підвищення цієї температури навіть на 1 °С спричинює збільшення енерговитрат по природному газу і глибоко знесоленій воді відповідно на 307,3 тис. нм³/рік та 3 тис. т/рік [1]. Тому задача мінімізації температурного режиму охолодження циркуляційного газу набуває особливої актуальності. Розв'язання такої задачі найбільш ефективно може бути здійснено методом математичного моделювання. Однак побудова математичної моделі випарника вимагає проведення ідентифікації теплообміну для визначення такого параметру зв'язку як коефіцієнт теплопередачі K , який визначається коефіцієнтами термічного опору, забруднень і стінок, тепловіддачі з боку міжтрубного простору α_{MT} , де кипить аміак, та з боку циркуляційного газу α_{TP} через конденсацію аміаку всередині труб за рахунок охолодження.

Розрахунки коефіцієнта теплопередачі K_E (Вт/(м²·К)) за експериментальними даними промислової експлуатації випарника показали, що реальне його значення майже у 1,5 разу менше проектного (1130 Вт/м²). Така невідповідність згідно з існуючими теоретичними положеннями пов'язана із застосуванням у проектуванні загально відомого рівняння Краусольда без урахування процесу конденсації:

$$\alpha_{TP} = A W_{TP}^{0,8} d_{BH}^{-0,2},$$

де A – коефіцієнт, що залежить від теплофізичних властивостей газу; W_{TP} – вагова швидкість газу у трубному просторі на одиницю поверхні, кг/(м²·с); d_{BH} – внутрішній діаметр труб, м.

Для оцінки розбіжності між проектними та реальними показниками ефективності процесу теплообміну визначався загальний термічний опір R_T^E (м²·К/Вт) за формулою:

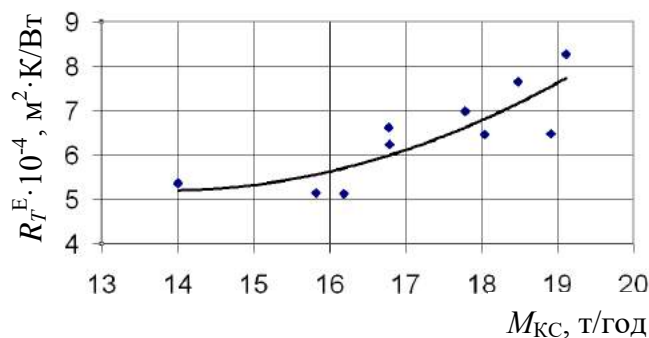
$$R_T^E = 1/K_E - [1/\alpha_{MT} + 1/\alpha_{TP}].$$

При цьому величина α_{MT} визначалась за достатньо апробованим у практичних умовах рівнянням [2]:

$$\alpha_{MT} = 2,2q_F^{0,7}p^{0,21},$$

де q_F – питомий тепловий потік, Вт/м²; p – тиск кипіння, бар.

Отримані розрахункові показники засвідчили, що між величиною R_T^E і середньою витратою аміачного конденсату M_{KC} (т/год) існує не випадкова залежність (див. рисунок).



Залежність загального термічного опору від витрати аміачного конденсату

За результатами обробки цієї залежності було отримано таке рівняння:

$$R_T^E = (0,0903M_{KC}^2 - 2,493M_{KC} + 22,404) \cdot 10^{-4}. \quad (1)$$

Коефіцієнт кореляції склав 0,84, середньоквадратичне відхилення розрахункових значень відносно експериментальних становить $1,04 \cdot 10^{-4}$ м²·К/Вт, а похибка апроксимації не перевищує 8 %.

Таким чином, отримане рівняння (1) для розрахунку R_T^E дозволить забезпечити проведення математичного моделювання в процесі розв'язання задач діагностики розподілу температур циркуляційного газу та мінімізації температурного режиму охолодження технологічного комплексу вторинної конденсації.

1. **Бабіченко А. К.** Застосування математичного моделювання для діагностики показників ефективності процесів тепло- і масообміну в абсорберах тепловикористовуючих холодильних установок агрегатів синтезу аміаку [Текст] / А. К. Бабіченко, В. І. Тошинський // Вопросы химии и химической технологии. – 2009. – № 6. – С.107 – 111.

2. **Куприянова А. В.** Определение коэффициента теплоотдачи в аммиачных испарителях [Текст] / А. В. Куприянова // Холодильная техника. – 1970. – № 11. – С. 40–43.

ДОСЛІДЖЕННЯ СПОСОБІВ КЕРУВАННЯ ВИПАРЮВАННЯМ ЕТИЛБЕНЗОЛУ НА ОСНОВІ ІМІТАЦІЙНОЇ МОДЕЛІ ВИПАРНИКА

Олійник С. В., Ярощук Л. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, stas.oliynyk@gmail.com

Наразі досить активно ведуться дослідницькі роботи у сфері вдосконалення систем керування технологічними процесами. Ця проблема дуже актуальна для всієї хімічної галузі, оскільки більшість реальних об'єктів керування мають нелінійні характеристики, що змінюються в процесі експлуатації.

Процес випарювання етилбензолу здійснюють таким чином: через трубки, занурені в рідкий етилбензол, подають перегріту пару, за допомогою якої відбувається процес випарювання етилбензолу. На межі розподілу рідкої та газоподібної фаз присутній киплячий шар рідини, який не дозволяє точно виміряти її рівень. А він, у свою чергу, впливає на тиск випареного етилбензолу у верхній частині апарату. Керування таким об'єктом з перехресними зв'язками і неточним вимірюванням однієї з основних технологічних змінних спричинює виникнення багатьох проблем.

Основною задачею дослідження є порівняння альтернативних способів керування процесами у випарнику етилбензолу на основі імітаційної моделі.

Попередній змістовний опис випарника [1] та математичний опис процесу випарювання [2] дозволили програмно реалізувати імітаційну модель випарника («*vuparnyk*») за допомогою пакету *Simulink*.

Створена імітаційна модель дозволила побудувати системи керування на основі нечіткої логіки (рис. 1), нейронної мережі (рис. 2) та класичного ПІД-регулятора.

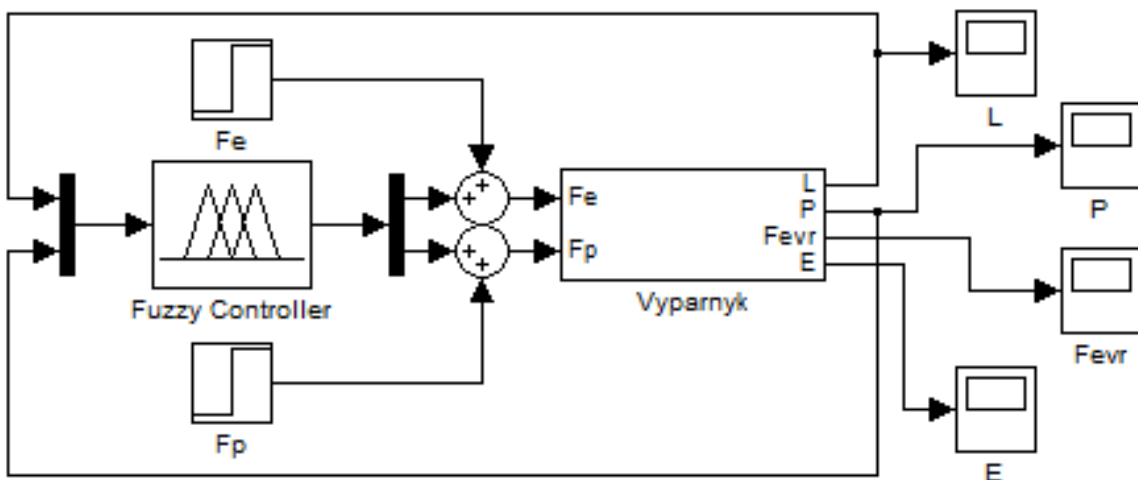


Рис. 1. Система керування випарником етилбензолу на основі нечіткого регулятора:

F_e , F_p – витрати етилбензолу й пари; P , L , F_{evr} – показники тиску, рівня, витрати випаруваного етилбензолу; E – економічний показник енергоефективності;

Vuparnyk – еталонна модель випарника етилбензолу

Були використані передавальні функції за каналами впливу витрат рідкого етилбензолу та перегрітої пари на рівень і тиск у випарнику й витрату випаре-

ного етилбензолу на виході з апарату. Ці технологічні змінні також дали змогу здійснювати попередню оцінку економічної ефективності роботи апарату.

Існуючі схеми автоматизації на основі ПД-регулятора доволі прості [2], але їх не можна визнати достатньо ефективними для складних об'єктів керування. Тому як альтернативу традиційним регуляторам запропоновано використовувати більш складні регулятори на основі нейронних мереж та нечіткої логіки.

Система керування на основі нечіткої логіки дозволяє відобразити особливості реального технологічного процесу на основі експертних знань.

Головною особливістю нейронної мережі є здатність до «навчання», що дозволяє передати нейронній мережі досвід «вчителя». На відміну від нечіткого регулятора, у який експерт вносить опис лінгвістичних змінних і правил продукції, нейронній мережі вистачає налаштування регулятора в процесі «навчання» [3].

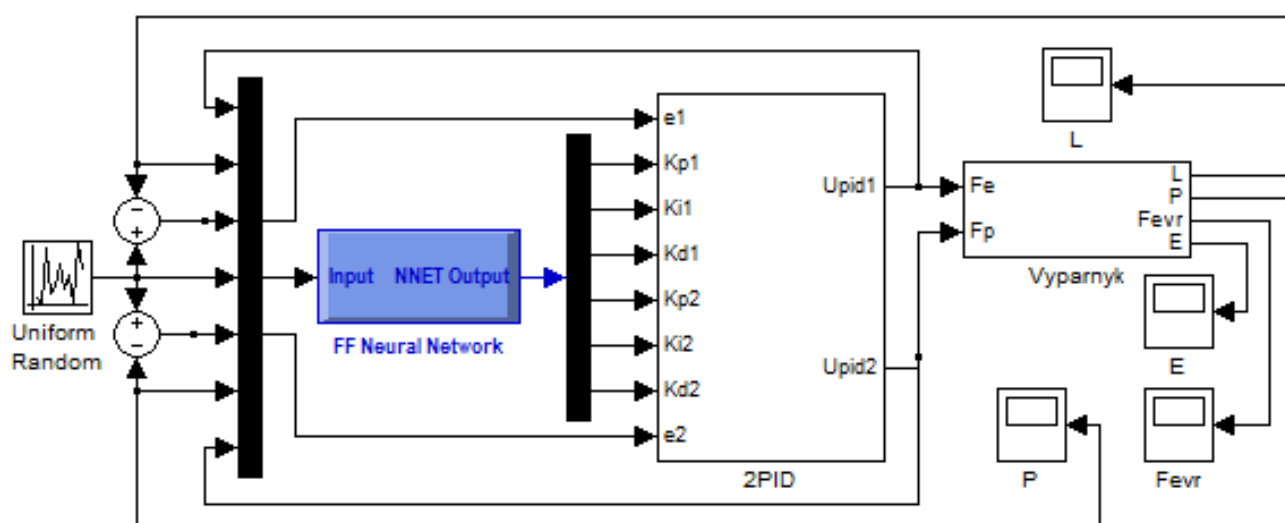


Рис. 2. Схема нейрорегулятора з самоналаштуванням

Дослідження різних способів керування на основі імітаційної моделі дозволить визначити позитивні і негативні особливості кожного з них.

1. **Олійник С. В.** Змістовний опис випарника етилбензолу як об'єкта імітаційного моделювання [Текст] / С. В. Олійник, Л. Д. Ярощук // Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: тези доповідей Десятої наук.-практ. конф. студ.; Київ, КПІ ім. Ігоря Сікорського, 8–9 груд. 2016 р. – Київ: Вид-во «Політехніка», 2016. – 92 с.: іл. – Бібліогр.: с. 45–46. – 100 пр. – ISBN 978-966-622-803-4.

2. **Олійник С. В.** Регулювання параметрів випарника етилбензолу у виробництві стиролу [Текст] / С. В. Олійник, З. Я. Козаневич // Вісник Національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут», Серія «Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження». – Київ: НТУУ «КПІ», 2016. – № 1 (15). – 146 с. – ISSN 2306-1626.

3. **Мишта П. В.** Нейронные сети. Перспективное направление регулирующих устройств в АСУТП [Текст] / П. В. Мишта, П. Г. Бызов // Известия ВолгГТУ (Выпуск № 3). – Изд-во Гос. Образоват. учрежд. высш. проф. образ. «Волгоградский государственный технический университет», 2010. – 236 с. – Библіогр.: с. 128–131. – ISSN1990-5297.

МОДЕЛЮВАННЯ ДИНАМІКИ ПРОЦЕСУ НАГРІВАННЯ АЗЕОТРОПНОЇ СУМІШІ ФУРФУРОЛУ З ВОДОЮ

Маринець І. В., Ковалевський В. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, marinets_info@mail.ru

В процесі регенерації фурфуролу важливим параметром є температура подачі азеотропної суміші фурфуролу з водою на вході у колону ректифікації, температура після нагрівача повинна бути в діапазоні 97...102 °С. Для нагрівання фурфуролу використовується кожухотрубчатий теплообмінний апарат (див. рисунок).

Для визначення оптимальних параметрів налаштування регулятора у контурі регулювання температури розчину фурфуролу потрібна математична модель об'єкта керування.

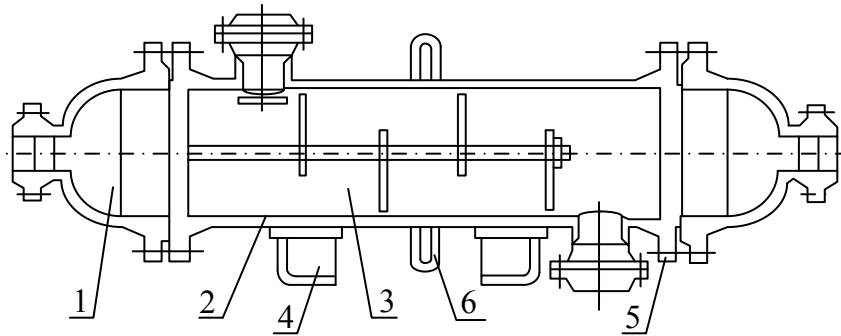


Схема кожухотрубчатого нагрівача: 1 – розподільча камера; 2 – кожух, 3 – теплообмінна труба, 4 – опора, 5 – трубчаста решітка, 6 – компенсатор

Математичну модель побудовано аналітичним методом за допомогою теплового та матеріального балансів потоків кожухотрубчатого нагрівача.

Тепловий баланс об'єму фурфуролу у міжтрубному просторі апарата можна визначити на основі залежності:

$$Q_c + Q_{\text{пар}} - Q_{c2} - Q_{\text{нс}} = 0, \quad (1)$$

де $Q_c = F_c T_{1c} C_c$ – кількість тепла з сумішшю на вході в нагрівач; F_c – маса суміші на вході в нагрівач; T_{1c} – температура суміші на вході в нагрівач; C_c – теплоємність суміші на вході в нагрівач; $Q_{\text{пар}}$ – кількість тепла, що перейшла від пари до суміші; $Q_{c2} = F_c T_{2c} C_c$ – кількість тепла суміші на виході з нагрівача; T_{2c} – температура суміші на виході з нагрівача; $Q_{\text{нс}}$ – втрати тепла у довкілля.

Тепловий баланс в трубному просторі апарату можна визначити такою залежністю:

$$Q_{\text{пл}} - Q_{\text{пар}} - Q_{\text{к}} = 0, \quad (2)$$

де $Q_{\text{пл}} = F_{\text{пар}} i_{\text{пар}}$ – кількість тепла, що надходить із паром на вході в нагрівач; $F_{\text{пар}}$ – маса пари на вході в нагрівач; $i_{\text{пар}}$ – ентальпія пари на вході в нагрівач; $Q_{\text{к}} = F_{1\text{к}} T_{1\text{к}} C_{\text{к}}$ – кількість тепла з конденсатом на виході з нагрівача; $F_{1\text{к}}$, $T_{1\text{к}}$, $C_{\text{к}}$ – маса, температура та теплоємність конденсату на виході з нагрівача відповідно.

Після введення у залежності (1) та (2) диференційованої складової отримано таке рівняння динаміки процесу у апараті:

$$F_c T_{1c} C_c + Q_{\text{пар}} - F_c T_{2c} C_c - Q_{\text{нс}} = C_c \rho_c V_c dT_{2c}/dt, \quad (3)$$

$$F_{\text{пар}} i_{\text{пар}} - Q_{\text{пар}} - F_{1к} T_{1к} C_k = C_k \rho_k V_k dT_k/dt. \quad (4)$$

Після об'єднання рівняння (3) з рівнянням (4) отримано рівняння динаміки процесу у вигляді залежності:

$$F_c T_{1c} C_c + F_{\text{пар}} i_{\text{пар}} - F_{1к} T_{1к} C_k - C_k \rho_k V_k dT_k/dt - F_c T_{2c} C_c - Q_{\text{нс}} = C_c \rho_c V_c dT_{2c}/dt. \quad (5)$$

Виконавши у залежності (5) перехід до приростів значень параметрів процесу було таку отримано залежність:

$$T_{1c} C_c \Delta F_c + F_c C_c \Delta T_{1c} + i_{\text{пар}} \Delta F_{\text{пар}} - T_{1к} C_k \Delta F_{1к} - F_{1к} C_k \Delta T_{1к} - C_k \rho_k V_k d\Delta T_k/dt - T_{2c} C_c \Delta F_c - F_c C_c \Delta T_{2c} - Q_{\text{нс}} = C_c \rho_c V_c d\Delta T_{2c} dt. \quad (6)$$

Тоді передавальна функція функція нагрівача для каналу регулювання температури суміші зміною подачі пари може бути записана у вигляді:

$$W_1(p) = \Delta T_{2c} / \Delta F_{\text{пар}},$$

$$W_1(p) = 0,8347 / (0,000893 p + 1).$$

а передавальні функції для каналів збурення – як

$$W_2(p) = \Delta T_{2c} / \Delta T_{1c},$$

$$W_2(p) = 0,576 / (0,000893 p + 1),$$

$$W_3(p) = \Delta T_{2c} / \Delta F_c,$$

$$W_3(p) = -100 / (0,000893 p + 1).$$

Залежності (7), (8) та (9) можна використати для розрахунків та побудови перехідних характеристик нагрівача.

Варто також зазначити, що побудовану математичну модель об'єкта можна використати для більшості нагрівачів, які працюють за подібним принципом.

ПРОГНОЗУВАННЯ ПЕРЕДАВАРІЙНОЇ СИТУАЦІЇ, СПРИЧИНЕНОЇ ПОРУШЕННЯМ СТІЙКОСТІ СТІНОК СВЕРДЛОВИНИ У ПРОЦЕСІ БУРІННЯ

Головата Ю. Б.

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

Задача прогнозування передаварійної ситуації, спричиненої таким недосяжним для вимірювань збуренням як порушення стійкості стінок свердловини, є підзадачею автоматизованої системи управління процесом буріння нафтових і газових свердловин [1].

Оскільки від початку появи порушення стійкості стінок свердловини (обвалювання) до створення передаварійної ситуації проходить декілька десятків годин, доцільно застосовувати систему прогнозування на основі побудови адаптивної прогнозувальної моделі [2].

Прогнозування стійкості стінок свердловини в процесі буріння є однією із найбільших затребуваних і найбільш складних задач управління процесом буріння як багатовимірним об'єктом. Це зумовлено багатьма причинами: недостатньою кількістю й якістю вихідних даних, наявністю недосяжних для вимірювань змін середовища збурень, в якому відбувається процес поглиблення свердловини, а також впливом суб'єктивних чинників.

Якісний прогноз стійкості стінок свердловини є ключем до розв'язання задачі статичної оптимізації буріння. Оскільки дуже важко отримати якісний прогноз щодо стійкості стінки свердловини за один крок, для розв'язання цієї задачі на основі спостережень за керувальними впливами та показниками процесу буріння запропоновано виконати декілька дій:

- формування гіпотез, яке здійснюється експертами на основі власного досвіду та інтуїції з використанням інформації геолого-технічного наряду та наявної бази даних про свердловини, які вже пробурено на даному родовищі. Здійснюється оцінка значущості факторів, автокореляції, статистичних властивостей контрольованих параметрів;

- збір даних про процес поглиблення свердловини за допомогою систем автоматизованого контролю процесу буріння, встановлених на бурових: «Геосервіс», БУР-САК, СКУБ-М2, Леуза, Геотест та ін.;

- очищення даних шляхом заповнення пропусків, редагування аномалій, спектрального аналізу, згладжування, очищення від шумів, виявлення мультиколінеарності, усунення незначущих факторів;

- трансформацію даних перед побудовою адаптивної прогнозної моделі стійкості стінок свердловини. На цьому етапі підготовлені дані приводяться до вигляду, придатного для використання різних способів побудови моделей шляхом групування та сортування, заміни, квантування, перетворення до ковзного вікна, злиття даних та ін.

Для побудови прогнозної моделі передбачено використання штучної нейронної мережі, багатовимірного аналізу, лінійної регресії, дерев рішень, само-

організувальних карт, асоціативних правил та ін. Це дозволяє будувати адаптивні системи. Після побудови першої прогнозової моделі необхідно проводити регулярну верифікацію результатів на основі експертних оцінок, альтернативних моделей тощо.

Для розв'язання поставленої задачі прогнозування стійкості стінок свердловини в процесі буріння та побудови моделі на ретроспективних даних запропоновано використати аналітичну платформу *Deductor Studio* – робоче місце аналітика.

Усі дії щодо обробки даних аналітик виконує за допомогою чотирьох операцій: імпорт, експорт, обробка, візуалізація (див. рисунок).

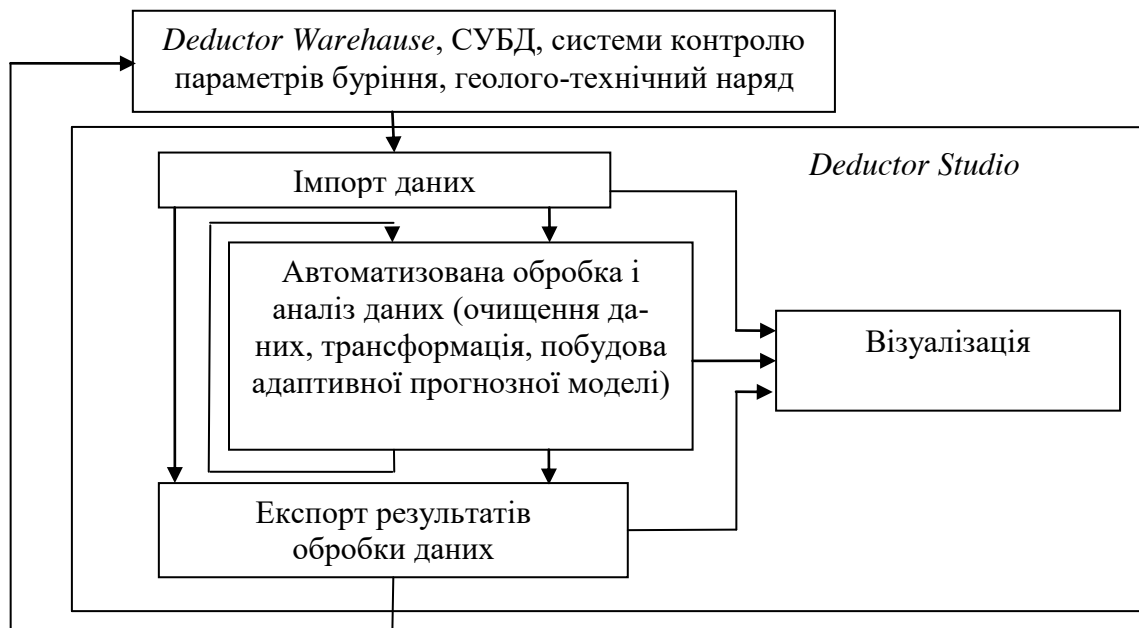


Схема роботи спеціального додатку *Studio* щодо прогнозування стійкості стінок свердловини в аналітичній платформі *Deductor*

Візуалізація здійснюється способом *OLAP*, який реалізує усі методи багатовимірного аналізу. Відображення оброблених і отриманих даних здійснюється у вигляді графіків і правил. Результати обробки експортуються для наступного використання в автоматизовану систему управління процесом буріння та в базу даних, що дозволяє будувати адаптивну систему.

1. **Горбійчук М. І.** Ідентифікація координатних збурень в автоматизованій системі керування процесом поглиблення нафтових і газових свердловин [Текст] / М. І. Горбійчук, Г. Н. Семенцов, Н. В. Сабат // Нафтогазова енергетика. – 2011. – № 1(14). – С. 57–65. – Бібліогр.: с. 65.
2. **Семенцов Г. Н.** Визначення буримості гірських порід шляхом вимірювання параметрів і показників процесу буріння [Текст] / Г. Н. Семенцов, Н. В. Сабат // Науковий вісник Хмельницького національного університету. – 2007. – № 1. – С. 181–186. – Бібліогр.: с. 186.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ДЕНІТРАТОРОМ У ВИРОБНИЦТВІ СІРЧАНОЇ КИСЛОТИ КОМБІНОВАНИМ КОНТАКТНО-БАШТОВИМ МЕТОДОМ

Кучера М. М., Оніщенко В. О.

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

Сутність контактної-баштового методу полягає в тому, що весь випалювальний газ або його частина перед надходженням у баштову систему проходить через контактний апарат. Отриманий в апараті сірчаний ангідрид використовується для отримання концентрованої сірчаної кислоти, а залишковий непоглинутий сірчаний ангідрид переробляється звичайним баштовим методом. У комбінованому способі виробництва сірчаної кислоти різко знижується витрата азотної кислоти на 1 т моногідриду та підвищується ступінь використання тепла випалювальних газів і тепла, що виділяється у процесі окиснення сірчистого ангідриду. Перевагою контактної-баштового способу є можливість отримання міцної кислоти з високим ступенем чистоти за більш низької її вартості, ніж у контактному виробництві.

Сірка з плавильні подається у збірник, звідки насосом перекачується в форсунки печі. Випалювальний газ надходить в котел-утилізатор і – після розведення підігрітим повітрям для зниження вмісту сірчистого ангідриду – надходить у контактний апарат. Після контактування на 50...70 % газ, що містить 2,4...4,0 % сірчистого ангідриду з температурою 450 °С, спрямовується в денітратор 1 і концентраційну башту. У цих двох баштах сірчистий ангідрид окиснюється нітрозою на 80...90 % у сірчану кислоту. Основна частина сірчаного ангідриду та оксидів азоту поглинається у абсорбційній башті, тому нітроза з високим вмістом оксидів азоту після башти прямує на зрошення в продукційну башту. Готова продукція з денітратора виводиться у вигляді 76-відсоткової сірчаної кислоти.

Для контролю подачі газу з метою окиснення сірчистого ангідриду за температури 450 °С використовуються датчики витрати (поз. 2-1) на вході до денітратора. Датчик витрати (2-1) вимірює витрату випалювального газу після контактування на 50...70 % у контактному апараті. За допомогою регулятора витрати (2-2) відбувається регулювання процесу окиснення випалювального газу на 80...90 % у сірчану кислоту.

Подача газу, очищеного від оксидів азоту у продукційній башті та від сірчаного ангідриду в абсорбційній башті, регулюється за допомогою встановленого над апаратом датчика витрати (1-1) регулятора витрати (1-2) та регулювального клапана 1-3).

Контроль температури готової продукції, а саме 76-відсоткової сірчаної кислоти, здійснюється за допомогою датчика температури (4-1), встановленого на виході денітратора, та індикатора температури 4-2 із вбудованим пристроєм сигналізації, що спрацьовує у разі відхилення вихідної температури від норми. Запропоновану схему автоматичного контролю денітратора зображено на рисунку.

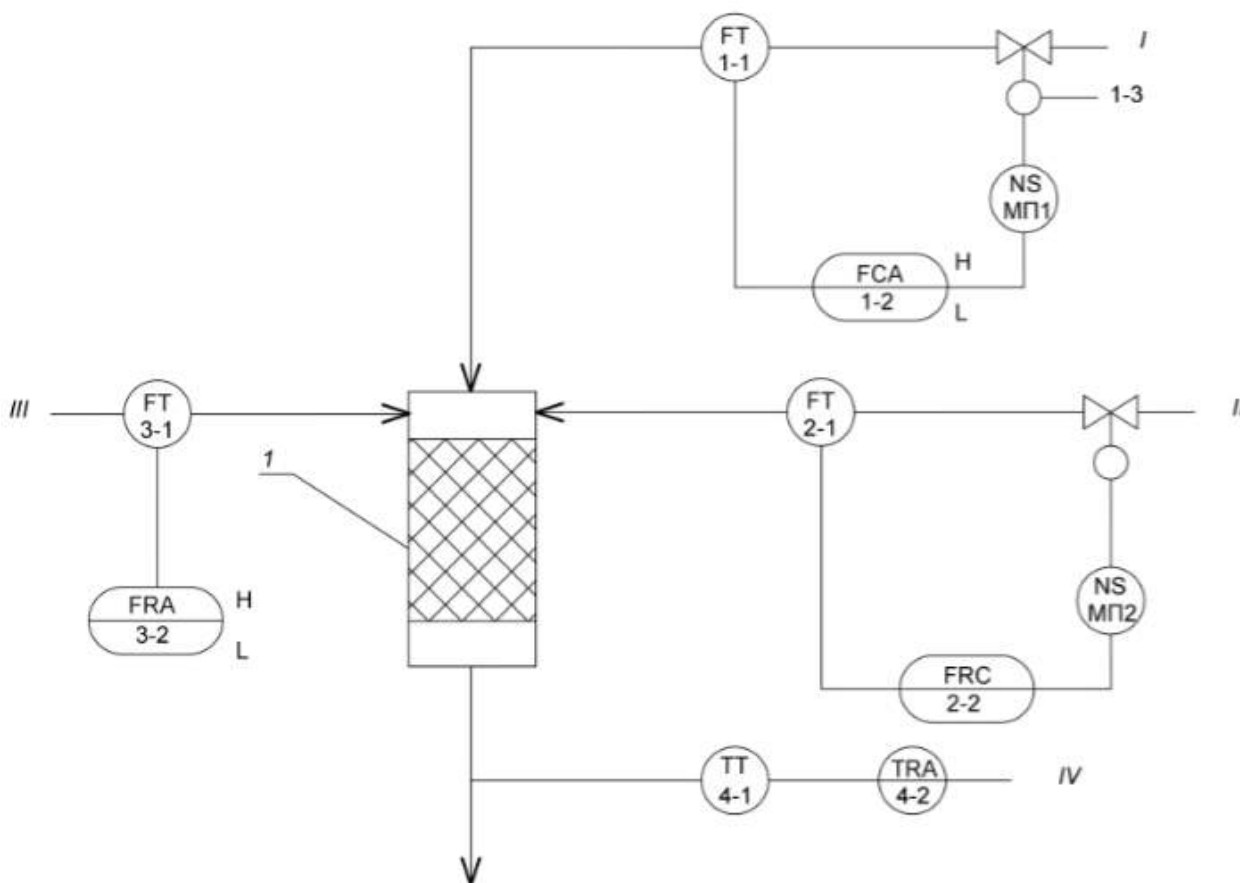


Схема системи керування роботою денітратора у виробництві сірчаної кислоти комбінованим контактним-баштовим методом: *I* – денітратор; *I* – очищений газ; *II, III* – випалювальний газ із вмістом сірнистого ангідриду; *IV* – сірчана кислота

Описаний спосіб автоматизованого керування технологічним об'єктом комбінованим контактним-баштовим методом забезпечує ефективне керування процесом виробництва продукції завдяки регулюванню витрат випалювального газу з різним вмістом додаткових компонентів і як результат – отримання високоякісної міцної сірчаної кислоти. Крім того, запропоновано систему аварійної сигналізації, що надає можливість контролю параметрів процесу, а також інформацію про будь-які відхилення режимних параметрів від регламентних норм. Аналіз та знаходження відповідних вад процесу виконується завдяки наявності архіву значень контрольованих параметрів у базі даних.

Гладушко В. І. Виробництво сірчаної кислоти: [Текст] : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ютер.-інтегр. технології» / В. І. Гладушко. – Київ: Техніка, 1966. – 231 с. : табл., іл. – Бібліогр.: с. 228. – 3000 пр.

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'ютер.-інтегр. технології» / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2008. – 236 с. : іл. – Бібліогр.: с. 230–231. – 200 пр. – ISBN 978-966-622-287-2.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ З ІТЕРАТИВНИМ НАВЧАННЯМ У ПРОЦЕСІ ПРЕСУВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ

Жученко А. І., Гоч Я. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, hochyaroslava1995@ukr.net

Процес пресування – один з основних етапів технологічного процесу виробництва вуглецевих виробів. Спосіб пресування видавлюванням забезпечує найбільшу продуктивність процесу із забезпеченням рівномірних фізико-механічних властивостей готових виробів. Пресування – періодичний процес, тому доцільною для нього є система керування з ітеративним навчанням.

Керування з ітеративним навчанням (*Iterative Learning Control*) використовується для керування системами, які працюють в циклічному режимі, покращуючи відстеження точності керування шляхом передачі даних від одного повторення завдання до наступного. Мета алгоритму – знайти ітеративно оптимальний вхід u для досліджуваного об'єкта. Цей вхід після подачі його на об'єкт має генерувати вихід y , який відстежує бажаний вихід y_d так, щоб отримати найменш можливу різницю між фактичним y і бажаним результатом y_d , це свідчить про те, що похибка e має бути мінімальною. Кінцева мета – звести похибку e до нуля. Таким чином, застосування алгоритму призведе до двовимірної системи, оскільки інформація поширюється уздовж осі часу T і осі ітерації K . Двовірність керування з ітеративним навчанням призводить до виникнення проблем в аналізі, а також проектуванні системи. Для вирішення цього завдання вводиться функція витрат зазначеної системи. Мінімізація функції витрат забезпечить ефективну систему керування з ітеративним навчанням [1].

Пропонується функція витрат такого вигляду:

$$J(u_{k+1}) = \|u_{k+1} - u_k\|_R^2 + \|e_{k+1}\|_Q^2, \quad (1)$$

де $J(u_{k+1})$ – функція витрат щодо поточного досліджуваного входу; $\|e_{k+1}\|^2$ – норма поточної похибки; $\|u_{k+1} - u_k\|^2$ – норма різниці між поточним і попереднім досліджуваними входами; R, Q – симетричні та позитивно визначені вагові матриці [2].

Дослідники пропонують різні функції витрат для вирішення проблеми *ILC*. Причини, які призводять до усвідомлення того, що обрана функція витрат (1) є ефективною та відповідною, наступні:

а) $\|u_{k+1} - u_k\|^2$ – фактор відображає важливість збереження відхилення входу між дослідженнями. Інтуїтивно це повинно привести до гладкої поведінки збіжності. Ця вимога також може бути сформульована як необхідність отримання гладких сигналів, для того щоб отримати плавне керування виконавчими механізмами;

б) $\|e_{k+1}\|^2$ – фактор, основною мета якого є зниження похибки відстеження на кожній ітерації;

в) для того, щоб установити, який з двох вищезгаданих факторів відіграє більш суттєву роль у функції витрат, використовуються вагові матриці R і Q .

Якщо інтерес зосереджений на відхиленні входу між дослідженнями, то відношення $\beta = r/q$ має бути «великим». З іншого боку, якщо похибка більш значна, то відношення β має бути «невеликим». Фактичне значення «малого» та «великого» залежить від даної системи і одиниці вимірювання;

г) оптимальне значення функції витрат обмежене. Якщо функція витрат обчислюється $u_{k+1} = u_k$, то (1) набуває вигляду:

$$J(u_{k+1}) = \|u_{k+1} - u_k\|_R^2 + \|e_k\|_Q^2 = \|e_k\|_Q^2.$$

Отже, оптимальне значення: $J(u_{k+1}) \leq \|e_k\|_Q^2$.

Очевидно також, що оптимальна функція витрат має нижню межу:

$$J(u_{k+1}) = \|u_{k+1} - u_k\|_R^2 + \|e_{k+1}\|_Q^2 \geq \|e_{k+1}\|_Q^2.$$

Отже, верхня та нижня межі виражаються формулою:

$$\|e_{k+1}\|_Q^2 \leq J_{k+1}(u_{k+1}) \leq \|e_k\|_Q^2.$$

Диференціація функції витрат (1) по відношенню до u_{k+1} дає розв'язок, що використовується для поновлення входу – оптимальний алгоритм, який досліджується в роботі [3].

Розробка програмного забезпечення для реалізації системи керування з ітеративним навчанням включає в себе наступні етапи:

а) вимоги моделювання: аналіз конкретних завдань, необхідних для розробки запропонованої системи;

б) побудова та перевірка: кодування та тестування компонентів різних систем і в кінцевому підсумку тестування його як єдине ціле.

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. – 200. – Vol.45 – P. 2925-2929. – ISSN 0005-1098.

3. Novel iterative learning controls for linear discretetime systems based on a performance index over iterations [Text] / S. Yang, Z. Qu, X. Fan, X. Nian //Automatica. – 2008. – Vol. 44 – P. 1366-1372. – ISSN 0005-1098.

ПРОЦЕС НАГРІВАННЯ СУМІШІ ПАРАФІНОВОГО МАСТИЛА ЯК ОБ'ЄКТ КЕРУВАННЯ

Прядка П. Г., Ковалевський В. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, priadkap@gmail.com

В процесі депарафінації мастила початком процесу є розчинення парафінів у суміші парафінового мастила з пропаном для подальшої кристалізації та очищення.

Для розчинення парафінів суміш після змішування парафінового мастила з пропаном нагрівається до до 70 °С. Для цього застосовується кожухотрубний теплообмінник, зображений на рисунку. Незважаючи на певні його вади, зокрема великі розміри, порівняно з аналогічними теплообмінниками такої ж продуктивності, та високу матеріалоемність, що є причиною відносно великої вартості, кожухотрубний теплообмінник має багато переваг. Враховуючи особливості зазначеного процесу, до переваг кожухотрубного теплообмінника можна віднести можливість очищення поверхонь теплообміну, адже парафіни будуть осідати на поверхні стінок теплообмінних трубок. Попри це, сучасні кожухотрубні теплообмінники мають високі показники ефективності.

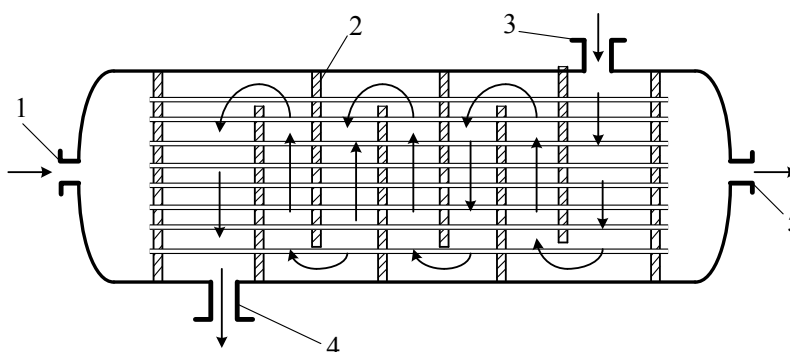


Схема потоків кожухотрубного нагрівача

1 – вхід в трубку решітку, 2 – перегородка, 3 – вхід в міжтрубний простір,
4 – вихід з міжтрубного простору, 5 – вихід із трубною решіткою

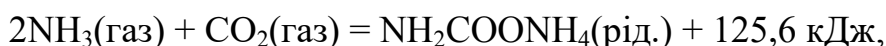
Кожухотрубний теплообмінник являє собою збірку трубок, розміщених всередині корпусу (кожуха), внутрішній простір кожуха є міжтрубним простором. Теплообмінні трубки завальцьовані в кінцевих трубних дошках, деякі кромки додатково обварюються для забезпечення цілковитої герметичності. До трубних дошок кріпляться патрубки, для відведення речовини, що брала участь у процесі теплообміну. Проміжні трубні решітки потрібні не тільки для підтримання теплообмінних трубок, а й для забезпечення поперечного потоку середовища.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ВИРОБНИЦТВА КРИСТАЛІЧНОГО КАРБАМІДУ МАРКИ «А»

Полковенко Б. Т., Бородін В. І., Бінецький О. Є.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, polkovenkobogdan@gmail.com

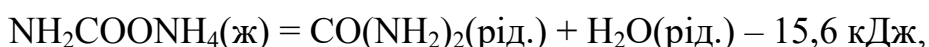
Карбамід (сечовина) – повний амід вугільної кислоти. На сьогоднішній день різні продукти на основі карбаміду широко застосовуються у промисловості, сільському господарстві та інших сферах виробництва. Карбамід використовується для виготовлення клеїв, смол, мінерального азотного добрива, як кормова добавка тощо. Розрізняють карбамід двох марок: «А» – для використання у хімічній промисловості та «Б» – для використання у сільському господарстві.

Натепер карбамід у промислових об'ємах виробляється лише прямим синтезом із аміаку та двоокису вуглецю. Синтез карбаміду відбувається у дві стадії. Спочатку утворюється карбамат амонію*:



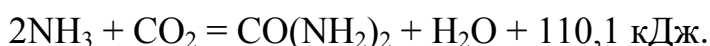
при цьому кількість поглиненої під час реакції енергії $\Delta H^\circ =$ мінус 159 кДж.

У другій стадії – внаслідок виокремлення води – утворюється карбамід:



кількість поглиненої під час реакції енергії $\Delta H^\circ =$ мінус 285 кДж.

Сумарна реакція утворення карбаміду має вигляд:



Завданнями автоматизації та керування розглянутим процесом можна вважати наступні положення:

- покращення якості вихідного продукту;
- зменшення та оптимізація витрат енергоресурсів на виробництво;
- збільшення продуктивності виробництва та полегшення керування виробництвом внаслідок використання програмного забезпечення на портативних пристроях.

Технологічну схему виробництва кристалічного карбаміду марки «А» наведено на рисунку. Основними технологічними апаратами є вакуум-кристалізатор та сепаратор.

Для створення системи керування процесом виробництва необхідно розробити моделі статичної та динамічної роботи, отримати передавальні функції ваку-

* Кучерявий В. И. Синтез и применение карбамида [Текст]: моногр. / В. И. Кучерявий, В. В. Лебедев. – Ленинград: Химия, 1970. – 448 с. – Библиогр.: с. 437–442. – 758 экз.

ум-кристалізатора та сепаратора як об'єктів керування та синтезувати системи керування вакуум-кристалізатором та сепаратором.

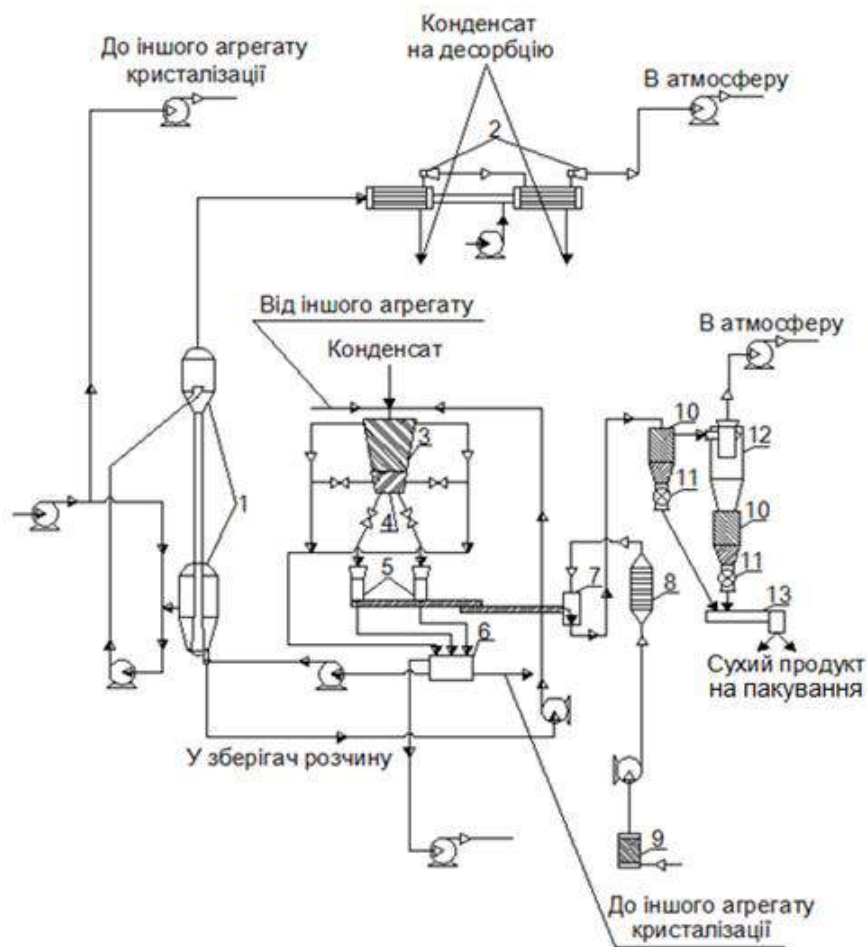


Схема виробництва кристалічного карбаміду марки «А»:
 1 – вакуум-кристалізатор; 2 – двоступенева пароструминна установка;
 3 – декантатор; 4 – живильник суспензії; 5 – центрифуги; 6 – бак;
 7 – живильник; 8 – підігрівач; 9 – повітряний фільтр; 10 – сепаратор;
 11 – живильник шлюзовий; 12 – циклон; 13 – віброжолоб

Отже, основним завданням на проектування є автоматизація технологічного процесу виробництва кристалічного карбаміду марки «А» та синтез двох систем керування: системи керування подачею розчину карбаміду у кристалізатор та системи керування концентрацією рідкої фази після розділу фаз у сепараторі.

ЕФЕКТИВНІСТЬ УПРАВЛІННЯ ВАЖКИМ СТРІЧКОВИМ КОНВЕЄРОМ

Єфіменко Л. І., Тиханський М. П.

Криворізький національний університет, l.yefimenko@ukr.net

Питання підвищення ефективності роботи стрічкового конвеєра за рахунок застосування нових методів діагностування та прогнозування технічного стану його обладнання з'являються під час експлуатації стрічкового конвеєра, забезпеченого регульованим приводом і автоматичною системою управління режимами транспортування.

При прогнозуванні технічного стану конвеєра, по-перше, необхідно визначити значення діагностичного параметра вузла і, по-друге, визначити залишковий ресурс вузла за цим параметром на деякий момент часу. На цих принципах розроблено алгоритми визначення використаного та залишкового ресурсу основних елементів.

На підставі алгоритмів визначення технічного стану основного устаткування, використаного та залишкового ресурсу і принципів прогнозування було розроблено функціональну схему автоматизованої системи діагностики. Вона відрізняється від наявних схем тим, що, окрім визначення поточного стану, визначає також найбільш зношений елемент конвеєра, що є важливим для організації планово-запобіжного ремонту та поточної експлуатації механізму під термін ремонту, оскільки, знаючи навантаження, що діють на цей елемент, можна продовжити термін його служби, а отже, і всієї установки. Тобто, на підставі технічного стану устаткування можна формувати принципи управління стрічковим конвеєром.

З'явилася необхідність визначити залежності зміни навантажень на елементи устаткування та діагностичних ознак механізмів конвеєра від режимів роботи конвеєра. Відомо, що, змінюючи режими транспортування, можна зменшити пошкодження елементів конвеєра, оскільки зміна швидкості транспортування, рівня завантаження, величини натягнення, тягового зусилля під час запуску конвеєра з вантажем знижує навантаження на опорні конструкції, оборотність стрічки та роликів.

Режими роботи конвеєра й гранулометричний склад транспортованого матеріалу вчиняють основну руйнівну дію на його устаткування і з накопиченням викликають утомне зношення конструкцій. Ушкодження, зроблене одиначною дією руйнівного чинника, називається мірою ушкодження, при цьому фактори ушкодження від різних руйнівних чинників (великі шматки, регулювання швидкості, пускові режими) – різні за величиною. Ушкодження конструкції за певний час дорівнює сумі факторів ушкоджень від різних чинників за цей час.

В умовах промислової експлуатації недовантажений конвеєр транспортує матеріал з такою ж швидкістю, як і завантажений. При цьому окремо розташо-

вані шматки взаємодіють з роликоопорами, відбувається імпульсний удар, величина якого визначається з виразу

$$P_i = m_k V \sin(\theta_1 - \theta_2)(1+k)k_{di},$$

де m_k – маса великого шматка гірничої маси, кг; V – швидкість транспортування, м/с; θ_1, θ_2 – кути входу стрічки на ролик, залежать від маси шматка і натягнення стрічки; k – коефіцієнт відновлення при ударі о роликоопору; k_{di} – нелінійний коефіцієнт, що характеризує підсіпання мілкового та залежить від маси й форми шматка. Регулюючи швидкість по вантажопотоку, наприклад, на 50 % від номінальної, можна зменшити величину ударного навантаження від взаємодії вантажу та роликоопор, тобто зменшити максимальну напругу циклу $S = P_k$ до $S_p = AV_p = 0,5AV$, де V_p – швидкість транспортування при регулюванні, $V_p = 0,5V$ у разі 50-відсоткового регулювання швидкості від номінальної.

Направлене раціональне регулювання режимних параметрів дозволяє знижувати навантаження в екстремальних ситуаціях. Наприклад, у разі появи подовжнього або поперечного розривів стрічки, підвищення температури підшипникових вузлів редуктора або двигуна, обриву частини футерування барабана, зниження швидкості транспортування таке регулювання дозволить допрацювати до кінця зміни, під час профілактичного ремонту обрати економічно вигідне рішення.

Отже, з'явилася можливість раціонального управління режимом роботи стрічкового конвеєра залежно від технічного стану його вузлів і механізмів. Управління раціональне з урахуванням технічного стану вузлів конвеєра передбачає автоматичний вибір пріоритетного вузла, за станом якого змінюватиметься швидкість транспортування, натягнення стрічки, величина завантаження, розподілятиметься тягове зусилля між барабанами.

Для реалізації пропонованої системи управління авторами було розроблено ряд способів і пристроїв діагностики технічного стану та прогнозування залишкового ресурсу стрічки, роликів, двигуна, підшипників, що дозволяють створити оригінальний блок визначення технічного стану та прогнозування, яке здійснює не лише визначення дефекту, але й встановлює його місце розташування. За сигналами з блоку визначення технічного стану та розроблених алгоритмів відбувається формування режимів роботи конвеєра. Експлуатація устаткування з режимами, вибраними з урахуванням вказаних чинників, дозволяє підвищити показники надійності роботи всієї установки.

У зв'язку з підвищенням рівня інформаційної забезпеченості процесу управління, що визначає комплексну автоматизацію конкретних завдань, активним розвитком нових методів дослідження та діагностики, а також впровадженням сучасної вітчизняної та зарубіжної апаратури, питання, розглянуті в роботі, вимагають подальшого розвитку.

ПАРАМЕТРИЧНИЙ АНАЛІЗ ЦИЛІНДРИЧНОГО ГОРИЗОНТАЛЬНОГО РЕАКТОРА У ВИРОБНИЦТВІ ПІЧНОЇ АКТИВНОЇ САЖІ ПМ-70 ЯК ОБ'ЄКТА АВТОМАТИЧНОГО КЕРУВАННЯ

Гавриш Б. А., Сташкевич П. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, qw19413@gmail.com

Сажею називається порошкоподібний продукт неповного згорання або термічного розпаду органічних речовин, що складається, в основному, з вуглецю. Основним споживачем сажі є гумова промисловість, для котрої сажа – другий за важливістю вид сировини (після каучуку). Введення сажі в гумову суміш значно збільшує термін служби гумових виробів.

Основним апаратом у виробництві пічної активної сажі ПМ-70 є горизонтальний циліндричний реактор. Він являє собою циліндр, з'єднаний конусним переходом із задньою частиною реактора діаметром 0,6 м і довжиною 5,5 м. В торцевій частині, по осі реактора, розміщено отвір, в який вставляють пальниковий пристрій. У виробництві пічних активних саж зазвичай застосовують пальникові пристрої з розпилюванням сировини стисненим повітрям і подачею частини повітря до основи факела по трубі, розташованій концентрично відносно труби, через яку подається сировина, – такий пальниковий пристрій зображено на рисунку.

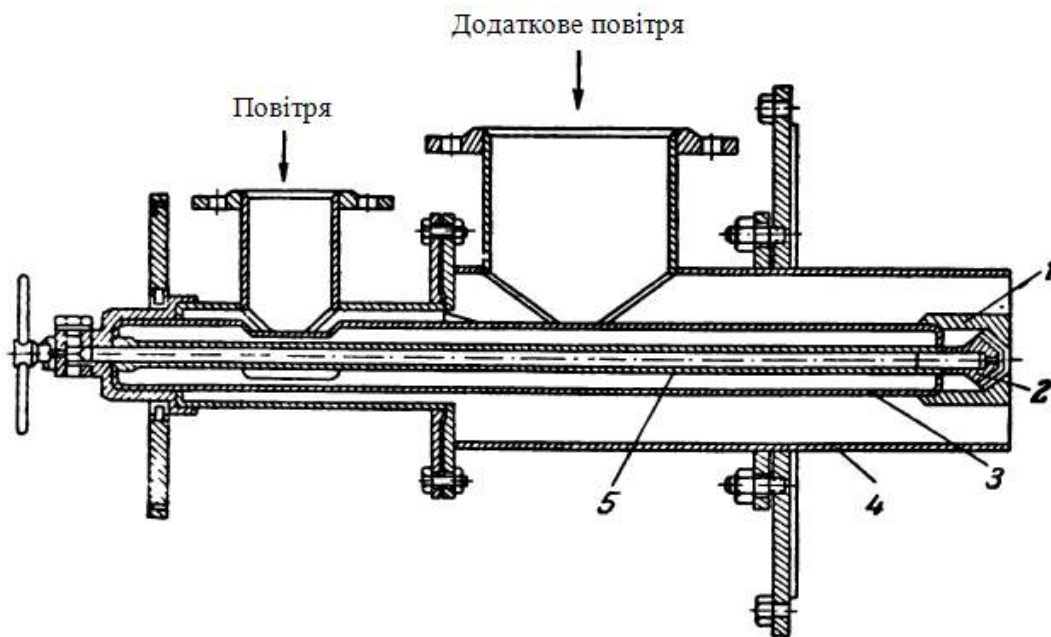


Рис. 1. Пальниковий пристрій

Сировина через отвір надходить у центральну трубу 5, котра закінчується різьбою для накручення розпилювача 2*. Повітря для розпилювання сировини

* Зуев В. П. Производство сажи [Текст]: уч.-изд. лит. / В. П. Зуев, В. В. Михайлов. – М.: Химия, 1965. – 328 с. – Библиогр.: в конце разд. – 4700 экз.

подається у трубу 3, яка закінчується повітряним соплом 1. Додаткове повітря (або повітря для горіння) надходить у трубу 4.

Провівши аналіз технології, параметричну схему процесу можна представити у вигляді, зображеному на рис. 2.



Рис. 2. Параметрична схема циліндричного горизонтального реактора

Головними параметрами, що впливають на дисперсність, активність та структурованість сажі, є температура процесу (1330...1350 °С), яка залежить від загальної витрати повітря на кілограм сировини (3,7 м³), та ступінь розпилення, що залежить від тиску повітря на розпилення (588399 Па), його витрати (0,125...0,139 м³/с) та тиску сировини (490332,5...588399 Па). Температура сировини (100 °С) та її реологічні властивості також впливають на розпилення, тому температуру сировини необхідно застабілізувати.

Одним з важливих параметрів сажі є її рН. Його можна контролювати трьома способами: змінювати склад сировини; змінювати час перебування сажі в зоні високих температур в реакторі; змінювати склад охолоджувальної води. Для зміни рН сажі доцільно змінювати лише склад води на охолодження, додаючи солі (для підвищення рН) або фільтруючи воду (для зменшення вмісту солей і, відповідно, зниження рН). Перші ж два способи впливають безпосередньо на перебіг процесу в реакторі, тому не розглядаються.

За керувальний вплив доцільно обрати витрату повітря на горіння, витрату та тиск повітря на розпилення. В той же час температуру повітря на горіння, температуру повітря, що розпилює, температуру сировини, тиск сировини та тиск повітря, що розпилює слід залишати незмінними. Задля поліпшення керування доцільно використовувати автоматичну систему прогнозування.

РОЗРОБКА ПРИСТРОЮ ДЛЯ ЕКСПЕРТНОЇ ДІАГНОСТИКИ СИСТЕМИ НА ОСНОВІ НЕЧІТКОЇ ЛОГІКИ НЕЙРОННИХ МЕРЕЖ

Войтюк М. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, r80mi10@gmail.com

Проблема математичного опису та ідентифікації стану технологічної системи є на сьогоднішній день однією з найбільш актуальних для забезпечення надійності та простоти в експлуатації складних автоматизованих систем. У наш час, основним методом діагностування технологічних систем є математичне моделювання, проте воно не дозволяє врахувати багато факторів, які починають впливати на об'єкт в процесі його роботи.

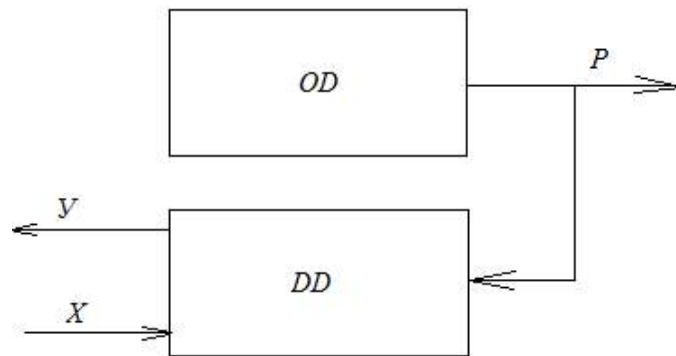
Завдяки нечіткій логіці та штучним нейронним мережам можливо реалізувати пристрій, який дозволяє діагностувати систему і оцінити її стан, враховуючи зашумлення вхідних даних. Все більш широкого застосування набувають системи діагностування, виконані на базі експертних систем, які представляють нову інформаційну технологію в розпізнаванні режимів роботи обладнання*. Контроль режиму роботи – це відслідковування відповідності параметрів режиму роботи обладнання заданим значенням та надання інформації про можливі відхилення та рекомендацій щодо їх усунення. Для вирішення поставлених завдань пропонується використовувати методи штучного інтелекту і, зокрема, штучних нейронних мереж.

У презентованій роботі побудова автоматизованої системи комплексної діагностики технологічних систем здійснена на базі контролера *Arduino* зі стандартними датчиками середовища, які визначають температуру, вологість, вібрації, рівень шуму, магнітне поле та наявність сторонніх газів, і дозволяють мати широку область опосередкованих даних. Це дозволяє штучним нейронним мережам створити загальний образ системи і самій визначити, який же фактор є найважливішим. Вхідні параметри, які знімаються датчиками, позначимо P . Виходячи з того, що наша система діагностики не впливає на роботу самої системи, то управління X у ній відбувається в момент включення пристрою (збір даних з датчиків та зберігання їх на *SD*-карту). Вихідне значення Y є сигналом, який показує, в якому стані перебуває система за висновками роботи аналітичного блоку. На рис. 1 представлено модель роботи приладу.

Штучна нейронна мережа може змінювати свою поведінку залежно від зовнішніх умов. Розпізнавши вхідні сигнали, вона здатна навчитися, виробляючи

* Биргер И. А. Техническая диагностика [Текст] / И. А. Биргер. – М.: Машиностроение, 1978. – 240 с.: ил. – Библиогр.: 235–237. – 17000 экз.

необхідну реакцію. Після навчання мережа не буде реагувати на невеликі зміни вхідних сигналів. Завдяки своїй будові, нейронна мережа має властивість узагальнення.



Модель роботи приладу:
OD – об'єкт діагностування; *DD* – пристрій діагностування

Ще однією особливістю нейронної мережі є відмовостійкість. Вона полягає в тому, що у разі виходу з ладу нейрона або спотворення з'єднання мережі поведінку всієї системи не буде змінено значним чином, тобто вона продовжить своє функціонування. Це обумовлено тим, що в штучних нейронних мережах інформація розподілена по всій мережі, а не зберігається в конкретному місці.

Отже, практична цінність результатів роботи полягає в алгоритмізації системи діагностики та розробці формальної моделі прийняття рішень і їх оцінки. Застосування методу штучних нейронних мереж дозволяє раціональніше підійти до діагностики складних технічних об'єктів та реагувати на миттєві зміни стану системи.

МОДЕЛЮВАННЯ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ ЯК ОБ'ЄКТА АВТОМАТИЗАЦІЇ

Сорокопуд Р. О.

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

Задача автоматичного регулювання ректифікаційними колонами полягає в досягненні заданої чіткості розділу вихідної суміші за максимально можливою інтенсивністю й економічністю. Ця задача є складною через недостатню вивченість динаміки процесу та великого числа факторів, які впливають на процес ректифікації. Тому натеper важко, якщо не неможливо, говорити про якийсь один метод регулювання ректифікаційною колоною, який би був найбільш оптимальним і однаковою мірою задовільняв розв'язанню поставленої задачі для всіх без винятку колон незалежно від місця їх в тому чи іншому технологічному процесі. Оскільки ректифікаційна колона входить до складу різних технологічних установок, то і схеми їх регулювання можуть бути різноманітними*.

Всі вхідні змінні керованого об'єкту діляться на такі групи.

Перша група: керувальні впливи U_1 і U_2 . Під керувальними розуміють впливи, за допомогою яких можна змінити стан керованого об'єкта згідно з метою керування. Керувальними впливами можуть бути матеріальні або енергетичні потоки. Вхідні величини: U_1 – витрата зрошення, що повертається в колону; U_2 – кількість теплоносія у випарнику. На значення змінних $U_1 \dots U_m$ визначено обмеження, які задаються технологічним регламентом.

Друга група: збурювальні впливи Z . Збурювальні впливи – це змінні, значення яких випадково змінюються з плином часу. Особливістю цих змінних є те, що їх неможливо виміряти. Сюди відносяться: Z_1, Z_2 – кількість і температура сировини, що надходить в колону, Z_3 – коливання тиску в колоні. Тут слід відзначити, що параметр x_c (склад вхідної сировини) практично не контрольований.

Вихідними змінними в ректифікаційній колоні є концентрація пропанової фракції $x_{пр}$ а також концентрація нижнього продукту $x_{нп}$. Умовне зображення керованого об'єкта наведено на рис. 1.

Оскільки на вихідну змінну найлегше впливати зміною кількості зрошення, то приймемо, що тиск, а також кількість і температура сировини є величинами сталими. У такий спосіб одержимо модель керованого об'єкта з одним входом і одним виходом (рис. 2).

Попередній аналіз об'єкта показав, що його математичну модель доцільно шукати за допомогою отримання експериментальних характеристик. Це пов'язано з тим, що за аналітичного розрахунку передавальної функції об'єкта необхідно складати систему диференціальних рівнянь, кількість яких дорівнює кількості тарілок. Тому доцільніше використати інший метод пошуку передавальної функції

* Мала гірнича енциклопедія [Текст]: у 3 тт. / За ред. В. С. Білецького. – Д. : Східний видавничий дім, 2004–2013.

об'єкта – експериментальний метод визначення перехідної характеристики з подальшим її апроксимуванням.

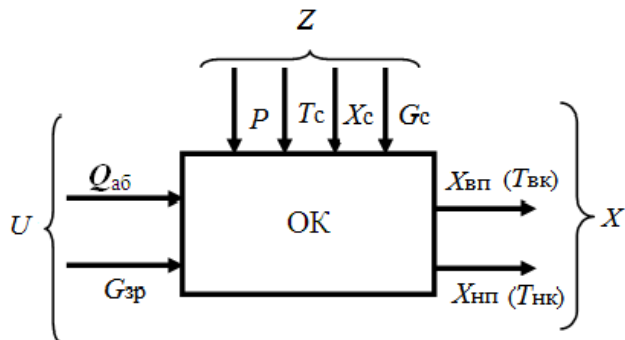


Рис. 1. Умовне зображення керувальних і збурювальних впливів на об'єкт керування: P – тиск в колоні; T_c – температура вхідної сировини; x_c – склад вхідної сировини; G_c – витрата сировини; $Q_{об}$ – витрата абсорбенту (кількість теплоносія, що подається у випарник); $G_{зр}$ – витрата зрошення, що подається на верх колоні; $x_{вк}$, $x_{нп}$ – склад верхнього та нижнього продуктів; $T_{вк}$, $T_{нк}$ – температури верху та низу колоні; U – керувальні впливи; Z – збурення; X – керовані величини

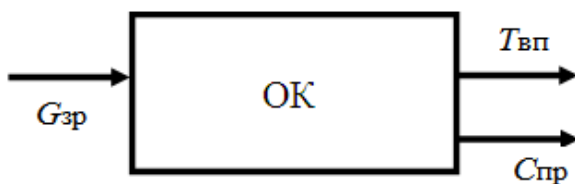


Рис. 2. Спрощена модель ректифікаційної колоні з одним входом і двома виходами: $G_{зр}$ – витрата зрошення, що подається на верх колоні; $C_{сп}$ – кількість бутану у верхньому продукті; $T_{вп}$ – температура верху колоні

За результатами проведеного експерименту отримали розгінну криву для каналу «витрата зрошення – температура верху колоні», що має S -подібну форму, то для її апроксимації використовуємо функцію передачі третього порядку, а перехідну характеристику об'єкта каналу «витрата зрошення – якість верхнього продукту» спробуємо апроксимувати аперіодичною ланкою другого порядку.

За допомогою ЕОМ визначаємо, що максимальна похибка апроксимації для першого каналу становить 2,130 % в точці $t = 60$ хв, для другого каналу – 1,760 % в точці $t = 15$ хв. Функція передачі каналу «витрата зрошення – температура верху колоні» має вигляд

$$W(p) = \frac{-0,312(0,033p+1)e^{-25p}}{2,7377p^3 + 10,0762p^2 + 6,7302p + 1}, \quad (1)$$

а функція передачі каналу «витрата зрошення – якість верхнього продукту» –

$$W(p) = \frac{0,527e^{-4p}}{19,3441p^2 + 9,3301p + 1}. \quad (2)$$

Отримана математична модель у вигляді функції передачі задовільняє поставленим вимогам, оскільки похибки апроксимації є незначними.

ПОРІВНЯННЯ МЕТОДІВ РОЗРАХУНКУ СИСТЕМ КЕРУВАННЯ

Степанюк М. М., Ковалюк Д. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, marinastepaniuk@ukr.net

Депарафінація дизельного палива із застосуванням твердого карбаміду є важливим і поширеним процесом у промисловості [1]. Його цільове призначення – виробництво дизельного палива з низькою температурою застигання. Карбамід використовується в кристалічному стані, як активатор застосовується метанол, як розчинник і промивний агент – фракція бензину 70...110 °С.

Фінальна стадія депарафінації дизельного палива відбувається у скрубєрі. Він розглядається як об'єкт керування. Показником якості процесу є вихідна концентрація спирту в дизельному паливі, яка регулюється витратою води.

Вихідна величина процесу має бути сталою. Налаштуємо систему керування з ПІ-регулятором різними методами, а саме:

– метод М-кола. Ідея полягає у налаштуванні системи на заданий показник коливності M із залученням так званих М-кіл. За цим методом амплітудно-фазова характеристика розімкненої системи, не охоплюючи і не заходячи всередину відповідного М-кола, має з ним одну точку дотику, тобто, забезпечує заданий запас стійкості;

– метод Циглера-Нікольса. Полягає у виведенні системи на границю стійкості шляхом збільшення коефіцієнта підсилення регулятора K_p . Для отриманого коливного режиму визначаються критичні значення коефіцієнта підсилення регулятора та періоду коливань. За визначеними параметрами розраховують оптимальні налаштування регулятора;

– автоналаштування в *Simulink (PID Controller Tuning)*. Стандартна функція, яка забезпечує автоматичне налаштування параметрів регулятора за інтегральним показником мінімуму похибки.

За результатами налаштування системи керування отримали значення параметрів ПІ-регулятора, наведені в табл. 1.

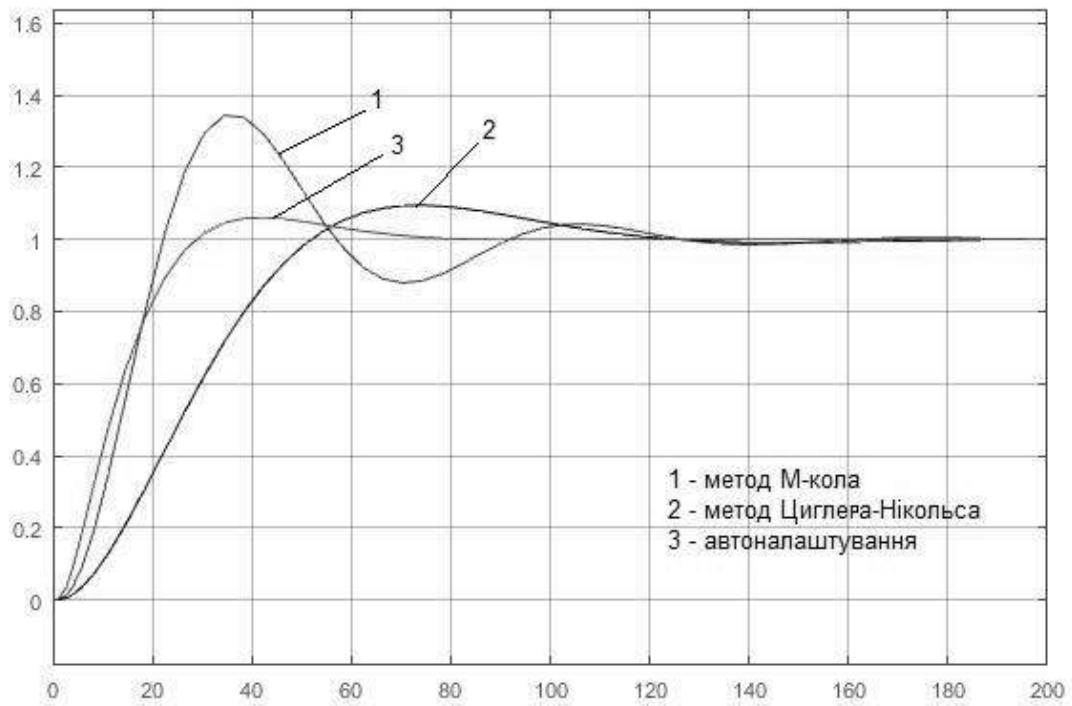
Таблиця 1. Параметри налаштування ПІ-регулятора

Параметр	Метод М-кола	Метод Циглера-Нікольса	Автоналаштування
Коефіцієнт підсилення K_p	5,05	1,75	13,683
Час ізодрому T_i	2,586	0,63	1,375

Для порівняння систем керування використано критерії якості перехідних процесів у часовій області:

- перерегулювання;
- тривалість перехідного процесу;
- середнє квадратичне відхилення.

За отриманими даними побудовано графіки перехідних процесів систем керування з різними методами налаштування параметрів ПІ-регулятора, наведені на рисунку.



Результат роботи програми в середовищі *Simulink*

Відомо, що точність роботи у перехідних режимах визначається сукупністю окремих миттєвих значень похибки $\delta(t)$. Для розрахунку середньо-квадратичного відхилення використовувалася різниця між значенням перехідної характеристики за каналом керування $h_y(t)$ та завданням [2]. Оскільки на вхід було подано одиничний ступінчастий сигнал, то похибка в поточний момент часу дорівнює $1-h_y(t)$.

Таблиця 2. Порівняння результатів налаштування системи

Критерій	Метод М-кола	Метод Циглера-Нікольса	Автоналаштування
Перерегулювання, %	34,38	9,45	6,05
Час перехідного процесу, с	126,4771	122,4771	74,4771
Середнє квадратичне відхилення	0,150631	0,184851	0,12852

Як видно з результатів досліджень, найгіршим виявився метод М-кола, оскільки в нього значні перерегулювання та час перехідного процесу, проте середнє квадратичне відхилення менше, ніж у методі Циглера-Нікольса. За всіма іншими критеріями найкращим є автоналаштування в пакеті *Simulink*.

1. **Іванова Л. В.** Технология переработки нефти и газа [Текст] : учеб. пособ. для нефт. техникумов / Л. В. Иванова, И. И. Корнеев, В. Н. Юзбашев. – М.: «Питер», 1996. – 419 с. – Библиогр.: с. 277. – 500 экз. – ISBN 978-5-496-01179-2.

2. **Остапенко Ю.О.** Ідентифікація та моделювання технологічних об’єктів керування [Текст]: підручник для студентів вищих закладів освіти, що навчаються за напрямом «Автоматизація та комп’ютерно-інтегровані технології» / Ю. О. Остапенко. – К.: Задруга, 1999. – 424 с. – Бібліогр.: с. 268. – 500 пр. – ISBN966-7405-36-2.

ДОСЛІДЖЕННЯ ПЕРЕХІДНИХ ПРОЦЕСІВ РЕАКТОРА ОКИСНЕННЯ АМІАКУ У ВИРОБНИЦТВІ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ

Онiщенко В. О., Миленський В. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, v.onishchenko@i.ua

Процес окиснення аміаку – досить складний процес, який залежно від тих чи інших умов може протікати в різних напрямках. Оптимальний, найбільш вигідний щодо кількості одержуваного продукту, час контактування (зіткнення газів з каталізатором) коливається в межах від однієї до двох десятитисячних доль секунди. За меншого часу зіткнення газу з каталізатором вихід оксиду азоту знижується, позаяк аміак не встигає окиснюватися на каталізаторі. За більшого часу контактування вихід NO також знижується через протікання шкідливих побічних реакцій. Підвищення тиску збільшує швидкість окиснення аміаку до окису азоту. Однак це спричинює збільшення втрат платини каталізатора. В умовах процесу окиснення аміаку платиновий каталізатор поступово стає пухким, втрачає свою первісну міцність, і найдрібніші частинки його відносяться газовим потоком. В установках, що працюють під атмосферним тиском за температури близько 500 °С [1], втрати платини на 1 т азотної кислоти складають 0,04...0,06 г. З підвищенням тиску та температури втрати каталізатора збільшуються в 5...7 разів. Тому азотну кислоту отримують переважно в установках, що працюють під атмосферним тиском.

Створення математичної моделі реактора окиснення дає можливість дослідити властивості об'єкта та перехідні процеси. На рис. 1. зображено графік перехідного процесу за основним потоком витрати аміаку на вході в реактор окиснення.

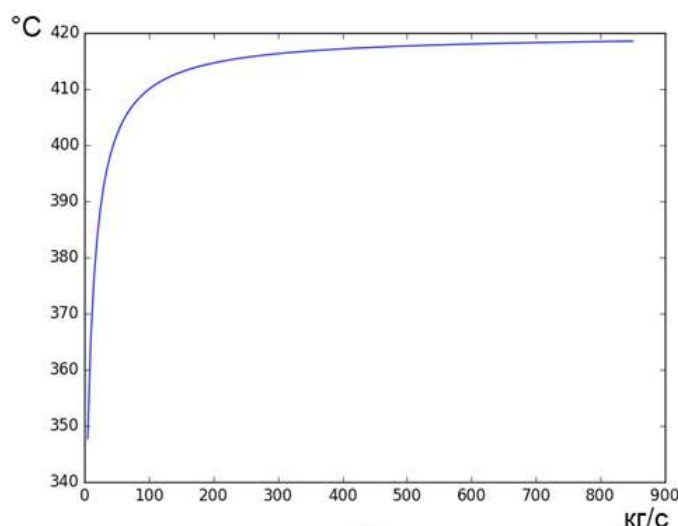


Рис. 1. Графік перехідного процесу зміни температури залежно від витрати аміаку для основного каналу

Як видно, залежність температури від витрати аміаку в основному каналі є нелінійною, зі збільшенням витрати аміаку значно зростає температура

процесу. Для отримання високої концентрації оксиду азоту (до 60...70 % вмісту) потрібно дотримуватись температурного режиму в межах 300...400 °С. Для такого температурного режиму спалювання каталізатора є мінімальним а степінь окиснення аміаку – максимальним.

Однак вплив температури не завжди так чітко виражено – з підвищенням витрати аміаку понад 200 кг/с для каталітичних реакцій окиснення виникають шкідливі побічні реакції, і температура майже не змінюється. У такому разі необхідно аналізувати вплив температури на кожну реакцію окремо та вирішувати проблему відновлення каталізатора. Це ж відноситься і до наступних шарів каталізатора, які в результаті будуть складатися з декількох реакцій, особливо якщо вони мають різний знак теплового ефекту. В даній моделі знаки сходяться, і реакція протікає в одному напрямку.

Математична модель реактора окиснення дозволяє проаналізувати не тільки стаціонарні режими для основного потоку, а також дослідити режим роботи реактора для зворотного потоку. Графік перехідного процесу роботи реактора по зворотному ходу зображено на рис. 2.

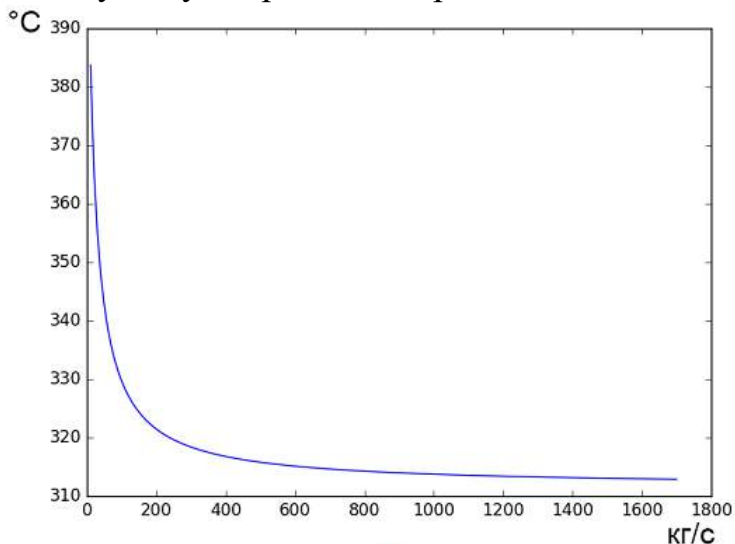


Рис. 2. Графік перехідного процесу зміни температури залежно від витрати аміаку для зворотного каналу

Проаналізувавши результати дослідження, можна зробити висновок, що процес окиснення аміаку є складним процесом. Для дотримання максимально ефективного перебігу процесу треба досить чітко дотримуватись температурних режимів об'єкта. В режимі роботи з високими навантаженнями на об'єкт слід здійснювати балансування основного та зворотного потоків, щоб не спалити каталізатор, та не допускати полум'яного [2] горіння.

1. 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.

2. 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. 338–340. – 3000 экз.

ЛОПАТКОВИЙ КОНЦЕНТРАТОМІР ПАПЕРОВОЇ ПУЛЬПИ ЗІ ЗМЕНШЕНИМ ВПЛИВОМ ШВИДКОСТІ НА ПРОЦЕС ВИМІРЮВАННЯ

Романюк О. М., Кріль Б. А., Кріль О. В.

Національний університет «Львівська політехніка», o.m.romaniuk@gmail.com

Важливим технологічним параметром в процесах переробки макулатури є вимірювання концентрації паперової пульпи. Цей параметр вимірюють за в'язкістю паперової пульпи і це один з небагатьох прикладів вимірювання концентрації середовища за в'язкістю [1]. Метрологічні й експлуатаційні параметри приладів, які розробляються для вимірювання концентрації паперової пульпи, можна покращити шляхом модифікації процесу вимірювання з подальшою алгоритмічною обробкою результатів вимірювання.

Серійні лопаткові концентратоміри паперової пульпи будуються за двома основними принципами: конструкція з лопаткою без активатора, в якій міряють зусилля, що виникає за рахунок в'язкісного тертя під час руху паперової пульпи в трубопроводі [2], та конструкція з активатором, наприклад магнітоелектричним, в якій лопатка періодично рухається і час її переміщення є залежним від концентрації паперової пульпи [3].

На рис. 1 наведено конструкцію лопаткового концентратоміра паперової пульпи, в якому суттєво зменшено вплив швидкості паперової пульпи на результат вимірювання концентрації.

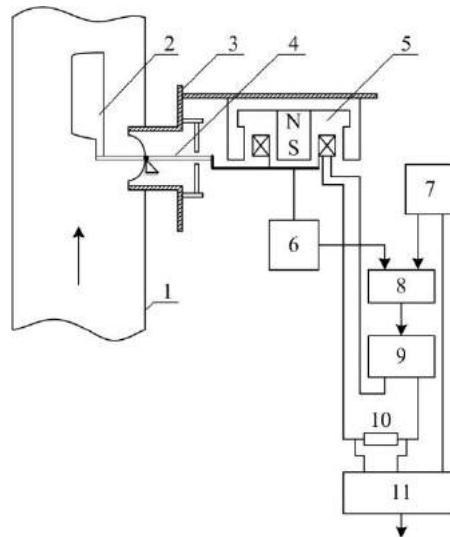


Рис. 1. Принципова схема концентратоміра паперової пульпи з компенсацією впливу швидкості потоку: 1 – трубопровід, в якому протікає паперова маса; 2 – рухома лопатка концентратоміра; 3 – корпус приладу; 4 – важіль, на якому з одного боку закріплена лопатка, а з другого – через герметичне ущільнення – навитка магнітоелектричного перетворювача; 5 – магнітна система магнітоелектричного перетворювача; 6 – приймальний перетворювач переміщення важеля; 7 – генератор імпульсів трикутної форми; 8 – диференційний підсилювач; 9 – підсилювач потужності; 10 – опір для вимірювання сили струму через навитку магнітоелектричного перетворювача; 11 – мікроконтролерна система для обробки інформації та зв'язку з системою відображення та керування технологічним процесом

швидкістю. Швидкість і амплітуда коливань лопатки вимірюються перетворювачем переміщення 6, а задаються генератором імпульсів трикутної форми 7. Слідкувальна пропорційна система з диференційного підсилювача 8 і підсилювача потужності 9 забезпечує максимальну наближеність амплітуди та швидкості переміщення лопатки 2 до форми імпульсів генератора 7. Рух лопатки забезпечує магнітоелектричний перетворювач, який складається з навитки та магнітної системи 5. Струм через навитку магнітоелектричного перетворювача вимірюється за спадком напруги на опорі 10.

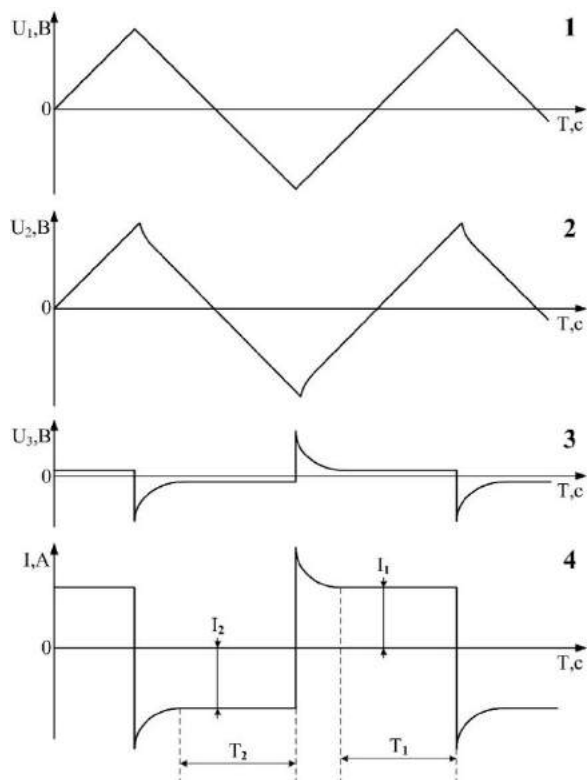


Рис. 2. Графіки зміни напруг та струму в часі після основних складових схеми концентратоміра паперової пульпи з компенсацією впливу швидкості потоку за відсутності руху паперової пульпи та постійному значенні концентрації паперової пульпи: 1 – зміна напруги на виході генератора імпульсів трикутної форми; 2 – зміна напруги після перетворювача переміщення рухомої лопатки концентратоміра; 3 – зміна напруги після диференційного підсилювача; 4 – зміна струму через навитку магнітоелектричного перетворювача

Графік 4, з наведених на рис. 2, під час руху паперової пульпи буде зміщуватись відносно осі ординат i , врахувавши це зміщення, можна скомпенсувати вплив швидкості потоку на результат вимірювання.

1. Технология целлюлозно-бумажного производства: у 3 т. Т. 1. Сырье и производство полуфабрикатов. Ч. 3. Производство полуфабрикатов / С. С. Пузырев, Э. В. Виролайнен, Ю. А. Поляков, А. М. Кряжев. – СПб. : Политехника, 2004. – 316 с. – Библиогр.: с. 198–217. – ISBN 5-7325-0821-X.

2. Instrument engineers handbook: Process Measurements and Analysis, 4th ed., vol. 1 / Bela G. Liptak // ISA, The Instrumentation, Systems, and Automation Society, 2003. – 1912 p. – Bibliogr.: p. 1323–1328. – ISBN 9780849310836.

3. “MBT-2500 User manual”, BTG Pulp and Paper Technology AB, Säffle, Sweden. – 2007. – 192 p.

УДОСКОНАЛЕННЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПІДГРІВНИКІВ ВИСОКОГО ТИСКУ ТЕПЛОВИХ ЕЛЕКТРИЧНИХ СТАНЦІЙ

Слободян Х. О., Фешанич Л. І.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, ms.slobodian@mail.ru

В Україні діють 15 великих теплових електростанцій (ТЕС) потужністю понад 1 млн. кВт кожна. Вони працюють на вугіллі, природному газі, мазуті та дизельному паливі. Сумарно ТЕС виробляють 80 % електроенергії України, тому актуальною задачею є забезпечення безперервності їхньої роботи.

Регенеративні підігрівники високого тиску (ПВТ) використовуються для підвищення термічного коефіцієнта корисної дії (ККД) циклу шляхом перенесення тепла від турбіни до живильної води, повертаючи її в цикл.

Мета дослідження полягає в удосконаленні системи автоматизації ПВТ ТЕС. Група регенеративних підігрівників живильної води високого тиску ТЕС складається з трьох підігрівників, в яких вода послідовно підігрівається парою з трьох відборів турбіни зі зростаючими тисками. Рівень конденсату грійної пари в корпусі ПВТ регулюється автоматичним пристроєм, що підтримує нормальний рівень, зливаючи надлишок конденсату в дренажну систему.

Конденсат грійної пари останнього ПВТ через регулятор рівня каскадно скидається в попередній підігрівник, змішується з його конденсатом і через регулятор рівня надходить в перший підігрівник або в конденсатор, а суміш конденсатів всіх трьох ПВТ через перший регулятор рівня надходить в підігрівник низького тиску. У разі підвищення рівня конденсат закриває частину труб, що знижує поверхню теплообміну. Проте великий запас води в корпусі підігрівника може викликати її скипання і аварійний викид пароводяної суміші в парову турбіну у разі, коли за різкого зниження навантаження турбіни недостатньо швидко закриваються зворотні клапани на паропроводі відбору. Зниження рівня конденсату в підігрівниках неприпустиме, оскільки з оголенням дренажних патрубків у них може з'явитися пара. Для поповнення втрат у схемі передбачено відбирання води зі водосховища. Для забезпечення підігрівання та деаерації додаткової води використовується теплота пари з п'ятого відбору. У разі підвищення рівня в будь-якому підігрівнику вище заданого системою автоматичного захисту спочатку відключається вся група ПВТ, а потім і весь енергоблок. ПВТ ТЕС працюють за тисків до 40 МПа і температури пари до 500 °С [1]. Складні умови експлуатації ПВТ підвищують вимоги до системи їх автоматизації та захисту. Ці вимоги задовольняються на етапах виготовлення та експлуатації пристроїв системи.

Рівняння матеріального балансу ємностей [2] підігрівників з поперечними перерізами F_1, F_2, F_3 мають такий вигляд:

$$Z_1(t) = \frac{G_{\text{пр}}(t) - G_2(t)}{F_2} \quad Z_2(t) = \frac{G_1(t) - G_2(t)}{F_2} \quad Z_3(t) = \frac{G_2(t) - G_3(t)}{F_3}.$$

Витрати рідини по тракту:

$$G_{\text{вх}} = (P_{\text{вх}}^0 - Z_1)^{1/2} X_1; G_1 = (Z_1 - Z_2)^{1/2} X_2; G_2 = (Z_2 - Z_3)^{1/2} X_3; G_{\text{вих}} = 2(Z_3)^{1/2} X_4,$$

де X_1, X_2, X_3, X_4 – входні площі перерізів клапанів; $Z_1(t), Z_2(t), Z_3(t)$ – рівні в підігрівниках; $G_{\text{вх}}, G_{\text{вих}}$ – витрати рідини на вході і виході; $P_{\text{вх}}$ – тиск рідини на вході. Тут розглядається режим зі скиданням рідини в конденсатор із тиском, близьким до нуля. Схема групи ПВТ складається з трьох ємностей, конденсат з яких зливається каскадно, трьох регуляторів рівнів та засувки на вході пари до останнього ПВТ (рисунок).

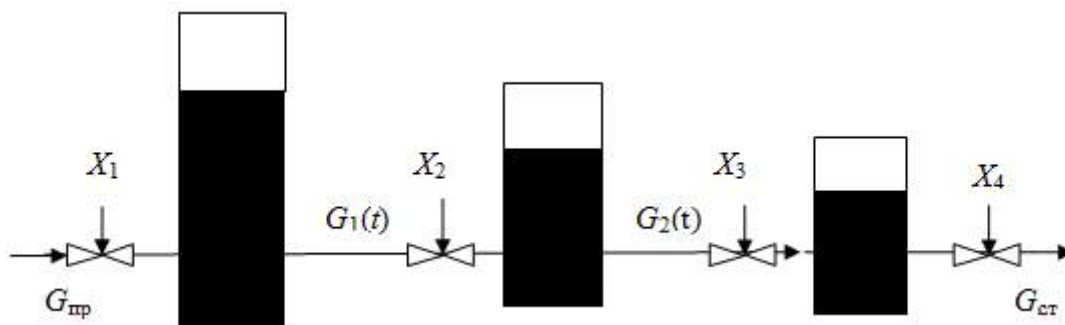


Схема групи ПВТ

У схемі передбачено вимірювання температури, тиску та витрати давачами місцевого розташування. Основними вимірюваними параметрами є рівень і тиск, оскільки система підігрівників перебуває під високим тиском живильних насосів і відбірної пари, також передбачено сигналізацію граничних значень цих параметрів, яка виводиться оператору.

Натепер система автоматизації ПВТ потребує удосконалення, бо встановлені регулятори Реміконт Р21 і система Каскад вичерпали свій ресурс. Вимірювальні давачі й інші засоби вимірювання, захисту та сигналізації рівня, температури, тиску та витрати замінено сучасними, які виготовлені відомими фірмами *Siemens* та *Honeywell*. Використано мікропроцесорний контролер МІК-51, який відповідає усім вимогам системи керування. Застосування новітніх приладів для удосконалення системи автоматизації ПВТ ТЕС підвищить надійність і швидкодію чинної системи керування.

1. **Марушкин В. М.** Подогреватели высокого давления турбоустановок ТЭС и АЭС [Текст] / В. М. Марушкин, С. С. Иващенко, Б. Ф. Вакуленко. – М.: Энергоатомиздат, 1985. – 136 с. – Библиогр.: с. 131. – 144. – ISBN 978-5-91283-047-1

2. Автоматизації технологічних процесів у нафтовій і газовій промисловості [Текст] : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ютер. інтегр. технології» / Г. Н. Семенов, Я. Р. Когуч, Я. В. Куровець, М. М. Дранчук. – Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2009. – 300 с. – Библиогр.: с. 291. – 304. – ISBN 978-966-694-106-3.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ВИЛУЧЕННЯ МЕТАЛІВ ІЗ ВІДХОДІВ

Корчуганова О. М., Любимова-Зінченко О. В., Заїка Р. Г., Канарова К. І.
Східноукраїнський національний університет ім. В. Даля, kristenkanarova@gmail.com

Моделювання кінетики хімічних реакцій вважається досить складною задачею багатьох галузей хімії та хімічної технології, що постійно розв'язується експериментально в ході різноманітних хімічних досліджень. Враховуючи, що процеси розчинення цікавлять спеціалістів різних галузей промисловості – окрім хіміків, це металурги, матеріалознавці, геологи, екологи, ними створено велику кількість рівнянь, які описують окремі випадки процесу розчинення твердої речовини.

Швидкість розчинення кристалічних тіл у рідинах визначається або дифузійною кінетикою, або швидкістю гетерогенної хімічної реакції на поверхні контакту фаз і підпорядковується законам хімічної кінетики. В міру підвищення концентрації речовини в рідкій фазі швидкість розчинення зменшується за логарифмічним законом, з найбільшою швидкістю процес іде в чистому розчиннику під час отримання розведених розчинів. Однак у виробничих умовах зазвичай прагнуть отримувати концентровані розчини, позаяк вони вимагають менших обсягів апаратури, меншої витрати енергії на переміщення, нагрівання або охолодження і т. ін. За будь-яких прийомів розчинення його інтенсивність зростає з ростом відносної швидкості їх переміщення, величини поверхні твердої речовини тощо.

Вилуговування – це екстрагування рідким розчинником розчинної твердої компоненти з системи, що складається з двох або більшої кількості твердих фаз, класичний приклад – вилуговування цінних компонентів з виробничих відходів. Процеси вилуговування йдуть значно повільніше, ніж процеси простого розчинення тих же речовин. Швидкість вилуговування залежить від структури оброблюваного матеріалу, в тому числі від пористості та розміру пор.

Кінетика процесів вилуговування металів з мінеральної сировини, в тому числі вторинної (відходів), зазвичай описується типовими рівняннями, відповідними до окремих механізмів. Такі рівняння досить часто використовують для опису реальних процесів переробки мінеральної сировини [1], і для опису вилуговування металів з відходів [2]. Автори роботи [1] для опису процесу розчинення титанових концентратів, швидкість якого залежить як від дифузії реагентів до поверхні реагування, так і від швидкості реакції на поверхні розділу фаз, яка рівномірно скорочується, використали рівняння

$$1 - (1 - x)^{1/3} = kt, \quad (1)$$

де x – ступінь перетворення сировини; k – константа швидкості; t – час, сек.

Інше рівняння використовували для опису вилуговування мангану з відходів [2]:

$$x = 1 - \exp(-Ash(Wt)), \quad (2)$$

де W – питома швидкість розчинення манган (IV) оксиду, порядок реакції $n = 0,6$.

Окрім традиційних рівнянь для опису кінетики вилуговування компонентів відходів користуються експериментально-статистичними рівняннями, наприклад, як у [3] для опису кінетики розчинення міді з гальваношламів:

$$1/\sqrt{x}=0,1561+0,0434 \cdot 1/t^{1,43}, \quad (3)$$

де x – ступінь розчинення міді.

Для опису кінетики розчинення металів часто використовують електрохімічні рівняння, в тому числі для опису кінетики розчинення золота та срібла в ціанідних розчинах:

$$E = E^0 + (RT/nF)(\ln c^S Ox/c^S Red) \quad (4)$$

де E – величина електродного потенціалу.

Як правило, для складання математичного опису процесів розчинення металів властивим є урахування всіх складових швидкості процесу.

Так, для характеристики розчинення металів в електрохімічних процесах пропонується [4] таке рівняння:

$$J_F - J_{dif} - J_{migr} = dn_{Me^{2n+}}(\dot{t})/Qdt, \quad (5)$$

де J_F – потік, зумовлений електрохімічною реакцією; J_{migr} – міграційний потік; J_{dif} – дифузійний потік; Q – повна площа електрода.

Різноманіття наявних рівнянь опису кінетики процесів розчинення металів змушує дослідників вирішувати одні й ті самі задачі з одержання математичних моделей розчинення металів та їх сполук, якщо вони виникають у різних галузях науки. Узагальнення одержаних раніше рівнянь і створення спеціалізованого інформаційного ресурсу дозволило б суттєво спростити цю задачу.

1. **Годунов Е. Б.** Изучение кинетики растворения диоксида марганца с целью рационального использования отработанных химических источников тока [Текст] / Е. Б. Годунов, И. В. Артамонова, И. Г. Горичев // *Металлург.* – М.: ЗАО «Металлургиздат», 2011. – № 5. – С. 80–85. – Библиогр.: с. 85. – ISSN 0026-0827.

2. **Козырев А. С.** Исследование процесса растворения концентратов октаоксида триурана в азотной кислоте [Текст] / А. С. Козырев, Т. Г. Шикерун, А. С. Рябов и др. // *Известия Томского политехнического университета.* – Томск: Издательство ТПУ, 2007. – № 3. – С. 20–25. – Библиогр.: с. 25. – ISSN 2500-1019.

3. **Астрелин И. М.** Щелочное извлечение меди из гальванических шламов [Текст] / И. М. Астрелин, А. Н. Синюшкин, И. В. Иванюк // *Наукові вісті НТУУ «КПІ». Сер. «Хімія та хім. технологія».* – К.: НТУУ «КПІ», ВПІ ВПК «Політехніка», 2008. – № 6. – С. 108–113. – Библиогр.: с. 113. – ISSN 1810-0546.

4. **Нечипорук В. В.** Математична модель електророзчинення металів при наявності активно-пасивних переходів та сольової плівки [Текст] / В. В. Нечипорук, І. В. Берладин, Т. В. Слієнко // *Вісник Харківського національного університету.* – Харків.: Видавництво ХНУ, 2005. – № 648. – С. 43–45. – Библиогр.: с. 45. – ISSN 0453-8048.

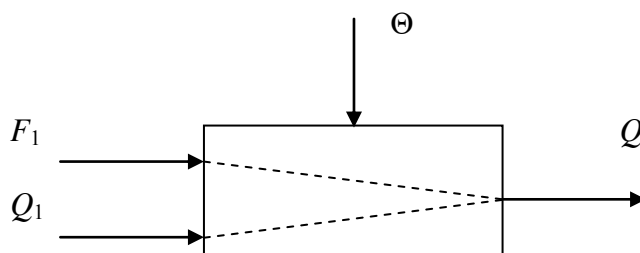
СТРУКТУРНО-ПАРАМЕТРИЧНА СХЕМА РЕАКТОРА В ПРОЦЕСІ ГІДРОКРЕКІНГУ У ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ КАТАЛІЗАТОРА

Янкевич О. К., Ситніков О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, spooru310396@gmail.com

Процес гідрокрекінгу з трифазним псевдозрідженим шаром каталізатора призначено для переробки нафтових залишків з високим умістом смол, сірчистих і металоорганічних сполук для отримання малосірчистих нафтопродуктів: бензину, реактивного, дизельного та котельного палив. Як сировину можна використовувати мазут, гудрон, важкі вакуумні газойлі, газойлі коксування, крекінг-залишки, високов'язкі нафти з бітумінозних порід та ін. [1]. Процес вимагає вимірювання витрати речовин на вході та виході.

Основним апаратом технологічної схеми виступає реактор, входними параметрами в якому є витрата та концентрація нафтових залишків, а вихідними – концентрація бензину [2]. На основі даних про роботу реактора розроблено структурно-параметрична схема [3], представлена на рисунку.



Структурно-параметрична схема реактора:

F_1 – витрата нафтових залишків; Q_1 – концентрація нафтових залишків;
 Q – концентрація бензину на виході; Θ – кероване збурення (температура нафтових залишків)

У результаті досліджень розроблена структурно-параметрична схема реактора, яку в подальшому буде використано для створення рівняння матеріального балансу реактора.

1. **Ахметов С. А.** Технология глубокой переработки нефти и газа [Текст]: учеб. пособ. для вузов / С. А. Ахметов. – Уфа: Гилем, 2002. – 673 с. : ил. – Библиогр.: с. 527–551. – 5000 экз. – ISBN 5-7501-0296-3.

2. **Лукінюк М. В.** Контроль і керування хіміко-технологічними процесами [Текст]: У 2-х кн. Кн. 2. Керування хіміко-технологічними процесами: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом: «Хімічна технологія та інженерія» / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2012. – 336 с. : ил. – Библиогр.: с. 315–317. – 300 пр. – ISBN 978-966-622-520-0. – ISBN 978-966-622-531-6 (Кн. 2)

3. **Бесекерский В. А.** Теория систем автоматического управления / В. А. Бесекерский, Е. П. Попов. – М.: «Наука», 1972. – 769 с. : ил. – Библиогр.: с. 756–760. – 25000 экз. – ISBN 5-93913-035-6.

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ СТАТИКИ РЕАКТОРА ОКИСНЕННЯ АМІАКУ З УРАХУВАННЯМ ЗМІНИ ТЕМПЕРАТУРНИХ РЕЖИМІВ

Онiщенко В. О., Миленський В. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, v.onishchenko@i.ua

Виробництво азотної кислоти є одним із небезпечних видів виробництва сильнодіючих кислот. На одній із стадій відбувається процес окиснення аміаку з виділенням оксиду азоту. Окиснення відбувається під дією платинового катализатора, можливе також використання інших катализаторів, наприклад, оксид хрому. В присутності катализатора аміак досить швидко окиснюється [1] киснем з виділенням значної кількості теплоти. Для отримання оксиду азоту використовують тришаровий реактор окиснення, в якому по чергово пропускають через шари катализатора аміак, змішаний з повітрям. Під дією катализатора підвищується швидкість реакції, що в подальшому впливає на зміну температури в самому катализаторі та зміну тиску в об'єкті. Одним із важливих стадій процесу є забезпечення дотримання рівномірного [2] розподілу температури на шарі катализатора та лінійності процесу при переході вихідної речовини до іншого шару. Для дослідження температурного режиму роботи реактора окиснення, а саме статичних характеристик запропоновано побудувати модель статички, яка буде відображати стан об'єкта зі зміною температури вхідних потоків і температури в самому реакторі. Для цього сформуємо рівняння матеріального балансу.

Рівняння матеріального балансу за цільовим компонентом має вигляд

$$dq_1 + dq_2 + dq_p = dq_v + dq \quad (1)$$

де dq_1 – кількість теплоти, що потрапляє в реактор окиснення з першим потоком; dq_2 – кількість теплоти, що потрапляє в колону з другим потоком; dq_p – кількість теплоти, що утворюється в результаті реакції; dq_v – кількість теплоти, що накопичується в реакторі об'ємом V ; dq – кількість теплоти, що відводиться з реактора.

Запишемо рівняння (1) у технологічних змінних:

$$dq_1 = F_1 C_1 T_1 dt, \quad (2)$$

де F_1 – витрата азоту на вході в реактор; C_1 – теплоємність азоту в реакторі по основному ходу; dt – приріст часу. T_1 – температура потоку основного ходу на вході в шар катализатора;

$$dq_2 = F_2 C_2 T_2 dt, \quad (3)$$

де F_2 – витрата азоту на вході в реактор по зворотному ходу; C_2 – теплоємність азоту в реакторі по зворотному ходу; dt – приріст часу; T_2 – температура потоку зворотному ходу на вході в шар катализатора;

$$dq_p = \rho V K (T - T_n) dt, \quad (4)$$

де ρ – густина газової суміші в реакторі (визначається з рівняння Менделєєва-Клапейрона; V – вільний об'єм реактора синтезу; K – швидкість хімічної реакції; T та T_n – температури потоку азоту на виході та на вході з катализатора відповідно;

$$dq_v = \rho V C dT, \quad (5)$$

де dT – зміна температури на виході з каталізатора; C – теплоємність азоту в реакторі;

$$dq_v = \rho VT dt. \quad (6)$$

У другому та третьому шарах каталізатора концентрація азоту Q_n формується в результаті змішування двох потоків.

Температура потоку азоту на вході з каталізатора визначається за формулою

$$T_n = \frac{(F_1 T_1 + F_2 T_2)}{F_1 + F_2}. \quad (7)$$

Швидкість хімічної реакції K , залежить від температури процесу. Ця залежність визначається рівнянням Ареніуса:

$$K = K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_p}\right), \quad (8)$$

де K_0 – константа швидкості реакції, $1/c$; E – енергія активації реакції; R – універсальна газова стала; T_p – температура реакції.

Таким чином, з урахуванням рівнянь (2) – (8) рівняння (1) в технологічних змінних набуде вигляду:

$$F_1 C_1 T_1 dt + F_2 C_2 T_2 dt + \frac{rPV}{RT_p} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_p}\right) \left(T - \frac{F_1 T_1 + F_2 T_2}{F_1 + F_2}\right) dt = \frac{PVC}{RT_p} dT + (F_1 + F_2) C T dt. \quad (9)$$

Рівняння (9) являє собою нелінійну математичну модель полиці колони синтезу по концентрації метанолу. Змінними величинами в цій моделі є такі параметри: F_1 , T_1 , F_2 , T_2 , T , P . Проведемо лінеаризацію рівнянь (9), використовуючи розкладання в ряд Тейлора. Виразимо з рівняння (9) сталі величини. Отримаємо

$$F_1 C_1 T_1 + F_2 C_2 T_2 + \frac{rPV}{RT_p} K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_p}\right) \left(T - \frac{F_1 T_1 + F_2 T_2}{F_1 + F_2}\right) = \frac{PVC}{RT_p} + (F_1 + F_2) C T. \quad (10)$$

Рівняння (10) є рівнянням статички або статичною моделлю реактора окиснення по температурі вихідного потоку синтез-газу. Це рівняння може бути використане для знаходження режимних параметрів процесу або для знаходження невідомих параметрів математичної моделі. Рівняння (10) є розмірною математичною моделлю реактора окиснення на шарі каталізатора по концентрації азоту у виробництві азотної кислоти. Для переходу до безрозмірної математичної моделі кожний доданок рівняння (10) помножимо і розділимо на номінальне значення відповідної змінної. В результаті побудови математичної моделі було досліджено, що в даному процесі важливим параметром також є тиск у системі, який можливо дослідити за допомогою статичної моделі реактора окиснення.

1. 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.

2. 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. 338–340. – 3000 экз.

СТВОРЕННЯ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ПІДГОТОВКИ ГАЗУ

Ониськів О. О., Борин В. С.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, olko.onyskiv@yandex.ua

Одним із процесів, який входить у комплекс заходів підготовки природного газу, є абсорбція – процес поглинання з газу вологості, вуглеводневих компонентів, сірчаних сполук та інших часток за допомогою спеціальних рідин-абсорбентів.

Основу математичної моделі процесу абсорбції природного газу складають рівняння матеріального та теплового балансів [1]. Для побудови математичної моделі абсорбційного процесу приймаються такі допущення:

- рідина на тарілках колони повністю перемішується;
- масообмін на тарілках описується гідродинамічною моделлю повного витіснення.

У побудові математичної моделі процесу прийнято, що

$$x = x_{m+1}; y_n = y_0; y_k = y_m; x_k = x_1,$$

де x_n, y_n , і x_k, y_k – початковий і кінцевий вмісти вологи у рідкій та газовій фазах на вході і виході абсорбера.

Рівняння матеріального балансу для m -ої тарілки абсорбера має вигляд:

$$\frac{d(l_m x_m)}{d\tau} = L_{m+1} x_{m+1} - L_x x_m - \bar{G}_m, \quad (1)$$

$$\frac{d(V_m y_m)}{d\tau} = G_{m-1} y_{m+1} - G_m y_m - \bar{G}_m, \quad (2)$$

де l_m, V_m – кількість рідини і газу на m -ій тарілці; x_m, y_m – вміст вологи у рідкій і газовій фазах на m -ій тарілці; G_m – кількість вологи, що переноситься через поверхню фаз в одиниці об'єму апарата; L_m, G_m – витрати рідкої і газової фаз на m -ій тарілці; τ – час процесу абсорбції.

Враховуючи (1) і (2), отримаємо:

$$\frac{d(l_m x_m)}{d\tau} = L_n (1 + x_{m+1}) x_{m+1} - L_n (1 + x_m) x_m + G_n (1 + y_{m-1}) y_{m-1} - G_n (1 + y_m) y_m, \\ (1 - \eta) y^2 m + \eta y_{mp} - (1 - \eta) [1 - (1 + y_m) y_{m-1}],$$

де $\eta = ak_{oy} / (ak_{oy} + G_n)$ – коефіцієнт корисної дії тарілки; $y_{mp} = k_{mp} x_{mp}$ – рівноважний склад вологи у газовій фазі на m -ій тарілці.

Таким чином матеріальний баланс на m -ій тарілці набуде вигляду:

$$\frac{dl_m}{d\tau} = L_{m+1} + L_m - G_{m-1} - G_m,$$

$$\frac{dl_m}{d\tau} = L_n (1 + x_{m+1}) - L_n (1 + x_m) + G_n (1 + y_{m-1}) - G_n (1 + y_m) = L_n (x_{m+1} + x_m) + G_n (y_{m-1} - y_m).$$

Рівняння теплового балансу для m -ої тарілки абсорбера має вигляд:

$$\frac{d(c_{\text{ж}} l_m t_m^{\text{ж}})}{d\tau} = c_{\text{ж}} (L_{m+1} t_{m+1}^{\text{ж}} - L_m t_m^{\text{ж}}) + c_{\Gamma} (G_{m-1} t_{m-1}^{\Gamma} - G_m t_m^{\Gamma})$$

де c_{Γ} , $c_{\text{ж}}$ – теплоємність газової і рідкої фаз; t_m^{Γ} , $t_m^{\text{ж}}$ – температура газової та рідкої фаз на m -ій тарілці.

Використовуючи ряд перетворень, отримано вираз, що описує процес абсорбції природного газу у вигляді системи рівнянь:

$$\left. \begin{aligned} \frac{dl_m}{d\tau} &= L_n (x_{m+1} - x_m) + G_n (y_{m-1} - y_m); \\ \frac{dx_m}{d\tau} &= \frac{1}{l_m} [L_n (1 + x_{m+1}) x_{m+1} - L_n (1 + x_m) x_m + \\ &+ G_n (1 + y_{m-1}) y_{m-1} - G_n (1 + y_m) y_m] - \frac{x_m}{l_m} \frac{dl_m}{d\tau}; \\ \frac{dt_m}{d\tau} &= \frac{1}{l_m} [L_n c_{\text{ж}} (1 + x_m) t_{m+1} - L_n c_{\text{ж}} (1 + x_m) t_m + \\ &G_n c_{\Gamma} (1 + y_{m-1}) t_{m-1} - G_n c_{\Gamma} (1 + y_m) t_m]; \\ y_m &= \frac{-\eta + \sqrt{\eta^2 + 4(1 - \eta)^2 + 1 - (1 + y_{m-1}) y_{m-1} + 4\eta(1 - \eta) y_{mp}}}{2(1 + \eta)}. \end{aligned} \right\}$$

Створено блок-схему математичної моделі процесу абсорбційної підготовки природного газу. Перевірено модель на адекватність та проведено імітаційне моделювання процесу абсорбції. Для удосконалення цього процесу пропонується створити на основі нечіткої математичної моделі бази знань для *Fuzzy*-регулятора [2].

1. **Борин В. С.** Математичний опис задачі автоматизованого керування процесом абсорбційної осушки газу [Текст] / В. С. Борин // Розвідка і розробка нафтових і газових родовищ. Сер. «Технічна кібернетика та електрифікація об'єктів паливно-енергетичного комплексу». – Івано-Франківськ: «Факел», 1998. – С. 46–50. – Бібліогр.: с. 50. – ISSN 0486-0691.

2. **Борин В. С.** Автоматизована система управління технологічним процесом абсорбційної осушки газу на компресорних станціях магістральних газопроводів [Текст] / В. С. Борин // Матеріали VII Міжнародної науково-практичної конференції «Наука і освіта '2004»; Дніпропетровськ, 10–25 лютого 2004 р. – Дніпропетровськ: «Наука і освіта», 2004. – Бібліогр.: в кінці тез. – С. 30–32. – ISBN 966-7191-86-9.

АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ВИДОБУТКУ ГАЗУ

Строган С. М., Борин В. С.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, sem504@ukr.net

Технологія автоматизації технологічного процесу видобування газу потребує постійної еволюції її технологічної бази. Важливим напрямком такої еволюції є використання технології штучних нейронних мереж в автоматизації і керуванні технологічним процесом видобування газу, яке дасть можливість моделювати за допомогою ЕОМ зазначений технологічний процес та визначати вплив того чи іншого параметра на процес. Оскільки родовища зазвичай розташовані у віддалених від промислових центрів районах, то автоматизація газових і газоконденсатних родовищ відіграє величезну роль у підвищенні ефективності їх експлуатації.

Автоматизація видобутку газу передбачає регулювання тиску в газозбірному колекторі. Підтримка заданого тиску газу на виході з промислу забезпечує найкращі умови роботи агрегатів головної компресорної станції. Складність автоматичної стабілізації тиску визначається розсосередженістю ГЗП і їх зв'язком через промисловий газозбірний колектор, а також нерівномірністю відбору газу в магістральному газопроводі.

Система автоматизації процесу видобування газу передбачає та забезпечує:

- автоматичне введення інгібіторів проти утворення кристалогідратів;
- автоматичне скидання конденсату з лінійних збірників конденсату;
- дистанційне включення та відключення свердловин;
- дистанційний контроль основних технологічних та облікових параметрів.

Для розв'язання поставленої задачі вирішено застосувати нейронні мережі, як винятково потужний метод моделювання, що дозволяє відтворювати надзвичайно складні залежності. У завданнях, де лінійна апроксимація незадовільна (а таких досить багато), лінійні моделі працюють погано, а нейронні мережі (вони нелінійні за своєю природою) вчать на прикладах.

Незважаючи на різноманітність видів нейронних мереж та розв'язуваних ними прикладних завдань, математичні моделі на їх основі будуються за загальним алгоритмом: підготовка вхідних даних, вибір виду та архітектури мережі, навчання мережі, аналіз точності та інтерпретація результату.

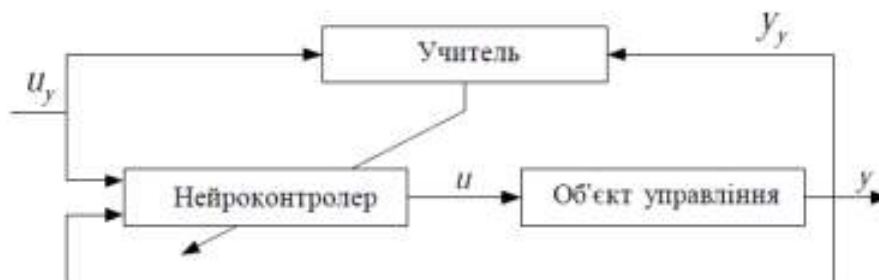
Відомо, що на адекватність нейромережевої моделі перш за все впливає співвідношення обсягу вхідних даних та кількості параметрів моделі, яка виражається формулою

$$N = W/e, \quad (1)$$

де N – розмір навчальної вибірки; W – число вагових коефіцієнтів; e – точність моделі.

Стандартним підходом для забезпечення необхідної точності моделі згідно з (1) є зменшення розмірності задачі.

Використання нейронних мереж дозволяє не тільки прогнозувати стан технологічного об'єкта видобування газу, але й розв'язувати задачу оптимального управління шляхом створення адаптивної системи управління на основі нейроконтролера зі здатністю до навчання (див. рисунок).



Загальна схема системи управління з нейроконтролером

Перевагою нейромережевої системи управління в їхній адаптивності, що базується на здатності нейроконтролера самостійно налаштовуватись під зміни, що із часом відбуваються у структурі й параметрах об'єкта управління або в реальному часі, у темпі процесу керування або асинхронно, у темпі змін, що відслідковують об'єкт управління або зовнішнього середовища*.

Таке рішення цього непростого завдання забезпечується наявністю в складі нейромережевої системи керування блоку або алгоритму навчання, що забезпечує первісне налаштування нейроконтролера, а потім його переналаштування в ході роботи нейромережевої системи керування.

* Синтез Neuro-Fuzzy – контролерів для керування роботою ГПА [Текст] / В. С. Борин, М. І. Когутяк, Л. І. Швець і ін. // Розвідка та розробка нафтових і газових родовищ, ІФН-ТУНГ. – 2013. – № 1. – С. 113–121. Бібліогр.: в кінці ст. – ISSN 1993-9973.

РОЗРОБКА РЕГУЛЯТОРА САК ЕЛЕКТРОПРИВОДУ ДИЗЕЛЬ-ПОТЯГА З ВИКОРИСТАННЯМ ШТУЧНИХ НЕЙРОННИХ МЕРЕЖ

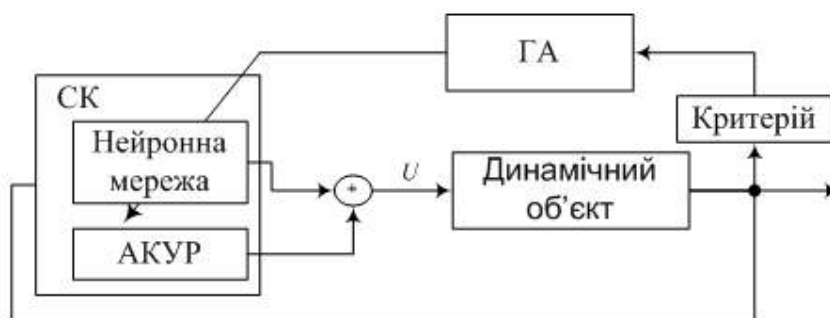
Романюк В. І., Чигур Л. Я.

Івано-Франківський національний університет нафти і газу, bsfg1994@ukt.net

Тяговий електропривод дизель-потяга являє собою конструктивну сукупність тягових асинхронних двигунів, перетворювачів частоти та пристрою керування. Зростання ступеня інтеграції в мікропроцесорній техніці та перехід від мікропроцесорів до мікроконтролерів призвів до заміни аналогових систем керування тяговими електроприводами на системи прямого цифрового керування. САК зазначеного об'єкта являє собою структуру, що змінюється в процесі функціонування в залежності від сформованих експлуатаційних умов (режимів ведення поїзда, навантаження і т. ін.), змінюються також параметри структури САК (наприклад, сталі часу давачів інтенсивності каналів регулювання).

Відповідно до цього вирішення питань, пов'язаних з розробкою регуляторів системи керування, пропонується здійснити за допомогою штучних нейронних мереж. За нейро-мережу обрано багатошаровий перцептрон, що має вхідний, вихідний і два схованих шари. На входи мережі подаються модулі сигналів потокозчеплення та струму фази статорної обмотки, частота обертання ротора та коефіцієнт, пропорційний масі складу. На виході нейронної мережі формується додатковий сигнал U^* , за допомогою якого поліпшується функціонування електропривода.

Удосконалено структурну схему моделі електропривода дизель-потяга із синтезованою системою керування, що містить додаткові канали, реалізовані з використанням штучних нейронних мереж (ШНМ). Така модель характеризується тим, що в її структурі присутні два додаткові елементи, за допомогою яких здійснюється формування додаткових сигналів керування U^* для каналів напруги та частоти. Під час налагодження мережі до регуляторів можна пред'являти ті чи інші оптимізаційні властивості, наприклад, за тих самих енергетичних витрат (коли нейронна мережа включена в систему керування) одержати менший час розвантажування або більший пройдений шлях, або за однакових кінцевих швидкостей зменшити енергетичні витрати на розгін дизель-потяга. Розглядаються й різні комбінації цих критеріїв. У навчанні ШНМ використовувався генетичний алгоритм (ГА). З його допомогою налагоджувалися параметри нейронних мереж відповідно до заданого критерію. Як гени хромосоми в ГА використовуються усі вагові коефіцієнти між шарами нейронних мереж, при цьому перша частина хромосоми являє собою параметри нейронної мережі, що виконує корекцію закону керування за частотою, а друга – за амплітудою. На рисунку наведено узагальнену структуру налагодження параметрів нейронних мереж, що входять до складу синтезованої системи керування.



Узагальнена структура налаштування параметрів ШНМ

Як критерій оптимальності використовувався критерій мінімуму енергетичних витрат у виконанні обмежень за величиною пройденого шляху та швидкості в кінцевий момент часу. На першому етапі випадковим чином генерується похідна популяція бінарних хромосом. Обчислюється критерій функціонування системи керування без використання коригувальних нейронних мереж. Потім визначається індекс пристосованості кожної хромосоми під час функціонування об'єкта і за його значеннями виконується впорядкування популяції. Обчислюється середня по популяції пристосованість. Спираючись на неї, визначається імовірність, з якою кожна особа, що володіє пристосованістю більше середньої, може стати батьком. При цьому для кожного батька в процесі генерації хромосоми нащадка мається дві можливості: або просто бути скопійованим у наступне покоління, або піддаються впливу генетичних операторів. У такий спосіб генерується задане число M -нащадків. Оскільки нащадки отримані від кращих батьків, то їхня пристосованість може бути більш високою. Робота алгоритму закінчується при досягненні популяцією стану адаптації, що ідентифікується по стягуванню ядра популяції спочатку в щільну хмару, а потім у крапку.

Виходячи з отриманих результатів дослідження, можна зробити висновок, що введення штучних нейронних мереж до складу системи керування дозволяє оптимізувати роботу енергетичної системи дизель-потяга в процесі розгону, забезпечуючи при цьому виконання заданих граничних умов. При цьому економія по енергетичних витратах складає не менш 3,2 % порівняно з досліджуваним експериментальним зразком системи керування дизель-потяга.

1. **Чигур Л. Я.** Концептуальні засади методу контролю технічного стану об'єкта на основі штучного інтелекту // Науковий вісник національного лісотехнічного університету України. – Львів. – 2015. – Вип. 25.8. – С. 328–333.

2. **Чигур Л. Я.** Імітаційне моделювання удосконаленого алгоритму ідентифікації технічного стану об'єктів, передаварійних ситуацій та ускладнень, які виникають в процесі роботи складних технологічних систем // Науковий вісник Івано-Франківського національного технічного університету нафти і газу. – Івано-Франківськ : ІФНТУНГ. – 2015. – № 2(39). – С. 139–147. – ISSN 1993-9965.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ ОПТИМІЗАЦІЇ КИП'ЯТИЛЬНИКА РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ У ПРОЦЕСІ ОЧИЩЕННЯ СТИРОЛУ

Загоруй С. В., Ладієва Л. Р.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, boxfiles88@gmail.com

Вимоги до високої продуктивності та якості продукції, а також раціонального використання енергоресурсів і часу обумовлюють доцільність оптимізації роботи основних апаратів будь-якого технологічного процесу. У процесі очищення стиролу одним з основних апаратів є кип'ятильник ректифікаційної колони, призначений для підтримання оптимальної температури та створення висхідного потоку пари в кубовій частині колони.

Кип'ятильник являє собою кожухотрубний теплообмінник, який складається з кожуха (корпуса), трубних решіток і трубок. Теплообмінники такого типу мають велику за обсягом площу теплообміну, прості у виробництві та надійні в експлуатації [1].

У математичному моделюванні з урахуванням спрощень в об'єкті керування можна виділити дві акумулювальні ємності, а саме:

- об'єм рідини у кубовій частині колони;
- об'єм рідини у кип'ятильнику.

У відповідності до цього було складено систему рівнянь теплового балансу акумулювальних ємностей і отримано передавальну функцію для каналу керування. Каналом керування є залежність температури кубового залишку θ в кубі колони від витрати нагрівної пари $F_{\text{п}}$ на вході у кип'ятильник ($F_{\text{п}} \rightarrow \theta$).

Задача оптимального керування процесом нагрівання рідини в кубі ректифікаційної колони полягає в досягненні заданої температури кубового залишку $\theta^{\text{зад}}$ за короткий проміжок часу t_f з мінімальною витратою нагрівної пари $F_{\text{п}}$. Для розв'язання цієї задачі було обрано квадратичний критерій оптимальності [2], який має вигляд:

$$I = \int_0^{t_f} q[(\theta - \theta^{\text{зад}}) + rF_{\text{п}}^2] dt \rightarrow \min ,$$

де q, r – вагові коефіцієнти; $\theta, \theta^{\text{зад}}$ – поточна та задана температура рідини в кубі ректифікаційної колони; $F_{\text{п}}$ – витрата нагрівної пари на вході в кип'ятильник.

В подальшому для даної системи потрібно визначити умови оптимальності та розрахувати оптимальне програмне керування.

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

2. **Ладієва Л. Р.** Оптимізація технологічних процесів [Текст] : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямком «Автоматизація і комп'ют.-інтегр. технології» / Л. Р. Ладієва. – К.: НТУУ «КПІ», 2004. – 192 с. : іл. – Бібліогр.: с. 170–187. – 200 пр. – ISBN 966-622-151-9.

ВИКОРИСТАННЯ ЕКСПЕРТНОЇ СИСТЕМИ У ПРОЕКТУВАННІ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ В ПРИЛАДОБУДУВАННІ

Ярмошенко О. В., Вислоух С. П.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, A_yarmoshenko@bigmir.net

Однією з основних тенденцій останніх років є застосування сучасних комп'ютерних технологій проектування в приладобудівному виробництві. Досягнення науки в розробці систем штучного інтелекту дозволяють виконувати ряд робіт з автоматизації робототехнічних комплексів, автоматизації гнучких виробничих систем і оптимізації технологічних параметрів. Підвищення ступеня інтелектуалізації систем проектування технологічних процесів звільняє працівника від виконання рутинних робіт і підвищує частку його творчості [1]. Інтелектуалізація базується на використанні баз знань і інтелектуальній підтримці процесів прийняття рішень, уніфікації та формалізації процедур обробки знань, розробці й використанні інтелектуальних моделей, організації безперервного накопичення знань, що дозволяє виконувати ряд робіт в приладобудуванні з високою точністю, швидкістю та якістю [2].

Низька ефективність традиційних методів автоматизації проектування, що обробляють інформацію за відомими раніше алгоритмами та засновані на застосуванні складних математичних моделей для розв'язання задач концептуального проектування технологічних систем, вимагає використання сучасних експертних систем (ЕС). Зазначені системи дозволяють розв'язувати задачі проектування з врахуванням знань, які закладено у відповідну базу, досвіду експерта і вмінь проектувальника. Застосування ЕС у технологічному проектуванні дає високу ефективність у розв'язанні задач, які вимагають творчого підходу. Ґрунтуючись на використанні логіко-лінгвістичних моделей, що зберігають формалізовані знання про предметну область, ці системи мають високу гнучкість, яка дозволяє адаптувати їх до умов різних виробництв [3].

З огляду на особливості різноманітних моделей подання знань в ЕС, найбільш придатною для представлення конструкторсько-технологічних знань можна вважати продукційну модель. У використанні такої моделі база конструкторсько-технологічних знань складається із множини конструкторсько-технологічних правил. Їх головними особливостями є природність, модульність і простота організації логічного виведення. На основі такої моделі створено базу знань, яка реалізована за допомогою програмного інструментарію – мови програмування штучного інтелекту *Prolog* [4]. Головними перевагами використання мови *Prolog* є її здатність до порівняння виразів (зіставлення фактів) та наявність внутрішньої реляційної бази даних.

Відповідно до алгоритму проектування технології за допомогою створеної системи інженер-проектувальник описує характеристики деталі та типи її поверхонь, використовуючи сукупності даних і правил, які знаходяться в базі знань. Дані бази знань визначають об'єкти, їх характеристики та значення, що застосовуються під час проектування технологічних процесів. Правила бази знань

визначають способи маніпулювання даними, які характерні для відповідної предметної області.

В роботі розглядаються питання створення ЕС проектування технологічних процесів механічної обробки деталей у приладобудуванні з відповідною базою конструкторсько-технологічних знань та використанням підсистеми інтелектуального аналізу даних на основі експертних правил, довідників та стандартів як джерел інформації про предметну область.

Структурна схема експертної системи складається з бази знань, механізму логічного виведення, модуля отримання знань і системи пояснень. Робота створеної ЕС полягає в наступному. З надходженням інформації від користувача зовнішньою мовою система інтерпретує її у внутрішнє подання за допомогою інтелектуального інтерфейсу, з якого перетворена інформація надходить до механізму виведення. Механізм логічного виведення вибирає з бази знань необхідні правила та факти, використовуючи систему продукцій. Ця процедура завершується отриманням відповідних даних або у разі вичерпаності всіх можливих варіантів вибору. Визначене таким чином рішення з внутрішнього представлення інтерпретується в зовнішнє. За необхідності представлення всього процесу мислення системи інформація з механізму виведення надходить у систему пояснення, а вже потім – до користувача. Операції заповнення, корегування та доповнення бази знань виконуються екпертом за допомогою модуля отримання знань.

Використання створеної ЕС для технологічного проектування реалізовано у вигляді діалогу користувача з системою як в ході розв'язання поставлених задач, так і в процесі набуття знань і пояснення отриманих рішень. Запропонована ЕС проектування технологічних процесів дозволяє постійно накопичувати знання та поповнювати ними базу знань, підвищити ефективність автоматизації технологічного проектування та якість отриманих технологічних рішень. Завдяки високій гнучкості ЕС є можливість її адаптувати до умов різноманітних виробництв.

1. **Масленникова О. Е.** Основы искусственного интеллекта [Текст]: учебное пособие / О. Е. Масленникова, И. В. Гаврилова. – 2-е изд. – М.: ФЛИНТА, 2013. – 282 с. – Библиогр.: с. 13–14. – 500 экз. – ISBN 978-5-9765-1602-1.

2. **Валетов В. А.** Интеллектуальные технологии производства приборов и систем [Текст]: учебное пособие / В. А. Валетов, А. А. Орлова, С. Д. Третьяков. – СПб.: СПб ГУИ-ТМО, 2008. – 134 с. – Библиогр.: с. 5. – 100 экз. – ISBN 978-5-88070-225-1.

3. **Ярмошенко О. В.** Использование систем искусственного интеллекта в приборостроении [Текст] / Ярмошенко О. В., С. П. Выслоух // Збірник тез доповідей науково-практичної конференції студентів та аспірантів «ПОГЛЯД У МАЙБУТНЄ ПРИЛАДАБУДУВАННЯ»; Київ, НТУУ «КПІ», 17–18 травня 2016 р. – К.: НТУУ «КПІ», 2016. – 180 с. : іл. – Бібліогр.: в кінці тез. – С. 71. – 157 пр. – ISBN 978-966-358-771-1.

4. **Ярмошенко О. В.** Интеллектуальные системы принятия решений при проектировании технологических процессов [Текст] / О. В. Ярмошенко, С. П. Вислоух // Молодий вчений. – 2017. – № 2. – С. 229–234. – Библиогр.: с. 231. – ISSN 2313-2167.

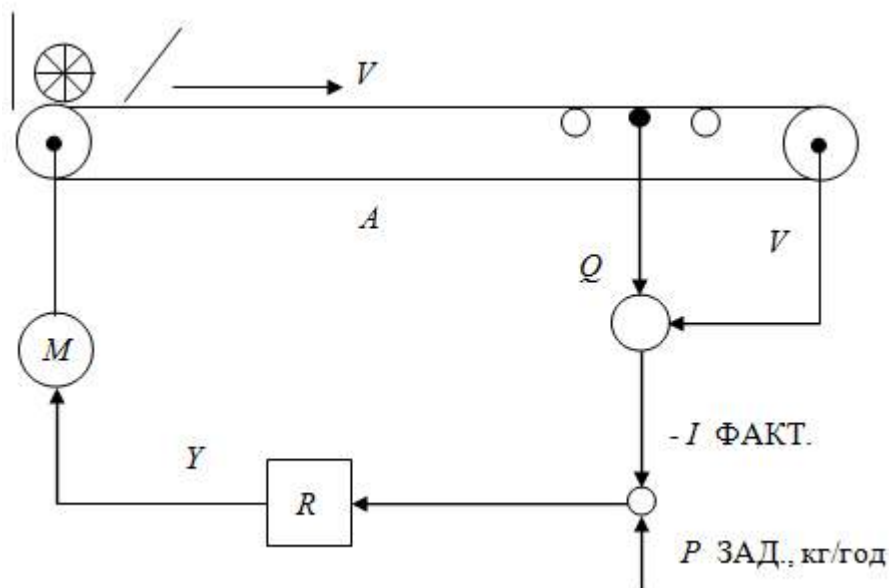
СИНТЕЗ І АНАЛІЗ АВТОМАТИЗОВАНОЇ СИСТЕМИ УПРАВЛІННЯ ПОДАЧЕЮ КЛІНКЕРУ В ЦЕМЕНТНИЙ МЛИН НА ЗАСАДАХ ІНТЕЛЕКТУАЛЬНИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Демків О. А., Семенцов Г. Н.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, 23oleska23@gmail.com

Системи управління подачею клінкеру в цементний млин мають забезпечувати чітке ведення технологічного процесу в регламентних межах, дотримання заданої якості цементу, максимальне використання виробничих потужностей агрегатів та установок, отримання оптимальних чи квазіоптимальних техніко-економічних показників виробництва в умовах апріорної та поточної невизначеності. Тому створення автоматизованої системи управління подачею клінкеру в цементний млин на засадах інтелектуальних технологій є актуальною науково-прикладною задачею.

Стрічковий дозатор встановлюється безпосередньо під бункером з матеріалом. Наддозаторна воронка формує шар матеріалу і забезпечує рівномірний процес витікання матеріалу з бункера. Стрічка дозатора витягує матеріал, який зважується на ваговій платформі. У гравіметричному режимі сигнал різниці між виміряною фактичною продуктивністю I та заданою P подається на регулятор R , керувальний сигнал Y з якого змінює швидкість стрічки доти, поки значення фактичної продуктивності не буде дорівнювати заданій (рисунок).



Система автоматичного відбору матеріалу з бункера: M – ваговий контролер; V – швидкість стрічки; Q – протяжне навантаження; A – ваговий дозатор

Для розв'язання поставленої задачі на основі реальних даних з вагового дозатора побудовано перехідну характеристику об'єкта керування, за допомогою якої в середовищі *MathCad* знайдено функцію передачі вагового доза-

тора та вибрано тип регулятора – пропорційно-інтегрально-диференціальний (ПІД).

Проведено аналіз і синтез автоматизованої системи керування, зображеної на рисунку, розраховано параметри налаштування регулятора, а також проведено аналіз стійкості системи та визначення показників якості, з яких видно, що розроблена система є стійкою, оскільки перерегулювання становить 15,8 % , а час регулювання 3,2 секунди.

Позаяк об'єкт керування функціонує за умов невизначеності, проведено аналіз можливості застосування в ПІД-регуляторі нечіткої логіки. Оскільки інформація, що отримана від оператора, виражена словесно, для її використання в ПІД-регуляторах застосовують лінгвістичні змінні й апарат теорії нечітких множин. На вхід регулятора надходить помилка e , яка використовується для обчислення похідної за часом de/dt . Обидві величини спочатку піддаються для виконання операції фазифікації, потім отримані нечіткі змінні використовуються в блоці нечіткого логічного висновку для отримання керувального впливу на об'єкт, який після виконання операції дефазифікації надходить на вихід регулятора у вигляді керувального впливу u^* .

Отримано позитивний результат застосування нечіткої логіки для налаштування параметрів ПІД-регулятора.

Отже, застосування інтелектуальних технологій в системі автоматизованої подачі клінкеру в цементний млин дозволяє значно підвищити ефективність технологічного процесу.

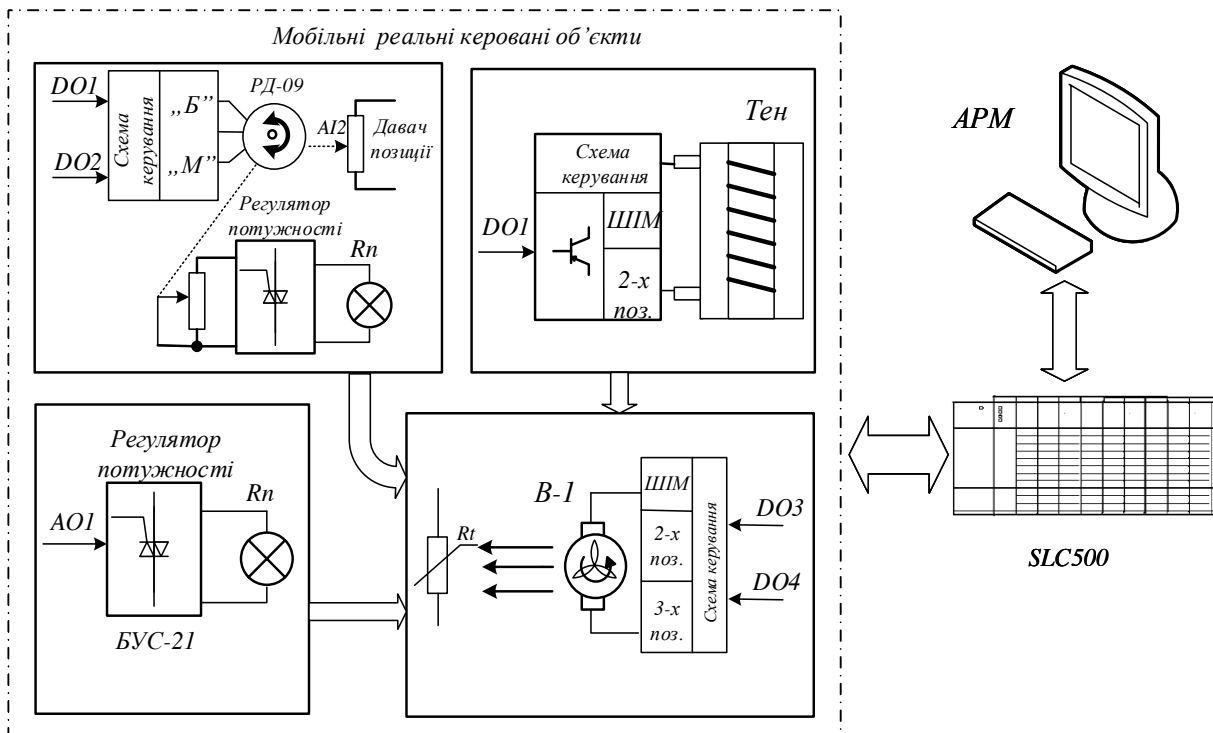
* Автоматизації технологічних процесів у нафтовій і газовій промисловості [Текст]: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ютер.-інтегр. технології» / Г. Н. Семенцов, Я. Р. Когуч, Я. В. Куровець, М. М. Дранчук. – Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2009. – 300 с. – Бібліогр.: с. 291. – 304 прим. – ISBN 978-966-694-106-3.

ДОСЛІДНИЦЬКИЙ ЛАБОРАТОРНИЙ КОМПЛЕКС НА БАЗІ КОНТРОЛЕРА SLC500 ФІРМИ ALLEN-BRADLEY (USA)

Єфремов О. В., Когутяк М. І.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, lammostwanted1@gmail.com

Впровадження сучасних інформаційних технологій для вдосконалення навчального процесу є актуальним питанням сьогодення. Суспільство ставить перед освітньою галуззю низку завдань з підготовки фахівців, котрі могли б критично мислити та вирішувати складні проблеми з використанням сучасних технологій, умінь працювати з інформацією та розвивати власний інтелект. Для підготовки висококваліфікованих спеціалістів у галузі автоматизації важливим моментом є отримання студентами досвіду роботи з мікропроцесорним обладнанням, їх налагодженням, програмуванням і проведенням досліджень на реальних керованих об'єктах. З цією метою створено схематично зображений на рисунку лабораторний комплекс, який складається з АРМ дослідника з набором інструментальних пакетів (SCADA, середовище програмування контролерів), промислового модульного контролера SLC500 фірми Allen-Bradley та низки реальних мобільних тренажерів, які повною мірою відтворюють функції окремих технологічних ланцюгів та агрегатів.



Архітектура лабораторного комплексу:

АРМ – автоматизоване робоче місце; В-1 – вентилятор; ШИМ – широтно-імпульсна модуляція; РД-09 – реверсивний двигун; R_t – термометр опору; R_n – зміна опору; AI-AO – аналогові входи/виходи; DO – дискретні виходи; БУС-21 – вторинний перетворювач; SLC500 – лабораторний контролер; Тен – нагрівний елемент

На рисунку представлено структурні схеми трьох варіантів систем підтримки мікроклімату* з використанням повітряних теплогенераторів, які мають однакову структуру але різні варіанти керування нагрівним елементом.

Управління потужністю нагрівного елемента можна реалізувати з використанням таких технологій: ручне керування; дво- та трипозиційний алгоритм; ПД-регулювання з аналоговим, ШІМ або імпульсним виходом.

Продуктивність нагнітального вентилятора з двигуном постійного струму можна регулювати через пристрої ручного керування й автоматично – за дво-трипозиційним або ПД- чи ШІМ-алгоритмом.

Модульний контролер *SLC500* має уніфікований інтерфейс для підключення даних та ще більше десятка імітаторів керованих об'єктів, що дозволяє досліджувати різноманітні системи автоматичного регулювання та логічно-командного керування. Мовою програмування контролера є *LAD*-діаграми.

Програмування контролера та відлагодження програм здійснюється через програмні пакети *RSLogix 500*, *RSLogix Emulate* та *RSLinx*, а візуалізація ходу досліджень – через *SCADA RSVIEW32*, розгорнуті на АРМі дослідника.

Лабораторний комплекс впроваджений в навчальний процес у 2016 році за результатами курсового та дипломного проектування. На сьогоднішній день для вказаних керованих об'єктів проведено експериментальні дослідження по каналах «потужність нагріву – температура повітря» та «продуктивність вентилятора – температура повітря» і отримано передавальні функції, за якими розраховано параметри налаштування регуляторів, відпрацьовано основні базові технології керування об'єктами та проведена оцінка якісних показників роботи синтезованих систем регулювання.

Надалі планується робота з синтезу та дослідження систем регулювання з аналітично сконструйованими цифровими регуляторами за алгоритмами Даліна, Калмана та іншими з безпосередньою реалізацією в контролері. З використанням *OPC*-сервера *RSVIEW32* реалізовано підключення лабораторного комплексу до *Matlab*, зокрема *Simulink*, з метою синтезу систем з фазі-нейро- та іншими типами нелінійних регуляторів.

Розроблений лабораторний комплекс дає можливість освоїти методику програмування інтегрованої системи керування знизу доверху, отримати практичні навички в синтезі та проведенні досліджень в автоматичних системах керування з традиційними лінійними та нелінійними, а також спеціальними регуляторами на типових теплових об'єктах.

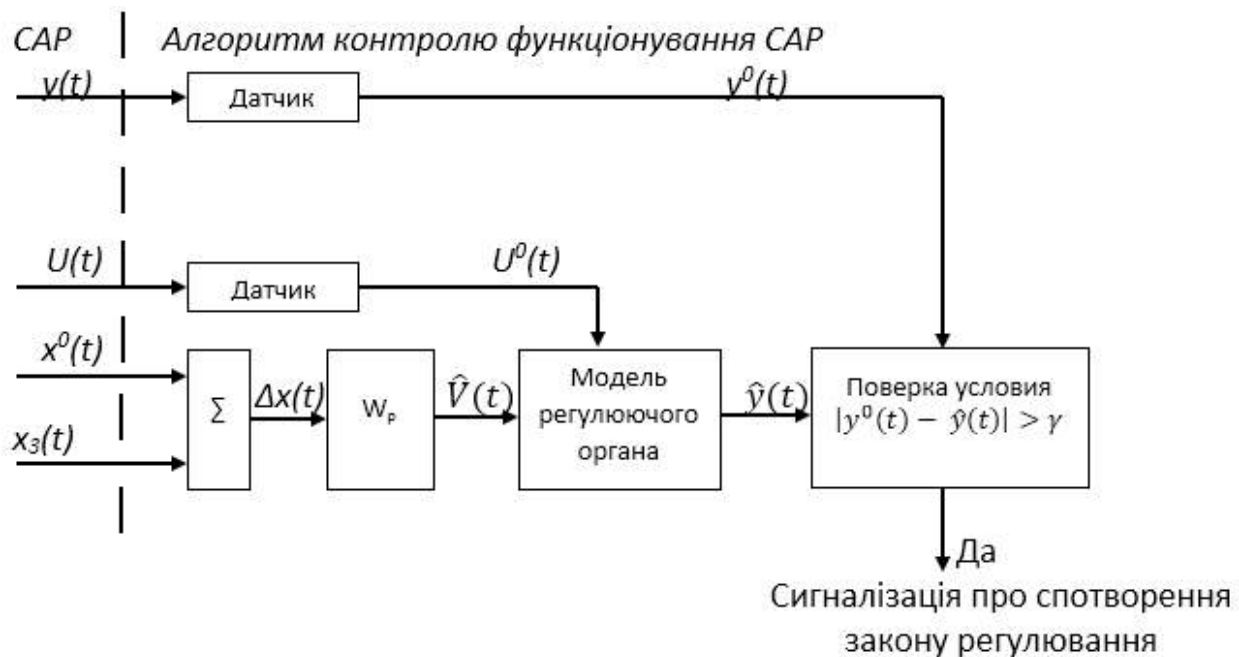
* Дистанційне проведення лабораторних робіт з використанням WEB-технологій [Текст] / Г. Н. Семенов, М. І. Когусяк, А. І. Лагойда, В. А. Солтис // Збірник тез доповідей II Всеукраїнської науково-практичної конференції молодих учених і студентів (Інформаційні технології в освіті, техніці та промисловості); [Електронний ресурс] / Івано-Франківськ, ІФНТУНГ, 6–9 жовтня 2016 р. – ІФНТУНГ, 2015. – С. 161–162. – Режим доступу: <http://ksm.nung.edu.ua/download/Zbirnyk2015.pdf>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

ОПЕРАТИВНА ПЕРЕВІРКА ПРАЦЕЗДАТНОСТІ СИСТЕМ АВТОМАТИЧНОГО РЕГУЛЮВАННЯ

Бунь В. П., Заєць М. С.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, maksymnebesnyy@gmail.com

Під сучасну пору в АСК (автоматизована система керування) технологічними процесами перевірку правильності функціонування пристроїв автоматики та діагностики їх несправностей здійснює обслуговий персонал. Однак можливості оператора щодо своєчасного та швидкого розпізнавання таких ситуацій досить обмежені, тому виникає необхідність у створенні методів і алгоритмів автоматичного контролю працездатності САР, діагностики несправностей і резервування основних пристроїв САР. Основною ідеєю запропонованих методів діагностики є ідея використання функціональної надмірності інформації, що міститься у вимірних значеннях деяких параметрів контуру регулювання. При цьому функціональна надмірність полягає в існуванні апріорі відомих співвідношень між цими параметрами, які визначаються реалізовуваним лінійним законом регулювання.



Структурна схема алгоритму діагностики для одноконтурних САР

Оскільки знаходження дійсного закону регулювання пов'язане з принциповими труднощами, характерними для ідентифікації за наявності зворотного зв'язку, то розглянуто питання про можливості такої ідентифікації. Показано, що під час вимірювання поточних значень регульованої величини $x^0(t)$, керу-

вального впливу $y^0(t)$, завдання регулятора $x_3(t)$ та збурення з боку регульовального органу $u^0(t)$ помилка ідентифікації закону регулювання в принципі може бути зроблена як завгодно малою*.

Розроблені методи діагностики несправностей у лінійних одно- та двоко- нтурних САР, засновані на складанні дійсного та заданого законів регулюван- ня шляхом безпосереднього моделювання оператора $W(p)$ у часовій області. При цьому власне діагностика несправностей здійснюється аналогічно діагно- стиці каналів інформації за допомогою перевірки смислу нерівностей пороого- вого типу (див. рисунок).

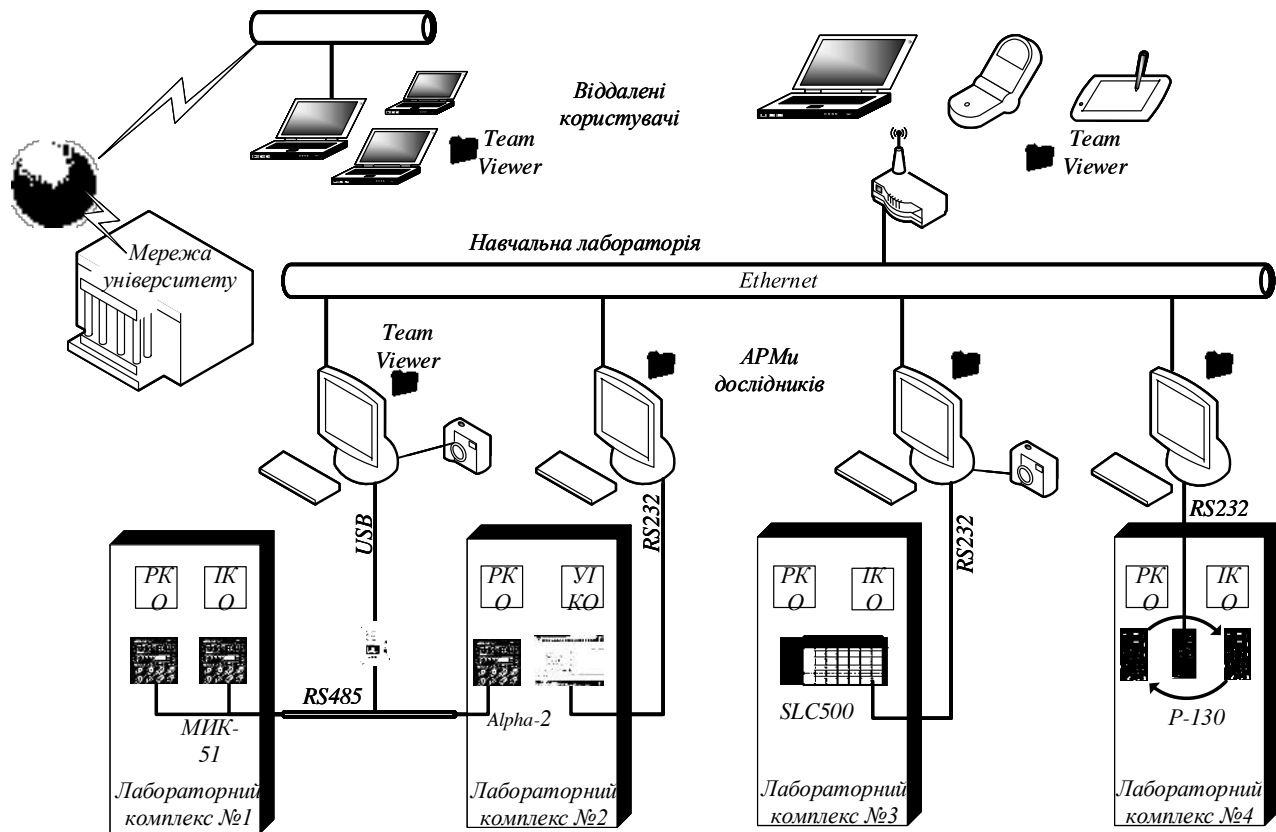
* **Попович М. Г.** Теорія автоматичного керування [Текст]: підручник. – 2-е вид., пере- роблене і доповнене / М. Г. Попович, О. В. Ковальчук. – К.: Либідь, 2007. – 656 с. : іл. – ISBN 978-966-06-0447-6.

ІНТЕГРОВАНА ЛАБОРАТОРІЯ З ВІДДАЛЕНИМ ДОСТУПОМ

Полюхович С. С., Єфремов О. В., Когутяк М. І.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, Iammostwanted1@gmail.com

Згідно з Національною стратегією розвитку освіти України передбачено поступову інформатизацію системи освіти, спрямовану на задоволення освітніх інформаційних і комунікаційних потреб учасників навчального процесу. Тому створення умов для ефективного впровадження інновацій у підготовку фахівців технічного профілю [1], в тому числі й спеціалістів у сфері автоматизації, є актуальною проблемою. Для технічних спеціальностей практична складова є важливою складовою професійної підготовки студентів. Практична підготовка здебільшого реалізується за допомогою лабораторних (ЛР) та практичних робіт.



Структура автоматизованої лабораторії з віддаленим доступом

У відповідності до керівних документів [2] лабораторні роботи проводяться очно у обладнаних навчальних лабораторіях; дистанційно з використанням відповідних емуляторів, тренажерів, віртуальних лабораторій; або за змішаною схемою. Останній варіант можна реалізувати шляхом автоматизованого лабораторного практикуму з віддаленим доступом. Структура лабораторії з можливістю дистанційного доступу представлена на рисунку. Автоматизована лабораторія збудована за ієрархічним принципом. На нижньому рівні знаходяться лабораторні комплекси (ЛК) з досліджуваним обладнанням, до складу яких входять

мобільні реальні та фізичні моделі-імітатори технологічних керованих об'єктів та різноманітне контролерне обладнання (*MIK-51* ПП «Мікрол», *ALPHA2* фірми *MitsubishiElectric*, *SLC500* фірми *ALLEN BRADLEY*, *P-130* фірми *Реміконт*). До ЛК підключені АРМи дослідника через відповідні мережеві засоби. З іншого боку АРМи об'єднані інформаційною мережею *Ethernet* з виходом через корпоративну мережу університету в глобальну мережу *Internet*.

Програмування контролерів та дослідження на лабораторному обладнанні проводиться з АРМ-дослідника через інструментальні програмні компоненти для відповідних контролерів. В *SCADA* створено об'єктні вікна та віртуальні панелі керування та візуалізації процесу досліджень. За очної форм навчання студенти виконують лабораторні роботи безпосередньо на обладнанні лабораторії з використанням також місцевих органів управління передньої панелі стендів.

Дистанційне виконання лабораторних робіт на автоматизованих ЛК можливе через мережу *Internet* з використанням програмного продукту *TeamViewer*, який забезпечує повне перехоплення потрібного АРМу в лабораторії. Дистанційно, з будь-якого місця, де є доступ до глобальної мережі, користувач має доступ до робочого столу АРМ з можливістю роботи у всіх спеціальних програмних компонентах робочої станції. Відчуття реальності виконання ЛР доповнюють установлені у лабораторії *web*-камери, які забезпечують візуалізацію роботи обладнання в реальному часі. Таким чином, відтворюється режим перебування та власних досліджень у лабораторії. Для цього необхідно запуснути *TeamViewer* на локальному та віддаленому робочому місці і обмінятися *ID*-кодами та паролями. *TeamViewer* допускає роботу в режимі конференції, коли декілька віддалених користувачів можуть спостерігати за ходом виконання ЛР з правом переходу ролі виконавця.

Таким чином, високий рівень автоматизації лабораторного обладнання та сучасні інформаційні технології дозволяють забезпечити якість освіти при дистанційному навчанні, ефективно використовувати унікальне та дороге лабораторне обладнання, а головне, підвищує практичну підготовку фахівців з автоматизації чи інших технічних спеціальностей.

1. Особливості навчання за дистанційними технологіями в технічних ВНЗ / В. І. Сокурченко, І. Ф. Огданський, Р. Б. Папірник та ін. // *Строительство. Материаловедение. Машиностроение. Серия*; [Електронний ресурс] / Стародубовские чтения. – 2013 р. – Вип. 67. – с. 343–345. – Режим доступу: http://nbuv.gov.ua/UJRN/smmssc_2013_67_68, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

2. Положення про дистанційне навчання // Офіційний сайт Українського інституту інформаційних технологій в освіті; [Електронний ресурс] – Режим доступу: <http://ena.lp.edu.ua:8080/bitstream/ntb/15098/1/17-Kolodiy-87-90.pdf>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

3. Дистанційне проведення лабораторних робіт з використанням WEB-технологій [Текст] / Г. Н. Семенцов, М. І. Когутяк, А. І. Лагойда, В. А. Солтис // Збірник тез доповідей II Всеукраїнської науково-практичної конференції молодих учених і студентів (Інформаційні технології в освіті, техніці та промисловості); [Електронний ресурс] / Івано-Франківськ, ІФНТУНГ, 6–9 жовтня 2016 р. – ІФНТУНГ, 2015. – с. 167–168. – Режим доступу: <http://ksm.nung.edu.ua/download/Zbirnyk2015.pdf>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ СТАТИКИ РЕАКТОРА ОКИСНЕННЯ АМІАКУ У ВИРОБНИЦТВІ АЗОТНОЇ КИСЛОТИ

Онiщенко В. О., Миленський В. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, v.onishchenko@i.ua

Реактор окиснення аміаку є одним із важливих об'єктів у процесі виробництва азотної кислоти. Каталітичні процеси, що відбуваються в результаті окиснення, виділяють значну кількість тепла та можуть бути небезпечними для робочого персоналу, який знаходиться на виробництві. Наявність у зазначеному об'єкті елементів пришвидшення перебігу реакції синтезу аміаку спричинює змінюваність тиску в реакторі – таким елементом є платиновий каталізатор. Змішаний в реакторі з повітрям аміак [1] проходить через каталізатор, і на виході з об'єкта виділяється оксид азоту. В реакторі окиснення основним параметром контролю вибрано концентрацію оксиду азоту. Для дослідження залежності концентрації від температури та впливу збурень на регулювання концентрації оксиду азоту необхідно побудувати модель статички, яка буде описувати поведінку об'єкта в певній точці вимірювання.

Побудуємо модель статички по концентрації Q оксиду азоту, який утворюється внаслідок реакції, або по концентрації одного з реагентів, який витрачається в реакції. Вибір того чи іншого компонента, по концентрації якого складається модель, залежить від можливості вимірювання концентрації, регулювання, мети керування та ін. Розглянемо складання математичної моделі статички по концентрації Q азоту, який утворюється в реакції. Складемо рівняння матеріального балансу по цільовому компоненту (компонент, який утворюється в реакції). Цільовий компонент надходить в реактор і з першим [2], і з другим потоками, утворюється на каталізаторі реактора внаслідок реакції окиснення, накопичується в реакторі та відводиться з потоком, який виходить з реактора.

Рівняння матеріального балансу за цільовим компонентом має вигляд

$$dm_1 + dm_2 + dm_p = dm_v + dm, \quad (1)$$

де dm_1 – оксиду азоту, яка потрапляє в реактор окиснення з першим потоком; dm_2 – маса азоту, яка потрапляє в реактор з другим потоком; dm_p – маса азоту, що утворюється в реакції; dm_v – маса азоту, яка накопичується в реакторі об'ємом V ; dm – маса азоту, яка відводиться з колони.

Запишемо рівняння (1) у технологічних змінних:

$$dm_1 = F_1 Q_1 dt, \quad (2)$$

де F_1 – витрата азоту на вході в реактор, $кг/с$; Q_1 – концентрація азоту в реакторі по основному ходу, *масова частка*; dt – приріст часу, $с$;

$$dm_2 = F_2 Q_2 dt, \quad (3)$$

де F_2 – витрата азоту на вході в реактор по зворотному ходу, $кг/с$; Q_2 – концентрація азоту в каталізаторі, *масова частка*;

$$dm_p = \rho V K (Q - Q_n) dt, \quad (4)$$

де ρ – густина газової суміші в реакторі (визначається з рівняння Менделєєва-Клапейрона), $кг/м^3$; V – вільний об'єм реактора синтезу, $м^3$; K – швидкість хімі-

чної реакції, $1/c$; Q та Q_n – концентрація азоту на виході та на вході з каталізатора відповідно, *масова частка*;

$$dm_v = \rho V Q dt. \quad (5)$$

У першому шарі каталізатора, концентрації азоту в потоці основного ходу та зворотного Q_1 і Q_2 однакові, тому розрахувати їх можна, прирівнявши до Q_n . У другому і третьому шарах каталізатора, концентрація азоту Q_n формується в результаті змішування двох потоків і, відповідно, буде визначатися за формулою:

$$Q_n = \frac{(F_1 Q_1 + F_2 Q_2)}{F_1 + F_2}. \quad (6)$$

Швидкість хімічної реакції K залежить від температури процесу. Ця залежність визначається рівнянням Ареніуса:

$$K = K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT_p}\right), \quad (7)$$

де K_0 – константа швидкості реакції, $1/c$; E – енергія активації реакції, *Дж/моль*; R – універсальна газова стала, *Дж/моль·К*; T – температура реакції, K .

Таким чином, з урахуванням рівнянь (2) – (7) рівняння (1) у технологічних змінних набуде вигляду:

$$F_1 Q_1 dt + F_2 Q_2 dt + \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \left(Q - \frac{F_1 Q_1 + F_2 Q_2}{F_1 + F_2}\right) dt = \rho V dQ + (F_1 + F_2) Q dt. \quad (8)$$

Рівняння (8) являє собою нелінійну математичну модель полиці колони синтезу по концентрації метанолу. Змінними величинами в цій моделі є такі параметри: F_1 , Q_1 , F_2 , Q_2 , Q . Проведемо лінеаризацію рівнянь (8), використовуючи розкладання в ряд Тейлора, та виразимо з рівняння (8) постійні величини. Отримаємо

$$F_1 Q_1 + F_2 Q_2 + \rho V K_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \left(Q - \frac{F_1 Q_1 + F_2 Q_2}{F_1 + F_2}\right) dt = (F_1 + F_2) Q. \quad (9)$$

Рівняння (9) є рівнянням статички або статичною моделлю реактора окиснення по концентрації азоту. Це рівняння може бути використане для знаходження режимних параметрів процесу або для знаходження невідомих параметрів математичної моделі. Рівняння (9) є розмірною математичною моделлю реактора окиснення на шарі каталізатора по концентрації азоту у виробництві азотної кислоти. Для переходу до безрозмірної математичної моделі кожний доданок рівняння (9) слід помножити та розділити на номінальне значення відповідної змінної.

1. 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.

2. 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. 338–340. – 3000 экз.

СТРУКТУРНА ІДЕНТИФІКАЦІЯ АНАЛІТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ ЗМІНИ ТИСКУ ПАРИ В ПАРОПРОВОДІ КОТЕЛЬНОГО АГРЕГАТУ

Шавранський М. В., Кіндрат А. М., Маланчук І. Т.

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

Основою успіху техніко-економічних досліджень теплоенергетичних процесів є наявність математичних моделей. Неможливо забезпечити якісне керування теплоенергетичними процесами, якщо не відомі їх математичні моделі з достатньою точністю. Тому розробка математичних моделей для процесів теплоенергетики є актуальним питанням.

Розглянемо процес зміни тиску пари в трубопроводі (паропроводі) зі зміною тиску на вході p_1 і виході p_2 трубопроводу та зі зміною степеню відкриття регулювального клапана ξ . Модель являє собою теплообмінник «труба в трубі», в кільцевому каналі якого рухаються продукти згорання, а у внутрішньому – робоче тіло – теплоносій (вода або пара). Сукупність математичних залежностей у вигляді алгебричних або диференціальних рівнянь, що описують взаємозв'язки між вхідними x_i та вихідними y_i величинами фізичної моделі, утворює її математичну модель [1].

Для складання математичних моделей теплових об'єктів використовують моделі з зосередженими та розподіленими теплофізичними параметрами. В моделях з розподіленими параметрами властивості газів, що служать для нагрівання та за робоче тіло, а також геометричні розміри каналів змінюються вздовж шляху руху потоків. Математичний опис такої моделі є досить складним. Для його спрощення з метою визначення наближених динамічних характеристик теплових об'єктів вдаються до складання моделей із зосередженими параметрами. Маса й енергія таких систем зосереджені в одній або декількох матеріальних точках, а фізичні величини, що характеризують систему в кожній точці, не залежать від просторових координат і є тільки функціями часу, тобто вважається, що параметри в системі сталі за довжиною теплообмінника на кінцевій ділянці.

За такого підходу коректна (порівняно точна) модель парогенератора в цілому може бути представлена у вигляді послідовного або паралельного з'єднання ділянок із зосередженими параметрами, що являють собою джерела речовини або енергії, або гідравлічні опори. Фізичні величини, що характеризують властивості потоків речовини та енергії за такого представлення теплоенергетичного процесу, залежать тільки від часу.

Структурну схему математичної моделі паропроводу котельного агрегату (парогенератора) наведено на рисунку.

На основі основних рівнянь термодинаміки – рівняння збереження речовини, рівняння стану, рівняння руху, рівняння клапана та певних математичних перетворень [1, 2] отримаємо вираз аперіодичної ланки першого порядку:

$$T \frac{\Delta p(t)}{dt} + \Delta p(t) = k_{p_1} \Delta p_1(t). \quad (1)$$

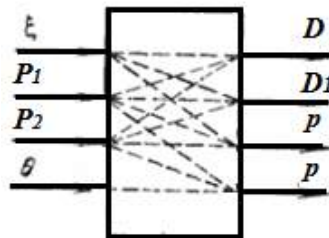
Розв'язком виразу (16) у часовій області $\Delta p = f(t)$ є експонента

$$\Delta p(t) = k_{p_1} \Delta p_1(t) \left(1 - e^{-\frac{t}{T}}\right). \quad (2)$$

Для визначення динамічних характеристик досліджуваної ділянки у вигляді передавальної функції або амплітудно-фазової характеристики застосуємо до (1) (за нульових початкових умов і збурювальному впливі Δp_1 у вигляді ступінчастої функції) перетворення Лапласа – Карсона. Попередньо позначимо вихідну величину ділянки Δp через $y = \Delta p/p_0$, вхідну через $x_1 = \Delta p_1/p_0$, а їх зображення через $Y(s)$ і $X(s)$, тоді

$$Y(s)(Ts + 1) = k_{p_1} X(s), \quad (3)$$

де $s = d/dt$ – оператор Лапласа.



Структурна схема парового тракту парогенератора

Із рівняння зв'язку між зображеннями вихідної та вхідної величин можна отримати передавальну функцію ділянки по каналу впливу $p_1 \rightarrow p$ ($x_1 \rightarrow y$) як структуру математичної моделі:

$$W(s) = \frac{k_{p_1}}{Ts + 1}, \quad (4)$$

і відповідно амплітудно-фазову характеристику ($s \rightarrow j\omega$):

$$W(j\omega) = \frac{k_{p_1}}{(Tj\omega + 1)}. \quad (5)$$

На основі фізичної моделі парогенератора та парового тракту теплової електричної станції (ТЕС) розроблено аналітичну модель процесу зміни тиску пари в паропроводі котельного агрегату (парогенератора) та проведено структурну ідентифікацію цієї моделі у вигляді передавальної функції аперіодичної ланки першого порядку.

1. Плетнев Г. П. Автоматическое регулирование и защита теплоэнергетических установок / Г. П. Плетнев. – М.: Энергия, 1976. – 424 с. – Библиогр.: с 418–419. – 5000 экз.

2. Серов Е. П. Динамика парогенераторов / Е. П. Серов, Б. П. Корольков. – М.: Энергия, 1972. – 416 с. – Библиогр.: с 410–412. – 3500 экз.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ АВТОМАТИЗАЦІЇ КОЛОНИ СТАБІЛІЗАЦІЇ У ВИРОБНИЦТВІ КРЕКІНГ-БЕНЗИНУ

Вяхірев А. І., Лукінюк М. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, djletrams004@ukr.net

Стабілізація бензинової фракції здійснюється в повній ректифікаційній колоні-стабілізаторі, що забезпечує відділення від нестабільної легкої бензинової фракції вуглеводнів. Колону стабілізації тримають під таким тиском, щоб відгінні – за звичайних умов газоподібні – вуглеводні конденсувались у результаті охолодження проточною водою. У колоні стабілізації передбачено отримання бічним відгоном середньо-октанової частини бензину, що призводить до підвищення октанового числа залишкової фракції риформату. Перед подачею в низ колони нестабільний бензин підігрівається в теплообміннику за рахунок тепла стабільного бензину. На тарілках колони відбувається поділ вхідного потоку на дві фази: пароподібну, яка спрямовується вгору, і рідку, що стікає в низ колони. З сепаратора колони стабілізації виводять вуглеводневий газ під тиском і зріджені вуглеводні, частина яких повертається в колону як холодне зрошення, а балансова кількість виводиться з установки як цільовий продукт.

До головних режимних параметрів колони стабілізації слід віднести: тиск у колоні (0,9...0,95 МПа), температури верху (не перевищує 90 °С) та низу (200...210 °С) колони. Виходячи з особливостей технологічного процесу стабілізації, його апаратурного оформлення та норм технологічного режиму, необхідно забезпечити такий рівень автоматизації колони стабілізації [2]:

- контроль і регулювання витрати нестабільного (гідроочищеного) бензину в низ колони з корекцією за рівнем бензину та температурою низу колони;
- контроль і регулювання температури газорідинної суміші на виході з конденсатора-холодильника водяного охолодження (не вище 40 °С);
- контроль і регулювання витрати зрідженого газу, що подається як гостре зрошення на верхній насадковий модуль колони стабілізації з корекцією за температурою верху колони;
- сигналізацію мінімального (20 % шкали рівнеміра) і максимального (80 % шкали рівнеміра) значень рівня стабільного бензину у випарнику.

Розробка та впровадження системи автоматизації колони стабілізації у виробництві крекінг-бензину забезпечить підвищення якості вихідного продукту та більш раціональне використання сировини та енергії.

1. **Ахметов С. А.** Технология глубокой переработки нефти и газа [Текст]: уч. пособие для вузов / С. А. Ахметов. – Уфа: Гилем, 2002. – 673 с. – Библиогр.: с. 439–447. – 5000 экз.

2. **Лукінюк М. В.** Контроль і керування хіміко-технологічними процесами [Текст]: У 2-х кн. Кн. 2. Керування хіміко-технологічними процесами: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом: «Хімічна технологія та інженерія» / М. В. Лукінюк. – К.: НТУУ «КПІ», 2012. – 336 с. : іл. – Біблігр.: с. 212–241. – 300 пр. – ISBN 978-966-622-520-0. – ISBN 978-966-622-531-6 (Кн. 2).

МОДЕЛЬ РОБОТИ ТРИФАЗНОГО СЕПАРАТОРА В УМОВАХ ЛУКВИНСЬКОГО НАФТОГАЗОВОГО РОДОВИЩА

Поварчук Д. Д.

Івано-Франківський національний технічний університет нафти і газу, povarchuk_dima@mail.ru

На нафтових промислах, зокрема і на Луквинському родовищі, залежно від пластового тиску та прийнятої технологічної схеми збору нафти і попутного газу видобування нафти з свердловин ведеться фонтанним, газліфтними способами або глибинними насосами [1]. За всіх способів видобування устаткування, встановлене на свердловині, працює без постійної присутності оперативного обслуговування персоналу. До основних параметрів належать витрата, тиск, рівень, температура та якісні показники [2].

Актуальною задачею на сьогоднішній день є питання оптимізації технологічних процесів збору та підготовки нафти і газу з метою ефективного використання технологічного обладнання. Тобто йдеться про часткове об'єднання процесу першого ступеню сепарації із груповими замірними установками для свердловин, що мають низький дебіт, яким і є Луквинське нафтове родовище. Експериментальну модель трифазного сепаратора як АГЗУ представлено на рис. 1.

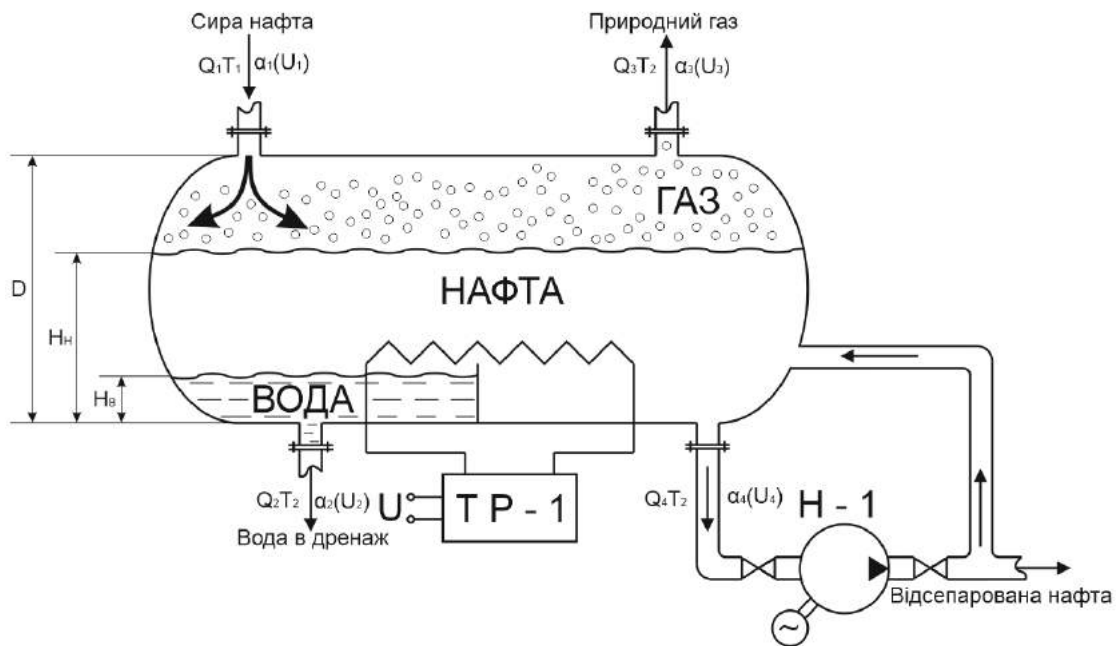


Рис. 1. Експериментальна модель трифазного сепаратора

Для дослідження використано інформаційно-вимірювальні характеристики Луквинського нафтового родовища, що належить до НГВУ «Надвірнанафтогаз» (ПАТ «Укрнафта»). Для обробки та аналізу даних розрахунків перехідних характеристик проводився в математичній лабораторії *MATLAB* за допомогою методу фундаментальної матриці.

В результаті отримано перехідні характеристики керувального об'єкта для виходу нафти та води із сепаратора. Перехідні характеристики наведено нижче

у вигляді графіків. Всі результати отримано за зміни значень вхідної витрати на 25 % та сили струму в регуляторі нагрівача на 35 % .

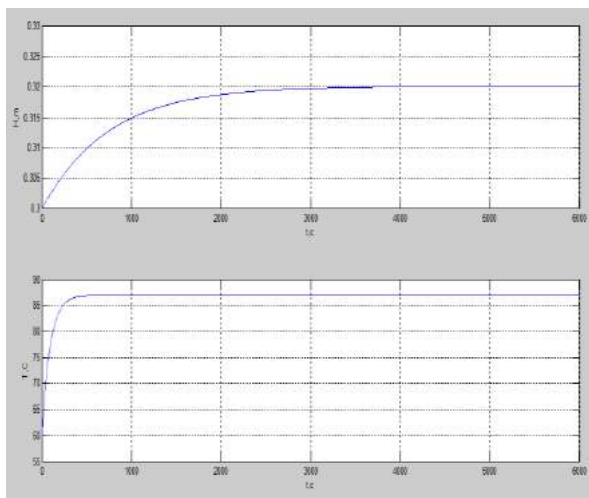


Рис. 2. Результат методу фундаментальної матриці, виходу нафти

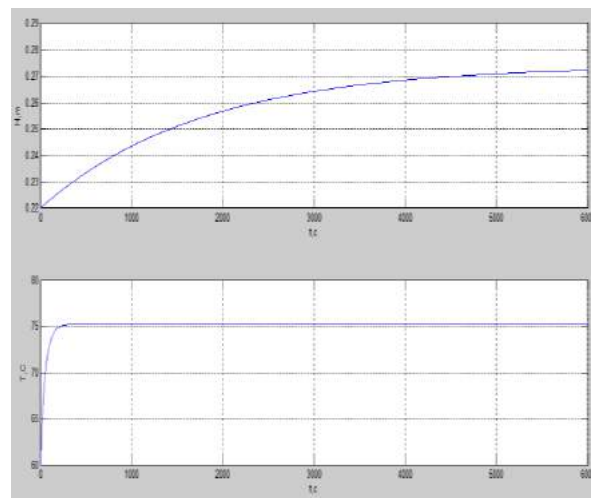


Рис. 3. Результат методу фундаментальної матриці для виходу газу

Позаяк отримана математична модель трифазного сепаратора містила нелінійні залежності між вхідними та вихідними параметрами, було застосовано лінеаризацію (ідеалізацію) математичної моделі. Дослідження математичної моделі проводили аналітичними та числовим методами. В подальшому планується побудувати кореляційні залежності та передавальну функцію об'єкта автоматизації.

Представлені результати розрахунку параметрів математичної моделі роботи трифазного сепаратора як автоматичної групової замірної установки для Луквинського нафтогазового родовища закладають основу для подальших досліджень щодо ефективності оптимізації процесів збору та підготовки нафти в умовах невизначеності, зокрема доцільності проведення заміщення АГЗУ на блочні сепараційні установки першого ступеня.

1. **Горбійчук М. І.** Моделювання об'єктів і систем керування в нафтовій та газовій промисловості [Текст]: Частина II / М. І. Горбійчук. – Івано-Франківськ: Факел, 1999. – 226 с. – Бібліогр.: с. 221.

2. Автоматизації технологічних процесів у нафтовій і газовій промисловості [Текст]: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ют.-інтегр. технології» / Г. Н. Семенцов, Я. Р. Когуч, Я. В. Куровець, М. М. Дранчук. – Івано-Франківськ: ІФНТУНГ, 2009. – 300 с. – Бібліогр.: с. 291. – 304 прим. – ISBN 978-966-694-106-3.

ОПТИМАЛЬНА СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ВИРОБНИЦТВОМ ТОМАТІВ У СПОРУДАХ ЗАКРИТОГО ҐРУНТУ

Лисенко В. П., Мірошник В. О., Лендел Т. І.

Національний університет біоресурсів і природокористування України, taraslendel@rambler.ru

На сільськогосподарських підприємствах, у тому числі й тепличних комбінатах, намагаються досягти максимально можливого прибутку, як правило, шляхом збільшення кількості виробленої продукції. Проте на сьогодні зазначене не завжди призводить до позитивного результату, оскільки суттєву роль при цьому відіграє якість виробленої продукції.

Пропонується для отримання максимально-можливого прибутку у виробництві томатів формування стратегій керування електротехнічними комплексами, що забезпечують підтримання технологічно необхідних параметрів виробництва, здійснювати із врахуванням якості продукції, використовуючи цю інформацію як зворотний зв'язок.

Для реалізації зазначеного було створено математичну модель залежності якості томатів від дії технологічних параметрів (за результатами експерименту як в камері штучного мікроклімату, так і в реальній теплиці). Вхідними факторами були: температура рослин, температура та вологість повітря, а вихідним – якість томатів [1].

Для оцінки впливу технологічних параметрів, якості та кількості рослинної продукції на прибуток у спорудах закритого ґрунту було використано нейронна мережа (багатошаровий перцептрон), коли вхідними параметрами були температури повітря та рослини, вологість повітря та кількість і якість рослинної продукції, а вихідним – прибуток [1, 4]. При цьому кількість виробленої продукції бралась відповідно до стандарту на вирощування томатів.

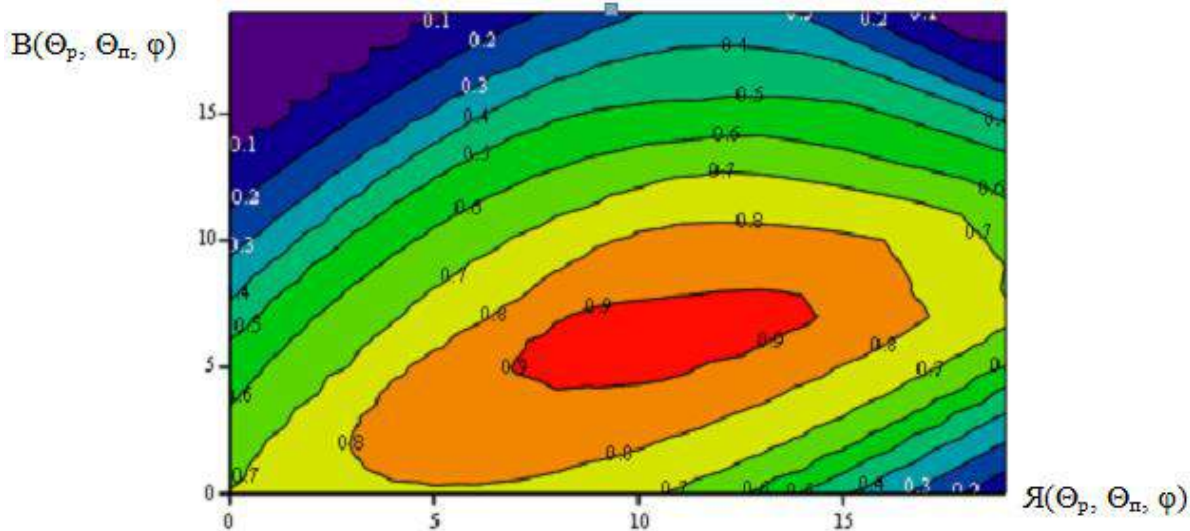
Розрахунок значень факторів, що максимізують прибуток, здійснювали шляхом використання функції бажаності Харрінгтона. Узагальнений критерій оптимізації F (функція бажаності Харрінгтона в безрозмірній формі) забезпечує на поточний момент отримання максимально можливого прибутку виробництва і визначається як [4]:

$$F(Y(\Theta_p, \Theta_n, \varphi), B(\Theta_p, \Theta_n, \varphi)) = (Y(\Theta_p, \Theta_n, \varphi))^{0,5} (B(\Theta_p, \Theta_n, \varphi))^{0,5} \rightarrow \max;$$

$$Y(\Theta_p, \Theta_n, \varphi) \rightarrow \max; B(\Theta_p, \Theta_n, \varphi) \rightarrow \min,$$

де Y – якість продукції, що залежить від температур рослини і повітря та вологості повітря; B – витрати вирощування, що залежать від температур рослини і повітря та вологості повітря; Θ_p – температура рослини, °С; Θ_n – температура повітря, °С; φ – вологість повітря, %; показник 0,5 використовується як ваговий коефіцієнт (взяті однаковими, оскільки прийнято, що Y і B діють рівнозначно на дохід виробництва).

На рисунку як результат досліджень наведена одна із площин, де зображено лінії рівня залежності узагальненого критерію оптимізації від двох змінних технологічних параметрів (Θ_p , Θ_n) за сталої вологості повітря $\varphi = 70\%$.



Лінії рівня залежності узагальненого критерію оптимізації за сталої вологості повітря $\varphi = 70\%$ (якість і видатки подано в безрозмірній формі)

Отримані результати дали можливість створити енергоефективну систему керування біотехнічним об'єктом, котрим є споруда закритого ґрунту та біологічна складова – томати.

Висновки. Розроблено метод енергоефективного керування електротехнічним комплексом теплиці для вирощування рослинної продукції, котрий на основі аналізу природніх збурень, враховування параметрів мікроклімату в теплиці, станів рослин, якості продукції формує керувальні впливи, що максимізують прибуток виробництва.

1. **Лисенко В. П.** Моделі для формування оптимальних стратегій керування у спорудах закритого ґрунту / В. П. Лисенко, Т. І. Лендел // Вісник аграрної науки. – 2015. – Вип. 10. – С. 45–48. – ISSN 2308-9377.

2. Температура рослин як параметр для регулювання / В. П. Лисенко, І. М. Болбот, В. О. Мірошник, Т. І. Лендел // Науковий вісник НУБіПУ. – 2015. – Вип. 209 (1). – С. 64–72. – ISSN 2222-8594.

3. **Лисенко В. П.** Фітотемпературний критерій оцінки розвитку рослини / В. П. Лисенко, І. М. Болбот, Т. І. Лендел // Енергетика і автоматика. – 2013. – Вип. 3 (11). – С. 22–128. – ISSN 2223-0858.

4. **Лисенко В. П.** Оптимізація вирощування томатів в теплиці з використанням функції бажаності Харрінгтона / В. П. Лисенко, В. О. Мірошник, Т. І. Лендел // Автоматизація технологічних та бізнес-процесів. – 2015. – Том 7. – Вип. 4. – С. 33–39. – ISSN 2312-3125.

АНАЛІЗ УСТАНОВКИ ЕКСТРАКЦІЇ АРОМАТИЧНИХ ВУГЛЕВОДНІВ З БЕНЗИНУ ДІЕТИЛЕНГЛІКОЛЕМ ЯК ОБ'ЄКТА АВТОМАТИЗАЦІЇ

Пахотін К. А., Лукінюк М. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, krahotin@mail.ru

Екстракція ароматичних вуглеводнів з бензину за допомогою діетиленгліколю (ДЕГ) застосовується в промисловості головним чином для одержання компонентів моторного палива з високими антидетонаційними властивостями*. На основі рафінатів каталітичного риформінгу виробляють також бензин-розчинник для гумової промисловості, який являє собою вузьку легкокиплячу неароматизовану фракцію.

Значна різниця в складі рафінатного і екстрактного розчинів визначають різницю в проведенні процесів відгонки розчинників із екстрактного і рафінатного розчинів: останній складається в основному з нафтопродуктів, а розчинник складає тільки 10...30 %. Тому відігнати розчинник із рафінатного розчину простіше, ніж із екстрактного, який містить 85...95 % розчинника.

Апаратурне оформлення установки екстракції включає паровий нагрівач, ректифікаційну колону, насоси для подачі розчину рафінату в нагрівач та відкачування звільненого від розчинника рафінату з колони, теплообмінників, холодильника для охолодження рафінату. Сировина – стабільний каталізатор – надходить з блоку риформінгу. Спочатку він попередньо нагрівається в теплообміннику рафінатом, потім водяною парою в підігрівачі до 150 °С і подається в екстракційну колону, у верхню частину якої вводиться 93% -відсотковий водний розчин ДЕГ, у нижню – рециркулянт (верхній продукт відпарної колони). У екстракційній колоні за рахунок багаторазового змішання сировини з розчинником проходить вибіркова протиточна рідкофазна екстракція ароматичних вуглеводнів з каталізатору. Ароматичні вуглеводні, екстраговані ДЕГ, виводяться з низу колони, а зверху відводиться рафінат – деароматизований бензин, який послідовно охолоджується в холодильнику до 35 °С, відстоюється від захопленого розчину ДЕГ і спрямовується на промивання в нижню частину колони. Після промивання рафінат через відстійник виводиться з установки до товарного парку.

Для автоматизації установки екстракції слід забезпечити:

- контроль і регулювання подачі каталізатору на установку;
- контроль і регулювання температури каталізатору на виході з підігрівача;
- контроль концентрації водного розчину ДЕГ на вході у верхню частину екстракційної колони;
- контроль і регулювання температури деароматизованого бензину на виході з холодильника.

У подальшому результати аналізу буде використано для розробки системи керування процесом екстракції ароматичних вуглеводнів з бензину за допомогою діетиленгліколю.

* Гиндин Л. М. Экстракционные процессы и их применение [Текст] / Л. М. Гиндин. – М.: Наука, 1984. – 144 с. – Библиогр.: с. 141–142. – 1450 экз.

РОЗРОБКА СИСТЕМИ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ СКЛАДСЬКИМ ТРАНСПОРТОМ

Ігнат'єв С. О., Єгоров В. Б.

Одеська національна академія харчових технологій, igsergo@gmail.com

Зараз майже весь транспорт керується людиною. І це створює ряд проблем, які можна коротко описати як людський фактор. Обмежимо загальне поняття «транспорт» і розглянемо лише вантажні роботи на тарно-штучних складах.

Розвиток торгівлі у мережі інтернет, створення поштових сервісів та все більшої кількості інтернет-магазинів спонукає до створення відповідних місць для зберігання та відвантажування продукції. Найбільші ритейлери світу мають сотні тисяч найменувань товарів. Щодня відбувається величезна кількість обробок замовлень, їх формування та відвантажування. Для оброблення заявок існують сучасні системи керування складом та хмарні сервіси. У той же час існує проблема в засобах переміщення та пересування вантажів, оскільки й досі більшість таких пристроїв керується людиною. Це спонукає до створення систем автоматизованого керування складським обладнанням та транспортом, які б дозволили виконувати необхідні дії замість людини.

По-перше, це дозволить позбутися людського фактору, через який можуть відбуватися помилки у формуванні замовлення, зіткнення транспорту і т. ін. Все це призводить до уповільнення або зупинки технологічного процесу, витрати часу на усунення наслідків та відповідно збитків для власника.

По-друге, автоматизація формування, переміщення та відвантаження замовлень допоможе скоротити час на виконання цих операцій без погіршення якості, що в свою чергу підвищить вантажопотік.

У межах дисертаційного дослідження на базі науково-дослідницької лабораторії «Мехатроніки та робототехніки» Одеської національної академії харчових технологій виконуються роботи зі створення прототипу мобільної платформи для складу, оснащеної автоматизованою системою керування з можливістю програмування для виконання необхідних операцій з переміщення вантажів без прямої участі людини.

Платформа має колісну базу, оснащена електродвигунами та працює від акумуляторних батарей. Для орієнтації у просторі та безпілотного керування використовуються набір сенсорів та програмований контролер.

Маємо на меті розроблення системи автоматизованого керування процесами переміщення тарно-штучних вантажів у межах складів агропромислового комплексу, інваріативної до зовнішніх збурювальних факторів.

1. **Кирток О. В.** Исследование и синтез оптимальных систем автоматического вождения колесных машин [Текст] : дис. ... канд. техн. наук : 05.13.01 / О. В. Кирток. – О., 1973. – 214 с.

2. **Сафа С. Х. Х.** Модели и средства автоматизации процессов управления [Текст] : дис. ... канд. техн. наук : 05.13.07 / С. Х. Х. Сафа. – О., 2009. – 186 с.

ЗМІСТ

<i>«Кафедра автоматизації хімічних виробництв...»</i>	3
1. Іванов Ю. Ю., Кривогубченко С. Г. Програмне забезпечення для системи передавання даних з адаптивним турбо-декодером	5
2. Манглієва Т. Н., Юхимчук М. С. Аналіз автоматизованої системи управління опаленням в розумному будинку	7
3. Лагойда А. І., Джурин А. В. Автоматизація технологічного процесу осушення природного газу на основі методів нечіткої логіки	9
4. Vashpanov Yu. A. Intelligent chemical sensors with wide range of the measurement	11
5. Лагойда А. І., Кропельницький С. В. Аналіз динамічних властивостей відцентрового нагнітача газоперекачувального агрегату	13
6. Зварич Д. М. Структура автоматизованої системи управління процесом буріння свердловин	15
7. Хобін В. А., Левінський М. В. Автоматична самоналагоджувальна система керування об'єктом технологічного типу	17
8. Batyuk L. V., Chovpan H. O., Knigavko V. G. Methodical features of teaching Medical Information Science at Medical School with «Decision-making in medicine» chapter as an example	19
9. Тюріна Є. О., Ярощук Л. Д. Оптимізація роботи сушарки в технологічному процесі очищення олив адсорбентами	21
10. Копистинський Л. О., Кропивницька В. Б. Керування процесом буріння свердловин на засадах енергоінформаційного підходу	23
11. Бондарева В. А., Жученко А. І. Аналіз процесу випалювання цегли в тунельній печі з точки зору системи керування	25
12. Бородін О. І., Ярощук Л. Д. Математичне моделювання процесу екстракції у процесі очищення бензину від меркаптанів	27
13. Черьопкін Є. С., Пінкас Т. В. Математична модель елементарного теплового об'єкта	29
14. Бунке О. С., Новіков П. В. Контролер на базі системи нечіткого виводу для регулювання інерційних теплоенергетичних параметрів	31
15. Жученко А. І., Остаповець О. Д. Нечітка система керування піччю графітування	33
16. Захарчук А. С., Ситніков О. В. Синтез системи керування реактором у процесі каталітичного крекінгу в псевдозрідженому середовищі	35
17. Шишканінець О. І., Жураковський Я. Ю. Автоматизація технологічного процесу алкілування ізобутану олефінами за присутності фтористого водню	37
18. Жученко А. І., Черевко Л. С. Моделювання «логічної» системи керування процесом формування вуглецевих виробів	38
19. Дітковський І. П., Козаневич З. Я. Регулювання процесу попереднього очищення дифузійного соку у виробництві цукру	40
20. Гуза К. М., Ковалюк Д. О. Проектування клієнт-серверної архітектури <i>Web SCADA</i> системи	42
21. Кучеренко О. К., Жученко А. І. Аналіз процесу виробництва гіпсу із застосуванням ротаційного трубчатого кальцинатора з інтегрованим охолоджувачем	44
22. Ладієва Л. Р., Савицька Т. В. Спосіб автоматичного керування процесом мембранної дистиляції	46

23. Чеб М. В., Жураковський Я. Ю. Автоматизація технологічного процесу виробництва сульфокислот	48
24. Жученко А. І., Черевко Л. С. Синтез системи керування процесом формування вуглецевих виробів на основі ПІД-регуляторів	50
25. Гладченко О. О., Ковалевський В. М. Моделювання системи для компенсації збурення з використанням нейроемулаторів	52
26. Ситніков О. В., Максимик С. В. Розрахунок затрат для процесу триступеневої регенерації розчинника з екстрактивних розчинів	54
27. Serdyukova N. V., Lutay A. N., Klyufinskiy V. B. Software and hardware implementation metalografia Digital usb-microscopy	56
28. Волкова Є. М., Ладієва Л. Р. Математичне моделювання процесу сульфуровування	58
29. Розломій І. О., Косенюк Г. В. Методи виявлення фальсифікацій в електронних документах на основі алгоритмів хешування	60
30. Шитик В. В., Ситніков О. В. Газофракціонувальні установки та їх модернізація	62
31. Жученко О. А., Корж А. П. Показники якості графітованої продукції	64
32. Крих Г. Б., Матіко Г. Ф., Леськів І. В. Комбінована система автоматичного керування пастеризатором поточного типу	66
33. Тугай Є. В., Жученко О. А. Аналіз процесу прожарювання коксуга антрацитуга в обертовій барабанній печі	68
34. Лук'яненко Р. Ю., Ситніков О. В. Підвищення надійності у вимірюванні витрати	70
35. Ковалюк Д. О., Костишин О. В. Визначення передавальної функції теплообмінника за його перехідною характеристикою	72
36. Ладієва Л. Р., Олійник В. В. Система керування процесом зневоднення та гранулювання в апараті псевдозрідженого шару	74
37. Вишневський П. К., Оніщенко В. О. Параметрична схема випарної колони у вторинній перегонці нафти	75
38. Жученко О. А., Блінда Д. О. Система керування процесом виробництва фенолу та ацетону через гідроперекис	77
39. Миленський В. В., Гошовська О. В. Оптимізація трубчатого реактора для процесу отримання циклогексанолу	79
40. Жученко О. А., Волощук М. Г. Постановка задачі керування процесом графітування вуглецевих електродів	81
41. Борзенкова С. В., Ладієва Л. Р. Методи оптимізації роботи гранулятора	83
42. Попович Н. В., Ярощук Л. Д. Формування електронного документа оператора-технолога у виробництві розведеної азотної кислоти	85
43. Береговець Д. А., Ситніков О. В. Аналіз керування очищенням стічних вод методом неперервної ректифікації	86
44. Колоскова О. О., Ковалевський В. М. Аналіз процесу вторинної перегонки бензинового дистилату	88
45. Смирнов В. С., Штіфзон О. Й. Організація структурно-інваріантних перетворювальних систем з прогнозуванням	90
46. Левченко П. І., Бородін В. І. виробництвакарбаміду з рециркуляцією карбамату амонію у вигляді суспензії в мінеральній оливі	92

47. Піргач М. С., Жураковський Я. Ю. Модернізація системи автоматичного керування напірним ящиком з повітряною подушкою	94
48. Алексєнко С. Ю., Ковалевський В. М. Прикладна програма для імітації значень параметрів процесу переробки нафтового дистилляту	97
49. Маханьков Е. Е., Ситніков О. В. Каталітична фосфорно-кислотна полімеризація бутан-бутиленової фракції	99
50. Чернопол В. Б., Ладієва Л. Р. Постановка задачі оптимізації процесу гідроочищення дистиллятних продуктів	101
51. Тихонюк А. М., Миленський В. В. Автоматизація процесу хімічного виробництва полівінілацетату безперевним способом	102
52. Сокол А. В., Бородін В. І. Параметрична схема випарної колони в процесі контактної очищення оливи	103
53. Симоненко Ю. В., Черьопкін Є. С. Аналіз процесу депарафінізації карбаміду для математичного моделювання	105
54. Коржиков В. В., Данькевич А. О. Математичне моделювання екстракційної колони у процесі очищення олив як об'єкта автоматизації	107
55. Ковалюк Д. О., Кабанова А. Е. Розрахунок робастних регуляторів у пакеті <i>Matlab</i>	109
56. Попович О. В., Ярошук Л. Д. Карти контролю якості продуктів у виробництві глинозему методом спікання	111
57. Дмитренко М. В., Оніщенко В. О. Схема керування сушильною камерою в установці для спалювання рідкої сірки	113
58. Некрут О. О. Аналітичний огляд сучасних телевізійних засобів для вимірювання високих температур	115
59. Потіп А. С., Жученко О. А. Постановка задачі автоматизації процесу лужного очищення дизельного палива	117
60. Вяхірев І. І., Козаневич З. Я. Математична модель двокамерної печі у процесі уповільненого коксування	118
61. Ладієва Л. Р., Довбня С. Ю. Оптимальне керування мембранною дистилляцією в процесі опріснення води	120
62. Жураковська О. С., Жураковський Я. Ю., Кваско М. З. Застосування типових проектів у навчальному процесі	121
63. Рихлик Д. Ю., Ковалевський В. М. Аналіз процесу сушіння подвійного суперфосфату в розпилювальній сушарці	122
64. Лобанов А. Ю., Оніщенко В. О. Схема керування контактним апаратом у виробництві сірчаної кислоти контактним-баштовим методом	124
65. Маринець І. В., Ковалевський В. М. Математичне моделювання кубового залишку колони ректифікації в процесі регенерації фурфуролу	126
66. Прядка П. Г., Ковалевський В. М. Математичне моделювання нагрівача парафінового мастила	128
67. Попович Б. О., Черьопкін Є. С. Автоматизація процесу нагрівання рідин	130
68. Козак Д. В., Оніщенко В. О. Каскадна схема керування контактним апаратом у виробництві сірчаної кислоти	131
69. Рихлик Д. Ю., Ковалевський В. М. Схеми автоматизації процесу сушіння подвійного суперфосфату в розпилювальній сушарці	133
70. Бабіченко А. К., Подустов М. О., Кравченко Я. О., Дзевочко О. М. Ідентифікація процесу теплообміну випарника холодильних систем агрегатів синтезу аміаку	135

71. Олійник С. В., Ярощук Л. Д. Дослідження способів керування випарюванням етилбензолу на основі імітаційної моделі випарника	137
72. Маринець І. В., Ковалевський В. М. Моделювання динаміки процесу нагрівання азеотропної суміші фурфуролу з водою	139
73. Головата Ю. Б. Прогнозування передаварійної ситуації, спричиненої порушенням стійкості стінок свердловини в процесі буріння	141
74. Кучера М. М., Оніщенко В. О. Схема керування денітратором у виробництві сірчаної кислоти комбінованим контактним-баштовим методом	143
75. Жученко А. І., Гоч Я. О. Система керування з ітеративним навчанням для процесу пресування вуглецевих виробів	145
76. Прядка П. Г., Ковалевський В. М. Процес нагрівання суміші парафінового мастила як об'єкт керування	147
77. Полковенко Б. Т., Бородин В. І., Бінецький О. Є. Система керування процесом виробництва кристалічного карбаміду марки «А»	148
78. Єфіменко Л. І., Тиханський М. П. Ефективність управління важким стрічковим конвеєром	150
79. Гавриш Б. А., Сташкевич П. М. Параметричний аналіз циліндричного горизонтального реактора у виробництві пічної активної сажі ПМ-70 як об'єкта автоматичного керування	152
80. Войтюк М. М. Розробка пристрою для експертної діагностики системи на основі нечіткої логіки нейронних мереж	154
81. Сорокопуд Р. О. Моделювання ректифікаційної колони як об'єкта автоматизації	156
82. Степанюк М. М., Ковалюк Д. О. Порівняння методів розрахунку систем керування	158
83. Оніщенко В. О., Миленький В. В. Дослідження перехідних процесів реактора окиснення аміаку у виробництві азотної кислоти	160
84. Романюк О. М., Кріль Б. А., Кріль О. В. Лопатковий концентратомір паперової пульпи зі зменшеним впливом швидкості на процес вимірювання	162
85. Слободян Х. О., Фешанич Л. І. Удосконалення системи автоматизації підігрівників високого тиску теплових електричних станцій	164
86. Корчуганова О. М., Любимова-Зінченко О. В., Заїка Р. Г., Канарова К. І. Математичне моделювання вилучення металів із відходів	166
87. Янкевич О. К., Ситніков О. В. Вимірювання витрати в процесі гідрокрекінгу у псевдозрідженому шарі каталізатора	168
88. Оніщенко В. О., Миленький В. В. Математична модель статички реактора окиснення аміаку з урахуванням зміни температурних режимів	169
89. Ониськів О. О., Борин В. С. Створення математичної моделі технологічного процесу підготовки газу	171
90. Строган С. М., Борин В. С. Автоматизація технологічного процесу видобутку газу	173
91. Романюк В. І., Чигур Л. Я. Розробка регулятора САК електроприводу дизель-потяга з використанням штучних нейронних мереж	175
92. Загоруй С. В., Ладієва Л. Р. Постановка задачі оптимізації кип'ятильника ректифікаційної колони у процесі очищення стиролу	177
93. Ярмошенко О. В., Вислоух С. П. Використання експертної системи у проектуванні технологічних процесів в приладобудуванні	178

94. Демків О. А., Семенцов Г. Н. Синтез і аналіз автоматизованої системи управління подачею клінкеру в цементний млин на засадах інтелектуальних технологій	180
95. Єфремов О. В., Когутяк М. І. Дослідницький лабораторний комплекс на базі контролера <i>SLC500</i> фірми <i>Allen-Bradley</i> (USA)	182
96. Бунь В. П., Заєць М. С. Оперативна перевірка працездатності систем автоматичного регулювання	184
97. Полюхович С. С., Єфремов О. В., Когутяк М. І. Інтегрована лабораторія з віддаленим доступом	186
98. Оніщенко В. О., Миленський В. В. Математична модель статички реактора окиснення аміаку у виробництві азотної кислоти	188
99. Шавранський М. В., Кіндрат А. М., Маланчук І. Т. Структурна ідентифікація аналітичної моделі процесу зміни тиску пари в паропроводі котельного агрегату	190
100. Вяхірев А. І., Лукінюк М. В. Постановка задачі автоматизації колони стабілізації у виробництві крекінг-бензину	192
101. Поварчук Д. Д. Модель роботи трифазного сепаратора в умовах Луквинського нафтогазового родовища	193
102. Лисенко В. П., Мірошник В. О., Лендел Т. І. Оптимальна система керування виробництвом томатів у спорудах закритого ґрунту	195
103. Пахотін К. А., Лукінюк М. В. Аналіз установки екстракції ароматичних вуглеводнів з бензину діетиленгліколем як об'єкта автоматизації	197
104. Ігнат'єв С. О., Єгоров В. Б. Розробка системи автоматизованого керування складським транспортом	198

Наукове видання

АВТОМАТИЗАЦІЯ
ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ

ЧЕТВЕРТА МІЖНАРОДНА НАУКОВО-ПРАКТИЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ
МОЛОДИХ УЧЕНИХ, АСПІРАНТІВ І СТУДЕНТІВ

АКІТ-2017

Київ, 19-20 квітня 2017 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 19.04.2016. Формат 60×84¹/₁₆. Папір офс. Гарнітура Times.
Спосіб друку – ризографічний. Ум. друк. арк. 11,86. Обл.-вид. арк. 19,72. Наклад 60 пр. Зам. № 17-55.

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
Видавництво «Політехніка»
Свідоцтво ДК № 1665 від 28.01.2004 р.
03056, Київ, вул. Політехнічна, 14, корп. 15
тел. (044) 204-81-78

КПІ ім. Ігоря Сікорського
Видавництво «Політехніка»