



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



АВТОМАТИЗАЦІЯ ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ – 2021

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

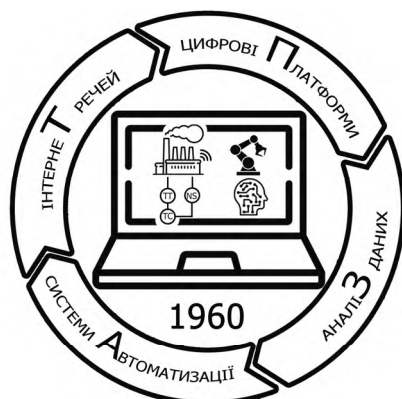
АКІТ – 2021

Київ, 21–22 квітня 2021 року
Матеріали конференції



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

Інженерно-хімічний факультет



КАФЕДРА
ТЕХНІЧНИХ ТА ПРОГРАМНИХ
ЗАСОБІВ АВТОМАТИЗАЦІЇ

АВТОМАТИЗАЦІЯ
ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ – 2021
VIII МІЖНАРОДНА НАУКОВО-ПРАКТИЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ
МОЛОДИХ УЧЕНИХ, АСПІРАНТІВ І СТУДЕНТІВ

АКІТ – 2021

Київ, 21–22 квітня 2021 року

Матеріали конференції

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2021

УДК 66.01-52:004](062)

A22

A22 **Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології – 2021** : Матеріали VIII Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, аспірантів і студентів (АКІТ – 2021); м. Київ, 21–22 квітня 2021 р. / уклад. М. В. Лукінюк. – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2021. – 110 с. : іл.

ISBN 978-966-990-021-0

Наведено матеріали VIII Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, студентів і аспірантів «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології (АКІТ – 2021)», яка відбулася в Національному технічному університеті України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» 21–22 квітня 2021 року. Висвітлено сучасні підходи та методи в автоматизації виробничих процесів, математичному моделюванні технологічних об'єктів, дослідженні та синтезі сучасних комп'ютерних систем керування.

Для науковців, аспірантів і студентів вищих навчальних закладів.

УДК 66.01-52:004](062)

Рекомендовано до друку
Вченою радою
Інженерно-хімічного факультету
Національного технічного університету України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
(Протокол № 3 від 29.03.2021 р.)

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

Укладання, редагування, правка та комп'ютерне верстання *М. В. Лукінюка*
Редагування англomовних матеріалів *А. Ю. Сазонова*

ISBN 978-966-990-021-0

© Автори тез доповідей, 2021

© КПІ ім. Ігоря Сікорського (ІХФ), 2021

Кафедра технічних та програмних засобів автоматизації



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 автоматизації», 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 стали студенти хіміко-технологічного факультету, які висловили бажання отримати спеціальність «Автоматизація технологічних процесів хімічних виробництв». Через рік кафедру перейменували («Кафедра теоретичних основ автоматизації і автоматизації хімічних виробництв»), а згодом вона отримала назву «Кафедра автоматизації хімічних виробництв» (кафедра АХВ).

У 2020 році відбулося об'єднання кафедри автоматизації хімічних виробництв та кафедри кібернетики хіміко-технологічних процесів в єдину кафедру під назвою «Кафедра технічних та програмних засобів автоматизації» (кафедра ТПЗА).

Перший випуск інженерів, підготовлених кафедрою, відбувся 1963 року. Того ж року кафедра перейшла на факультет хімічного машинобудування КПІ. У подальшому кафедру 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 39 викладачів, серед яких 3 професори, 18 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. Випускники кафедри успішно працюють програмістами у ІТ-компаніях, банках, керівниками відділів автоматизації на підприємствах, інженерами у науково-дослідних та проектних організаціях.

Кафедра радіє професійним успіхам своїх вихованців. Зокрема з радістю сприйняли звістку про те, що у цьогорічному рейтингу *Forbes 30 under 30 Europe* (список найуспішніших у своїх галузях людей віком до 30 років) у розділі *Technology* відзначена наша випускниця Єлизавета Дзюба, яка пройшла повний курс навчання на кафедрі технічних та програмних засобів автоматизації (тоді ще АХВ) і у 2014 році отримала ступінь магістра. Вона відзначена як співзасновниця сервісу *Flawless App* – інструменту для порівняння проектного і реального дизайну мобільного додатку. Сьогодні *Flawless App* використовують розробники з *Uber*, *Basecamp*, *Disney*, *eBay*, *Nike*, *QIWI*, *Spotify* та інших компаній.

Викладачами та співробітниками кафедри видано понад 90 підручників, навчальних посібників і монографій, оприлюднено сотні наукових публікацій, отримано сотні авторських свідоцтв на винаходи та патентів.

Кафедрою проводиться підготовка бакалаврів, магістрів і докторів філософії за спеціальністю 151 – «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології».

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

телефони: (044) 204-96-70, 204-85-70;

e-mail: tpza@kpi.ua;

сайт: <https://tpza.kpi.ua>

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

Матеріали конференцій друкуються у вигляді збірників, а також розміщуються в електронному варіанті на сайті кафедри.

OVER-EQUILIBRIUM AS A RESULT OF CONSERVATIVELY-PERTUBED EQUILIBRIUM (ACYCLIC AND CYCLIC MECHANISMS)

¹Trishch V., ¹Beznosyk Yu., ²Constales D., ³Yablonsky G.

¹Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute, trishch1212@gmail.com

²Department of Electronics and Information Systems ELIS, Ghent University, Belgium

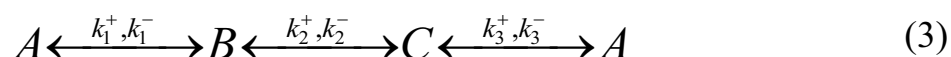
³McKelvey School of Engineering, Department of Energy, Environmental and Chemical Engineering, Washington University in St. Louis, USA, gregoryyablonsky@gmail.com

Finding the optimal mode is a conceptual problem of chemical engineering. In this paper, there were analyzed the transient regimes under conditions of the conservatively – perturbed equilibrium (CPE) recently discovered [1–3]. It is shown that CPE may provide concentration characteristics higher than the equilibrium ones, i. e., "over-equilibrium".

Reversible linear mechanisms with three substances, *A*, *B* and *C* (acyclic (1, 2) and cyclic (3, 4) mechanisms) are considered:



$$k_1^+ = 10, \quad k_1^- = 2, \quad k_2^+ = 6, \quad k_2^- = 2; \quad (2)$$



$$k_1^+ = 10, \quad k_1^- = 2, \quad k_2^+ = 6, \quad k_2^- = 2, \quad k_3^+ = 1, \quad k_3^- = 15; \quad (4)$$

where k^+ and k^- are the rate coefficients for the forward and reversible reactions.

According to the CPE phenomenon, one component, i. e., *B*, is selected so that its initial concentration is equal to its equilibrium value. Remaining two components, *A* and *C*, are selected so that their initial concentrations differ from the equilibrium concentrations maintaining the constant total mass amount.

Graphical dependences are obtained, namely temporal dependencies of concentrations for PFR ("steady-state plug flow reactor") and CSTR ("steady-state continuous stirred tank reactor"): fig. 1 – acyclic system, fig. 2 – cyclic system.

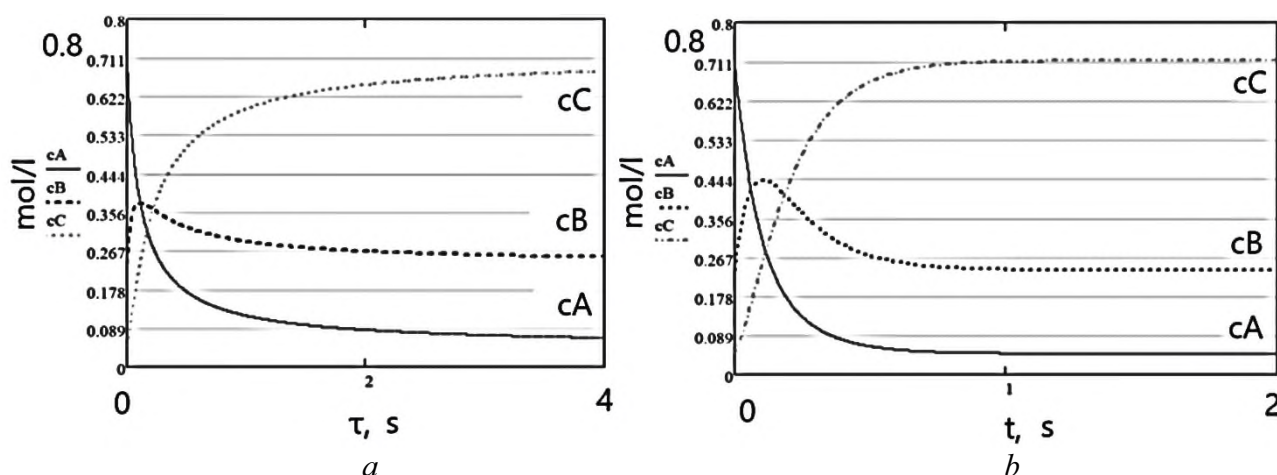


Fig. 1. Temporal concentrations of reactants (a) CSTR and (b) PFR (acyclic mechanism)

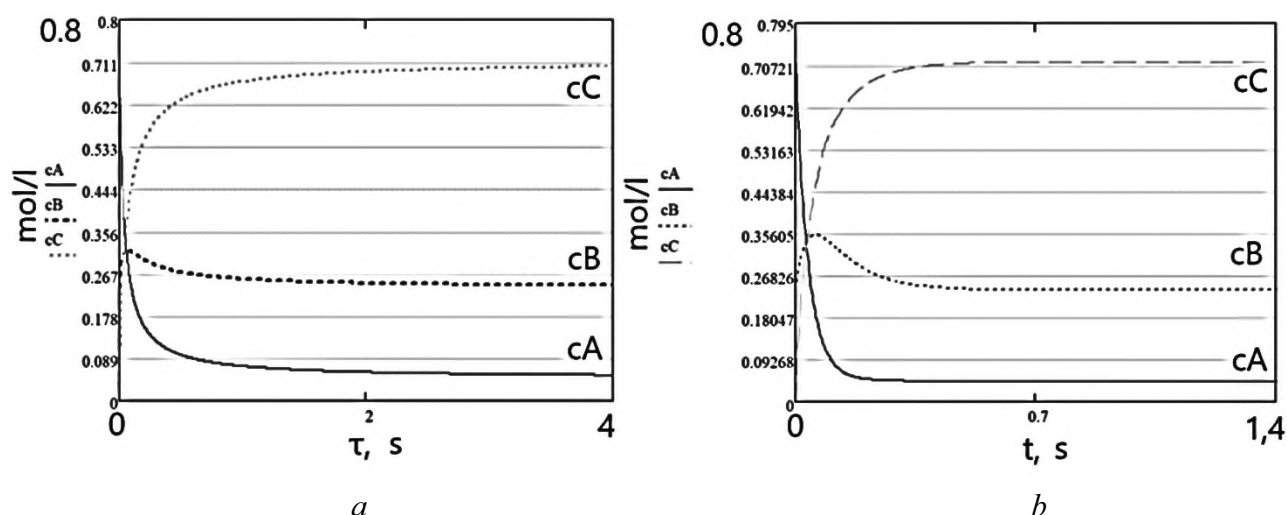


Fig. 2. Temporal concentrations of reactants for: (a) CSTR and (b) PFR (cyclic mechanism)

For the acyclic mechanism, in the CSTR the time of B -extremum onset was insignificantly less than in the PFR (about by 2 %), but the extremum B -concentration in the PFR was significantly greater than in the CSTR (about 20 %).

For the cyclic mechanism, in the CSTR the time of B -extremum onset was less in the CSTR by 6 %, but the extremum B -concentration in the PFR was greater than in the CSTR, about 12 %.

The greater the difference between the initial concentrations of the two substances, the greater the "over-equilibrium" concentration of the third substance, the initial concentration of which was the equilibrium one.

Conclusions. In transient regimes, the concentration extrema are always observed for acyclic and cyclic mechanisms in both reactors, PFR and CSTR i. e., CPE-phenomenon is reproduced in both PFR and CSTR. Considering the same rate coefficients for corresponding reactions, the both mechanisms in the PFR are characterized by higher values of "over-equilibrium" than these mechanisms in the CSTR.

1. Yablonsky G. S., Branco D. P., Marin G. B., Constaes D. Conservatively Perturbed Equilibrium (CPE) in chemical kinetics. *Chemical Engineering Science*. 2019. Vol. 196. P. 384–390. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2018.11.010>.

2. Yablonsky G. S., Constaes D., Marin G. B. Equilibrium relationships for non-equilibrium chemical dependencies *Chemical Engineering Science*. 2011. Vol. 66. P. 111–114. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2010.10.014>.

3. Trishch V. R., Beznosyk Yu. O., Bugaieva L. M., Yablonsky G. S. Reactive chemical systems with equilibrium kinetic relations. *Organization of scientific research in modern conditions '2020: Conference proceedings International scientific conference May, 14–15, 2020. USA, Seattle: KindleDP, 2020. P. 167–172. DOI: <https://doi.org/10.30888/979-865-1656-02-8.0>.*

АНАЛІЗ РЕЖИМНИХ ПАРАМЕТРІВ СУШИЛЬНО-ОХОЛОДЖУВАЛЬНОЇ УСТАНОВКИ

Пшеничний М. Л. , Безносик Ю. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, p.maxis0601@gmail.com

Всі технологічні процеси, що здійснюються на підприємствах, характеризуються низкою параметрів, які можна об'єднати в три групи: вхідні, режимні, вихідні.

Вхідні та вихідні параметри характеризують енергетичні та матеріальні потоки на вході в апарат та на виході з нього (витрати сировини, кількість готового продукту).

В свою чергу режимні параметри дають уявлення про умови протікання процесу в апараті. За своєю фізичною суттю сушіння дисперсних матеріалів є складним дифузійним процесом, швидкість якого визначається швидкістю дифузії вологи з глибини висушуваного матеріалу в довкілля. Видалення вологи під час сушіння зводиться до переміщення тепла та речовини (вологи) всередині матеріалу та їх переносу з поверхні матеріалу в навколишнє середовище.

Таким чином, процес сушіння є поєднанням пов'язаних між собою процесів тепло- та масообміну. Оскільки процес сушіння носить двоякий характер (з одного боку – це теплообмінний процес, з другого – масообмінний), то мають місце дві рухомі сили цього процесу [1]:

- для масообмінного процесу – різниця парціальних тисків (концентрацій водяної пари на поверхні матеріалу P_m і в навколишньому середовищі P_c ;
- для теплообмінного процесу – різниця температур сушильного агента (температура сухого термометра t) і поверхні матеріалу (температура мокрого термометра t_m), яка називається потенціалом сушіння.

В нашому випадку особливістю прийнятої для сушіння установки є обов'язкове охолодження до регламентованих параметрів висушуваного матеріалу [2, 3].

Основні режимні параметри для сушильно-охолоджувальної установки наведено в порівняльній таблиці.

Режимні параметри для сушильно-охолоджувальної установки

№	Змінні	Значення	Допустимі відхилення
1	2	3	4
1.	Продуктивність	30,277 кг/с	$\pm 1,5 \%$
2.	Вологість дисперсного матеріалу перед сушаркою	0,8 %	$\pm 0,05 \%$
3.	Вологість висушеного матеріалу	0,1 %	$\pm 0,02 \%$

	2	3	4
4.	Температура вологого матеріалу	65 °C	± 2 °C
5.	Температура атмосферного повітря перед калорифером	20 °C	± 5 °C
6.	Відносна вологість атмосферного повітря	65 %	± 10 %
7.	Температура підігрітого повітря після калорифера	90 °C	± 5 °C
8.	Температура висушеного та охолодженого матеріалу	20 °C	± 5 °C
9.	Тиск нагрівної пари, що надходить на калорифери	0,233 МПа	± 0,01 МПа

Процес сушіння дисперсного матеріалу відповідає загальним законам випаровування вологи із капілярно-пористих тіл. Кількість вологи, що переміщується зсередини на поверхню тіла і видаляється у вигляді пари, виражається рівнянням

$$i_{\text{ж}} = K_{\text{ж}} \gamma_0 \Delta u \pm K_{\text{ж}} \delta \Delta t \gamma_0 \text{ кг/}(\text{м}^2 \text{ год}),$$

де $K_{\text{ж}}$ – коефіцієнт вологопровідності матеріалу, $\text{м}^2/\text{год}$; γ_0 – питома вага сухого матеріалу, $\text{кг}/\text{м}^3$; Δu – градієнт абсолютної вологості матеріалу, $1/\text{м}^3$; δ – коефіцієнт теплопровідності, $1/\text{град}$; Δt – градієнт температури, $\text{град}/\text{м}$.

Рівняння показує, що сумарний вологопотік $i_{\text{ж}}$ є результатом концентрованого термодифузійного переміщення вологи. Перший член рівняння відображає закон вологопровідності, переміщення вологи визначено градієнтом вологості; другий член – закон теплопровідності.

Співвідношення вологопотоків і вологокоефіцієнтів визначає характер зміни швидкості процесу висушування в часі.

Отже, під час створення системи адаптивного керування (САК) неможливо врахувати всі вхідні параметри об'єкта керування, що впливають на хід технологічного процесу. Представлене рівняння дає визначення швидкості висушування в ході протікання процесу, що в свою чергу полегшує роботу САК.

1. Бурдо О. Г. Эволюция сушильных установок. Одесса: «Полиграф», 2010. 368 с.

2. Бойко Т. В., Абрамова А. О., Пшеничний М. Л. До питання математичного моделювання сушильно-охолоджувальної установки у виробництві цукру. *Інтеграційні та інноваційні напрями розвитку харчової індустрії*: Матеріали третьої міжнародної науково-практичної конференції (1 листопада 2019, м. Черкаси). Том І. Черкаси, 2019. С. 33–37.

3. Пшеничний М. Л., Безносик Ю. О., Бугаєва Л. М. Конструювання автоматизації складних технологічних об'єктів з урахуванням систем адаптивного керування. *Контроль і управління в складних системах (КУСС-2020)*: Тези доповідей XV Міжнарод. конф. Вінниця, 8–10 жовтня 2020 року. Вінниця: ВНТУ. 2020. С. 20–22.

АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ЗНЕСОЛЕННЯ ТУРБІННОГО КОНДЕНСАТУ ЯК ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ

Шевчук А. О., Мердух С. Л.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, msl-ihf@lil.kpi.ua

Важливим процесом у підготовці водного середовища другого контуру атомної електростанції є знесолення турбінного конденсату, який є основною складовою живильної води парогенератора. Для хімічної обробки турбінного конденсату з метою одержання знесоленої води нормованої якості призначена блокова знесолювальна установка (БЗУ).

До складу системи знесолення входять: один двопотоковий електромагнітний фільтр (ЕМФ); п'ять двопотокових фільтрів змішаної дії (ФЗД) із виносною регенерацією на регенераційній установці; п'ять фільтрів-уловлювачів зернистих матеріалів; трубопроводи обв'язки устаткування із арматурами; місцевий щит керування БЗУ, щит автоматики та живлення ЕМФ із контрольно-вимірювальними засобами, пристроями керування, автоматикою, сигналізацією та блокуваннями [1]. Робота ЕМФ повністю автоматизована.

На АЕС України експлуатація ФЗД ведеться із використанням місцевих щитів керування. Схеми автоматичного хімічного контролю відображають лише один із нормованих параметрів якості робочого середовища. Практикується також ведення водно-хімічного режиму без вмикання ФЗД, якщо якість живильної води парогенератора є задовільною. Такий спосіб контролю та керування є недостатнім і може бути небезпечним у разі різкого збільшення кількості домішок у водному середовищі.

Процес керування знесолювальною установкою ускладнюється відсутністю відповідних мнемосхем на дисплеях операторів. Останнім часом проводиться багато досліджень щодо автоматизації процесу знесолення турбінного конденсату [2], проте вони націлені на апаратну частину систем керування.

Отже, актуальним залишається створення сучасного людино-машинного інтерфейсу для моніторингу та керування технологічним процесом знесолення турбінного конденсату другого контуру АЕС, що дозволить забезпечити якісну дистанційну взаємодію оператора із пристроями контролю та керування.

1. 0.ХЦ.3285.ИЭ-07. Водно-химический режим второго контура. Инструкция по эксплуатации. Київ, 2018. 36 с.

2. Мердух С. Л. Керування блочно-знесолюючою установкою у другому контурі АЕС із ВВЕР-1000 : автореф. дис. ... канд. техн. наук.: 05.13.07 / Нац. техн. ун-т України «Київ. політехн. ін-т ім. Ігоря Сікорського». Київ, 2017. 23 с.

ЗАСТОСУВАННЯ ДРОПАУТА ДЛЯ СИНТЕЗУ РОБАСТНИХ РЕГУЛЯТОРІВ

Жученко О. А., Коротинський А. П., Хібеба М. Г.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ihfantkor@gmail.com

Керування повністю детермінованими об'єктами з точним математичним описом – надзвичайно рідкісна річ. У реальних задачах фізичні системи та навколишні умови, в яких вони працюють, не можуть бути змодельовані абсолютно точно. Ці системи можуть змінюватися непередбачуваним чином і піддаватися різноманітним збуренням, природа яких невідома або не враховується. Тому для адекватного опису багатьох реальних об'єктів у їх математичні моделі включають невизначені параметри, що змінюються в заданих інтервалах, а також нелінійні характеристики чи навіть цілі динамічні блоки, які точно невідомі. Об'єкти такого типу потребують використання принципів робастного керування під час розробки систем автоматичного керування.

Виключення або дропаут (від англ. *dropout*) – це метод регуляризації штучних нейронних мереж, призначений для запобігання перенавчання мережі [1]. Головна ідея *Dropout* – замість навчання однієї глибокої нейронної мережі навчити ансамбль декількох мереж, а потім усереднити отримані результати [2].

Ідея застосування дропауту в процесі синтезу систем керування базується на способі представлення невизначеного об'єкта через ймовірнісну зміну його параметрів та усереднення синтезованих оптимальних регуляторів (усереднення ансамблю регуляторів) для отримання в результаті робастного регулятора.

Якщо синтез регулятора повністю детермінованого об'єкта це одна математична задача, то у разі невизначеного об'єкта з'являється набір відповідних задач, що належить заданій допустимій множині Q (множині невизначеності). Усереднення ансамблю регуляторів призводить до певного узагальнення властивостей кожного з них, що в свою чергу і є розв'язанням задач на певні допустимій множині Q , тобто можливість синтезу робастного регулятора.

У разі дискретного розподілу ймовірності випадкової змінної X середнє значення дорівнює сумі всіх можливих значень, зважених відповідно до їхньої ймовірності; тобто, воно обчислюється взяттям добутку кожного можливого значення x випадкової величини X та його ймовірності $P(x)$, і подальшим підсумовуванням всіх цих добутків разом [3].

Розглянемо невизначений об'єкт та представимо його у зручному вигляді:

$$G(s) = (s+1)/(a_0 + a_1 s + a_2 s^2); \quad 0,8 \leq a_0 \leq 1,2; \quad 0,1 \leq a_1 \leq 0,4; \quad 0,8 \leq a_2 \leq 1,2;$$

$$(s+1)/(a_0(p) + a_1(p)s + a_2(p)s^2),$$

де з ймовірністю p коефіцієнти a_0 , a_1 , a_2 набувають випадкові значення із заданих діапазонів.

Відтак для кожного зі штучно сформованих і «проріджених» об'єктів можна синтезувати свій оптимальний регулятор. У цій роботі розглядається ПІД-регулятор, а узагальнення вихідного сигналу розраховується як

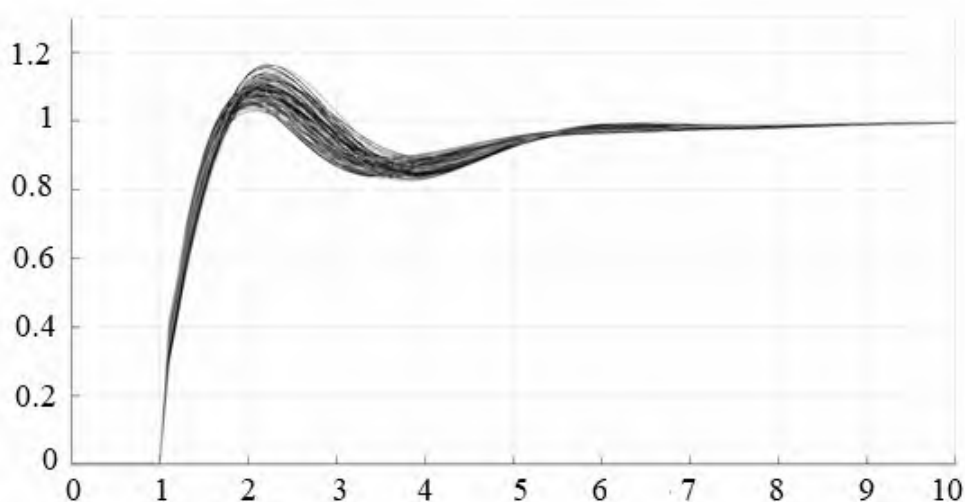
$$u = \sum_{k=1}^n q_n PID_n(e).$$

Для описаного об'єкта сформуємо проміжні об'єкти та синтезуємо оптимальні ПІД-регулятори – результати наведено у таблиці.

«Прорідженні об'єкти» та відповідні їм регулятори

N	q	a_0	a_1	a_2	P	I	D	N
1	0,2	0,8	0,1	0,8	3,195	2,44	0	100
2	0,2	1	0,2	1	1,81	1,627	0,39	7,28
3	0,2	1,2	0,4	1,2	1,09	1,158	0,21	17,63
4	0,2	0,9	0,3	1,1	0,969	0,833	0,25	16,54
5	0,2	1,1	0,1	0,9	3,936	3,463	-0,003	17,48

Результати роботи запропонованого ПІД-регулятора на основі дропаута наведено на рисунку. Для всіх випадкових об'єктів регулятор забезпечує вихід на усталений рівень, присутнє також перерегулювання, обумовлене алгоритмом налаштування регуляторів.



Перехідні характеристики системи керування на базі дропаут ПІД-регулятора

З результатів роботи розробленого регулятора можна зробити висновок щодо можливості застосування принципу дропаута для синтезу робастних регуляторів.

1. Srivastava N., Hinton G., Krizhevsky A., Sutskever I., Salakhutdinov R. Dropout: A Simple Way to Prevent Neural Networks from Overfitting Journal of Machine Learning Research Vol. 15(56) (2014) P.1929-1958.

2. Paolo Galeone Analysis of Dropout [Electronic resource] / P. Galeone's blog // Mode of access. URL: <https://habr.com/ru/company/wunderfund/blog/330814/>.

3. Robert R. J., Patricia J. K. Elementary Statistics, Cengage Learning, 2011, p. 832 (англ.), ISBN 0538733500, 9780538733502.

СПРОЩЕНА МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ НАГРІВАННЯ СТАЛЕВИХ ЗАГОТОВОК У ПОЛУМЕНЕВИХ ПЕЧАХ КАМЕРНОГО ТИПУ

Лебедєв А. О., Іванов В. І., Каюков Ю. М.

Запорізький національний університет, colourmet@znu.edu.ua

Розроблено математичну модель процесу нагрівання сталевих заготовок у полумєневих печах камерного типу, що заснована на розв'язанні пов'язаної задачі зовнішнього та внутрішнього теплообміну за дискретним часом. Зональну модель зовнішнього теплообміну подавали замкнутою системою, створеною твердими непрозорими тілами, розділеними поглинально-випромінювальним середовищем. Систему поділяли на п'ять об'ємних зон факела та продуктів горіння, п'ять плоских поверхневих зон металу, а також на сімнадцять плоских поверхневих зон кладки.

Взаємодія суміжних зон здійснюється через відповідні умовні поверхні, які мають значення температури, за яких щільність потоків результативного випромінювання на межах зон зберігає своє дійсне значення. Визначення цих значень температури здійснюють шляхом обчислення радіаційного теплообміну в окремих зонах та узгодження їхніх значень на межах суміжних зон.

Обчислення радіаційного теплообміну в межах окремої зони виконували з використанням резольвентного зонального методу*. Записували систему рівнянь, яка містить:

– зональні рівняння для поверхневих зон

$$Q_i = \sum_{k=1}^n \alpha_{k,i} \theta_k^4, \quad i = 1, \dots, n-1, \quad (1)$$

– зональне рівняння для об'ємної зони

$$\sum_{k=1}^n \alpha_{k,i} \theta_k^4 + \alpha_i \theta_i + g_i^0 + Q_i^v = 0, \quad i = n; \quad (2)$$

де Q_i – результативний тепловий потік; $\alpha_{k,i}$ – коефіцієнт радіаційного теплообміну; θ_k – температура k -ої зони; α_i – коефіцієнт конвективного теплообміну для об'ємної зони i -ої підсистеми; g_i^0 – сума складових, що не залежить від температури об'ємної зони; Q_i^v – виділення теплоти в об'ємній зоні.

За відомих значень температури поверхневих зон, а також виділення теплоти в об'ємних зонах печі розв'язання системи зональних рівнянь (2) та (3) дає змогу визначати на кожному часовому кроці значення температури об'ємних

* Суринов Ю. А. Обобщенный зональный метод исследования и расчета лучистого теплообмена в поглощающей и рассеивающей среде. *Известия АН СССР. Энергетика и транспорт*. 1975. Вып. 4. С. 112–137.

зон і результативних теплових потоків для поверхневих зон.

Досліджено вплив параметрів факела на головні характеристики теплообміну в зазначеній печі, а також різних систем її опалювання на рівномірність нагрівання металу та засвоєння ним теплоти.

Оцінювання результатів чисельного дослідження теплообміну дозволило встановити, що досягнення високої рівномірності нагрівання металу можна забезпечити під час спалювання палива у факелах, довжина яких не перевищує розмірів робочої камери печі.

Для кількісної характеристики впливу факела на умови теплообміну використовували критерій нерівномірності розподілу теплових потоків $K_q = q_{\max}/q_{\text{сер}}$, де $q_{\max}$, $q_{\text{сер}}$ – відповідно максимальна та середня на поверхні заготовок щільність результативного теплового потоку для факела певної довжини. Якість нагрівання металу оцінювали критеріями $\sigma_1\Delta\theta$ і $\sigma_2\Delta\theta$, де $\sigma_1\Delta\theta$, $\sigma_2\Delta\theta$ – середньоквадратичні відхилення від середнього значення різниць температури між показаннями пічного термодавача та температурами поверхні металу θ_n у зонах, а також зональних перепадів температури між поверхнею θ_n і центром $\theta_{\text{ц}}$ заготовок відповідно.

Встановлено, що залежність змінювання критеріїв K_q , $\sigma_1\Delta\theta$ і $\sigma_2\Delta\theta$, які характеризують нерівномірність нагрівання металу від довжини факела, має екстремальний характер. Так, найбільш нерівномірне нагрівання металу зафіксовано для факела мінімальної довжини: під час збільшення його довжини значення зазначених критеріїв монотонно зменшуються та сягають мінімального значення за довжини, що складає 0,5...0,6 його повної довжини.

Одним з напрямів підвищення якості нагрівання сталевих заготовок у печах камерного типу є імпульсне подавання палива у період витримки металу. Імпульсний режим передбачає постійне подавання палива для періоду підвищення температури та його імпульсне подавання для періоду витримки, тобто у зазначений період його подавання до печі виконують за зниженням температури до мінімально допустимого рівня та припиняють у разі її підвищення до максимально допустимого значення.

Для вибраної довжини факела природного газу виконано порівняльне оцінювання якісних показників нагрівання металу для періоду витримки тривалістю три години за типовим та імпульсним режимами (безперервне та циклічне подавання палива). Якість нагрівання металу для зон печі оцінювали за перепадом температури на поверхні заготовок $\Delta\theta_n$, а також перепадів температури за перерізом сталевих заготовок $\Delta\theta_{\text{ц}}$ (між температурами поверхні θ_n та теплового центру $\theta_{\text{ц}}$).

Як свідчать результати досліджень, наявність пульсівного факела сприяє зниженню до мінімуму нерівномірного розподілу температури на поверхні заготовок, а отже, поліпшенню рівномірного розподілу теплових потоків на поверхні заготовок.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА АМІАЧНОЇ СЕЛІТРИ

Селінський В. В., Плашихін С. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, viacheslavselinskyi@gmail.com

Технологічну схему виробництва амонійної селітри зображено на рис. 1 [1]. Розчин нітратної кислоти з концентрацією 58...60 % попередньо підігрівають до температури 70...80 °С і додають до нього у невеликій кількості фосфатну та сульфатну кислоти для зменшення гігроскопічності готового продукту. Далі його та газоподібний аміак, підігрітий до температури 120...130 °С, подають в апарат ВТН 1.

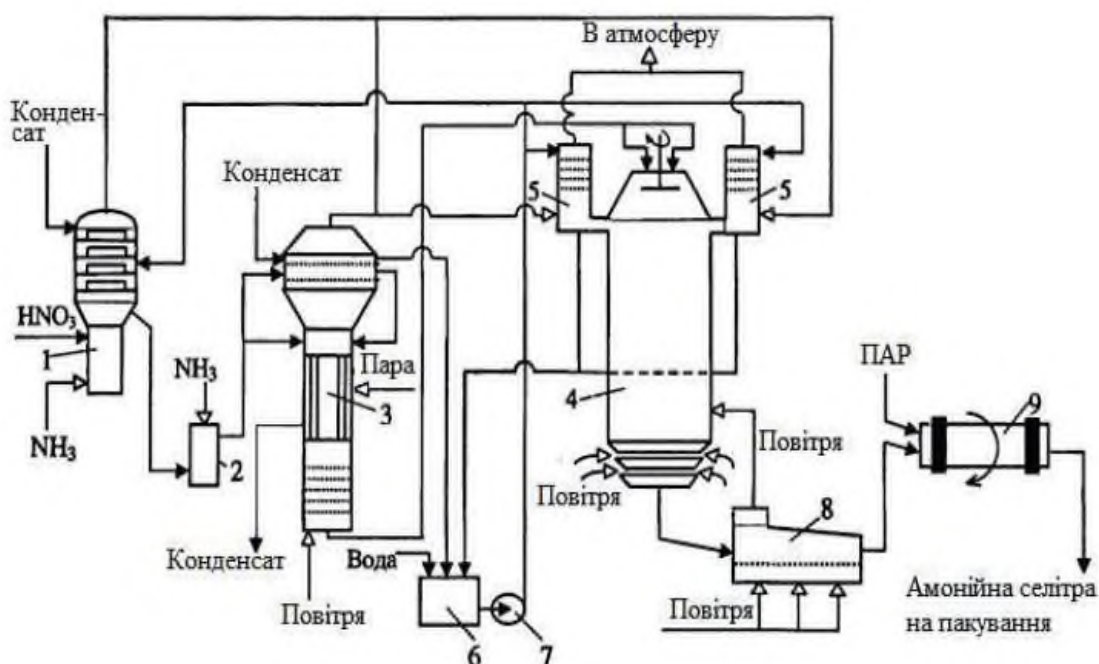


Рис. 1. Технологічна схема виробництва амонійної селітри:

1 – апарат ВТН; 2 – донейтралізатор; 3 – комбінований випарний апарат; 4 – грануляційна башта; 5 – скрубери для промивання повітря; 6 – збирач; 7 – насос; 8 – охолоджувач із псевдозрідженим шаром гранул; 9 – барабан для покриття гранул ПАР

У нижній частині апарата відбувається реакція нейтралізації за температури 155...170 °С з одержанням розчину, який містить 91...92 % NH_4NO_3 . Сокова пара відмивається від крапель амонійної селітри і парів HNO_3 у верхній частині апарата на чотирьох ковпачкових тарілках, дві нижні з яких зрошуються 20-відсотковим розчином амонійної селітри, а на верхню подається конденсат сокової пари. Розчин, який виводиться з апарата ВТН, для унеможливлення втрат аміаку з соковою парою містить невеликий надлишок (2...5 г/л) нітратної кислоти, тому його подають у донейтралізатор 2, де надлишкову кислоту нейтралізує відповідна кількість аміаку. Після цього розчин подають у випарний апарат 3 на випарювання, яке здійснюється в трубках, що обігріваються водяною парою з тиском 1,4 МПа. Далі розчин доупарюється в нижній частині випарного апарата

на барботажних тарілках за допомогою повітря, нагрітого до температури 180 °С. Одержаний сплав, який містить 99,7...99,8 % NH_4NO_3 , подають у грануляційну башту 4 висотою 50...55 м. Відбувається інтенсивне охолодження гранул до температури 40 °С. Повітря з апарата 8 надходить в нижню частину грануляційної башти. Гранули амонійної селітри подають в обертовий барабан 9, де вони покриваються ПАР. Потім їх пакують у паперові або поліетиленові мішки [1]. Амонійна селітра дуже добре розчиняється у воді (рис. 2). Розчинення відбувається з поглинанням великої кількості теплоти, тому з підвищенням температури розчинність NH_4NO_3 значно зростає. У процесі розчинення нітрату амонію в однаковій за об'ємом кількості води температура розчину знижується приблизно на 25 °С. Нітрат амонію також добре розчиняється в рідкому аміаку.

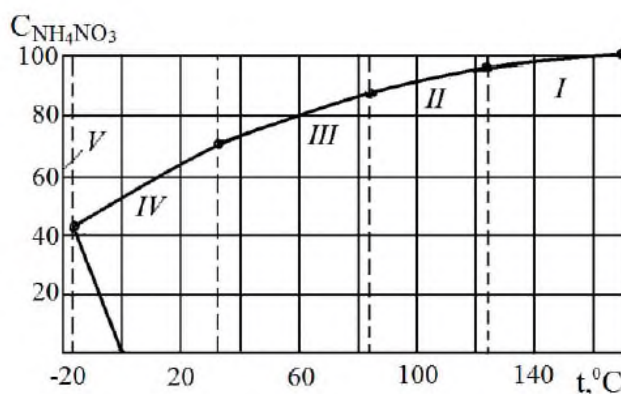


Рис. 2. Розчинність NH_4NO_3 у воді для різних модифікацій кристалів

Амонійна селітра існує в п'яти кристалічних модифікаціях (I–V), що мають різну структуру й густину кристалів. Перехід однієї модифікації в іншу супроводжується виділенням або поглинанням теплоти і стрибкоподібною зміною питомого об'єму, теплоємності та ентропії. Через велику розчинність і здатність до поліморфних перетворень амонійна селітра сильно злежується й втрачає сипкість під час зберігання, може перетворюватися на монолітну масу, яку важко подрібнювати [2]. Для запобігання злежуваності амонійної селітри в процесі її виробництва:

- додають у плав амонійної селітри розчинні неорганічні солі (наприклад, сульфат амонію);
- застосовують кондиціонувальні добавки, що вводять у розчин амонійної селітри до його кристалізації для зниження його розчинності (наприклад, продукти азотнокислого розкладу доломіту або фосфатів).

Основною задачею для автоматизації виробництва аміачної селітри є автоматичний контроль та підтримання оптимальної температури у ректифікаційній колоні та випарному апараті, оскільки температура в описаному процесі впливає на вихід кінцевого продукту.

1. Яворський В. Т., Перекупко Т. В., Знак З. О., Савчук Л. В. Загальна хімічна технологія: Підручник. Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2005. 552 с.

2. Кутепов А. М. Бондарева Т. И., Беренгартен М. Г. Общая химическая технология: Учеб. для техн. вузов. Москва: Высшая школа, 1985. 448 с.

СИСТЕМНИЙ АНАЛІЗ, КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ СИНТЕЗУ МЕТАНОЛУ

Должко К. В., Безносик Ю. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, kdolzko@gmail.com

Системний аналіз складних хіміко-технологічних систем – це найважливіший етап дослідження хіміко-технологічних виробництв, мета якого знайти найкращий варіант проектного рішення при створенні нового або реконструкції наявного виробництва. Оскільки ХТС слід розглядати як складні системи, що можуть бути формалізовані, то їх дослідження проводять із застосуванням сучасних методів та програмних засобів аналізу складних систем.

Рішення задач моделювання складних ХТС у наш час неможливо без використання сучасних програмних засобів.

Перший етап комп'ютерного моделювання ХТС почався з переведення розрахунку матеріальних і теплових балансів ХТС із ручного на комп'ютерний і ознаменувався появою першої моделювальної системи в 1958 р. *Flexible Flowsheet*. Упродовж 60–70-х рр. було створено кілька десятків універсальних моделювальних програм (УМП): *Flexible Flowsheet*, *Cheops*, *Chevron*, *SreedUp*, *Macsim*, *Network67*, *Chess*, *Pacer 245*, *Flowtran*, *Flowpack*, *Process* та ін. [1, 2].

Вироблена загальна концепція УМП для моделювання ХТС, має чотири складові: організаційна програма; бібліотека модулів для розрахунку хіміко-технологічних апаратів; банк фізико-хімічних властивостей; бібліотека математичних модулів.

Останнім часом широке розповсюдження отримали схеми виробництва метанолу на низькотемпературних каталізаторах в умовах доволі низького тиску. Процес проводять в основному за тиску 5...10 МПа на каталізаторах, які містять мідь (розміром 5×5 мм), з рециркуляцією газової суміші.

Розрахунок технологічних параметрів потоків – залежно від складності самої технологічної схеми – трудомісткий процес. Тому створення спрощеної моделі дозволяє з більшою чи меншою точністю розрахувати ці параметри. Використання симулятора *ChemCAD* дозволяє це зробити за допомогою операційних моделей апаратів з бібліотеки, розміщенням їх на схемі та з'єднанням їх потоками.

Програма *ChemCAD* дозволяє створити спрощену модель технологічної схеми синтезу метанолу в умовах низького тиску. Можливості *ChemCAD* дозволяють відносно швидко та наглядно відобразити обрану технологічну схему за рахунок доволі великої кількості апаратів в бібліотеці *ChemCAD* та параметрів хімічної технології [3]. Процес моделювання в *ChemCAD* містить такі основні кроки: визначення технічних одиниць; створення схеми потоків; відбір блоків; вибір параметрів термодинаміки; визначення вхідних потоків; визначення параметрів устаткування; моделювання.

Етапами створення моделі технологічної схеми синтезу метанолу є вибір компонентів з *Component List*; визначення розмінностей параметрів (*Format* → *Engineering Unit*), які беруть участь у процесі; використовуючи *Graphics Palette*,

з бібліотеки обираємо апарати, які найбільш точно описують процес синтезу метанолу в умовах низького тиску: *Mixer* (Змішувач), *Divider* (Дільник), *Heat Exchanger* (Теплообмінник), *Separator* (Сепаратор), *Reactor* (Реактор), *Tank* (Резервуар). Введення технологічних параметрів апаратів та даних про вхідні потоки проводять в режимі моделювання (*Run Simulation*) після з'єднання апаратів всіма потоками в режимі редагування (*Edit Flowsheet*). Для розрахунку схеми синтезу метанолу була розроблена схема (див. рисунок) в середовищі *ChemCAD*.

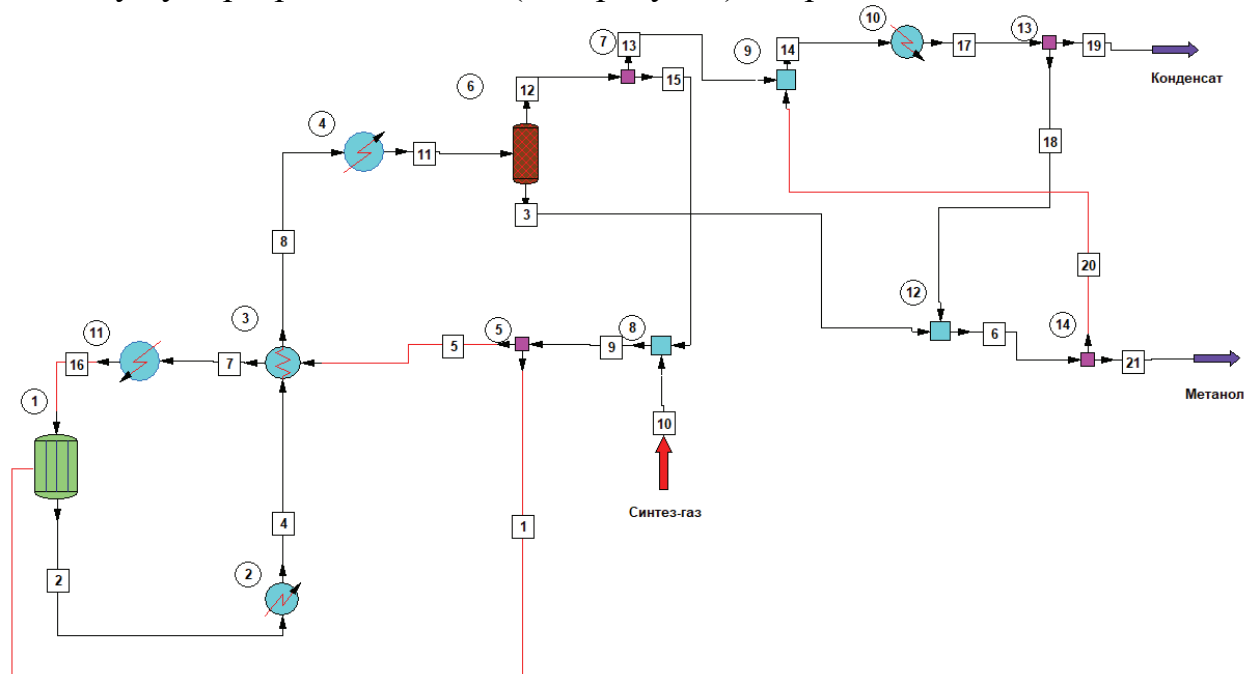


Схема розрахунку матеріальних балансів у *ChemCAD*:

1 – реактор; 2, 3, 11 – теплообмінники; 4, 10 – конденсатори;
5, 7, 13 – дільники потоків; 6 – сепаратор; 8, 9 – змішувачі; 12 – резервуар

Виконання попередніх етапів дозволяє отримати технологічну схему синтезу метанолу за низького тиску, значення всіх компонентів в потоках, технологічних параметрів та матеріальний баланс технологічної схеми.

1. Бугаєва Л. М., Бойко Т. В., Безносик Ю. О. Системний аналіз хіміко-технологічних комплексів: Підручник. Київ: Інтерсервіс, 2017. 254 с.

2. Бугаєва Л. М., Іванов М. В., Рибенко П. О., Сідоренко І. А. Використання універсальних моделюючих програм для розрахунку хіміко-технологічних систем. *Комп'ютерне моделювання в хімії та технологіях і системах сталого розвитку*: Збірник наукових статей Шостої міжнарод. науково-практичної конф. Київ 16–18 травня 2018 року. 2018. С. 160–164.

3. Зиятдинов Н. Н., Лаптева Т. В., Рыжов Д. А. Математическое моделирование химико-технологических систем с использованием программы ChemCAD: Учебно-методич. пособие. Казан. гос. технол. ун-т. Казань, 2008. 160 с.

ВИКОРИСТАННЯ ПІДХОДІВ НАВЧАННЯ З ПІДКРІПЛЕННЯМ ДЛЯ СИНТЕЗУ СИСТЕМ КЕРУВАННЯ ДИНАМІЧНИМИ ПРОЦЕСАМИ

Жученко О. А., Коротинський А. П., Торкін А. С.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ihfantkor@gmail.com

На сьогодні, у час інформаційного розвитку, значного поширення набуло застосування машинного навчання, а саме використання штучних нейронних мереж. У цій роботі пропонується використовувати принципи навчання з підкріпленням [1, 2], для синтезу універсальної системи керування будь-яким технологічним об'єктом. Метою роботи є розробка та дослідження роботи запропонованої автоматичної системи керування динамічними процесами.

Як об'єкт для моделювання та демонстрації роботи зазначеного підходу використовується стадія конденсації нітрозних газів технологічного процесу синтезу азотної кислоти.

Для реалізації системи керування використовується метод актора-критика на основі штучних нейронних мереж, що приймають на вхід сенсорні входи та генерують два виходи:

- оцінка того, скільки винагороди буде отримано, починаючи з моменту поточного стану, за винятком поточної (вже наявної) винагороди;
- рекомендацію, яку дію вчинити (політика).

Для побудови штучних нейронних мереж актора та критика використовувались повнозв'язні шари. Для мережі актора обрано структуру з двома прихованими шарами (по 256 нейронів) з функцією активації *ReLU*. На виході мережі актора використовується функція активації гіперболічного тангенсу (*tanh*). Для мережі критика використано п'ять прихованих шарів: два на вхід попереднього стану (з 64 та 32 нейронами), один на вхід для виходу актора (з 32 нейронами), виходи цих шарів об'єднуються та подаються на вхід ще двох прихованих шарів (256 нейронів кожний) з функціями активації *ReLU*.

Загальна структура системи керування та процесу навчання нейро-мереж методами навчання з підкріпленням наведено на рис. 1.

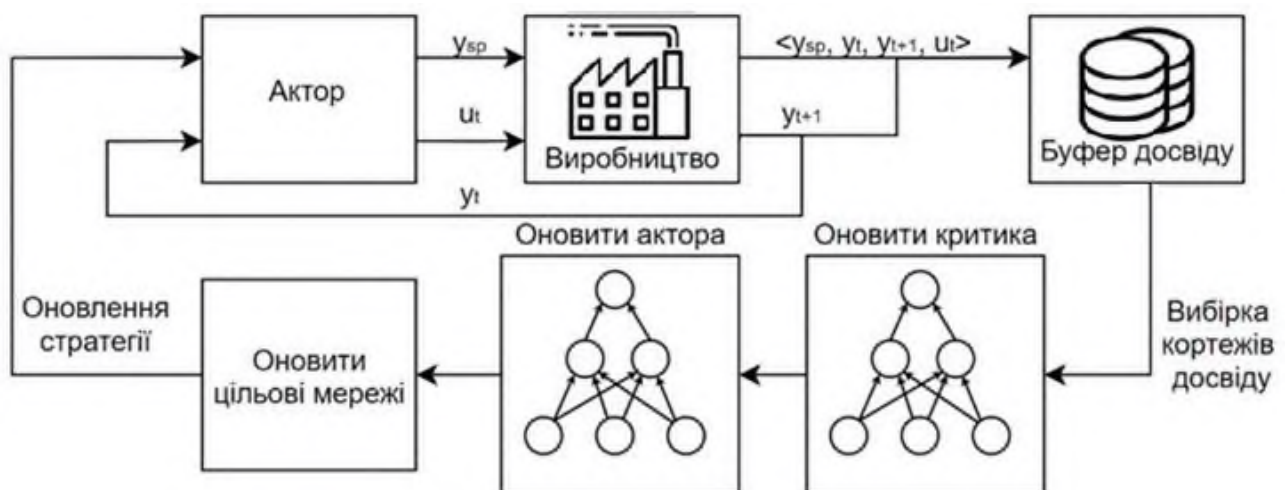


Рис. 1. Загальна структура системи керування та процесу навчання нейронних мереж

Для прикладу використання описаного методу обрано модель конденсатора з двома входами та двома виходами (*МІМО*). Для розгляду результатів роботи системи побудовано графіки реакції системи на зміну ступінчатого сигналу, наведені на рис. 2.

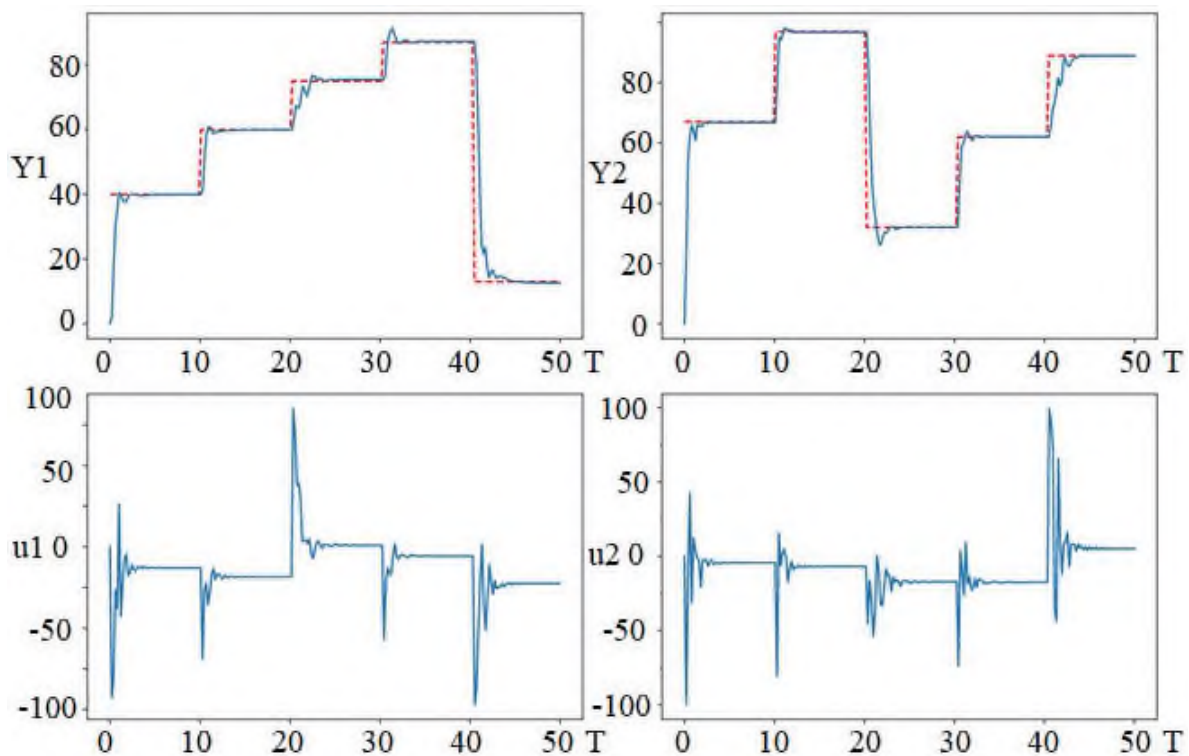


Рис. 2. Результати роботи системи керування

У результаті роботи було отримано систему керування процесом конденсації нітрозних газів на базі підходів навчання з підкріпленням. Результати роботи розробленої системи цілком задовільняють поставленим до неї вимогам.

Перевагою запропонованої системи є можливість її застосування для будь яких об'єктів керування, в тому числі для об'єктів, які описуються моделями зі змінною структурою.

Результати дослідження запропонованого підходу показують його ефективність як для *SISO* (один вхід та один вихід), так і для *МІМО*-об'єктів.

Здатність нейронних мереж до узагальнення надає запропонованій системі переваги робастних підходів керування технологічними об'єктами, а можливість донавчання реалізує переваги адаптивних систем керування.

1. Kaelbling, Leslie P.; Littman, Michael L.; Moore, Andrew W. Reinforcement Learning: A Survey. *Journal of Artificial Intelligence Research*, 1996. Vol. 4. P. 237–285.

2. Sutton, Richard S.; Barto, Andrew G. Reinforcement Learning: An Introduction / Cambridge, Massachusetts, 1998. MIT Press. ISBN 0-262-19398-1.

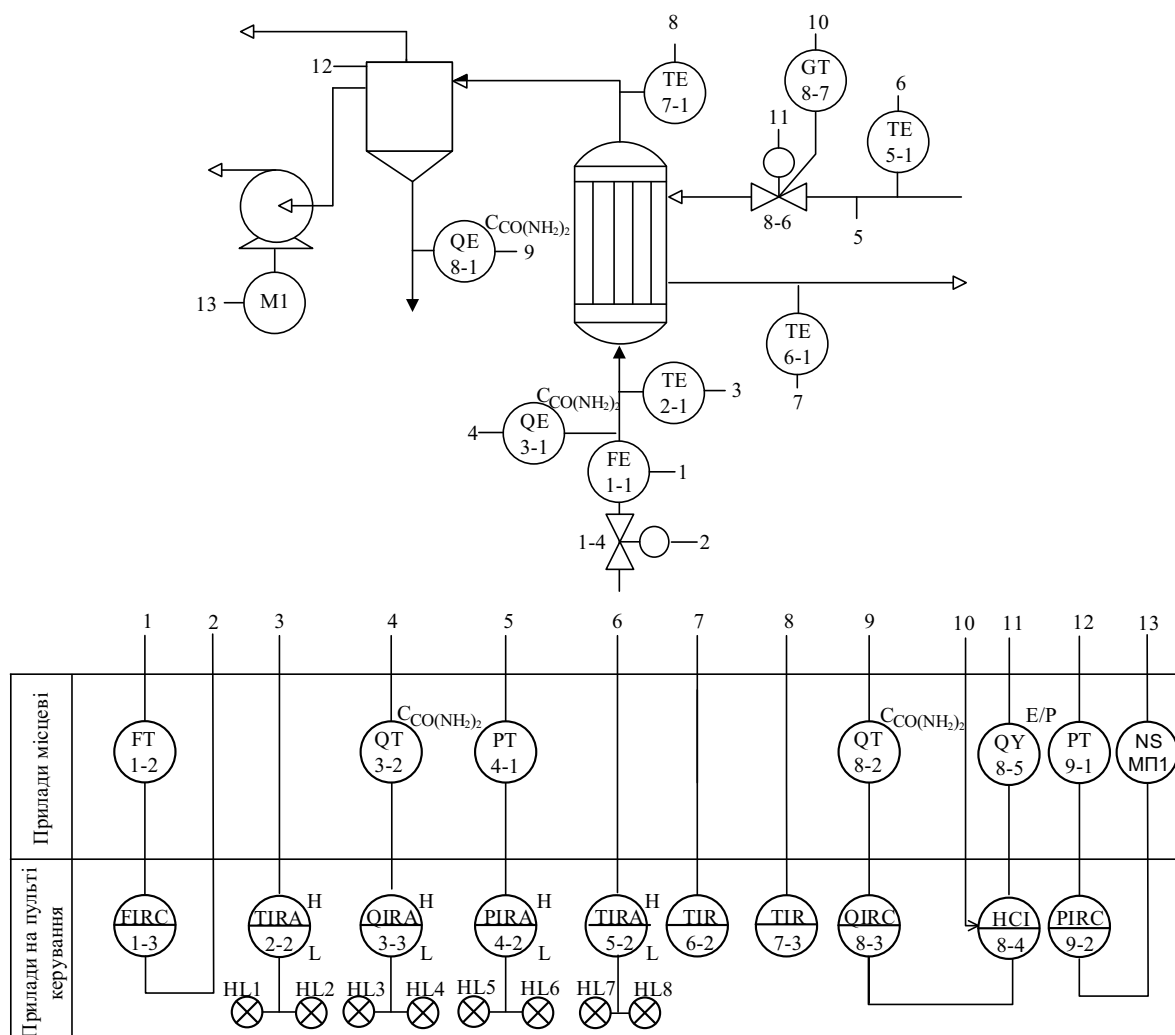
АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ФОРСОВАНОГО ВИПАРОВУВАННЯ У ВИРОБНИЦТВІ КАРБАМІДУ

Глухенький Б. О., Ладієва Л. Р.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, bohdan_hlukhenky@ukr.net

Карбамід або сечовина – це діамід вуглецевої кислоти. Хімічна формула $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$. Має вигляд білих кристалів, добре розчинний у воді. Необхідність виробництва карбаміду пояснюється постійним зростанням попиту на цей продукт. Основна галузь використання сечовини – сільське господарство, де карбамід використовується як добриво.

Актуальність розробки схеми автоматизації процесу форсованого випаровування зумовлена необхідністю зменшення собівартості виробництва карбаміду та підвищення якості продукції.



Фрагмент схеми автоматизації процесу форсованого випаровування

Розчин, що містить 68...70 % карбаміду за температури 408...411 К подають у трубний простір кожухотрубного теплообмінника-рекуператора з поверхнею теплообміну 80 м². Як теплоносії в апараті використовують потік газів дистиляції під тиском 1,6...1,7 МПа з початковою температурою 421...425 К та

кінцевою 403...405 К. Парорідинну суміш розділяють пофазно у вакуум-сепараторі за залишкового тиску 0,080...0,086 МПа. Розчин, що містить 75...78 % карбаміду подають на двоступеневу вакуум-випарку [1].

Запропонована схема містить такі контури контролю та регулювання:

- контур 1 призначений для стабілізації витрати освітленого розчину карбаміду на вході в теплообмінник. Сигнал з витратоміра 1-1, 1-2 надходить на вторинний прилад 1-3, оснащений вбудованим регулятором, який формує сигнал керування на виконавчий механізм 1-4 [2];

- контур 2 призначений для контролю та сигналізації початкової температури розчину. Сигнал з термопари 2-1 надходить на вторинний прилад 2-2, що сигналізує про вихід параметра за встановлені межі;

- контур 3 призначений для контролю та сигналізації початкової концентрації карбаміду у розчині. Сигнал з концентратоміра 3-1, 3-2 надходить на вторинний прилад 3-3, що сигналізує про вихід параметра за встановлені межі;

- контур 4 призначений для контролю та сигналізації тиску у трубопроводі гарячого теплоносія. Сигнал з манометра 4-1 надходить на вторинний прилад 4-2, що сигналізує про вихід параметра за встановлені межі;

- контур 5 призначений для контролю та сигналізації початкової температури гарячого теплоносія. Сигнал з термопари 5-1 надходить на вторинний прилад 5-2, що сигналізує про вихід параметра за встановлені межі;

- контур 6 призначений для контролю кінцевої температури газів. Сигнал з термопари 6-1 надходить на вторинний прилад 6-2, що реєструє виміряні значення параметра;

- контур 7 призначений для контролю кінцевої температури розчину. Сигнал з термопари 7-1 надходить на вторинний прилад 7-2, що реєструє виміряні значення параметра;

- контур 8 призначений для регулювання кінцевої концентрації розчину. Сигнал з концентратоміра 8-1, 8-2 надходить на вторинний прилад 8-3, оснащений вбудованим регулятором, який формує сигнал керування, що проходить через блок ручного керування 8-4 і електропневматичний перетворювач 8-5 на виконавчий механізм 8-6. Зворотній зв'язок забезпечує дистанційний вказівник положення регульовального органу 8-7;

- контур 9 призначений для регулювання залишкового тиску у вакуум-сепараторі. Сигнал з датчика тиску 9-1 надходить на вторинний прилад 9-2, оснащений вбудованим регулятором, який через магнітний пускач МП-1 керує роботою електродвигуна вакуум-насоса.

У розробці схеми автоматизації регульованою величиною було прийнято кінцеву концентрацію карбаміду, за керувальний вплив обрано витрату гарячого теплоносія.

1. Горловский Д. М., Альтшулер Л. Н., Кучерявый В. И. Технология карбамида. Ленинград: Химия, 1981, с.320

2. Лукінюк М. В. Контроль і керування хіміко-технологічними процесами: у 2 кн. Кн. 2. Керування хіміко-технологічними процесами : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом: «Хімічна технологія та інженерія». Київ: НТУУ «КПІ», 2012. ISBN 978-966- 622-531-6 (Кн. 2).

СИСТЕМНИЙ АНАЛІЗ, КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ СИНТЕЗУ ЕТИЛБЕНЗОЛУ

Рахмедова Т. Б., Безносик Ю. О.

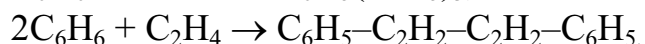
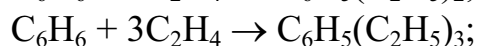
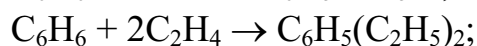
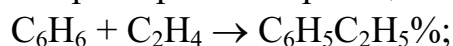
КПІ ім. Ігоря Сікорського, rahmedowatylla94@gmail.com

Розв'язання задач моделювання складних хіміко-технологічних систем (ХТС) у наш час неможливе без використання сучасних програмних засобів. Центральне місце серед них займають моделювальні програми-симулятори *ASPEN PLUS*, *HYSYS* та *ChemCAD* [1]. Їх широко використовують як в процесі проектування нових виробництв, так і під час реконструкції наявних. Слід відзначити загальну тенденцію переходу моделювальних програм до використання в розрахунках усе більш складних – й тому адекватних – математичних моделей технологічних апаратів. Основними компонентами програм для моделювання хіміко-технологічних процесів є стаціонарні моделі основних операцій, термодинамічні моделі, банки даних властивостей речовин, інтерфейс для зв'язку з іншими програмами та ін.

Програма *ChemCAD* може моделювати хімічні, нафтохімічні, фармацевтичні та екологічні процеси [2]. Цей продукт відрізняється від інших згаданих програм тим, що в одному інтерфейсі реалізовано можливість моделювання як статистики, так й динаміки процесів.

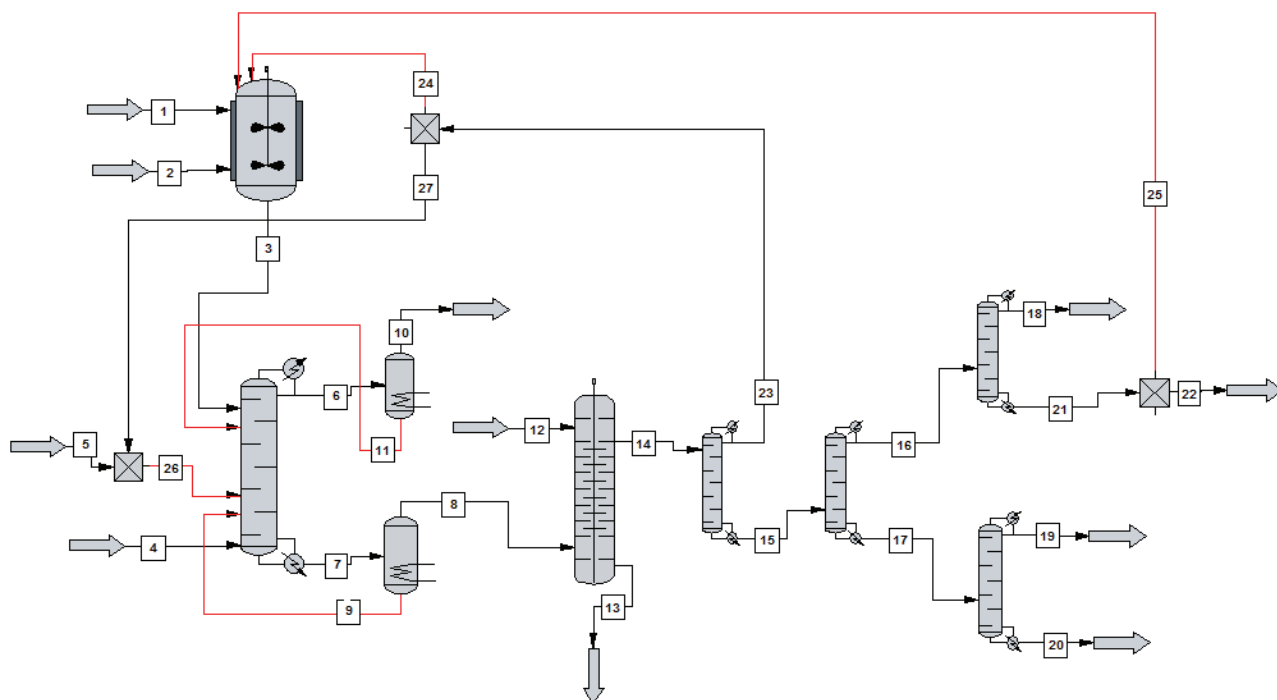
Крім звичайного розрахунку схеми або процесу, програма пропонує можливість аналізувати чутливість процесів, розв'язувати задачі оптимізації, робити оцінку вартості. В програмі є спеціальний інтелектуальний засіб, який відповідно до вхідних даних пропонує найбільш релевантний метод розрахунку термодинамічних властивостей. Крім того, програма може працювати у взаємодії з зовнішнім джерелом даних – таблицями *Excel*. З допомогою програми *ChemCAD* можна в розв'язати більшість задач, які виникають під час розробки нових та вдосконалення наявних технологічних схем [2].

Покажемо застосування програми *ChemCAD* для комп'ютерного моделювання технологічної схеми отримання етилбензолу. Найпоширенішим промисловим методом виробництва етилбензолу є спосіб алкілування бензолу етиленом. В результаті взаємодії цих речовин утворюються деякі побічні продукти, тобто одночасно протікають чотири паралельні реакції:



Як видно з наведених рівнянь реакцій, під час взаємодії бензолу та етилену, окрім цільового компоненту етилбензолу, також утворюються діетилбензол (ДЕБ), триетилбензол (ТЕБ) та смола (дифенілетан). Тому необхідно використовувати як каталізатор алюміній хлорид, який з компонентами реакційної суміші утворює каталітичний комплекс у мольному співвідношенні $\text{AlCl}_3/\text{діетилбензол}$ як 1/4. Для підвищення активності до каталізатора додають хлоридну кислоту, а

для підвищення виходу етилбензолу створюють надлишок бензолу, який циркулює в системі. Згідно з технологічною схемою виробництва етилбензолу у програмі *ChemCAD* складемо її модель, зображену на рисунку.



Модель ХТС виробництва етилбензолу у програмі *ChemCAD*

Як показали розрахунки, вихід цільового компоненту етилбензолу значно зростає у разі використання каталітичного комплексу, хоча кількість побічних продуктів синтезу залишається значною. Тому потрібно враховувати хімічний вплив цих речовин на довкілля. Дифенілетан (смола) як побічний продукт синтезу етилбензолу є небезпечною речовиною, тому потрапляння цієї речовини у навколишнє середовище недопустиме; у деяких виробництвах дифенілетан розглядають не лише як компонент відходів процесу синтезу, а ще й як основною речовиною виробництва фарбників та інших органічних речовин.

Для оптимізації розробленої схеми можна скористатися її моделлю у програмі *ChemCAD* або обчислити декілька разів матеріальний баланс для порівняння результатів та вибору найкращих параметрів.

1. Бугаєва Л. М., Бойко Т. В., Безносик Ю. О. Системний аналіз хіміко-технологічних комплексів: Підручник. Київ: Інтерсервіс, 2017. 254 с.

2. Бугаєва Л. М., Іванов М. В., Рибенко П. О., Сідоренко І. А. Використання універсальних моделювальних програм для розрахунку хіміко-технологічних систем. *Комп'ютерне моделювання, в хімії та технологіях і системах сталого розвитку*: Збірник наукових статей Шостої міжнародної науково-практичної конференції. Київ, 16–18 травня 2018 р. Київ, 2018. С. 160–164.

АВТОМАТИЗАЦІЯ РОБОТИ НАГРІВАЛЬНОЇ ТРУБЧАСТОЇ ПЕЧІ ДЛЯ ПЕРЕГРІВУ ВОДЯНОЇ ПАРИ ВЕЛИКОЇ ПОТУЖНОСТІ

Звіздогляд О. В., Жураковський Я. Ю.

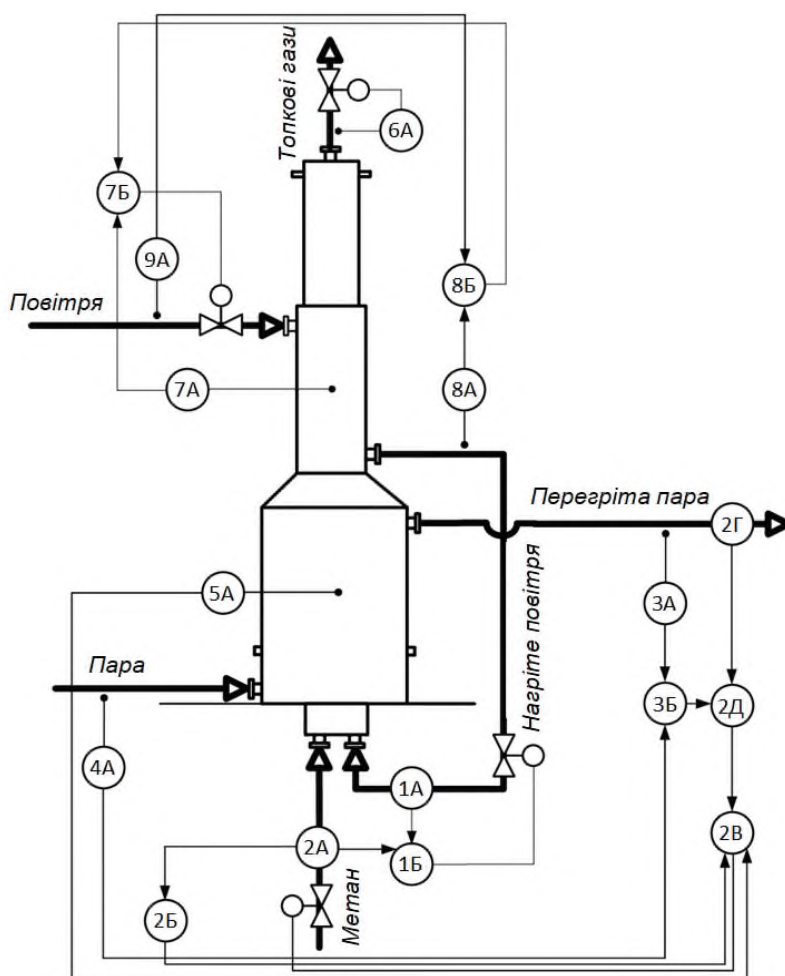
КПІ ім. Ігоря Сікорського, sanyazov@ukr.net

Нагрівальні трубчасті печі належать до основного технологічного обладнання, призначеного для високотемпературного нагрівання напівпродуктів на різних виробництвах. Слід зазначити, що нагрівальні трубчасті печі є енергоємними агрегатами, для яких актуальною є проблема економії енергоресурсів [1].

В роботі розглянуто питання визначення структури системи автоматизації трубчастої печі, яка має забезпечити ефективне використання матеріальних ресурсів та розроблення схеми автоматичного керування.

Однією з головних задач системи керування роботою печі є підтримання заданої температури речовини на виході. Регулювання температури відбувається шляхом зміни витрати палива, що подається до пальників. Використання системи автоматизації дає змогу економити від 0,5 до 6 % палива, що для апарата такої потужності є значним приростом енергоефективності. Задачами системи автоматизації даного апарата є стабілізація температури сировини на виході; регулювання процесу горіння; моніторинг температури топкових газів [2, 3].

Розроблена на основі теплового балансу печі схема автоматизації апарата, зображена на рисунку, складається з 9 контурів. Регулювання температури пари здійснюється таким чином: за допомогою обчислювача різниці температур (3Б) отримуємо значення різниці температур між термопарами (3А) та (4А), яке надходить на обчислювач теплових потоків (2Д), який в свою чергу надсилає сигнал на регулятор теплових потоків (2В), який також приймає сигнал з термопари зі стінок змішувача, де протікає пара (5А); регулятор теплових потоків приймає також значення теплового потоку, який утворюється від згоряння газу, за допомогою термоелектричного перетворювача (2Б) та надсилає пневматичний сигнал на клапан, що регулює подачу газу до пальників. Регулювання співвідношення витрати повітря та газу відбувається за допомогою регулятора співвідношень (1Б), який отримує дані про витрату газу та повітря з витратомірів (1А) та (2А) відповідно, і надсилає сигнал на клапан, розміщений на трубопроводі подачі нагрітого повітря. Регулювання температури нагрітого повітря та топкових газів здійснюється таким чином: на регулятор (7Б) надходить сигнал з термопари (7А) та з обчислювача різниці температур (8Б), що визначає різницю температур між термопарами (9А) та (8А), регулятор, в свою чергу, надсилає пневматичний сигнал на клапан, який регулює подачу повітря в конвективну ємність печі. Регулювання тиску в печі здійснюється за допомогою регулятора (6А), який приймає сигнал від вимірювача тиску, розміщеного в апараті, та надсилає сигнал на клапан, розміщений на трубопроводі виходу топкових газів.



Спрощена схема автоматизації печі для перегріву водяної пари:

1А, 2А – витратоміри повітря та газоподібного палива відповідно, що надходять до пальників;
 1Б – регулятор співвідношення витрат газ-повітря; 3А, 4А – термопари перегрітої пари та пари, що надходить в піч відповідно; 3Б, 8Б – обчислювачі різниці температур; 2Г – витратомір перегрітої пари; 2Б, 2Д – обчислювач теплових потоків, що відходять з перегрітою парою та надходять від згоряння газу відповідно; 2В – регулятор теплових потоків від згоряння газу та перегрітої пари; 5А – регулятор температури на стінках змійовика; 9А, 8А – термопари охолодженого та нагрітого повітря відповідно; 6А – регулятор тиску в печі; 7А – регулятор температури на стінках змійовика; 7Б – регулятор температури повітря в конвективній ємності печі

Розроблена в цій роботі схема автоматичного керування печі для перегріву водяної пари дає змогу розв'язати задачі, що ставилися перед системою автоматизації. Подальшому дослідженню підлягають визначення типу регулятора та його налаштування з метою зменшення похибки регулювання температури перегрітої пари, що дасть економію газового палива, а отже і підвищить ефективність роботи печі.

1. Стенцель Й. І. Автоматика та автоматизація хіміко-технологічних процесів: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл. Луганськ: СНУ ім. В. Даля, 2004. 376с. ISBN 966-590-464-7.
2. Шувалов В. В., Огаджанов Г. А., Голубятников В. А. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности: учеб. пособ. Москва: Московський хіміко-технологічний технікум, 1991. 480с. ISBN 5-7245-0142-2.
3. Дудников Е. Г. Автоматическое управление в химической промышленности: учеб. для вузов. Москва: 1987. 368 с. ISBN 5-229-00783-4.

КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ РЕАКТОРА ОТРИМАННЯ ЕТАНАЛЮ ОКИСНЕННЯМ ЕТИЛЕНУ

Федоренко Д. С., Безносик Ю. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, dima.fedorenko000@gmail.com

Етаналь (або ацетальдегід) – це один з найважливіших багатотоннажних продуктів переробки етину (ацетилену) і етилену. Він застосовується в широких масштабах у промисловості органічного синтезу. Нині на виробництво оцтової кислоти та її ангідриду витрачається в світі 95 %, а в Україні 75 % всього виробленого етаналю. Крім того, ацетальдегід застосовують у виробництві целюлози, хлоралю, алкіламінів та ін.

В наш час етаналь виробляється декількома методами [1, 2]. Найбільш поширеним методом є метод окиснення етилену киснем на каталізаторі (хлориди паладію чи міді):



або



Перевагою цього методу є можливість проводити процес в одному реакторі, високий ступінь контактування та простота реакторної системи.

За математичну модель для заданого реактора прийнято модель реактора ідеального витіснення неперервної дії, а як припущення приймаємо ізотермічний режим реакції за температури 110 °C [3].

В реакторі ідеального витіснення (РІВ) приймається поршневе просування без змішування вздовж потоку та з рівномірним розподілом реакційної маси у напрямку, перпендикулярному рухові. Час перебування в реакторі t усіх часток однаковий і дорівнює відношенню об'єму РІВ до об'ємної витрати газу або рідини.

Модель реактора ідеального витіснення неперервної дії має вигляд:

$$\partial C_i / \partial t = -U \partial C_i / \partial l + W_{Ri};$$

де $\partial C_i / \partial t$ – швидкість зміни концентрації i -того компонента; $\partial C_i / \partial l$ – швидкість зміни концентрації i -того компонента по довжині апарата; W_{Ri} – швидкість реакції i -того компонента за кінетичною моделлю; U – середня лінійна швидкість потоку.

Для стаціонарного режиму $\partial C_i / \partial t = 0$. Тоді, виконавши прості математичні перетворення, отримаємо

$$dC_i / dl = W_{Ri} / U. \quad (2)$$

Кінетична модель для реакції (1) матиме вигляд:

$$W_{RA} = -2 k C_A^2 C_B,$$

$$W_{RB} = -k C_A^2 C_B,$$

$$W_{RC} = 2 k C_A^2 C_B.$$

де k – константа швидкості хімічної реакції.

Тоді модель ізотермічного реактора ідеального витіснення (2) буде описуватися такою системою рівнянь:

$$\begin{aligned} dC_A / dl &= (-2 k C_A^2 C_B) / U, \\ dC_B / dl &= (-k C_A^2 C_B) / U, \\ dC_C / dl &= (2 k C_A^2 C_B) / U. \end{aligned} \quad (3)$$

Початкові умови мають вигляд:

$$C_A(0) = 0,064 \text{ кмоль/м}^3, C_B(0) = 0,0625 \text{ кмоль/м}^3, C_C(0) = 0.$$

Розв'язавши систему диференціальних рівнянь (3) для заданих значень константи швидкості реакції, лінійній швидкості руху потоку і вхідних концентрацій, отримують зміну концентрацій по довжині реактора.

Було розроблено обчислювальний модуль для автоматизованого проектного розрахунку вертикального реактора, в якому відбувається синтез етанолу шляхом окиснення етилену. Середовищем для розробки програмного модуля було обрано *VisualBasic 2006 (Microsoft VisualStudio 2006 Version 9.0)*. Обчислювальний модуль складається з користувацької форми (введення – виведення результатів і довідкова форма) та процедури.

1. Форма для введення – виведення результатів розрахунку:

form1.frm – стартова форма обчислювального модуля. Призначенням цієї форми є введення вихідних даних процесу, запуск розрахунку, доступ до результатів розрахунку та взаємодія з іншими формами модуля;

plot.frm – форма має назву «Побудова графіка зміни концентрацій реагентів» і призначена для графічної інтерпретації отриманих в ході розрахунку результатів;

2. Довідкова форма:

help.frm – форма для виведення загальної довідкової інформації про процес (хімічна реакція та кінетична модель), обчислення якого виконує модуль.

3. Процедура:

mod1.bas – модуль для реалізації методу Ейлера та конструктивних розрахунків апарата.

Програмний модуль дозволяє виконувати проектний і перевірочний розрахунки та представляє результати зміни концентрації компонентів по довжині у вигляді таблиці та графіків. Для запуску програми користувач повинен двічі натиснути на піктограму програми, після чого відкривається головне вікно програми. В цій формі присутні поля для введення вхідних значень, час перебування суміші в реакторі, лінійна швидкість потоку, константа швидкості реакції, вхідні концентрації компонентів. Для проведення розрахунку потрібно заповнити всі поля форми та натиснути кнопку «Виконати конструктивний розрахунок», після чого будуть пораховані основні параметри реактора, або кнопку «Виконати повірочний розрахунок» та виведеться таблиця зі змінами концентрацій по висоті колони. За результатами компютерного моделювання було визначено наближені конструктивні розміри апарата.

1. Мельник С. Р., Мельник Ю. Р., Піх З. Г. Проектування та розрахунок технологічних процесів органічного синтезу: Навчальн. посібник. Львів: Львівська політехніка, 2006. 448 с.

2. Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза. М.: 1969. 848 с.

3. Бугаєва Л. М., Бойко Т. В., Безносик Ю. О. Системний аналіз хіміко-технологічних комплексів: Підручник. Київ: Інтерсервіс, 2017. 254 с.

MATHEMATICAL MODEL OF VACUUM MEMBRANE DISTILLATION OF ETHANOL

Istomin A. P., Ladieva L. R.

Igor Sikorsky KPI, listomin.andrey1@gmail.com

Membrane distillation is the separation of two or more volatile compounds from a liquid mixture in which a porous membrane is used as a physical barrier. The separation occurs due to the pressure drop on both sides of the membrane (solution compartment and permeate) [1].

Different configurations of the membrane apparatus can be used to control the flow. The difference between these configurations is the method of condensation of steam on the permeate side.

In vacuum membrane distillation (VMD), shown in Figure, the driving force is maintained by applying a vacuum to the permeate side. The applied vacuum pressure is below the equilibrium vapor pressure. Therefore, condensation occurs outside the membrane module [2].

Increasing the permeate flow and/or stirring rate reduces the effect of temperature polarization. Therefore, the temperature at the gas-liquid interface approaches the volumetric temperature on the permeate side. This usually increases the driving force across the membrane.

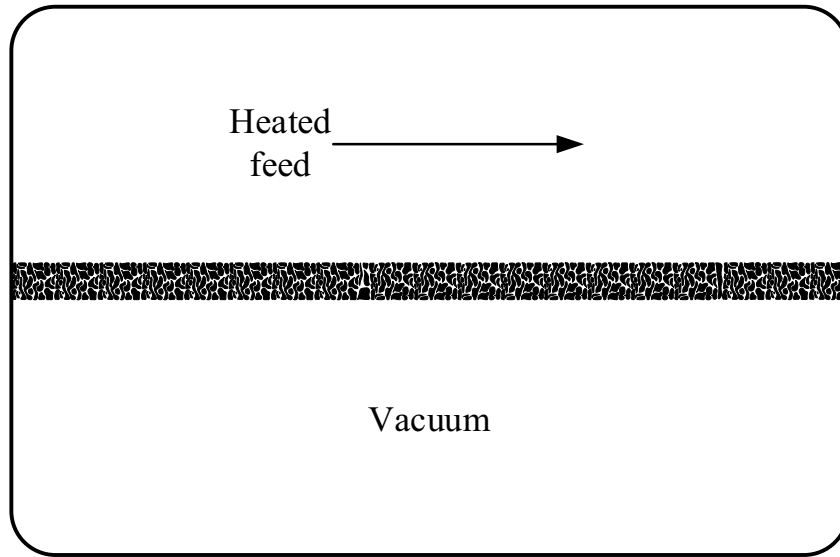
One of the advantages of this method is that undissolved inert gases blocking the pores of the membrane are sucked off by vacuum, leaving a large effective membrane surface active. In addition, lower boiling points result in more product at lower overall temperatures and less temperature differentials across the membrane.

Correct membrane selection is one of the most important factors in the efficiency of separation of the distillation process. The membrane used for the membrane distillation process must be hydrophobic and porous. There are different types of membranes that meet these requirements, but the effectiveness of membrane distillation depends largely on additional factors such as resistance to mass transfer, heat resistance, thermal conductivity, wetting phenomena and the characteristics of the module.

During distillation, volatiles must change phase in order to pass through the membrane. The main advantage of this method is the ability to continuously remove ethanol at the production stage, which avoids inhibition of fermentation by the product and thereby increases production.

Unlike oil refined products, ethyl alcohol obtained as a result of vacuum membrane distillation is an absolutely environmentally friendly product, and when ethanol is used as a fuel for cars, the amount of exhaust gases emitted is significantly reduced.

The presented model (1) takes into account the temperature ($\theta(x)$) distribution along the length of the channels, but does not take into account the temperature variation along the height.



Schematic representation of VMD.

The differential equations of thermal balance are presented in formula 1.

$$\begin{cases} -W_{F,x} S \rho_F c_F \frac{\partial \theta_F(x,t)}{\partial x} - \alpha d(\theta_F(t) - \theta_P(t)) - K(x,t) d(\Delta P) = S \rho_F c_F \frac{\partial \theta_F(x,t)}{\partial t}, \\ -W_{P,x} S \rho_P c_P \frac{\partial \theta_P(x,t)}{\partial x} + \alpha d(\theta_F(t) - \theta_P(t)) + K(x,t) d(\Delta P) = S \rho_P c_P \frac{\partial \theta_P(x,t)}{\partial t}, \end{cases} \quad (1)$$

where $W_{F,x}$, $W_{P,x}$ – the speed of the solution and the permeate in the longitudinal direction of the channel; S , d – the area and width of the channel; c_F , c_P – heat capacity of solution and permeate, respectively; ρ_F , ρ_P – density of solution and permeate, respectively; $\Delta P = (P_F - P_P)$ – pressure difference on different sides of the membrane, K – mass transfer coefficient, α – heat transfer coefficient.

The main driving force of the process is the gradient of the partial pressure on the membrane – ΔP (1).

When compiling the model, it was assumed that temperature polarization is not taken into account.

In the course of further work on the model, it is planned to complicate the model by adding an equation that takes into account the concentration distribution in the longitudinal direction of the channel.

1. Benavides-Prada O., Guevara-Lastre C., Barón-Núñez F., Barajas-Ferreira C., Ortiz-Basurto R., Torrestiana-Sánchez, B., Muvdi-Nova C. Vacuum membrane distillation: Modeling and analysis for recovery of ethanol from ethanol/water solutions. *CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro*. Vol. 5, № 2. 2013. P. 47–60.

2. Pelin O. Membrane Distillation: Principle, Advances, Limitations and Future Prospects in Food Industry, Distillation – Advances from Modeling to Applications. *Trakya University Department of Food Engineering, Edirne*. 2012. P. 234–235.

СИНТЕЗ КРИТЕРІЮ ОПТИМАЛЬНОГО КЕРУВАННЯ В ПРОЦЕСІ ФОРМУВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ

Жученко А. І., Хібеба М. Г., Піонтківський В. П.

КПІ ім. І. Сікорського, hibeba19@gmail.com

Процес формування вуглецевих виробів є одним з визначальних етапів у їх виробництві, адже цей процес значною мірою визначає геометричну форму кінцевих виробів та впливає на температурні напруження на наступних етапах обробки заготовок [1].

Задля створення ефективної системи керування процесом необхідно сформувати цільову функцію та врахувати обмеження. У статті [2], присвяченій постановці задачі керування формуванням вуглецевих виробів, було обґрунтовано використання такого критерію оптимальності:

$$K_{\text{опт}} = \frac{(P_e(W_{\text{п}} + W_{\text{т}}) + P_{\text{м}}G_{\text{м}})}{G_{\text{пр}}} \rightarrow \min ,$$

де $G_{\text{пр}}$ – дійсна продуктивність преса; P_e – тариф на електроенергію; $W_{\text{п}}$, $W_{\text{т}}$ – витрати електроенергії; $P_{\text{м}}$ та $G_{\text{м}}$ – ціна та витрата сировини відповідно. Та цей критерій не враховує дійсної продуктивності гідравлічного пресу $G_{\text{пр}}$. Під дійсною продуктивністю будемо розуміти кількісну оцінку виробленої якісної продукції за деякий проміжок часу. Тоді для розрахунку $G_{\text{пр}}$ необхідно визначати кількісний показник якості сформованих заготовок і врахувати його у вигляді частки якісної продукції K серед усієї продукції:

$$G_{\text{пр}} = K t_{\text{к}} v_{\text{п}} F_{\text{м}} \rho_{\text{м}} , \quad (1)$$

де $t_{\text{к}}$ – час кампанії пресування; $v_{\text{п}}$ – швидкість пресування; $F_{\text{м}}$ – площа поперечного перерізу мундштука; $\rho_{\text{м}}$ – густина матеріалу.

Для отримання якісної продукції необхідно, щоб під час процесу пресування були дотримані умови нерозривності середовища, а це можливо у разі, коли між заготовкою та поверхнею мундштука існуватиме тонкий ламінарний шар з умовами проковзування. Шар кам'яновугільного пеку буде рухатись в ламінарному режимі тільки в тоді, коли напруга зсуву перевищить деяке критичне значення (межа плинності). Тоді, розрахувавши значення напруги зсуву τ та її критичне значення τ_0 у кожній точці l можемо визначити якість заготовок за радіусом маси зі структурним режимом руху. Оскільки ядро зі структурним режимом руху має неідеальну циліндричну форму, доцільно використовувати поняття мінімального та максимального радіусів:

$$\begin{cases} R_{\min}(l, t) = \min_R(\tau) > \tau_0 \\ R_{\max}(l, t) = \max_R(\tau) \leq \tau_0 \end{cases}$$

Задачу оптимального керування можна сформулювати таким чином:

$$I = \int_0^{t_{\text{к}}} \int_0^L [Q(R_{\min}(l, t) - R_z(l))^2 + S(R_{\max}(l, t) - R_z(l))^2] dl dt \rightarrow \min , \quad (2)$$

де L – довжина мундштука; R_z – заданий радіус заготовки; Q, S – матриці вагових коефіцієнтів.

Якщо дійсні розміри (радіус по всій довжині) заготовки хоча б десь будуть меншими від заданої величини, її необхідно відправляти на переробку, тому очевидним є обмеження:

$$R_{\min}(l, t) \geq R_z(l). \quad (3)$$

З іншого боку, розміри заготовки не можуть бути занадто великими, оскільки мають витримуватись умови проковзування матеріалу, тобто

$$R_{\max}(l, t) \leq R_{\text{пр}}(l), \quad (4)$$

де $R_{\text{пр}}(l) = R_{\text{м}}(l) - d_{\min}$ – максимальний радіус твердого шару, за якого виконуються умови проковзування; $R_{\text{м}}(l)$ – радіус мундштука; $d_{\min}$ – мінімально допустима товщина ламінарного шару.

Введемо обмеження (3, 4) у вираз (2) за допомогою функцій штрафів:

$$I = \int_0^{t_k} \int_0^L [Q(R_{\min} - R_z)^2 + S(R_{\max} - R_z)^2 + h_1(R_{\min}) + h_2(R_{\max})] dl dt \rightarrow \min. \quad (5)$$

Враховуючи, що критерій (5) пов'язаний з геометричними параметрами виробу, що формується у процесі пресування, доцільно використати цей критерій для розрахунку невідомого коефіцієнту K у виразі (1):

$$K = \frac{1}{1 + \frac{I}{V_{\text{р}} t_{\text{к}}}},$$

де $V_{\text{р}}$ – значення робочого об'єму мундштука, м^3 ; $t_{\text{к}}$ – час роботи пристрою.

Тоді загальний критерій оптимального керування процесом формування вуглецевих виробів виглядатиме так:

$$K_{\text{опт}} = \frac{(P_{\text{е}}(W_{\text{п}} + W_{\text{т}}) + P_{\text{м}} G_{\text{м}})}{t_{\text{к}} v_{\text{п}} F_{\text{м}} \rho_{\text{м}} \left(\frac{1}{1 + \frac{I}{V_{\text{р}} t_{\text{к}}}} \right)} \rightarrow \min. \quad (6)$$

Мінімізація (6) з врахуванням технологічних обмежень дозволить визначати оптимальну швидкість пресування та режими роботи нагрівачів, за яких питома собівартість продукції буде мінімізована з дотриманням потрібних якісних показників готової продукції.

1. Карвацький А. Я., Лазарєв Т. В., Коржик М. В. Числові дослідження кампанії формування великогабаритних вуглецевих виробів методом екструзії через мундштук. *Вісник Національного технічного університету "Харківський політехнічний інститут". Серія: Нові рішення в сучасних технологіях.* 2016. № 25. С. 99–106.

2. Жученко О. А., Хібеба М. Г. Постановка задачі керування процесом формування у виробництві вуглецевих виробів. *Загальнодержавний міжвідомчий науково-технічний збірник "Конструювання, виробництво та експлуатація сільськогосподарських машин".* 2017. № 47 (Ч. 2). С. 81–88.

КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ЕЛЕКТРОФІЛЬТРА ВЛОВЛЮВАННЯ ТУМАНУ ФОСФАТНОЇ КИСЛОТИ

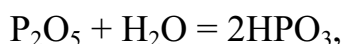
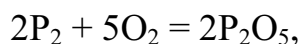
Грушovenко О. О., Безносик Ю. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, sasha_grushovenko@email.ua

Фосфатна кислота виробляється двома способами: екстракційним (сірчано-нікислотним) і термічним [1]. Екстракційна та термічна фосфатні кислоти суттєво різняться за якістю: отримана екстракційним способом кислота містить до 15 % домішок, а термічна – всього до 0,4 %. Термічний спосіб дає можливість отримувати з будь-якого виду сировини висококонцентровану кислоту, яка містить 62...69 % P_2O_5 (85...95 % H_3PO_4) за незначеної кількості домішок.

Відомо декілька способів отримання термічної фосфатної кислоти, серед них метод повного згорання газів (одноступінчастий) та згорання рідкого фосфору (двоступеневий). Двоступеневий метод є більш поширеним, оскільки фосфатна кислота виходить чистішою. До того ж нижчими, порівняно з одноступінчастим способом, є витрати на обладнання, витрати електроенергії та води.

Вихідним продуктом для виробництва кислоти є елементарний фосфор, який окиснюють до отримання фосфорного ангідриду, а потім гідратують водою [2]. В результаті отримують фосфатну кислоту:



Основними апаратами технологічної схеми виробництва фосфатної кислоти є камери згорання, башти гідратації, електрофільтри та теплообмінники.

Для вловлювання туману фосфатних кислот найчастіше використовують електрофільтри [1]. Потік, що надходить до електрофільтра, складається з кисню, азоту, водяної пари та туману фосфатної кислоти. Для електрофільтрів характерним є невеликий гідравлічний опір, високий коефіцієнт очищення газів, низька витрата електроенергії, відсутність циркуляції. Застосовуються електрофільтри двох типів: трубчаті та пластинчаті. У перших електричне поле створюється між внутрішньою стінкою труби та дротом, підвішений уздовж її осі симетрії, в другому – між пластинами та групою дротів, розташованих на чітко однакових відстанях один від одного та від пластин. Із надходженням в електрофільтр газу, що містить туман фосфатної кислоти, частинки туману набувають від'ємного заряду та рухаються у напрямі до осаджувального електрода, осаджуються на ньому, і кислота стікає в жолоб. Електрофільтр обирають у відповідності з заданими умовами його роботи за площею перетину активної зони з наступним перевіірочним розрахунком ступеня очищення.

Площа перетину активної зони, обмежена стінками осаджувального електрода визначається за формулою: $f = KV_G / w_G$, де K – коефіцієнт запасу, що враховує підсмоктування повітря ($K = 1,1$); V_G – об'ємна витрата газу за температури очищення, m^3/c ; w_G – швидкість газу в апараті, m/c .

Ступінь очищення для електрофільтрів: $\eta = 1 - \exp(-w_p a)$, де w_p – швидкість дрейфу заряджених часток до осаджувального електрода, м/с; a – коефіцієнт, що характеризує геометричні розміри апарата та швидкість газу в ньому.

Для осаджувальних електродів всіх типів: $a = L \Pi / (f w_G)$, де L – довжина осаджувального електрода, м; Π – периметр осаджувального електрода, м.

Для пластинчатих електродів: $\Pi / f = 2 / b$, де b – відстань між пластинами електродів, м (приймають $b = 0,3$ м).

Дійсна швидкість дрейфу заряджених часток менша розрахованої за умови стоксівського режиму осадження: $w_p = 6 \cdot 10^{-12} K E^2 r / \mu_G$, де $K = 1$ для часток розміром $2 \dots 50$ мкм і $K = 1 + 1 / (107 r)$ для часток < 2 мкм; E – напруженість електричного поля, В/м; r – радіус частки, м; μ_G – в'язкість газу, Па·с.

Напруженість електричного поля в пластинчатих електрофільтрах визначають як

$$E = \sqrt{i_0 b / (\pi \epsilon_0 R l)},$$

де i_0 – лінійна густина струму корони, А/м; ϵ_0 – електрична стала, Ф/м ($\epsilon_0 = 8,55 \cdot 10^{-12}$); R – рухливість іонів, м²/(В·с); l – відстань між сусідніми коронувальними електродами, м (приймають $l = 0,25$ м).

Для пластинчатих електрофільтрів лінійна густина струму корони визначається виразом

$$i_0 = [U(U - U_0) 4 \pi^2 K K_1] / \{9 \cdot 10^9 l^2 [\pi b / (2 l) + \ln(2 \pi R_1 / l)]\},$$

де U – напруга на електродах, В; U_0 – критична напруга (напруга коронувального розряду), В; $K_1 = 0,12 (U b)^2$ – коефіцієнт компонування електродів між пластинами; R_1 – радіус коронувального електрода, м (приймається $R_1 = 0,0015$ м).

Для пластинчатих електрофільтрів критична напруга визначається як

$$U_0 = E_0 R_1 [\pi b / (2 l) + \ln(2 \pi R_1 / l)],$$

а критична напруженість поля

$$E_0 = 3,04 \cdot 10^6 [B + 0,0311 \sqrt{b / R_1}],$$

де B – відношення густин газу в робочих і нормальних умовах.

Розрахунковий модуль перевірного розрахунку ступеня очищення від туману фосфатної кислоти реалізований у програмному середовищі *Borland Delphi 7.0* і є продовженням програми розрахунку матеріального балансу всієї схеми. Доступ до розрахункового модуля відкривається після заповнення початкових даних для матеріального балансу та його розрахунку. Необхідна також інформація про об'єм газів, що надходить в електрофільтр на очищення. Розроблений модуль розв'язує всі поставлені в технічному завданні задачі. В результаті розрахунку було отримано площу перерізу активної зони, що дорівнює 4,47 м². За цим показником з бази програми було обрано електрофільтр марки ГПФМ7-9, ступінь очищення в якому перевищує задану та становить 99,08 %.

1. Постников Н. Н. Термическая фосфорная кислота. Химия и технология. М.: Химия, 1970. 304 с.

2. Яворський В. Т., Перекупко Т. В., Знак З. О., Савчук Л. В. Загальна хімічна технологія: Підручник. Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2005. 552 с.

ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ГРАНУЛЮВАННЯ У ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ

Семенцов В. К., Ладієва Л. Р.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, mrvis333@gmail.com

Під час створення моделі гранулювання в апараті з псевдозрідженим шаром розглянуто гетерогенний двофазний процес, під час якого між собою взаємодіють дві окремі фази: частинки – центри гранулювання, вихідна речовина – сульфат амонію у вигляді крапель та теплоносіїв – повітря [1].

Будову гранулятора з псевдозрідженим шаром зображено на рис. 1.

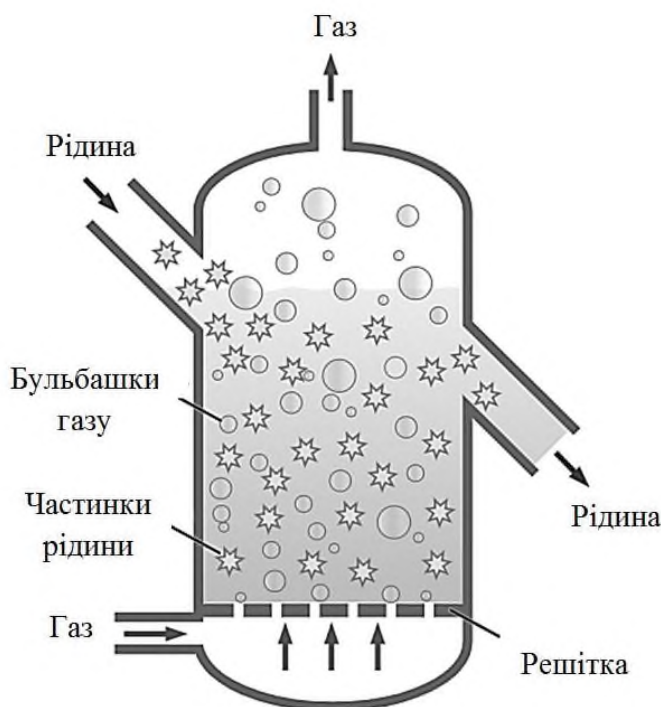


Рис. 1. Гранулятор із псевдозрідженим шаром

Основною метою оптимального керування є підтримання заданої температури частинок в апараті за умови мінімізації витрати повітря [1].

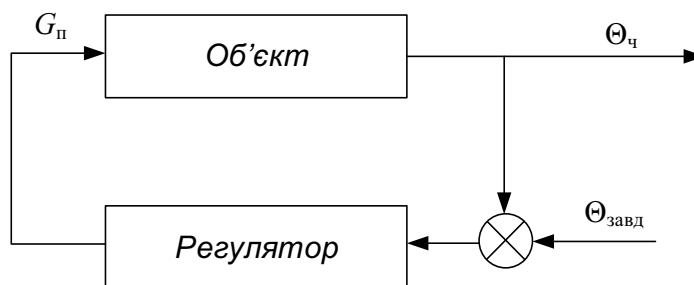


Рис.2. Структурна схема контуру керування температурою частинок

Щоб розв'язати такого типу задачу необхідно обрати інтегральний критерій якості [2].

Введемо інтегральний критерій якості у вигляді

$$I = \frac{1}{2} \int_0^t [q (\Theta_{\text{ч}} - \Theta_{\text{ч}}^0)^2 + \frac{1}{2} r G_{\text{к}}^2] dt \rightarrow \min,$$

де q – ваговий коефіцієнт; $\Theta_{\text{ч}}$ – температура частинок, К; $\Theta_{\text{ч}}^0$ – початкова температура частинок, К; $G_{\text{к}}$ – масові витрати крапель, кг/с; r – коефіцієнт аксіальної дисперсії частинок, с^{-1} .

Для розрахунку оптимальної системи керування було створено математичну модель для гранулятора. Рівняння динаміки для гранулятора (зміна температури нагрівального повітря у апараті) має вигляд

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

де C – питома теплоємність, Дж/(кг·К); G – масові витрати, кг/с; m – маса, кг; S – площа поверхні, м^2 ; α – коефіцієнт теплопередачі, Вт/($\text{м}^2 \cdot \text{К}$); Θ – температура, К; індекси «ч» та «п» позначають, що параметр відноситься до частинок або повітря відповідно; $C_{\text{п}}^0$ – початкова теплоємність повітря, Дж/(кг·К).

Рівняння динаміки для гранулятора (зміна температури частинок у шарі):

$$m_{\text{ч}} C_{\text{ч}} \frac{d\Theta_{\text{ч}}}{dt} = m_{\text{ч}} C_{\text{ч}} r_{\text{ч}} \Theta_{\text{ч}}^0 + G_{\text{к}} C_{\text{к}} \Theta_{\text{к}}^0 + R^{\text{адг}} m_{\text{ч}} C_{\text{ч}} (\Theta_{\text{к}}^0 - \Theta_{\text{ч}}) + G_{\text{к}} x_{\text{к}} Q_{\text{крис}} + \\ + \alpha_{\text{ч}} S_{\text{ч}} (\Theta_{\text{п}} - \Theta_{\text{ч}}) - m_{\text{п}} \nu_{\text{суш}} Q_{\text{вип}},$$

де $R^{\text{адг}}$ – питома швидкість стикання крапель з частинками (адгезії), $\text{кг}_{\text{к}}/(\text{кг} \cdot \text{с})$; $\Theta_{\text{к}}^0$ – початкова температура крапель, К; $x_{\text{к}}$ – концентрація крапель розчину; $Q_{\text{крис}}$ – питома теплота сушіння крапель, Дж/кг; $Q_{\text{вип}}$ – питома теплота випарювання, Дж/кг; $\nu_{\text{суш}}$ – питома швидкість сушіння, $\text{кг}_{\text{в}}/(\text{кг} \cdot \text{с})$.

Задача синтезу оптимального лінійного регулятора розв'язувалася на основі матричного диференційного нелінійного рівняння Рікатті та знаходження оптимального керування зі зворотнім зв'язком [2].

Матричне диференціальне рівняння Рікатті описується формулою

$$P' = -PA - A^T P + PBR^{-1}B^T P - Q,$$

де A – матриця змінних стану, B – матриця керування.

Оптимальний лінійний регулятор має вигляд

$$U(t) = -K(t)X(t),$$

де

$$K(t) = -R^{-1}BP(t).$$

Виведені залежності визначають лінійний оптимальний регулятор з матричним коефіцієнтом підсилення K . Цей регулятор мінімізує вибраний критерій на траєкторіях системи.

1. Корнієнко Я. М., Денисенко В. Р., Гайдай С. С., Шевченко Я. М. Гідродинаміка неоднорідного псевдозрідження. *Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження*. 2019. № 1. С. 13-17.

2. Ладієва Л. Р. Оптимальне керування системами : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл. Київ: НМЦ ВО, 2000. 187 с.

КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ КАТАЛІТИЧНОГО ТРИ-РИФОРМІНГУ МЕТАНУ

Вильбой М. О., Бугаєва Л. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, mvilboy@gmail.com

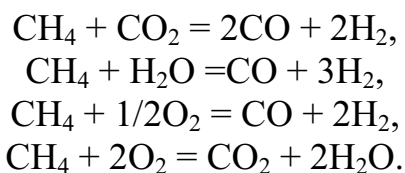
Зараз використовуються три методи окисної конверсії метану: парціальне окиснення (ПОМ), вуглекислотний риформінг (ВКМ) і паровий риформінг метану та природного газу (ПРМ). Всі вони мають низку недоліків: висока енергоємність, співвідношення $H_2 : CO$ зазвичай далеке від необхідного для синтезу та ін. Так, наприклад, паровий риформінг, який застосовується в газовій промисловості, має високе відношення $H_2 : CO (\geq 3)$, але і його недостатньо для синтезу Фішера-Тропша та синтезу метанолу.

Запропонований процес три-риформінгу метану (ТРМ) дозволяє уникнути або знизити вплив зазначених недоліків. Три-риформінг – це комбінація риформінгу, парового риформінгу та часткового окиснення метану у реакторі для виробництва синтез-газу. Так, процес CO_2 риформінгу та парова конверсія метану не дозволяють отримати співвідношення $H_2 : CO$, необхідне для основних синтезів або потребують подальшої обробки синтез-газу на відміну від ТРМ. Процес ТРМ на підставі показників меншої кількості затрачуваної енергії та меншої кількості чистого CO_2 є кращим процесом для отримання синтез-газу зі співвідношенням $H_2 : CO 1,5...2$. Інтеграція процесів ПОМ, ПРМ і ВКМ дає можливість подолати проблему утворення вуглецю, що характерна для вуглекислотного риформінгу.

Процес три-риформінгу метану є багатокомпонентним цільовим процесом отримання водню та монооксиду вуглецю, що поєднує в собі екзо- та ендотермічні процеси. Оскільки багатоваріантність умов перебігу процесу забезпечує різноманітний склад газової суміші, то стає актуальною проблема моделювання (розрахунку) рівноважного складу газової суміші. Також залишається важливим питання визначення умов процесу, а саме складу газової суміші та температури, які б забезпечували перебіг процесу, наближеного до автотермічного.

На сьогодні не існує жодної моделі процесу три-риформінгу метану на структурованих блочних каталізаторах. У описуваній роботі були використані результати експериментального дослідження структурованих блочних каталізаторів, що дозволило підібрати оптимальний каталізатор для процесу три-риформінгу. Крім того, було запропоновано математичну модель, яка реалізує алгоритм розрахунку рівноважного складу компонентів процесу в умовах, близьких до адіабатичних.

Три-риформінг є синергетичною комбінацією ендотермічного CO_2 -риформінгу, парового риформінгу і екзотермічного парціального окиснення метану в реакторі [1, 2]:



Поєднання вуглецевого риформінгу та парової конверсії дає можливість отримати синтез-газ із заданим співвідношенням $\text{H}_2 : \text{CO}$ для синтезу метанолу та синтезу Фішера-Тропша. Інтеграція парового риформінгу та часткове окиснення метану з CO_2 риформінгом дозволяє значно зменшити або усунути завуглецювання каталізатора, завдяки чому збільшиться тривалість роботи каталізатора та ефективність процесу. Таким чином, запропонований процес три-риформінгу може вирішити дві важливі проблеми, присутні в зазначених процесах. По-перше, при включенні в реакційну суміш кисню підвищиться температура процесу, що дозволить більш ефективно використовувати енергію. По-друге, три-риформінг дозволить використовувати як сировину природний газ та димові гази з електростанцій. Експерименти та чисельний аналіз показують, що три-риформінг може не тільки утворювати синтез-газ $\text{CO} + \text{H}_2$ з бажаними співвідношеннями $\text{H}_2 : \text{CO}$, але й виключити утворення вуглецю, яке завжди було серйозною проблемою для CO_2 -риформінгу метану.

В результаті досліджень було створено математичну модель, що дає можливість визначити оптимальний склад реагентів, який забезпечить отримання синтез-газу потрібного складу та дозволить описати кінетичні залежності цього процесу. Розроблена математична модель три-риформінгу метану для пористих каталітичних систем у реакторі інтегрального проточного типу дозволяє оцінювати вплив факторів (температури, концентрації компонентів, адіабатичності) на процес та порівнювати експериментальні результати із впливом хімічних факторів на активність та селективність процесу. Розроблена авторами математична модель також дає можливість оптимізувати процес за необхідними параметрами та отримати склад суміші у рівноважному процесі три-риформінгу метану [3]. Розрахунок кількості теплоти на вході та виході з реактора допомагає визначити умови зміни теплоти в процесі автотермічного три-риформінгу та температури на виході з реактора.

Використання моделі дозволяє визначити основні характеристики процесу: зміну концентрації компонентів на виході з реактору, ступінь перетворення CH_4 , CO_2 , CO , H_2O та константи рівноваги.

1. Ткаченко А. А., Безносик Ю. О. Експериментальні дослідження та моделювання автотермічного процесу три-риформінгу метану. *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*, 2012. № 2/4 (56). С. 54–60.

2. Ткаченко А. А., Безносик Ю. О., Ткач В. В. Комп'ютерне моделювання та експериментальні дослідження автотермічного процесу три-риформінгу. *Комп'ютерне моделювання в хімії, технологіях і системах сталого розвитку*: Збірник наукових статей Третьої міжнародної наук.-практ. конф., Київ – Рубіжне, 10–12 травня 2012 року. Київ, 2012. С. 76–82.

3. Бугаєва Л. М., Бойко Т. В., Безносик Ю. О. Системний аналіз хіміко-технологічних комплексів: Підручник. Київ: Інтерсервіс, 2017. 254 с.

СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ФОРМУВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ

Жученко А. І., Хібеба М. Г.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, hibeba19@gmail.com

Виробництво вуглеграфітової продукції складається з ряду технологічних процесів та операцій [1] і характеризується значною ресурсо- та енергоємністю, тому актуальною є задача підвищення його ефективності шляхом впровадження оптимальних режимів роботи на ключових етапах виробництва.

Одним з основних технологічних процесів виробництва вуглецевих виробів є процес формування останніх шляхом продавлювання електродної маси через мундштук відповідної форми у гідравлічному пресі. Пресування значною мірою визначає форму заготовки, її довжину, пористість та механічну міцність. Саме тому нагальною є задача створення та дослідження такої системи керування процесом формування вуглецевих виробів, яка забезпечить підвищення ефективності цієї технологічної стадії, а у кінцевому результаті – виробництва вуглецевих виробів в цілому.

Процес формування вуглецевих виробів характеризується багатовимірністю та нелінійністю. З урахуванням цих обставин наявні системи керування цим технологічним процесом не забезпечують потрібної якості керування. Ці системи є системами стабілізації на наперед заданому рівні температур в контрольних точках, що не дає можливості оперативно реагувати на зміни під час перебігу процесу. Крім того, поза увагою залишаються економічні показники, що з урахуванням енергоємності процесу формування набуває особливого значення.

В праці [2] було запропоновано техніко-економічний критерій, мінімізація якого в процесі керування має забезпечити мінімальну собівартість одиниці продукції за дотримання заданих якісних показників.

Враховуючи особливості процесу формування вуглецевих виробів, прогнозування поведінки об'єкта (прогнозування радіусів заготовки) на декілька кроків вперед і врахування прогнозованих змінних у розрахунку керування є доцільним, а отже є доцільним й використання *MPC*-регулятора* для керування цим об'єктом. До того ж *MPC*-регулятор обраховує керувальний сигнал на основі прогнозованих параметрів, для яких обчислюється значення критерію оптимальності, а отже такий регулятор буде мінімізовувати запропонований техніко-економічний критерій.

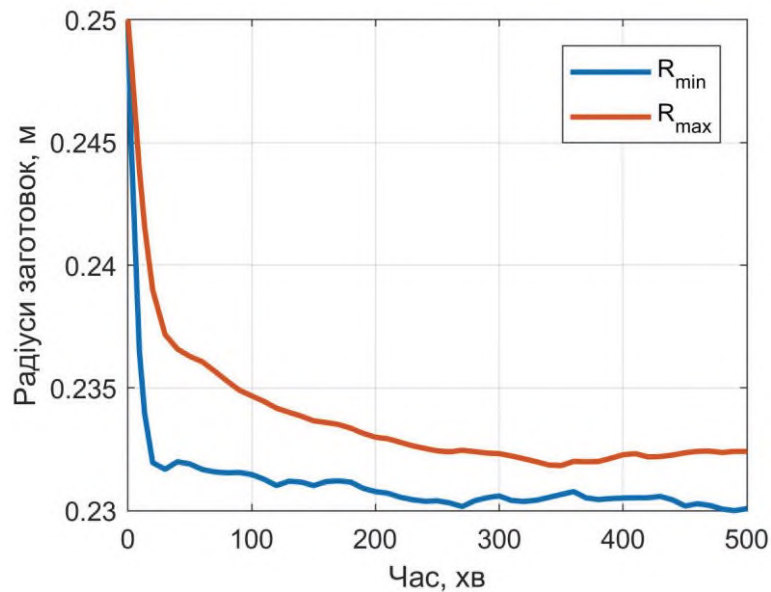
Для синтезу такого регулятора потрібно було дослідити його параметри налаштування. Перш за все для з'ясування діапазонів доцільних змін параметрів налаштування були визначені їх максимальні значення: 15 кроків для горизонту прогнозування та 10 – для горизонту керування. Ці дані були отримані як такі, за яких динаміка техніко-економічного критерію стає негативною (значення критерію починає збільшуватись).

* *MPC (modal predictive control)* – керування з прогнозними моделями.

В результаті проведення серії досліджень було отримано значення техніко-економічного критерію в залежності від параметрів налаштування *MPC*-регулятора.

Найкращим виявилось налаштування з горизонтом прогнозування в 13 кроків та горизонтом керування в 3 кроки. За таких налаштувань продуктивність збільшилась на 6 % порівняно з продуктивністю пресу, що працює за регламентом.

Результати комп'ютерної реалізації математичної моделі розробленої системи керування представлено на рисунку.



Динаміка радіусу заготовки в системі з налаштованим *MPC*-регулятором

Як свідчать результати моделювання, запропонована система керування процесом пресування вуглецевих виробів на основі *MPC*-регулятора вирішує зазначені проблеми. Структура системи керування передбачає розрахунок як критерію оптимального керування – собівартості одиниці продукції, так і інтегрального показника її якості – радіусу заготовки.

1. Карвацький А. Я., Лазарєв Т. В., Коржик М. В. Числові дослідження кампанії формування великогабаритних вуглецевих виробів методом екструзії через мундштук. *Вісник Національного технічного університету "Харківський політехнічний інститут". Серія: Нові рішення в сучасних технологіях.* 2016. № 25. С. 99–106.

2. Жученко О. А., Хібеба М. Г. Постановка задачі керування процесом формування у виробництві вуглецевих виробів. *Загальнодержавний міжвідомчий науково-технічний збірник "Конструювання, виробництво та експлуатація сільськогосподарських машин".* 2017. № 47 (Ч. 2). С. 81–88.

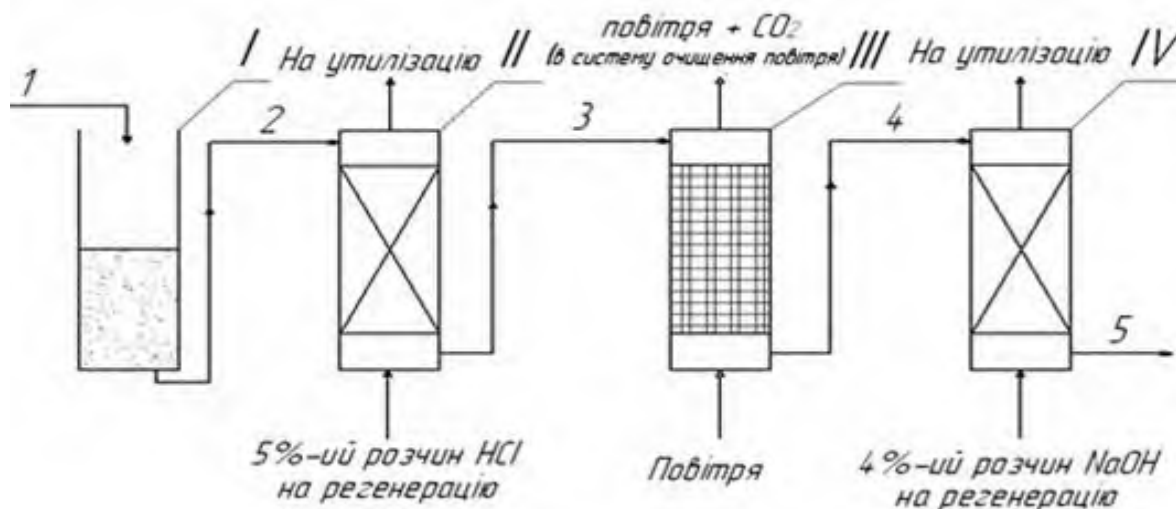
РОЗРОБЛЕННЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ ЗНЕСОЛЕННЯ ПРОДУВОЧНИХ СТІЧНИХ ВОД

Чепурний О. О., Абрамова А. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, sloth04ua@gmail.com

Розробка системи автоматизації виробництва є одним із найважливіших етапів його проектування, оскільки забезпечує контроль за якістю продукції, раціональним використанням сировини та енергії, дозволяє мінімізувати використання ручної праці на небезпечних об'єктах. Це особливо актуально для хімічних виробництв, які найчастіше використовують вибухонебезпечні речовини, працюють в умовах підвищеної екологічної небезпеки та потребують значних затрат енергії. Метою процесу знесолення продувочних стічних вод системи зворотного водоспоживання є отримання на виході установки стічної води, очищеної від механічних домішок та з нормалізованою концентрацією іонів і катіонів, придатної для повторного споживання, на що впливають швидкість фільтрування, тривалість фільтрування, значення рН на виході з апаратів та технологічні параметри фільтрів і декарбонізатора [1].

Технологічну схему процесу знесолення продувочних стічних вод зворотного водоспоживання наведено на рисунку.



Технологічна схема процесу знесолення продувочних стічних вод
системи зворотного водоспоживання:

I – механічний зернистий фільтр; *II* – Н-катіонітний фільтр; *III* – декарбонізатор;
IV – ОН-катіонітний фільтр; *1* – стічна вода; *2* – вода на Н-катіонування; *3* – вода
на декарбонізацію; *4* – вода на ОН-аніонування; *5* – знесолена стічна вода

Станція знесолення продувочних стічних вод продуктивністю 300 м³/год. (2,3 млн. м³/рік) включає три технологічні лінії по 150 м³/год., з'єднані за блочною схемою. Кожна лінія являє собою послідовно з'єднані механічний зернистий фільтр, Н-катіонітний фільтр, декарбонізатор з баком для декарбонізованої води і ОН-аніонітний фільтр. З трьох ліній – дві робочі, одна перебуває в резерві. Фільтри в резервній лінії не завантажені іонами (передбачена можливість гідравлічного перевантаження іонів з робочих фільтрів у резервні).

Оскільки в процесі очищення стічних вод використовуються шкідливі речовини, то для надійної експлуатації обладнання, підтримки оптимальних технологічних параметрів, раціонального використання обладнання, отримання якісного вихідного продукту, підтримки потрібної концентрації та витрати вхідних компонентів розробка і впровадження системи автоматизації є надзвичайно важливою.

Аналіз технологічної схеми показав, що для нормального функціонування схеми необхідно [2]:

- контролювати та регулювати витрату стічної води на вході в механічний зернистий фільтр, Н-катіонітний фільтр, декарбонізатор та ОН-аніонітний фільтр;
- контролювати та регулювати витрату 5-відсоткового розчину НСІ на вході в Н-катіонітний фільтр;
- контролювати та регулювати витрату 4-відсоткового розчину NaOH на вході в ОН-аніонітний фільтр;
- контролювати та регулювати витрату повітря на вході в декарбонізатор;
- контролювати та сигналізувати рівень рН стічної води на виході з Н-катионітного та ОН-аніонітного фільтрів;
- контролювати концентрацію Na^+ та Cl^- на виході з Н-катионітного та ОН-аніонітного фільтрів відповідно.

Для обраних параметрів було визначено необхідну точність вимірювання і регулювання (норми технологічного режиму) та діапазони їх можливої зміни.

Засоби автоматизації підбираються із врахуванням особливостей технологічного режиму. У виборі технічних засобів автоматизації перевагу надано електричним, оскільки вони забезпечують високу швидкість, мінімальне запізнення у передачі сигналу на відстань до операторних приміщень і високу точність вимірювання технологічних параметрів.

У розробленій схемі автоматизації створено 11 контурів регулювання та передбачено контроль та регулювання витрати, контроль та сигналізацію значення рН, контроль концентрації Na^+ та Cl^- . Розроблена схема автоматизації забезпечить ведення технологічного процесу згідно з технологічним регламентом.

1. Аширов А. Ионообменная очистка сточных вод, растворов и газов. Л.: Химия, 1983. 295 с.
2. Смирнов Д. Н. Автоматическое регулирование процессов природных и сточных вод. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Стройиздат, 1985. 312 с.

SOFTWARE FOR SIMULATION BASED ON PROCESSES DECOMPOSITION IN DISTILLER COLUMN

Kuchkin O. M., Kovalevskiy V. M.

Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute, kuchkinaleksey@gmail.com

When designing systems of automation of chemical-technological processes or when the work of contours of automatic regulation systems is researched and studied, in most cases experts define change of the process parameters value at various capacity of the technological object. For the design of the distiller for molten carbamide (Fig. 1) in [1] a scheme of decomposition of thermal and material balances (Fig. 2) was developed. According to the process decomposition scheme in the control object, the static and dynamic characteristics of the carbamide distillation process are calculated for different load modes.

Nowadays, computer information technologies are effectively used to solve automation problems to determine the state of the control object, and therefore an application software was created for visual observation of changes in the distillation process parameters [2].

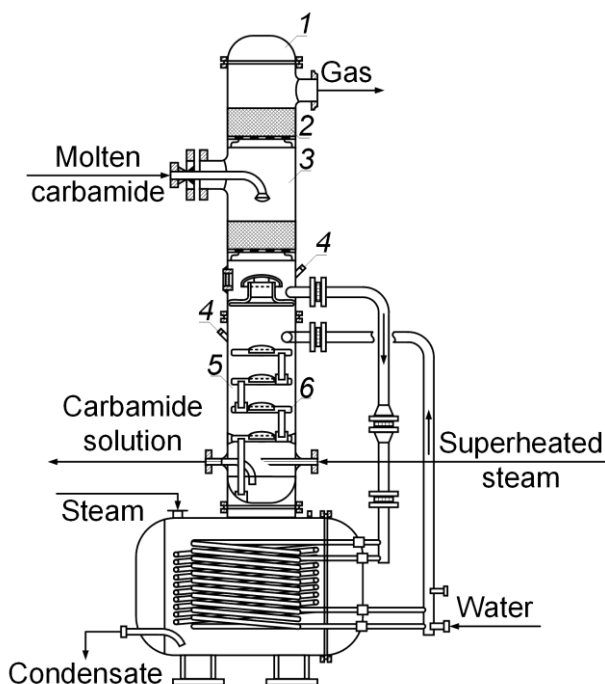


Fig. 1. Distiller design scheme for molten carbamide: 1 – condenser; 2 – filter; 3 – separating section; 4 – thermocouple connection; 5 – rectifying section; 6 – bubble cap tray

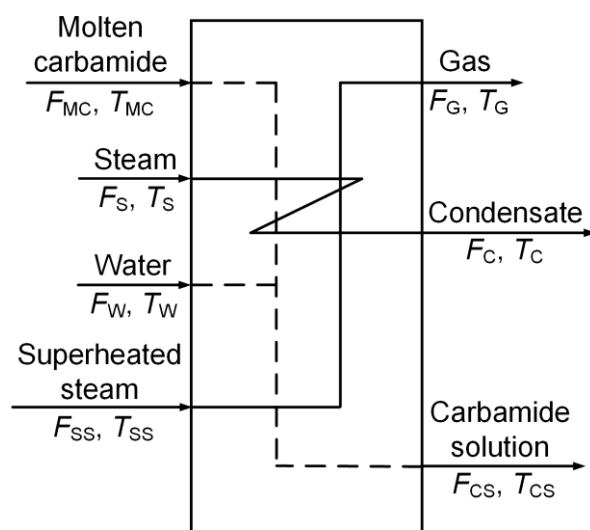


Fig. 2. Decomposition scheme of heat transfer processes in distiller for molten carbamide: F – mass flow rate; T – temperature

Fig. 3 shows the screen of the software for simulation of transient responses of the distiller in “work” mode. The input parameters are selected according to mathematical models and take into account: aspects of technological characteristics; physics of material flows during the movement of liquid and gaseous media; dependence

of thermophysical parameters of these media on temperature; and heat loss in the distillation column.

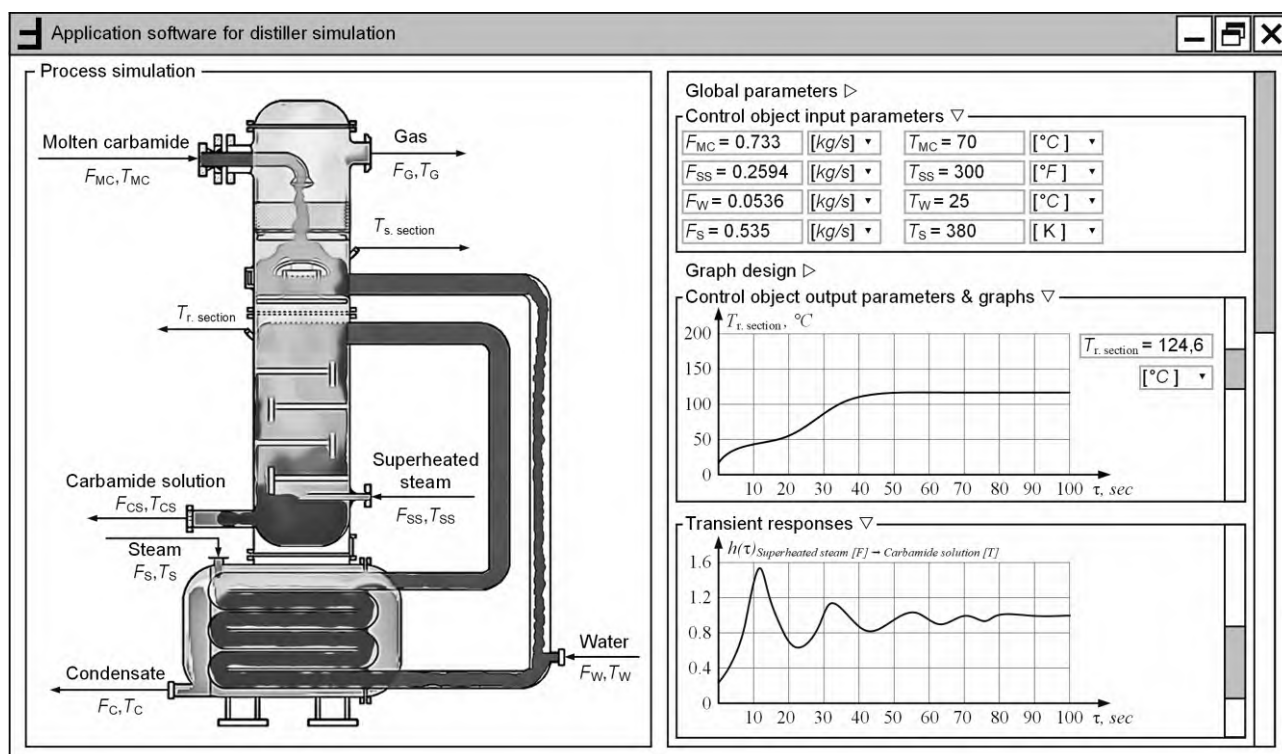


Fig. 3. Screen of the developed software for distiller simulation

The software allows users to adjust the input parameters and observe the change in output parameters as well as transient responses of control object. Thus, the simulation of the distiller allows one to visually investigate the corresponding changes in the characteristics of heat transfer processes when a new load value is established and to correct some parameters of the distillation of the molten carbamide.

Accordingly, the developed software for distillation simulation will allow solving control problems and analyzing the properties of the distillation column in the absence of a real object, using an adequate model instead.

1. Кучкін О. М., Ковалевський В. М. Статичні властивості та схема автоматизації процесу дистиляції плаву карбаміду. *Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: матеріали VI Міжнар. наук.-техн. internet-конф.* (Київ, «НУХТ», 20 листопада 2019 р.). Київ, 2019. С. 61–62, ISBN 978-966-612-234-9.

2. Кучкін О. М., Ковалевський В. М. Прикладна програма для імітаційного моделювання характеристик дистилятора. *Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології – 2020 : Матеріали VII Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, аспірантів і студентів (АКІТ-2020); м. Київ, 22 квітня 2020 р. / уклад. М. В. Лукінюк. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2020. С. 48–49. ISBN 978-966-622-995-6.*

СИСТЕМА ПРОГНОЗУВАННЯ ТЕМПЕРАТУРИ РОТОРА В ЕЛЕКТРОДВИГУНІ

Чепов Д. Є., Коротинський А. П.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, pyroductail@gmail.com

У теперішній час екологічної безпеки та зелених технологій поширеного розвитку та використання набули електромобілі. Електромобіль – автомобіль, що приводиться в рух одним або декількома електродвигунами з живленням від акумуляторів або паливних елементів тощо, а не двигуном внутрішнього згорання.

Управління електродвигунами передбачає врахування його експлуатаційних особливостей, а саме врахування температурних обмежень його роботи. Однією з таких характерних точок є температура ротора, саме перегрів якого може призвести до виходу електродвигуна з ладу. Проте через складну структуру електропривода безпосереднє вимірювання температур ротора за допомогою термодатчиків неможливо. Тому для розробки систем керування електродвигунами з врахуванням його експлуатаційних особливостей, а саме поточної температури ротора необхідно розробити систему прогнозування температури критичної точки. Крім того, точне термомодельювання стає все більш важливим зі зростанням актуальності функціональної безпеки електромобілів.

Для досягнення поставленої мети пропонується використовувати принципи машинного навчання для визначення температури ротора та подальшого використання цієї температури під час керування двигуном.

Дослідження експериментальної вибірки роботи електродвигуна в різних режимах його роботи показало наявність у вибірці характерних груп температур двигуна (див. рис. 1).

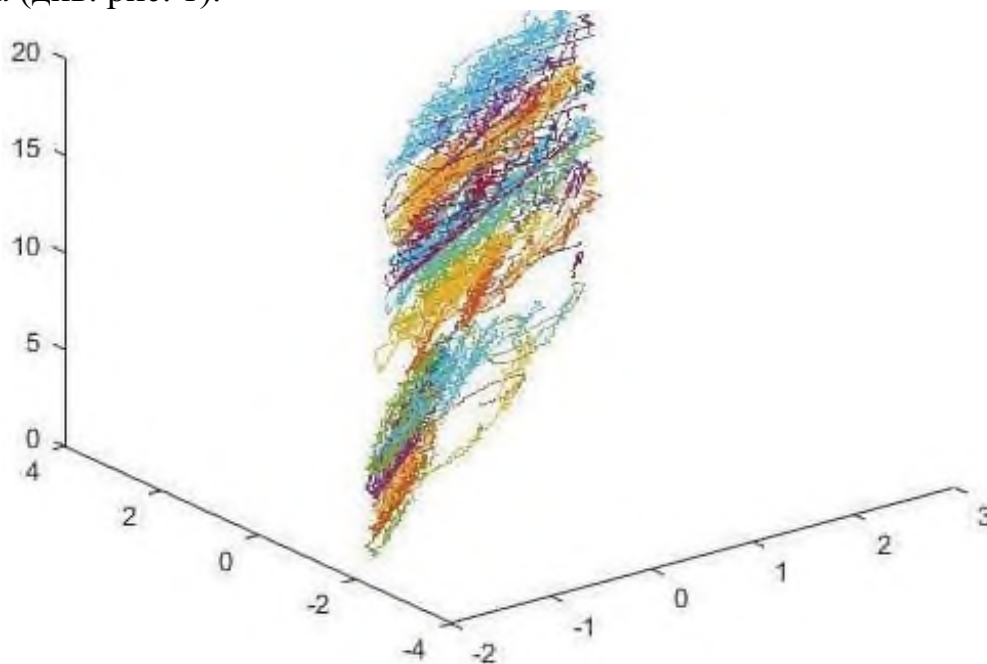


Рис. 1. Результат кластеризації температури ротора за вимірними параметрами

За результатами дослідження було прийнято рішення прогнозувати не значення температури ротора, а кластер прогнозованої температури. Кластеризація проводилась методом к-середніх [1]. Використання кластера дозволяє використовувати прогнозоване значення у подальших системах керування або інтелектуального прийняття рішення за категоріальними ознаками.

За алгоритм для прогнозування кластера запропоновано використовувати метод бінарного дерева рішень [2]. Вхідними величинами є температура контрольних точок статора, заміри яких фізично можливо зробити. Прийнята така архітектура дерева рішень: кількість кінцевих вузлів (листів) – 50; обмеження за кількістю розбиттів – не більше семи.

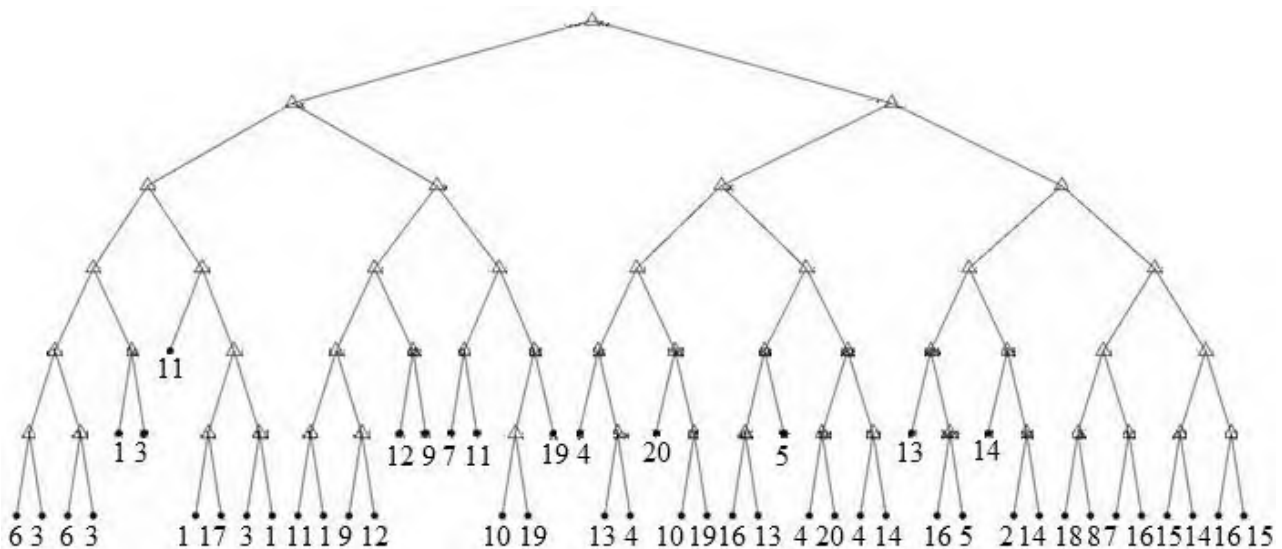


Рис. 2. Візуалізація дерева рішень

У результаті виконання описаної роботи було отримано систему прогнозування кластер температури ротора, який в подальшому може бути використаний як один із критеріїв оцінки експлуатаційних характеристик електродвигунів.

1. Шапошникова Е. А. Исследование и анализ алгоритма кластеризации данных методом к-средних. *Международный научный журнал "Интернаука"*. 2017. № 18. С. 54–61.

2. Brandon Rohrer. How decision trees work [Electronic resource] / End-to-End Machine Learning // Mode of access. URL: https://e2eml.school/how_decision_trees_work.html (дата звернення: 11.03.2021).

ЗАДАЧІ КЕРУВАННЯ АДСОРБЦІЙНИМ ОЧИЩЕННЯМ НАФТОВИХ ОЛИВ

Тюріна Є. О., Ярощук Л. Д.

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

Нафтові оливи як товарну продукцію, отриману в результаті адсорбційного очищення забруднених матеріалів, характеризують значною кількістю показників якості та жорсткими вимогами до них [1]. Особливості сировини, що надходить на очищення, та особливості адсорбентів й адсорберів дають підстави вважати адсорбцію нестационарним багатofакторним процесом. Враховуючи значні обсяги використання оливних матеріалів у сучасній промисловості та наявність шкідливих речовин у викидах виробництва, актуальним є визначення й узгодження кола задач, які потрібно розв'язувати за допомогою системи автоматизації.

Метою дослідження є формування переліку задач керування адсорбційним очищенням олив, які дозволять отримати продукцію належної якості з урахуванням особливостей обладнання та сировини.

Розглянемо основи технології. Охолоджену суміш сировини й розчинника та адсорбент подають в апарат протитечією. Суміш спрямовують знизу вгору та забезпечують її неперервний контакт з потоком адсорбенту, який подають згори вниз. Зобразимо на рисунку схему матеріальних потоків адсорбційного відділення з позначенням основних компонентів, які необхідно вилучити.

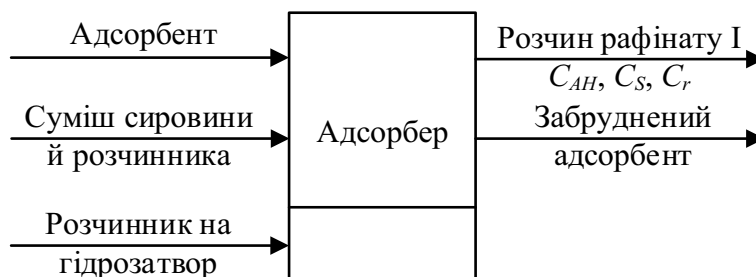


Схема матеріальних потоків адсорбера:

C_{AH} , C_S , C_r – відповідно вміст ароматичних вуглеводнів, сірки та смол у продукції

У результаті взаємодії адсорбенту та сировини відбувається вилучення з останньої важких ароматичних вуглеводнів, смол, сірчистих з'єднань. Очищений продукт (розчин рафінату I) направляють у відстійну зону, а забруднений адсорбент – далі на відновлення і знову на вхід адсорбера. Така циклічність забезпечує ресурсозбереження процесу регенерації [2]. Для попередження виносу суміші сировини з розчинником з апарата передбачено дозовану подачу розчинника на гідрозатвор у кінцеву частину адсорбера.

На якість продукції впливає безліч факторів [3], зокрема властивості забрудненої оливи, адсорбенту, розчинника, конструкційні властивості апарата й умови, створені для забезпечення перебігу процесу.

Оскільки мова йде про очищення, то відмінність властивостей різних партій сировини є непередбачуваною і може бути достатньо суттєвою. Визначення режимних параметрів адсорбції у разі зміни сировини є задачею, що пов'язана з суттєвою невизначеністю.

Сировиною, що надходить в апарат, є забруднена олива або мастило [3], з якої попередньо вилучають присадки – так звані базові олива або мастило. Вони містять у собі групи ізопарафінових, нафтенно-парафінових, нафтенно-ароматичних й ароматичних вуглеводнів з різним ступенем циклічності, а також гетероорганічні з'єднання, до яких відносять кисень, сірку й азот. Як матеріальний потік сировина може вносити в систему суттєві збурення, зокрема через нестабільні склад та витрату. При цьому виникають питання можливості вимірювання та узгодження властивостей сировини.

До якості регенерованої сировини висувають численні вимоги, узгодити які практично неможливо. Зокрема до них належать в'язкість (кінематична, динамічна), температури застигання, помутніння, наявність присадок, протизносні, протиокиснювальні властивості, корозійна активність, вміст механічних домішок і води, фракційний склад тощо [1]. Разом з цим постає питання можливості їх неперервного вимірювання під час перебігу процесу. Зокрема такі показники як індекс в'язкості, цетановий індекс можна визначити з розрахунків або за таблицями, а температури застигання та помутніння встановлюють лабораторно. Звідси виникають проблеми вибору властивостей продукції для керування процесом адсорбції й їх узгодженості, зокрема і в часі.

Як адсорбент використовують крихту алюмосилікатного каталізатора [2], властивості якого змінюються з кожним циклом.

Відповідно до описаних вище технологічних особливостей наведемо задачі верхнього рівня, які стосуються керування адсорбційними процесами: 1) забезпечення якості продукції; 2) забезпечення економічної ефективності виробництва; 3) виконання екологічних вимог до виробництва.

Ці загальні задачі можуть бути розв'язані шляхом їх декомпозиції, зокрема перші дві задачі передбачають пошук зв'язків для зменшення показників якості, що характеризують продукцію; узгодження показників якості між собою; прогнозування значень показників якості та коригування математичного забезпечення в умовах нестаціонарності процесу очищення.

Можна зробити висновки про те, що вказані задачі керування вимагають додаткового інформаційного забезпечення та створення адаптивних моделей і систем керування, здатних працювати в умовах таких зовнішніх збуреннях, як властивості адсорбенту й адсорбату, та внутрішніх збуреннях – властивостях обладнання.

1. Топлива, смазочные материалы, технические жидкости. Ассортимент и применение: справочник / И. Г. Анисимов и др.; под ред. В. М. Школьников. Москва: Техинформ, 1999. 596 с.

2. Иванова Л. В., Корнеев И. И., Юзбашев В. Н. Технология переработки нефти и газа: учеб. пособие для нефт. техникумов. Москва: Химия, 1966. 419 с.

3. Казакова Л. П., Крейн С. Э. Физико-химические основы производства нефтяных масел. Москва: Химия, 1978. 320 с.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ РОБОТОЮ РЕАКЦІЙНОЇ ТРУБЧАСТОЇ ПЕЧІ НА ОСНОВІ МІКРОПРОЦЕСОРНОГО РЕГУЛЯТОРА МІК-127

Бишовець Д. С., Ковалевський В. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ByshovetsDmytro@ukr.net

Двосекційна трубчаста піч це один з необхідних апаратів у процесу каталітичного риформінгу нафтопродуктів з необхідністю дотримування чітких температурних режимів [1]. Двосекційна піч задовольняє необхідність контролювати та забезпечувати температури процесів у двох апаратах, а саме у реакторі гідроочищення та у реакторі платформінгу. Для контролю процесів у двосекційній трубчастій печі розроблено схему автоматизації (рис. 1) на основі мікропроцесорного регулятора МІК-127 «МІКРОЛ». Контролер регулятора моделі МІК-127-22 має можливість забезпечити функціонування 2-х контурів регулювання технологічними параметрами і тому для реалізації запропонованої схеми автоматизації потрібно використовувати два програмованих контролери.

До першого контуру програмованого контролера на вхід AI1 підключається вимірювач витрати (1-1), за сигналом якого контролер (1-2) виконує регулювання та сигналізацію *max* та *min* значення витрати сировини. Вихідний сигнал контролера з клеми AO1 подається на блок ручного керування (1-3), що має два режими роботи – «Ручний» і «Автоматичний», з виходу якого сигнал через електропневматичний перетворювач (1-4) надходить на регулювальний клапан (1-5). У першого контролера до другого контура на мвхід AI2 підключається вимірювач витрати (2-1) для регулювання клапаном (2-5) потоку стабільного гідрогенізата на вході у трубчасту піч.

На вхідні клеми AI3 та AI4 другого програованого контролера (3-3) моделі МІК-127-32 з трьома входами і двома виходами підключено вимірювачі витрати (3-1) та (4-1), сигнали яких подаються на відповідні входи контролера для регулювання співвідношення витрат «повітря – газ». Сигнал регулювального впливу подається на вихідні клеми AO3 і далі на блок ручного керування (3-3), з виходу якого сигнал через електропневматичний перетворювач (3-4) надходить на пневматичний регулювальний клапан (3-5). В результаті забезпечується регулювання витрати повітря за значенням витрати газу, змінюванням якої здійснюється регулювання температури у печі датчиком (5-1). Вихідний сигнал останнього подається на вхід клеми AI5 програмованого контролера для регулювання та сигналізації *max* та *min* значень температури у двосекційній трубчастій печі. Сигнал регулювального впливу подається на клеми AO4 і на блок ручного керування (5-3), що має два режими роботи – «Ручний» і «Автоматичний», з виходу якого сигнал через електропневматичний перетворювач (5-4) надходить на пневматичний регулювальний клапан (5-5) для змінювання температури в міжтрубному просторі печі.

Схему автоматизації процесів у трубчастій двосекційній печі було розроблено для мікропроцесорного контролера МІК 127 «МІКРОЛ» з урахуванням результатів моделювання якості контурів у роботі [3].

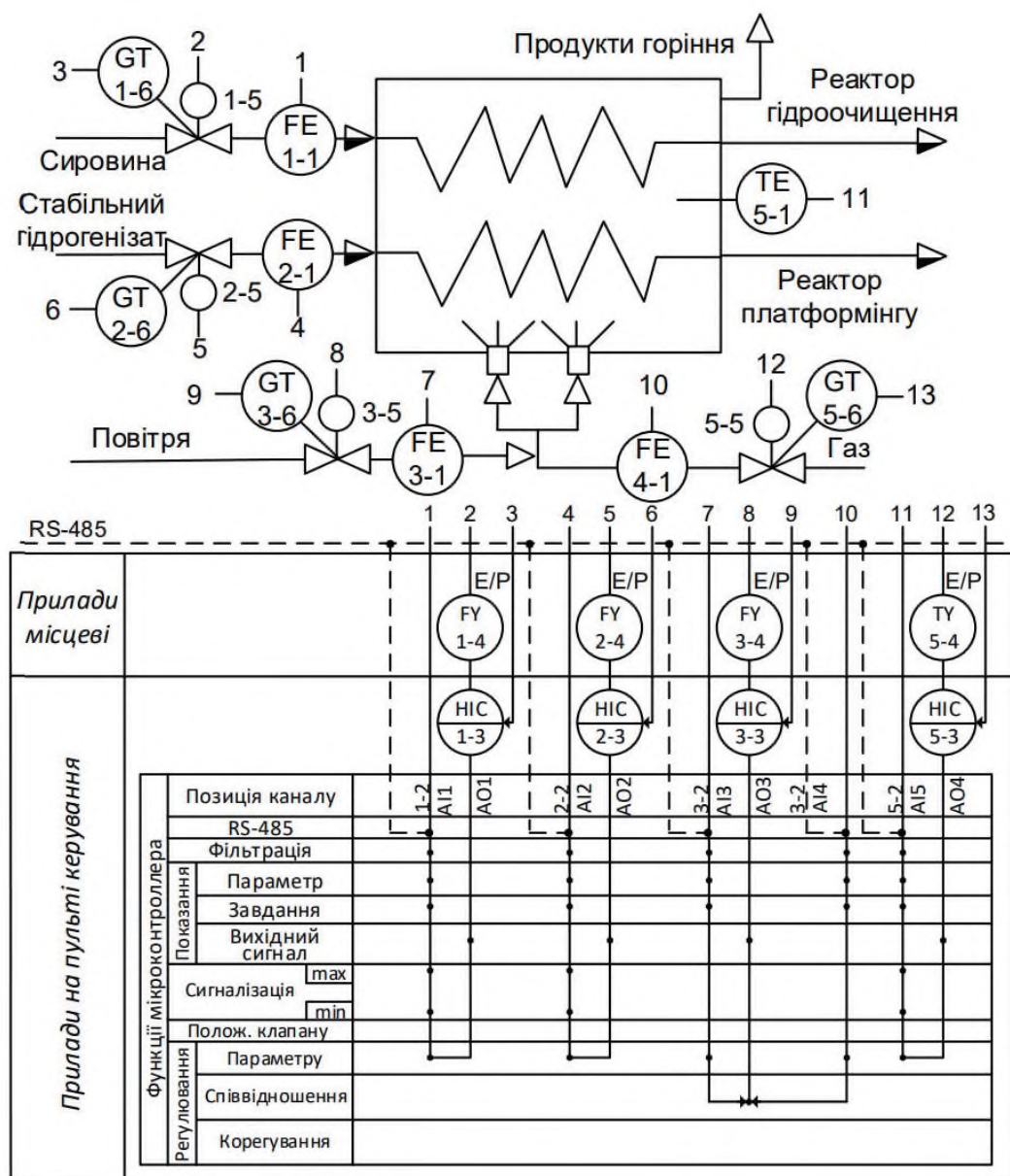


Схема автоматизації системи керування роботою двосекційної трубчастої печі на основі мікропроцесорних регуляторів МІК-127-22 та МІК-127-32 «МІКРОЛ»

Для налаштування мікропроцесорного контролера МІК-127 «МІКРОЛ» було вивчено використання спеціального програмного засобу візуального редактора *FBD*-програми АЛЬФА.

1. Соколов Р. С. Химическая технология: Учеб. пособие для студ. высш. учеб. заведений: В 2 т. Т. 2: Металлургические процессы. Переработка химического топлива. Производство органических веществ и полимерных материалов. Москва: Гуманит. изд. центр ВЛАДОС, 2000. 277 с. ISBN 5-691-00356-9.

2. Бишовець Д. С., Ковалевський В. М. Аналіз параметрів налаштування пі регулятора для регулювання температури реакційної трубчастої печі : Матеріали VII Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, аспірантів і студ. (АКІТ – 2020); м. Київ, 22 квітня 2020 р. / уклад. М. В. Лукінюк. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2020. 128 с.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ХЛОРУВАННЯ МЕТАНУ

Олефір О. М., Ладієва Л. Р.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ololmkbc@gmail.com

Хлорування – найважливіший етап у виробництві хлористого метилу, який вимагає чіткого керування температурою, тому що у разі перегрівання реакційних газів до температури вище 550 °С може статися вибух.

Метил хлористий використовується як розчинник у виробництві бутилкаучуку, інсектофунгіцидів, а також для відділення олив, жирів, резинатів у продуктах перегонки нафти й отриманні пластмас і фумігантів. Метил хлористий застосовується як метилувальний агент в органічному синтезі для отримання тетраметил свинцю, метилцелюлози, кремнійорганічних сполук (силанів), використовується в лакофарбовій промисловості.

Реактор являє собою вертикальний циліндричний апарат, сталевий корпус якого футерований зсередини двома шарами діабазових плиток і шаром шамотної цегли (рис. 1). Зовні апарат ізольований шаром азбесту. В нижній частині реактора розміщена кільцева топка, в яку вставлено пальники для спалювання горючого газу. В центрі хлоратора є насадка з кислототривкої шамотної цегли [1].

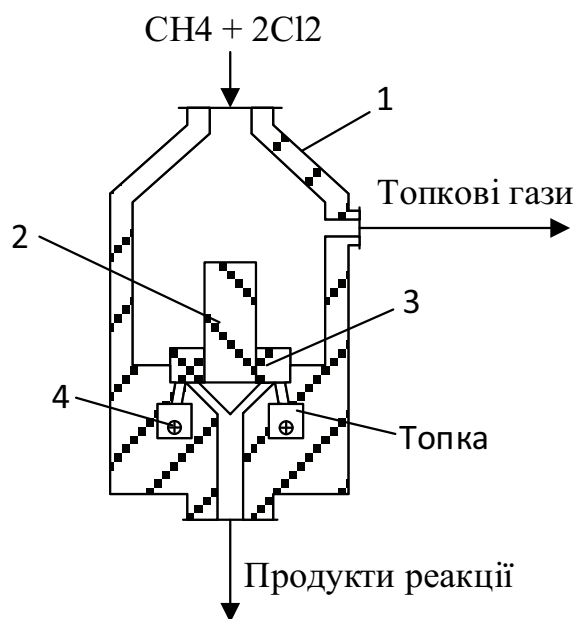


Рис 1. Схема хлоратора

1 – сталевий корпус з ізоляцією; 2 – внутрішня насадка (шамотна цегла);

3 – керамічні кільця; 4 – пальники

Перед введенням у хлоратор реакційних газів у топці спалюють паливний газ; продукти згоряння нагрівають реактор, який акумулює тепло. Після досягнення потрібної температури в апарат вводять суміш вуглеводнів і хлору. Після нагрівання екзотермічна реакція хлорування відбувається автотермічно. В про-

цесі хлорування незначна частина метану зазнає глибоких перетворень, в процесі яких утворюються смолисті продукти та сажа. Щоб запобігти потраплянню цих речовин у відповідний газопровід, у кільцевому просторі хлоратора укладають шар керамічних кілець висотою близько 200 мм.

Періодично, в міру нагромадження в хлораторі сажі та смолистих речовин, їх випалюють. Для цього припиняють подачу в хлоратор реакційних газів, запалюють у топці паливний газ і подають продукти його згоряння разом з надлишком повітря в камеру хлорування. Після видалення речовин, що містять вуглець, вогонь у топці гасять і в хлоратор знову подають реакційні гази [1].

Розроблену для керування процесом хлорування метану схему автоматизації зображено на рис. 2.

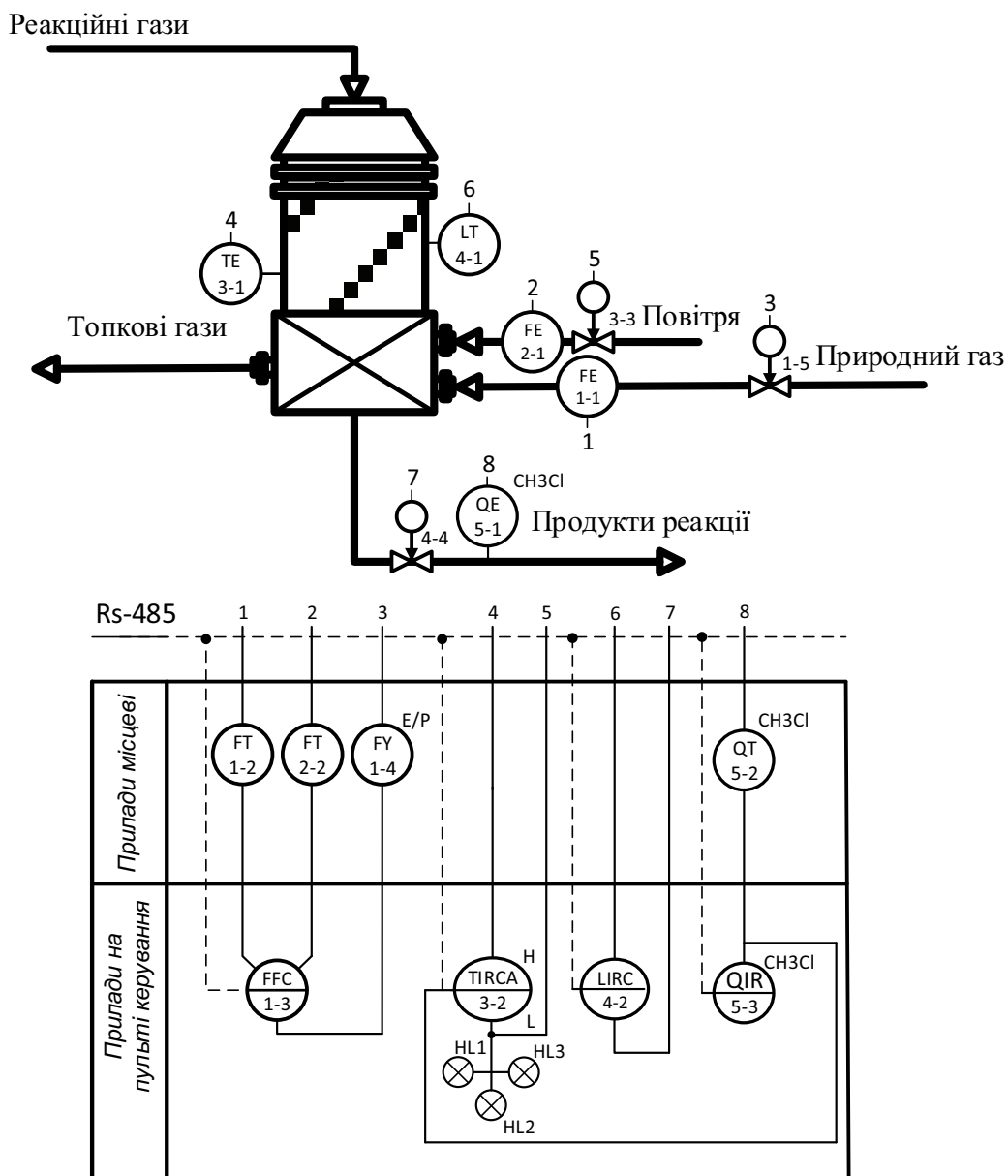


Рис. 2. Схема автоматизації хлоратора

Для контролю та регулювання співвідношення витрат повітря і природного газу розроблено контури 1 і 2, що складається з первинних перетворювачів витрати (поз. 1-1, 2-1), проміжного перетворювача (1-2, 2-2), вторинного показу-

вального та реєструвального приладу (1-3), електропневматичного перетворювача (1-4), пневматичного виконавчого механізму (1-5) [2].

Контроль і регулювання температури із врахуванням поправки по концентрації реакційних газів у реакторі забезпечує контур 3, який включає первинний вимірювальний перетворювач температури (3-1), вторинний показувальний і реєструвальний прилад із вбудованим пневматичним регулятором (3-2) та пневматичний виконавчий механізм (3-3).

Контур 4 застосовують для контролю та регулювання рівня сажі в реакторі. Контур містить рівнемір з пневматичним передавальним перетворювачем (4-1), вторинний показувальний і реєструвальний прилад із вбудованим пневматичним регулятором (4-2), пневматичний виконавчий механізм (4-3).

Для контролю концентрації хлорметану розроблено контур 5, що складається з концентратоміра (5-1), проміжного перетворювача (5-2), вторинного показувального та реєструвального приладу (5-3).

Описана схема автоматизації процесу хлорування метану забезпечує ефективне регулювання основного непрямого режимного параметра процесу – температури. Наступні дослідження полягатимуть у визначенні динамічних характеристик каналів керування та збурень, створення математичної моделі апарата з метою налаштування параметрів регуляторів.

1. Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза. М.: Химия, 1968. 848 с.
2. Лукінюк М. В. Контроль і керування хіміко-технологічними процесами: 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». Київ: НТУУ «КПІ», 2012. ISBN978-966-622-531-6 (Кн. 2).

ПРОЦЕС АБСОРБАЦІЇ АЦЕТИЛЕНУ ДИМЕТИЛФОРМАМІДОМ ЯК ОБ'ЄКТ АВТОМАТИЗАЦІЇ

Гурло В. О., Козаневич З. Я.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, valeriahurlo@gmail.com

Ацетилен (C_2H_2) раніше отримували з карбіду кальцію (CaC_2) у процесі взаємодії його з водою в апаратах Кіппа. Великі кількості C_2H_2 отримують сьогодні з газів термічного піролізу (крекінгу) метану після очищення їх від смол, сажі, сірчистих сполук і діацетилену.

Очищені гази крекінгу метану надходять в насадковий абсорбер, що працює за принципом протитоку, для добування з них ацетилену абсорбцією його диметилформамідом (ДМФА).

Абсорбція C_2H_2 за допомогою ДМФА відбувається за температури $38\text{ }^{\circ}\text{C}$ і тиску $1,05\text{ МПа}$.

Насичений ацетиленом ДМФА після процесів дроселювання до $0,07\text{ МПа}$ і підігріву до температури $87\text{ }^{\circ}\text{C}$ подається на десорбцію і сепарацію, внаслідок чого отримують 99-відсотковий ацетилен, а ДМФА повертається на абсорбцію.

Рушійна сила процесу абсорбції виникає як різниця рівноважних до іншої фази і поточних концентрацій в газі та рідині (ДМФА).

Утворення рушійної сили процесу абсорбції C_2H_2 диметилформамідом у протиточному абсорбері продемонстровано на рис. 1.

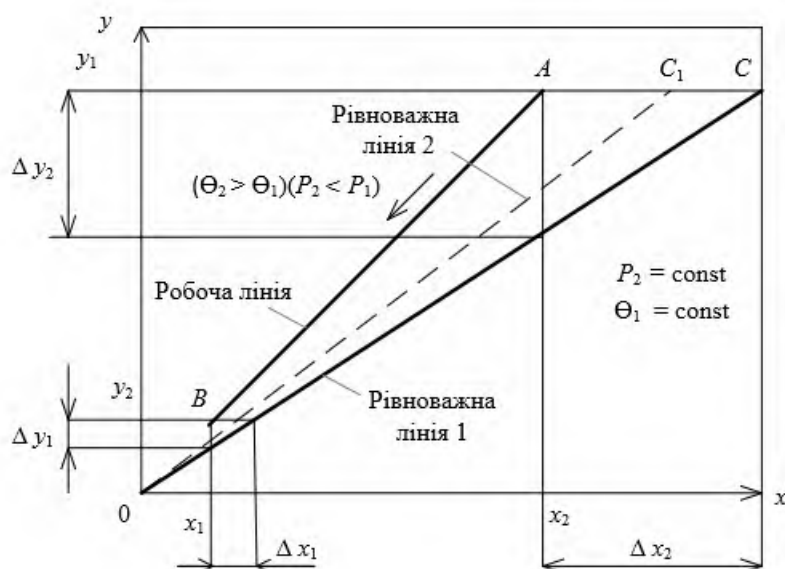


Рис. 1. Утворення рушійної сили абсорбції C_2H_2 за допомогою ДМФА:

- x_1, x_2 – концентрації C_2H_2 в ДМФА на вході та виході з абсорбера відповідно;
- y_1, y_2 – концентрації C_2H_2 в газі крекінгу на вході та виході з абсорбера відповідно;
- Θ_1 і P_1 – середні значення температури та тиску для рівноважної лінії 1;
- Θ_2 і P_2 – середні значення температури та тиску для рівноважної лінії 2

Враховуючи розташування робочої та рівноважної ліній (рис. 1), зазначаємо, що рушійні сили протиточного процесу абсорбції є різними для різних фаз (газу та рідини) знизу і зверху абсорбера: з боку газу рушійна сила абсорбції знизу (вхід газу) абсорбера $\Delta y_1 = y_1 - y_p(x_2)$, а зверху $\Delta y_2 = y_2 - y_p(x_1)$, де y_p – концентрація C_2H_2 в газі, рівноважна до відповідної концентрації C_2H_2 в рідині ДМФА.

Аналогічно для ДМФА рушійною силою процесу на вході його в абсорбер є $\Delta x_1 = x_p(y_2) - x_1$, а на виході ДМФА з абсорбера – $\Delta x_2 = x_p(y_1) - x_2$.

Середні значення рушійних сил з боку газу є:

$$\Delta y = (\Delta y_1 + \Delta y_2) / 2, \quad (1)$$

а з боку рідини

$$\Delta x = (\Delta x_1 + \Delta x_2) / 2. \quad (2)$$

Положення рівноважної лінії характеризується коефіцієнтом Генрі – відношенням рівноважних концентрацій: $m = y_p / x_p$.

У разі зростання m рівноважна лінія відхиляється вліво, що зменшує значення Δx і Δy , тобто погіршує процес абсорбції. Значення m залежить від температури Θ і тиску P в абсорбері: $m = f(P, \Theta)$. Зі збільшенням температури Θ або зменшенням тиску P рівноважна лінія відхиляється вліво, зменшуючи рушійну силу, тому процес абсорбції проводять в умовах високого тиску та низької температури.

Тиск в абсорбері стабілізується регулюванням тиску неабсорбованих газів.

Процес абсорбції екзотермічний. Оскільки конструкція насадкового абсорбера не допускає встановлення додаткового внутрішнього холодильника, то температура в абсорбері регулюється за допомогою зміни температури ДМФА на вході в абсорбер Θ_1 , для чого встановлено теплообмінник.

Залежність рівноважної концентрації в газі від поточної концентрації цього компонента в рідині встановлена законом Генрі і за лінійної інтерпретації має вигляд

$$y_p(x) = mx; \quad x_p(y) = (1/m)y \quad (3)$$

Залежність коефіцієнта Генрі від температури Θ може бути представлена як

$$m = m_H (\Theta / \Theta_H), \quad (4)$$

де m_H і Θ_H – номінальні (експериментальні) значення константи Генрі m_H за температури Θ_H .

Для встановлення динамічних зв'язків між вхідними і вихідними величинами використаємо рівняння балансів для акумулювальних ємностей рідини та газу в абсорбері. Розрахункову схему абсорбера наведено на рис. 2.

Для складання рівнянь балансів прийнято такі допущення:

- лінійне розподілення концентрації C_2H_2 по висоті абсорбера як у газі, так і в ДМФА;

- температура в абсорбері визначається температурою ДМФА, яка характеризує тепловий потік рідини, що є на два порядки більший за тепловий потік газу;

- вільний від насадки об'єм абсорбера розподіляється однаково між рідиною і газом: $V_a = V_d$ постійні (тут V_a, V_d – об'єми в абсорбері, зайняті газом і рідиною).

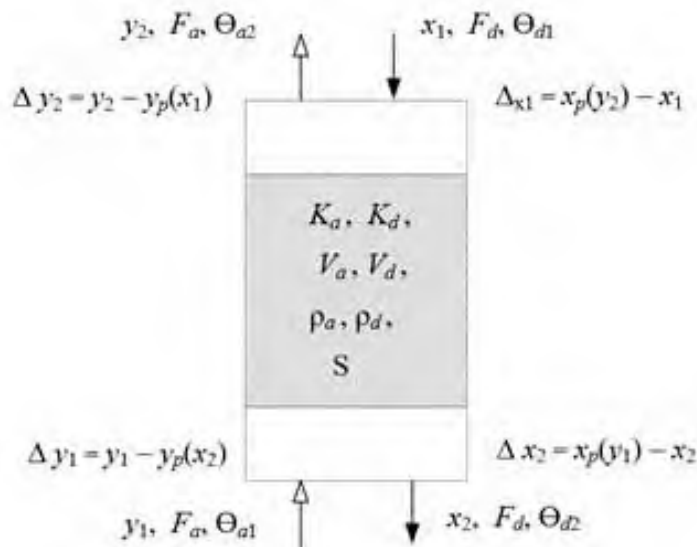


Рис. 2. Розрахункова схема абсорбера:

K_a, K_d – коефіцієнти масообміну зі сторони газу і рідини; ρ_a, ρ_d – густина газу та рідини; F_a, F_d – витрата ацетилену і ДМФА; $\Theta_{a1}, \Theta_{a2}, \Theta_{d1}, \Theta_{d2}$ – температури ацетилену і ДМФА на вході і виході абсорбера відповідно; S – площа поверхні масообміну

Рівняння балансів для акумулювальної ємності рідини отримано у вигляді:

- матеріальний баланс ацетилену

$$F_d x_1 - F_d x_2 + K_d S \Delta x = V_d \rho_d d(x_1 + x_2) / 2dt, \quad (5)$$

- тепловий баланс

$$F_d C_d \Theta_1 - F_d C_d \Theta_2 + r K_d S \Delta y = V_d \rho_d C_d d(\Theta_1 + \Theta_2) / 2dt, \quad (6)$$

де r – кількість тепла, виділена в процесі абсорбції одиниці ацетилену; C_d – питома теплоємність ДМФА.

Для акумулювальної ємності газу матеріальний баланс по ацетилену має вигляд:

$$F_a y_1 - F_a y_2 - K_a S \Delta y = V_d \rho_a d(y_1 + y_2) / 2dt. \quad (7)$$

Система рівнянь (5), (6) і (7) з урахуванням співвідношень (1), (2), (3), (4) складає математичну модель процесу абсорбції C_2H_2 диметилформамідом з газів термічного крекінгу в розмірних одиницях.

На основі наведеного вище аналізу приймаємо, що в даному абсорбері присутні дві регульовані величини: концентрація C_2H_2 у вихідному розчині ДМФА x_2 і температура процесу Θ_2 та два керувальні впливи: витрата ДМФА F_d і температура ДМФА на вході Θ_1 ; а також параметр стану y_2 та збурення y_1 .

Знаходження на основі математичної моделі передавальних функцій за каналами $\Theta_1 \rightarrow \Theta_2$ і $F_d \rightarrow x_2$ дозволить синтезувати відповідні контури регулювання.

СИСТЕМА РЕГУЛЮВАННЯ СПІВВІДНОШЕННЯ ВИТРАТ ПОТОКІВ ГАЗІВ У ВИРОБНИЦТВІ МЕТАНОЛУ НА ОСНОВІ МІКРОПРОЦЕСОРНОГО РЕГУЛЯТОРА МІК-25

Ластовина В. В., Ковалевський В. М.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, Lastovuna@gmail.com

Основним апаратом у виробництві метанолу в трифазній системі є реактор киплячого шару [1]. Саме в ньому відбувається ключовий процес синтезу прогазованої суміші, яка містить 15 % метанолу (рис. 1) [1].

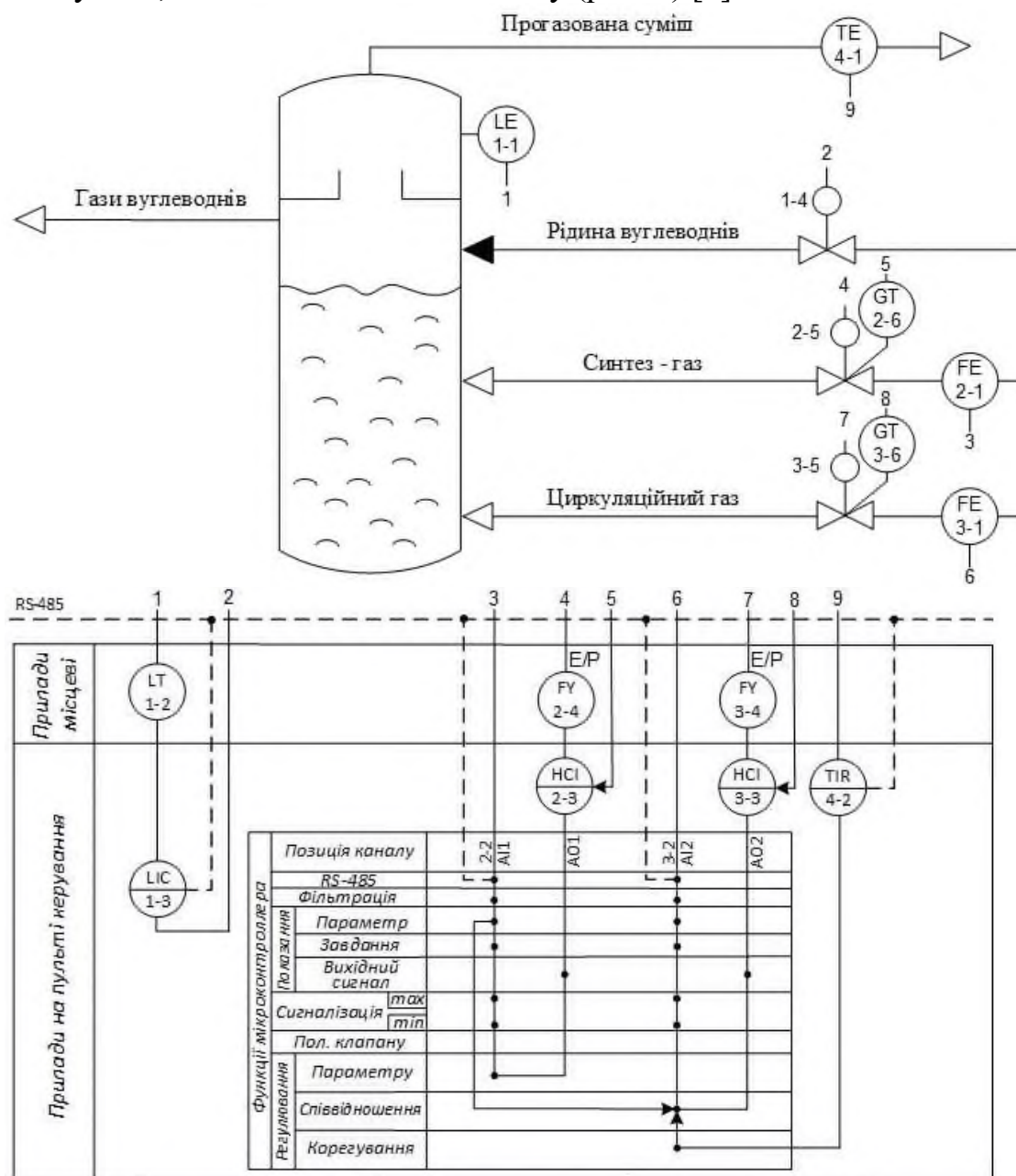


Рис. 1. Схема автоматизації реактора киплячого шару на основі МІК-25 «МІКРОЛ»

Вирішальним параметром процесу виробництва метанолу в трифазній системі є температура парогазової суміші на виході з реактора киплячого шару, позаяк саме

вона впливає на вміст цільової речовини. Відповідна температура досягається за рахунок регулювання співвідношення реакційних газів. Для регулювання співвідношення витрат двох видів реакційних газів розглянуто використання мікропроцесорного регулятора МІК-25 «МІКРОЛ» з урахуванням досліджень, наведених у роботі [2]. Схему автоматизації процесу реактора киплячого шару наведено на рис. 1 з урахуванням функціональних особливостей та потрібних налаштувань двох контурів регулювання у програмованому контролері регулятора МІК-25.

Витрата синтез-газу визначає продуктивність процесу отримання суміші газів на виході з реактора. Регулятор МІК-25 регулює витрату синтез-газу у залежності від режиму *min*, *max* та робочого навантаження технологічного процесу реактора. Для цього сигнал від вимірювача витрати (2-1) підключається на аналоговий вхід AI1 контролера МІК-25, за рахунок налаштувань якого здійснюється фільтрація вхідного сигналу, показання витрати газу та завдання з навантаження реактора. З аналогового виходу AO1 програмованого контролера сигнал надходить на блок ручного керування (2-3), що має два режими роботи – «Ручний» і «Автоматичний», з виходу якого сигнал через електропневматичний перетворювач (2-4) надходить на пневматичний регулювальний клапан (2-5). Датчик положення вихідного органа виконавчого механізму регулювального клапана (2-6) передає сигнал на дисплей блока ручного керування (2-3).

Сигнал для другого контура подається з вимірювача витрати (3-1) на аналоговий вхід AI2, контролера МІК-25, за рахунок якого здійснюється фільтрація сигналу, показання витрати та завдання, а також сигналізація *max* та *min* значення витрати. Для регулювання відповідного співвідношення витрат газів в другому контура враховується ще сигнал з входу AI1. З аналогового виходу AO2 контролера сигнал надходить на програмованого контролера сигнал надходить на аналогічний блок ручного керування (3-3), що має два режими роботи – «Ручний» і «Автоматичний», з виходу якого сигнал через електропневматичний перетворювач (3-4) надходить на пневматичний регулювальний клапан (3-5). Датчик положення вихідного органа виконавчого механізму регулювального клапана (3-6) передає сигнал на дисплей блока ручного керування (3-3).

Регулювання співвідношення витрат газів контролер виконує з корегуванням за сигналом від вимірювача температури (4-1). Регулятор МІК-25 на основі двох контурів контролю вхідних сигналів забезпечить завдану температуру суміші газів на виході з реактора киплячого шару за рахунок можливості виконувати корегування коефіцієнта співвідношення витрат газів на вході.

1. Соколов Р. С. Химическая технология: Учеб. пособие для студ. высш. учеб. заведений: В 2 т. Т. 2: Metallургические процессы. Переработка химического топлива. Производство органических веществ и полимерных материалов. Москва: Гуманит. изд. центр ВЛАДОС, 2000. 277 с. ISBN 5-691-00356-9.

2. Ластовина В. В., Ковалевський В. М. Властивості реактора киплячого шару у виробництві метанолу в трифазній системі. *Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології*: Дванадцята науково-практична конференція студентів «АКІТ-2018» (Київ, НТУУ «КПІ», 05–06 грудня 2018 р.). Київ, 2018. С. 90.

АВТОМАТИЗОВАНИЙ РОЗРАХУНОК СТАТИЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПРОЦЕСУ НЕЙТРАЛІЗАЦІЇ СІРЧАНОКИСЛИХ ЗАЛІЗОВІСНИХ СТІЧНИХ ВОД

Осіпа Р. А., Теличенко А. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ruslanosipa@gmail.com

Основою технологічного процесу нейтралізації сірчанокислих залізовмісних стічних вод є реакції взаємодії вапна з кислотою (з утворенням води та гіпсу – ділянка 1 на рис. 1) і сульфатом заліза (з утворенням гідроокису заліза та гіпсу – ділянка 2 на рис. 1).

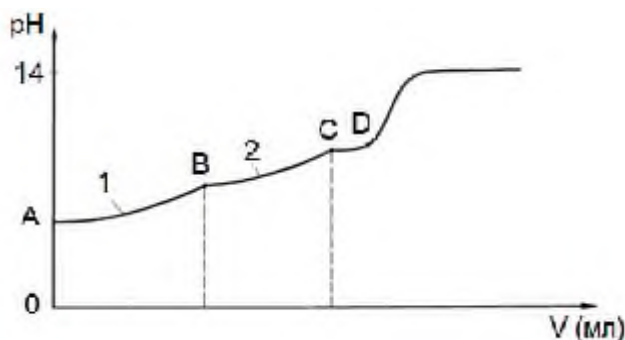


Рис. 1. Принципові етапи процесу нейтралізації сірчанокислих залізовмісних стічних вод

Враховуючи сильні коливання концентрації кислоти та сірчанокислового заліза на вході технологічної системи, слід точно визначати необхідну дозу реагенту для того, щоб на вході наступного апарата технологічної схеми – змішувача – встановити таку величину pH, яка забезпечувала б оптимальні умови освітлення стічної води.

Під час моделювання процесів знешкодження сірчанокислих залізовмісних стічних вод, зробивши відповідні припущення: а) у процесі нейтралізації сірчаної кислоти гідроліз іонів заліза пригнічений, б) у титруванні 1 л сірчанокислих залізовмісних стічних вод зміна об'єму практично не відбувається – було отримано математичну модель статички процесу у вигляді такої системи рівнянь:

$$\begin{aligned}
 pH &= -\lg(C_1^{\text{дп}}), && \text{для } V = 0; \\
 pH &= \lg(C_1^{\text{дп}} - C_3^{\text{дп}} V_i), && \text{для } 0 < V < V_B; \\
 pH &= 14 - (-\lg(\text{ДР}/(1/2)C_2^{\text{дп}})^{-2}), && \text{для } V = V_B; V_B = C_1^{\text{дп}}/C_3^{\text{дп}}; \\
 pH &= 14 - (-\lg(\text{ДР}/(1/2)C_2^{\text{дп}} - C_3^{\text{дп}} V_i)^{-2}), && \text{для } V_B < V < V_C; \\
 pH &= 14 - (-\lg(\text{ДР}/(1/4\text{ДР})^{1/3})^{1/2}), && \text{для } V = V_C; V_C = C_2^{\text{дп}}/C_3^{\text{дп}}; \\
 pH &= 14 - (-\lg(C_3^{\text{дп}} V_i)), && \text{для } V > V_C,
 \end{aligned}$$

де C_1 – концентрація сильної кислоти; C_2 – концентрація слабкої кислоти; C_3 – концентрація реагента; ДР – добуток розчинності; V – доза реагенту; V_B – доза

реагента, необхідна для досягнення точки B ; V_C – доза реагента, необхідна для досягнення точки C .

Через складність самого технологічного процесу та його нестационарність локальна автоматика не завжди справляється з визначенням керувального впливу після появи збурень. Тому можна запропонувати керування в рамках розподіленої системи на основі відповідного алгоритму, використовуючи мікро-ЕОМ. Складовою частиною такого керування має бути визначення необхідної дози реагента для нейтралізації певного виду забруднень, алгоритм розрахунку якої представлено на рис. 2.

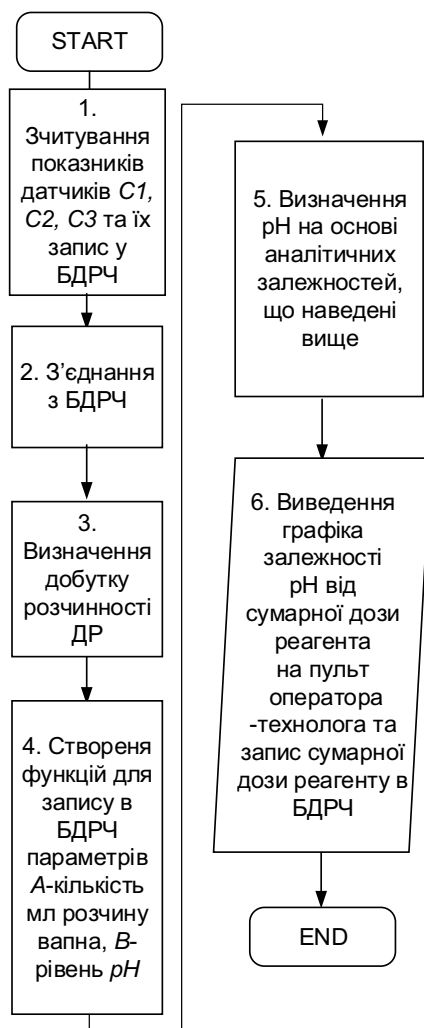


Рис. 2. Алгоритм розрахунку сумарної дози реагента

1. Запольський А. К., Мішкова-Клименко Н. А., Астрелін І. М., Брик М. Т. Фізико-хімічні основи технології очищення стічних вод: підруч. для студ. хіміко-технол. і екол. спец. Київ: Лібра, 2000. 552 с. ISBN 966-7035-28-X.

2. Гордин И. В., Манусова Н. Б., Смирнов Д. Н. Оптимизация химико-технологических систем очистки промышленных сточных вод. Ленинград: Химия, 1977. 177 с.

КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА СОЛЯНОЇ КИСЛОТИ МЕТОДОМ ЗАНУРЕНОГО ГОРІННЯ

Мінаков І. В., Складанний Д. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ilya0305@gmail.com

Одним з найбільш поширених методів одержання соляної кислоти у промисловості є спалювання водню у атмосфері хлору під шаром води. Вода одночасно є розчинником одержаного у результаті спалювання хлороводню. Під зануреного горіння являє собою вертикальний порожнистий циліндр, який заповнюють водою до рівня, що забезпечує занурення пальника в рідину. Для імітаційного моделювання процесу обирались лише апарати, в яких змінюються матеріальні потоки. Таблиця 1 показує відповідність реальних та модельних апаратів.

Таблиця 1. Відповідність реальних та модельних апаратів

<i>Апарат на технологічній схемі</i>	<i>Блок у симуляторі</i>	<i>Вхідні потоки</i>	<i>Вихідні потоки</i>
Реактор	Kinetic reactor (1)	1, 2, 13	3
Холод-абсорбер	Heat Exchanger (5)	4, 11	5, 14
Сепаратор	Component Separator (3)	5	7, 8
Хвостовий скрубєр	Component Separator (2)	8	6, 9

Розміщення зображень апаратів технологічної схеми починається, як правило, з виставлення піктограми *Feed* і закінчується виставленням піктограм *Product* (рис. 1).

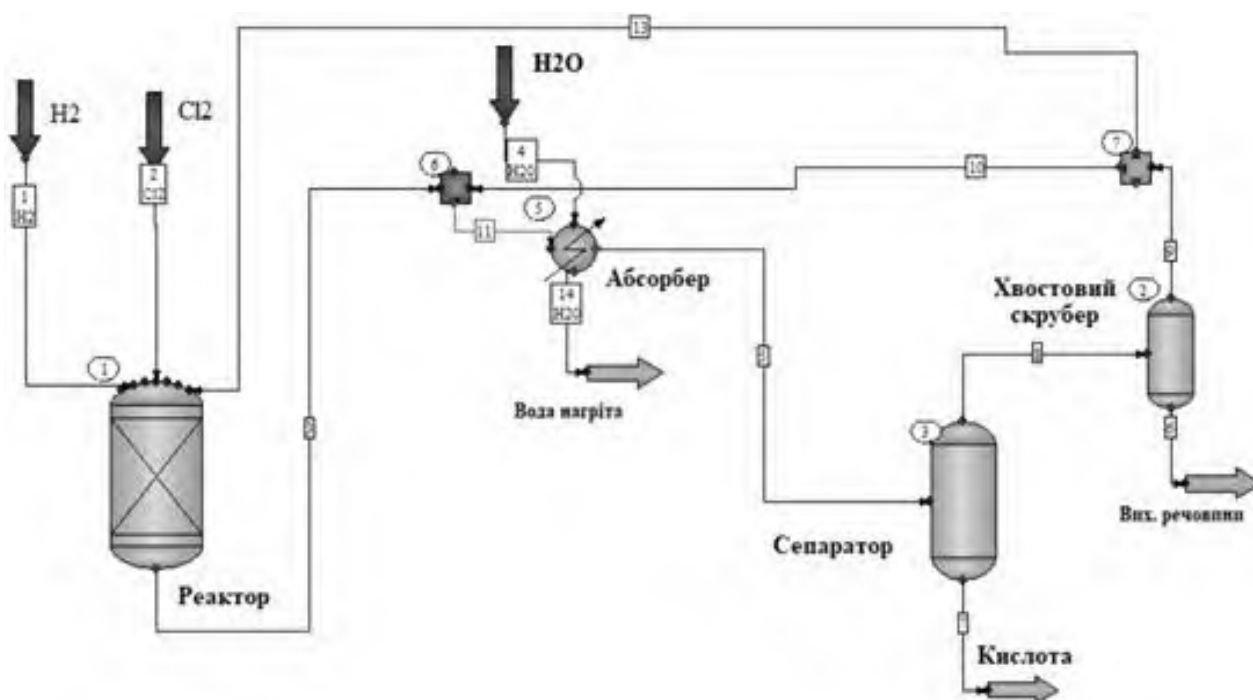


Рис. 1. Модельна схема в *ChemCad*

Наступним етапом є встановлення параметрів потоків. Термодинамічний стан потоку визначається двома з трьох параметрів: температури, тиску та часткою пари, зазвичай задаються температура та тиск (рис. 2).

Stream No.	1	2	4
Stream Name	H2	Cl2	H2O
Temp C	24	24	20
Pres kPa	101.3	101.3	101.3
Vapor Fraction	1	1	0
Enthalpy MJ/h	-10.30744	-80.50217	-15879.68
Total flow	750	650	1000
Total flow unit	kg/h	kg/h	kg/h
Comp unit	liqvol %	liqvol %	kg/h
Hydrogen	99.66168	1.054008	0
Water	0	0	1000
Chlorine	0	92.2256	0
Hydrogen Chlorid	0	0	0
Nitrogen	0.2841693	3.717516	0
Oxygen	0.05413992	0.7037979	0
Carbon Dioxide	0	2.299084	0

Рис. 2. Налаштування вхідних потоків

За результатами імітаційного моделювання можна розв'язати ряд задач дослідження процесу – зокрема у таблиці 2 наведено результат розрахунку компонентного матеріального балансу.

Таблиця 2. Результати розрахунку матеріального балансу

	Вхід		Вихід	
	кмоль/год	кг/год	кмоль/год	кг/год
Водень	9,85	19,7	0,569	1,138
Вода	55,51	555,1	56,54	565,4
Хлор	8,78	623,38	0	0
Соляна кислота	0	0	17,57	641,305
Кисень	0,314	10,0637	0	0
Вуглекислий газ	0,204	10,05	0,204	10,05
Азот	1,352	8,98	1,352	8,98
РАЗОМ	76,01	1227,274	76,235	1226,873

1. Математическое моделирование химико-технологических систем с использованием программы ChemCad : учебно-метод. пособие / Казан. гос. технол. ун-т. Сост. Н. Н. Зият-динов, Т. В. Лаптева, Д. А. Рыжов. Казань, 2008. 160 с.

2. Використання пакету ChemCAD для моделювання хіміко-технологічних схем [Електронний ресурс] URL: <http://www.tstu.ru/book/elib/pdf/2008/pahomov-a.pdf> (дата звернення 19.03.2021).

3. Кафаров В. В. Математическое моделирование основных процессов химических производств / Кафаров В. В., Глебов М. Б. М.: Высшая школа, 1991. 400 с.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ РОБОТОЮ ГІДРОЛІЗНОГО АПАРАТА НА ОСНОВІ МІКРОПРОЦЕСОРНОГО КОНТРОЛЕРА МІК-51

Люлін М. С., Ковалевський В. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, lulimax1999@gmail.com

Гідролізний апарат є одним з головних апаратів у виробництві етанолу шляхом гідролізу залишків деревини. Саме в ньому утворюється речовина, без якої неможливо продовжити подальший процес виробництва етанолу з гідролізату [1].

Розглянемо схему автоматизації системи керування роботою гідролізного апарата на основі мікропроцесорного контролера МІК-51 «МІКРОЛ» (рис. 1), який, за відповідного налаштування параметрів, здатен забезпечити чітке, надійне та безперервне регулювання процесом гідролізу [2].

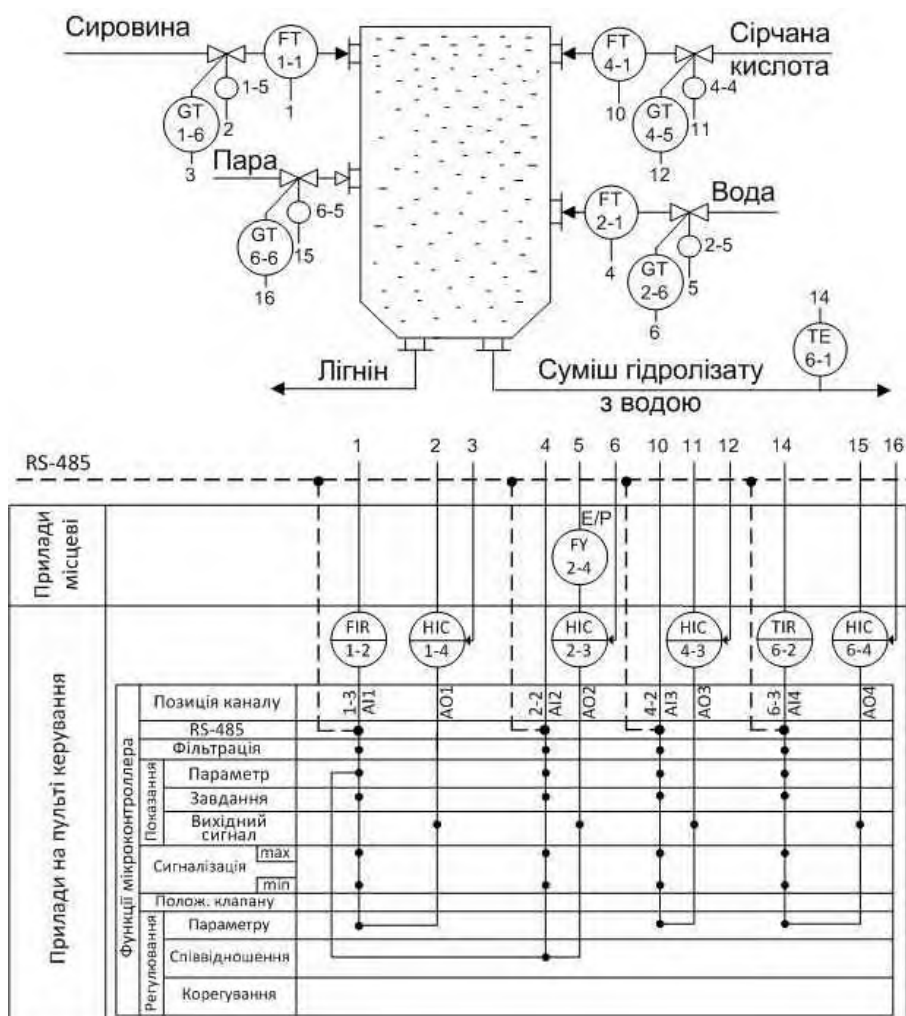


Рис. 1. Схема керування роботою гідролізного апарата на основі мікропроцесорного контролера МІК-51 «МІКРОЛ»

На схемі (рис. 1) сигнал вимірювача витрати (1-1) подається спочатку на вторинний прилад (1-2) і далі на вхід AI1 першого контура контролера (1-3), що

здійснює регулювання та сигналізацію *max* і *min* значень параметра. З контролера вихідний сигнал через клеми АО1 надходить на блок ручного керування (1-4) і на регулювальний клапан (1-5). До другого контура контролера підключено вимірювач витрати (2-1), сигнал якого подається на вхід АІ2 для регулювання співвідношення між витратою сировини і витратою води та сигналізації *max* і *min* значень регульованого параметра. З контролера вихідний сигнал через клеми АО2 поступає на блок ручного керування (2-3), що має два режими роботи – «Ручний» і «Автоматичний», з виходу якого сигнал через електропневматичний перетворювач (2-4) надходить на пневматичний виконавчий механізм регулювального клапана (2-5). Сигнал вимірювача витрати (4-1) передається на клеми АІ3 третього контура контролера (4-2) для регулювання та сигналізації *max* і *min* значення параметра. Вихідний сигнал цього контура через клеми АО3 поступає на блок ручного керування (4-3), що має два режими роботи – «Ручний» і «Автоматичний», а з нього – на регулювальний клапан (4-4). Сигнал термopари (6-1) спочатку надходить на прилад (6-2) і далі на вхідні клеми АІ4 контролера (6-3) для регулювання та сигналізації *max* і *min* значення температури. Вихідний сигнал контролера через клеми АО4 надходить на блок ручного керування (6-4), що має два режими роботи – «Ручний» і «Автоматичний», а з нього – на регулювальний клапан (6-5).

МІК-51 «МІКРОЛ» – мікропроцесорний контролер з невеликою кількістю каналів. Вибір цього контролера зумовлений тим, що він забезпечує регулювання чотирьох параметрів одночасно. Враховуючи те, що в МІК-51 на дисплей можна виводити лише значення одного параметра, було запропоновано додаткові два мікропроцесорні прилади ІТМ-11 для індикації витрати сировини на вході, що може змінювати свої параметри з надходженням нової партії, та температури гідролізату на виході з гідролізного апарата, яка є визначальним параметром нормального перебігу процесу гідролізного апарата, тому є потреба виводити її на окремий прилад – особливо для режимів пуску та зупинки процесу гідролізу деревини. В роботі [3] для розроблених контурів МІК-51 було проведено дослідження якості регулювання температури гідролізату на виході з гідролізного апарата.

1. Соколов Р. С. Химическая технология: учеб. пособ.для студ. высш. учеб. завед.: В 2 тт. Т. 2: Металлургические процессы. Переработка химического топлива. Производство органических веществ и полимерных материалов. М.: Гуманит. изд. центр ВЛАДОС, 2000. 277 с. ISBN 5-691-00356-9.

2. Ларичева Л. П., Волошин М.Д., Луценко О.П. Контроль та автоматичне регулювання хіміко-технологічних процесів: навч. посіб. Дніпродзержинськ: ДДТУ, 2015. 320 с.

3. Люлін М. С., Ковалевський В. М. Дослідження якості регулювання температури гідролізату на виході з гідролізного апарата *Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології – 2020* : Матеріали VII Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, аспірантів і студентів (АКІТ-2020); м. Київ, 22 квітня 2020 р. / уклад. М. В. Лукінюк. Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, Вид-во «Політехніка», 2020. 128 с.

КОМП'ЮТЕРНЕ ІМІТАЦІЙНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ НИЗЬКОТЕМПЕРАТУРНОЇ РЕКТИФІКАЦІЇ ВУГЛЕВОДНЕВОГО КОНДЕНСАТУ

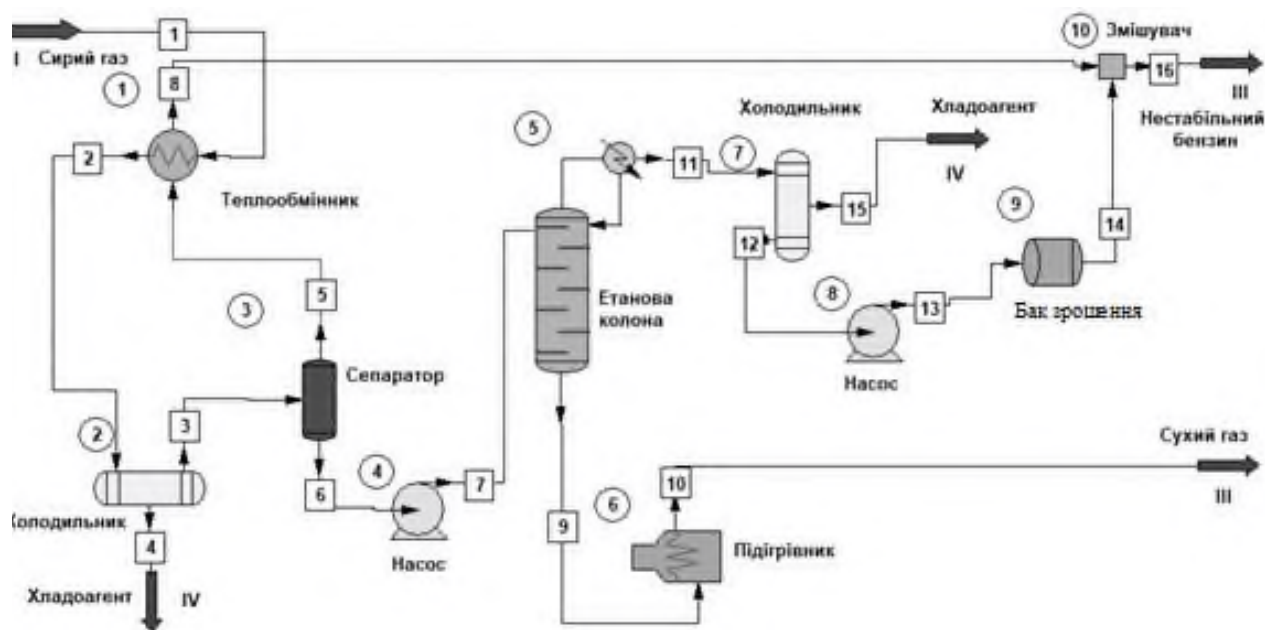
Басистий А. В., Запорожець Ю. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, vorobeyka3222@gmail.com

Процес низькотемпературної ректифікації зазвичай є завершальною стадією процесу поділу газоподібного палива та застосовується для одержання індивідуальних вуглеводнів високої чистоти. У цьому випадку на ректифікацію подається конденсат, виділений з газу конденсаційно-компресійним методом. Метод низькотемпературної ректифікації широко застосовується для виділення етилену з продуктів піролізу. Метод дозволяє отримувати етилен, частота якого сягає 99,9 %. Низькотемпературна ректифікація зазвичай комбінується з хімічним поглинанням і спалюванням [1].

Однією з основних задач під час дослідження низькотемпературної ректифікації є розрахунок матеріального балансу процесу. Для розв'язання цієї задачі в роботі пропонується виконати імітаційне моделювання процесу у програмі *ChemCad* [2].

Для побудови схеми (див рисунок) у програмі *ChemCad* версії 7.5 обрано метричний стандарт *SI*. Для потоків використовувалися об'єкти: *Feed* (вхідний) та *Product* (вихідний). Відповідно для апаратів схеми маємо відповідність: теплообмінник – *HeatExchanger* #4, холодильник – *DynamicVessel* #5, сепаратор – *ComponentSeparator*, насос – *Pump*, етанова ректифікаційна колона – *Tower* #3, підігрівач – *FiredHeater*, бак зрошення – *Orifice*, змішувач – *Mixer*.



Відображення схеми в *ChemCad*:

- 1 – теплообмінник; 2, 7 – холодильники; 3 – сепаратор; 4, 8 – насоси; 5 – етанова колона;
6 – підігрівач; 9 – бак зрошення; 10 – змішувач; I – сирій газ; II – сухий газ;
III – нестабільний бензин; IV – холодоагент

Встановлення інгредієнтного складу початкової та кінцевої сумішей виконується за допомогою компоненту *ThermoPhysical – SelectComponents*, які доступні в режимі *Simulation*.

Першим етапом роботи симулятора є структурний аналіз модельованої технологічної схеми з метою встановлення порядку розрахунку апаратів. Звіт про результати виконання цього етапу наведено нижче у лістингу.

```
Calculation mode : Sequential
Flash algorithm  : Normal

Equipment Calculation Sequence
  1   2   3   4   5   6   7   8   9  10

Equipment Recycle Sequence
  1   2   3

Recycle Cut Streams
  5
```

Звіт про структурний аналіз введеної технологічної схеми (лістинг)

Таким чином, встановлюємо послідовність розрахунку апаратів технологічної схем: 1 – 2 – 3 – 4 – 5 – 6 – 7 – 8 – 9 – 10, розірваний потік для ітераційного розрахунку схеми – 5. Результати розрахунку матеріального балансу зведено у таблицю.

Таблиця матеріального балансу

Загальний масовий баланс	кмоль/год		кмоль/год	
	Вхід	Вихід	Вхід	Вихід
Метан	0,432	0,432	6,931	6,93
Етан	0,154	0,150	4,631	4,517
Пропан	0,196	0,187	8,643	8,238
I-Бутан	0,056	0,054	3,255	3,166
Н-Бутан	0,094	0,092	5,464	5,357
I-Пентан	0,025	0,025	1,804	1,786
Н-Пентан	0,043	0,043	3,102	3,079
Всього	1,00	0,983	33,83	33,07

Звіт з матеріальних балансів показав, що матеріальний баланс зійшовся в межах заданої точності.

1. Технічна енциклопедія TechTrend. Низькотемпературна ректифікація [Електронний ресурс]. URL: <http://techtrend.com.ua/index.php?newsid=13182> (дата звернення 19.03.2021).

2. Пахомов А. Н., Коновалов В. И., Гатапова Н. Ц., Колиух А. Н. Основы моделирования химико-технологических систем : учеб. пособ. Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2008. 80 с. ISBN 978-5-8265-0767-4.

РЕКТИФІКАЦІЙНЕ ОЧИЩЕННЯ СТИРОЛУ-СИРЦЮ ВІД ЕТИЛБЕНЗОЛУ ЯК ОБ'ЄКТ МОДЕЛЮВАННЯ

Качкарда М. О., Ярощук Л. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, mak.ka2000@ukr.net

У наш час стирол використовують для виробництва полімерів. До полімерів на основі стиролу належать полістирол, пінопласт (спінений полістирол), модифіковані стиролом поліефіри.

У виробництві стиролу важливою задачею є видалення з нього побічних продуктів реакції, оскільки з ними він утворює нерозчинні сполуки, які значно погіршують його якість.

Ректифікаційна колона (РК) є першою колоною у багатоколонному агрегаті, в якій від основної суміші відділяють етилбензол – головну складову домішок. Тому будемо розглядати цю РК як важливий технологічний об'єкт керування.

Метою дослідження є аналіз процесу ректифікації як об'єкта моделювання для налаштування контурів керування.

Ректифікаційна установка включає такі технологічні апарати: підігрівник, РК, кип'ятильник, дефлегматор і збірник. Спочатку стирол-сирець, пройшовши через підігрівник, потрапляє в РК, де від нього відділяється етилбензол. Для підтримки температури кипіння етилбензолу до нижньої частини колони під'єднано кип'ятильник. Пара етилбензолу конденсується в дефлегматорі, і рідкий етилбензол надходить у збірник, звідки частину його повертають у колону (флегма)*.

Етилбензол, який має найнижчу з усіх домішок суміші температуру кипіння, у вигляді пари виходить з верхньої частини РК. Суміш з кубу колони (кубовий залишок) є цільовим продуктом, що містить близько 80 % стиролу. Розрахункову схему куба РК наведено на рисунку.

Рушійна сила ректифікації полягає у підтримці температури кипіння етилбензолу, тому головною задачею керування процесом ректифікації є дотримання цієї температури. Каналом керування вибрано канал «витрата пари F_{pk} → температура θ_R ». Виберемо аналітичний підхід до математичного опису каналу і розглянемо його властивості з точки зору моделювання.

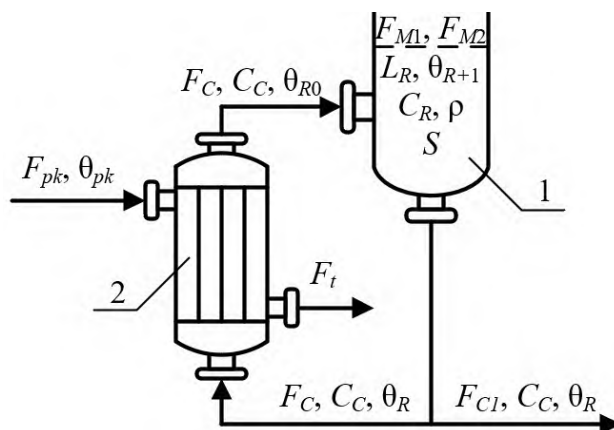
Для куба РК як однозв'язного технологічного об'єкта керування (ТОК) зробимо такі визначення:

- регульована величина: температура рідини в кубі РК (θ_R);
- керувальний вплив: витрата нагрівної пари в кип'ятильник (F_{pk});
- проміжна величина: температура кубової рідини на виході з кип'ятильника (θ_{R0}).

Оскільки в кубі колони відбувається достатнє перемішування рідини, то можна зробити припущення про зосередженість параметрів об'єкта моделю-

* Иванова Г. В. Автоматизация технологических процессов основных химических производств: методич. пособие. Часть 2. СПбГТИ(ТУ). СПб., 2003. 70 с.

вання. Подальший аналіз об'єкта моделювання можна зробити на основі рівнянь матеріальних та теплових балансів.



Розрахункова схема низу ректифікаційної установки:

1 – РК; 2 – кип'ятильник; S – площа поперечного перерізу РК; ρ – густина рідини в кубі РК; C_R – питома теплоємність рідини в кубі РК; θ_{R+1} – температура на 1-й тарілці РК; L_R – рівень рідини в нижній частині РК; θ_{pk} – температура нагрівної пари на вході в кип'ятильник; F_C – витрата кубової рідини через кип'ятильник; F_{C1} – витрата очищеного від етилбензолу стиролу; F_{M1} – витрата стиролу-сирцю; F_{M2} – витрата парів етилбензолу; θ_R – температура рідини в нижній частині РК; θ_{R0} – температура кубової рідини на виході з кип'ятильника; C_C – питома теплоємність стиролу; F_{pk} – витрата нагрівної пари в кип'ятильник; F_t – витрата сконденсованої пари

Складемо рівняння балансів для РК і кип'ятильника:

- матеріальний баланс потоків для кубу РК:

$$F_{M1} - F_{M2} - F_{C1} = S \frac{dL_R}{dt};$$

- тепловий баланс для рідини в кубі РК:

$$F_{M1} C_R \theta_{R+1} - F_{M2} (r + C_R \theta_R) - (F_{C1} + F_C) C_C \theta_R + F_C C_C \theta_{R0} = S C_C \frac{d(\theta_R L_R)}{dt} \rho;$$

- тепловий баланс для рідини в кип'ятильнику:

$$F_C C_C \theta_R + F_{pk} r_p - F_C C_C \theta_{R0} = V_{MK} \rho C_C \frac{d\frac{\theta_{R0} + \theta_R}{2}}{dt}.$$

Проаналізувавши рівняння балансів, можна зробити такі висновки:

- враховуючи відсутність вимірювання, до найбільш суттєвих *зовнішніх збурень* можна віднести фізико-хімічні властивості рідини кубового залишку та пари на вході в кип'ятильник, ці збурення носять випадковий характер; *внутрішнім збуренням* вважатимемо кількість накипу на стінках кип'ятильника, це збурення призведе до зміни інерційності каналу керування і потреби адаптувати модель;

- регулювання температури θ_R за допомогою витрати F_{pk} викликає зміну F_{M2} , що в результаті призведе до зміни рівня L_R ; регулювання L_R за допомогою витрати F_{C1} змінюватиме кількість тепла, акумульованого в кубовій рідині. Таким чином, куб РК це ТОК з перехресними зв'язками, що треба враховувати в системі керування.

EMERGENCY PROTECTION AND BLOCKING SYSTEM IN AUTOMATION SCHEME FOR CRUDE OIL PURIFICATION PROCESS

Mazuryk V. I., Kovalevskyy V. M.

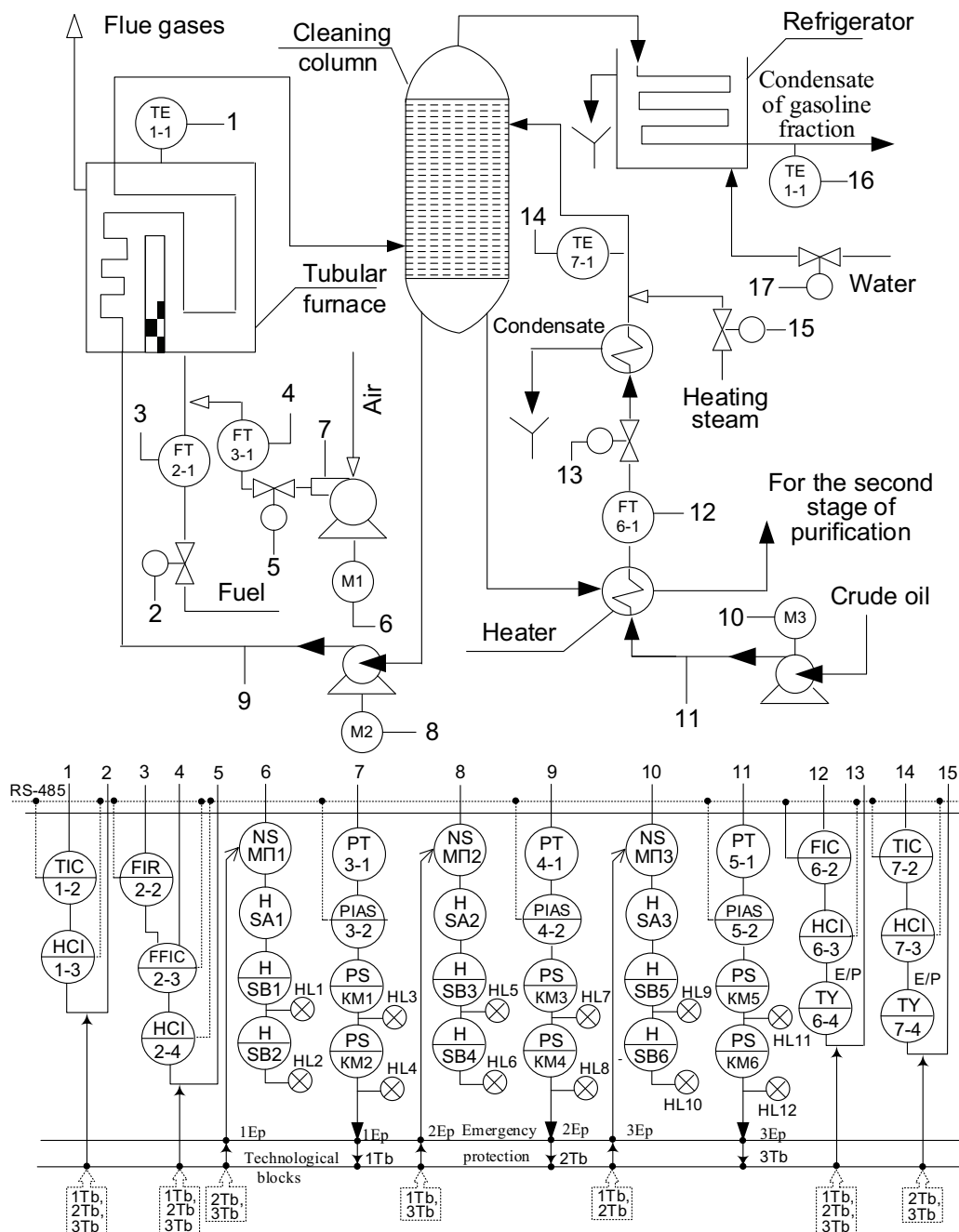
Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute, vlad_mazurik@ukr.net

In oil refineries, the technological process of crude oil purification is important, because the large streams of oil mixture are fed through pipelines together with various associated gases and solid particles, such as sand, silt, and salt crystals. The mixture of oil mass through the pipeline is moved by pumps in which the impeller can be stopped by solid inclusions in the oil flow^{*}. The high-quality crude oil refining process requires automation of technological processes in devices with a system of technical means for emergency protection of pump motors and blocking the appropriate equipment in case of emergency when the pump impeller is stopped.

On figure is shown the P & ID of the refining crude oil technological processes. The use of (1-2) in the flue gas temperature control circuit, the tubular furnace provides heating of the recirculation flow up to 130...150 °C. At the heater input, the flow of crude oil is supplied by the pump *M3*. When the impeller of the pump on the crude oil pipeline is stopped this leads to emergency of the technological process of the oil purification column. The technical means of the emergency protection system ensure automatic disconnection of the *M3* power and give the power in the circuit for blocking – closing of the control valve on the crude oil pipeline and on the steam pipeline at the heat exchanger inlet.

The emergency protection and blocking system is triggered by the signal from the device (5-1) in the pressure control circuit P_{work} , the current value of which is supplied to the microprocessor device ITM-11 MICROL (5-2) alarm unit. The last one is configured to control the corresponding value of the pressure P_{work} of the crude oil pump output and in case of emergency in the oil pipeline, the residual pressure is set P_{res} and then the relays *KM5* and *KM6* of the emergency protection system are activated. Relays *KM5* and *KM6* create circuit for the alarm signal *3Ep* and process locking signal *3Tb*. The signal *3Ep* automatically switched off the power of the appropriate relay of motor *M3*. Respectively, oil flow fed the control valve is switched off – blocked by the controller output signal *3Tb*, as the result normally closed control valve closes the pipeline with crude oil (see Figure). The relays *KM1*, *KM2*, *KM3* and *KM4* of emergency protection system of the motors *M1* and *M2* work in a similar way by generating of the alarm signals *1Ep* and *2Ep* and technological blocking signals *1Tb* and *2Tb*.

^{*} Bondarenko B. Y. Album of technological schemes of oil and gas refining processes. / Ed. by B. Y. Bondarenko. Moscow. Chemistry, 2003. 128 p. [Album tekhnologicheskikh skhem protsessov pererabotki nefiti i gaza / Pod. red. B. Y. Bondarenko. M.: Khimiia, 2003. 128 s.] (in Russian).



P & ID of crude oil purification with emergency protection and blocking system

An appropriate electrical scheme for the system of the pump motors emergency protection of the crude oil refining process has been developed. This scheme considers the design features and operation scheme of the ITM-11 MICROL microprocessor.

КОМП'ЮТЕРНА ІНТЕГРАЦІЯ ДАВАЧІВ ТЕМПЕРАТУРИ ІЗ ЗАСТОСУВАННЯМ *SCADA TRACE MODE*

Кобрин М. М., Складанний Д. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, mishakobrin15@gmail.com

SCADA – програмний пакет, призначений для розробки або забезпечення роботи в реальному часі систем збору, обробки, відображення та архівування інформації про об'єкт моніторингу або керування [1].

У роботі розглянуто процес налаштування термоперетворювача опору ТСМ-50М для передачі показань у систему *SCADA Trace Mode*. Вторинним приладом обрано вимірювач-регулятор ОВЕН ТРМ202, який підтримує обмін даними в мережі за стандартом *RS-485* [2] із використання різних протоколів, зокрема даними *OWEN* [3]. Як *MASTER*-мережі використовується персональний комп'ютер зі встановленою системою *SCADA Trace Mode*. Для аналізу значень отриманих з термоперетворювача налаштовано налаштування віртуальних прив'язок до фізичних портів комп'ютера. Обмін даними за стандартом *RS-485* відбувається через віртуальний *COM*-порт, що базується на фізичному порті *USB*. Перетворення сигналу мережі стандарту *RS-485* на *USB* забезпечує інтерфейсний перетворювач на основі мікросхеми *FT232RL*. Схема налаштувань обміну даними по порту: довжина слова даних 8 біт, 1 стоп-біти, без контролю парності (8-1-n), встановлена швидкість обміну – 19,2 кбіт/сек.

Для створення і налаштування послідовного порту передачі даних у проекті *Trace Mode* створено групу *COM*-порти, а в ній компонент *COM*-порт. Налаштування порту зображено на рис. 1.

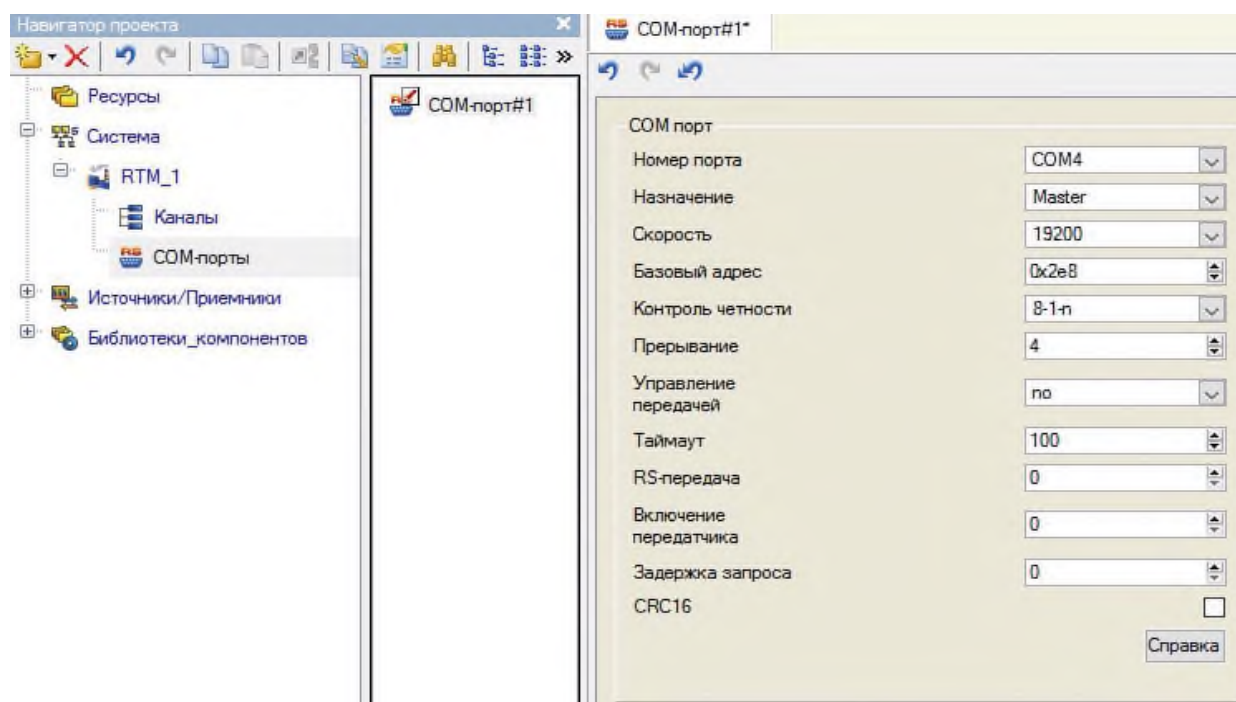


Рис 1. Вікно налаштування параметрів послідовного порту у *SCADA Trace Mode*

Наступним важливим елементом є налаштування обміну даних за протоколом *Owen*, що відбувається в розділі «Джерела/Приймачі». У цьому розділі створюється група *PLC*, у якій створюється підгрупа *OwenRS485_Group*. У *OwenRS485_Group* створюємо компонент *OwenRS485* і налаштовуємо його (див. рис. 2).

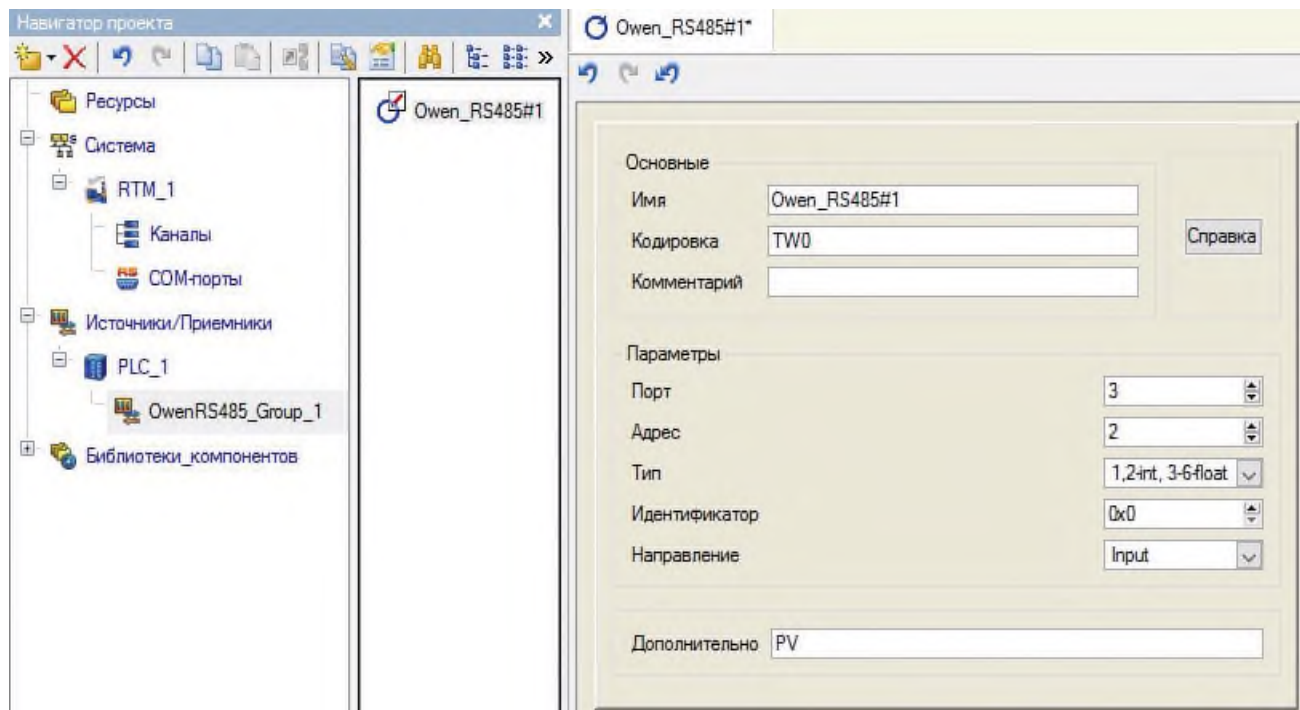


Рис. 2. Налаштування параметрів протоколу Owen у *SCADA Trace Mode*

Номер порту має бути на одиницю меншим за номер, встановлений у налаштування віртуального порту. Обов'язковим є заповнення поля «Додатково», куди вноситься ідентифікатор змінної, яка відповідає вимірюваному значенню на вході, у нашому випадку – *PV*. Використовуючи технологію «*drag-and-drop*», створений та налаштований компонент *OwenRS485* перетягується у групу «Канали» вузла *RTM*.

На цьому налаштування можна вважати завершеним.

1. Герасимов А. В., Титовцев А. С. SCADA система Trace Mode 6: учеб. пособ. Казань: Изд-во Казан. гос. технол. ун-та, 2011. 128 с.
2. Пупена О. М., Ельперін І. В., Луцька Н. М., Ладанюк А. П. Промислові мережі та інтеграційні технології в автоматизованих системах. К.: Вид-во «Ліра-К», 2011. 552 с.
3. Описание протокола обмена между ПЭВМ и приборами ОВЕН [Електронний ресурс] URL: https://owen.ua/uploads/77/opisanie_setevogo_protokola_priborov_oven.pdf (дата звернення 18.03.2021).

ГІДРАТАЦІЯ ЕТИЛЕНУ ЯК ТЕХНОЛОГІЧНИЙ ОБ'ЄКТ РЕГУЛЮВАННЯ ТЕМПЕРАТУРИ

Степюк Н. Д., Козаневич З. Я.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, unclvader23@gmail.com

Отримання етилового спирту, який є основою сучасних антисептичних засобів, шляхом гідратації етилену є актуальним і перспективним.

Гідратація етилену відбувається за температури 280..300 °С і тиску 8..9 МПа згідно з формулою *



Процес відбувається за молярного співвідношення $\text{H}_2\text{O} : \text{C}_2\text{H}_4 = 0,6...0,8$ і використанні як каталізатора фосфорної кислоти на алюмосилікаті.

Найбільш розповсюдженим є парофазний процес, у якому суміш етилену і водяної пари пропускають через шар твердого каталізатора, а етиловий спирт, що утворився, виділяють з контактних газів шляхом конденсації.

Степінь конверсії етилену за один прохід через каталізатор, а також швидкість перебігу процесу гідратації, залежить від активності каталізатора, температури в контактній зоні, тиску в контактному апараті, об'ємної витрати газів і молярного співвідношення водяної пари й етилену в початковій суміші.

Рівноважна степінь конверсії етилену збільшується у разі підвищення тиску та зниження температури. Практично тиск і температура парофазної гідратації обмежені з одного боку точкою роси парофазної суміші, а з другого – активністю каталізатора. Тиск має виключати можливість конденсації водяної пари.

За низьких температур може бути досягнута висока степінь конверсії етилену, але промислові каталізатори мають достатню активність тільки у разі високих температур, що, власне, і визначає температурний режим гідратації.

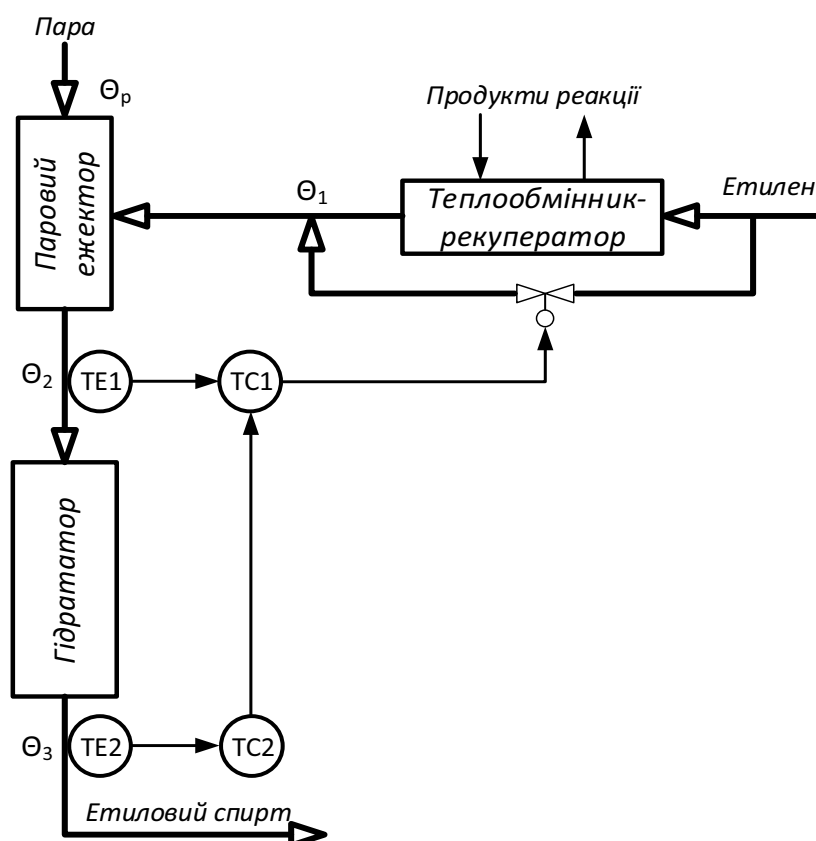
Тому степінь конверсії етилену за один прохід каталізатора не перевищує 4..5 %, а її збільшення до 95 % досягається багатократною циркуляцією непрореагованого етилену.

Співвідношення матеріальних потоків пари й етилену, як і тиск в апараті, забезпечуються на необхідному рівні роботою парового ежектора, а температура в гідрататорі – зміною температури етилену на його вході в гідрататор.

Оскільки час перебування в гідрататорі становить 18...20 с, то традиційне регулювання температури на виході теплообмінника зміною витрати нагрівача не відповідає за швидкодією потребам стабілізації температури гідратації, тому нами запропонована каскадна система регулювання температури в гідрататорі.

Запропоновану спрощену схему регулювання температури зображено на рисунку.

* Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза. Москва: Химия, 1968. 848 с.



Спрощена схема регулювання температури:

Θ_1 , Θ_2 , Θ_3 , Θ_p – температури етилену на вході та виході теплообмінника, суміші на вході в гідрататор і на виході з нього, перегрітої пари; TE1 і TE2 – датчики температури; TC1 і TC2 – регулятори внутрішнього та зовнішнього контурів каскадної системи

Зі зміною температури на виході гідрататора Θ_3 зовнішній регулятор TC2 змінює завдання внутрішньому регулятору TC1, який підтримує задане значення температури парогазової суміші на вході Θ_2 . Виконавчий механізм розміщений на байпасній лінії теплообмінника, чим забезпечується більша швидкодія внутрішнього контура.

Такий спосіб регулювання, хоч і є менш економічним з точки зору використання тепла продуктів реакції, зате має більшу швидкодію в порівнянні зі зміною подачі теплоносія, чим забезпечується більш точне регулювання температури, а отже і степені конверсії етилену.

Розрахунок параметрів налаштування регуляторів TC1 і TC2 ведеться ітеративним методом.

Реалізація каскадної системи регулювання здійснюється в межах програмного забезпечення АСК ТП.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ АВТОМАТИЗАЦІЇ ВИРОБНИЦТВА ЦИКЛОГЕКСАНОЛУ ГІДРУВАННЯМ ФЕНОЛУ ПІД ТИСКОМ

Баранівський Д. М., Хібеба М. Г.

КПІ ім. І. Сікорського, dimon392785@gmail.com

З циклогексанолу одержують важливі проміжні продукти промислового виробництва синтетичних волокон: адипінову кислоту, гексаметилендіамін і капролактаму, з яких виробляють волокно нейлону та капрону*. Його також застосовують як розчинник та напівпродукт у виробництві капролактаму, з полімеру якого виготовляють поліамідне волокно.

У заводських масштабах циклогексанол отримують гідруванням фенолу в контактних апаратах у парогазовій фазі під тиском 0,18...0,20 МПа за температури 130...150 °С над металічним нікелем, осадженим на носіїві – оксиді алюмінію. Одночасно з основною реакцією відбуваються побічні реакції з утворенням циклогексану, деструктивним гідруванням фенолу до метану та утворенням циклогексану дегідратацією одержаного циклогексанолу.

Технологічну схему виробництва циклогексанолу гідруванням фенолу під тиском наведено на рисунку. Фенол зі збірника 9 перекачують у випарник контактного апарата 12. Щоб запобігти охолодженню (застиганню) фенолу, температура плавлення якого становить 41 °С, апарати 9, 10, 13 обігріваються паром. Випарник заповнюють до певного рівня фенолом і підігрівають його до температури 110...130 °С.

Висококонцентрований водень, попередньо старанно очищений від шкідливих домішок, особливо від кисню, із газгольдера (на схемі не показано) триступінчатим компресором 1 нагнітають під тиском 0,18...0,20 МПа у змішувач 8. Під таким же тиском циркуляційним компресором 6 у змішувач подають оборотний водень. Суміш свіжого й оборотного воднів, підігріта в теплообміннику 11 до температури 110 °С, надходять у випарник контактного апарата 12.

Водень, барботуючи через рідкий фенол, насичується його парами, і парогазова суміш надходить у реакційну частину контактного апарата, виконану у вигляді кожухотрубного теплообмінника. У трубах апарата, заповнених гранульованим каталізатором, відбувається гідрування фенолу. Тепло екзотермічної реакції гідрування відводиться випаровуванням підведеного конденсату (води) у міжтрубному просторі контактного апарата. Водяна пара, що утворилась (тиску 0,025...0,035 МПа) надходить у конденсатор 14, звідки конденсат повертається у міжтрубний простір контактного апарата.

Охолодження контактної зони відбувається киплячою водою, що має ряд таких переваг: вода кипить за певної температури, яка залежить від тиску, але є однаковою для всіх перерізів по висоті міжтрубного простору апарата; коефіцієнт тепловіддачі від киплячої води до стінки дуже високий і становить 2500...3500 ккал/(м²·год·град).

* Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза. Москва: Химия, 1968. 848 с.

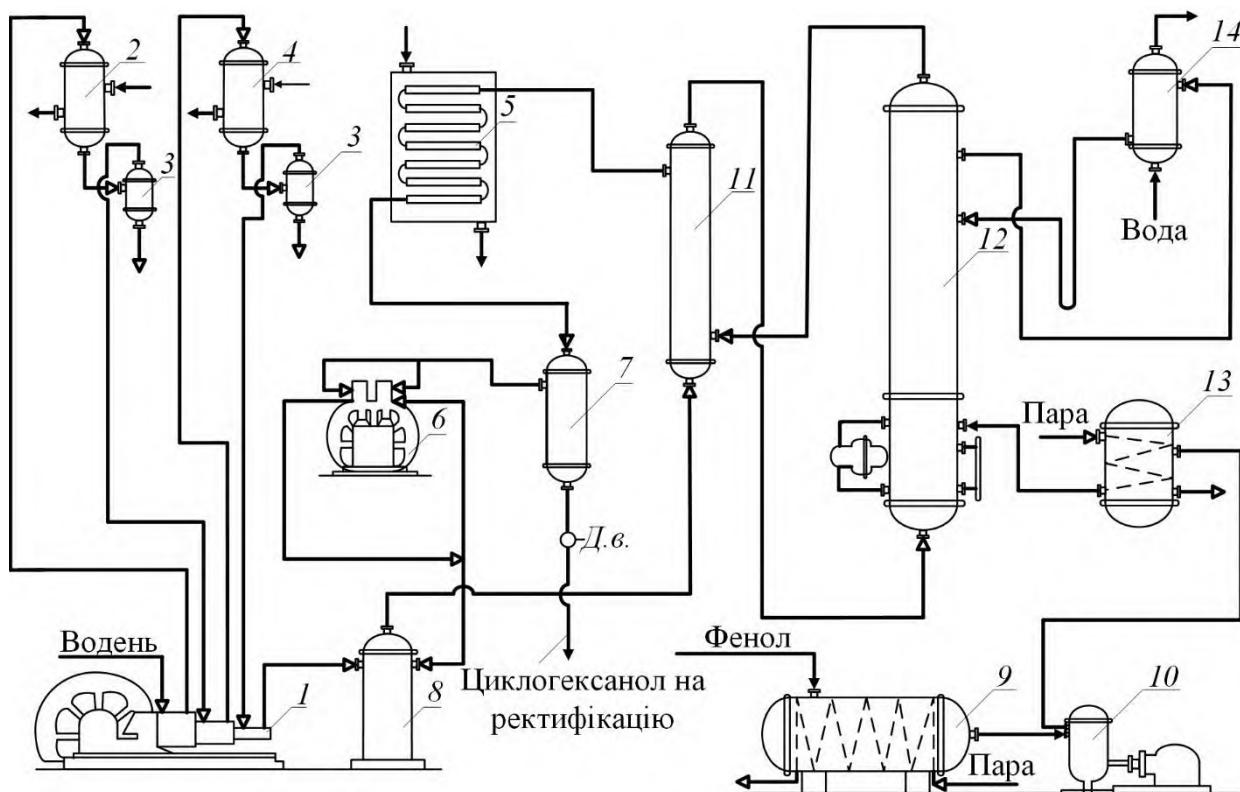
Ступінь перетворення фенолу на циклогексанол становить 99 % внаслідок великого надлишку водню у процесі гідрування фенолу.

Із контактного апарата продукти реакції надходять у теплообмінник 11, де віддають частину тепла водню, і далі охолоджуються в конденсаторі 5. Під час охолодження пари циклогексанолу конденсуються, конденсат відокремлюється в сепараторі 7 від надлишку водню.

Після виходу із сепаратора тиск рідкого циклогексанолу знижується за допомогою дросельного вентиля до атмосферного. Далі циклогексанол спрямовують на ректифікацію.

Водень з сепаратора 7 циркуляційним компресором 6 нагнітають у змішувач 8. Щоб уникнути скупчення у циркуляційному водню інертних домішок азоту чи кисню, частину водню періодично відводять з системи та замінюють свіжим.

Стальний контактний апарат має автоматичне регулювальне обладнання, яке підтримує сталий склад парогазової суміші регулюванням сталості рівня фенолу у випарнику, сталості температури та рівномірної подачі водню.



Технологічна схема виробництва циклогексанолу гідруванням фенолу під тиском:
 1 – компресор; 2 – холодильник першого ступеня; 3 – масловіддільник; 4 – холодильник другого ступеня; 5 – холодильник конденсатор; 6 – циркуляційний компресор;
 7 – сепаратор; 8 – змішувач; 9 – збірник фенолу; 10 – насос; 11 – теплообмінник;
 12 – контактний апарат; 13 – буферний бак; 14 – конденсатор;
 Д. в. – дросельний вентиль

На основі технологічної схеми виробництва будуть виконі розрахунки статичних та динамічних характеристик апаратів.

АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ НАЛАШТУВАННЯ ПІД-РЕГУЛЯТОРА ДЛЯ РЕГУЛЮВАННЯ ТЕМПЕРАТУРИ СУМІШІ РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ

Кіщун А. В., Шахновський А. М., Квітка О. О.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, andrii.kitsun@gmail.com

У роботі розглянуто етапи розрахунку параметрів ПІД-регулятора, який використовується в процесі отримання циклогексанону шляхом гідрогенізації фенолу. Об'єктом керування є ректифікаційна колона, в якій проходить процес відділення фенолу від циклогексанону та циклогексанолу. Регулятор використовується для встановлення температури всередині колони шляхом зміни витрати води на вході в теплообмінник. Застосовується передавальна функція регулятора у вигляді аперіодичної ланки першого порядку з запізнюванням:

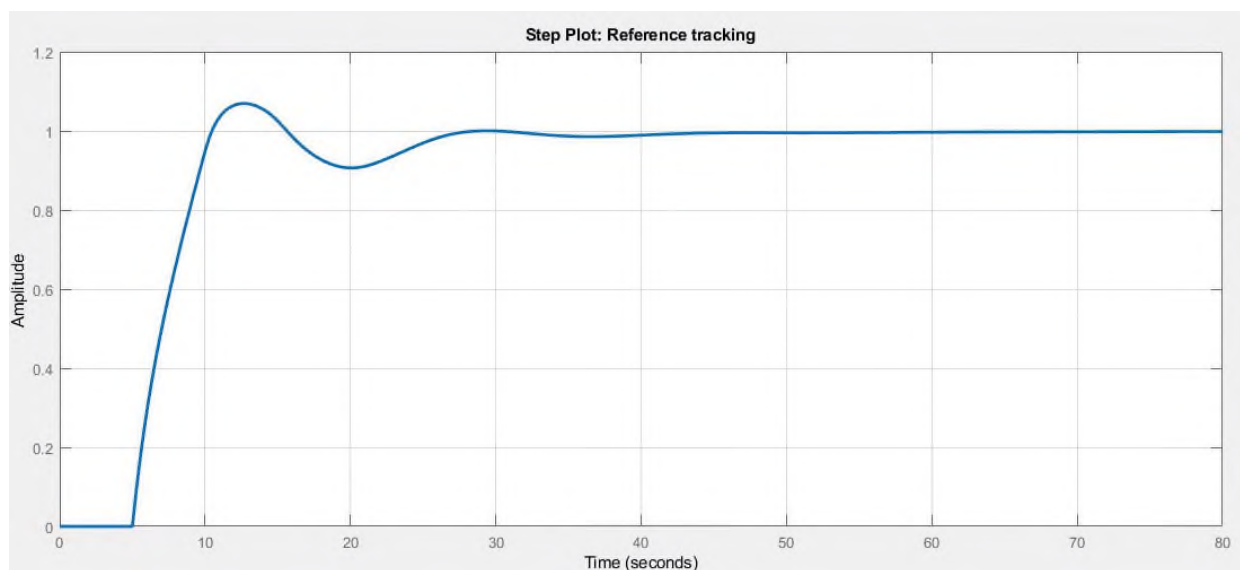
$$W(p) = \frac{1,96}{23p + 1} e^{-5p}.$$

Для аналізу значень параметрів використовуваного ПІД-регулятора розраховано показники пропорційної, інтегральної та диференціальної складових, що дає змогу дослідити характеристики перехідних процесів, які виникають у роботі апарата під час зміни уставки температури в регуляторі. У дослідженні використано два програмних пакети: *MathCAD 15* (як середовище реалізації класичного методу В. Я. Ротача) та *MATLAB R2019b* з розширеннями: *Simulink*, *Control System Toolbox*, *Simulink Control Design*^{*}.

В *MATLAB* використовується інтерактивний інструмент у підсистемі *Simulink* для автоматичного налаштування регулятора з можливістю внесення змін з боку користувача. Реалізований в пакеті *MATLAB* інструмент для налаштувань регулятора, на відміну від програмних додатків із подібними можливостями (*ChemCAD*, *Trace Mode*), дозволяє не тільки проектувати системи регулювання, а й налаштовувати конкретні модулі регулювання та інші елементи в залежності від поставленої задачі. Особливістю *Simulink Control Design* є наочність налаштування параметрів регулятора. Користувач може за допомогою “графічних повзунків” змінювати часові та частотні параметри, та в реальному часі бачити зміну перехідного процесу. Отже, можна налаштувати регулятор таким чином, щоб коефіцієнти та параметри перехідного процесу задовольняли вимогам якості процесу. Крім того, вказаний програмний застосунок автоматично розраховує необхідні показники якості, в результаті чого можна усунути вплив людського фактору. Внаслідок цього зменшуються фінансові затрати на розробку та подальшу підтримку функціонування системи.

Результат налаштування регулятора з використанням інструментарію засобами *Simulink Control Design* показує перехідна характеристика, зображена на рисунку.

^{*} Бильфельд Н. В. Оптимизация настроек регуляторов в пакете SISO DESIGN TOOL системы MATLAB. *Новый университет*. 2014. № 05-06 (27-28). С. 16-22. ISSN 2221-9552.



Перехідна характеристика процесу регулювання температури суміші шляхом зміни витрати подачі води в теплообмінник

Порівняльну характеристику результатів налаштування регулятора за методом В. Я. Ротача (у пакеті *MathCAD 15*) та засобами *MATLAB Simulink Control Design* наведено у таблиці.

Порівняння значень розрахованих показників якості

№	Показник якості перехідного процесу	MathCAD	MATLAB
1	Характер перехідного процесу	Коливально-згасальний	
2	Тривалість перехідного процесу, с	92	25,8
3	Динамічна похибка	1,18	1,07
4	Абсолютне пере регулювання	0,18	0,07
5	Відносне перерегулювання, %	17,46	6,93
6	Ступінь загасання коливань	88	94
7	Статична похибка	0,01	0,001

За результатами аналізу показників якості отриманих перехідних процесів можна зробити висновок, що для отримання оптимального перехідного процесу доцільніше використовувати параметри ПД-регулятора, отримані за допомогою тюнера середовища *MATLAB*. У результаті проведеного дослідження вдалося покращити значення найбільш критичних показників якості регулювання: відносне перерегулювання – 6,93 % (порівняно з 17,46 %), динамічна похибка – 1,07 (порівняно з 1,18), час перехідного процесу – 25,8 с (порівняно з 92 с.).

СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ АБСОРБЦІЙНОЮ БАШТОЮ

Гречук Б. І., Ситніков О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, bohdan.hrechuk@gmail.com

Ацетилен має важливе промислове значення. Під час згоряння (повного окиснення) ацетилену виділяється велика кількість тепла, на чому базується ацетилено-кисневе зварювання та різання чорних металів. Ацетилен також використовують для подальшого виробництва основи для клеїв та акрилових фарб. Абсорбційна башта є головним апаратом у процесі виділення ацетилену з реакційних газів [1]. Саме цей апарат дає змогу отримати розчин ацетилену у воді для подальшого розділення, зрошення та отримання 97...98-відсоткового ацетилену в результаті. Для отримання необхідної концентрації ацетилену у воді на виході з абсорбційної башти необхідно регулювати витрату води на вході до апарата [2].

Метою роботи є синтез одноконтурної замкненої системи керування подачею води до абсорбційної башти, що дозволить забезпечити стійкість процесу та максимальну швидкодію системи, не виходячи за рамки технологічного регламенту.

Передавальна функція абсорбційної башти за каналом керування «витрата води на вході до апарата – концентрація газової суміші у воді на виході з апарата» була виведена з рівняння динаміки та відповідно має вигляд

$$W(s) = \frac{5.525s + 1}{3.38s^2 + 1.72s + 1}.$$

Для розв'язання поставленої задачі виберемо ПІ-регулятор, що буде найбільш прийнятним, виходячи з особливостей процесу [2].

На рис.1 представлено схему одноконтурної замкненої системи, розробленої засобами *MATLAB Simulink*.

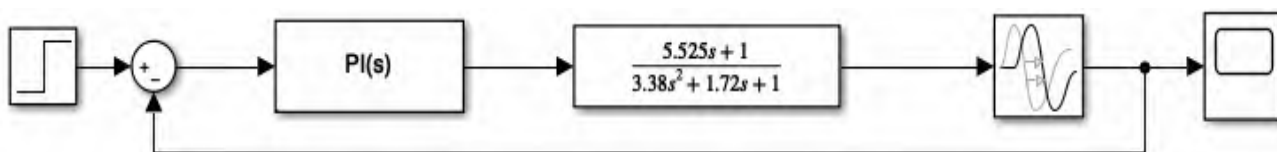


Рис.1. Схема замкненої системи регулювання

За результатами синтезу системи керування методом перехідного режиму були отримані оптимальні значення параметрів налаштування ПІ-регулятора:

$$K_p = 3,16;$$

$$T_i = 43,57.$$

На рис. 2 наведено перехідну характеристику замкненої одноконтурної системи з ПІ-регулятором для каналу керування «витрата води на вході до апарата – концентрація газової суміші у воді на виході з апарата».

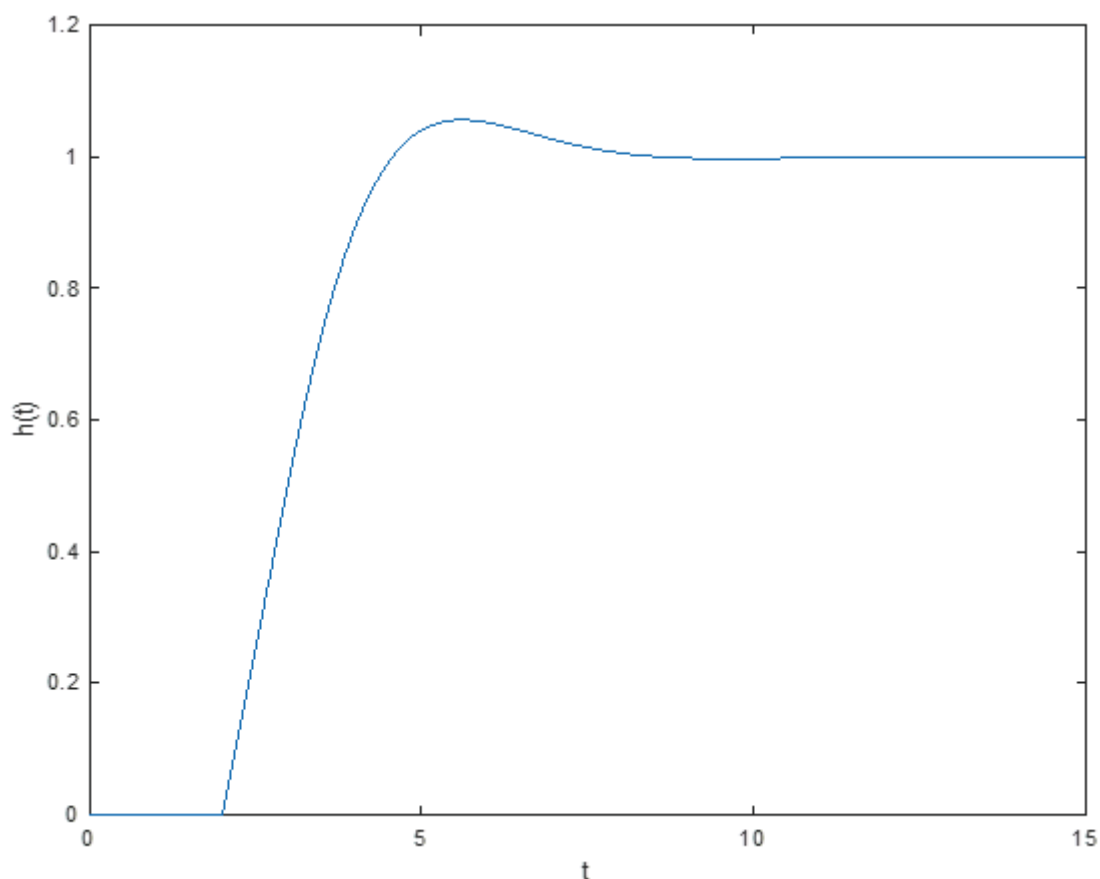


Рис. 2. Перехідна характеристика каналу керування замкненої одноконтурної системи з ПІ-регулятором

В результаті проведеної роботи була синтезована одноконтурна замкнена система з ПІ-регулятором, яка забезпечує мінімальне перегулювання та оптимальну швидкодію системи керування абсорбційною баштою.

1. Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза. Москва: Химия, 1968. 848 с.
2. Иванова Г. В. Автоматизация технологических процессов основных химических производств: методич. пособ. Часть 1. СПб.: СПбГТИ(ТУ), 2003. 70 с.

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ НАГРІВАЛЬНОЇ ПЕЧІ ЯК ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ

Поліщук В. Д., Семенюк А. В., Квітка О. О.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, Lera_Polishyk@i.ua

Досліджуваний у роботі об'єкт являє собою дворядну тризонну піч, заготовки в якій переміщуються штовхачем, оснащену двостороннім підігрівом, торцевим завантаженням і торцевою видачею металу. Для керування режимом нагріву піч по довжині розділена на три зони [1].

Зона 1 – теплообмінна. Тут відбувається повільне нагрівання холодних слябів за рахунок теплообміну з гарячими газоподібними продуктами горіння, виведення з печі яких і здійснюється через зону 1. Нагрівання масивних тіл тут відбувається повільно, з поступовим зростанням його температури від 10 °С до 500 °С.

Зона 2 – зварювальна. Призначення цієї зони – швидке нагрівання поверхні заготовки до кінцевої температури, яка становить 1150...1200 °С. Тут розташовано пальники, сопла яких спрямовані під кутом до слябів, що переміщуються. Пальники утворюють відповідно верхню та нижню зварювальні зони.

Зона 3 – томильна зона. У ній відбувається рівномірне прогрівання слябів, що надходять до неї, не тільки по всій поверхні, але і їх внутрішніх шарів. У зоні додатково розміщено чотири пальники. На виході з цієї зони рівномірно прогрітий сляб має необхідну за технологією виробництва температуру.

Температура в печі визначається інтенсивністю підведення та спалювання палива, тому вона є регульовальним параметром. Дослідження динамічних характеристик показує, що передавальні функції (ПФ) в каналах температура в зоні печі – витрата палива, продуктивність печі, теплота згоряння визначаються виразом [2]:

$$W_v(p) = \frac{k_v e^{-pt}}{Tp + 1},$$

де індекс $v = 1 \dots 6$; T – стала часу; k_v – відповідний коефіцієнт передачі; p – оператор Лапласа.

Для кожної конкретної печі необхідно встановити, з метою подальшого використання, коректування співвідношення витрат газу та повітря, виходячи з контролю якості спалювання. Для розв'язання цієї задачі проведемо математичне моделювання об'єкта. Представимо схему взаємозв'язків у вигляді, зображеному на рис. 1.

Як видно з рисунка, отримано багатозв'язну систему, яка містить два входи та три виходи, причому на кожен вихід впливають одразу два входи. Побудуємо структурну схему такої багатозв'язної системи, включивши до неї усі передавальні функції. Для одержання розв'язків системи, змоделюємо її, застосувавши пакет прикладних програм *MatLab Simulink* (рис. 2).

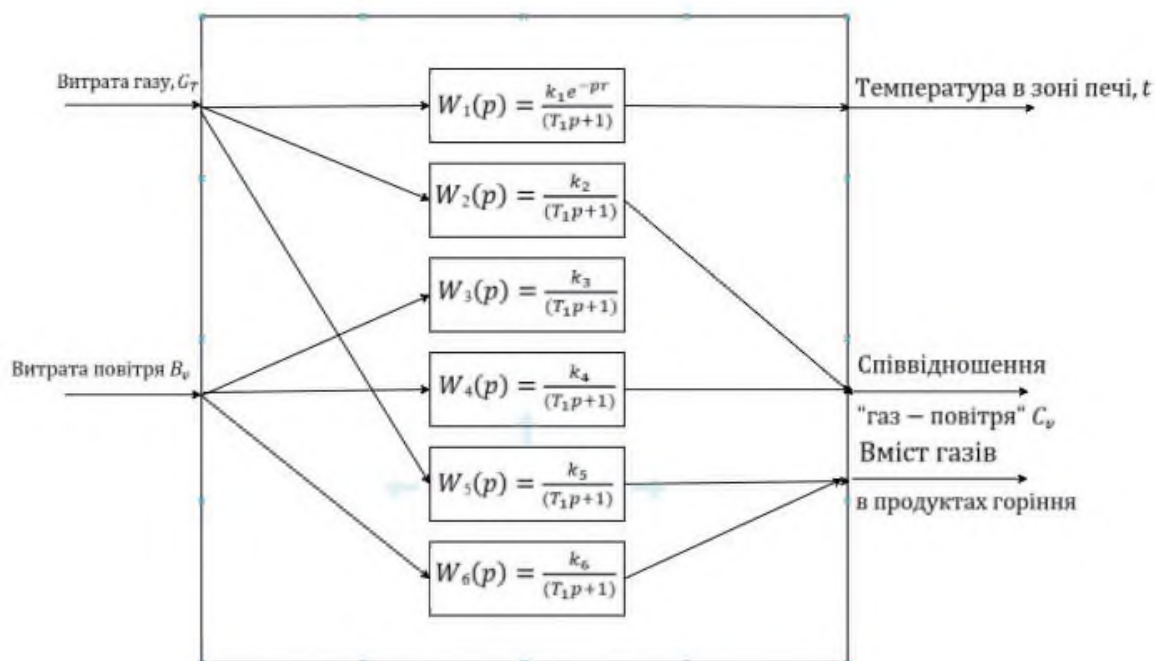


Рис. 1. Схема взаємозв'язку між вихідними і вхідними змінними в томильній зоні печі

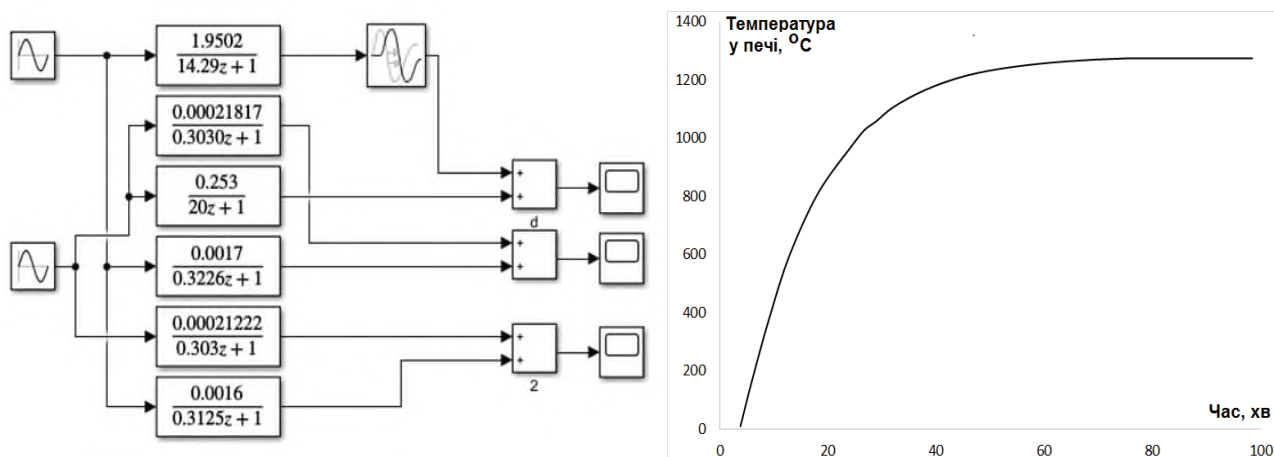


Рис. 2. Структурна схема моделювання та результати моделювання

Таким чином, на підставі виконаного аналізу нагрівальної печі як об'єкта автоматичного керування визначено необхідні дані для розробки математичної моделі. Вдосконалення структури моделі дозволяє уявити розглянутий технологічний об'єкт як багатовимірний і багатозв'язний. Аналіз характеристик основних елементів дав можливість скласти схему взаємозв'язків і виконати моделювання динамічних процесів в об'єкті керування на прикладі однієї з вихідних змінних – температури на виході печі. Вдосконалена порівняно з опублікованою в [2] математична модель дозволяє виконувати дослідження динамічних процесів в зазначеному об'єкті керування за різних впливів з урахуванням можливої зміни технологічних параметрів реальної печі.

1. Каганов В. Ю. Автоматизация управления металлургической процессами. М.: Металлургия, 1983. 320 с.

2. Федотов Е. С. Математическая модель методической нагревательной печи как объекта управления [Электронный ресурс]. URL: <http://ea.donntu.org:8080/jspui/bitstream/123456789/1969/1/Федотов%20.pdf> (дата звернення: 21.03.2021).

ВИКОРИСТАННЯ ТЕОРІЇ ГРАФІВ В КОМП'ЮТЕРНИХ ІГРАХ

Щетінін Г. Д., Дунаєва Т. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ursetis@gmail.com

Теорія графів – це не просто тема, яка обмежується теорією. Існує багато прикладів використання теорії графів на практиці, в нашому випадку це комп'ютерні ігри.

В даній роботі було розглянуто два підходи розв'язання задачі гоночної гри. Перший використовує гамільтонову схему теорії графів і лічильника кіл, а другий називається *Ультра-ярлик*.

Підрахунок кіл – це найважливіший елемент гоночних ігор. В основному у гоночній грі є кілька речей, які необхідно точно відстежувати: це лічильник кіл гравців, положення гравця, відстань між гравцями.

Припустимо у нас є гоночний трек (рис. 1, а). Далі треба визначити лічильник кола. Для цього використаємо систему "контрольних точок". Таким чином, розділивши трасу на декілька контрольних точок, гравець повинен буде пройти усі контрольні точки та лінію фінішу, щоб коло було зараховане.

Створена гоночна траса насправді буде гамільтоною схемою, а кожна контрольна точка буде вершиною у графі. Таким чином, маємо пройти кожену вершину і повернутись у самий початок, щоб зарахувати коло [1, 2]. Представимо трек у вигляді графа, зображеного на рис. 1, б.

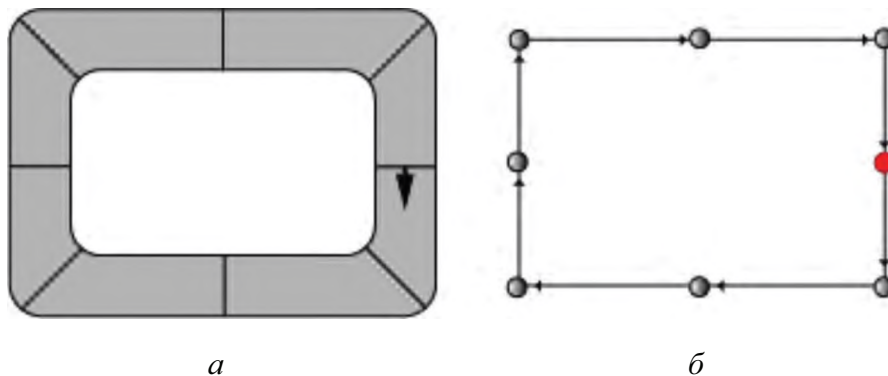


Рис. 1. Трек з контрольними пропускними пунктами (а) та гамільтонів граф (б)

Тепер, маючи простий механізм для підрахунку кіл, потрібно ще забезпечити статистику про положення суперників відносно гравця в реальному часі. Замість складних розрахунків можна взяти граф, зроблений вище, і випрямити його (рис. 2).

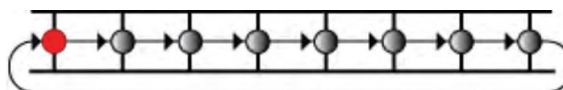


Рис. 2. Спрямлений граф

Тепер обчислення відстані між гравцями більше не є питанням двовимірних обчислень, а є одновимірним, отже, завдання зведено до простого віднімання позицій гравців.

Розглянемо тепер комп'ютерну гру *Mario Kart Wii* для *Nintendo Wii* (<http://utk.claranguyen.me/index.php>).

Візьмемо такий самий трек, який було побудовано вище, але тепер він буде складатись з контрольних точок появи (*spawn*): тут буде місце відродження, якщо гравець вилетів з рівня; ключових контрольних точок (*key*), проходження яких оновлює лічильник, що використовується у грі для визначення та збереження положення гравця; фінішна пряма.

Щоб гра відмітила, що гравець успішно потрапив у *Key*-точку, він має перебувати між перетнутою *key*-точкою та наступною точкою (не важливо, яка точка наступна – чи фінішна, чи *key*, чи *spawn*).

Щоб гра реєструвала, що гравець досягнув контрольної точки 1, потрібно, щоб він знаходився у виділеній області (рис. 3, а).

У системі ключових контрольних точок, яку встановлює ця гра, існує *критичний недолік*, який дозволяє гравцям проходити круги за більш короткий час ніж зазвичай.

Коли гонка почнеться, гравець буде знаходитись на контрольній точці 0, вона ж і є фінішем. Якщо він поїде у зворотному напрямку, він досягне попередньої точки появи, і гра відніме круг з лічильника.

Таким чином, якщо гравець, якимсь чином перестрибне цю перевірку і перейде до *key* точки 3 (рис. 3, б) та зачепить її, то потім він може просто проїхати до фінішу, гра зарахує це як коло, і це дозволить пропустити 75...87,5 % дистанції.

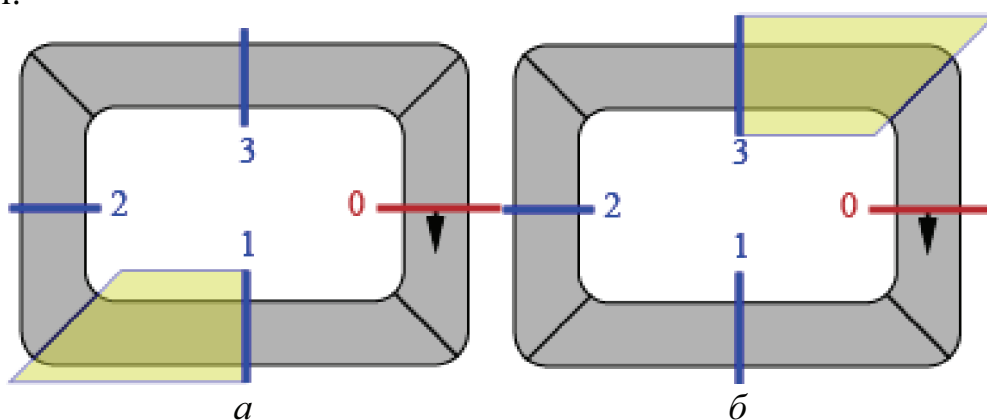


Рис. 3. Діапазон для перевірки чи пройдена т. 1 (а); діапазон для перевірки т. 3 (б)

Цей метод у грі *Mario Kart Wii* називається *Ультра-ярлик* і фактично використовувався гравцями, для побиття попередніх світових рекордів.

Отже метод з використанням теорії графів, в якому застосовувався гамільтоновий цикл, є набагато простішим і надійнішим для розв'язання задачі гоночної гри.

1. A. Bondy and U.S.R. Murty. Graph Theory With Applications. North-Holland New, 1982. 264 p. ISBN 0-444-13451-7.

2. Харари Ф. Теория графов. М.: Едиториал УРСС, 2003. 296 с.

АВТОМАТИЗАЦІЯ КОНТРОЛЮ ТА ДОСТУПУ ДО ВИРОБНИЧИХ ПРИМІЩЕНЬ В УМОВАХ САНІТАРНИХ ОБМЕЖЕНЬ

Гайдук К. Г., Сазонов А. Ю.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, kirillhaiduk0@gmail.com

Більшість сучасних підприємств як виробничого, так і невиробничого секторів задля забезпечення безпеки та дотримання внутрішнього розпорядку працівниками вдаються до використання автоматизованих систем контролю управління доступом (АСКУД). АСКУД (англ. *Physical Access Control System, PACS*) – це сукупність програмно-апаратних технічних засобів контролю та засобів управління, завданням яких є обмеження і реєстрація входу-виходу персоналу на заданій території через «точки проходу»: двері, ворота, КПП. А виклики, що ставить перед людством пандемія коронавірусної інфекції, вимагають підвищити рівень безпеки на виробництві задля перешкодження розповсюдженню небезпечних факторів серед працівників. За таких умов обов'язком керівників підприємств є вдосконалення алгоритмів роботи АСКУД у частині контролю за дотриманням санітарно-епідеміологічних вимог, а саме – правильного носіння медичних масок.

Для забезпечення вказаних можливостей АСКУД необхідним є використання систем машинного зору, будованих на основі стереозору. Така система дозволяє виконувати перевірку на предмет фальсифікації зображення, попередньо визначивши глибину зображення та впевнившись у тому, що спроби фальсифікації відсутні. Після перевірки на предмет фальсифікації виконується безпосередній аналіз зображення за допомогою програмно-реалізованої та попередньо навченої штучної нейронної мережі (ШНМ). Остання аналізує отриманий відео потік та виконує класифікацію зображень за показниками наявності маски на обличчі:

- 1) маска вдягнена правильно – доступ дозволено;
- 2) маска відсутня – доступ заборонено;
- 3) маска вдягнена неправильно – доступ заборонено (надсилається попередження на мобільний пристрій).

Забезпечення вказаного контролю можливе лише за умови попереднього навчання ШНМ.

Головною задачею у навчанні ШНМ є пошук оптимальних значень точності, втрат та уникнення «перенавчання», коли модель починає суцільно запам'ятовувати зображення.

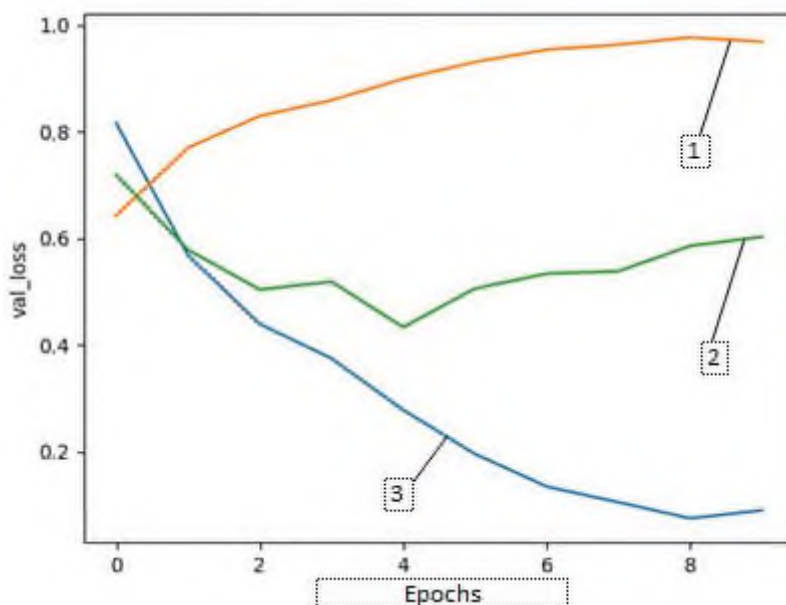
Архітектура попередньо запропонованої ШНМ включає 3 згорткові шари, 64 фільтри, розмір ядра 3×3 . Навчання проводилось, як правило, протягом 10-ти епох. Для навчання ШНМ було створено 3 навчальні вибірки (*dataset*), що включають фотографії людей без масок, з масками правильно та неправильно вдягненими, загальний об'єм вибірок становить близько 600 оригінальних зображень.

Для уточнення параметрів навчання та визначення оптимальних налаштувань архітектури ШНМ проведено ряд експериментів, під час яких змінювались значення кількості епох навчання, розміри вхідних зображень та ядра й кількості фільтрів. Головними метриками виступали точність, втрати та валідаційні втрати, які потрібні саме для перевірки системи на перенавчання. Результати проведеного експерименту наведено у таблиці.

Результати перевірки працездатності моделей ШНМ

№ моделі	К-сть епох	Розмір зображень	Розмір ядра	К-сть фільтрів	Точність, %	Втрати, %	Валідаційні втрати, %	Час навчання
1	10	(224, 224, 1)	(3, 3)	64	93,8	0,11	0,2	30 хв
2	10	(224, 224, 1)	(3, 3)	128	97	0,05	0,63	103 хв
3	5	(224, 224, 1)	(5, 5)	32	89	0,12	0,42	42 хв
4	10	(150, 150, 1)	(5, 5)	64	98	0,3	0,33	20 хв
5	10	(150, 150, 1)	(5, 5)	32	95,55	0,13	0,6	11 хв

Хоча модель № 5 не є найкращою за показниками, проте на практиці вона показала себе краще за всі попередні версії, залежність валідаційних втрат цієї моделі від кількості епох навчання наведено на рисунку.



Залежність точності, втрат та валідаційних втрат від кількості епох навчання для моделі № 5:
1 – точність, 2 – валідаційні втрати; 3 – втрати

Із зазначеного вище можна зробити висновок, що ключовим елементом АСКУД в умовах епідеміологічних обмежень доцільно використати ШНМ із налаштуваннями, що відповідають моделі №5, яка попередньо навчена на вибірці із 600 оригінальних зображень.

СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ КОЛОНОЮ СИНТЕЗУ

Амбросьонк А. А., Ситніков О. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, dnaw16@gmail.com

Колона синтезу є основним апаратом для виробництва карбаміду. В нижню частину колони подається водний розчин вуглеамонійних солей, аміак і діоксид вуглецю. У апараті за температури 170...190 °С проходить реакція синтезу карбаміду [1]. Завданням системи керування є підтримання температури плаву синтезу на виході з колони на заданому рівні.

Метою роботи є синтез системи керування з П- та ПІ-регулятором. Для дослідження та розрахунку параметрів регулятора обрано метод Ціглера-Нікольса, який дозволяє забезпечити необхідний запас стійкості у системі керування [2].

Передавальна функція об'єкта керування має вигляд

$$W_{ob}(p) = \frac{2152p^2 + 154,3p + 1}{4748p^3 + 2132p^2 + 115p + 1}.$$

Для розрахунку параметрів регулятора шляхом збільшення коефіцієнта підсилення П-регулятора K_p виведемо систему на границю стійкості [3]. В результаті отримали критичне значення коефіцієнта підсилення та критичний період коливань:

$$K_{кр} = 17;$$

$$T_{кр} = 80.$$

Виконаємо розрахунок параметрів налаштування регуляторів

- для П-регулятора: $K_p = 0,55$; $K_{кр} = 9,35$;
- для ПІ-регулятора: $K_p = 0,35$; $K_{кр} = 5,95$; $T_i = 66,66$.

В результаті були отримані перехідні характеристики замкненої системи з П- та ПІ-регулятором, налаштованих методом Ціглера-Нікольса (передбачає виведення перехідного процесу системи в режим автоколивань, приклад якого наведено на рис. 1, та отримання критичних параметрів налаштування регулятора), зображені на рис. 2.

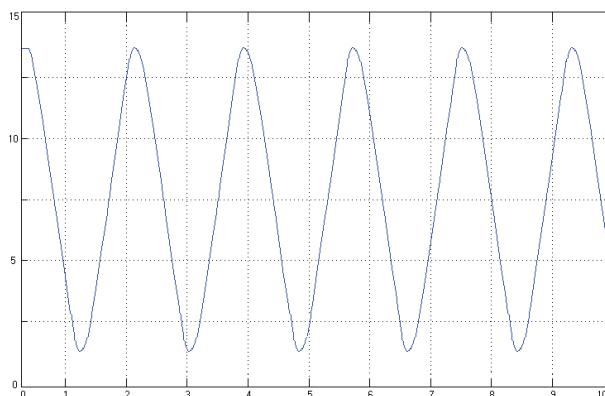


Рис.1. Вигляд перехідного процесу замкненої системи в режимі автоколивань

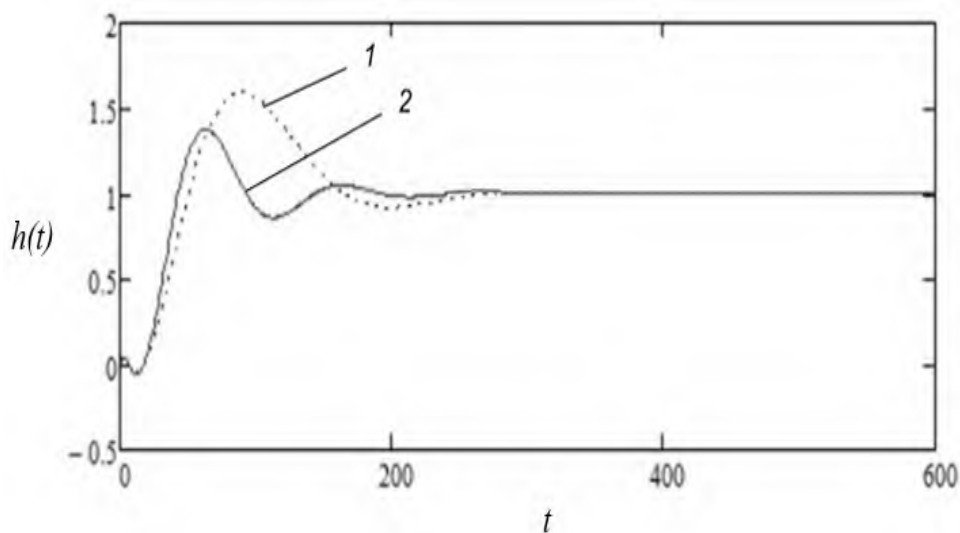


Рис. 2. Перехідні процеси замкненої системи:
 1 – перехідний процес у системі з П-регулятором;
 2 – перехідний процес у системі з ПІ-регулятором

В результаті аналізу отриманих перехідних характеристик можна зробити висновок, що система швидше виходить на усталений рівень з ПІ-регулятором, який є легким у налаштуванні та забезпечує нульову статичну похибку регулювання.

1. Лукінюк М. В. Контроль і керування хіміко-технологічними процесами : у 2 кн. Кн. 2. Керування хіміко-технологічними процесами : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Хімічна технологія та інженерія». Київ: НТУУ «КПІ», 2012. ISBN 978-966-622-531-6 (Кн. 2).

2. Остапенко Ю. О. Ідентифікація та моделювання технологічних об'єктів керування : підручник для студ. вищ. закл. освіти, що навчаються за напрямом «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології». К.: Задруга, 1999. 424 с.

3. Острем К., Виттенмарк Б.. Системы управления с ЭВМ / Пер. с англ. Москва: Мир, 1987. 480 с.

МОДЕЛЮВАННЯ РЕАКТОРА ОКИСНЕННЯ АМІАКУ В ПРОГРАМНОМУ СЕРЕДОВИЩІ *COMSOL MULTIPHYSICS*

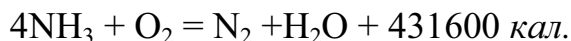
Жученко А. І., Оніщенко В. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, v.o.onishchenko@ukr.net

Азотна кислота має широке застосування у різних галузях хімічного виробництва. В умовах постійного зростання вартості енергоносіїв особлива увага має бути приділена економічній ефективності будь-якого виробництва, у тому числі виробництва азотної кислоти.

Одним зі способів підвищення економічної ефективності виробництва азотної кислоти є створення системи керування, яка б забезпечила оптимальні режими функціонування технологічних процесів її виробництва. Створенню такої системи передуює прискіплене дослідження технологічних процесів. Проведення такого дослідження у промислових умовах на реальному обладнанні фактично неможливе у зв'язку з його економічною затратністю та потенційною небезпекою виникнення аварійних ситуацій. Тому єдиною альтернативою промислових досліджень виступає метод математичного моделювання [1].

Виробництво азотної кислоти включає у себе декілька технологічних процесів. Одним із основних є технологічний процес отримання азоту з аміаку. У зазначеній роботі розглядається процес контактного окиснення аміаку на платино-родієвому каталізаторі (КОАП) з подальшою його абсорбцією. На вхід реактора подається аміачно-повітряна суміш, на виході отримують азот після окиснення на каталізаторі. Процес окиснення в реакторі реалізується за наступним механізмом реакції:



Згідно з попередніми дослідженнями [1], всі техніко-економічні показники технологічного процесу отримання азоту визначаються його температурним режимом. Тому задачею моделювання була побудова температурних полів реактора.

Для математичного моделювання технологічного процесу КОАП було використано модуль *Heat Transfer in Porous Media* програмного середовища *Comsol multiphysics* [2]. При цьому процес КОАП як об'єкт математичного моделювання був представлений, як показано на рис. 1.

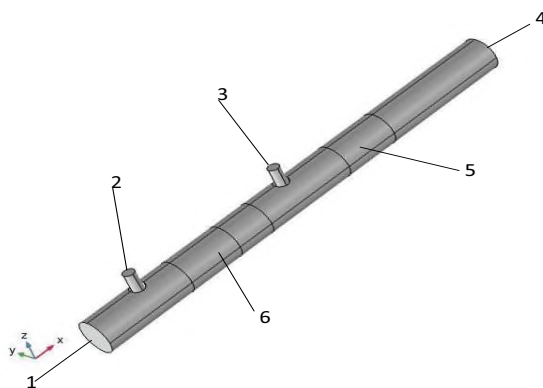


Рис. 1. Процес контактного окиснення аміаку на платино-родієвому каталізаторі як об'єкт математичного моделювання: 1 – вхідний потік навантаження; 2, 3 – байпасні потоки; 4 – вихідний потік з утвореним азотом; 5, 6 – секції каталізатора (реактора)

Результати моделювання представлено на рис. 2.

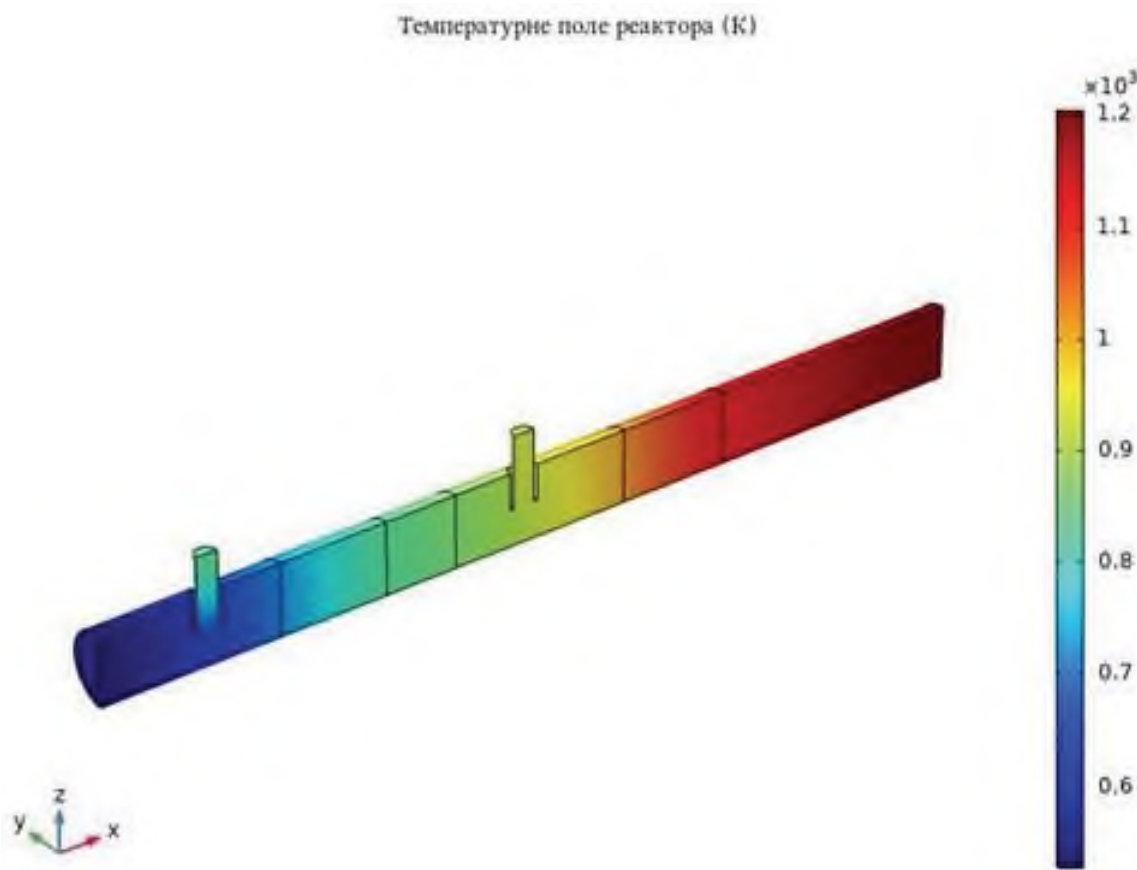


Рис. 2. Температурне поле реактора

Розраховане температурне поле реактора відображає процес розігрівання корпусу та зміну температури в реакторі по довжині апарата після проходження потоку через зону каталізатора. В результаті контакту азотно-повітряної суміші з каталізатором відбувається процес окиснення, який супроводжується додатковим виділенням тепла в зоні контакту (екзотермічна реакція). На останньому за ходом суміші шарі температура досягає 1200 K, що відповідає технологічним нормам [3] проведення процесу окиснення.

Результати моделювання свідчать про значний перепад температур на каталізаторах (приблизно 500 K), що негативно впливає на роботу реактора і може призвести до швидкого руйнування сіток каталізатора [4].

1. Атрощенко В. И. Методы расчетов по технологии связанного азота. Киев: Высш. школа, 1978. 496 с.
2. «Heat Transfer in Porous Media програмного середовища *Comsol multiphysics*» // URL: https://uk.wikipedia.org/wiki/COMSOL_Multiphysics (дата звернення: 23.03.2021).
3. Атрощенко В. И. Технология связанного азота. Киев: Высш. школа, 1985. 327 с.
4. Атрощенко В. И., Каргин С. И. Технология азотной кислоты. Ленинград: Химия, 1980. 534 с.

СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ РЕАКТОРОМ

Барановський О. І., Ситніков О. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, 00alosh@gmail.com

Щоб отримати плав синтезу карбоніду, на підприємствах за основний апарат зазвичай використовується реактор. Для того, щоб підтримувати потрібну температуру, яка є дуже важливою для отримання якісного плаву, потрібно правильно підібрати тип регулятора та здійснити синтез системи керування [1].

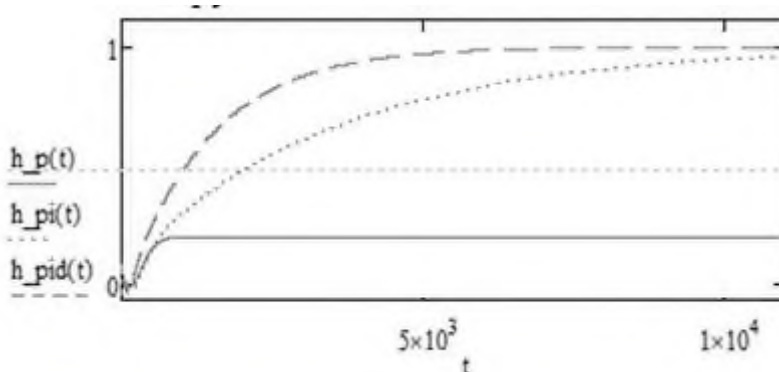
Передавальна функція реактора для каналу керування «витрата рідкого аміаку – вихідна температура плаву синтезу карбоніду»

$$W_{\text{кер}}(p) = \frac{K}{Tp + 1} = \frac{323,337}{239,276p + 1}.$$

В результаті синтезу системи керування отримано параметри налаштування для П-, ПІ- та ПІД-регулятора [2]:

- для П-регулятора: $K_p = 88$;
- для ПІ-регулятора: $K_p = 72$, $T_i = 625$;
- для ПІД-регулятора: $K_p = 96$, $T_i = 375$, $T_d = 93,75$.

На рисунку наведено перехідні характеристики замкненої системи, отримані для каналів керування названих регуляторів.



Перехідні характеристики замкненої системи з П-, ПІ- та ПІД-регуляторами

На основі аналізу отриманих перехідних процесів кращим варіантом визнано систему з ПІД-регулятором, оскільки П-регулятор не виводить систему на усталений рівень, а ПІ-регулятор робить це за більш тривалий період часу.

1. Лукінюк М. В. Контроль і керування хіміко-технологічними процесами: У 2 кн. Кн. 2. Керування хіміко-технологічними процесами : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом: «Хімічна технологія та інженерія». К.: НТУУ «КПІ», 2012. 336 с. ISBN 978-966-622-520-0. ISBN 978-966-622-531-6 (Кн. 2).

2. Кубрак А. І., Жученко А. І., Кваско М. З. Комп'ютерне моделювання та ідентифікація автоматичних систем : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закладів, які навчаються за напрямом «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» / НТУУ «КПІ». К.: Політехніка, 2004. 424 с. ISBN 966-622-175-6.

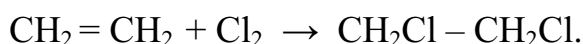
МОДЕЛЮВАННЯ ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА 1,2-ДИХЛОРЕТАНУ

Іщенко О. В., Квітка О. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, aischenko99@gmail.com

Дихлоретан відіграє велику роль у промисловості, перш за все – як напівпродукт виробництва вінілхлориду, який є основою для виготовлення полівінілхлориду, що за обсягом виробництва займає третє місце в світі серед полімерних матеріалів, та інших промислових синтезів, а також як розчинник.

В роботі розглянуто найбільш поширений спосіб виробництва 1,2-дихлоретану – взаємодією етилену з хлором в середовищі рідкого дихлоретану [1]:



Для моделювання процесу було застосовано моделювальний комплекс *CHEMCAD 7.1.5*, в якому виконано комп'ютерний розрахунок процесу виробництва 1,2-дихлоретану (рис. 1). За результатами розрахунків вихід продукту становить 99 %. Було визначено параметри стану потоків: молярні, масові, об'ємні та теплові витрати і складено сумарний матеріальний баланс процесу.

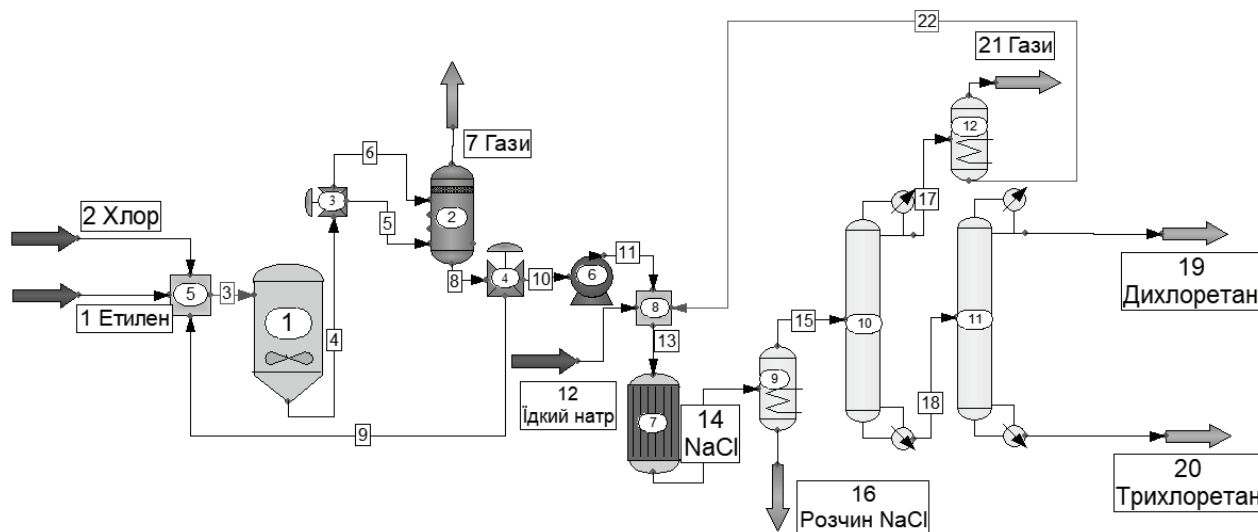


Рис. 1. Технологічна схема синтезу 1,2-дихлоретану в *CHEMCAD*:

1, 7 – реактор; 2 – конденсатор; 3 – дільник; 4 – збірник дихлоретану-сирцю; 5, 8 – суматори; 6 – насос; 9, 12 – сепаратори; 10, 11 – ректифікаційні колони

На основі математичної моделі ректифікаційної колони [2] було створено програмний додаток в середовищі *Visual Studio 2020* (мова *C#* із використанням *WinForms(.net framework)*), за допомогою якого розраховані основні параметри колони 11, а також розподіл рідини та пари по тарілках колони. Результати розрахунків збіглися з контрольним розрахунком у *MathCAD* та з результатами моделювання у симуляторі.

В результаті аналізу технологічної схеми виробництва 1,2-дихлоретану було визначено параметри автоматизації технологічних процесів, які необхідно регулювати, та складено схему автоматизації [3], в якій розглянуто такі задачі.

Контроль і регулювання температури. Підтримка температури у ректифікаційних колонах, промивному апараті, реакторі та конденсаторі є головним фактором, який впливає на продуктивність та селективність процесу. Засобами вимірювання температури обрано термоперетворювачі опору ДТС-024 (діапазон вимірювання від мінус 50 °С до 150 °С; мають уніфікований вихідний сигнал 4...20 мА), сигнал з яких передається вимірювач ПІД-регулятор моделі ТРМ12, що має цифровий індикатор, та подає регулювальний вплив на виконавчий механізм.

Контроль і регулювання витрат. Для оптимального проходження процесу потрібно регулювати та контролювати кілька витрат: первинної суміші у ректифікаційну колону, дихлоретану з домішками у другу ректифікаційну колону, луку у промивний апарат, азеотропної суміші у збірник та домішків на очищення. Для цього обрано витратомір ультразвуковий моделі US-800 (містить первинний та вторинний перетворювачі). У контурах подачі хлору та етилену до реактора і дихлоретану з домішками у сепаратор витрата газу вимірюється та регулюється ультразвуковим витратоміром KROHNE марки OPTISONIC 7300 (має первинний та вторинний перетворювачі), з якого сигнал надходить до ПІД-регулятора моделі ТРМ12, який створює регулювальний вплив на виконавчий механізм.

Контроль і регулювання тиску. Для підтримки заданого тиску в ректифікаційних колонах обрано вимірювач тиску АДН-102, що поєднує в собі первинний перетворювач і вторинний прилад. Перший розташований в контурах подачі води у дефлегматори (має струмовий уніфікований вихід 4...20 мА). Сигнал різниці тисків з первинного перетворювача надходить на ПІД-регулятор моделі ТРМ10 (показувальний), який формує регулювальний вплив на виконавчий механізм.

Контроль і регулювання рівня. Для контролю рівня в конденсаторі, реакторах, збірнику дихлоретану-сирцю та ректифікаційних колонах було обрано поплавковий датчик ПДУ-ІІ 4000 з аналоговим вихідним сигналом 4... 20 мА, з якого сигнал надходить на регулятор і сигналізатор рівня рідини моделі СА-УМ6, що видає регулювальний вплив на виконавчий механізм.

Запропонована схема автоматизації забезпечить оптимальне протікання та безпеку процесу виробництва 1,2-дихлоретану відповідно до технічного регламенту.

1. Лебедев Н. Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза. Учебник для вузов. 4-е изд. Москва: Химия, 1988. 592 с. ISBN 5-7245-0008-6.
2. Кафаров В. В., Глебов М. Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств. Учеб. пособ. для вузов. Москва: Высшая школа, 1991. 400 с.
3. Лукінюк М. В. Автоматизація типових технологічних процесів: технологічні об'єкти керування та схеми автоматизації : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Автоматизація і комп'ют.-інтегр. технології». Київ: НТУУ «КПІ», 2008. 236 с. ISBN 978-966-622-287-2.

КВАТЕРНІОННА МОДЕЛЬ ВИЗНАЧЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ АВТОМАТИЗОВАНИХ ГОНІОМЕТРИЧНИХ ВИМІРЮВАНЬ

Черепанська І. Ю., Терещук В. І., Прядко В. А.

Поліський національний університет, м. Житомир, cherepanskairina@gmail.com

Підвищення точності, швидкодії та автоматизація вимірювань механічних величин, у тому числі кутових, є надзвичайно важливою задачею забезпечення якості сучасних автоматизованих виробництв, що продиктовано щораз більшими вимогами світового ринку та жорсткою конкуренцією. Її успішне розв'язання сприяє зменшенню частки виробничого браку, забезпеченню заданої якості продукції та конкурентоспроможності підприємств [1]. Одним із актуальних шляхів підвищення точності, швидкодії та автоматизація кутових (гоніометричних) вимірювань є застосування новітніх алгоритмічних методів та математичних апаратів, зокрема кватерніонів, для корекції результатів вимірювання.

Кватерніон q – це впорядкована четвірка дійсних чисел s, a, b, c , які зв'язані з чотирма базисними елементами $1, i, j, k$ (рис. 1), та мають такі властивості: $i^2 = j^2 = k^2 = -1$; $i \cdot j = k$; $j \cdot k = i$; $k \cdot i = j$; $j \cdot i = -k$; $k \cdot j = -i$; $i \cdot k = -j$.

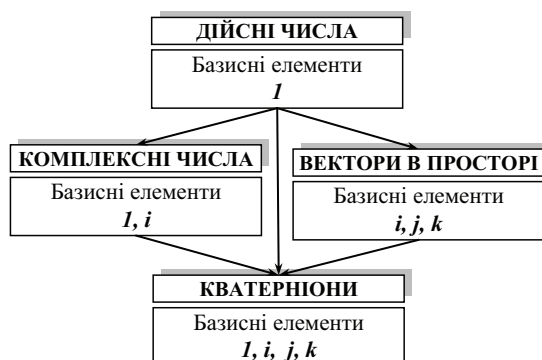


Рис. 1. Числові системи та базисні елементи кватерніонів

Під час проведення гоніометричних вимірювань у тривимірному просторі відповідними вимірювальними системами, наприклад, відомою прецизійною приладовою системою вимірювання кутів (ППСВК), представленою в літературі [2], результат можна описати параметрами поворотів об'єкта виробництва (ОВ) у базисі i, j, k декартової системи координат XYZ на кути ω, θ, ψ відповідно (рис. 2).

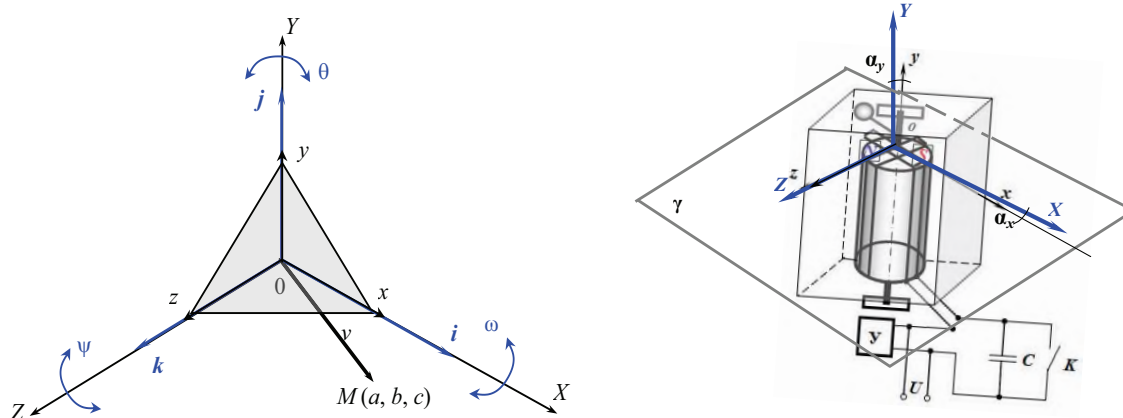


Рис. 2. Приклад положення системи координат ОВ (маятникового акселерометра) xyz у базисі i, j, k декартової системи координат XYZ під час виставлення

Положення ОВ, наприклад, під час попереднього виставлення описується параметрами поворотів відносно осей XYZ системи координат на кути ω , θ , ψ відповідно. Результатом деякої послідовності переміщень ОВ є поворот в системі координат XYZ на деякий кут $\varphi \in (\omega, \theta, \psi)$ відносно осі, що колінеарна одиничному вектору v (рис. 2). Корегувальні рухи щодо виставлення початкових координат ОВ та його горизонтування можна представляти кватерніоном $q_k(v; \varphi) = (\cos \frac{\varphi_k}{2} + v \sin \frac{\varphi_k}{2})$, а послідовність рухів – відповідними параметрами повороту – добутком відповідних кватерніонів та описувати виразом:

$$\begin{aligned} q_1(v; \omega) &= (\cos \frac{\omega_k}{2} + i \sin \frac{\omega_k}{2}), \\ q_2(v; \theta) &= (\cos \frac{\theta_k}{2} + j \sin \frac{\theta_k}{2}), \\ q_3(v; \psi) &= (\cos \frac{\psi_k}{2} + k \sin \frac{\psi_k}{2}). \end{aligned} \quad (1)$$

Добуток Q кватерніонів $q_1(v; \omega)$, $q_2(v; \theta)$, $q_3(v; \psi)$ знаходять за формулою (2), виконуючи операції множення відповідно до правил множення кватерніонів:

$$Q(v; \varphi) = (\cos \frac{\omega_k}{2} + i \sin \frac{\omega_k}{2}) \cdot (\cos \frac{\theta_k}{2} + j \sin \frac{\theta_k}{2}) \cdot (\cos \frac{\psi_k}{2} + k \sin \frac{\psi_k}{2}) = S + iA + jB + kC, \quad (2)$$

де

$$\begin{aligned} S &= \cos \frac{\omega_k}{2} \cos \frac{\theta_k}{2} \cos \frac{\psi_k}{2} - \sin \frac{\omega_k}{2} \sin \frac{\theta_k}{2} \sin \frac{\psi_k}{2}; \\ A &= \sin \frac{\omega_k}{2} \cos \frac{\theta_k}{2} \cos \frac{\psi_k}{2} + \cos \frac{\omega_k}{2} \sin \frac{\theta_k}{2} \sin \frac{\psi_k}{2}; \\ B &= \cos \frac{\omega_k}{2} \sin \frac{\theta_k}{2} \cos \frac{\psi_k}{2} - \sin \frac{\omega_k}{2} \cos \frac{\theta_k}{2} \sin \frac{\psi_k}{2}; \\ C &= \sin \frac{\omega_k}{2} \sin \frac{\theta_k}{2} \cos \frac{\psi_k}{2} + \cos \frac{\omega_k}{2} \cos \frac{\theta_k}{2} \sin \frac{\psi_k}{2}. \end{aligned}$$

Наприклад, у виставленні маятникового акселерометра, що є ОВ приладобудівних виробництв, виконувались повороти $\omega = 10^\circ$, $\theta = 27^\circ$, $\psi = 40^\circ$. Відповідно промінь лазера у разі застосування буде відбиватися від відбивального елемента, закріпленого на ОВ на $CMOS$ -матрицю автоколіматора ППСВК під кутом $50^\circ 52'$ з координатами $(0,158; 0,189, 0,350)$, що розраховувались таким чином:

$$\begin{aligned} q_1(v; 10) \cdot q_2(v; 27) \cdot q_3(v; 40) &= \\ &= (\cos \frac{10}{2} + i \sin \frac{10}{2}) \cdot (\cos \frac{27}{2} + j \sin \frac{27}{2}) \cdot (\cos \frac{40}{2} + k \sin \frac{40}{2}) = \\ &= \cos 24,43 + (i0,158 + j0,189 + k0,350) \sin 25,43 = \\ &= 50,86 + (i0,158 + j0,189 + k0,350) \Rightarrow q(v; 50^\circ 52'). \end{aligned}$$

Враховуючи відомі властивості кватерніонів, застосування їх для розрахунку кутів у гоніометричних вимірюваннях, зокрема відомою ППСВК, наприклад, для попереднього виставлення акселерометрів, плоских кутів, пірамідаль-

ності призм тощо, дозволяє безпосередньо визначати величини кутів із кватерніонного виразу (2) без виконання трудомістких матричних обчислень, що традиційно використовуються в такому випадку. Так, наприклад, авторами експериментально визначено, що застосування кватерніонного розрахунку кутів у гоніометричних вимірюваннях відомою ППСВК у разі попереднього виставлення маятникового акселерометра необхідно виконати 24 математичних операцій, зокрема 16 операцій множення, 7 операцій додавання, 1 операцію визначення арккосинуса кута. У разі застосування класичного матричного методу з використанням кутів Ейлера, описаного в літературі [3], в аналогічному випадку необхідно виконати 45 математичних операцій, зокрема 30 операції множення, 15 операцій додавання, 3 операції визначення арккосинусів кутів. Очевидно, що у разі застосування кватерніонів у гоніометричних вимірюваннях кількість математичних операцій зменшилась в 1,88 разу.

В цілому застосування кватерніонної моделі для розрахунку кутів у автоматизованих гоніометричних вимірюваннях забезпечує:

- зменшення кількості математичних операцій та трудомісткості математичних обчислень;
- зменшення накопичувальної похибки округлень проміжних і кінцевих результатів математичних обчислень у багаторазових гоніометричних вимірюваннях;
- підвищення швидкодії та точності обробки отриманих результатів і вимірювань в цілому.

Загалом використання кватерніонної моделі для розрахунку кутів при автоматизованих гоніометричних вимірюваннях ППСВК в комплексі із іншими відомими методами і засобами автоматизованої обробки вимірювальної інформації, наприклад, нейромережевими технологіями, дозволило підвищити точність в 3 рази, а швидкодію вимірювання у 9 разів порівняно із відомими гоніометричними засобами.

1. Гнучкі комп'ютерно-інтегровані системи: планування, моделювання, верифікація, управління. / Л. С. Ямпольський та ін. Житомир: ЖДТУ, 2010. 784 с.

2. Математична модель похибки прецизійної приладової системи вимірювання кутів / Черепанська І. Ю., Безвесільна О. М., Сазонов А. Ю., Бродський Ю. Б., Прядко В. А. // *Вчені записки Таврійського національного університету імені В. І. Вернадського. Серія: Технічні науки*. Київ. 2020. № 4. Том 31(70). С.18–24 DOI <https://doi.org/10.32838/2663-5941/2020.4/03>.

3. Кураш А. Г. Курс высшей алгебры. М.: Наука, 1975. 302 с.

АНАЛІЗ АЛГОРИТМІЧНИХ МЕТОДІВ НАВІГАЦІЇ МОБІЛЬНИХ РОБОТИЗОВАНИХ ПРИСТРОЇВ У ЗАМКНЕНИХ СЕРЕДОВИЩАХ

Коваленко О. В., Сазонов А. Ю.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, kov.olvikt@gmail.com

Однією із основних проблем, що виникають під час навігації мобільних роботизованих комплексів (МРК) у замкнених середовищах, є необхідність їх одночасної локалізації та картографування – *SLAM* (англ. *Simultaneous Localization and Mapping*). Під локалізацією розуміють визначення поточного положення МРК відносно деякої системи координат [1], змістовну сутність якої наведено на рис. 1.

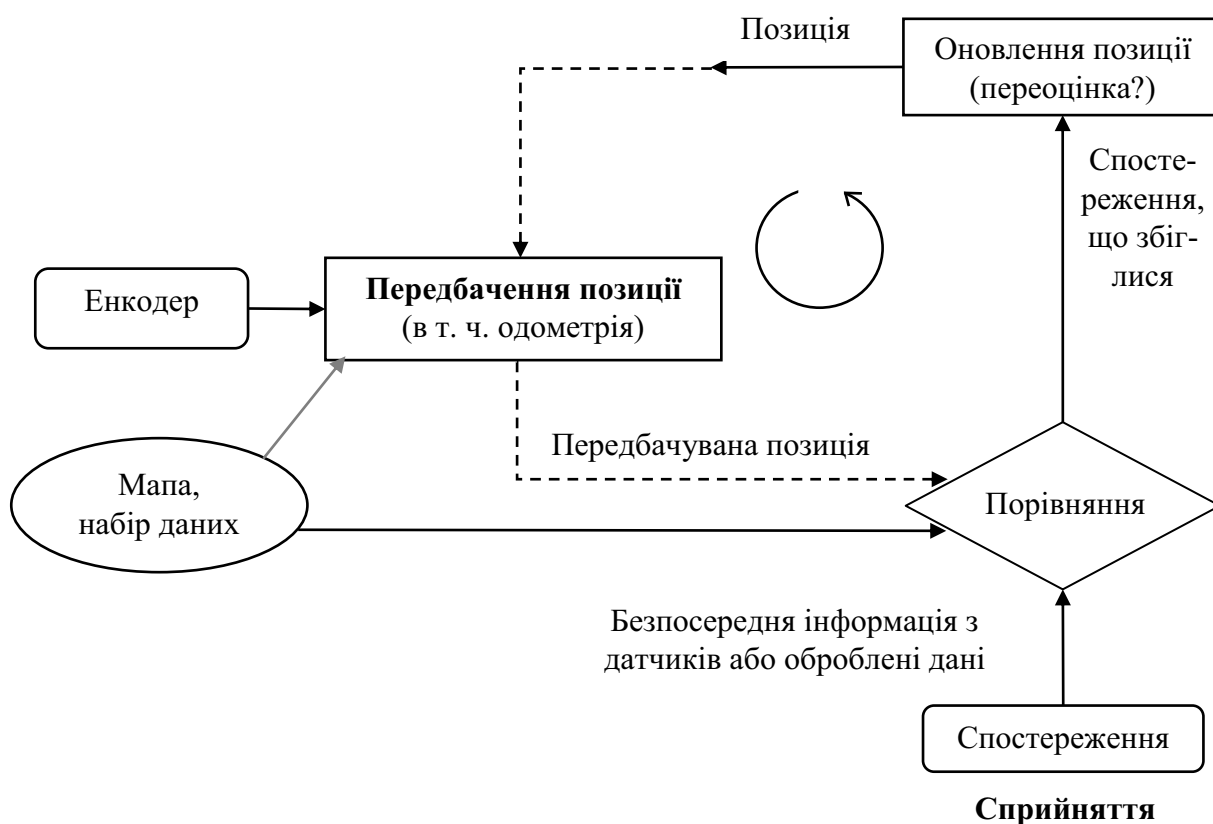


Рис. 1. Схема локалізації МРК

Навігацію можна вважати успішною тоді, коли вирішено 4 завдання: сприйняття – інтерпретація даних з датчиків та виділення необхідної інформації; локалізація – забезпечення роботи здатністю визначати власне положення у навколишньому середовищі; пізнання – здатність робота приймати правильні рішення для досягнення поставленої мети; керування рухом – здатність робота керувати потужністю власних двигунів для забезпечення оптимальної – за попередньо заданим критерієм – траєкторії [2].

Окрім наведеного, існують також додаткові обставини, на які необхідно звертати увагу під час розробки систем навігації, наприклад:

– проблема відповідності (асоціативність даних) – виникає після тривалого «вивчення» середовища з метою отримання поточних орієнтирів (*landmarks*) у навколишньому середовищі, коли робот повертається на початкову позицію або багаторазово відвідує попередньо позначені зони, робот може помилково промаркувати відвідану позицію як нову, хоча вона такою не буде;

– невизначеність – негативний вплив на можливості та продуктивність роботів, яка поділяється на технічну (виникає через помилки в устаткуванні та шумах у компонентах) та невизначеність локалізації (виникає через наявність множини маршрутів);

– сенсорний шум/похибки вимірювань – датчики як один із компонентів апаратного забезпечення робота недосконалі, тому сенсорна інформація дещо відрізняється від реальної, наприклад, зміна освітлення навколишнього середовища може впливати на його сприйняття за допомогою відео потоку з камери;

– часова складність алгоритму (*time complexity*) – кількість команд, які алгоритм виконує після запуску за певний час, називається обчислювальною складністю, і це число залежить від розміру вхідного алгоритму, який в системі *SLAM* зазвичай обчислюється приблизно на основі кількості орієнтирів та складності обчислень, які необхідно виконати для кожного орієнтира.

Майже за два десятки років дослідження та покращення *SLAM* виникло багато підходів до його реалізації (рис. 2). Однак основними двома, на яких ґрунтуються майже всі інші, є засновані на фільтрах (*filter-based methods*) та підходи на методах оптимізації (*optimization-based approach*), серед яких перші (також відомі як імовірнісні – *probabilistic* – методи) набули більшого поширення. Разом з тим, серед усіх методів отримання інформації з навколишнього середовища на цей час найбільші перспективними є візуальні методи [3].

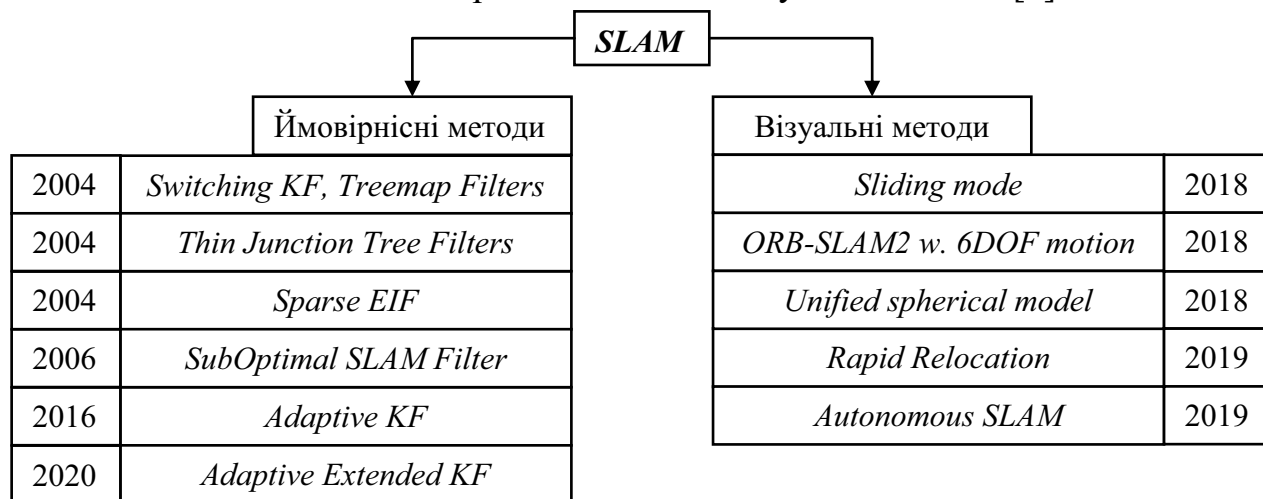


Рис. 2. Останні розроблені методи *SLAM*

Switching Kalman Filter, Thin Junction Tree Filters, Treemap Filters – до переваг можна віднести простоту реалізації, зрозумілу апроксимацію та лінійну залежність підвищення обчислювальної складності. Недоліками є недостатня асоціативність даних, наявність вимог до відновлення положення та механізму перемикавання, а також недостатня стійкість у великих середовищах.

Sparse Extended Information Filters – забезпечує відображення графічних сіток, спарсифікацію, має сталу обчислювальну складність. Недоліками є гірша якість ніж у *Extended Kalman Filter*, проблеми асоціативності даних, слабка репрезентативність, ітеративність та повільність.

SubOptimal SLAM Filter – забезпечує швидкість обчислення для невеликих площ, є ефективним при роботі з адекватними орієнтирами. До недоліків слід віднести високі вимоги до об'єму пам'яті, злиття декількох мап, проблеми асоціативності даних, необхідність спільних орієнтирів для різних карт, висока обчислювальна складність.

Adaptive KF – забезпечує регулювання приростів у реальному часі, високу точність, надійність оцінок та відображення. Недоліками є наявність гаусового шуму, залежність від кількості орієнтирів, висока обчислювальна складність, проблеми асоціативності даних у складних середовищах.

Adaptive Extended KF – забезпечує регулювання приростів у реальному часі, точність, стабільність, неупередженість оцінки. Недоліками є висока обчислювальна складність, проблеми асоціативності даних, проблеми з картами великих розмірів.

Sliding Mode здатний повторно відстежувати пройдені місця і є загалом надійним, проте має високу обчислювальну вартість; *ORB-SLAM2 with 6DOF motion* розрізняє відмінності між кадрами знятими у 3DoF і 6DoF за рахунок погіршення продуктивності.

Unified spherical model надає більш вичерпну мапу, однак вона не придатна до багаторазового використання, і зі збільшенням досліджуваної площі збільшується ризик виникнення невизначеності.

Rapid Relocation це покращена версія *ORB-SLAM2*, хоча його мапа й недосконала.

Autonomous SLAM має 2D-карту щільності й гарну продуктивність у складних середовищах, але струси камери дуже негативно впливають на роботу системи.

На основі проведеного аналізу можна зробити такі висновки: по-перше, візуальні методи є більш перспективним напрямком досліджень, по-друге, навіть у найсучасніших методів є свої вади, тому подальші дослідження доцільно зосереджувати на синтезуванні нових методів, які об'єднуватимуть їх переваги та усуватимуть недоліки.

1. Pfister S. T. Algorithms for Mobile Robot Localization and Mapping, Incorporating Detailed Noise Modeling and Multi-scale Feature Extraction : thesis PhD / California Institute of Technology. Pasadena, California, 2006. 200 p.

2. Roland S., Illah R. N. Introduction to Autonomous Mobile Robots. Holland, Bradford Company, 2004. 335 p. ISBN: 978-0-262-19502-7.

3. Hamid T., Zhao C. X. SLAM; definition and evolution. *Engineering Applications of Artificial Intelligence*. 2021. Volume 97, Article 104032.

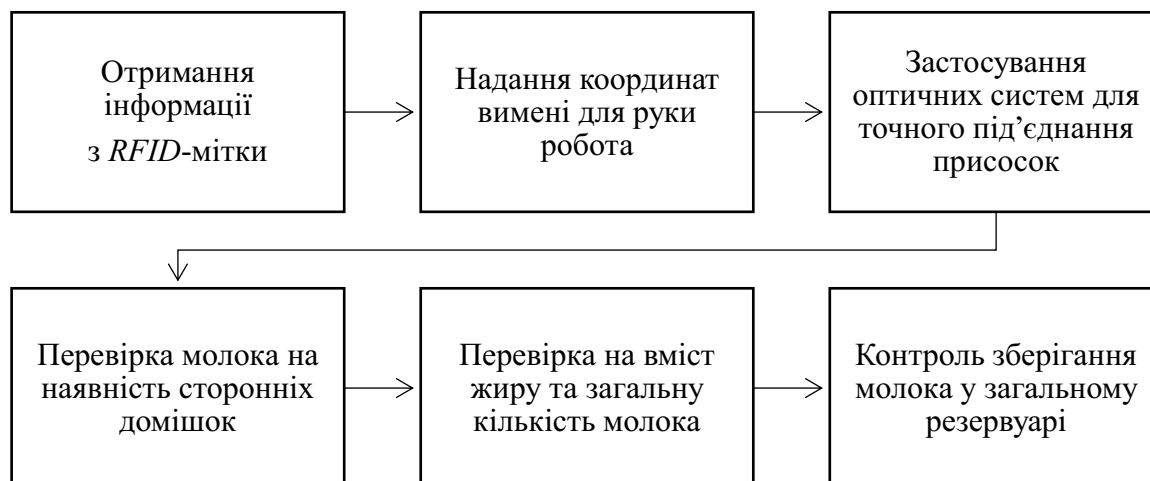
ПЕРСПЕКТИВИ АВТОМАТИЗАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНОГО КОМПЛЕКСУ МОЛОЧНОГО ВИРОБНИЦТВА

Гордієв А. В., Ковалюк Д. О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, gordiev777@gmail.com

Україна має великий потенціал з виготовлення молочної продукції та входить у п'ятірку країн з найнижчою собівартістю виробництва молока – завдяки якості землі та кліматичним умовам. Проте велика кількість ферм України має низький рівень технологічного оснащення. Наразі більшість ферм використовують примітивну автоматизацію процесів – таких як автоматичне транспортування молока до загального резервуара та підтримання належної температури.

Для створення «розумної ферми» необхідно аби відбувався контроль за кожним етапом виробництва молока та своєчасне реагування на будь-яке відхилення. Можливі напрями автоматизації виробництва молока наведено на рисунку.



Можливі напрями автоматизації виробництва молока

Для ідентифікації рогатої худоби використовують *RFID*-мітки, які зазвичай закріплені на вухах тварин. Таким чином, коли тварина заходить до стійла, усім системам відомі параметри тварини та її стан. У базі даних тварин (на сервері ферми) зберігається інформація про її розмір, норму корму й отриманого молока та багато іншої інформації.

Завдяки міткам є можливість здійснювати сортування корів. Після доїльного залу розташовано декілька воріт, які ведуть до різних частин ферми. Наприклад, коли наближається час для обробки копит конкретних тварин, для них відчиняються тільки ті що ведуть до необхідного залу, а для усіх інших тварин відчиняються загальні ворота. Таким чином є можливість надавати медичне обслуговування усім коровам вчасно, та при цьому не створювати чергу з усього стада наприкінці кожного місяця.

Автоматизоване доїння відбувається у 2 етапи: спочатку робот-рука, що обладнана м'якими обертовими щітками та пульверизатором повинна очистити-

ти вим'я корови. Для керування положенням цієї руки використовують збережені координати розташування вимені, які є унікальними для кожної окремої корови.

Після очищення відбувається вирівнювання чотирьох присосок роботизованої руки під сосками корови, що вимагає більшої точності, ніж попереднє очищення. Ця додаткова точність досягається за допомогою лазера або подібної оптичної системи відстежування*. Вона має впоратися з ціллю, яка є анатомічно мінливою та схильною до руху, коли корова дихає або змінює положення свого тіла в стійлі. Для контролю вдалого кріплення присосок, є датчик вакууму та датчик потоку рідини.

Окрім збору молока, вбудований пристрій робота може проводити серію перевірок його кількості та якості, включаючи вміст жиру, білка та вуглеводів. Оптичне сканування виявляє наявність будь-якої крові, яка може зробити молоко непридатним, та запобігає її потраплянню до загального резервуара. Також, аналіз молока може вказати на дефіцит поживних речовин у деяких тварин та необхідність скоригувати вміст корму.

Останній етап автоматизації виробництва молока – контроль його зберігання, завданням якого є підтримання температури на рівні 5...10 °C, в залежності від того, наскільки швидко його буде відправлено на переробку.

Як видно, на молочних фермах може бути велика кількість різноманітних засобів автоматизації. Це сприяє зменшенню впливу людського фактору на виробництво, покращенню продуктивності ферми та якості її молока. Реалізація системи «розумна ферма» є інноваційним і доцільним не тільки для ферм-гігантів, але й для невеличких сімейних ферм.

Зауважимо, що така автоматизація молочних ферм повністю відповідає сучасному напрямку розвитку автоматизації, зокрема Індустрії 4.0. Основними складовими Індустрії 4.0 є технологія інтернет речей, аналіз великих обсягів даних, штучний інтелект та інші. Технологія інтернет (*IoT*) речей для автоматизації молочних ферм полягає у тому, що всі пристрої на фермі під'єднані до інтернет мережі та обмінюються інформацією в онлайн режимі. Таким чином, жоден процес не залишається без нагляду.

Аналіз великих даних (*Big Data*) являє собою зберігання та обробку великого обсягу інформації, отриманої від засобів автоматизації. Завдяки застосуванню *Big data* та штучного інтелекту є можливість спрогнозувати кількість отриманого молока, необхідний медогляд худоби та підвищити ефективність виробництва.

* The automation of dairy farms. *Ingenia*, Issue 72, September 2017 [Text] 2017. P. 12–17.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ЕЛЕКТРОЛІЗЕРОМ ДЛЯ РОЗКЛАДАННЯ ВОДИ

Макаренко К. А., Миленький В. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, milenkyvv@ukr.net

Забезпечення гарантованої роботи електролізерів без технологічних порушень вимагає створення високоефективної та надійної системи моніторингу необхідної кількості технологічних параметрів. Основою системи моніторингу є постійно вимірювані технологічні параметри електролізера та періодичні хімічні аналізи складу електроліту. На їх основі прямими і непрямими методами визначаються основні фізико-хімічні параметри робочого режиму технологічного процесу для підтримки заданих техніко-економічних показників.

Основним завданням контролю технологічного стану водневого електролізера ФВ-500 до нинішнього часу була постійна підтримка регламентних значень технологічних параметрів, які впливають на безпеку ведення електролізу води, а також на якість вироблених газів. Використання тільки цих параметрів як основних показників ефективності роботи промислового електролізера є недостатнім через те, що раніше не вимірювалися основні електрохімічні параметри – зворотна ЕРС (електрорушійна сила), загальний активний опір електролізера, питомий опір електроліту. Таким чином, визначення технологічного стану водневого електролізера та підвищення його ефективності роботи ускладняється неповнотою оперативної інформації про процес.

Необхідний для оцінки поточного стану акумулятора мінімум інформації включає:

- тип акумулятора;
- напругу на акумуляторі;
- значення струму;
- значення внутрішнього опору;
- час, що минув з моменту початку обслуговування акумулятора;
- температуру та густину електроліту.

Для опису стану звичайного акумулятора досить тривимірної характеристики, позаяк ряд параметрів (робочий обсяг, міжполюсна відстань, склад електроліту, матеріал і геометрія електродів) є постійним і не враховується в ній, а потрапляє в розряд даних «тип акумулятора».

Для виконання поставленого завдання необхідно:

1. Змінити вимоги, що пред'являються до системи автоматизації електролізера, тобто значно розширити кількість безперервно вимірюваних параметрів водневого електролізера;

2. Змінити системи відбору зразків електроліту для аналізу його хімічного складу:

- відбирання зразків електроліту для аналізу його хімічного складу слід робити з фіксацією часу взяття проби з точністю до хвилини;
- вимірювання температури та питомого опору електроліту заносяться в базу даних разом з датою і часом взяття проби.

Формується перелік параметрів, які необхідно безперервно вимірювати (прямо або опосередковано) та реєструвати в базі даних, а саме:

- струм електролізера;
- напруга електролізера;
- зворотна ЕРС;
- загальний активний опір електролізера;
- питомий опір електроліту;
- кількість виробленого водню;
- висота стовпа електроліту в газозбірнику і швидкість його зміни;
- температура електроліту.

Метою створення автоматизованих систем керування технологічними процесами (АСК ТП) є постійне отримання оперативної інформації про технологічний стан електролізера, а також про динаміку можливої зміни основних параметрів, що характеризують перебіг процесу. Реалізована в програмному вигляді багатовимірна ФХХ (фізико-хімічна характеристика), яка необхідна для вироблення керувальних впливів АСК ТП і дозволяє інтенсифікувати технологічний режим електролізера, знизити енергоємність виробництва водню та зменшити вплив людського фактора на безпеку перебігу технологічного процесу.

Для визначення технологічного стану та інтенсифікації режиму роботи електролізера побудова подібної ФХХ і створення АСК ТП раціонально не тільки для водневих електролізерів, але і для електролізерів з іншою конструкцією й електрохімічною системою з урахуванням їх особливостей. Це дозволить на підприємствах, в технологічному циклі яких використовується електроліз постійним струмом, створити ФХХ для використовуваного типу електролізера та максимально точно оцінювати технологічний стан електролізерів, оптимізувати їх робочі параметри і уникнути технологічних порушень, оскільки ФХХ враховує:

- особливості конструкції електролізерів;
- тип електрохімічної системи;
- склад і сортність сировини;
- тип і похибки приладів, які вимірюють фізичні та хімічні параметри електролізера.

З метою підвищення техніко-економічних показників водневого електролізера також планується використання методів електрохімічної активації.

ALGORITHM FOR MAKING DECISIONS BASED ON FUZZY NETWORK MODELS IN PROBLEMS OF MEDICAL DIAGNOSTICS AND FORECASTING

Batyuk L. V., Chovpan G. O.

Kharkiv National Medical University, liliya-batyuk@ukr.net

The vague nature of the descriptions in the formulation of the tasks necessary for the adoption medical decision-making and in the preferences of experts when choosing a treatment method leads to the need to apply the methods of Fuzzy Set Theory and fuzzy mathematical programming. Studies show that a significant increase in the effectiveness of treatment procedures for various diseases can be expected through the use of various methods of therapy, which are controlled by modern information technologies, in particular, expert systems and decision support systems. This approach allows, in reality (in practice), to significantly increase the speed of decisions made in conditions of limited, subjective, blurred and inaccurate information. The information on the basis of which a decision-maker (DM), for example a doctor or medical personnel, has to make decisions is heterogeneous due to both the object itself and the external environment*. As a result, the most common methods used in medical diagnostics and in choosing solutions in the process of treating a patient are methods of Mathematical Logic, Probability Theory and Game Theory, methods of Fuzzy Set Theory, Fuzzy Logic and Artificial Neural Networks.

The purpose of this study is to formulate a physical setting of a multi-criteria fuzzy decision-making problem when choosing drug therapy for a patient, taking into account the various forms of severity of the disease, and to provide an algorithm for its solution. The statement of the decision-making problem is as follows: let there be mathematical models for predicting changes in the patient's condition as a result of the use of drug therapy, which, with the required accuracy, describe the effect of the prescribed set of dosages of drugs $x = (x_1, \dots, x_m)$ (vector of control parameters), on the vector of output parameters $y = (y_1, \dots, y_n)$, which characterizes the effectiveness of the prescribed treatment, taking into account the varying severity of the course of the disease $y_i = f_i(x_1, \dots, x_n; a_i)$, $i = 1, \dots, m$, where a_i are fuzzy parameters characterizing the severity of the disease. Taking into account the constraints imposed on the components of the vectors x and y , which determine their admissible measurement areas, we obtain that the partial objective functions of the ratio $y_i = f_i(x_1, \dots, x_n; a_i)$, $i = 1, \dots, m$, constitute a vector function f and differ in their coefficients of relative importance, the values of which can change. Having found a control vector that will provide the best approximation to the desired values of local criteria, we will get an equation that will take into account fuzzy local criteria, the values of which are calculated by neural models; ideal values of local criteria set by the decision maker; restrictions imposed on vectors of control parameters, etc. As an example, consider the Algorithm for deciding on the appointment of antibiotic therapy for suspected community-

* Батюк Л. В. Вибір по ROC-кривим вирішувальних правил для діагностичних тестів. *Вісн. Харк. нац. ун-ту. Сер. Біофізичний вісник*. 2015. № 33 (1). С. 68–72. ISSN 2075-3810.

acquired pneumonia in patients with COVID-19 in the provision of primary health care on an outpatient basis. The development of a transient state of bronchial obstruction occurs in the course of the disease, due to the physiological characteristics of the body against the background of viral infections. Recurrent obstructive syndrome is the main risk factor for a decrease in pulmonary function, which creates conditions for the implementation of a generalized reaction and increased sensitivity. A set of dosages of drugs prescribed by basic and inhalation therapy acts as a vector of control parameters. As a basic therapy, antibiotic therapy and anti-inflammatory drugs can be prescribed. Fuzzy parameters a_i can be specified in the form of a linguistic variable that will characterize the severity of the disease, for example, the variable a_i can consist of three that will characterize the mild, moderate and severe form of the disease. The effectiveness of treatment is assessed according to the following criteria: the severity of the main symptoms (f_1), the improvement of the patient's condition in the analysis of the follow-up (f_2), the effect of the therapy (f_3), which make up the vector function f and differ in the weights (j_1, j_2, j_3). The decision maker should assign reference values of local criteria and calculate minimax (guaranteed) options for solving the problem for various forms of severity of the disease. The decision maker must choose from the obtained set of solutions to the problem the most acceptable option, taking into account the existing severity of the course of the disease. If the option is not selected, then the decision maker must correct the reference values of the local criteria and re-calculate the minimax options for solving the problem. The iterative procedure of sequential minimization of the maximum deviation of the values of local criteria from the standards is repeated until the decision maker is satisfied with the current results. This algorithm will make it more likely to diagnose the addition of secondary bacterial pneumonia and to prescribe antibiotic therapy in a timely manner. In severe patients being treated in the intensive care unit, it is sometimes difficult to assess the effectiveness of antibiotic therapy only by the dynamics of clinical symptoms. In such situations, the assessment of the effectiveness of antibiotic therapy should be carried out according to surrogate indicators, such as respiratory coefficient ($\text{PaO}_2/\text{FiO}_2$), severity of multiple organ failure, using integral patient assessment scales (SOFA). The proposed algorithm for solving the problem can be used for the problem of decision making, in which the values of local criteria are characterized by blur.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ АВТОМАТИЗАЦІЇ РОТАЦІЙНОЇ ПЕЧІ У ВИРОБНИЦТВІ ВУГЛЕЦЕВИХ МАТЕРІАЛІВ

Гавриш Б. А., Коржик М. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, gbak19413@gmail.com

Ротаційна піч являє собою барабан, нахилений під кутом у кілька градусів до горизонталі, який обертається з частотою близько п'яти-восьми обертів за хвилину. Сам матеріал подається з верхньої точки та поступово осипається до низу. Як вуглецева сировина використовуються вуглевмісні мінерали, наприклад, антрацит. У процесі нагрівання вивільняються леткі речовини, випаровується вода, антрацит «усідає». Сировину прожарюють саме для попередньої «усадки», щоб уникнути змін об'єму під час подальшої обробки і, таким чином, забезпечити більшу точність формування вуглецевих виробів [1].

Через пальники розпилюється суміш повітря та палива, завдяки чому забезпечується прогрів матеріалу. Після прожарювання матеріал потрапляє в холодильник. Там гарячий матеріал охолоджується водяною парою або сумішшю повітря з водяною парою, внаслідок чого утворюється синтез-газ [2].

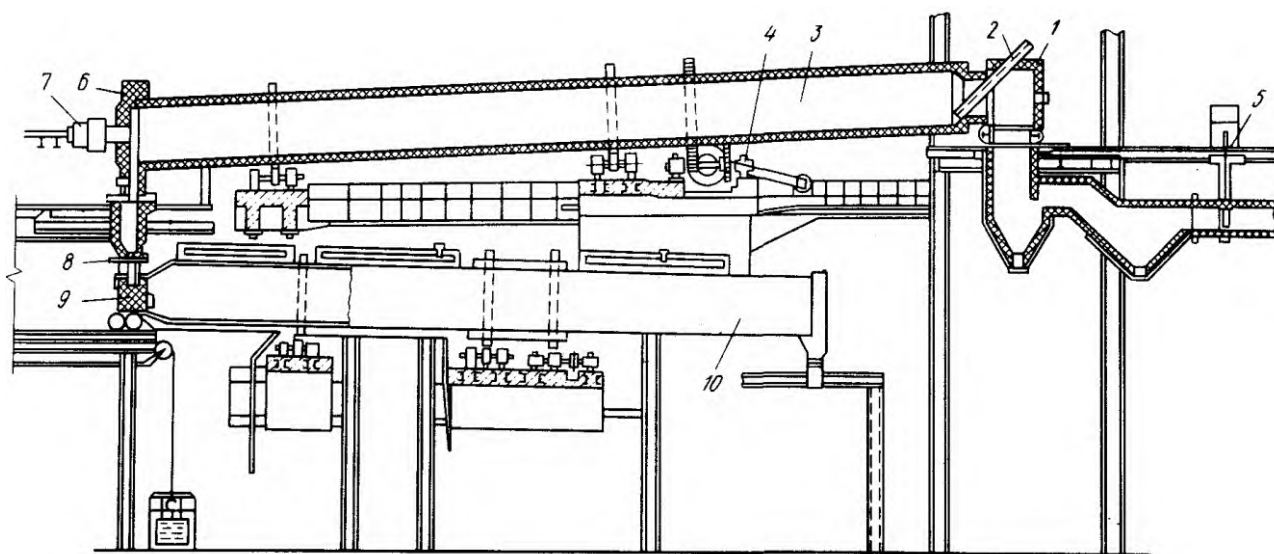


Схема вузла прожарювання:

- 1 – холодна головка (місце відводу гарячих газів); 2 – завантажувальна труба; 3 – барабан печі; 4 – привод печі; 5 – шибер; 6 – гаряча головка; 7 – пальник; 8 – пісочний затвор; 9 – гаряча головка холодильнику; 10 – холодильник

Як паливо використовуються природний газ і синтез-газ, утворений в холодильнику. Актуальною науковою і практичною проблемою є задача зменшення використання природного газу. Наявні алгоритми керування розроблені з метою стабілізації температурних режимів роботи, що підтримують задану (максимальну) продуктивність [3]. Такий підхід був актуальним раніше з огляду на доступність і дешевизну природного газу. Зараз же стоїть задача ресурсо- та енергозбереження, тобто пропонується використовувати критерій оптималь-

ності, що буде забезпечувати мінімальне використання зовнішнього палива, а в ідеалі – забезпечить автономність процесу від нього (окрім режиму запуску). Натомість необхідно максимізувати утворення синтез-газу в холодильнику на заміну зовнішньому паливу. Водночас необхідно забезпечити регламентовану якість продукту. Необхідно розглядати піч та холодильник саме у зв'язці, тобто як один об'єкт, оскільки у зазначеному процесі дуже чітко прослідковується зворотний зв'язок – параметри сировини на виході з печі напряду впливають на процес охолодження і, відповідно, утворення синтез-газу, який напряду впливає на процеси всередині печі.

Для розробки алгоритмів оптимального керування необхідно попередньо виконати такі дії:

1. Розробити або знайти наявні достатньо повні математичні моделі процесів прожарювання та охолодження (з отриманням синтез-газу). Слід приділити особливу увагу моделі руху сировини всередині печі, оскільки це напряду впливає на теплообмін;
2. Спростити математичні моделі для можливості використання в реальному часі за достатньої точності;
3. Розробити критерій оптимальності, що буде забезпечувати мінімізацію використання зовнішнього палива за заданої якості прожарювання та продуктивності печі;
4. Розробити алгоритми пошуку екстремумів моделі;
5. Розробити критерії зупинки пошуку екстремумів;
6. Розробити алгоритми адаптації з урахуванням змінних властивостей сировини, таких як вміст води і летких речовин, гранулометричний склад тощо;
7. Розробити алгоритми керування в режимі пуску;
8. Дослідити метрологічні характеристики використовуваних технічних засобів і визначити потрібну точність з огляду на задану якість керування.

1. Чалых Е. Ф. Оборудование электродных заводов : Учеб. пособие для вузов. М. : Металлургия, 1990. 238 с. ISBN 5-229-00490-8.

2. Лисиенко В. Г., Щелоков Я. М., Ладыгичев М. В. Вращающиеся печи: теплотехника, управление и экология : Справочное издание в 2 кн. Кн. 2 / Под ред. В. Г. Лисиенко. М. : Теплотехник, 2004. 592 с. ISBN 5-98457-018-1.

3. Лисиенко В. Г., Щелоков Я. М., Ладыгичев М. В. Вращающиеся печи: теплотехника, управление и экология : Справочное издание в 2 кн. Кн. 1 / Под ред. В. Г. Лисиенко. М. : Теплотехник, 2004. 688 с. ISBN 5-98457-016-5.

ЗМІСТ

<i>«Кафедра технічних та програмних засобів автоматизації...»</i>	3
1. Trishch V., Beznosyk Yu., Constales D., Yablonsky G. Over-equilibrium as a result of conservatively-perturbed equilibrium (acyclic and cyclic mechanisms).....	5
2. Пшеничний М. Л., Безносик Ю. О. Аналіз режимних параметрів сушильно-охолоджувальної установки.....	7
3. Шевчук А. О., Мердху С. Л. Аналіз процесу знесолення турбінного конденсату як об'єкта керування	9
4. Жученко О. А., Коротинський А. П., Хібеба М. Г. Застосування дропаута для синтезу робастних регуляторів	10
5. Лебедєв А. О., Іванов В. І., Каюков Ю. М. Спрощена математична модель процесу нагрівання сталевих заготовок у полумєневих печах камерного типу.....	12
6. Селінський В. В., Плашихін С. В. Постановка задачі автоматизації процесу виробництва аміачної селітри.....	14
7. Должко К. В., Безносик Ю. О. Системний аналіз, комп'ютерне моделювання та автоматизація процесу синтезу метанолу	16
8. Жученко О. А., Коротинський А. П., Торкін А. С. Використання підходів навчання з підкріпленням для синтезу систем керування динамічними процесами	18
9. Глухенький Б. О., Ладієва Л. Р. Автоматизація процесу форсованого випаровування у виробництві карбаміду.....	20
10. Рахмедова Т. Б., Безносик Ю. О. Системний аналіз, комп'ютерне моделювання та автоматизація процесу синтезу етилбензолу	22
11. Звіздогляд О. В., Жураковський Я. Ю. Автоматизація роботи нагрівальної трубчастой печі для перегріву водяної пари великої потужності.....	24
12. Федоренко Д. С., Безносик Ю. О. Комп'ютерне моделювання реактора отримання етанолу окисненням етилену	26
13. Istomin A. P., Ladieva L. R. Mathematical model of vacuum membrane distillation of ethanol	28
14. Жученко А. І., Хібеба М. Г., Піотковський В. В. Синтез критерію оптимального керування в процесі формування вуглецевих виробів	30
15. Грушовенко О. О., Безносик Ю. О. Комп'ютерне моделювання електрофільтра вловлювання туману фосфатної кислоти	32
16. Семенцов В. К., Ладієва Л. Р. Оптимальне керування процесом гранулювання у псевдозрідженому шарі	34
17. Вильбой М. О., Бугаєва Л. М. Комп'ютерне моделювання процесу каталітичного три-риформінгу метану	36
18. Жученко А. І., Хібеба М. Г. Синтез системи керування процесом формування вуглецевих виробів.....	38
19. Чепурний О. О., Абрамова А. О. Розроблення системи автоматизації процесу знесолення продувочних стічних вод.....	40
20. Kuchkin O. M., Kovalevskiy V. M. Software for simulation based on processes decomposition in distiller column.....	42
21. Чепов Д. Є., Коротинський А. П. Система прогнозування температури ротора в електродвигуні	44

22. Тюріна Є. О., Ярошук Л. Д. Задачі керування адсорбційним очищенням нафтових олив	46
23. Бишовець Д. С., Ковалевський В. М. Система керування роботою реакційної трубчастої печі на основі мікропроцесорного регулятора МІК-127	48
24. Олефір О. М., Ладієва Л. Р. Система керування процесом хлорування метану.....	50
25. Гурло В. О., Козаневич З. Я. Процес абсорбції ацетилену диметилформамідом як об'єкт автоматизації.....	53
26. Ластовина В. В., Ковалевський В. М. Система регулювання співвідношення витрат потоків газів у виробництві метанолу на основі мікропроцесорного регулятора МІК-25	56
27. Осіпа Р. А., Теличенко А. А. Автоматизований розрахунок статичних характеристик процесу нейтралізації сірчаноокислих залізовмісних стічних вод	58
28. Мінаков І. В., Складанний Д. М. Комп'ютерне імітаційне моделювання процесу низькотемпературної ректифікації вуглеводневого конденсату	60
29. Люлін М. С., Ковалевський В. М. Система керування роботою гідролізного апарата на основі мікропроцесорного контролера МІК-51.....	62
30. Басистий А. В., Запорожець Ю. А.. Комп'ютерне імітаційне моделювання процесу низькотемпературної ректифікації вуглеводневого конденсату	64
31. Качкарда М. О., Ярошук Л. Д. Ректифікаційне очищення стиролу-сирцю від етилбензолу як об'єкт моделювання.....	66
32. Mazuryk V. I., Kovalevsky V. M. Emergency protection and blocking system in automation scheme for crude oil purification process	68
33. Кобрин М. М., Складанний Д. М. Комп'ютерна інтеграція давачів температури із застосуванням <i>SCADA Trace Mode</i>	70
34. Степук Н. Д., Козаневич З. Я. Гідратація етилену як технологічний об'єкт регулювання температури	72
35. Баранівський Д. М., Хібеба М. Г. Постановка задачі автоматизації виробництва циклогексанолу гідруванням фенолу під тиском	74
36. Кіцун А. В., Шахновський А. М., Квітка О. О. Аналіз параметрів налаштування ПІД-регулятора для регулювання температури суміші ректифікаційної колони.....	76
37. Гречук Б. І., Ситніков О. В. Синтез системи керування абсорбційною баштою	78
38. Поліщук В. Д., Семенюк А. В., Квітка О. О. Математична модель нагрівальної печі як об'єкта керування	80
39. Щетінін Г. Д., Дунаєва Т. А. Використання теорії графів у комп'ютерних іграх	82
40. Гайдук К. Г., Сазонов А. Ю. Автоматизація контролю та доступу до виробничих приміщень в умовах санітарних обмежень	84
41. Амбросьонюк А. А., Ситніков О. В. Синтез системи керування колоною синтезу	86
42. Жученко А. І., Оніщенко В. О. Моделювання реактора окиснення аміаку в програмному середовищі <i>COMSOL MULTIPHYSICS</i>	88
43. Барановський О. І., Ситніков О. В. Синтез системи керування реактора	90
44. Іщенко О. В., Квітка О. О. Моделювання та автоматизація процесу виробництва 1,2-дихлоретану.....	91
45. Черепанська І. Ю., Терещук В. І., Прядко В. А. Кватерніонна модель	

визначення результатів автоматизованих гоніометричних вимірювань	93
46. Коваленко О. В., Сазонов А. Ю. Аналіз алгоритмічних методів навігації мобільних роботизованих пристроїв у замкнених середовищах	96
47. Гордієв А. В., Ковалюк Д. О. Перспективи автоматизації технологічного комплексу молочного виробництва	99
48. Макаренко К. А., Миленький В. В. Система керування електролізером для розкладання води	101
49. Batyuk L. V., Chovpan G. O. Algorithm for making decisions based on fuzzy network models in problems of medical diagnostics and forecasting	103
50. Гавриш Б. А., Коржик М. В. Постановка задачі автоматизації ротаційної печі у виробництві вуглецевих матеріалів	105

Наукове видання

АВТОМАТИЗАЦІЯ
ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ

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

АКІТ – 2021

Київ, 21–22 квітня 2021 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*
Редагування англomовних матеріалів *А. Ю. Сазонова*

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
Свідоцтво про державну реєстрацію: серія ДК № 5354 від 25.05.2017 р.
просп. Перемоги, 37,
м. Київ, 03056

Підп. до друку 12.04.2021. Формат 60'84¹/₁₆. Папір офс. Гарнітура Times.
Спосіб друку – електрографічний. Ум. друк. арк. 6,51. Обл.-вид. арк. 10,05. Наклад 52 пр.
Зам. № 21-043.

Видавництво «Політехніка», КПІ ім. Ігоря Сікорського
вул. Політехнічна, 14, корп. 15
м. Київ, 03056
тел. (044) 204-81-78

КПІ ім. Ігоря Сікорського
Видавництво «Політехніка»