



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



**Автоматизація
та комп'ютерно-інтегровані технології – 2020**

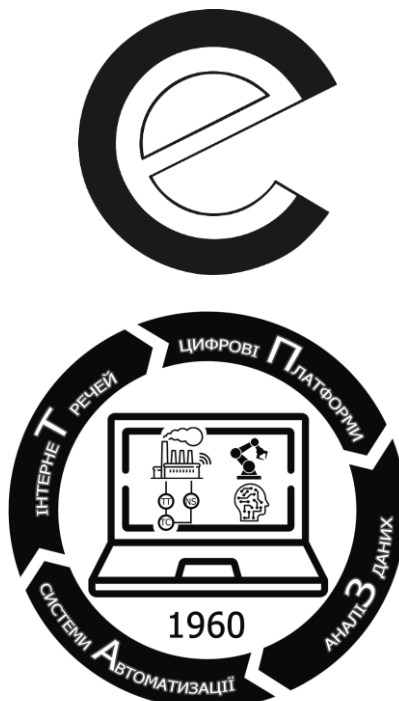
**VII Міжнародна науково-практична конференція
молодих учених, аспірантів і студентів**

АКІТ – 2020

**м. Київ, 22 квітня 2020 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 – 2020
VII МІЖНАРОДНА НАУКОВО-ПРАКТИЧНА КОНФЕРЕНЦІЯ
МОЛОДИХ УЧЕНИХ, АСПІРАНТІВ І СТУДЕНТІВ

АКІТ – 2020

Київ, 22 квітня 2020 року

Матеріали конференції

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2020

A22 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. : іл.
ISBN 978-966-622-995-6

Наведено матеріали VII Міжнародної науково-практичної конференції молодих учених, студентів і аспірантів «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології (АКІТ-2018)», яка відбулася в Національному технічному університеті України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» 22 квітня 2020 року. Висвітлено сучасні підходи та методи в автоматизації виробничих процесів, математичному моделюванні технологічних об'єктів, дослідженні та синтезі сучасних комп'ютерних систем керування.

Для науковців, аспірантів і студентів вищих навчальних закладів.

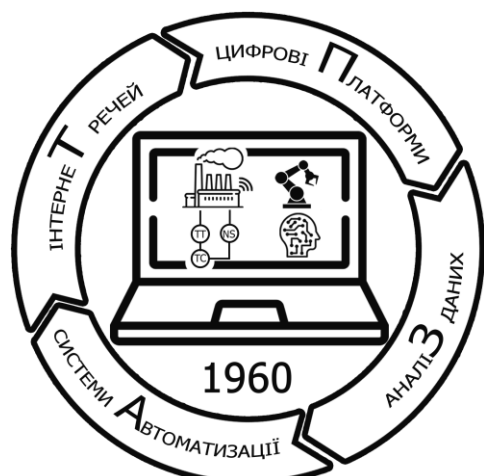
УДК 681.2.08

Рекомендовано до друку
Вченою радою
Інженерно-хімічного факультету
Національного технічного університету України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
(Протокол № 2 від 24.02.2020 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*

Кафедра технічних та програмних засобів автоматизації



КАФЕДРА ТЕХНІЧНИХ ТА ПРОГРАМНИХ ЗАСОБІВ АВТОМАТИЗАЦІЇ

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 автоматики і автоматизації хімічних виробництв»), а згодом вона отримала назву «Кафедра автоматизації хімічних виробництв» (кафедра АХВ). З лютого 2020 року кафедра носить сучасну назву «Технічних та програмних засобів автоматизації».

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 26 викладачів, серед яких 2 професори, 13 доцентів. У різні роки на кафедрі працювали відомі вчені – професори О. М. Крижанівський, А. З. Грищенко, В. М. Кунцевич.

За час існування кафедри підготовлено тисячі фахівців з автоматизації технологічних процесів (інженерів, спеціалістів, бакалаврів, магістрів), у тому числі сотні іноземців, виконано значний обсяг науково-дослідних робіт, результати яких впроваджено на десятках підприємств України та далеко за її межами.

Викладачами та співробітниками кафедри видано понад 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: kaf_ahv@kpi.ua;

сайт: <http://ahv.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.

МОДЕЛЮВАННЯ СТАТИЧНОГО РЕЖИМУ РЕАКТОРА В ПРОЦЕСІ ВИРОБНИЦТВА КАРБАМІДУ

Ситніков О. В., Барановський О. І.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, 00alosha@gmail.com

На виробництвах для отримання плаву синтезу карбаміду основним апаратом використовується реактор, в який подаються вода, рідкий NH_3 та водно-аміачний розчин карбонату амонія. Щоби на виході отримати якісний плав, необхідно підтримувати значення температури, що відповідає технологічному регламенту [1].

Для проведення досліджень створено структурно-параметричну схему реактора, зображену на рис. 1.

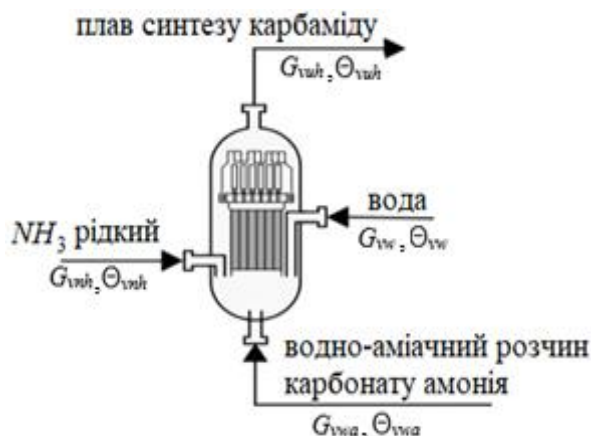


Рис. 1. Структурно-параметрична схема реактора

Основні режимні параметри статичного режиму реактора наведено в таблиці.

Параметри статичного режиму об'єкта

Назва параметра	Позначення	Значення
Витрата рідкого аміаку, кг/с	G_{vnh}	0,1...0,2
Температура рідкого аміаку, К	Θ_{vnh}	310
Питома теплоємність рідкого аміаку, Дж/(кг·К)	c_{vnh}	4,821
Витрата води, кг/с	G_{vw}	0,1
Температура води, К	Θ_{vw}	320
Питома теплоємність води, Дж/(кг·К)	c_{vw}	4,2
Витрата водно-аміачного розчину карбонату амонію, кг/с	G_{vwa}	0,1...0,2
Температура водно-аміачного розчину карбонату амонія, К	Θ_{vwa}	340
Питома теплоємність водно-аміачного розчину карбонату амонію, Дж/(кг·К)	c_{vwa}	4,7
Витрата плаву синтезу карбаміду, кг/с	G_{vuh}	0,27

В об'єкті наявні два канали керування: «витрата рідкого аміаку – вихідна температура плаву синтезу карбаміду» (*керування – вихід*) та «витрата водно-аміачного розчину карбонату амонія – вихідна температура плаву синтезу карбаміду» (*збурення – вихід*).

Відповідно до розробленої структурно-параметричної схеми тепловий баланс реактора запишемо у вигляді [2]

$$G_{vnh} \Theta_{vnh} c_{vnh} + G_{vw} \Theta_{vw} c_{vw} + G_{vwa} \Theta_{vwa} c_{vwa} = \Theta_{vuh} (G_{vnh} c_{vnh} + G_{vw} c_{vw} + G_{vwa} c_{vwa}). \quad (1)$$

Виведемо рівняння статики з теплового балансу (1) для каналів «витрата рідкого аміаку – вихідна температура плаву синтезу карбаміду»:

$$\Theta_{vuh}(G_{vnh}) = \frac{G_{vnh} \Theta_{vnh} c_{vnh} + G_{vw} \Theta_{vw} c_{vw} + G_{vwa} \Theta_{vwa} c_{vwa}}{G_{vnh} c_{vnh} + G_{vw} c_{vw} + G_{vwa} c_{vwa}}$$

та «витрата водно-аміачного розчину карбонату амонія – вихідна температура плаву синтезу карбаміду»:

$$\Theta_{vuh}(G_{vwa}) = \frac{G_{vnh} \Theta_{vnh} c_{vnh} + G_{vw} \Theta_{vw} c_{vw} + G_{vwa} \Theta_{vwa} c_{vwa}}{G_{vnh} c_{vnh} + G_{vw} c_{vw} + G_{vwa} c_{vwa}}.$$

На рис. 2 та 3 наведено статичні характеристики зазначених каналів реактора.

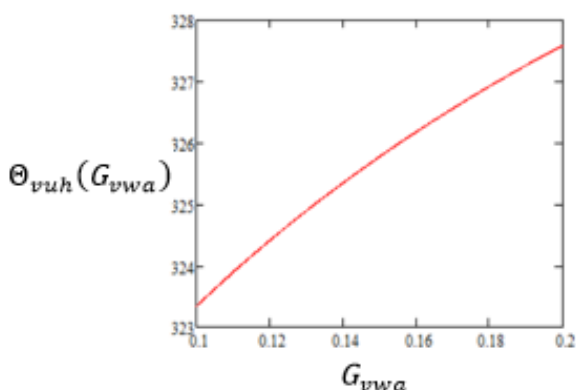


Рис. 2. Статична характеристика каналу завдання – вихід

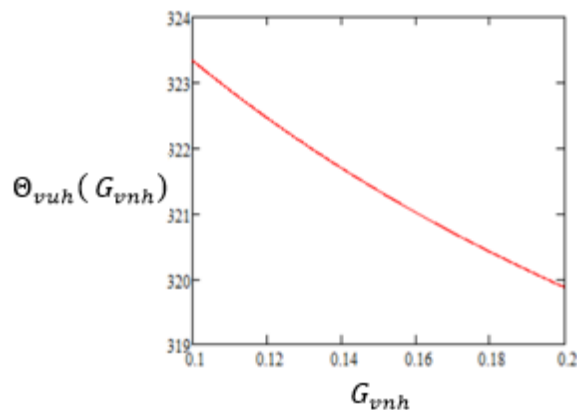


Рис. 3. Статична характеристика каналу збурення – вихід

Розраховані статичні характеристики в подальших дослідженнях можна використовувати для вибору способу регулювання та типу регулятора.

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. Кубрак А. І., Жученко А. І., Кваско М. З. Комп'ютерне моделювання та ідентифікація автоматичних систем: навч. посіб. Київ: ІВЦ «Видавництво "Політехніка"», 2004. 424 с.

ДОСЛІДЖЕННЯ НЕ ПРОГНОЗОВАНИХ ЗБУРЕНЬ НА ПРОЦЕС АЛКІЛУВАННЯ БЕНЗОЛУ ПРОПІЛЕНОМ У РІДКІЙ ФАЗІ

Клуста Т. В., Ладієва Л. Р., Козаневич З. Я.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, tanklusta@ukr.net

Кумол отримують рідкофазним алкілуванням бензолу пропіленом у присутності каталітичного комплексу ($\text{AlCl}_3 + \text{HCl} + \text{алкілатоароматичні вуглеводні}$). Найважливішим апаратом є алкілатор, який і призначений безпосередньо для алкілування за участі хлориду алюмінію. Раніше проводилося дослідження даної системи, в результаті якого отримали математичну модель алкілатора [1]:

1) матеріальний баланс для акумулювальної ємності реакційної маси в алкілаторі за мольних значень концентрації:

$$-F_a x_a + v\rho \frac{M_a}{M_p} k \exp\left(-\frac{E}{R\Theta}\right) \left[\frac{F_p}{F_a} x_p - \frac{M_p}{M_a} x_a \right] = v\rho \frac{dx_a}{dt};$$

2) тепловий баланс реакційної маси:

$$F_b c_b \Theta_b + F_p c_p \Theta_p - F_a c_a \Theta - KS \left(\Theta - \frac{\Theta_v + \Theta_{v1}}{2} \right) - F_{b1} r_b + v\rho \omega q = v\rho c_a \frac{d\Theta}{dt};$$

3) тепловий баланс по температурі води, яка подається на охолодження:

$$F_v c_v \Theta_v - F_{v1} c_v \Theta_{v1} + KS \left(\Theta - \frac{\Theta_{v1} + \Theta_v}{2} \right) = v_v \rho_v c_v \frac{d}{dt} \left(\frac{\Theta_v - \Theta_{v1}}{2} \right),$$

де $F_b, F_{b1}, F_p, F_a, F_v, F_{v1}$ – витрати бензолу на вході в апарат і випаруваного, пропілену, продуктів реакції, води на охолодження на вході та виході відповідно, кг/с; $\Theta_b, \Theta_p, \Theta, \Theta_v, \Theta_{v1}$ – температури бензолу та пропілену; парогазової суміші, реакційної маси в реакторі, води на вході та виході відповідно, К; x_b, x_p, x_a – концентрації бензолу і пропілену на вході та алкілату на виході відповідно, %; q – питоме тепло реакції, Дж/кг; c_v, c_a – питома теплоємність води та алкілату відповідно, Дж/(кг·К); ω – швидкість перебігу реакції, м/с; r – питома теплота пароутворення бензолу, Дж/кг; ρ, ρ_v – густина в алкілаторі та води відповідно, кг/м³; v, v_v – об'єм апарату та води відповідно, м³; KS – добуток коефіцієнта теплопередачі на площу поверхні теплопередачі, Кдж/с·°С.

Виходячи з наведеного вище, визначальними параметрами зазначеного процесу є концентрація алкілату на виході з алкілатора, а також температура в реакторі. Щоб досягти заданої концентрації регулюється зміна витрати пропан-пропіленової фракції, а за зміною витрати води – температура в реакторі, оскільки саме з нею відводиться значна кількість тепла. Основним збуренням, яке діє в апараті, є температура охолоджувальної води на вході в алкілатор, тому що цей параметр може коливатися в певних межах.

Основною метою оптимального керування є підтримання заданої температури та концентрації алкілату на виході з апарату за мінімізації витрат пропан-пропіленової фракції.

На основі цього було введено критерій оптимальності, розв'язувалися задачі синтезу оптимального лінійного регулятора на основі рівняння Рікатті та знаходження оптимального керування [2].

Але потрібно врахувати те, що на систему також діють непрогнозовані збурення. Одним з них є наявність домішок-інгібіторів. Рідкі продукти реакції безперервно відбирають із верхньої частини алкілятора та подають у відстійник, де осідають частини каталізатора, механічно захоплені рідиною. Із відстійника каталізатор повертається в нижню частину алкілятора. Внаслідок цього на вході разом зі свіжим реагентом можуть потрапляти різні домішки, які суттєво впливають на технологічний процес.

Процес алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі відбувається з виділенням тепла, тому його необхідно відводити. Це можливо за допомогою води, яка протікає у міжтрубному просторі. Але на трубках залишається накип та частинки не розчиненого порошкоподібного каталізатора, що спричинює більш тривалий процес відведення тепла. Тому коефіцієнт теплопередачі матиме інше не контрольоване значення і розглядається як непрогнозоване збурення:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_r} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_x}},$$

де α_r , α_x коефіцієнт тепловіддачі від гарячого теплоносія до стінки та від стінки до холодного теплоносія відповідно; δ , λ – товщина та коефіцієнт теплопровідності стінки.

У процесі розроблення системи керування процесом виникла задача синтезу оптимального регулятора, який би був ефективним в умовах невизначеності параметрів математичної моделі. Але досвід застосування оптимальних систем за квадратичним критерієм якості показав їх чутливість до параметрів процесу реального об'єкта. Такі системи виявились негрубими, що призводить до втрати ними не лише оптимальності, а й стійкості й якості. Ця задача може розв'язуватись за допомогою адаптивних та робастних систем.

1. Клушта Т. В., Козаневич З. Я. Дослідження динамічних характеристик алкілятора бензола. *Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології*: матеріали XII міжнар. наук.-практ. конф. мол. учених, аспір. і студ. «АКІТ-2018» (Київ, НТУУ «КПІ ім. Ігоря Сікорського», 5 – 6 грудня 2018 р.). Київ, 2018. С. 32–33.

2. Клушта Т. В., Козаневич З. Я., Ладієва Л. Р. Оптимальне керування процесом алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі *Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології*: матеріали XIII міжнар. наук.-практ. конф. мол. учених, аспір. і студ. «АКІТ-2019» (Київ, НТУУ «КПІ ім. Ігоря Сікорського», 4 – 5 грудня 2019 р.). Київ, 2019. С. 10–11.

3. Ладієва Л. Р. Оптимізація технологічних процесів.: Навч. посібник. Київ: НМЦВО, 2003. 209 с., ISBN:966-622-151-9.

4. Klusta Tatyana, Kozanevych Zvenyslava, Ladieva Lesia. Optimal control of benzene alkyd process by propylene in liquid phase. *The Faculty of Mechanical Engineering and Computer Science of the University in Bielsko-Biala. The International Scientific Conference „Engineer of XXI Century”* (Wydawnictwo Naukowe Akademii Techniczno-Humanistycznej w Bielsku-Białej, 6 grudnia 2019). Bielsko-Biala, 2019. Pages 193–200. ISBN: 978-83-66249-23-3.

MODELING OF THE BOILER'S STATIC MODE OF THE CUBE RESIDUE

Bihanskyi B.M., Lukiniuk M. V.

Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute, bohdan.bihankiy@gmail.com

Oil refineries are a combination of a distillation column and a heat exchanger. In our case, the boiler acts as a heat exchanger. We have investigated this phenomenon and made a mathematical model for it [1].

The heat is supplied to the rectification columns from bottom to create an upward vapour flow (feedsteam). The part of the cube liquid is sent to the heat exchanger to create that flow and the resulting vapor is returned under the column's lower plate .

Thus, there are two flows created in the column cube: the first one is a liquid flowing down from the top, and the second one is vapors rising from the bottom of the column [2].

Fig. 1 shows us the structural and parametric diagram of the cube residue boiler as well as its input and output flows.

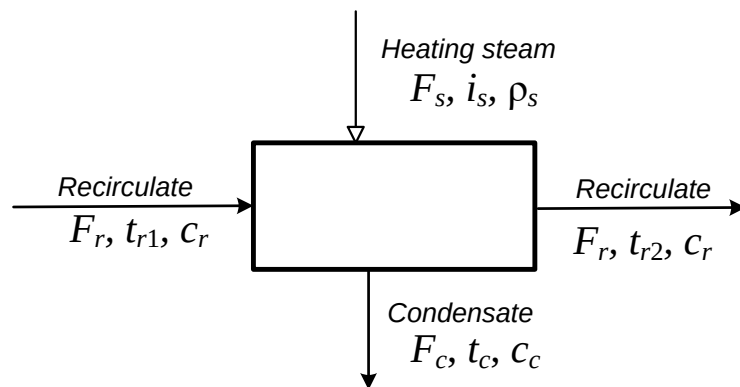


Fig. 1. Structural and parametric diagram of the cube residue boiler

Where F_s – the consumption of heating steam; F_r – recirculate flow rate; F_c – the condensate flow; F_r – recirculate flow rate; t_{r2} – recirculate temperature; t_c – the condensate temperature; T_{r1} – temperature of the cube balance; c_r – heat capacity of the recirculator; c_c – heat capacity of condensate; c_r – heat capacity of the recirculator; ρ_s – the density of the heating steam; i_s – enthalpy of the heating pair

Since the temperature is the main parameter of the process quality , we consider the heat balance as the basis for describing the process [3].

The heat balance of the both intertubular (1) and pipe (2) space is shown below:

$$F_s i_s \rho_s - F_s \rho_s c_c t_c - F_2 s_2 (t_{r2} - t_c) - 0,2 F_s i_s \rho_s = 0. \quad (1)$$

$$F_r c_r t_{r1} - F_r c_r t_{r2} + F_2 s_2 (t_{r2} - t_c) - F_r q_2 = 0. \quad (2)$$

We select the temperature of the recirculator output of the cubic residue boiler as the controlled value and build its static characteristic.

We form the functions of the dependence of the temperature of the initial mixture t_{r2} on the flow rate of the heating pair (1) and (2). Expressed from (1) t_c :

$$t_c = \frac{-0,8 F_s \rho_s i_s + F_2 s_2 t_{r2}}{F_2 s_2 - F_s \rho_s c_c}.$$

Substitute the temperature t_c in (2) and express the controlled value of the initial mixture t_{r2} :

$$F_r c_r t_{r1} - F_r c_r t_{r2} + F_2 s_2 \left(t_{r2} - \frac{-0,8 F_s \rho_s i_s + F_2 s_2 t_{r2}}{F_2 s_2 - F_s \rho_s c_c} \right) - F_r q_2 = 0.$$

$$t_{r2} = \frac{F_r c_r t_{r1} - F_r q_2 - F_2 s_2 \frac{-0,8 F_s \rho_s i_s + F_2 s_2 t_{r2}}{F_2 s_2 - F_s \rho_s c_c}}{-F_r c_r + F_2 s_2 - F_2 s_2 \frac{F_2 s_2}{F_2 s_2 - F_s \rho_s c_c}}. \quad (3)$$

Following expression (4) shows dependence on the heating steam consumption which is also shown on fig. 2:

$$t_{r2} = f_1(F_s). \quad (4)$$

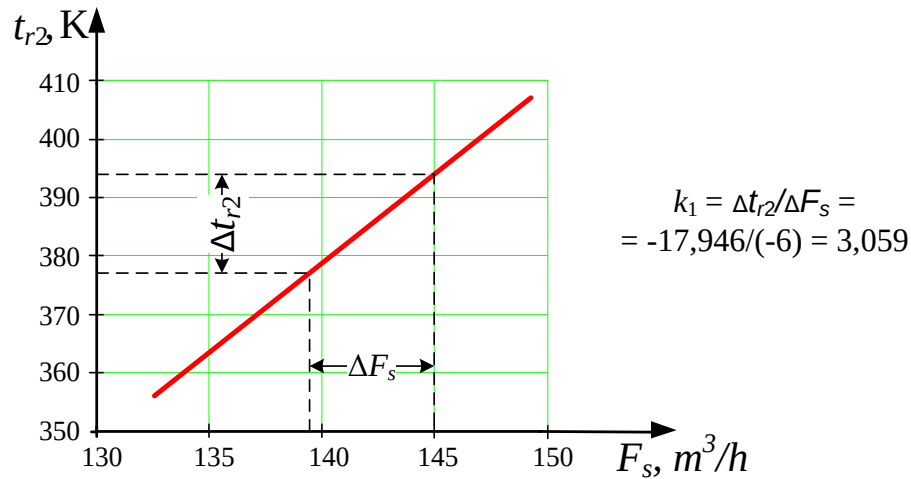


Fig.2. Static characteristic according to t_{r2} of F_s

The resulting static characteristic represents the influence of the control value on the controlled parameter. The graph shows that as higher the steam consumption, as higher temperature of the output mixture.

1. Бабіченко А. К. Промислові засоби автоматизації: навч. посіб.: У 2 ч.. — Харків: НТУ «ХПІ», 2003. Ч. 1. Вимірювальні пристрої. 470 с. ISBN 966-593-232-2.
2. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Москва: Химия, 1971. 768 с.
3. Лукінюк М. В. Технологічні вимірювання та прилади: навч. посіб. для курсового проектування. Київ: Поліпарнас, 2002. 257 с.

АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ КЕРУВАННЯ ВИЗНАЧЕННЯМ ХІМІЧНИХ ЕЛЕМЕНТІВ У СКЛАДІ МЕТАЛОВМІСНИХ МАТЕРІАЛІВ ОБ'ЄКТІВ ВИРОБНИЦТВА

Черепанська І. Ю., Бродський Ю. Б., Прядко В. А.

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

Автоматизація визначення хімічних елементів у складі металовмісних матеріалів об'єктів виробництва (ОВ) в режимі реального часу з високою точністю є надзвичайно важливою та специфічною задачею сучасних металургійних, машинобудівних, оброблювальних та ін. виробництв. Актуальність задачі обумовлюється вимогами світового промислового ринку, що постійно зростають та міжнародними стандартами щодо якості продукції. Її успішне розв'язання сприяє забезпеченню стабільності технологічних процесів, необхідної якості продукції та конкурентоспроможності підприємств в цілому.

Найбільш перспективними методами, використовуваними в області автоматизації керування визначенням хімічних елементів у складі металовмісних матеріалів ОВ, є штучні нейронні мережі (ШНМ).

Синергетична інтеграція пропонованої ШНМ та фоточутливої матриці на компліментарних структурах метал-окисел-напівпровідник – CMOS-матриці у складі відомої інтелектуальної прецизійної гоніометричної системи (ППГС) [1], побудованої на базі відомої гоніометричної системи з кільцевим лазером ГСІЛ [2], дозволяє застосувати нові методи автоматизованого керування процесом обробки вимірювальної інформації у визначенні хімічного складу металовмісних матеріалів з високою швидкістю (до 2,5 с) в режимі реального часу та точністю (не менше 95 %).

Пропонована ШНМ виконує операцію автоматичного розпізнавання хімічних елементів, що можуть міститись у металовмісних матеріалах різних ОВ за їх спектральним розподілом, який формується на поверхні CMOS-матриці (рис. 1). Вхідні сигнали ШНМ змістовно відображають інтенсивність відбитого світлового випромінювання, що залежить від хімічного складу металів. На вхід ШНМ подається множина струмів $i(\lambda_i)$ насичення фотоелементів CMOS-матриці при опроміненні їх світлом із довжинами хвиль λ_i : $\{i_i(\lambda_i) \mid i \in \{C, P, S, Mn, Si, Cr, Ni, Cu, Nb, N, Al, Ti, V, Mo, W, Co, B, Fe, \dots\}\}$, де C, P, S, Mn, Si, Cr, Ni, Cu, Nb, N, Al, Ti, V, Mo, W, Co, B, Fe – умовне позначення деяких елементів, що можуть міститись у матеріалі ОВ. Множина струмів насичення $i(\lambda_i)$, відповідно до вимог технології ШНМ, формує вхідний вектор X , що подається на входи ШНМ. Розмірність вхідного вектора X та кількість нейронів на вході пропонованої ШНМ, що призначені для приймання вхідної інформації від CMOS-матриці, зумовлюється роздільною здатністю останньої. Так $X = \{x_s \mid s = \overline{1; S}\}$, де $S = c \times r$, де c – кількість стовпчиків матриці, r – кількість рядків матриці. Наприклад, у разі застосування CMOS-матриці OV16880 або OV20880 виробництва *OmniVision* (США) S становить 307500 пікселів. Причому на вхід пропонованої ШНМ подаються попередньо нормалізовані значення інтенсивностей спектрального розподілу, що містить 256 елементів, тому кількість вхідних нейронів становить 256.

У результаті роботи розробленої ШНМ формується цифровий сигнал, що відображає хімічний склад досліджуваного ОВ у вигляді вектора Y цифрових сигналів: $Y = \{y_m \mid m = \overline{1; M}\}$, де M – кількість хімічних елементів, які можуть бути визначені. Максимальне значення y_m на m -му відповідному виході ШНМ відповідає наявності у складі ОВ певного хімічного елемента (рис. 1). Розмірність вихідного шару пропонуваної ШНМ становить 62 нейрони, відповідно до переліку хімічних елементів, що можуть міститися в металовмісних речовинах. Розмірність прихованого шару визначено емпірично за результатами навчання ШНМ та становить 275 нейронів.

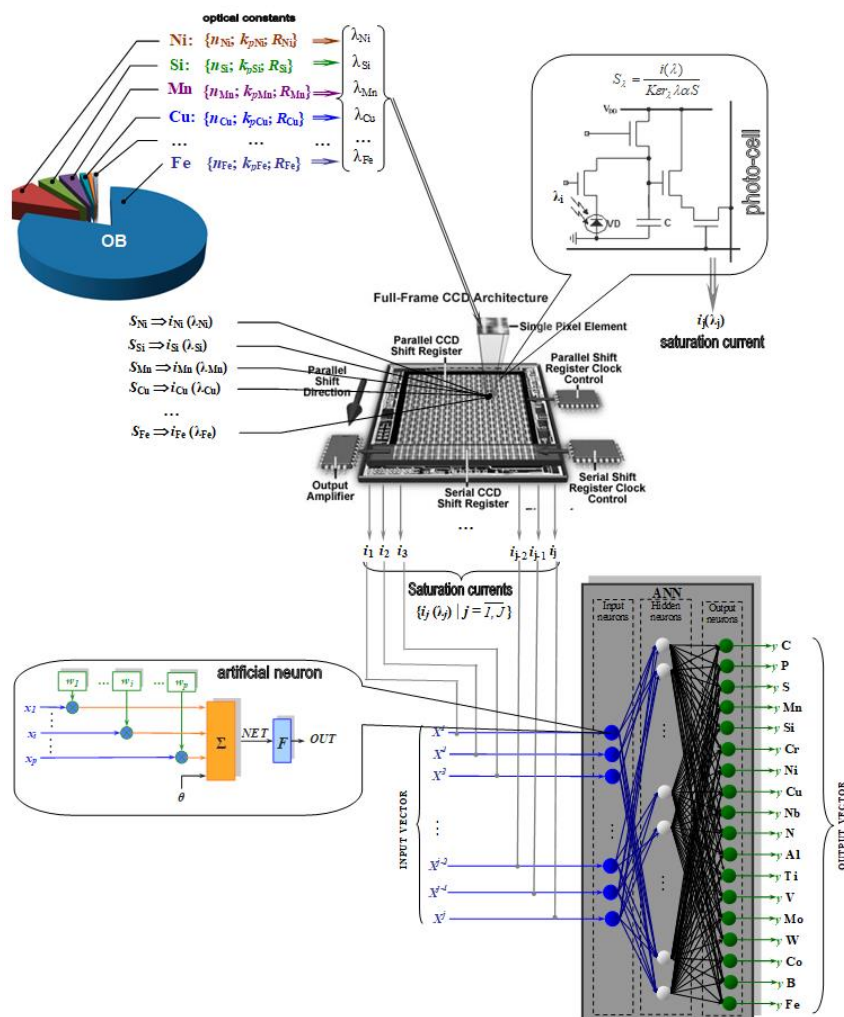


Рис. 1. Схематичне представлення функціональної взаємодії ШНМ із CMOS-матрицею у ППГС при визначенні хімічних елементів у складі металовмісних матеріалів ОВ

Рішення про наявність того чи іншого хімічного елемента у металі приймається так званим інтерпретатором відповіді «переможець отримує все», в якому кількість вихідних сигналів відповідає кількості варіантів відповіді, а номер відповіді – номеру нейрона, що видав максимальний сигнал на виході. Тобто під час визначення хімічного складу металовмісного матеріалу, на відповідних виходах ШНМ отримано максимальні значення сигналів, що відповідають наявності відповідних хімічних елементів. За оцінювальний функціонал навчання ШНМ прийнято величину похибки E , що не повинна перевищувати 0,05 або 5 %.

Розроблена ШНМ за типом реалізації нейроалгоритмів, характером реалі-

зації нелінійних перетворювань та можливістю побудови, реалізована нейроімітатором *Neural Analyzer* аналітичного пакету *Deductor Professional* (Lite-версії) за однією із відомих моделей (багатошаровий перцептрон) та інтегрована як спеціалізований програмний додаток в операційну систему персонального комп'ютера, яким оснащена ППГС. Навчання ШНМ здійснено за методом «навчання з вчителем» за алгоритмом «*back propagation*».

Проведено комп'ютерне моделювання роботи розробленої ШНМ. Отримані результати вказують на її високу швидкодію (тривалість автоматизованого розпізнавання хімічних елементів не перевищує 2,5 с) в режимі реального часу та правильну (величина оцінюючого функціоналу відповідає прийнятому значенню, тобто $E \leq 5\%$ (див. рис. 2) роботу.

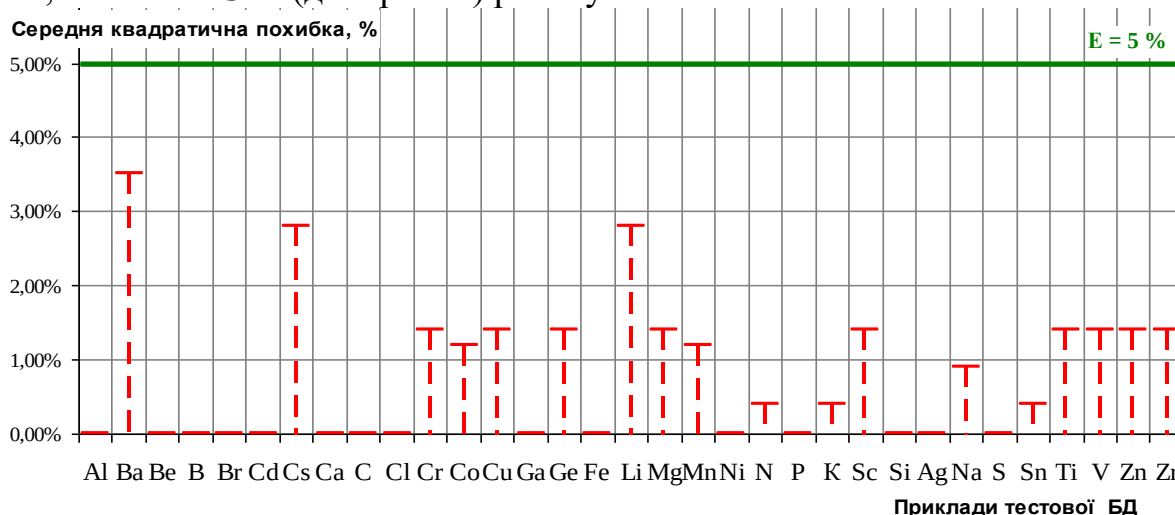


Рис. 2. Графічне представлення величини середньої квадратичної похибки E при функціонуванні розробленої ШНМ для умови $E \leq 5\%$

В цілому застосування розробленої ШНМ для автоматизації процесу керування визначенням хімічних елементів у складі металовмісних матеріалів ОБ забезпечує:

- підвищення швидкодії процесу автоматизованого визначення хімічних елементів у матеріалах ОБ до режимів реального часу (2,5 с);
- високу точність (95 %) визначення хімічних елементів у матеріалах ОБ;
- універсальність за рахунок синергетичної інтеграції високочутливої CMOS-матриці та ШНМ, яка здатна до швидкого перенавчання, що дозволяє розширювати діапазон хімічних елементів, які можуть бути визначені.

Можна вважати, що пропонована ШНМ є сучасною та перспективною розробкою для автоматизації процесу керування визначенням хімічних елементів у складі металовмісних матеріалів ОБ.

1. Cherepanska I., Bezvesilna O., Koval Yu., Sazonov A. Intelligent precise goniometric system of analysis of spectral distribution intensities for definition of chemical composition of metal-containing substances. *Металлофизика и новейшие технологии*. 2019. Vol. 41. № 2 (41). P. 263–278.

2. Goniometric system GS1L. KP SPS Arsenal. Portal "Manufactures of machines and equipment" [Web source]. URL: http://ukraina.oborudunion.ru/i_store/item_1000014315/ugloizmeritelnaya-sistema-gs1l.html (Last accessed: 12.03.2020).

SYNTHESIS OF A REGULATOR FOR A SULFONATION PROCESS

Istomin A. P., Ladieva L. R.

Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute, listomin.andrey1@gmail.com

Sulphonation is the reaction of organic substances and sulfuric anhydride or substances containing a sulfo group ($-\text{SO}_3\text{H}$) to form an organic compound with an S–C bond. The reactors in which such reactions occur are called sulfonators.

Sulphonator is a continuous reactor, the design feature of which is a steam jacket, in the apparatus there is a addition reaction between alcohol and sulfuric anhydride to produce a sulfoether (1):



The transfer function of the sulphonator on the control channel $G_{hs}(p) \rightarrow \Theta_e(p)$ (2) (G_{hs} , Θ_e – flow rate of heating steam and temperature of sulfoether respectively):

$$W_{obj}(p) = \frac{1,146}{222102,196p^2 + 1534,285p + 1}. \quad (2)$$

According to the obtained transfer function, the step response along the control channel is shown in the figure below (Fig. 1).

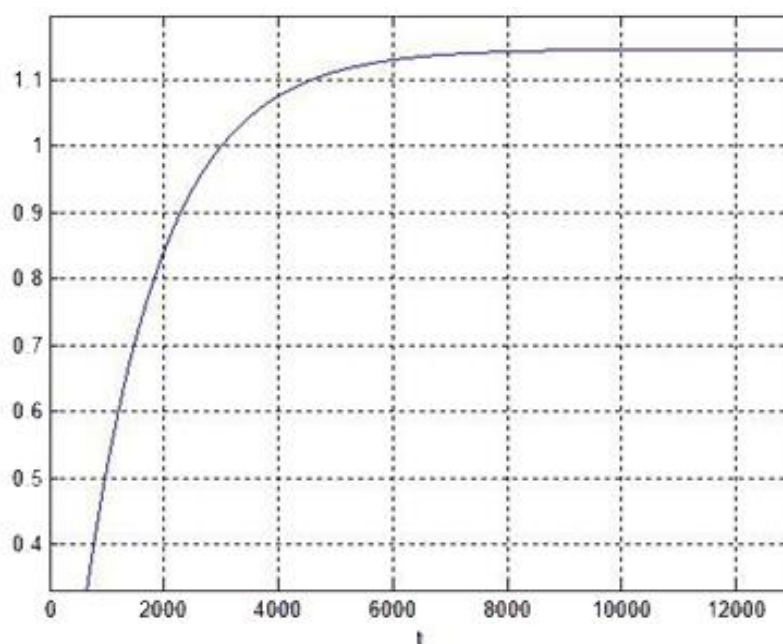


Fig. 1. Step response of the system by the control channel

On the basis of the mathematical model of the object and the dynamic characteristics obtained from it, as well as the comparison and analysis of the detailed reactors operation, the presence of a significant transport delay inherent in these automatic control systems was revealed, in this connection the decision was made to take into account the influence of transport delay by applying a more complex structure of the control system.

For synthesis of the given control system with a delay it is considered to use in a circuit the PPI-regulator (Fig. 2) (predictive PI-regulator). The PPI regulator is based on the Smith predictor and is one of its modifications, the purpose of which is to predict the behavior and model the output signal of an object before it actually appears on the output [2].

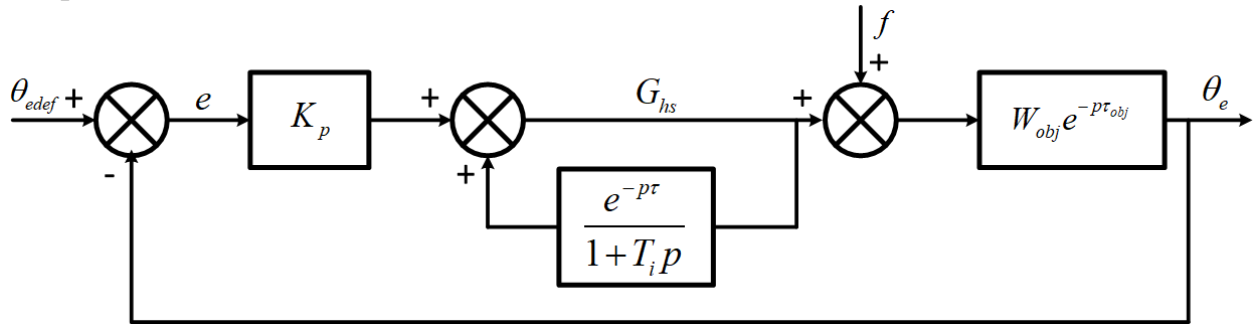


Fig. 2. The structural diagram of the system with PPI-regulator

To simplify the circuit (Fig. 2), it was decided to bring it to a single-loop form by isolating the transfer function of the PPI controller from it (3):

$$W_{reg}(p) = \frac{K_p}{1 - K_p \frac{e^{-p\tau}}{1 + T_i p}}. \quad (3)$$

Closed loop transfer function via control channel (4):

$$W(p) = \frac{W_{reg} W_{obj} e^{-p\tau_{obj}}}{1 + W_{reg} W_{obj} e^{-p\tau_{obj}}}. \quad (4)$$

The use of the PPI regulator allowed reducing the negative impact of transport delay and, as a result, improving the quality of the system's step response.

1. 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.

2. Денисенко В. В. Компьютерное управление технологическим процессом, экспериментом, оборудованием. Москва: Горячая линия Телеком, 2009. 608 с. ISBN 978-5-9912-0060-8.

РЕГУЛЮВАННЯ КОЕФІЦІЄНТІВ НЕСИМЕТРІЇ НАПРУГИ НУЛЬОВОЇ ТА ЗВОРотної ПОСЛІДОВНОСТІ В ЕЛЕКТРИЧНИХ МЕРЕЖАХ 0,4 кВ

Панов А. О.

Харківський національний технічний університет сільського господарства
імені Петра Василенка, panovanton1994@gmail.com

Однією з актуальних проблем трифазних електричних мереж напругою 0,4 кВ є несиметрія напруг. Несиметрія напруг виражається у нерівності між собою модулів векторів фазних напруг і кутів зсуву між ними. З теоретичних основ електротехніки відомо, що несиметричну систему напруг можна уявити як геометричну суму трьох симетричних систем напруг: так званих складових прямої, зворотної і нульової послідовностей [1]. Складова прямої послідовності є шуканою, при додаванні до якої складових зворотної і нульової послідовностей виходить несиметрична система напруг. Основною ж причиною несиметрії напруг в сільських електричних мережах є поява складової нульової послідовності, наявність якої зумовлено протіканням струму в нульовому проводі, який, в свою чергу, виникає у разі нерівномірного навантаження фаз мережі – звичайному явищі в сільській місцевості. Несиметрія напруг є одним із показників, за яким оцінюють якість електричної енергії у трифазних електричних мережах напругою 0,4 кВ відповідно до ГОСТ 32144-2013 [2] і ДСТУ EN 50160 [3]. За цими нормами коефіцієнт несиметрії напруги для нульової послідовності не має перевищувати 4 %.

Тому метою дослідження є регулювання коефіцієнтів несиметрії напруги за зворотною та нульовою послідовностями, де для регулювання коефіцієнтів несиметрії напруги можна скористатися алгоритмом управління на основі нечіткої логіки [4].

Для точного перемикавання комутації необхідно змінити алгоритмічну складову системи керування комутацією. Для регулювання коефіцієнтів несиметрії напруги за зворотною і нульовою послідовностями можна скористатися алгоритмом управління на основі нечіткої логіки [4]. При цьому для моделювання системи раціонально застосувати *Fuzzy Logic Toolbox*, що входить в пакет *MATLAB*.

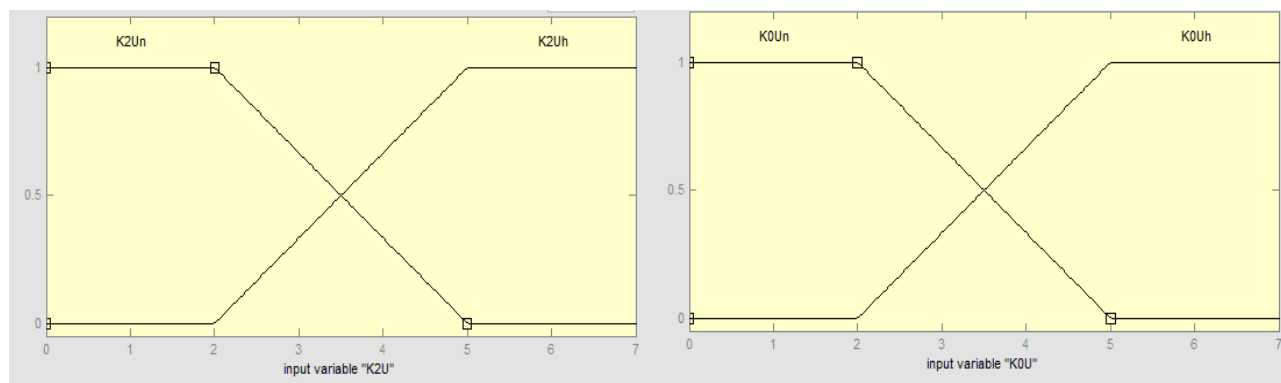
Слід зазначити, що функції приналежності термів-множин обрані відповідно до норм стандартів [2, 3] і виглядають наступним чином [4]:

$$\begin{aligned}\mu_{K_{2Un}} &= \max \left\{ 0, \min \left\{ 1, \frac{5-k}{3} \right\} \right\}; \quad \mu_{K_{0Un}} = \max \left\{ 0, \min \left\{ 1, \frac{5-k}{3} \right\} \right\}; \\ \mu_{K_{2Uh}} &= \max \left\{ 0, \min \left\{ 1, \frac{k-2}{3} \right\} \right\}; \quad \mu_{K_{0Uh}} = \max \left\{ 0, \min \left\{ 1, \frac{k-2}{3} \right\} \right\}.\end{aligned}$$

де k – коефіцієнт несиметрії; K_{2Un} , K_{2Uh} , K_{0Un} , K_{0Uh} – функція приналежності показника коефіцієнта несиметрії напруги в нульовій і зворотній послідовності.

При цьому кожен із термів перших двох змінних оцінюються за шкалою коефіцієнта несиметрії від 0 % до 5 %.

Функція приналежності для термів вхідних змінних зображено на рисунку



Функція приналежності для термів вхідних змінних:

K_{0Un} , K_{0Uh} – функція приналежності показника коефіцієнта нормальної та високої несиметрії напруги в нульовій послідовності, а K_{2Un} , K_{2Uh} – зворотній послідовності відповідно

Передбачається, що трансформаторна підстанція укомплектована пристроєм РПН і є можливість змінити комутацію споживача за фазами, тобто змінити навантаження на фазах в автоматичному режимі або вручну. Після задання правил нечіткого виведення отримуємо результат для конкретних значень вхідних змінних. Після зміни значень вхідних змінних розглядаються результати виконаних змін. Процес нечіткого моделювання передбачає аналіз результатів нечіткого виведення за різних значень вхідних змінних з метою встановлення адекватності розробленої нечіткої моделі. Тобто, зі зміною коефіцієнта несиметрії напруги зворотної або нульової послідовностей буде здійснюватися комутація. Асиметрія як за зворотною, так і за нульовою послідовностями вирішується однаково – перемиканням комутації споживачів між фазами.

Застосування алгоритму управління на основі нечіткої логіки дає можливість регулювати коефіцієнти несиметрії напруги за зворотною та нульовою послідовностями.

1. Бессонов Л. А. Теоретические основы электротехники. – Москва: Высшая школа, 1967. 776 с.

2. ГОСТ 32144–2013. Межгосударственный стандарт. Электрическая энергия. Совместимость технических средств электромагнитная. Нормы качества электрической энергии в системах электроснабжения общего назначения. Взамен ГОСТ 13109–97; введ. 2014–07–01. Москва: Стандартинформ, 2014. 20 с.

3. ДСТУ EN 50160: 2014. Характеристики напруги електропостачання в електричних мережах Загальної призначеності (На заміну ДСТУ EN 20160: 2010 року), введ. 20.05.2014. Київ: Мінекономірозвиток України, 2014. 32 с.

4. Панов. А. О., Тимчук С. О. Нечеткий алгоритм регулирования коэффициентов несимметрии напряжения обратной и нулевой последовательности. *The 4th International scientific and practical conference "Perspectives of world science and education"*. Osaka, Japan: CPN Publishing Group, 2019. P. 670–679.

МОДЕЛЮВАННЯ СТАТИЧНОГО РЕЖИМУ КОЛОНИ СИНТЕЗУ У ПРОЦЕСІ ВИРОБНИЦТВА КАРБАМІДУ

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

Головна задача керування процесом синтезу карбаміду полягає в підтриманні постійної температури плаву карбаміду на виході з колони синтезу. Керування здійснюється за рахунок витрати діоксиду вуглецю на вході в апарат.

Для забезпечення високої продуктивності, неперервності виробництва карбаміду та дослідження системи керування, необхідно розробити математичну модель колони синтезу. Першим кроком досліджень є отримання статичної характеристики для каналу «витрата діоксиду вуглецю – вихідна температура плаву синтезу».

Запишемо рівняння теплового балансу для визначення статичної характеристики колони синтезу*:

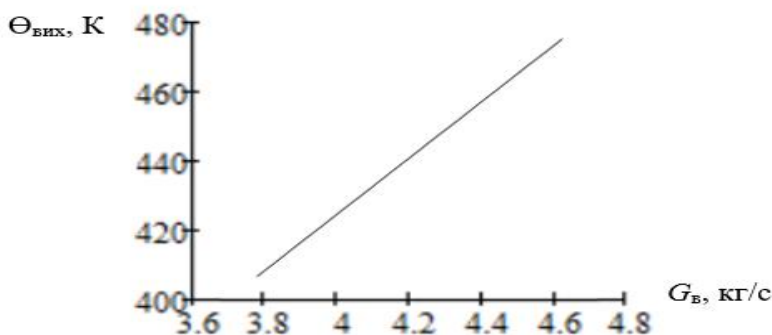
$$G_a \Theta_a c_a + G_b \Theta_b c_b + G_p \Theta_p c_p = G_{\text{вих}} \Theta_{\text{вих}} c_{\text{вих}},$$

де G_a , G_b , G_p , $G_{\text{вих}}$ – витрата аміаку, діоксиду вуглецю, вуглеамонійних солей, плаву синтезу відповідно; Θ_a , Θ_b , Θ_p , $\Theta_{\text{вих}}$ – температура аміаку, діоксиду вуглецю, вуглеамонійних солей, плаву синтезу відповідно; c_a , c_b , c_p , $c_{\text{вих}}$ – питома теплоємність аміаку, діоксиду вуглецю, вуглеамонійних солей, плаву відповідно.

Виведемо залежність вихідної температури плаву синтезу від витрати діоксиду вуглецю:

$$\Theta_{\text{вих}} = (G_a \Theta_a c_a + G_b \Theta_b c_b + G_p \Theta_p c_p) / (G_{\text{вих}} c_{\text{вих}}).$$

Графічно отриману статичну характеристику зображено на рисунку.



Статична характеристика $\Theta_{\text{вих}} = f(G_b)$

Розроблену математичну модель можна буде в подальшому використати для вибору способу регулювання та типу регулятора.

* Кафаров В. В., Перов В. Л., Мешалкин В. П. Принципы математического моделирования химико-технологических систем Москва: Химия, 1974. 344 с.

КЕРУВАННЯ З ІТЕРАТИВНИМ НАВЧАННЯМ У ПРОЦЕСІ ФОРМУВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ

Барановська Ю. В., Жученко А. І., Пахомов О. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, yulka040698@gmail.com

У зв'язку з рідкісним набором фізичних і хімічних властивостей вуглецеві матеріали є незамінними в металургії, електроенергетиці, хімії, машинобудуванні, ракетно-космічній техніці, атомній енергетиці та інших галузях промисловості. У виробництві вуглецевих виробів важливу роль відіграє процес формування, оскільки на цій стадії формуються майже всі спадкові ознаки, які в подальшому зумовлюють якість заготовок [1].

Для формування вуглецевих виробів найбільшого поширення набув спосіб гідравлічного пресування. Зазначений спосіб дозволяє отримати заготовки з поперечним розміром 30...1200 мм та забезпечує найбільшу продуктивність процесу за досить рівномірних фізико-хімічних властивостях готових виробів.

Умовно прес поділяється на три зони (рис. 1.). У зоні ущільнення I маса набуває форму круглої заготовки. У формувальній зоні II відбувається зміна форми до заданого поперечного розміру. Остаточне формування розмірів заготовки відбувається в калібрувальній зоні III. Поверхня формувальної та калібрувальної зон мундштука підігрівається відповідними індукторами, а краї калібрувальної зони додатково підігріваються свічками.

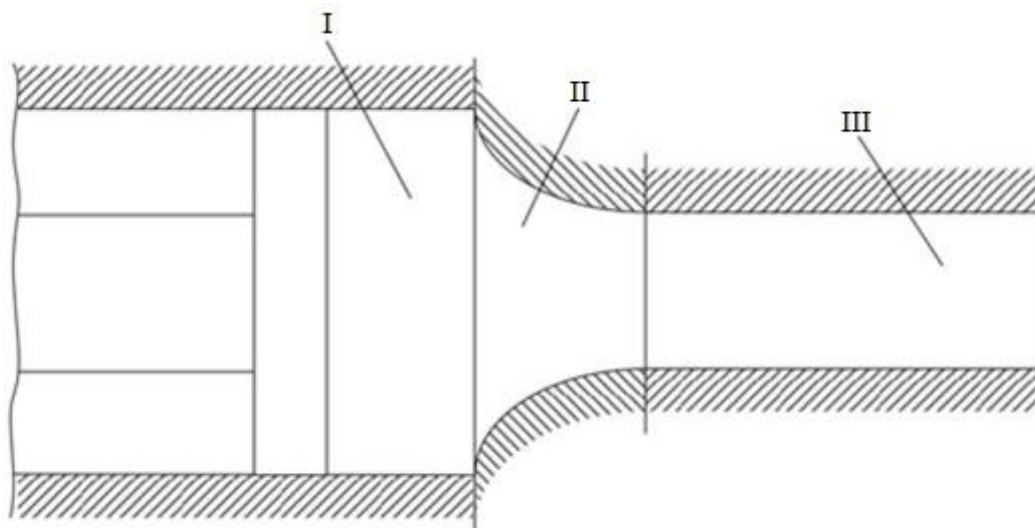


Рис. 1. Структурна схема пресу

Процес формування відбувається в межах мундштука та масного циліндра. Охолоджена електродна маса подається в форкамеру преса, звідки плунжером просувається в масний циліндр. У масному циліндрі маса піддається підпресуванню. Після повного заповнення масного циліндру відбувається пресування, яке полягає у видавлюванні маси через отвір мундштука з метою надання заготовці визначеної геометричної форми, розмірів та щільності.

Враховуючи значну енергоємність процесу формування, підвищення його ефективності є актуальною науково-технічною задачею. Одним із шляхів розв'язання цієї задачі є створення сучасної системи керування цим процесом, яка б враховувала такі його особливості, як періодичність, нелінійність та наявність впливу одразу декількох технологічних параметрів на його техніко-економічні та якісні показники.

Для керування циклічними технологічними процесами, до яких належить і процес формування вуглецевих виробів, за останні роки все більшої популярності набуває метод керування з ітеративним навчанням. Згідно з методом точність керування від ітерації до ітерації покращується у межах двох часових вимірностей, перша з яких характеризує перехід від одного циклу роботи до наступного, а друга визначає поточний час на протязі кожного окремо взятого циклу роботи – 2D-вимірне керування.

Як свідчать проведені дослідження [2], якість керування з ітеративним навчанням, яка покращується від однієї ітерації до наступної, значно підвищує ефективність процесу в умовах початкових невизначеностей. Також такий тип систем дозволяє керувати об'єктами з багатьма входами-виходами.

Оскільки процес формування періодичний та розподілений у просторі, то доцільно використовувати зазначену систему керування для забезпечення потрібного температурного режиму в пресі, який визначає якісні показники заготовок. Така система керування на кожній ітерації пресування в залежності від відхилень e_i температур в контрольних точках T_i (рис. 2.) від їх заданих значень T_i^z розраховує значення потужностей нагрівачів P_i та швидкості пресування V_p . Також зазначена система має враховувати вимірюване збурення у вигляді температури завантаженої електродної маси.

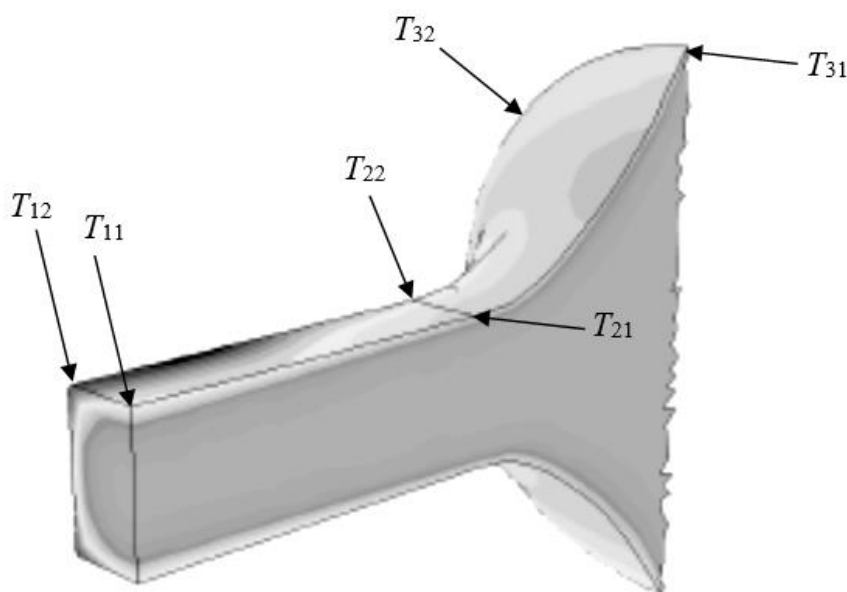


Рис. 2. Розташування контрольних точок

Структурну схему описаної системи керування з ітеративним навчанням наведено на рис. 3.

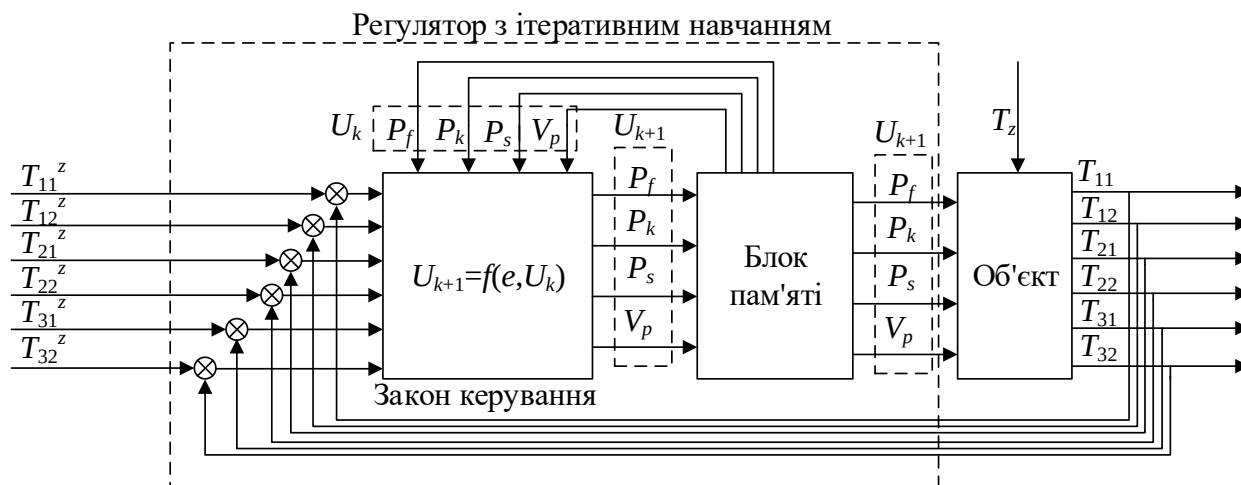


Рис. 3. Структурна схема системи керування з ітеративним навчанням:
 T_i^z – задані значення температур ($i = 11 \dots 32$); P_i – потужності нагрівачів; V_p – швидкість пресування; T_i – температури в контрольних точках ($i = 11 \dots 32$); U_k – k -ий керувальний сигнал

Основною проблемою синтезу систем керування з ітеративним навчанням є розроблення закону керування, що має мати швидку збіжність та забезпечувати мінімізацію похибки керування з урахуванням всіх основних особливостей поведінки об'єкту керування. Тому в наступних дослідженнях потрібно розробити та дослідити такий ітераційний закон керування у процесі формування, який буде відповідати поставленим вище вимогам.

1. Производство электродной продукции / А. К. Санников и др. Москва: Металлургия, 1985. 129 с.

2. Жученко О. А., Волощук М. Г. Керування циклічними процесами з ітераційним навчанням. Вісник НТУУ «КПІ ім. Ігоря Сікорського». *Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження* : зб. наук. праць. № 1 (16), 2017. С. 107–114.

ІНЖЕНЕРНА МОДЕЛЬ ТЕПЛОПРОВІДНОСТІ ДЛЯ НАГРІВАННЯ МЕТАЛУ В ТЕРМІЧНИХ ПЕЧАХ

Зінченко В. Ю., Іванов В. І., Лебедєв А. О.

Запорізький національний університет, kafedra_autp@ukr.net

За постановлення теплових завдань під час нагрівання металу в термічних печах слід заздалегідь розв'язати задачу теплопровідності в металі, що піддають нагріванню. У печах камерного типу нагрівання металу під термічну обробку здійснюють, як правило, за багатоступеневими температурно-часовими режимами, що передбачають виконання періодів нагрівання, ізотермічної витримки й охолодження, які регламентовані за швидкістю змінювання температури металу та за часом. Реалізація таких режимів є можливою лише за наявності інформації про динаміку розподілу теплоти в металі, що нагрівають.

Відомою є інженерна модель поширення теплоти в тілах, запропонована Семікіним Й. Д. [1], згідно з якою масивне тіло подають у вигляді n шарів, і за підводом теплоти до тіла відбувається послідовне нагрівання цих шарів. Розподіл теплових потоків і температури у тілі у будь-який момент часу залежить від характеру розподілу поверхневого потоку на момент часу, що передує тому, який розглядають. За значної кількості шарів у масивному тілі така модель наближається до системи, що безперервно розподілена у просторі. Нагрівання кожного окремого шару математично може бути описано одновимірним диференціальним рівнянням теплопровідності.

Теплові потоки від нагрівальних газів до кладки та між окремими шарами пластини подають у формі рівняння Ньютона-Рихмана.

Рівняння миттєвого теплового балансу для першого шару пластини можна записати як

$$m_m c_m \frac{dT_1}{d\tau} = \alpha_\Sigma F (T_n - T_1) - \alpha_{1,2} F (T_1 - T_2), \quad (1)$$

де m_m – маса металу в пластині, кг; c_m – середня теплоємність металу пластини, кДж/(кг·К); α_Σ – сумарний коефіцієнт тепловіддачі від нагрівальних газів конвекцією та випромінюванням, Вт/(м²·К); $\alpha_{1,2}$ – коефіцієнт тепловіддачі від першого шару до другого, Вт/(м²·К); F – площа поверхні пластини, що нагрівають, м²; $T_{н.г.}$, T_1 , T_2 – температура нагрівальних газів, першого та другого шару пластини відповідно; τ – час, с.

Виконавши перетворення рівняння (1) та розділивши обидві його частини на вираз $(\alpha_\Sigma + \alpha_{1,2}) F$, отримаємо:

$$\frac{\Delta x^2 \alpha_{1,2}}{\alpha(\alpha_\Sigma + \alpha_{1,2})} \frac{dT_1}{d\tau} + T_1 = \frac{\alpha_\Sigma}{(\alpha_\Sigma + \alpha_{1,2})} T_{н.г.} + \frac{\alpha_{1,2}}{(\alpha_\Sigma + \alpha_{1,2})} T_2. \quad (2)$$

Тоді рівняння миттєвого теплового балансу для i -го шару пластини має вигляд

$$\frac{\Delta x^2 \alpha_{i,j+1}}{\alpha(\alpha_{i-1,i} + \alpha_{i,j+1})} \frac{dT_i}{d\tau} + T_i = \frac{\alpha_{i-1,i}}{(\alpha_{i-1,i} + \alpha_{i,j+1})} T_{i-1} + \frac{\alpha_{i,j+1}}{(\alpha_{i-1,i} + \alpha_{i,j+1})} T_{i+1}. \quad (3)$$

Для спрощення запису рівняння (3) введемо наступні позначення:

$$\theta = \frac{\Delta x^2 \alpha_{i,j+1}}{\alpha(\alpha_{i-1,j} + \alpha_{i,j+1})} ; \quad k_{i-1,j} = \frac{\alpha_{i-1,j}}{(\alpha_{i-1,j} + \alpha_{i,j+1})} ; \quad k_{i+1,j} = \frac{\alpha_{i,j+1}}{(\alpha_{i-1,j} + \alpha_{i,j+1})} .$$

Отже, для пластини нескінченної довжини, що складається з n шарів, можна записати таку систему рівнянь:

$$\begin{aligned} \theta_1 \frac{dT_1}{d\tau} + T_1 &= k_{н.г} T_{н.г} + k_{21} T_2 \quad \text{за } T_1(0) = T_1^{\text{поч}} ; \\ \theta_i \frac{dT_i}{d\tau} + T_i &= k_{i-1,i} T_{i-1,i} + k_{i+1,i} T_{i+1,i} \quad \text{за } T_i(0) = T_i^{\text{поч}} ; \\ \theta_n \frac{dT_n}{d\tau} + T_n &= k_{n-1,n} T_{n-1,n} \quad \text{за } T_n(0) = T_n^{\text{поч}} , \end{aligned} \quad (4)$$

де $i = 1, 2, \dots, n$; $\theta_1, \theta_i \dots \theta_n$ – сталі часу, які визначають динаміку змінювання температури в n шарах пластини; $k_{н.г.1} \dots k_{n-1,n}$ – коефіцієнти теплопередачі між окремими шарами пластини; $T_1^{\text{поч}}, T_i^{\text{поч}}, T_n^{\text{поч}}$ – початкові температури першого, i -го і n -го шарів пластини відповідно.

У роботі [2] наведено рівняння, яке отримано шляхом переходу від класичного одновимірного диференціального рівняння теплопровідності в частинних похідних до його диференціально-різницевого виду:

$$\theta_i \frac{du_i}{d\tau} + u_i = k_i \cdot \omega \cdot (\tau - \tau_i) . \quad (5)$$

де θ_i – стала часу печі; k_i – коефіцієнт передачі; τ_i – величина запізнювання за i -им каналом керування; u_i, ω – взаємопов'язані функції.

Зіставлення рівнянь системи (4) з рівнянням (5) вказує на їх ідентичний характер, що є підтвердженням адекватності запропонованої математичної моделі загальноприйнятим представленням.

Комп'ютерне подавання системи (4) є імітаційною моделлю нагрівання пластини нескінченної довжини, яка може бути реалізована за допомогою пакету прикладних програм «*MatLab 6.5 SP1\7+Simulink 5/6*», спеціально розроблених для аналогічних завдань [3].

Для оцінки адекватності запропонованої моделі виконано числове розв'язання одновимірного диференціального рівняння теплопровідності кінцево-різницевою методом у неявному вигляді для постійних значень теплофізичних властивостей металу. Результати моделювання підтверджують можливість добирання оптимальних алгоритмів управління тепловим навантаженням термічної печі.

1. Свинолобов Н. П. Инженерная модель в теории теплопроводности в трактовке И.Д. Семикина // *Металлургическая теплотехника* : сборник научных трудов государственной металлургической академии Украины. Днепропетровск : ГМетАУ, 1999. Т. 2. С. 226–235.

2. Бутковский А. Г. Теория оптимального управления системами с распределенными параметрами. Москва: Наука, 1965. 476 с.

3. Дьяконов В. П. *Mat Lab 6.5 SP 1/7+Simulink 5/6* в математике и моделировании. Москва: СОЛОН-Пресс, 2005. 576 с.

ПІДВИЩЕННЯ ЯКОСТІ ВИРОБНИЦТВА ПРОДУКЦІЇ НА ОСНОВІ СИСТЕМНОГО МОНІТОРИНГУ ВИГОТОВЛЕННЯ ТАРИ

Сашнєва М. В., Савченко Т. В.

Київський національний торговельно-економічний університет, m.sashnova@gmail.com

Важливість налагодженого та стабільного технологічного процесу виробництва ПЕТ-упаковки відіграє важливу роль, оскільки якість напоїв безпосередньо залежить від якості тари.

Ресурсозбереження є прогресивним напрямом підвищення ефективності виробництва. Ресурсозберігальні заходи на підприємствах харчової промисловості України з виробництва упаковки для напоїв за рахунок сучасних методів управління з використанням алгоритмів моніторингу якості продукції є актуальним та економічно вигідним впровадженням, яке забезпечує не тільки економію сировинних ресурсів (преформ), а й позитивно впливає на зростання якості виробництва продукції.

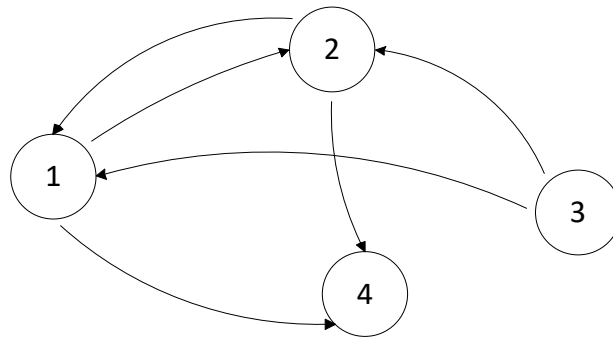
Впровадження прогресивних технологій, ресурсозбереження та автоматизація технологічних процесів виробництва продукції має забезпечити підвищення якості продукції так, щоб реалізація технології виготовлення продукції з самого початку була вдалою. Великого значення при цьому набуває розробка та впровадження автоматизованих систем управління з діагностикою обладнання і моніторингу робочих характеристик технологічних процесів. Правильно підібрані методи керування ресурсозбереженням забезпечать скорочення часу на обґрунтування, вибір та реалізацію управлінських рішень та, як наслідок, підвищать ефективність ресурсозбереження.

Тому системи автоматизації доцільно доповнити системою моніторингу – аналізу інформації про якість ПЕТ-тари (від преформи до готової пляшки) з метою своєчасного виявлення потенційних невідповідностей у технологічному процесі, визначення їх причин і наслідків та розробки комплексу попереджувальних заходів щодо запобігання їх виникненню. Мова йде про моніторинг стану об'єкта в ході виробництва. Тоді стан процесу може оцінюватися за допомогою змінних, що характеризують якість преформи, технологічного процесу виготовлення тари і готових ПЕТ-пляшок для безалкогольної промисловості.

Під моніторингом будемо розуміти спостереження, своєчасне виявлення та попередження відхилень від оптимальних показників в ході реалізації технологічного процесу та складових його підпроцесів; комплекс заходів спрямований на аналіз, керування і підтримку показників якості технологічного процесу у рамках допустимих значень з метою запобігання ситуацій, які можуть негативно позначитися на показниках якості готового продукту; системи моделей і алгоритмів кількісної оцінки стану об'єктів і його підсистем у режимі автоматизованої обробки інформації за допомогою засобів комп'ютерної техніки та сучасних інструментальних засобів.

Системний моніторинг якості виготовлення ПЕТ-пляшки дозволить встановити прямий зв'язок між технологією забезпечення якості та вимогами, що

пред'являються до якості цієї тари. З одного боку, він забезпечить «випереджальну» основу для визначення загальних вимог до якості вироблених пляшок, дотримання яких дозволить економічно та повною мірою задовольнити вимоги споживача до продукції високої якості, а з іншого – забезпечить основу для визначення технології забезпечення якості, що відповідає вимогам, які висуваються в технічних умовах (ТУ) на ПЕТ-тару. Враховуючи комплекс взаємозв'язаної діяльності за схемою «людина-машина-інформація», системний моніторинг виготовлення ПЕТ-тари дозволить врахувати та взаємопов'язати вплив на якість пляшки широкого кола чинників: людських, матеріальних, технологічних, виробничих, інформаційних, що зображено на рисунку нижче. Їх дія переважно є одночасною. Тому необхідні спеціальні методи аналізу технологічних даних для прийняття адекватних рішень.



Вплив чинників на якість ПЕТ-пляшки: 1 – температура; 2 – режим подачі повітря;
3 – режим швидкості конвеєра; 4 – параметри продукту

Отже, одним із найважливіших чинників виробництва якісної продукції є створення та підтримка стійкої системи якості. Систему керування якістю необхідно розглядати як складову частину виробничої системи, елементи якої забезпечують моніторинг, контроль і випробування готової продукції на всіх етапах технологічного процесу виробництва ПЕТ-пляшок.

1. Беляєв Ю. Б., Іващук В. В., Васьків М. В. Новий підхід до розв'язання задачі моніторингу активності параметрів процесу виробництва ПЕТ-пляшок. *Східно-Європейський журнал передових технологій*. 2011. № 4/4 (52). С. 11–13.

2. Гиссин В. И. Управление качеством продукции. Р/Д: Издательский центр «МарТ», 2003. 400 с.

3. Брукс Д., Джайлз Д. Производство упаковки из ПЭТ: листы, пленки, выдувная тара / пер. с англ. под ред. канд. физ. мат. наук О. Ю. Сабсая. СПб.: Профессия, 2006. 366 с. Пер. изд.: PET Packaging Technology. ISBN 5-93913-110-7.

4. Сашньова М. В. Автоматизоване управління технологічним процесом виробництва ПЕТ-тари з використанням алгоритмів моніторингу якості продукції: дис. канд. техн. наук : 05.13.07 / НУХТ. Київ, 2013. 236 с.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ЕЛЕКТРОЛІЗЕРАМИ ДЛЯ РОЗКЛАДАННЯ ВОДИ

Старогородський Д. Т., Миленький В. В., Колпаков В. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, milenky@ukr.net

Забезпечення гарантованої роботи без технологічних порушень електролізерів 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 та непрямыми методами визначаються основні фізико-хімічні параметри робочого режиму технологічного процесу для підтримання заданих техніко-економічних показників.

Визначення переліку параметрів для оцінки технологічного стану електролізера. Оскільки водневий електролізер є електролітичним осередком, то його можна розглядати як акумулятор в режимі заряду [1]. В процесі заряду звичайного акумулятора змінюється склад активних мас та відповідно ЕРС, напруга та температура. Електрохімічна активність в батареї зростає зі збільшенням температури та зменшується з її зниженням.

Необхідний мінімум інформації для оцінки поточного стану акумулятора, включає [2, 4]:

- тип акумулятора;
- напругу на акумуляторі;
- значення струму;
- значення внутрішнього опору;
- час, що минув від початку обслуговування акумулятора;
- температура та густина електроліту.

Синтез алгоритму побудови автоматичної системи аналітичного контролю для електролізу водню. Періодичність відбору проб для визначення хімічного складу електроліту складає не більше 8 годин. Використовуючи параметри, які безперервно вимірюються (прямо чи опосередковано), визначаються поточні значення складу та температури електроліту, що вимірюються періодично.

Для виконання поставленого завдання необхідно:

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

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

- відбір зразків електроліту для аналізу хімічного складу має здійснюватися з фіксацією часу взяття проби з точністю до хвилини;
- результати хімічного аналізу, вимірювання температури електроліту та питомого опору електроліту заносяться в базу даних разом з датою та часом взяття проби;

3. Формується перелік параметрів, які необхідно безперервно вимірювати (прямо та опосередковано), та характеристики матеріалів, реєстровані в базі даних, а саме:

- струм електролізера;
- напруга електролізера;
- зворотна ерс;
- загальний активний опір електролізера;
- питомий опір електроліту;
- кількість вироблюваного водню;
- висота стовпа електроліту в газозбірнику та швидкість його зміни;
- температура електроліту.

Побудова фізико-хімічної характеристики водневого електролізера. З набору таких повних «інформаційних кластерів» формується багатовимірна номограма [4] для цього типу електролізера.

Оскільки не визначені математичні залежності між усіма параметрами, що входять в «інформаційний кластер», визначення складу та температури електроліту в електролізері проводиться шляхом зіставлення значень параметрів вимірюваних безперервно, з даними повних «інформаційних кластерів». Процес зіставлення поточних значень з «шаблонами» відбувається як порівняння двох бінарних зображень, у разі, коли одне з них з відсутніми фрагментами [4]. У міру накопичення таких «шаблонів» в сформованій номограмі фізико-хімічної характеристики (ФХХ), діапазон значень та точність визначення параметрів, які характеризують поточний стан електролізера, підвищуються.

Оцінка оптимального технологічного стану електролізера. У деяких поєднаннях значень параметрів процесу електролізу, що не виходять за регламентовані межі, настає такий стан електролізера, за якого його подальше функціонування може характеризуватися зниженням виходу по струму зі збільшенням терміну служби електролізера або чистоти продукту [5]. Оскільки немає методик, що дозволяють провести подібні розрахунки, а існуючі емпіричні формули не охоплюють усі перераховані вище параметри та їх можливі діапазони, використання ФХХ електролізера дозволяє визначити поєднання основних параметрів для ведення технологічного процесу із заданими пріоритетами та без технологічних порушень. Якщо у перебігу процесу електролізу сталося технологічне порушення, то в якійсь точці ФХХ це відобразиться як відхилення від заданих умов. Якщо ж ця причина може бути виявлена та усунена, то процес протікатиме максимально ефективно.

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

- особливості конструкції електролізерів;
- тип електрохімічної системи;
- склад та сортність сировини;
- тип та похибки приладів, що вимірюють фізичні та хімічні величини.

Викладені у тезах питання не вичерпують перелік завдань, що визначають усі аспекти створення та надійного функціонування АСУ ТП електролізних установок, передусім тому, що ця система не є статичною і в процесі експлуатації водневої станції передбачається її постійний розвиток та вдосконалення. З метою підвищення техніко-економічних показників водневого електролізера також планується використання методів електрохімічної активації.

1. Мингулина Э. И, Масленникова Г. Н., Коровин Н. В., Филлипов Э. Л. Курс общей химии: учеб. для студ. энергет. спец. вузов. Под ред. Н. В. Коровина / 2-е изд., перераб. и доп. Москва: Высшая школа, 1990. 338 с. ISBN 0-9582218-3-9.
2. Васильев Ю. В. Аккумуляторы для мобильных устройств и портативных приборов. Оценка состояния. *«Специальная техника»*. № 1. 2001. С. 23–26. ISBN 0-9671117-1-7.
3. Buchmann, Isodore. Batteries in a Portable World: A Handbook on Rechargeable Batteries for Non-Engineers. 2nd 2001. Vancouver: Cadex. P. 39–43. ISBN 0-9682118-2-8.
4. Блох Л. С. Практическая номография. Москва: Высшая школа, 1971. 328 с. ISBN 0-9553128-1-8.
5. Фурман Я. А., Юрьев А. Н., Яншин В. В. Цифровые методы обработки и распознавания бинарных изображений. Красноярск: Изд-во Красноярского ун-та, 1992. 248 с. ISBN 0-94921268-1-6.

МОДЕЛЮВАННЯ СТАТИЧНОГО РЕЖИМУ АЛКІЛАТОРА У ПРОЦЕСІ ОТРИМАННЯ СУЛЬФАНОЛУ НП-3

Бугаєнко І. І., Лукінюк М. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, luiz23@ukr.net

Алкілування – один з важливих етапів у процесі отримання сульфанолу НП-3. Саме цей процес відбувається у алкілаторі, основною задачею якого є отримання підготовленої суміші з певними параметрами для подальшої її переробки. Для розв'язання такої задачі потрібно здійснювати контроль значень вхідних і вихідних параметрів, а також параметрів усередині апарата, щоб підтримувати технологічний режим у межах регламенту.

Метою роботи є побудова статичної характеристики алкілатора в процесі отримання сульфанолу НП-3. Визначальним параметром зазначеного процесу є температура алкілату на виході з алкілатора. Щоб задовольнити цим вимогам слід регулювати витрату каталізатора, що подається в апарат. Основним збуренням, яке діє в апараті, будемо розглядати температуру охолоджувальної води на вході в алкілатор, оскільки цей параметр може певною мірою коливатися. Схему алкілатора наведено на рис. 1 [1].

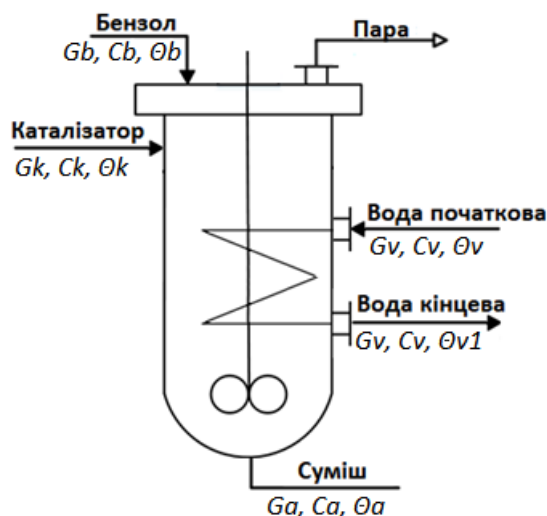


Рис. 1. Структурно-параметрична схема алкілатора:

G_b – витрата бензолу; G_k – витрата каталізатора; G_v – витрата води; G_a – витрата алкілата; C_k – теплоємність каталізатора; C_b – теплоємність бензолу; C_v – теплоємність води; C_a – теплоємність алкілату; Θ_b – температура бензолу; Θ_k – температура каталізатора; Θ_v – температура початкової води; Θ_{v1} – температура кінцевої води; Θ_a – температура алкілату

Статичні характеристики об'єктів керування широко застосовуються в автоматизації, позаяк за ними визначаються початкові та кінцеві стани динамічних режимів об'єктів.

Для визначення статичних характеристик алкілатора запишемо рівняння теплового балансу у вигляді

$$G_k C_k \Theta_k + G_b C_b \Theta_b + G_v C_v \Theta_v - \Theta_{v1} = (G_b + G_v + G_k) C_a \Theta_a$$

та виведемо статичну характеристику для каналу «витрата каталізатора – вихідна температура суміші»:

$$\Theta_a = (G_k C_k \Theta_k + G_b C_b \Theta_b + G_v C_v \Theta_v - \Theta_{v1}) / ((G_b + G_v + G_k) C_a).$$

Вирахувану залежність графічно зображено на рис. 2.

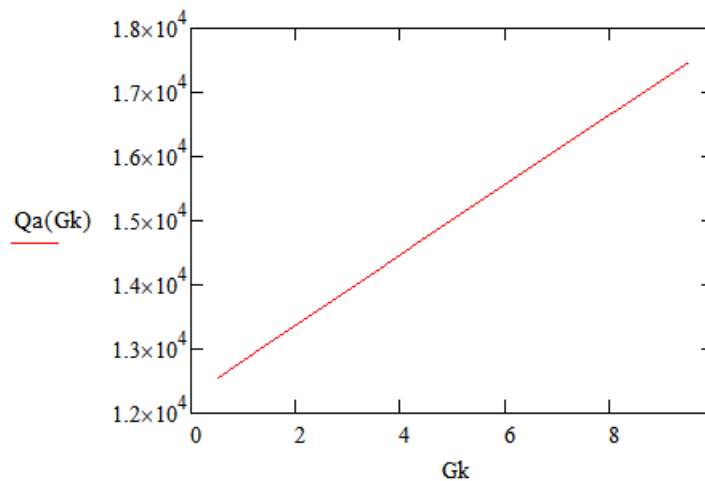


Рис. 2. Статична характеристика алкілатора

Отримана статична характеристика відображає вплив керувальної величини на регульований параметр. З графіка видно, що зі збільшенням витрати каталізатора пропорційно зростає температура суміші на виході.

1. Классен П. В., Гришаев И. Г. Основы техники гранулирования : учеб. пособ. Москва: Химия, 1982. 272 с.

2. Дослідження структурно-параметричної схеми алкілатора у процесі отримання сульфанолю НП-3 : пат. 117268 Україна: МПК6 B01J 8/40, B01J 8/18, B01J 2/00. № U201712494; заявл. 25.01.2017; опубл. 26.06.2017, Бюл. № 7. 34 с.

ЗАСТОСУВАННЯ ФІЛЬТРА КАЛМАНА ДЛЯ КЕРУВАННЯ АБСОРБЕРОМ

Волошин О. С., Ярощук Л. Д.
КПІ ім. Ігоря Сікорського. civ047@ukr.net

Абсорбер – апарат, який широко використовують для очищення газів, зокрема попутного нафтового газу (ПНГ) від шкідливих домішок. Забруднений газ негативно впливає на техніку, викликаючи її корозію. Дуже важливим є оцінювання дійсного стану процесу абсорбції, зокрема залишкової концентрації шкідливих речовин. Будь-який вимірювальний прилад може перебувати під впливом значної кількості зовнішніх чи внутрішніх впливів, даючи похибку при оцінюванні дійсного перебігу процесів. Для подолання цієї проблеми використовують фільтри – алгоритми обробки даних, які зменшують негативну роль шумів.

Метою дослідження є аналіз ефективності фільтру Калмана в системі контролю за процесом абсорбції, який є одним з найефективніших фільтрів.

Фільтр Калмана – це алгоритм, що використовує послідовності вимірювань протягом певного часу, які містять шум (випадкові відхилення), й видає статистично оптимальні оцінки невідомих змінних, які є потенційно точнішими за базовані на самих лише вимірюваннях.

Під час фільтрації використовують динамічну модель системи (інформацію про фізику самого явища), відомі керувальні впливи, а також безліч послідовних вимірювань для формування оптимальної оцінки стану системи.

Через рекурсивну природу алгоритму він може працювати в реальному часі, використовуючи лише наявні вхідні вимірювання, попередньо обчислений стан та його матрицю невизначеності.

Цей алгоритм працює покроково, кожний з яких складається з двох етапів. На першому фільтр Калмана розраховує прогноз стану в наступний момент часу, видає оцінки змінних поточного стану (з урахуванням неточності їх вимірювання). Щойно отримано спостереження виходу наступного вимірювання, відбувається другий – за інформацією від вимірювача коригують передбачене значення: ці оцінки уточнюються з використанням середнього зваженого, в якому більше ваги надається оцінкам з вищою визначеністю.

Розглянемо роботу цього алгоритму на прикладі моделі абсорбера для очищення ПНГ від сірководню, динамічна модель якого описується рівняннями:

$$F_g y_0 - F_g y_1 - SK_g \left(\frac{((y_0 - y_r(x_1)) + (y_1 - y_r(x_0)))}{2} \right) = V_g \rho_g \frac{d}{dt} \left(\frac{y_0 + y_1}{2} \right),$$

$$F_k x_0 - F_k x_1 - SK_r \left(\frac{((x_r(y_1) - x_0) + (x_r(y_0) - x_1))}{2} \right) = V_k \rho_k \frac{d}{dt} \left(\frac{x_0 + x_1}{2} \right),$$

де F_g , F_k – витрати ПНГ та абсорбувальної рідини відповідно; x_0 , x_1 – початкова та кінцева концентрації H_2S в рідині; y_0 , y_1 – початкова та кінцева кон-

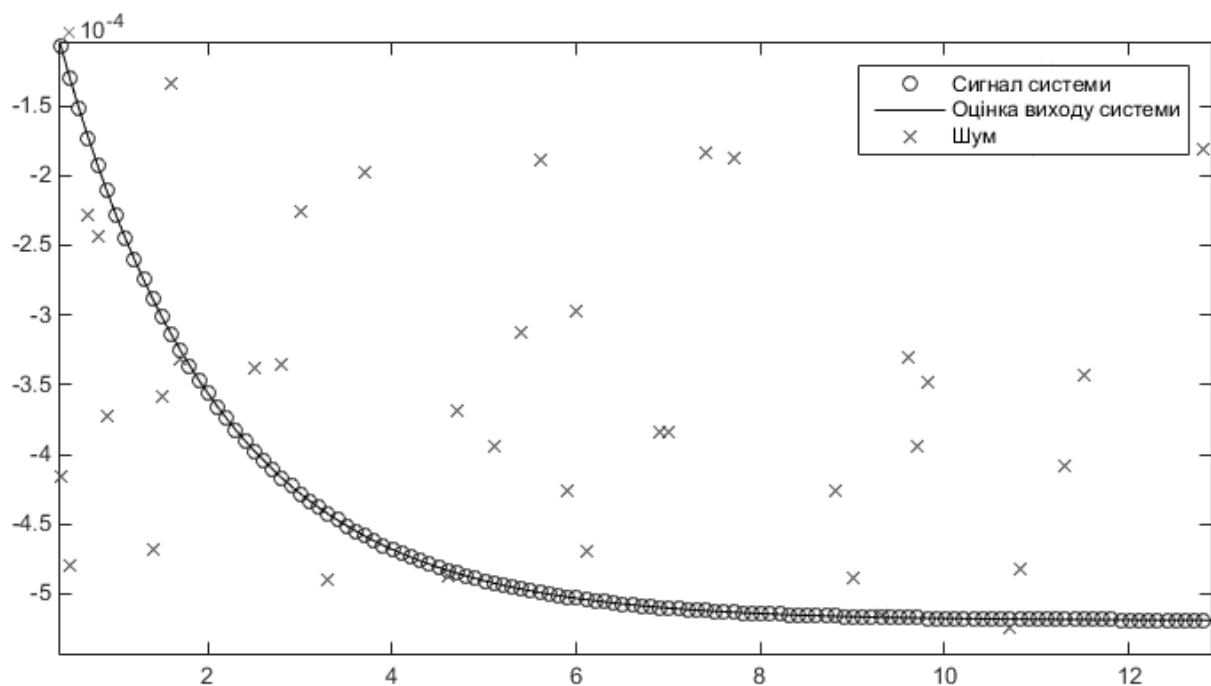
центрації H_2S в ПНГ; $y_r(x_0), y_r(x_1)$, – початкова та кінцева рівноважні концентрації H_2S у газі; $x_r(y_0), x_r(y_1)$, – початкова та кінцева рівноважна концентрації H_2S у рідині; V_g, V_k – об’єми, які займають газ та рідина; ρ_g, ρ_k – густини газу та рідини; SK_r – кількість H_2S , яка прийшла з ПНГ на одиницю рушійної сили в рідині; SK_g – кількість H_2S , яка абсорбувалася з ПНГ на одиницю рушійної сили в газовій фазі.

Підставивши конкретні числа та провівши розрахунки для каналу керування «витрата рідини – концентрація H_2S в ПНГ», була отримана така передавальна функція:

$$W_{F_k \rightarrow y_1}(s) = \frac{-0,136}{s^2 + 452s + 262}.$$

На рисунку зображено перехідна характеристика досліджуваної системи, випадково згенеровані шуми, а також відновлений фільтром сигнал.

Розрахунки виконано за допомогою програмного середовища *Matlab*.



Результати моделювання роботи системи без фільтра Калмана та при його використанні

Як можна бачити, незважаючи на значні шуми, відновлений сигнал практично ідентичний реальному. Це яскраво ілюструє необхідність застосування фільтра Калмана, особливо в тих випадках, коли дійсний стан об’єкти (чи системи) зазнає суттєвих викривлень.

1. Фільтр Калмана. Введение [Електронний ресурс]. 2012. ХАБР : веб-сайт. URL: <https://habr.com/ru/post/140274/> (дата звернення: 23.03.2019).

2. Фільтр Калмана [Електронний ресурс]. 2013. ХАБР : веб-сайт. URL: <https://habr.com/ru/post/166693/> (дата звернення: 23.03.2019).

АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ НАЛАШТУВАННЯ ПІ-РЕГУЛЯТОРА ДЛЯ РЕГУЛЮВАННЯ ТЕМПЕРАТУРИ РЕАКЦІЙНОЇ ТРУБЧАСТОЇ ПЕЧІ

Бишовець Д. С., Ковалевський В. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, ByshovetsDmytro@ukr.net

Фахівцям з автоматизації технологічних процесів відомо, що зараз існують багато методів і видів прикладних програм для визначення параметрів налаштування ПІ-регулятора, коли відомою є передавальна функція для регулювання відповідного технологічного параметра у об'єкті керування. Після розрахунків варіантів значень K_p та T_i для ПІ-регулятора завжди виникає питання, які з них краще використовувати для налаштування автоматичного регулятора у режимах зміни завдання та за впливів різних збурень, створюваних коливаннями значень технологічних параметрів у вхідних технологічних потоках об'єкта керування. Така ж задача виникла і під час проектування контуру регулювання температури зони розігрівання сировини у трубчастій печі технологічного процесу каталітичного риформінгу. У роботі [1] було визначено статичні та динамічні характеристики печі як об'єкта керування. Для аналізу значень параметрів з варіантів налаштувань ПІ-регулятора температури зони розігріву сировини реакційної трубчастої печі були розраховані характеристики перехідних процесів у часі, які виникають у разі змін завдання температури у регуляторі (рис. 1) та при збуреннях значень параметрів вхідних технологічних потоків (рис. 2).

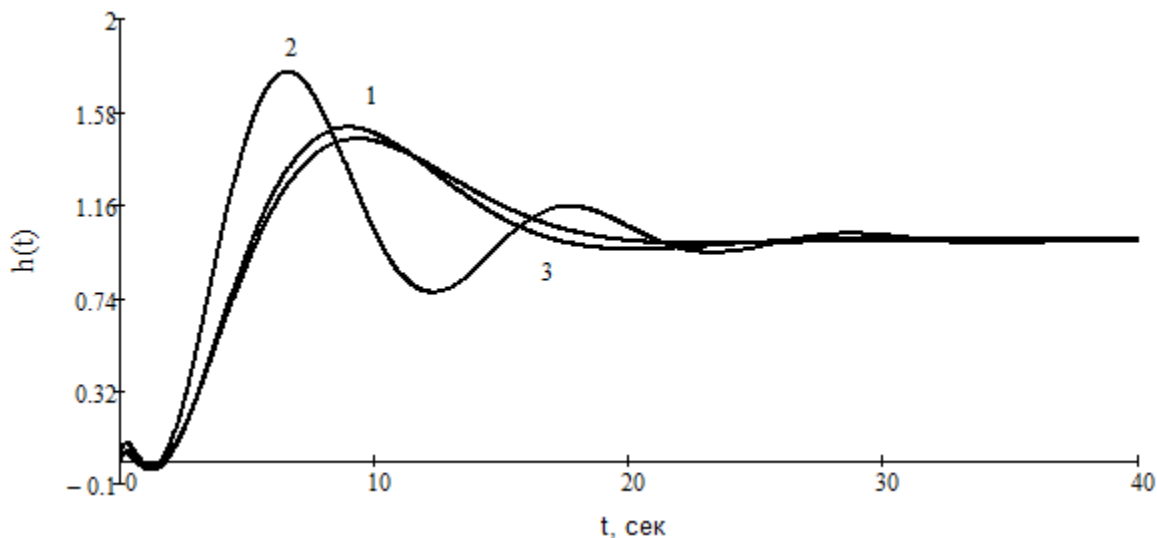


Рис. 1. Перехідні процеси регулювання за різних налаштувань ПІ-регулятора та зміни завдання для температури зони розігріву сировини реакційної трубчастої печі

Для аналізу якості перехідних процесів регулювання були розраховані три варіанти можливих значень K_p та T_i для налаштувань ПІ-регулятора температури зони розігріву сировини процесу каталітичного риформінгу. Якість перехідних

процесів на (рис. 1) та (рис. 2) була визначена за допомогою інтегральних показників, розрахованих з використанням числового методу трапецій, значення яких наведено у таблиці.

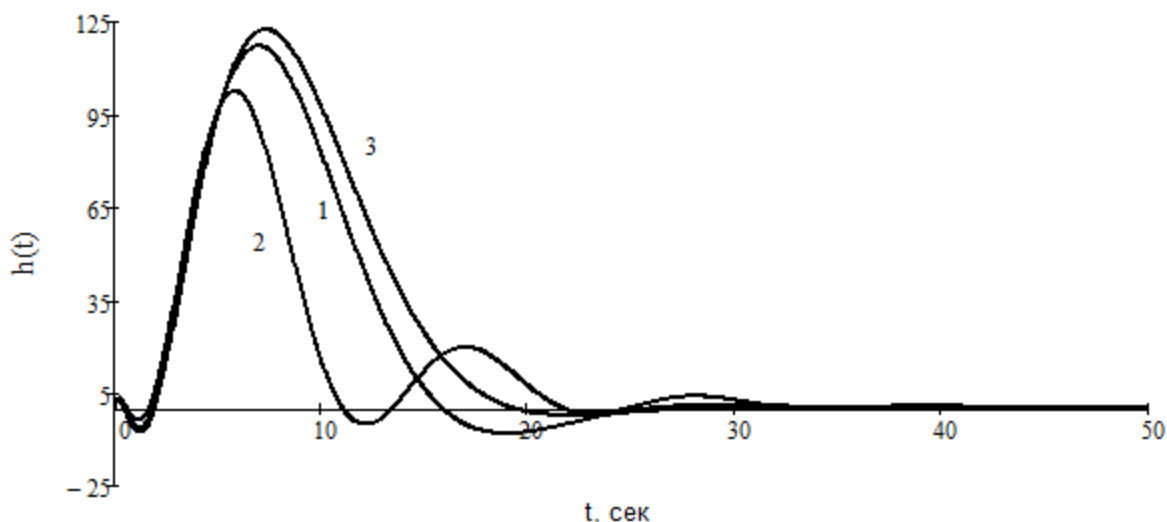


Рис. 2. Перехідні характеристики процесу регулювання температури сировини для збурень зміною витрати подачі газу до реакційної печі

Параметри налаштування ПІ-регулятора для відповідних систем

Номер характеристики на графіку	K_p	T_i	Оцінка
1	0,0085	7	953
2	0,013	8	670
3	0,0077	8	1074

По значеннях інтегральних оцінок перегулювання у таблиці за різних параметрів налаштування ПІ-регулятора було зроблено висновок, що для перехідного процесу регулювання доцільніше використовувати параметри налаштування, за яких отримано графіки характеристики 2 через менше перерегулювання та малий час регулювання. Також за результатами проведеного аналізу можна зробити висновок, що для оптимального налаштування ПІ-регулятора необхідно використовувати середнє значення параметрів між процесами на рисунках 1 та 2.

1. Бишовець Д. С., Ковалевський В. М. Статичні властивості реакційної трубчастої печі в технологічній схемі каталітичного риформінгу. *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.

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

ПРОГРАМНИЙ КОМПЛЕКС ДЛЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО ПРОЕКТУВАННЯ СИСТЕМ ВИМІРЮВАННЯ КІЛЬКОСТІ ТЕПЛОВОЇ ЕНЕРГІЇ

Биць О. М., Матіко Ф. Д., Лесовой Л. В.

Національний університет «Львівська політехніка», oksana.slabyk@gmail.com

Налагодження точного обліку теплової енергії (ТЕ) є необхідною умовою її ефективного та економного використання. Точне вимірювання кількості ТЕ виконують за допомогою сучасних систем на основі мікропроцесорних контролерів, здатних реалізувати складні алгоритми обчислення кількості ТЕ за вимірюваними значеннями параметрів теплоносія. Процес проектування таких систем є складним та трудомістким, тому для підвищення його ефективності необхідно розробити програмний комплекс, що дасть можливість автоматизувати процес проектування.

Система вимірювання кількості ТЕ має враховувати параметри усіх наявних потоків теплоносія, кількість яких залежить від структури системи теплопостачання. Узагальнене рівняння, яке дає можливість обчислити кількість ТЕ для різних структур, має вигляд [1]:

$$W = \sum_{i=1}^a \int_{t_0}^{t_k} q_{1i} h_{1i} dt - \sum_{j=1}^b \int_{t_0}^{t_k} q_{2j} h_{2j} dt - \sum_{p=1}^m \int_{t_0}^{t_k} q_{np} h_{хвр} dt, \quad (1)$$

де q_{1i} , q_{2j} – масові витрати теплоносія, відповідно у кожному подавальному та зворотному трубопроводах; q_{np} – масова витрата теплоносія, використаного на підживлення системи по кожному підживлювальному трубопроводі; h_{1i} , h_{2j} – питома ентальпія теплоносія у кожному подавальному та зворотному трубопроводах; $h_{хвр}$ – питома ентальпія холодної води, яку використовують на підживлення системи; t_k , t_0 – межі інтервалу часу обчислення кількості ТЕ; a – кількість подавальних трубопроводів; b – кількість зворотних трубопроводів; m – кількість вузлів обліку на підживлювальних трубопроводах.

Авторами розроблено програмний комплекс для автоматизованого проектування систем вимірювання кількості ТЕ, в яких для вимірювання витрати теплоносія застосовують витратоміри змінного перепаду тиску зі стандартними звужувальними пристроями. Програмний комплекс містить підсистеми математичного забезпечення проектування та розрахунку засобів вимірювання кількості ТЕ, введення та перевірки коректності вхідних даних, графічного інтерфейсу й інтерактивних повідомлень, формування протоколів розрахунку та проектування. Основою підсистеми математичного забезпечення є рівняння (1), повна математична модель витратоміра змінного перепаду тиску [2], відомі, а також розроблені авторами методи розрахунку параметрів теплоносія (води, водяної пари) та рівняння для оцінювання невизначеності кількості теплової енергії [3].

На рис. 1, а представлено фрагмент вікна введення значень параметрів теплоносія. У вікні передбачено можливість вибору типу середовища (теплоносія), відповідно до якого реалізовано вибір відповідних методів обчислення його параметрів (густини, в'язкості, ентальпії). За результатами проектування

програмний комплекс формує протокол (див. рис. 1, б), у який виводить результати розрахунку параметрів середовища, а також результати проектування характеристик витратомірів, обчислені значення кількості ТЕ.

Слід наголосити, що у розробленому програмному комплексі проектування характеристик витратомірів змінного перепаду тиску виконується відповідно до вимог ДСТУ ГОСТ 8.586.1–5:2009. Розрахунок густини, ентальпії води або водяної пари виконується за методиками Міжнародної асоціації властивостей води та водяної пари *IAPWS*, визначення показника адіабати водяної пари, для якого відсутні методи в роботах *IAPWS*, за методикою, розробленою авторами.

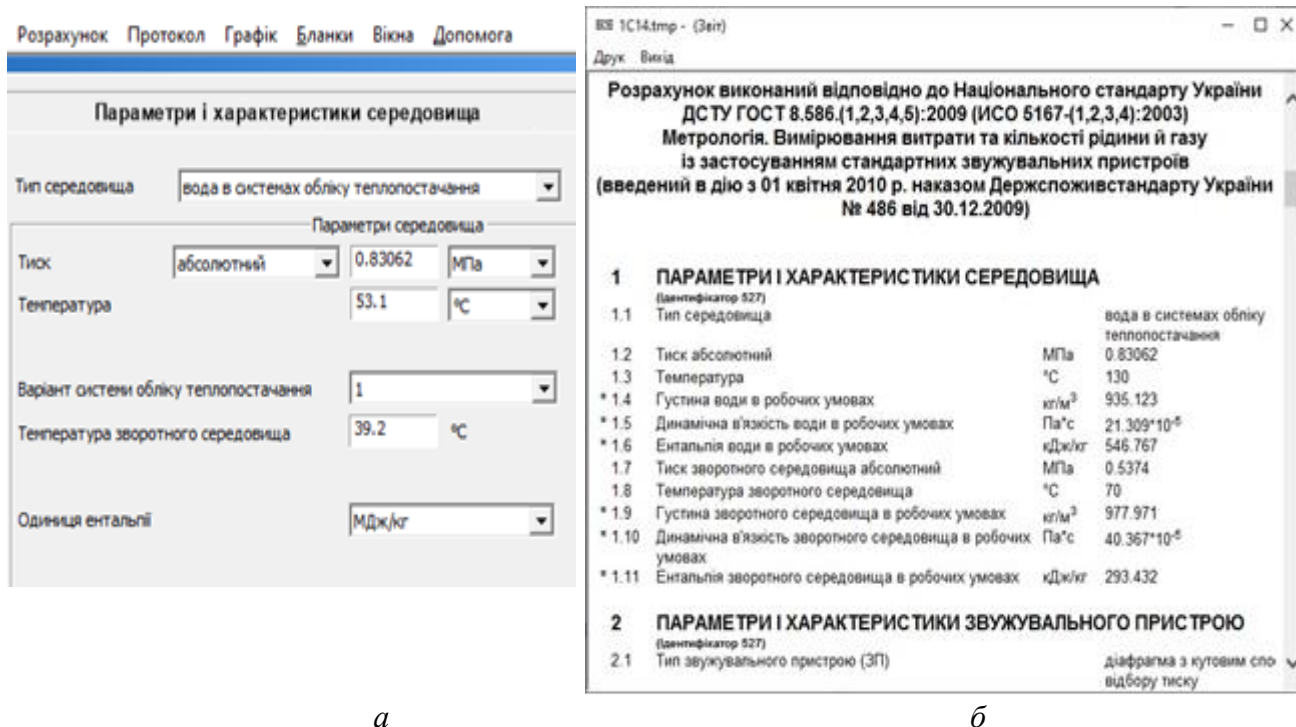


Рис. 1. Фрагменти вікон програмного комплексу:

а – вікно вводу параметрів теплоносія; б – вікно протоколу проектування

Застосування розробленого програмного комплексу дасть можливість оптимізувати характеристики систем вимірювання кількості ТЕ під час їх проектування та спростити процес проектування, що в цілому дасть можливість підвищити точність вимірювання кількості теплової енергії.

1. Матіко Ф. Д., Слабик О. М., Гутник М. В. Аналіз нормативного забезпечення систем вимірювання кількості теплової енергії. *Науковий вісник НЛТУ України*. 2018. № 28 (3). С. 105–110. <https://doi.org/10.15421/40280322>.

2. Лесовой Л. В. Методологічні засади нормування та підвищення точності вимірювання витрати і кількості плинного енергоносія методом змінного перепаду тиску : автореф. дис. докт. техн. наук.: Національний університет “Львівська політехніка”. Львів, 2012. 38 с.

3. Oksana Byts, Igor Kurytnik, Fedir Matiko et al. (2020). Evaluating the uncertainty of the amount of thermal energy for metering systems with differential pressure flowmeters / *Napędy i Sterowanie*, 2020. No. 4. P. 76–80.

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ВИПАРОВУВАННЯ У ПРОЦЕСІ РЕКТИФІКАЦІЇ КАМ'ЯНОВУГІЛЬНОЇ СМОЛИ

Бойко Д. А., Цапар В. С.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, denchikboyko@gmail.com

У технологічному процесі ректифікації кам'яновугільної смоли перша стадія випаровування відбувається у випарнику за температури 165...170 °С. Задача процесу випаровування – відділити очищену кам'яновугільну смоли (КВС) від летких компонентів (ЛК). В подальшому кам'яновугільна смола спрямовується в трубчаті піч для компонування різних фракцій і переходу у випарник другого ступеня. На рис. 1 зображено структурно-параметричну схему випарника.

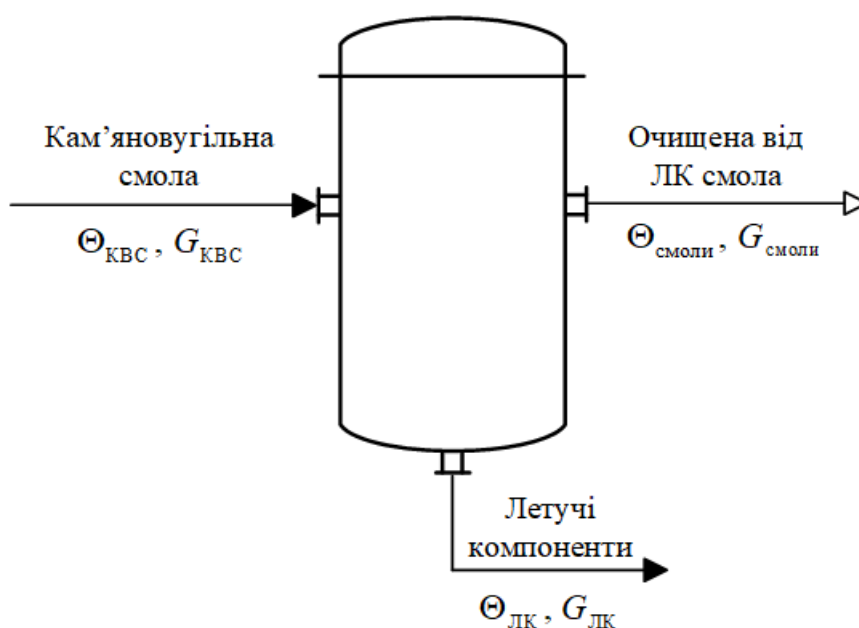


Рис. 1. Структурно-параметрична схема випарника:

$\Theta_{\text{КВС}}$ – температура кам'яновугільної смоли, °С; $G_{\text{КВС}}$ – витрата кам'яновугільної смоли, кг/с;

$\Theta_{\text{смоли}}$ – температура смоли, °С; $G_{\text{смоли}}$ – витрата смоли, кг/с; $\Theta_{\text{ЛК}}$ – температура летких компонентів, °С; $G_{\text{ЛК}}$ – витрата летких компонентів, кг/с

Рівняння динаміки для випарника отримано у вигляді

$$G_{\text{КВС}}\Theta_{\text{КВС}} - G_{\text{смоли}}\Theta_{\text{смоли}} - G_{\text{ЛК}}\Theta_{\text{ЛК}} = dT/dt,$$

а також обраховано значення сталої часу

$$T(p) = (G_{\text{КВС}}\Theta_{\text{КВС}} - G_{\text{смоли}}\Theta_{\text{смоли}}) / G_{\text{ЛК}} = 167,5,$$

та коефіцієнта підсилення

$$k = \frac{\Theta_{\text{ЛК}}}{\Theta_{\text{КВС}} - \frac{\Theta_{\text{смоли}} G_{\text{смоли}}}{G_{\text{ЛК}}}} = 25,125.$$

Передавальну функцію каналу «температура КВС – вихідна температура ЛК» отримано у вигляді

$$W(p) = k / (Tp + 1) = 25,125 / (167,5p + 1).$$

Графік перехідної характеристики випарника побудовано за допомогою програмного середовища «Mathcad» і зображено на рис. 2.

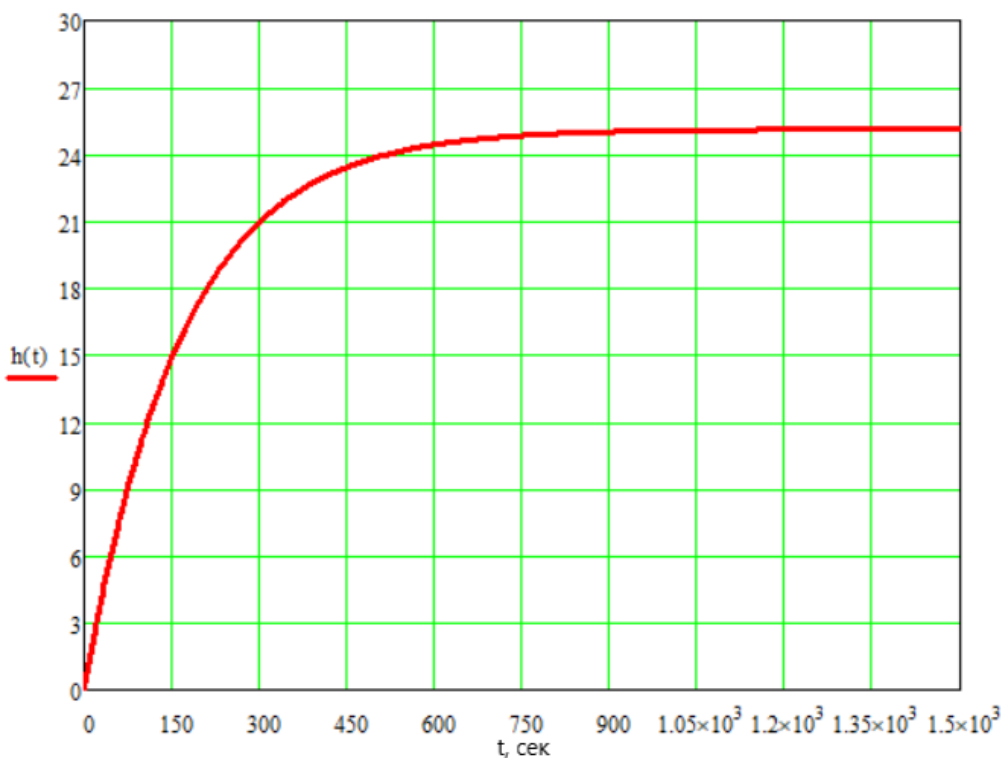


Рис. 2. Динамічна характеристика випарника для каналу «температура КВС – вихідна температура ЛК»

Отримана динамічна характеристика відповідає технологічному регламенту роботи випарника першого ступеня. Як видно з рис. 2, під дією ступінчатого збурення об'єкт виходить на новий усталений режим за 25 хв. Враховуючи високу температуру та складність процесу, отримане значення динамічної характеристики свідчить про те, що даний об'єкт процесу ректифікації кам'яно-вугільної смоли є надійним і високотехнологічним.

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. Гаврилов Ю. В., Королев Н. В., Сеницин С. А. Переработка твердых природных энергоносителей: учеб. пособие. Москва: РХТУ им. Д. И. Менделеева, 2001. 160 с. ISBN 5-7237-0265-3.

ДОСЛІДЖЕННЯ ПЕЧІ ДЛЯ ПЕРЕГРІВУ ВОДЯНОЇ ПАРИ ЯК ОБ'ЄКТА МОДЕЛЮВАННЯ

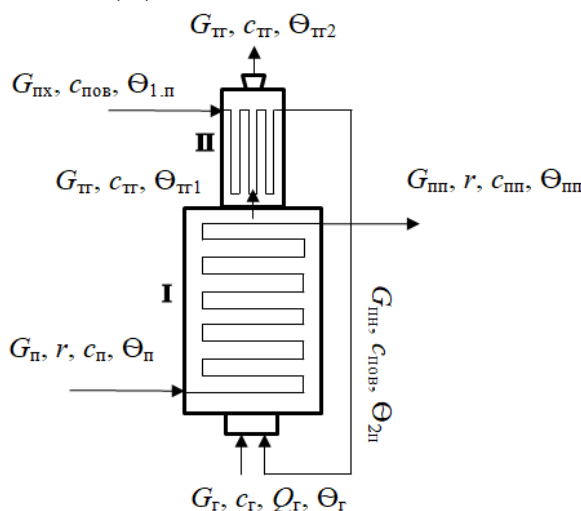
Звіздогляд О. В., Ярощук Л. Д.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, sanyazov@ukr.net

У виробництві стиролу-сирцю одним із основних апаратів є піч для перегрівання водяної пари, в якій пару нагрівають до потрібної температури в результаті спалювання газового палива. Пара виступає головним носієм теплової енергії в названому виробництві.

Метою дослідження є аналіз апарата як об'єкта моделювання для подальшої розробки системи керування.

Стирол-сирець C_8H_8 ($C_6H_5CH = CH_2$) має скорочене хімічне позначення *PhVi* (фенілетілен, вінілбензол, етенілбензол), це безбарвна отруйна рідина зі специфічним запахом. У промисловості 85 % стиролу одержують дегідруванням етилбензолу. В цій технології головним джерелом теплової енергії є піч для перегрівання пари. На підприємствах з виробництва стиролу зазвичай використовують трубчасті печі [1, 2].

На рисунку показано структурно-параметричну схему печі такого типу. Вона складається з двох ємностей: для перегрівання водяної пари (I) та нагрівання повітря для пальників (II).



Структурно-параметрична схема печі для перегрівання водяної пари:

$G_{пх}, c_{пов}, \Theta_{1п}$ – витрата, теплоємність і температура повітря відповідно; G_p, c_p, Θ_p – витрата, теплоємність і температура пари відповідно; r – питома теплоємність пароутворення; G_g, Θ_g, c_g – витрата, температура та теплоємність коксового газу відповідно; Q_g – питома теплота згорання коксового газу; $G_{пп}, \Theta_{2п}$ – витрата та температура нагрітого повітря відповідно; $G_{пп}, c_{пп}, \Theta_{пп}$ – витрата, теплоємність і температура перегрітої пари відповідно; $G_{пг}, c_{пг}, \Theta_{пг1}, \Theta_{пг2}$ – витрата, теплоємність, первинна та вторинна температури топкових газів відповідно

Для моделювання розглянемо детально процеси, що пов'язані з роботою печі. В ємності I відбуваються процеси горіння та нагрівання пари, яка надходить з температурою близькою до 380 °С. Теплота, виділена при спалюванні

кокового газу, передається через стінки труб парі, що, виходячи з печі, йде на змішування з паром етилбензолу.

Топковий газ з температурою приблизно 1050 °С, який утворюється в результаті горіння, надходить в ємність II для підігрівання атмосферного повітря.

У пальники надходить коксовий газ та підігріте повітря з ємності II зі співвідношенням $G_{\text{пн}} \approx 10G_{\text{г}}$. Топкові гази на виході з печі мають температуру близько 950 °С, потім вони надходять у випарник етилбензолу.

Виконаємо аналіз зв'язків між технологічними змінними, що характеризують розглянуті процеси. Для цього використаємо метод балансів енергії та маси.

Матеріальний баланс для атмосферного повітря: $G_{\text{пх}} = G_{\text{пн}}$.

Матеріальний баланс для газу: $G_{\text{г}} + G_{\text{пн}} = G_{\text{тг}}$.

Матеріальний баланс для пари: $G_{\text{п}} = G_{\text{пп}}$.

Складемо тепловий баланс для печі, виходячи зі структурно-параметричної схеми об'єкта.

Тепловий баланс для ємності I запишемо у вигляді

$$G_{\text{п}}i_{\text{п}} + G_{\text{г}}Q_{\text{г}} + G_{\text{г}}c_{\text{г}}\Theta_{\text{г}} + G_{\text{пн}}c_{\text{пов}}\Theta_{2\text{п}} = G_{\text{тг}}c_{\text{тг}}\Theta_{\text{тг}1} + G_{\text{пп}}i_{\text{пп}},$$

де $i_{\text{п}}$ та $i_{\text{пп}}$ – ентальпія пари та перегрітої пари відповідно:

$$i_{\text{п}} = r + c_{\text{п}}\Theta_{\text{п}},$$
$$i_{\text{пп}} = r + c_{\text{пп}}\Theta_{\text{пп}}.$$

Враховуючи несуттєвість кількості тепла, яку вносять доданки $G_{\text{пн}}c_{\text{пов}}\Theta_{2\text{п}}$ та $G_{\text{г}}c_{\text{г}}\Theta_{\text{г}}$ порівняно з $G_{\text{г}}Q_{\text{г}}$, знехтуємо ними та наведемо тепловий баланс для ємності I у наступному вигляді:

$$G_{\text{п}}i_{\text{п}} + G_{\text{г}}Q_{\text{г}} = G_{\text{тг}}c_{\text{тг}}\Theta_{\text{тг}1} + G_{\text{пп}}i_{\text{пп}}.$$

Тепловий баланс для ємності II:

$$G_{\text{пх}}c_{\text{пов}}\Theta_{1\text{п}} + G_{\text{тг}}c_{\text{тг}}\Theta_{\text{тг}1} = G_{\text{пн}}c_{\text{пов}}\Theta_{2\text{п}} + G_{\text{тг}}c_{\text{тг}}\Theta_{\text{тг}2}.$$

Дослідження показує, що піч є багатопараметричним об'єктом моделювання з рециклом, а каналами керування доцільно вибрати такі: «витрата палива → температура перегрітої пари на виході печі», «витрата нагрітого повітря → співвідношення між витратами палива та повітря». Необхідні для моделювання змінні можуть бути виміряні достатньо точно. Основними збуреннями виступають $G_{\text{п}}$, $\Theta_{\text{п}}$, $G_{\text{пх}}$, $\Theta_{1\text{п}}$, які змінюються достатньо часто, але їх вимірюють неперервно, а також $Q_{\text{г}}$, яку практично не вимірюють, вважаючи сталою величиною для палива одного джерела надходження. Проведене дослідження дозволить отримати математичні моделі для розрахунку контурів керування піччю.

1. Шестозуб А. Б., Волошин М. Д. Конспект лекцій з дисципліни «Технологія газів»: навч. посіб. для студ. спеціальності «Хімічна технологія». Дніпродзержинськ: ДДТУ, 2013. 81 с.

2. Степанюк А. Р. Пічне обладнання у хімічних та нафтопереробних процесах: навч. посіб. для студ. спеціальності «Галузеве машинобудування». Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. 172 с.

СИНТЕЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ТЕПЛОВИМ РЕЖИМОМ РОБОТИ НЕЙТРАЛІЗАТОРА

Губар Б. П., Ситніков О. В.

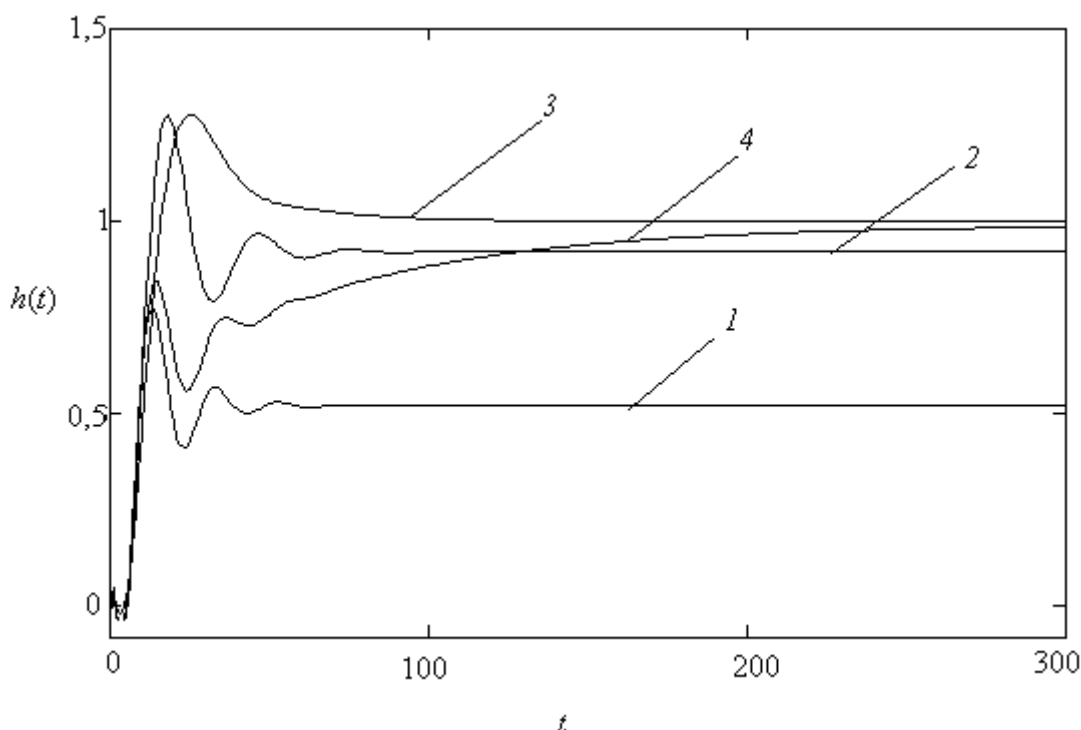
КПІ ім. Ігоря Сікорського, bogdangubar@gmail.com

Нейтралізація – реакція взаємодії кислоти з основою. Саме цей процес відбувається в нейтралізаторі під час нейтралізації сульфохлоридів, а основним параметром є температура суміші на виході з апарата [1]. Тому завданням системи керування є підтримання на заданому технологічному регламенті рівні зазначеної температури.

Метою роботи є розв’язання задачі синтезу системи керування тепловим режимом роботи нейтралізатора на основі проведення досліджень з використанням П- та ПІ-регуляторів та вибору типу регулятора, що буде в подальшому використаний у системі керування.

Дослідження систем керування з П- та ПІ- регулятором було проведено за допомогою методу М-кола та методу Циглера-Нікольса (засобами виводу перехідного процесу замкненої системи в режим автоколивань та знаходження критичного значення пропорційної складової регулятора) [2]. За результатами досліджень отримано параметри налагодження для кожного з регуляторів та розраховано перехідні характеристики.

Результати процесу синтезу системи керування наведено на рисунку.



Перехідні процеси замкненої одноконтурної системи керування
з П- та ПІ-регуляторами:

1 – перехідний процес у системі з П-регулятором (метод М-кола); 2 – перехідний процес у системі з П-регулятором (метод Циглера-Нікольса); 3 – перехідний процес у системі з ПІ-регулятором (метод Циглера-Нікольса), 4 – перехідний процес у системі з ПІ-регулятором (метод М-кола)

Як видно з отриманих результатів перехідних процесів, замкненій одно-контурній системі на основі П-регулятора (для обох методів: М-кола та Циглера-Нікольса) притаманна суттєва статична похибка, що відповідає відомим недолікам, пов'язаним з використанням П-регуляторів, а крім того, спостерігається недорегулювання [2]. Додавання інтегральної складової, тобто перехід до ПІ-регулятора, дозволяє позбутися статичної похибки. У разі використання для синтезу системи керування методу М-кола швидкість виходу на усталене значення значно нижча, аніж за використання методу Циглера-Нікольса (див. рисунок). Остаточні значення отриманих параметрів налагодження ПІ-регулятора такі:

$$K_p = 0,175; T_i = 30.$$

Роблячи висновок щодо швидкодії системи та показників перерегулювання, для системи керування вибираємо ПІ-регулятор з параметрами налагодження, що були отримані за допомогою метода Циглера-Нікольса.

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

ВИКОРИСТАННЯ WEB-СЕРВІСІВ В СИСТЕМАХ КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМИ ПРОЦЕСАМИ

Ковалюк Д. О., Кармазін І. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, karmazin.i.m@gmail.com

Досліджуючи наявні підприємства виробництва ацетилену, можемо констатувати існування проблеми відсутності сучасних автоматизованих систем керування технологічним процесом (АСКТП). Підприємства із застарілими АСКТП мають низку проблем, які можуть призвести до критичних або навіть катастрофічних помилок. З основних проблем можна виокремити безпеку проникнення в систему, розподіл обов'язків між системою керування та оператором, складність підключення та роботи з системами керування базами даних (СКБД), розробку та інтеграцію людино-машинного інтерфейсу.

Підприємства, що застосовують у виробничих процесах сучасні АСКТП мають низку економічних переваг: зниження собівартості продукції, підвищення ефективності праці та рентабельності. Сучасні системи являють собою багаторівневі системи керування технологічними процесами. Структуру такої системи наведено на рис. 1.



Рис. 1. Структура багаторівневої системи керування

На найнижчому рівні системи розміщено об'єкти керування, далі – контрольно-вимірювальні прилади, вище – програмовані логічні контролери, ще вище – системи збору та контролю інформації, і завершують цю піраміду MES системи керування та планування.

Верхні рівні системи керування мають виконувати наступні функції – зчитування інформації з контролерів, зберігання даної інформації у базу даних, представлення цієї інформації за запитом оператора. Більшість поставлених задач вирішуються на рівні SCADA-системи, тому в роботі розглядається питання розробки програмного забезпечення саме для цієї ланки.

Одним із можливих рішень є розробка *WEB*-сервісу, що забезпечить легкий доступ до баз даних (БД), реалізацію людино-машинного інтерфейсу та високий рівень безпеки. Розробка *WEB*-сервісу – це рішення, яке призводить до збільшення трудомісткості на етапі проектування системи, але в подальшому дає велику перевагу в процесі її експлуатації.

Для створення *WEB*-сервісу можна використати технології *ASP.NET Core 3**. Перевагами такого підходу будуть вже вбудований механізм впровадження залежностей та ведення журналу, які дозволяють значно спростити подальшу розробку. Архітектуру з основними можливостями можна побачити на рис. 2.

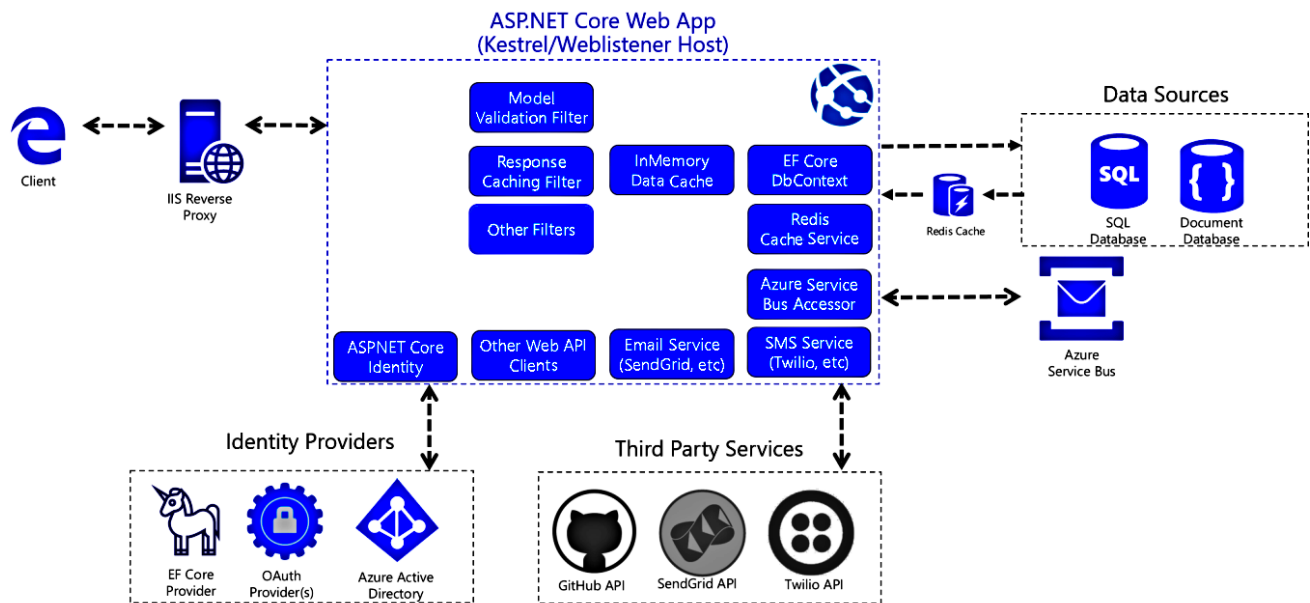


Рис. 2. Архітектура *ASP.NET Core 3*

Одним з найважливіших елементів для *SCADA*- та *MES*-систем є робота з базою даних. БД – дуже складний об’єкт за своєю структурою, тому взаємодія з нею може викликати низку незручностей.

Розглянемо реалізацію роботи з БД в *ASP.NET Core 3*. За допомогою *Entity Framework Core 3.1 (EF)* можемо під’єднати до нашого сервісу будь-яку базу да-

* Common web application architectures. Microsoft Docs [Electronic resource] URL: <https://docs.microsoft.com/ru-ru/dotnet/architecture/modern-web-apps-azure/common-web-application-architectures> (Last accessed: 02.04.2020).

них (БД), створену за будь-якою технологією. У створенні БД нам допоможуть два паттерни – *Unity of work* та *Repository*. Паттерн *Repository* дозволяє приховати роботу напряду з моделлю даних і за своєю структурою відображає роботу з таблицею з БД. Він реалізує чотири основних дії з БД – *Create, Read, Update, Delete (CRUD)* для створення, отримання, редагування та видалення рядків.

Unity of work, у свою чергу, гарантує, що всі об'єкти репозиторію використовують єдиний контекст БД, чим забезпечується можливість звернення до бази даних із декількох потоків одночасно. Реалізація цих двох паттернів дозволяє дуже легко працювати з БД з різних потоків або асинхронно, а в разі необхідності дуже просто замінювати окремі елементи, не змінюючи основних частин програми та не переписуючи багато коду.

Структурну модель взаємодії *EF* з БД можна побачити на рисунку 3.

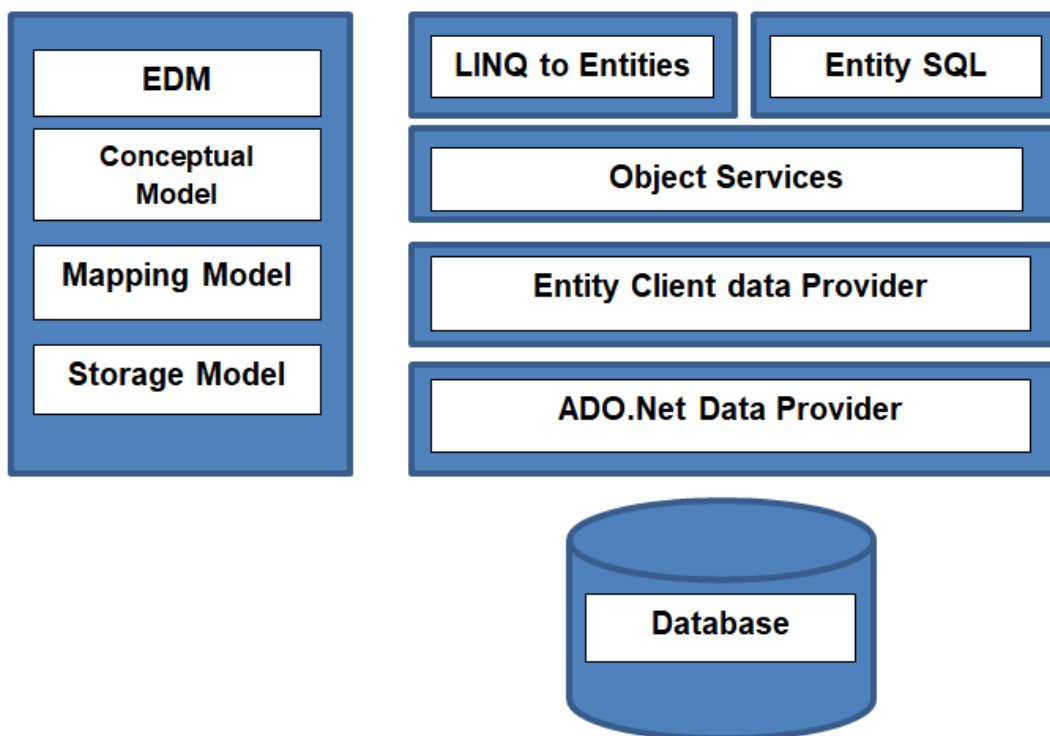


Рис. 3 Архітектура *Entity Framework*

Таким чином, на основі *ASP.NET CORE 3* можна розробити сучасну АСКТП, що буде враховувати повний спектр потреб підприємства, а саме: контроль всіх параметрів технологічного процесу, запис та зберігання значень процесу до БД, передачу керувальних впливів до контролерів, надавати можливість гнучкої розробки людино-машинного інтерфейсу та значний рівень безпеки.

**THE METHODOLOGICAL ASPECT
OF THE DECISION SUPPORT SYSTEM IN THE PROBLEMS
OF TRAINING STUDENTS OF MEDICAL UNIVERSITIES**

Batyuk L. V., Chovpan H. O.

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

In the conditions of market competition, a modern student is required to apply the acquired knowledge, information and skills, both in the learning process and in further medical practice. It is almost impossible to achieve these goals without using teaching methods that would make students not passive listeners, but active participants in the learning process. Improving the correctness and quality of decision-making by students in the learning process leads to a reduction in the load on the teaching and auxiliary personnel, to the possibility of reducing the cost of fulfilling the function of collecting and processing data to make decisions about the students expulsion of from the university, as well as the acceptance of students for further training or work. The main characteristics of a modern graduate of a medical university are his ability to make right decision by choosing from a set of alternatives, competence, which will result in minimum costs and maximum therapeutic effect*.

The aim of the study is to develop a methodology for assessing the quality of education of students of medical universities, as well as an information decision support system that will evaluate and improve the effectiveness of education quality management.

The study covers the following issues:

- to develop a functional model for the organization of the education quality management process (and an algorithm for its implementation) for first and second year students studying in the Ukrainian language, disciplines Medical and biological physics and Medical informatics;
- create a data model of the information system for decision support to assess the quality of training of first and second year students studying in the Ukrainian language, disciplines Medical and biological physics and Medical informatics;
- to monitor student trajectories using surveys and analysis of statistical information in order to obtain relevant information on the characteristics of the student contingent and students' attitudes to learning, about the features and factors that affect the educational activities of students, about the features of the implementation of training programs. Monitoring involves the use of two types of data: survey and statistical, which will allow a comprehensive assessment of the processes taking place in universities.

* Chovpan I. Methods of determination of initial level of students' knowledges on basic disciplines at higher medical educational institutions / I. Chovpan, G. Chovpan, L. Batyuk // Journal ScienceRise: Pedagogical Education. 2017. Vol 5, No 13. P. 46–50. DOI: 10.15587/2519-4984.2017.102930.

To solve the tasks, methods of system analysis, mathematical modeling, and mathematical statistics, ethical and legal principles of information management in the education system were used.

The scientific novelty of the work is as follows:

1. The development of a functional model for organizing the process of managing the quality of education made it possible to analyze the disciplines of the curriculum and identify main indicators, which are a set of interrelated indicators of the quality of education;

2. A mathematical model is proposed for assessing the quality of education of first and second year students studying in Ukrainian language in the disciplines of Medical and Biological Physics, and Medical Informatics;

3. An algorithm for the implementation of the mathematical model is proposed, which allows continuous monitoring of the quality of education to be carried out on the basis of statistical data of the assessment received by the student and the processing of the results of monitoring the assimilation of knowledge by the student through a combination of methods of mathematical statistics;

4. A conceptual model and a data model of a decision support information system for assessing and monitoring the quality of students' training have been proposed, allowing to describe the organization of the education quality management process and visually present the data structure as part of the training of students of the Department of Medical and Biological Physics and Medical Information Science of our university on a logical level, and then develop the database at the physical level.

Methodology and information system can be used:

- when assessing and monitoring student performance;
- while improving the technology of training specialists in these disciplines;
- when introducing an education quality management system.

The theoretical and practical value of the research is determined by the scientific results obtained in the implementation of the tasks, their novelty and consists in the development of models and methods that allow for effective management of the educational process at the Department of Medical and Biological Physics and Medical Information Science in order to improve the quality of students' professional training and ensure streamlining, transparency, consistency and automation of processes for assessing the quality of education at a university.

ПРИКЛАДНА ПРОГРАМА ДЛЯ ІМІТАЦІЙНОГО МОДЕЛЮВАННЯ ХАРАКТЕРИСТИК ДИСТИЛЯТОРА

Кучкін О. М., Ковалевський В. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, KuchkinAleksey@gmail.com

Процес дистиляції плаву карбаміду відбувається у дистиляторі. Фізична модель дистилятора, що виражає взаємодію рідкого та газоподібного потоків за відповідних значень технологічних параметрів та змінах їх характеристик у часі, може бути записана у вигляді [1]

$$\rho \left(\frac{\partial v}{\partial t} + v(\nabla v) \right) = -\nabla p + \eta \Delta v + \left(\zeta + \frac{\eta}{3} \right) \nabla \operatorname{div} v,$$

де v – поле швидкості рідини; ρ – густина; p – тиск; η – коефіцієнт динамічної в'язкості; ζ – друга в'язкість; ∇ – оператор Гамільтона; Δ – оператор Лапласа.

На основі конструктивних даних дистилятора, теплових і матеріальних балансів та розрахунків його статичних і динамічних характеристик у роботах [2] та [3] створено прикладну програму, яка за рахунок імітаційного моделювання для різних режимів (*max*, *min* і *work*) навантаження дистилятора забезпечує спостереження зміни у часі параметрів процесу дистиляції (рис. 1).

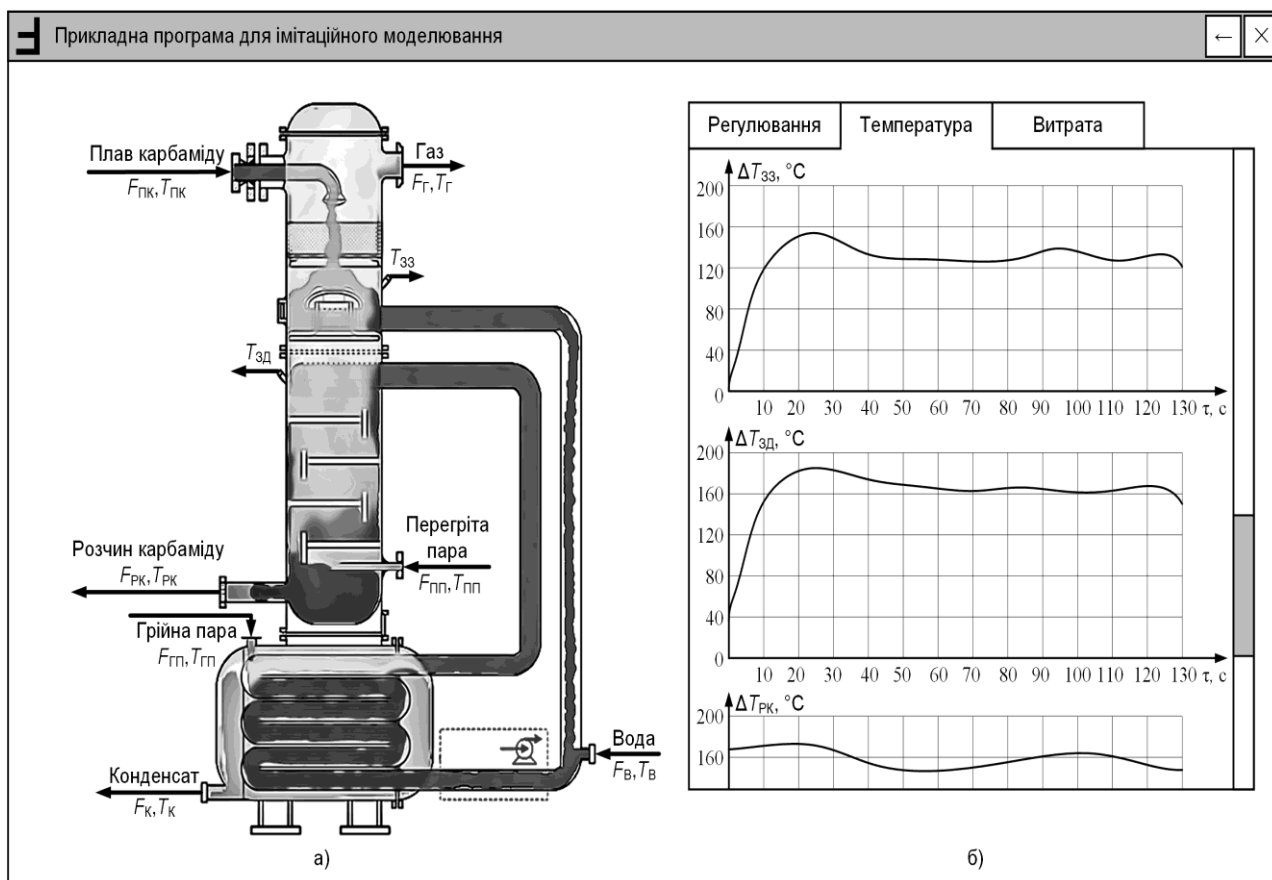


Рис. 1. Вікно програми для імітаційного моделювання характеристик дистилятора:
а) параметрична схема конструкції дистилятора: F_i – витрата потоку у трубопроводі; T_i – температура потоку; б) імітаційні характеристики дистилятора: $T_{зз}$ – температура в зоні завантаження; $T_{зд}$ – температура в зоні дистиляції; $T_{рк}$ – температура розчину карбаміду

У роботах [2] та [3] розглянуто математичну модель дистилятора плаву карбаміду відповідно до визначених зон теплообміну, для яких розраховано передавальні функції, а також отримано статичні та динамічні перехідні характеристики. На (рис. 2) наведено порівняльні перехідні характеристики для максимального (max) і мінімального (min) навантаження за витратою плаву у дистиляторі. З наведених графіків можна бачити, що розраховані імітаційною програмою перехідні характеристики відрізняються у залежності від навантаження дистилятора плаву карбаміду.

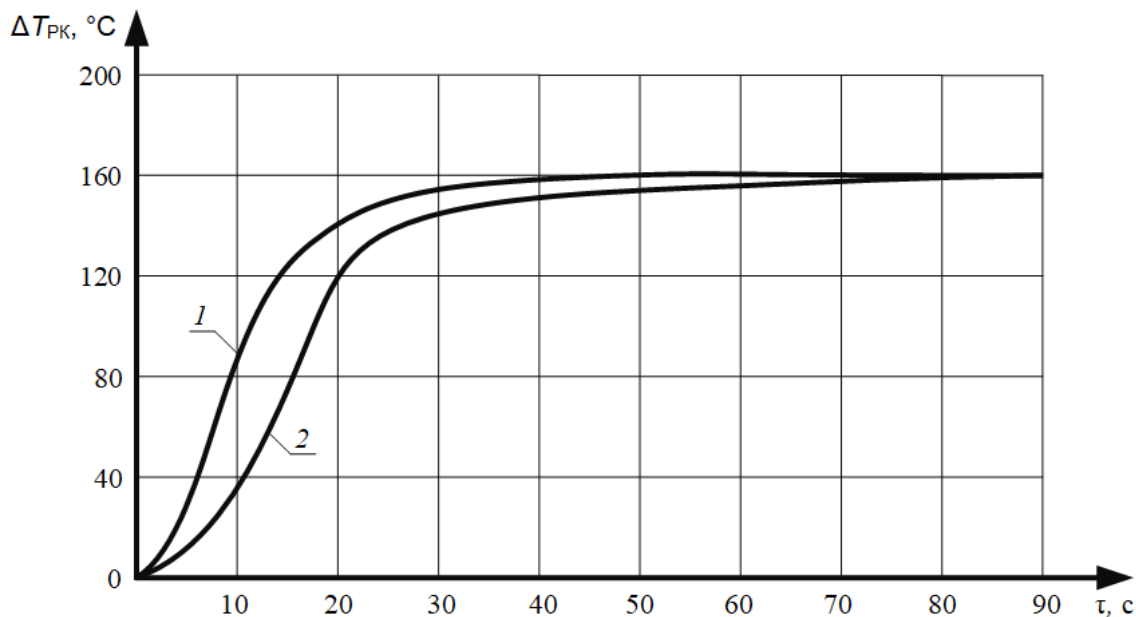


Рис. 2. Динамічні характеристики вихідної температури розчину карбаміду:
1 – за min-навантаження; 2 – за max-навантаження

Імітаційна прикладна програма системи автоматичного регулювання температур у зонах теплообмінів забезпечує можливість змінювати різні значення навантаження дистилятора та візуально спостерігати за змінами властивостей технологічного процесу дистилятора плаву карбаміду.

1. Горловский Д. М., Альтшулер Л. Н., В. И. Кучерявый. Технология карбамида: технич. литерат. для ВУЗов. Ленинград: Химия, 1981. 320 с.
2. Кучкін О. М., В. М. Ковалевський. Статичні властивості та схема автоматизації процесу дистиляції плаву карбаміду // VI Міжнародна науково-технічна Internet-конференція (Київ, НУХТ, 20–21 листопада 2019 р.). Київ, 2019. ISBN 978-966-612-234-9.
3. Кучкін О. М. Динамічні властивості процесу дистиляції плаву карбаміду. Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: матеріали XIII науково-практ. конф. студ. (АКІТ-2019) (Київ, НТУУ «КПІ», 4-5 грудня 2019 р.). Київ, 2019. С. 45–46. ISBN 978-966-622-753-2.

МОДЕЛЮВАННЯ СТАТИЧНОГО РЕЖИМУ РОБОТИ МІРНИКА У ПРОЦЕСІ ВИРОБНИЦТВА РІДКОГО СКЛА З СИЛІКАТ-ГЛИБ

Ситніков О. В., Кльоц В. Г.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, vladimirk1@wizardsdev.com

Мірник – апарат, призначеним для відмірювання певної кількості речовини для здійснення подальших операцій (дій) з фіксованою кількістю речовини або сировини.

У нашому випадку мірник використовується для подальшого нагрівання сировини сухою парою. Температура сировини на виході напряму залежить від кількості подачі сухої пари, від кількості речовини, яка на момент здійснення нагрівання перебуває у мірнику, концентрації речовини та часу перебування сировини безпосередньо у відстійнику.

Для здійснення досліджень розроблено структурно-параметричну схему, зображену на рис. 1.

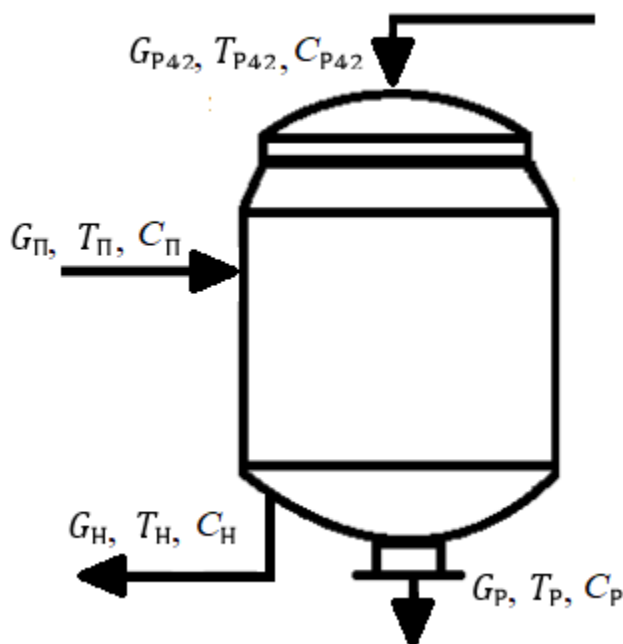


Рис. 1. Структурно-параметрична схема мірника:

$G_{П}$ – витрата сухої пари; G_{P42} – витрата 42-відсоткового розчину; $G_{Р}$ – витрата розчину на виході; $G_{Н}$ – витрата надлишкової пари; $T_{П}$ – температура сухої пари; T_{P42} – температура 42-відсоткового розчину; $T_{Р}$ – температура розчину на виході; $T_{Н}$ – температура надлишкової пари

Для моделювання статичного режиму роботи мірника були взяті такі значення параметрів: $G_{П}=3 \text{ м}^3/\text{хв}$; $T_{П}=285\text{K}$; $C_{П}=1,885 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$; $G_{P42}=10 \text{ м}^3/\text{хв}$; $T_{P42}=294 \text{ K}$; $C_{P42}=1,21 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$; $G_{Р}=10 \text{ м}^3/\text{хв}$; $T_{Р}=202 \text{ K}$; $C_{Р}=1,23 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$; $G_{Н}=3 \text{ м}^3/\text{хв}$; $T_{Н}=205 \text{ K}$; $C_{Н}=1,860 \text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$.

Складемо тепловий баланс для змішувача, виходячи із структурно-параметричної схеми об'єкта:

$$G_{\Pi}T_{\Pi}C_{\Pi}+G_{\text{P}}T_{\text{P}}C_{\text{P}}=G_{\text{H}}T_{\text{H}}C_{\text{H}}+G_{\text{P42}}T_{\text{P42}}C_{\text{P42}}.$$

Виведемо рівняння статики для каналу «витрата суміші – вихідна концентрація суміші» у вигляді

$$T_{\text{H}}=(G_{\Pi}T_{\Pi}C_{\Pi}-G_{\text{P42}}T_{\text{P42}}C_{\text{P42}}+G_{\text{P}}T_{\text{P}}C_{\text{P}})/G_{\Pi}C_{\Pi}.$$

Отримаємо залежність витрати суміші, від витрати та концентрації до нейтралізатора:

$$T_{\text{H}}=(2020G_{\text{P}}-1994,1)/5580.$$

Побудовану статичну характеристику каналу «витрата суміші – вихідна концентрація суміші» наведено на рис. 2.

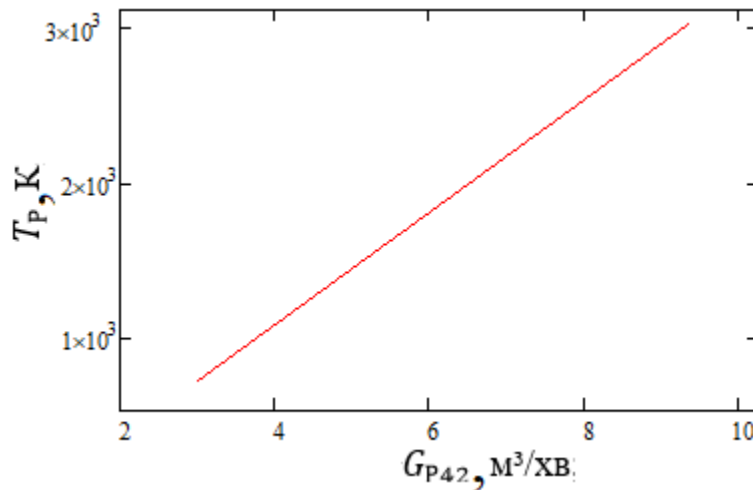


Рис. 2. Статична характеристика мірника для каналу «витрата суміші – вихідна температура суміші»

Як видно із отриманого результату, зі збільшенням витрати суміші температура суміші на виході збільшується.

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. 336 с. 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: навчальний посібник. К.: ІВЦ «Видавництво "Політехніка"», 2004. 424 с.

РОЗРАХУНОК ПАРАМЕТРІВ РЕГУЛЯТОРА ДЛЯ КЕРУВАННЯ ТЕПЛООБМІННИКОМ У ПРОЦЕСІ ВИРОБНИЦТВА МЕТАНОЛУ ЗА ЗНИЖЕНОГО ТИСКУ

Ковалюк Д. О., Кондратова В. І.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, vikondratova1029@gmail.com

У процесі виробництва метанолу підтримання температурного режиму перед реактором дуже важливе, оскільки за низьких температур швидкість процесу синтезу настільки мала, що не існує каталізатора, який міг би прискорити перебіг процесу. Тому перед реактором суміш проходить через теплообмінник. Для створення ефективної системи керування потрібно розрахувати оптимальне налаштування регулятора.

Структурно-параметричну схему теплообмінника для синтез-газу перед реактором наведено на рис. 1.

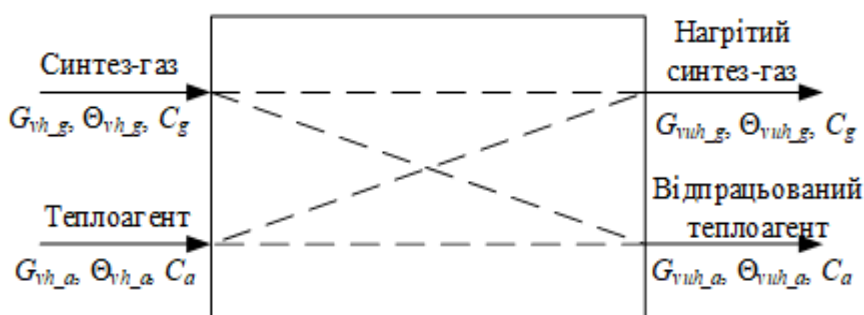


Рис. 1. Структурно-параметрична схема теплообмінника:

G_{vh_g} , Θ_{vh_g} , C_g – витрата, температура, питома теплоємність синтез-газу відповідно; G_{vh_a} , Θ_{vh_a} , C_a – витрата, температура, питома теплоємність теплоагента відповідно; G_{vuh_g} , Θ_{vuh_g} – витрата та температура нагрітого синтез-газу відповідно; G_{vuh_a} , Θ_{vuh_a} – витрата та температура відпрацьованого теплоагента відповідно

Для нормального функціонування установки потрібно забезпечити контроль та регулювання таких параметрів: витрати теплоагента, витрати синтез-газу, температури синтез-газу на виході з апарата.

Розглянемо спосіб автоматичного керування процесом нагрівання синтез-газу в теплообміннику за каналом керування «витрата теплоагента на вході – температура синтез-газу на виході».

Передавальна функція об'єкта керування отримана в попередніх дослідженнях має вигляд

$$W_{ob}(p) = \frac{1}{37,081p + 1}.$$

Транспортне запізнення розкладене в дріб Паде запишемо як

$$W_{zp}(p) = \frac{p^2 - \frac{6}{\tau}p + \frac{12}{\tau^2}}{p^2 + \frac{6}{\tau}p + \frac{12}{\tau^2}}.$$

Для системи керування обираємо ПІ-регулятор через ряд його переваг: забезпечує нульову статичну похибку, легкий в налаштуванні, має малу чутливість до шумів у каналі вимірювання.

Розрахунок параметрів регулятора можна виконувати різними методами: методом Ціглера-Нікольса, методом перехідного режиму, на заданий показник коливності, за критеріями мінімізації середньоквадратичного відхилення.

В роботі обрано метод Ціглера-Нікольса. Він дозволяє забезпечити у системі керування необхідний запас стійкості, є досить простим у реалізації та часто використовується на практиці.

Алгоритм метода Ціглера-Нікольса передбачає виконання таких операцій:

- 1) замкнену систему керування із ПІ-регулятором виводимо на границю стійкості поступово збільшуючи коефіцієнт підсилення регулятора K_p ;
- 2) для отриманого коливного режиму визначаємо критичне значення коефіцієнта підсилення регулятора K_{kr} та критичний період коливань Ti_{kr} , що встановився;
- 3) розраховуємо оптимальні параметри регулятора за формулами.

Реалізуємо зазначений алгоритм в математичному пакеті MathCad. Нижче наведено скриншот MathCad-файлу:

$$\begin{aligned}
 K_{reg_kr} &:= 10.42 \\
 W_p(p) &:= K_{reg_kr} \\
 W_{ps}(p) &:= \frac{W_o(p) \cdot W_p(p)}{1 + W_o(p) \cdot W_p(p)} \left| \begin{array}{l} \text{simplify} \\ \text{float}, 3 \end{array} \right. \rightarrow \frac{0.527}{p + 1.31} - \frac{1.0(4914.0p - 799.0)}{20000.0p^2 + 1568.0} \\
 hp_{kr}(t) &:= \frac{1}{p} \cdot \frac{W_o(p) \cdot W_p(p)}{1 + W_o(p) \cdot W_p(p)} \text{ invlaplace, } p \rightarrow 0.912 - 0.509e^{-9.817 \times 10^{-5} \cdot t} \cdot \cos(0.28t)
 \end{aligned}$$

Перехідну характеристику системи наведено на рис. 2.



Рис. 2. Перехідна характеристика системи в режимі автоколивань

Визначаємо критичне значення коефіцієнта підсилення регулятора K_{reg_kr} та критичний період коливань T_{kr} , що встановився:

$$K_{reg_kr} = 10,42;$$

$$T_{kr} = 19.$$

Розраховуємо оптимальні параметри налаштування регулятора:

$$K_{reg} = 0,35K_{reg_kr} = 3,647;$$

$$T_i = 1,25T_{kr} = 23,75.$$

Будуємо передавальну функцію зі знайденими параметрами регулятора. Результат представимо у вигляді скриншота MathCad-файлу:

$$W_{pi}(p) := K_{reg} \cdot \left(1 + \frac{1}{T_i p} \right),$$

$$W_{pis}(p) := \frac{W_{ob}(p) \cdot W_{pi}(p)}{1 + W_{ob}(p) \cdot W_{pi}(p)} \quad \left| \begin{array}{l} \text{simplify} \\ \text{float}, 3 \end{array} \right. \rightarrow \frac{0.0286p + -0.0943p^2 + 0.0985p^3 + 0.00138}{(p + 0.0515) \cdot (p + 0.867) \cdot (0.207p + p^2 + 0.0308)}.$$

На рис. 3 представимо для порівняння перехідні характеристики об'єкта керування та замкненої системи з ПІ-регулятором, що налаштований методом Ціглера-Нікольса.

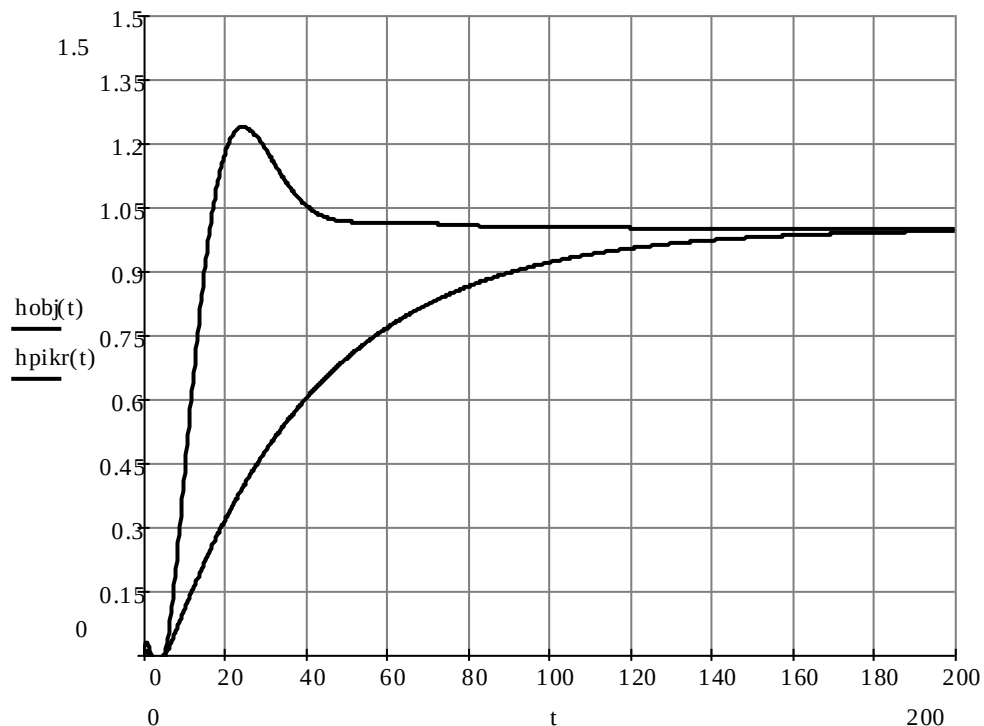


Рис. 3. Перехідні характеристики: об'єкта керування – $h_{obj}(t)$; замкненої системи з ПІ регулятором – $h_{pikr}(t)$.

Як видно з графіка, система виходить на усталене значення та не має статичної похибки. Перегулювання складає 23 % або 13 °С, що є допустимим в даному технологічному процесі. Тому можемо зробити висновок, що даний метод налаштування задовольняє наші вимоги.

МОДЕЛЮВАННЯ СТАТИЧНОГО РЕЖИМУ СКРУБЕРА В ПРОЦЕСІ ВИРОБНИЦТВА ФОРМАЛЬДЕГІДУ

Ситніков О. В., Міщенко П.О.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, p98avlo@gmail.com

У виробництві формальдегіду (НСНО) методом дегідрування метанолу необхідним етапом є очищення його від домішок. Концентрація НСНО характеризує якість продукції.

Вилучення НСНО із газової суміші на заключній стадії його виробництва відбувається в скрубєрі шляхом його абсорбції холодною водою.

Скрубєр розглядається як технологічний об'єкт керування концентрацією НСНО в формаліні на його виході, яка і буде оцінкою результату очищення газової суміші від НСНО .

Для досліджень необхідно побудувати структурно-параметричну схему об'єкта та вивести матеріальний баланс [1]. Структурно-параметрична схема скрубєра наведена нижче на рис. 1.

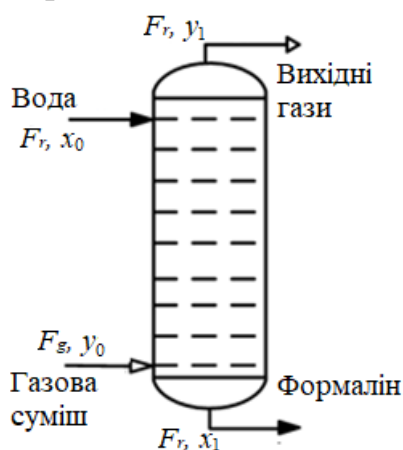


Рис. 1. Структурно-параметрична схема скрубєра

Основні параметри статичного режиму об'єкта наведено в таблиці 1.

Параметри статичного режиму об'єкта

Назва параметру	Позначення	Значення
Витрата газової суміші (НСНО та $\text{СН}_3\text{ОН}$), кг/год	F_g	10000
Витрата абсорбенту (H_2O), кг/год	F_r	2500
Початкова концентрація НСНО у (НСНО та $\text{СН}_3\text{ОН}$), кг/кг	y_0	0,87
Кінцева концентрація НСНО у (НСНО та $\text{СН}_3\text{ОН}$), кг/кг	y_1	0,70
Початкова концентрація НСНО у H_2O , кг/кг	x_0	0
Кінцева концентрація НСНО у H_2O , кг/кг	x_1	0,37
Кількість НСНО , яка абсорбувалася у H_2O з газової суміші на одиницю рушійної сили в газовій фазі, кг/сек	SK_g	356
Кількість НСНО , яка прийшла з газової суміші у H_2O на одиницю рушійної сили в рідині, кг/сек	SK_r	3378
Постійна Генрі, кг/кг	m	8,73

В об'єкті є два канали керування: «витрата абсорбенту – вихідна концентрація НСНО в газовій суміші» та «початкова концентрація НСНО в газовій суміші – вихідна концентрація НСНО в газовій суміші».

Основними акумулювальними ємностями, для яких складається рівняння балансів, є вода та газова суміш [2].

Приймаємо допущення про одномірний (в напрямку руху газового потоку) лінійний розподіл концентрацій НСНО в рідинній і газовій фазах.

В об'єкті мають місце допущення про обмеження вхідних змінних:

$$\begin{aligned}x_{0\max} &> x_0 > x_{0\min}, \\y_{0\max} &> y_0 > y_{0\min}.\end{aligned}$$

За розробленою структурно-параметричної схеми складаємо матеріальний баланс скрубера:

$$\begin{cases} F_g y_0 - F_g y_1 - S K_g \frac{(y_0 - y_r(x_1)) + (y_1 - y_r(x_0))}{2} = 0, \\ F_r x_0 - F_r x_1 + S K_r \frac{(x_r(y_1) - x_0) + (x_r(y_0) - x_1)}{2} = 0, \end{cases} \quad (1)$$

де $y_r(x)$, $x_r(y)$ – рівноважні концентрації НСНО у суміші та НСНО у H_2O ; K_g , K_r – коефіцієнти масообміну, подані через мольні частки компонента в газовій та рідкій фазах; S – поверхня масообміну в скрубєрі;

Для рівноважних концентрацій прийнято, що $y_r(x) = mx$, $x_r(y) = y/m$.

Виведемо рівняння статички з матеріального балансу (1) для каналу «витрата абсорбенту – вихідна концентрація НСНО в газовій суміші» (керування – вихід):

$$y_1(F_r) = \frac{2F_g F_r y_0 + F_g S K_r y_0 - F_r S K_g y_0 + 2F_r S K_g m x_0}{2F_g F_r + F_g S K_r + F_r S K_g}$$

та «початкова концентрація НСНО в газовій суміші – вихідна концентрація НСНО в газовій суміші» (збурення – вихід):

$$y_1(y_0) = \frac{2F_g F_r y_0 + F_g S K_r y_0 - F_r S K_g y_0 + 2F_r S K_g m x_0}{2F_g F_r + F_g S K_r + F_r S K_g}.$$

Отримані статичні характеристики зображено на рис. 1, 2.

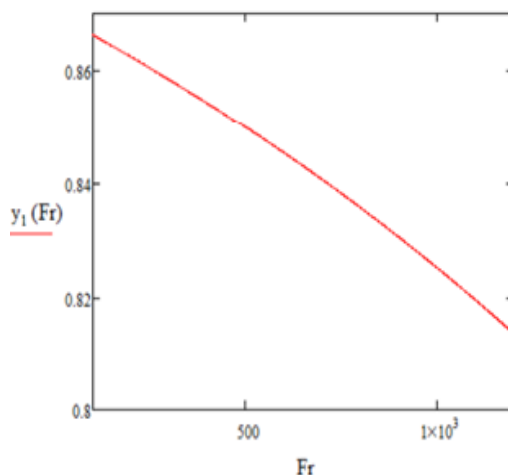


Рис. 2. Статична характеристика каналу завдання – вихід

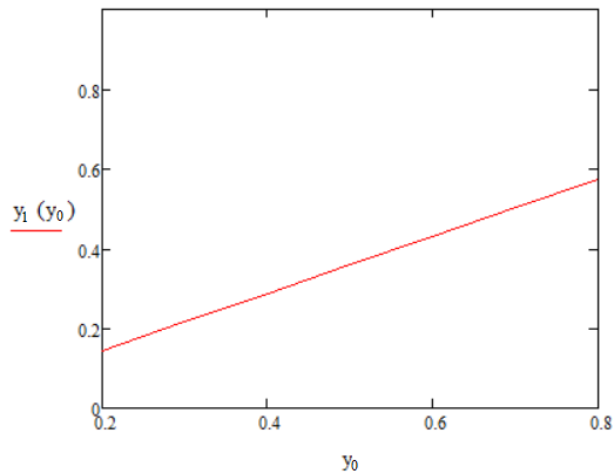


Рис. 3. Статична характеристика каналу збурення – вихід

Розраховані статичні характеристики можна буде в подальшому використати для вибору способу регулювання та типу регулятора.

1. Кубрак А. І., Жученко А. І., Кваско М. З. Комп'ютерне моделювання та ідентифікація автоматичних систем: навч. посіб. К.: ІВЦ "Видавництво «Політехніка»", 2004. 424 с.
2. Козаневич З. Я. Комп'ютерне моделювання процесів і систем – 2. Математичне моделювання технологічних об'єктів і систем: Метод. вказівки до практ. занять для студ. напрямку підготовки: 6.050202 „Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології”. К. : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. 57 с.

ДОСЛІДЖЕННЯ ЯКОСТІ РЕГУЛЮВАННЯ ТЕМПЕРАТУРИ ГІДРОЛІЗАТУ НА ВИХОДІ З ГІДРОЛІЗНОГО АПАРАТА

Люлін М. С., Ковалевський В. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, maksymliulin@gmail.com

Визначення вихідних та вхідних параметрів у об'єкта керування дозволяє обрати необхідні технічні засоби автоматичного регулювання, тип регулятора і закон регулювання відповідно. Динамічне моделювання роботи автоматичного регулятора дозволяє визначити поведінку об'єкта керування зі зміною значень параметрів у часі та наскільки швидко змінюються певні вихідні параметри від різних регульовальних дій. Тому метою дослідження шляхом моделювання була перевірка якості регулювання ПІ-регулятором температури гідролізату на виході з гідролізного апарата.

У роботі [1] були досліджені статичні та динамічні властивості за каналами завдання та збурення для контуру регулювання температури гідролізату. Для подальшої оцінки якості регулювання температури під час моделювання було розглянуто замкнену систему з ПІ-регулятором і розраховано перехідні характеристики за каналом завдання із різними параметрами налаштування регулятора у контурі «витрата перегрітої пари – температура гідролізату на виході з гідролізного апарата», зображені на рис. 1.

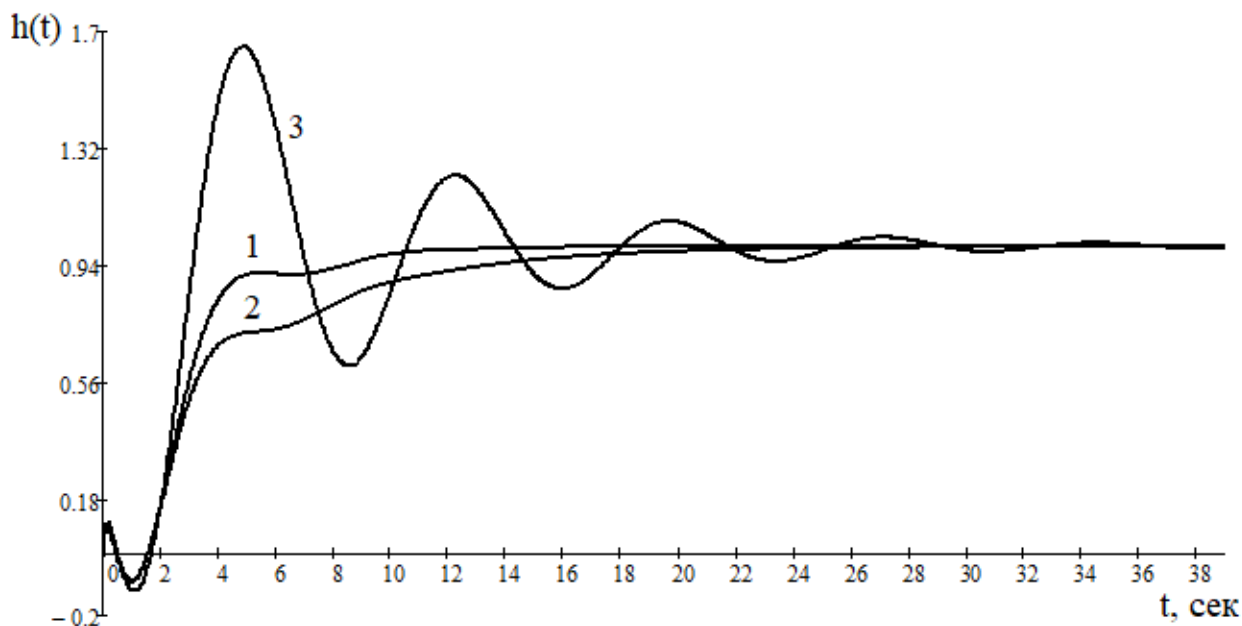


Рис. 1. Перехідні характеристики контуру регулювання температури гідролізату за різних налаштувань параметрів ПІ-регулятора за каналом керування

Іноді на рисунку зовнішній вигляд кривих залежить від масштабу побудови графіків. Тому для отримання максимально достовірної оцінки якості розрахованих перехідних характеристик процесу регулювання температури (рис. 1) було використано числовий метод розрахунку інтегралу значень кривих відносно сталого кінцевого значення (завдання регулятора). Для розрахунків значень

інтегралів для площини перерегулювання було обрано числовий метод трапецій [2]. Для варіантів налаштування параметрів ПІ-регулятора були розраховані перехідні характеристики для каналу збурення («витрата сировини – температура гідролізату на виході з апарата»), зображені на рис. 2.

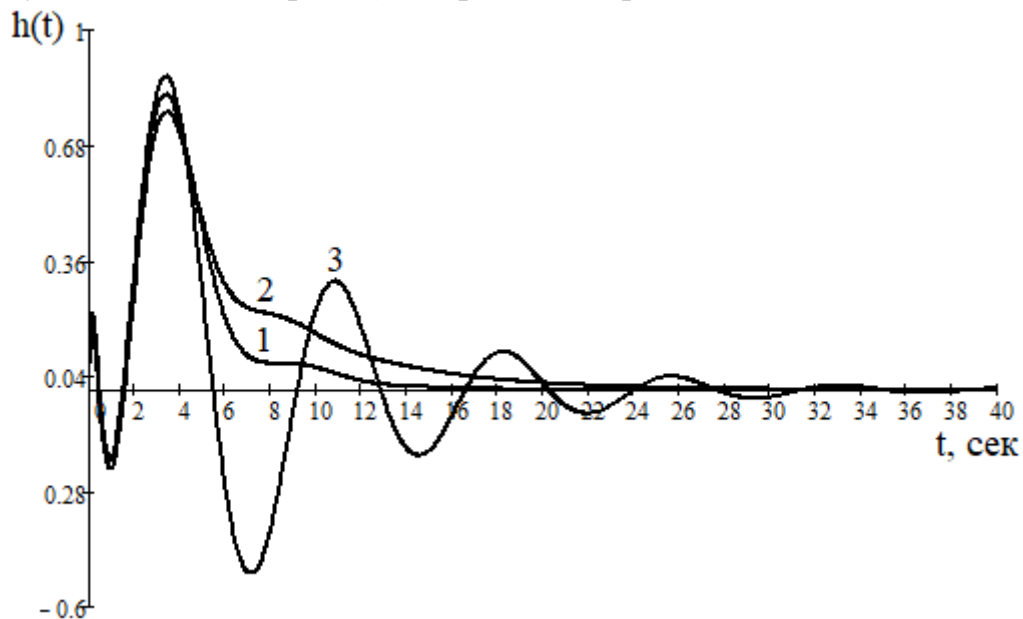


Рис. 2. Перехідні характеристики контуру регулювання температури гідролізату при різних налаштуваннях параметрів ПІ-регулятора за каналом збурення

Графіки перехідних характеристик (рис. 1) та (рис. 2) були розраховані для однакових параметрів налаштування автоматичного регулювання температури гідролізату, наведених у таблиці.

Параметри регулятора та інтегральні оцінки якості регулювання

Номер характеристики на графіку	K_p	T_i	Оцінка
1	0,448	1,25	3,17
2	0,465	1,875	4,191
3	0,483	0,625	5,399

Відповідно до чисельного методу трапецій були по модулю обраховані суми площ відхилень значень перехідних характеристик у часі. З даних, які наведено у таблиці, можна побачити, що параметри налаштування $K_p = 0,448$ та $T_i = 1,25$ забезпечують ПІ-регулятору найкращий процес керування контуром регулювання температури гідролізату на виході з гідролізного апарата. Результати досліджень надалі були використані для програмної імітації роботи зазначеного контуру.

1. Люлін М. С., Ковалевський В. М. Аналіз роботи гідролізного апарата у виробництві етанолу шляхом гідролізу залишків деревини. *Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології* : Дванадцята науково-практична конференція студентів. «АКІТ-2018» (Київ, НТУУ «КПІ», 05–06 грудня 2018 р.). Київ, 2018. С. 21–22.

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

АВТОМАТИЗАЦІЯ АМІАЧНОГО ХОЛОДИЛЬНИКА В ПРОЦЕСІ РОЗДІЛЕННЯ ВУГЛЕВОДНЕВИХ ГАЗІВ

Момот В. І., Бородин В. І.

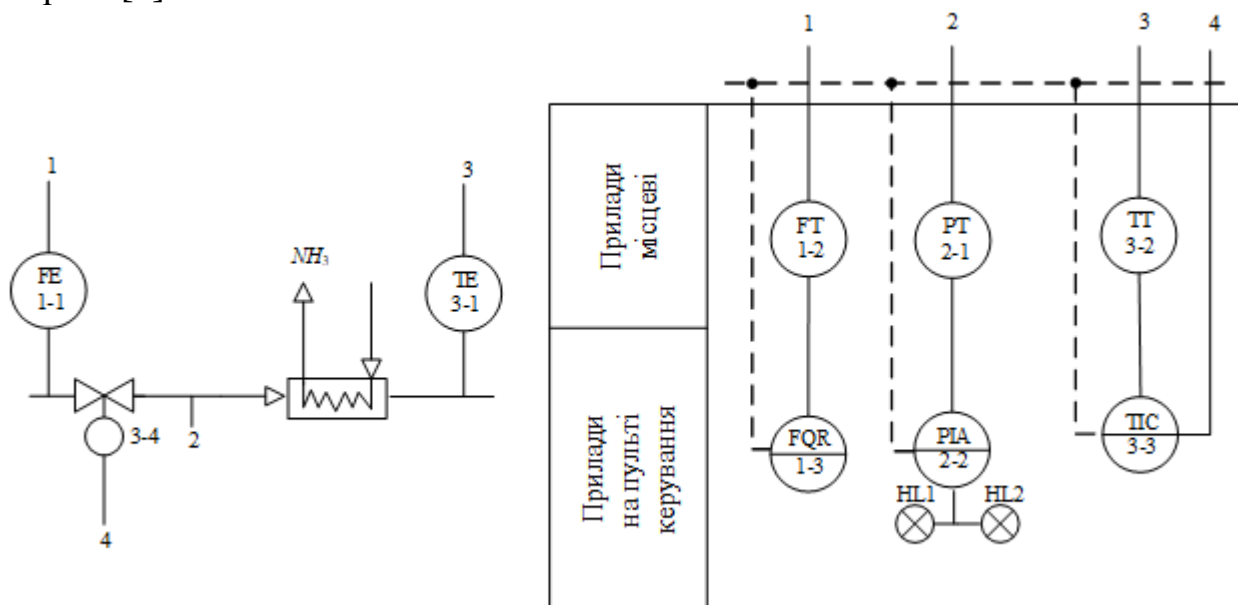
КПІ ім. Ігоря Сікорського, vlad.cossacks@gmail.com

Метод глибокого охолодження (конденсаційно-ректифікаційний метод) процесу розділення вуглеводневих сумішей газів зводиться до їх конденсації та ректифікації в умовах високого тиску та низьких температур. Тому одним з основних апаратів в установках є холодильник. Є маса варіантів, який саме холодоагент використовувати, але найчастіше перевагу надають аміаку.

Як холодоагент аміак має неперевершені характеристики, тому відмовлятися від перспектив його використання нерозумно. Аміак – єдиний холодоагент з характерним запахом, але іншого холодоагенту з такою енергетично ефективною частиною не існує, через що свого часу виробництво синтетичного аміаку було визнано видатним досягненням.

Тому виникає потреба у розробці системи автоматизації аміачного холодильника, який є одним із ключових апаратів у технологічній системі розділення вуглеводневих газів методом глибокого охолодження.

Слід вказати на суттєву зв'язаність режимних параметрів холодильника, тому зміна одного з них спричинює певну зміну інших. Так, сила напору та тиск взаємопов'язані один з одним та впливають на температуру: за рахунок зміни потоку змінюється парціальний тиск, внаслідок чого змінюється кількість виділеного аміаку та змінюється температура вуглеводневих газів на виході з апарата [1].



Фрагмент схеми автоматизації аміачного холодильника

Запропонована схема автоматизації апарата, фрагмент якої зображено на рисунку, складається з таких контурів:

- контур 1 контролює витрату та підраховує кількість сировини;

- контур 2 забезпечує контроль тиску усередині теплообмінника і має бути оснащений технологічною сигналізацією;

- контур 3 регулює вихідну температуру вуглеводневих газів зміною парціального тиску на вході в апарат, який регулюється шляхом зміни витрати вуглеводневих газів;

Регулювання температури запропоновано здійснювати таким чином: за допомогою термопари (3-1) отримуємо значення температури на виході холодильника, які надходять на прилад, що контролює температуру (3-3), оснащений вбудованим регулятором, що діє на виконавчий механізм (3-4) регулювального органу, змінюючи подачу вуглеводневих газів, яка впливає на їх температуру на виході [2].

Розроблена схема забезпечує ефективне регулювання основного режимного параметра – температури, забезпечуючи раціональне використання цього апарату. Однак, у зв'язку з особливостями апарата, такими як суттєвий взаємовплив вхідних параметрів на вихід, подальші зусилля необхідно зосередити на дослідженні доцільності застосування спеціальних компенсувальних пристроїв для нівелювання цих впливів.

Наступні дослідження полягатимуть у визначенні динамічних характеристик каналів керування та збурень. Для виконання цієї мети планується використовувати програмні засоби моделювання.

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

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).

ПРОГРАМНА РЕАЛІЗАЦІЯ ДВОКАНАЛЬНОГО НЕЧІТКОГО РЕГУЛЯТОРА ДЛЯ ОБ'ЄКТІВ ТЕПЛОЕНЕРГЕТИКИ

Ковриго Ю. М., Новіков П. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, rezengan@ukr.net

Змінна динаміка поведінки об'єктів керування притаманна багатьом об'єктам теплоенергетики. Наприклад, такі об'єкти як котлоагрегати теплоелектростанцій, особливо прямооточні, що «вимушені» працювати в маневрових режимах, мають суттєво змінну динаміку під час роботи на різних навантаженнях енергоблока. В таких умовах застосування класичних підходів автоматизації, що ґрунтуються на детермінованих моделях та методах керування, не є ефективним, на відміну від інтелектуальних та експертних систем керування [1].

Мова нечіткого керування (*Fuzzy Control Language – FCL*) розроблена для подання нечітких моделей систем керування, зокрема моделей ПЛК, у формі структурованого тексту, який може бути інтерпретований як програма на мові високого рівня. Хоча стандарт не визначає вимоги до обчислювальних пристроїв і середовищ, які можуть реалізовувати трансляцію, компіляцію та виконання програм на *FCL*, описана в ньому нотація основних компонентів систем нечіткого виводу дозволяє досягти формального рівня суворості, необхідного для подальшої розробки відповідних інструментальних засобів [2].

Огляд програмного забезпечення промислових контролерів провідних світових виробників показав, що стандарт *IEC 61131-7* не реалізований в такій мірі, як, наприклад, стандарт *IEC 61131-3*. Найбільшого успіху в програмуванні контролерів з використанням нечіткої логіки досягла фірма *Siemens* з її продуктом *S7 Fuzzy Control*. На жаль, він не досяг широкого розповсюдження і нині не підтримується. Для реалізації двоканального нечіткого контролера [3] на промислових засобах автоматизації розроблено програмне забезпечення, яке реалізує алгоритм нечіткого виводу Мамдані. Для написання коду обрано мову *Structured Text (ST)* стандарту *IEC 61131-3*. До її переваг варто віднести широке розповсюдження серед промислових виробників, гнучкість у реалізації алгоритмів, легкість перенесення на інші програмні платформи. Фрагменти коду, які можуть бути винесені в окремі блоки, необхідно інкапсулювати у функціональні блоки для можливості формування програми мовою *FBD*.

Додатки нечіткого керування, розроблені в формі програм на *FCL*, відповідно до стандарту *IEC 61131-7*, інкапсульовані в функціональні блоки (ФБ) на основі стандарту *IEC 61131-3*, який визначає використання мов програмування в ПЛК. Тип ФБ, що визначається в *FCL*, задається вхідними та вихідними параметрами, спеціальними правилами й оголошеннями нечіткого керування. Екземпляри ФБ містять значення даних конкретних додатків нечіткого керування. Записані на *FCL* ФБ можуть бути використані в будь-якій з п'яти мов стандарту *IEC 61131-3*.

Для реалізації двоканального нечіткого регулятора й алгоритму його роботи [2, 3] розроблено 7 функцій і 3 функціональні блоки за стандартом

IEC 61131-3. Як ПЛК обрано контролер АХС F 2152 покоління *PLCnext Technology* фірми *Phoenix Contact*.

Досліджено завантаженість ПЛК під час роботи програми з тривалістю скану 100 мс. У порожньому проєкті завантаженість CPU становить в середньому 24 %. Під час виконання вище описаного ПЗ завантаженість склала в середньому 38 %, тобто розроблений алгоритм нечіткого виводу збільшив завантаженість CPU на 14 %.

Проведено порівняння роботи розробленого програмного забезпечення з моделлю регулятора в *Matlab/Simulink*. Похибка не перевищила 3,7 %. Це свідчить про точність реалізації алгоритму нечіткого виводу в промисловому контролері. Відмінність у сигналах керування пояснюється методом дефазифікації – у контролері використовується наближення методу центру ваги, яке характеризується обмеженою кількістю точок на діапазоні вихідної змінної.

Отримане програмне забезпечення дозволяє реалізовувати схеми керування з нечіткими регуляторами на засобах промислової автоматизації, має велике практичне значення для розробки інтелектуальних систем керування та може бути використане для побудови систем керування складними об'єктами теплоенергетики, такими як прямоточні котлоагрегати енергоблоків ТЕС.

1. Штіфзон О. Й., Новіков П. В., Баган Т. Г. Розробка адаптуючого *fuzzy-logic* пристрою для керування в умовах параметричної нестационарності. *Східно-європейський журнал передових технологій*. Харків, 2018. Том 1, № 2. С. 30–37.

2. Деменков Н. П. Язык нечеткого управления. *Промышленные АСУ и контроллеры*. 2005. № 5. С. 30–37.

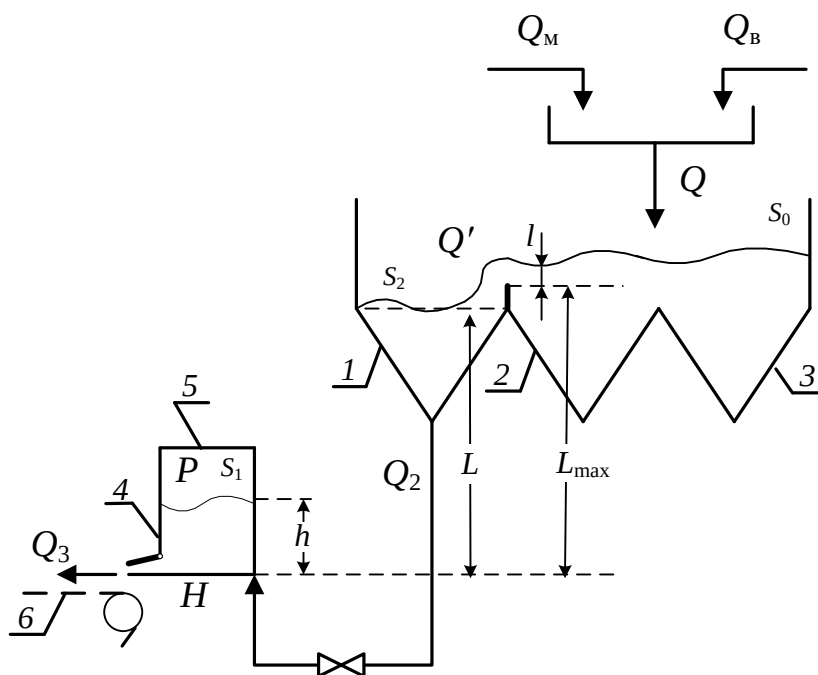
3. Ковриго Ю. М., Новіков П.В. Алгоритм роботи двоканального нечіткого контролера для керування теплоенергетичними об'єктами. *Наукові вісті КПІ ім. Ігоря Сікорського*. Київ, 2019. № 3. С. 24–32.

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ СИСТЕМИ ПОДАЧІ МАСИ НА СІТКУ ТИХОХІДНОЇ ПАПЕРОРОБНОЇ МАШИНИ

Піргач М. С., Жураковський Я. Ю., Самков Б. О.

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

На тихохідних папероробних машинах (ПРМ) для подачі волокниної суспензії (далі – маси) на сітку ПРМ використовується система подачі маси (СПМ), яка складається із двох частин: змішувача маси високої концентрації з обіговою водою та напірного ящика із повітряною подушкою. Змішувач маси високої концентрації з обіговою водою складається (див. рисунок) із першої 1, другої 2 та третьої 3 секцій, а напірний ящик – із напускної камери 4 та повітряної подушки 5.



Система подачі маси на сітку папероробної машини:

1, 2, 3 – секції; 4 – напускна камера; 5 – повітряна подушка; 6 – сітка

Маса великої концентрації Q_m і обігова вода Q_v подаються до другої 2 і третьої 3 секцій, з'єднаних послідовно. Утворена у них розбавлена маса Q переливається у першу секцію 1, а з неї надходить до напірного ящика, із якого подається на сітку 6.

Систему подачі маси, що розглядається, можна представити такою системою рівнянь*:

* Пиргач Н. С. Математическая модель системы напуска массы тихоходной бумагоделательной машины. Сб. науч. тр. УкрНИИБ. М.: Лесн. пром-сть, 1975. Вып. 18. С. 205–213.

$$\begin{cases} H = h + P/\rho; \\ L = H + K_1 Q_2^2; \\ H = (v^2/2g) K_2 Q_3^2; \\ Q_2 = Q_3 + S_1 (dh/dt); \\ Q_3 = sv; \\ Q = Q_1 + Q_a; \\ Q' = Q_2 + S_2(t) (dL/dt), \end{cases} \quad (1)$$

де H – сумарний напір маси; h – рівень маси у напускній камері; ρ – питома вага маси; v – швидкість маси крізь випускальну щілину; s – площа випускальної щілини; K_1 – коефіцієнт втрат на регулювальному органі подачі маси у напірний ящик; K_2 – коефіцієнт втрат на випускальній щілині; S_1 – площа поверхні маси у напірному ящику; $S_2(t)$ – площа поверхні маси у першій секції змішувача; P – тиск у повітряній подушці.

Закон, який характеризує режим переливання маси, такий

$$Q' = kl^{3/2}, \quad (2)$$

де l – висота потоку маси, що переливається; $k = f(l)$.

Тому систему рівнянь, яка описує режим зливання маси, запишемо у вигляді:

$$\begin{cases} Q' = f(l); \\ Q = Q' + S_0 (dl/dt), \end{cases} \quad (3)$$

де S_0 – площа поверхні маси у послідовному з'єднанні другої та третьої секцій.

Якщо $L < L_{\max}$, то до системи рівнянь (1) слід додати систему рівнянь (3), а якщо $L \geq L_{\max}$, то приймається тільки система рівнянь (1), при цьому $Q' = Q$. З іншого боку об'єм першої секції не залишається сталим, оскільки площа поверхні маси S_2 в ній змінюється залежно від висоти L :

якщо $0 \leq L \leq 0,891$ м, то $S_2 = 0,00385$ м²;

якщо $0,891 \leq L \leq 0,38$ м, то $S_2 = 1,76(L - 0,0424)^2$ м²;

якщо $0,38 \leq L \leq 0,525$ м, то $S_2 = 0,2$ м²;

якщо $0,525 \leq L \leq 0,69$ м, то $S_2 = 0,7$ м²;

якщо $L \geq 0,69$ м, то має місце переповнення.

Розроблена математична модель СПМ на сітку машини досить складна і при цьому нелінійна. Однак її можна дещо спростити, якщо прийняти лінійною статичну характеристику першої секції змішувача та допустити, що її площа поверхні $S_2(t) = \text{const}$ в інтервалі зміни l від 10 до 30 мм.

ВИКОРИСТАННЯ MASK R-CNN ДЛЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО ДЕТЕКТУВАННЯ ДЕФЕКТІВ ВИРОБІВ ЗІ СКЛА

Привала С. В., Сазонов А. Ю.

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

Процес автоматизованого детектування дефектів у виробках зі скла за змістом є послідовністю етапів, на кожному з яких виконується низка операцій, що націлені на отримання якісного результату. Взаємозв'язок етапів можна представити у вигляді послідовного з'єднання блоків, що відображено на відповідній структурній схемі на рис. 1.



Рис. 1. Структурна схема роботи системи детектування дефектів

На *етапі 1* відбувається реєстрування виробу системою машинного зору.

Тут під час переміщення об'єкта на рухомому конвеєрі здійснюється його фотофіксація. Кожне зображення зберігається у базі даних для подальшого аналізу разом із службовою інформацією про об'єкт.

На *етапі 2* виконується попередня підготовка зображень до наступної обробки, яка включає:

- фільтрацію зображення для зменшення шуму та підвищення якості роботи системи;
- масштабування зображення до розмірів, що вимагаються системою візуальної обробки.

На *етапі 3* виконується безпосередня обробка зображення модулем автоматизованого детектування дефектів. У результаті отримуємо усі наявні класи, їх положення. У подальшому, для більш точної класифікації, обчислюються лінійні розміри кожного дефекту та розбиваються на класи та підкласи відповідно до розміру.

Під поняттям клас розуміється група, до якої можна віднести конкретний дефект, наприклад, “подряпина”, “мошка”, “тріщина”, тощо.

Для обробки та аналізу отриманих графічних даних запропоновано використання архітектури штучної нейронної мережі (ШНМ) під назвою *Mask R-CNN*, що має ряд переваг у порівнянні із іншими:

1. Така архітектура ШНМ є найточнішою у класі систем із сегментації дефектів і є яскравим прикладом загорткової нейромережі (*Convolutional Neural Network – CNN*);

Mask R-CNN використовує мережу пропозицій регіонів (*Region Proposal Network – RPN*) для створення областей зображення, які потенційно містять об'єкт.

Кожен із цих «регіонів» класифікується на основі «оцінки об'єктності» (тобто наскільки ймовірно, що дана область потенційно може містити об'єкт), а потім зберігаються вершини N найбільш імовірних областей.

Авторами [1] пропонується використовувати $N = 300$ (кількість областей).

Кожна із 300 обраних областей проходить через три паралельні «гілки» мережі (рис. 2):

- прогнозування міток;
- прогнозування меж об'єкта;
- маска об'єкта.

Під час прогнозування кожна із N областей проходить заглушення немаксимумів (*non-maxima suppression*), та виконується відбір 100 найкращих областей, що призводить до формування $4D$ -тензора $100 \times L \times a \times b$, де L – кількість міток класу в наборі даних, а $a \times b$ – розмір (наприклад, 15×15 пікс.) кожної із масок L .

Сумарна маска містить лише 15×15 пікселів, тому необхідним є відновлення розмірів маски відповідно до розмірності вхідного зображення, після чого змінена розмірна маска може бути накладена на вихідне зображення

Результатом роботи ШНМ є клас дефекту, координати його розташування та маска [2].

1. Kaiming He, Georgia Gkioxari, Piotr Dollár, Ross Girshick. Mask R-CNN [Electronic resource]. *Proceedings. Mode of access*. URL: <https://arxiv.org/abs/1703.06870> (Last accessed: 21.03.2020).

2. Rosebrock A. Mask R-CNN with OpenCV [Electronic resource]. *Proceedings. Mode of access*. URL: <https://www.pyimagesearch.com/2018/11/19/mask-r-cnn-with-opencv/> (Last accessed: 21.03.2020).

ПРИКЛАДНА ПРОГРАМА ДЛЯ ОПЕРАТИВНОГО ПЕРСОНАЛУ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ СТАБІЛІЗАЦІЇ НАФТИ

Мазурик В. І., Ковалевський В. М.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, vlad_mazurik@ukr.net

У зв'язку з високими вимогами до якості нафтових продуктів, отримуваних із сирової нафти, для систем керування виробництвом стає необхідним інформування у режимі реального часу оперативного персоналу про перебіг функціонування апаратів у технологічній схемі процесу стабілізації нафти. Для візуального спостереження оперативним персоналом за змінами параметрів технологічного процесу розроблено прикладну програму для відслідковування розрахованих часових характеристик. Прикладна програма для процесу стабілізації нафти функціонує на основі математичних моделей колони стабілізації, нагрівача рециркуляту кубового залишку та холодильника-дефлегматора*. Оперативний персонал у програмі може задавати параметрам відповідні значення температур і витрат для потоків в технологічній схемі для системи регулювання (рис. 1).

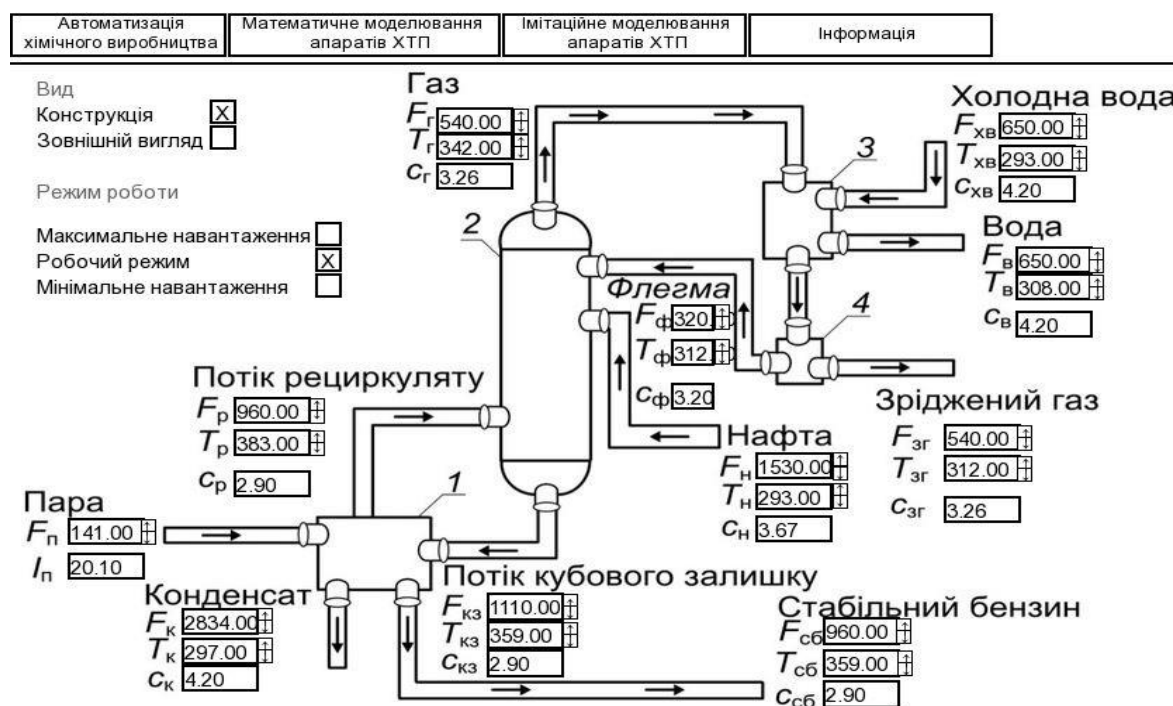


Рис. 1. Зображення з прикладної програми для спостереження за значеннями режимних параметрів:

1 – нагрівач; 2 – стабілізаційна колона; 3 – холодильник-конденсатор; 4 – газосепаратор

* Мазурик В. І., Ковалевський В. М. Статичні властивості технологічного процесу стабілізації нафти. *Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології: матеріали XIII міжнар. наук.-практ. конф. мол. учених, аспір. і студ. «АКІТ-2019»* (Київ, НТУУ «КПІ», 4–5 грудня 2019 р.). Київ, 2019. С. 82–83.

Оперативному персоналу технологічного процесу стабілізації нафти за допомогою зображення інформації (рис. 1) показується загальний стан параметрів процесів у апаратах технологічної схеми. Прикладна програма має відповідні програмні модулі, які дозволяють уточнювати роботу важливих контурів регулювання параметрів у технологічних процесах апаратів зі схеми автоматизації виробництва. На рис. 2 можна бачити зображення з уточненням інформації для контурів регулювання та значень температур технологічних потоків. Усі значення параметрів на інтервалі налаштованого у програмі часу виводяться відповідними графіками.

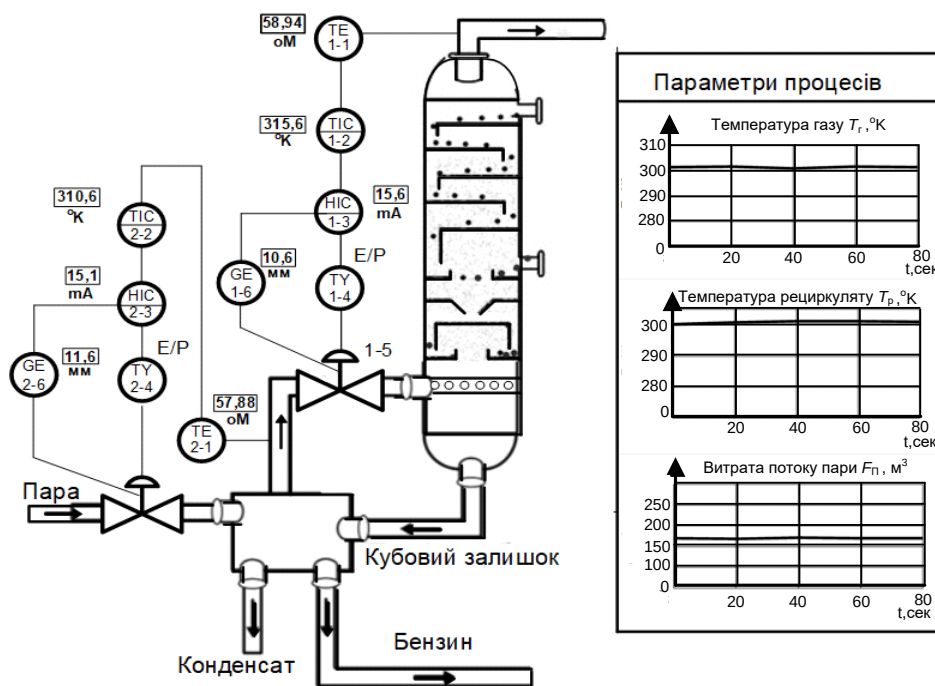


Рис. 2 Зображення з вікна прикладної програми у режимі спостереження за роботою контурів регулювання температур

Прикладна програма дозволяє користувачу змінювати режим спостереження роботи контуру регулювання на імітаційне моделювання (меню команд «Імітаційне моделювання апаратів ХТП»), а за необхідності перевести на *MAX* чи *MIN* або *WORK* навантаження технологічної схеми процесу стабілізації нафти за рахунок зміни завдання витрати потоку сирової нафти та завдання для витрати потоку у трубопроводі рециркуляції кубового залишку.

У разі необхідності змінювання навантаження технологічної схеми алгоритми імітаційного моделювання дозволяють у діапазоні від мінус 15 % до 15 % встановлювати зміни витрати нафти та візуально спостерігати значення параметрів та їх графіки і оцінювати перебіг процесів у апаратах схеми стабілізації нафти в режимі реального часу. Отже, імітація керування процесом стабілізації нафти дозволяє дослідити роботу апаратів у часі під час встановлення нового навантаження та коригувати деякі параметри процесу стабілізації нафти.

МОДЕЛЮВАННЯ СТАТИЧНОГО РЕЖИМУ РОБОТИ ТРУБЧАТОЇ ПЕЧІ В УСТАНОВЦІ ПОВІЛЬНОГО КОКСУВАННЯ

Ситніков О. В., Юнак Д. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, den_skorpi@ukr.net

Трубчаста піч є апаратом, призначеним для передачі продукту тепла, що виділяється від спалювання палива, безпосередньо в цьому ж апараті. Технологічні умови роботи залежать від якості, температури, концентрації речовини та швидкості наповнення камери [1].

Для досліджень необхідно побудувати структурно-параметричну схему об'єкта (її зображено на рис. 1) та вивести тепловий баланс.

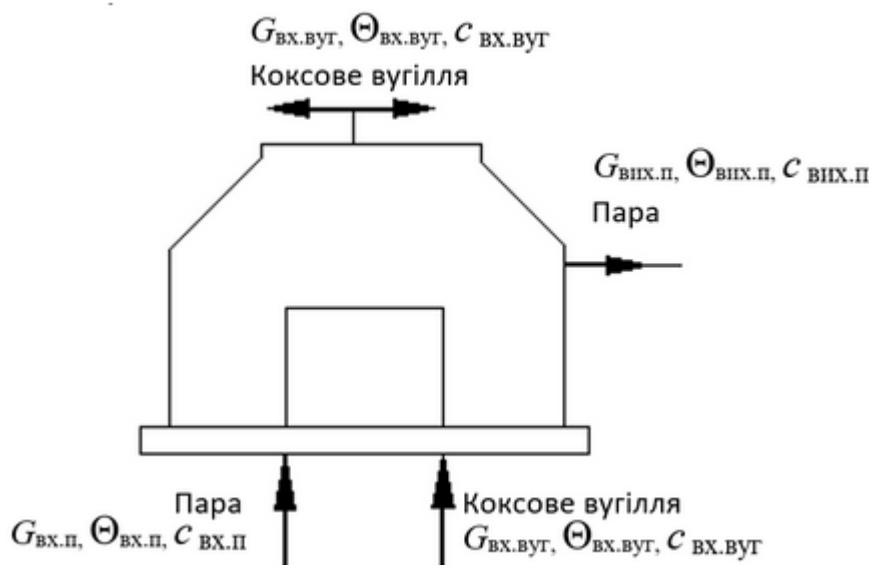


Рис. 1. Структурно-параметрична схема коксової печі

Основним вихідним параметром (керованим) буде значення температури коксового вугілля на виході, а вхідним (керувальний параметр) – витрата пари на вході.

Основні параметри статичного режиму об'єкта наведено в таблиці 1.

Таблиця 1. Параметри статичного режиму об'єкта

Назва параметру	Позначення	Значення
Витрата пари, кг/с	$G_{\text{вх.п}}$	1
Температура пари, К	$\Theta_{\text{вх.п}}$	373
Питома теплоємність пари, кДж/(кг·К)	$C_{\text{вх.п.}}$	2,13
Витрата вугілля, кг/с	$G_{\text{вх.вуг}}$	1
Питома теплоємність вугілля, кДж/(кг·К)	$C_{\text{вх.вуг}}$	1,12
Температура вугілля, К	$\Theta_{\text{вх.вуг}}$	290
Температура пари (на виході), К	$\Theta_{\text{вих.п}}$	373
Витрата пари (на виході), кг/с	$G_{\text{вих.п}}$	1

За розробленою структурно-параметричною схемою складаємо тепловий баланс коксової печі [2]:

$$G_{\text{вх.п}} \Theta_{\text{вх.п}} c_{\text{вх.п}} + G_{\text{вх.вуг}} \Theta_{\text{вх.вуг}} c_{\text{вх.вуг}} = G_{\text{вих.вуг}} \Theta_{\text{вих.вуг}} c_{\text{вих.вуг}} + G_{\text{вих.п}} \Theta_{\text{вих.п}} c_{\text{вих.п}} \quad (1)$$

Виведемо рівняння статички з теплового балансу (1) для каналу «витрата пари – вихідна температура коксового вугілля»:

$$\Theta_{\text{вих.вуг}}(G_{\text{п}}) = \frac{G_{\text{вх.вуг}} \Theta_{\text{вх.вуг}} c_{\text{вх.вуг}} + G_{\text{вх.п}} \Theta_{\text{вх.п}} c_{\text{вх.п}}}{G_{\text{вих.вуг}} c_{\text{вих.вуг}} + G_{\text{вих.п}} \Theta_{\text{вих.п}} c_{\text{вих.п}}}$$

та побудуємо її у графічній формі (рис. 2)

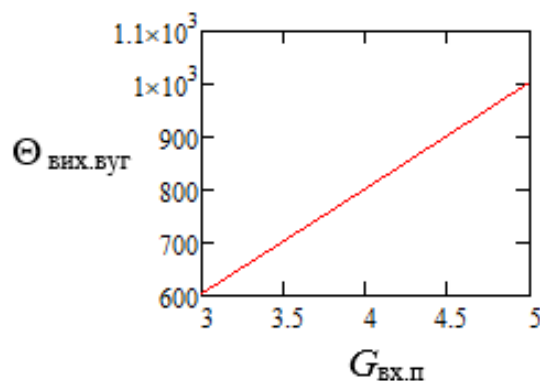


Рис. 2. Статична характеристика каналу «витрата пари – вихідна температура коксового вугілля» коксової печі

Розраховані статичні характеристики в подальших дослідженнях можна використовувати для вибору способу регулювання.

1. Ахметов С. А., Ишмияров М. Х., Кауфман А. А. Технология переработки нефти, газа и твердых горючих ископаемых : учеб. пособ. для вузов. Санкт-Петербург: Недра, 2009. 828 с.

2. Козаневич З. Я. Комп'ютерне моделювання процесів і систем – 2. Математичне моделювання технологічних об'єктів і систем: Метод. вказівки до практ. занять для студ. напрямку підготовки: 6.050202 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології». К. : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. 57 с.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ТЕРМІЧНОЇ ОБРОБКИ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ

Барчан В. В., Жученко А. І.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, victoriabarchan@gmail.com

У сучасному світі вуглецеві вироби широко використовується в різних галузях промисловості, зокрема на підприємствах чорної та кольорової металургії, машинобудування, хімічної промисловості тощо. Виробництво вуглецевих виробів є досить ресурсо- та енергозатратним. Саме тому актуальною є задача ведення технологічних процесів в оптимальних режимах на ключових етапах виробництва з метою зменшення затрат та забезпечення високої якості продукції.

Одним з визначальних технологічних процесів виробництва вуглецевої продукції є термічна обробка вуглецевої сировини в електричній печі шахтного типу (електрокальцинаторі), під час якої формуються властивості вуглецевої сировини, що впливають як на перебіг наступних технологічних процесів виробництва, так і, врешті-решт, на якість готової продукції [1]. Тому задача підвищення ефективності процесу термообробки в електрокальцинаторі є актуальною і в сучасних умовах може бути розв'язана шляхом створення ефективної системи оптимального керування зазначеним процесом.

Конструктивно шахтна електропіч являє собою сталеву обичайку (кожух) (рис. 1), яка всередині футерована вогнетривкими та теплоізоляційними матеріалами, у верхній і нижній торцевих частинах якої розміщено графітові або вуглеграфітові електроди [1, 2].

Шахтна піч оснащується системою водяного охолодження п'єдесталу нижнього електрода, розвантажувального стола та бічної поверхні кожуха, а також системою газовідводу. В нижній частині розміщується розвантажувальний стіл з системою дозування готового продукту. Нафтовий кокс, який є сипким матеріалом, рухається вниз вздовж вертикальної осі печі у порожнині, утвореній конструкційними елементами печі, а гази, що утворюються у процесі виділення залишкових летких та часткового окиснення коксу за рахунок підсмоктування повітря через систему розвантаження, навпаки, рухаються вгору [1, 2].

Електричний струм безпосередньо проходить через електропровідний кокс та спричинює його нагрівання за рахунок виділення джоулевої теплоти. Швидкість руху сипкого матеріалу є змінною величиною і визначається дозою та частотою його вивантаження. Для забезпечення неперервності процесу на заміну вивантаженого готового продукту у нижній частині печі подається вихідний матеріал у верхню її частину через живильник [1, 2].

Процес термічної обробки вуглецевої сировини як об'єкт автоматизації є складним, нелінійним об'єктом з розподіленими параметрами, що створює значні перешкоди синтезу системи керування ним.

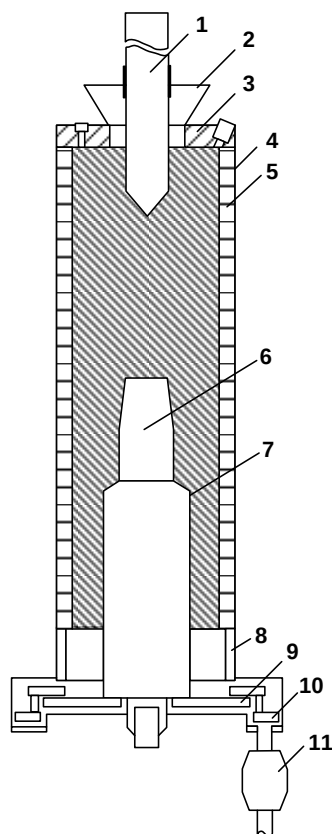


Рис. 1. Схема промислового електрокальцинатора ИЕТ-10-УХЛ-4 для отримання термоантрациту: 1 – верхній графітований електрод; 2 – завантажувальна воронка; 3 – пробка; 4 – металевий кожух; 5 – футеровка; 6 – нижній графітований електрод; 7 – опора; 8 – обичайка; 9 – стіл; 10 – лопатки механізму розвантаження; 11 – дозатор ДТА-200

Під сучасну пору для керування складними динамічними об'єктами широко використовують системи керування з *MPC*-регулятором (*Model Predictive Control*). Основною перевагою *MPC*-підходу, яка визначає його успішне використання у практиці побудови та експлуатації систем керування, є відносна простота базової схеми формування зворотного зв'язку, що поєднується з високими адаптивними властивостями. Остання обставина дозволяє керувати багатовимірними та багатозв'язними об'єктами зі складною структурою, що включає нелінійність, оптимізувати процеси в режимі реального часу в рамках обмежень на керувальні та керовані змінні, враховувати невизначеності об'єктів і збурень.

Система керування на основі *MPC*-регулятора передбачає використання математичної моделі процесу прожарювання, за допомогою якої регулятор прогнозує зміну контрольованої величини на певний проміжок часу вперед і обчислює оптимальний керувальний вплив для забезпечення найкращої траєкторії контрольованої змінної [3].

У нашій роботі було використано можливість *MPC*-регуляторів керувати *MIMO*-об'єктами (*multiple inputs, multiple outputs* – кілька входів, кілька виходів), що дозволило побудувати систему керування, в якій процес прожарювання розглядається як об'єкт з двома входами та шістьма виходами.

Алгоритм керування розраховує силу струму та швидкість подачі матеріалу залежно від температури в контрольних точках (рис. 2), які було обрано так,

щоб вони достатньою мірою характеризували температур по висоті та радіусу кальцинатора.

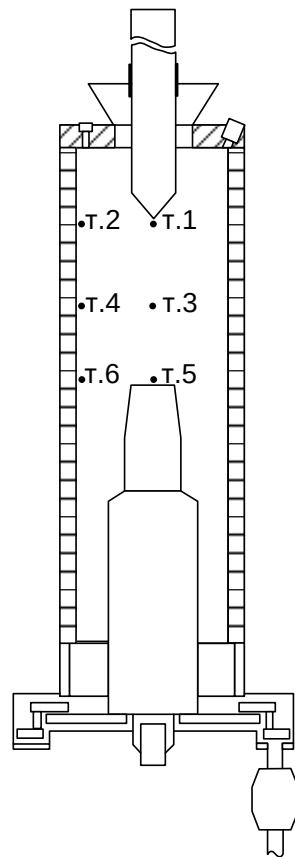


Рис. 2. Розташування контрольних точок електрокальцинатора

Структурну схему системи керування з *MPC*-регулятором, реалізованої в *simulink*, представлено на рис. 3.

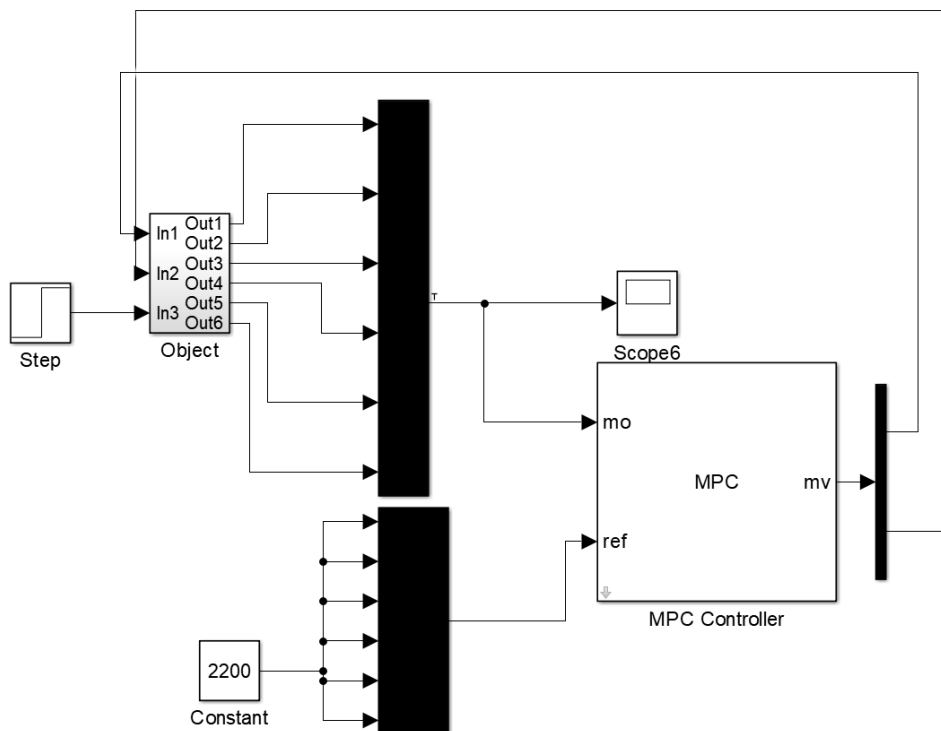


Рис. 3. Структурна схема системи керування процесом з *MPC*-регулятором

Використання вищенаведеної системи керування дозволить більш рівномірно прожарювати матеріал до потрібної температури в усьому об'ємі електрокальцинатора, а це, у свою чергу, забезпечить зменшення браку на наступних етапах виробництва та підвищення якісних показників готової вуглецевої продукції.

У наступних дослідженнях необхідно визначити оптимальні налаштування обраного регулятора та дослідити його ефективність у порівнянні з класичними системами керування.

1. Чалих А. Ф. Технологія і обладнання електродних і електровугільних підприємств: навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за напрямом «Технологія і обладнання електродних і електровугільних підприємств». Москва: Металлургия, 1972. 432 с.

2. Моделирование графитования нефтяного кокса в шахтной электропечи непрерывной дй / Є. М. Панов та ін. *Вісник КПІ ім. Ігоря Сікорського. Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження*: зб. наук. праць №1 (7), 2011. С. 48–52.

3. Надеждин И. С., Горюнов А. Г., Маненти Ф. Системы управления нестационарным объектом на основе МРС регулятора и ВО регулятора с нечеткой логикой. *Управление большими системами*. Национальный исследовательский Томский политехнический университет. Томск. Выпуск 75. Москва: ИПУ РАН, 2018. С. 50–75.

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ ГРАНУЛЮВАННЯ В АПАРАТІ З ПСЕВДОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ

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 двохфазний процес, під час якого між собою взаємодіють дві окремі фази: частинки – центри гранулювання, вихідна речовина – сульфат амонію у вигляді крапель та теплоносій – повітря.

Основною метою є розробка методу поточного вимірювання еквівалентного діаметру в процесі роботи установки. Одночасно розглядається процес гранулювання у псевдозрідженому шарі з точки зору оцінки якості гранулометричного складу. Спосіб взаємодії течії газу або рідини (зріджувальний агент) з шаром твердого зернистого матеріалу – коли тверді частки, суспендовані в течії, мають пульсаційний або вихровий рух у межах шару псевдозрідження [1].

Для розробки моделі були зроблені такі припущення:

- частинки монодисперсні, непористі, агломерація відсутня. Інтенсивність перемішування частинок між шарами описується коефіцієнтом осьової дисперсії r , який залежить від швидкості руху газової фази, а також від властивостей частинок;

- зміна параметрів псевдозрідженого шару відбувається в часі, без урахування радіальної складової та зміни по висоті;

- краплі, одержувані за допомогою пневматичної форсунки, мають вузький розподіл за розміром, що дозволяє розглядати їх як монодисперсну фазу. Між краплями відсутні зіткнення та злипання, немає налипання на стінках апарата. Краплі рухаються крізь псевдозріджений шар і співспрямовані з потоком повітря;

- теплообмін між краплями, частинками та повітрям є конвективним.

Процес теплообміну в грануляторі описується наступними рівняннями.

Рівняння, що описує зміну температури частинок у шарі:

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

де C – питома теплоємність, Дж/(кг·К); G – масові витрати, кг/с; Θ – температура, К, а індекси «ч», «к», «п» позначають, що параметр відноситься до частинок, крапель або повітря відповідно; $\Theta_{\text{ч}}^0$ – початкова температура частинок, К; $R^{\text{адг}}$ – питома швидкість стикання крапель з частинками (адгезії), кг_к / (кг_ч·с) (кг_к, кг_ч – кілограм крапель і частинок відповідно); $r_{\text{ч}}$ – коефіцієнт аксіальної дисперсії частинок, с⁻¹; $v_{\text{суш}}$ – питома швидкість сушіння вологи в краплях, кг_{ви-пар.вологи}/(кг·с); $x_{\text{к}}$ – концентрація крапель розчину; $Q_{\text{ви}}$ – питома теплота випаровування вологи, Дж/кг; $Q_{\text{крис}}$ – питома теплота кристалізації крапель, Дж/кг;

$\alpha_{\text{ч}}$ – коефіцієнт теплопередачі частинок, Вт/(м²·К); $S_{\text{ч}}$ – площа поверхні частинок, м².

Що більшими є сили адгезії крапель рідини з твердими частинками, то імовірнішим буде зростання гранул. Адгезійні властивості крапель, у свою чергу, залежать від жорсткості поверхні гранул і властивостей розпилюваної речовини [2].

Рівняння, що описує зміну температури нагрівального повітря:

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

де $C_{\text{п}}^0$ – початкова теплоємність повітря, Дж/(кг·К); $\Theta_{\text{п}}^0$ – початкова температура повітря, К.

Систему рівнянь було розроблено з урахуванням емпіричних співвідношень для розрахунку питомої швидкості гранулювання, питомої швидкості осідання крапель на частинках в результаті адгезії, коефіцієнта аксіальної дисперсії частинок, коефіцієнтів теплопередачі, співвідношень для розрахунку втрат матеріалу та товщини шару покриття, а також початкових умов.

1. Спосіб автоматичного керування процесом зневоднення та гранулювання у псевдозрідженому шарі : пат. 117268 Україна: МПК6 B01J 8/40, B01J 8/18, B01J 2/00. № U201712494; заявл. 25.01.2017; опубл. 26.06.2017, Бюл. № 7. 34 с.

2. Классен П. В., Гришаев И. Г. Основы техники гранулирования: навч. посіб. Москва: Химия, 1982. 272 с.

СХЕМА ПІДКЛЮЧЕННЯ *ESP8266* ДО *ARDUINO UNO* ТА ПРОТОКОЛИ ПЕРЕДАЧІ ДАНИХ *ESP8266-ARDUINO-SERVER*

Савула А. А., Бородин В. І.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, aasavula@gmail.com

Для передачі даних від датчиків до мікропроцесорних контролерів зазвичай використовують кабельні мережі, які хоч і є надійними, але не завжди є можливість провести мережу такого типу в важкодоступні місця. В таких умовах вдаються до використання підключення, що використовують бездротові мережі.

Для організації бездротового зв'язку використовується модуль *ESP8266* та мікроконтролер *ARDUINO*. Модуль *ESP8266* виконує передачу та отримання пакетів даних з сервера, а *ARDUINO* забезпечує обробку даних. На рисунку зображена схема підключення *WI-FI* модуля *ESP8266* до *ARDUINO*.

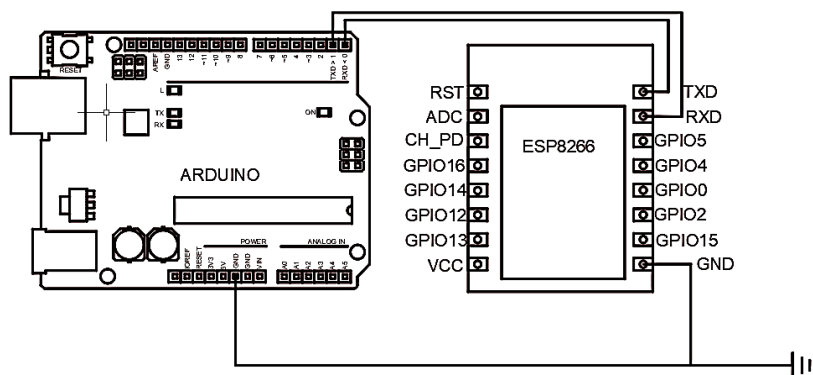


Схема підключення *WI-FI* модуля *ESP8266*

Для зв'язку модуля *ESP8266* з сервером використовуються методи *HTTP* протоколу, а саме: *GET* – для отримання даних та *POST* – для розміщення нових. Відправка запитів відбувається за допомогою розробленого *API*, який розміщено на сервері. У відповідь на запит сервер повертає *JSON*-об'єкт із запрошеним змістом. Отриманий *JSON*-об'єкт програмно розбирається на запрошені поля та пересилається на *ARDUINO*.

На схемі зображено, як фізично відбувається зв'язок між *ESP8266* та *ARDUINO*. Підключення модуля відбувається таким чином: вихід *RX* *ESP8266* до входу *TX* *ARDUINO*, вихід *TX* *ESP8266* до входу *RX* *ARDUINO*. Вихід/вхід *RX* використовується для передачі даних, а *TX* – для прийому. Це послідовна шина передачі даних, тому для обміну даними використовується алгоритм послідовної передачі даних за допомогою інтерфейсу *UART*.

Таким чином, ми розібрали схему підключення, методи та алгоритми обміну даними, що дає перевагу у використанні датчиків та мікропроцесорних контролерів у важкодоступних до обладнання місцях.

РОЗРОБКА ЕКСПЕРТНОЇ СИСТЕМИ ДЛЯ АВТОМАТИЗОВАНОГО УПРАВЛІННЯ ЯКІСТЮ ВИРОБІВ ЗІ СКЛА

Сліпченко В. О., Сазонов А. Ю.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, 1vlad-s@ukr.net

Для задоволення однієї з найважливіших потреб споживачів виробів зі скла – дотримання якості скляної продукції, необхідно налагодити виробництво відповідно до чинних стандартів, зокрема ДСТУ ISO 9001:2015 та інших. До параметрів скляних виробів, що підлягають регламентації згідно з цим стандартом, у першу чергу належать допустима наявність та геометричні параметри дефектів продукції [1].

Потреба в управлінні якістю спонукає до розроблення системи, що виконуватиме аналіз готових виробів на предмет їх відповідності чинним стандартам. Наразі на більшості українських підприємств такий аналіз виконується вручну. При цьому виконується перевірка продукції на відповідність стандартам, шляхом відбраковування об'єктів з недопустимими відхиленнями (дефектами). Відбракована продукція використовується як сировина для наступних повторних виробничих циклів. Такий підхід забезпечує відповідний рівень якості продукції, що постачається споживачам, однак він є неефективним з точки зору використання промислових потужностей, оскільки через виробничий цикл повторно проходить вже оброблений продукт. Це також зменшує продуктивність виробництва в цілому, оскільки частина виробів, віднесена до браку, постійно вираховується із загальної кількості виготовленої продукції.

Для оптимізації виробничого процесу з економічної точки зору (збільшення обсягів виробництва якісної продукції та зменшення витрат на повторну обробку браку) необхідно ефективно використовувати інформацію, отриману в результаті аналізу готових виробів. Дані про дефекти, що містяться у виробах, можуть вказувати на певні відхилення параметрів сировини чи технологічних параметрів виробництва, корекція яких дозволить зменшити кількість дефектів, відповідно збільшивши кількість продукції, що не є браком.

Виконувати аналіз даних про дефекти кожної окремої одиниці виробу вручну – неефективно. Тому, враховуючи доступність сучасних інформаційних технологій, варто використовувати саме автоматизовані рішення, що будуть надавати інформацію про можливі та необхідні коригування технологічного процесу. Наразі в Україні відсутні такі автоматизовані системи в галузі виробництва неоднорідних скляних продуктів зі штампами, логотипами тощо. Одним з перспективних рішень цієї задачі є розробка експертної системи (ЕС) для автоматизованого управління якістю виробів зі скла.

ЕС у поєднанні із системою візуального аналізу якості продукції, утворює систему підтримки прийняття рішень (СППР), що збільшує ефективність виробництва в цілому.

Для реалізації такої ЕС, необхідно використання знань експертів у даній галузі, що будуть основою для побудови бази знань та продукційних правил

для встановлення взаємозв'язку між дефектами й їх параметрами та внесенням необхідних коригувань. Для отримання цих знань відбирається певна кількість експертів з технології виробництва скляних продуктів, що відповідають умовам компетентності. Для цього виконується розрахунок умовного значення компетентності експертів. Рівень компетентності експертів визначається кількістю набраних балів в результаті тестування. Що вища сумарна вага компетентності експерта, то більш компетентним він вважається [2].

Подальший ефективний збір інформації від експертів можливий лише за умови узгодженості групи експертів. Для цього необхідним є дотримання певних умов: кількість експертів має перевищувати 3 особи; до роботи експертної групи не залучаються особи із дуже високими або дуже малими коефіцієнтами компетентності порівняно з іншими членами групи. Після вибору експертів проводиться їх опитування за допомогою анкети, зміст якої дозволяє виявити вплив того чи того технологічного параметра на появу та характеристики дефектів.

Після проведення експертного опитування виконується подальший аналіз отриманих даних. Зокрема розроблене програмне забезпечення виконує апроксимувальний підрахунок сили впливу кожного технологічного параметра на кількість та розміри потенційних дефектів. Також програмне забезпечення передбачає виявлення «неадекватних» експертів у разі, коли їх думки значною мірою відрізняються від думок інших експертів. У такому випадку подається відповідний сигнал оператору ЕС з рекомендацією виконати заміну таких експертів, або – за неможливості заміни – виключення їх досвіду з бази знань ЕС.

Після остаточного підрахунку сили впливу різних чинників на дефекти програмне забезпечення формує продукційні правила, що можуть бути доповнені чи змінені оператором ЕС, наприклад, за рекомендацією експертів.

Технологічна частина програмного забезпечення включає в себе можливість прийому структурованих даних про дефекти в об'єкті у вигляді вхідного файлу. Після зчитування отриманої інформації програма в автоматичному режимі застосовує створені продукційні правила та надає оператору ЕС повідомлення з інформацією, чи відноситься конкретний об'єкт до браку, та рекомендаціями щодо внесення певних коригувань в технологічний процес для підвищення якості готової продукції.

Впровадження представленого програмного забезпечення на виробництві дозволить виконувати автоматизоване управління якістю виробів зі скла, що – за відсутності значних витрат на капітальне переобладнання технологічної лінії, дозволить змінюючи окремі технологічні параметри – збільшити кількість продукції, яка виробляється відповідно до чинних стандартів.

1. ДСТУ ISO 9001:2015. Системи управління якістю. Вимоги. [Чинний від 2016-07-01]. К.: ДП «УкрНДНЦ», 2016. 21 с.

2. Джексон Питер. Введение в экспертные системы. 3-е изд. Москва: Вильямс, 2001. 624 с. ISBN 0-201-87686-8.

МОДЕЛЮВАННЯ СТАТИЧНОГО РЕЖИМУ РОБОТИ СЕПАРАТОРА ВИСОКОГО ТИСКУ

Ситніков О. В., Теличенко А. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, annatelicenko8@gmail.com

На виробництвах для того, щоб відділити газопродуктову суміш від водневмісних газів, використовуються сепаратори високого тиску. Щоби відділення пройшло відповідно до норм, заданих технологічним регламентом, необхідно підтримувати відповідну температуру в сепараторі

Для моделювання необхідно побудувати структурно-параметричну схему об'єкта, розглянути тепловий баланс та розрахувати статичну характеристику для каналу «витрата газопродуктової суміші – вихідна температура водневмісного газу».

Структурно-параметричну схему сепаратора наведено на рис. 1.

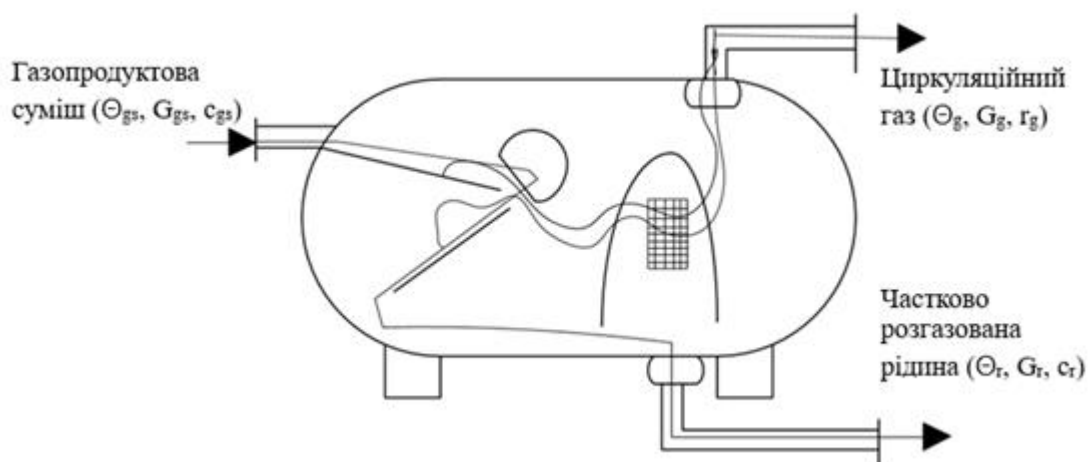


Рис. 1. Структурно-параметрична схема сепаратора високого тиску

Основним вихідним параметром (керованим) буде значення температури циркуляційних газів на виході, а вхідним (керувальний параметр) – витрата газопродуктової суміші на вході [1].

До параметрів статичного режиму сепаратора високого тиску належать:

- витрата газопродуктової суміші $G_{gs} = 0,1 \dots 0,2$ кг/с;
- температура газопродуктової суміші $\Theta_{gs} = 426$ К;
- питома теплоємність газопродуктової суміші $c_{gs} = 4,356$ Дж/(кг·К);
- витрата частково розгазованої рідини $G_r = 0,1$ кг/с;
- температура частково розгазованої рідини $\Theta_r = 415$ К;
- питома теплоємність частково розгазованої рідини: $c_r = 4,73$ Дж/(кг·К);
- витрата циркуляційних газів $G_g = 0,1$ кг/с;
- питома теплоємність газоутворення $r_g = 4,7$ Дж/(кг · К).

Складемо тепловий баланс для сепаратора високого тиску, виходячи із структурно-параметричної схеми об'єкта [2]:

$$\Theta_{gs} G_{gs} c_{gs} = \Theta_r G_r c_r + \Theta_g G_g r_g.$$

Виведемо рівняння статички для каналу «витрата газопродуктової суміші – вихідна температура циркуляційних газів» у вигляді

$$\Theta_g(G_{gs}) = \frac{\Theta_{gs} G_{gs} c_{gs} - \Theta_r G_r c_r}{G_g r_g}.$$

Розроблену статичну характеристику зображено на рис. 2.

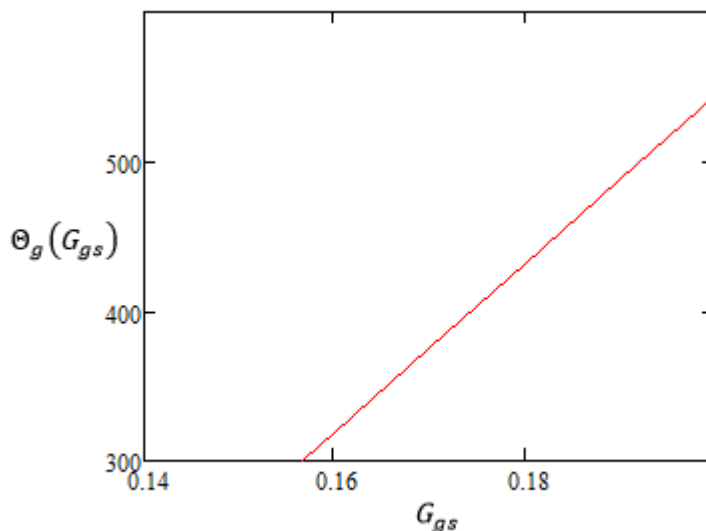


Рис. 2. Статична характеристика каналу «витрата газопродуктової суміші – вихідна температура циркуляційних газів» сепаратора високого тиску

В подальшому отримана статична характеристика буде використана для отримання динамічної характеристики сепаратора високого тиску та знаходження передавальної функції об'єкта керування, необхідної для синтезу системи керування подачею суміші в сепаратор.

1. Киричков В. Н. Идентификация объектов систем управления технологическими процессами: Учеб. пособие. Киев: Вища школа, 1990. 263 с.
2. Кубрак А. І., Жученко А. І., Кваско М.З. Комп'ютерне моделювання та ідентифікація автоматичних систем: навч. посібник. Київ: ІВЦ "Видавництво «Політехніка»", 2004. 424 с.

СИСТЕМА КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ВИПАЛЮВАННЯ ВУГЛЕЦЕВИХ ВИРОБІВ НА ОСНОВІ MPC-РЕГУЛЯТОРА

Гаврилюк М. В., Жученко А. І., Пахомов Д. А.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, gavriluk-ma@ukr.net

Вуглецеві вироби, з огляду на їх унікальні фізико-хімічні властивості, широко застосовуються у чорній та кольоровій металургії, а також в інших виробництвах, пов'язаних з електротермією та агресивними середовищами технологічних процесів.

Одним із ключових етапів виробництва є випалювання, метою якого є термічна обробка заготовок за температури 900...1300 °С, у процесі якої підвищується міцність матеріалу заготовок, зростає його термічна стійкість, електро- і теплопровідність [1].

Процес випалювання вуглецевих виробів у печі надзвичайно енергоємний, що обумовлює актуальність задачі підвищення ефективності процесу. Одним з дієвих шляхів розв'язання цієї задачі є створення сучасної системи керування процесом випалювання у зв'язку з тим, що наявні системи керування процесом не дозволяють суттєво знизити непродуктивні витрати палива, а також не забезпечують стабільну якість кінцевої продукції (міцність, термічну та хімічну стійкість, високу електропровідність продукції).

Зважаючи на складність теплообміну та гідродинамічних процесів під час горіння природного газу, випалювання вуглецевих виробів є складним об'єктом автоматичного керування, що створює значні труднощі у процесі синтезу його системи керування. Зважаючи на це, видається доцільним побудувати систему керування температурними режимами процесу випалювання на основі прогнозованої моделі керування – *Model Predictive Control (MPC)*. Для синтезу такої системи необхідно скласти математичну модель об'єкта керування, за допомогою якої регулятор буде прогнозувати зміну контрольованої змінної на певний проміжок часу вперед і обчислювати оптимальний керувальний вплив для забезпечення найкращої траєкторії контрольованої змінної.

До переваг MPC-підходу можна віднести те, що оптимальний регулятор, синтезований відповідно до даного підходу, забезпечує відсутність у системі статичної похибки, дотримання обмежень на керувальні та вихідні змінні, а також забезпечує компроміс між робастністю і якістю регулювання. Однак, як і більшість оптимальних систем, він вимагає знання моделі об'єкта керування. Найбільш суттєвою перевагою MPC-підходу є те, що оскільки він реалізує закон керування зі зворотним зв'язком за станом, а керування розглядається і реалізується на дуже короткому проміжку часу, то для синтезу системи керування досить використовувати лише наближені лінійні моделі [2].

Для дослідження системи керування процесом випалювання вуглецевих виробів створено структуру в програмному засобі *Simulink* пакета *MATLAB*, зо-

бражену на рисунку. У наведеному дослідженні математична модель об'єкта керування представлена передавальними функціями третього порядку для п'яти каналів керування (залежно від кількості оброблюваних заготовок).

Об'єкт має п'ять виходів температури в кожній із заготовок, що обробляються, та один керувальний вплив – витрату палива. У такому разі кожна заготовка розглядається як окрема складова одного об'єкта, а керування всіма складовими об'єкта відбувається однією керувальною дією. Щодо параметрів налаштування *MPC*-регулятора, то горизонт прогнозування становить 50 кроків, а горизонт керування – 10 кроків.

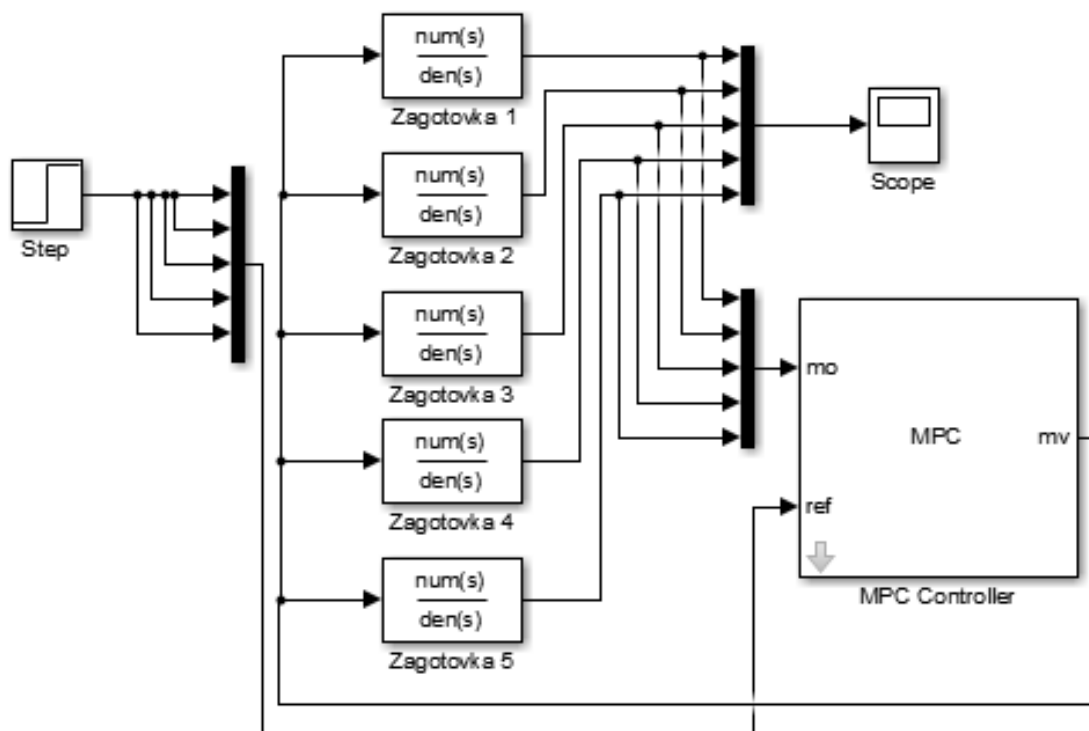


Рис.1. Система керування на основі *MPC*-регулятора

У результаті проведеного дослідження системи керування з *MPC*-регулятором було встановлено, що перепад температур на першій та п'ятій заготовках значно зменшився, а це свідчить про рівномірність температурного режиму випалювання вуглецевих виробів, що забезпечує зменшення кількості браку та досягнення стабільної якості кінцевої продукції.

1. Теплообмен в многокамерных печах обжига углеграфитовых изделий: монография / И. В. Пулинец и др. Киев НТУУ «КПИ», 2014. 175 с.
2. Надеждин И. С., Горюнов А. Г., Маненти Ф. Системы управления нестационарным объектом на основе MPC-регулятора и ПИД-регулятора с нечеткой логикой. *Общероссийский математический портал*. 2018. № 75. С. 5–75.

РОЗРОБКА MPC-РЕГУЛЯТОРА ДЛЯ ПРОЦЕСУ ВАКУУМНОЇ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ

Бережа О. М., Ладієва Л. Р.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, olehbereza@ukr.net

Зараз у світі енергетичний баланс формується переважно на основі трьох невідновлюваних вуглеводних джерел енергії – природного газу, нафти та вугілля. Проблема із запасами природних копалин зумовила інтенсивне вивчення відновлюваної енергетики, зокрема біоенергетики. Одним із відновлюваних джерел енергії є біологічне паливо – біоетанол. Біоетанол – це етанол, отриманий під час бродіння цукру в матеріалах біомаси, таких як зерно кукурудзи та інші сільськогосподарські відходи. Його використовують у чистому вигляді, але частіше як добавку до бензину в двигунах внутрішнього згоряння у співвідношенні 10 % етанолу 90 % бензину. Найбільших успіхів у виготовленні біоетанолу досягли Бразилія та США [1]. Для підвищення концентрації спирту в кінцевому продукті впроваджують вакуумну мембранну дистиляцію. Для розрахунку автоматичного керування процесом розроблена математична модель. В процесі моделювання були проблеми з невизначеністю параметрів мембрани, зокрема пористості мембрани, яка змінюється залежно від часу безперервної роботи. Для якісного врахування цієї зміни в процесі автоматизації варто використати MPC-регулятор [2]. Розрахунки велися для каналу «тиск у зоні пермеату, P – концентрація спирту на виході, C ».

MPC-регулятор (Model Predictive Control) – регулятор який розраховує стан об'єкта в наступний момент часу на основі математичної моделі і даних параметрів системи і за допомогою функцій оптимізації вираховує найкраще керування на даному кроці роботи об'єкта. Структурна схема MPC-регулятора зображена на рис. 1.

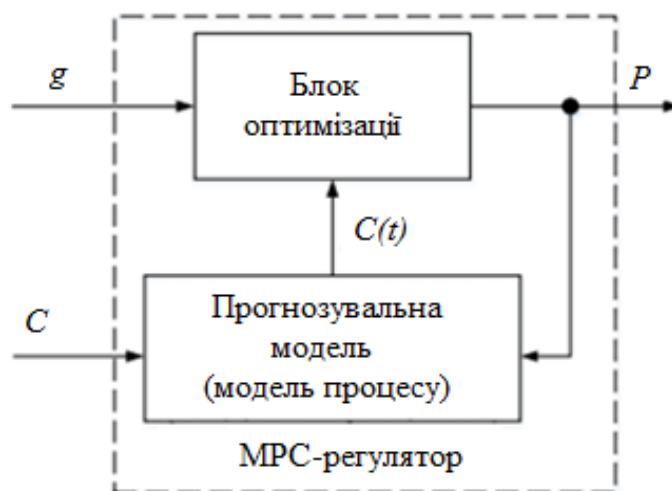


Рис. 1. Структурна схема MPC-регулятора:
 g – завдання; P – сигнал керування; C , $C(t)$ – контрольована величина

Однією з основних переваг керування за допомогою цього виду регуляторів полягає в його високій швидкодії. Систему автоматичного керування з МРС-регулятором зображено на рис. 2. Зокрема вихід на усталене значення відбувається у 3,5 рази швидше порівняно з адаптивним регулятором. Також значний вплив має величина перерегулювання, що в МРС-регулятора також набагато краща порівняно з аналогами. Наприклад, з виходом на усталене значення об'єкта з МРС-регулятором, величина перерегулювання на 7,8 % менша ніж для об'єкта, керованого адаптивним регулятором [3].

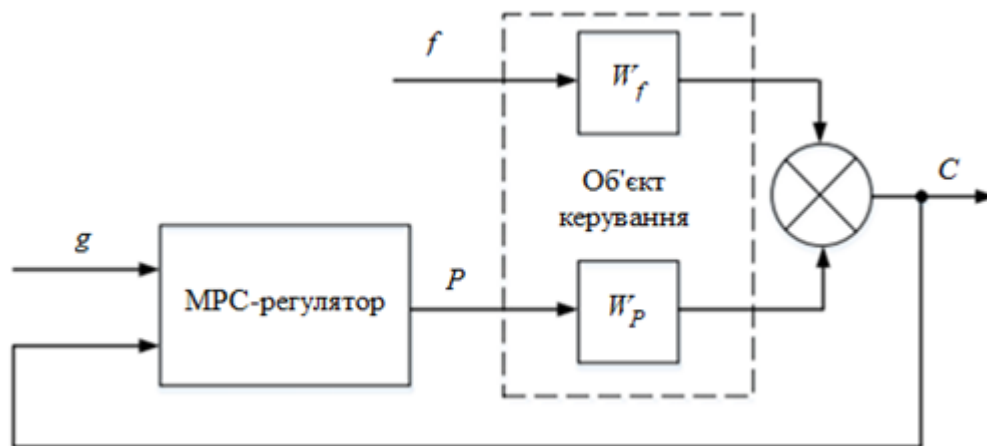


Рис. 2. Система автоматичного керування з МРС-регулятором:
 g – завдання; P – сигнал керування; C – контрольована величина;
 f – вимірюване збурення

Хоча МРС-регулятор і є вартісним у реалізації, але саме для цього процесу він найкращий, оскільки величина перерегулювання кардинально впливає на якість продукту, що призводить до великої кількості етанолу з недопустимою концентрацією. Розроблену систему автоматичного регулювання на основі МРС-регулятора варто впроваджувати в промисловості.

1. Zhulynskyi A.A., Ladieva L.R., Korniyenko B.Y. Parametric identification of the process of contact membrane distillation. *Engineering and Applied Sciences*. 2019. Volume 14, Issue 17. Pages 3108-3112.
2. Ладієва. Л. Р., Дубік Р. М. Математичне моделювання процесу контактної мембранної дистиляції. *Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження* 2010. № 2 (6). С. 119–122. ISSN 2306-1626.
3. Надеждин И. С. Системы управления нестационарным объектом на основе МРС-регулятора и ПИД-регулятора с нечеткой логикой. *Управление большими системами, анализ и синтез систем управления*. 2018. № 75. С. 50–75.

ВИБІР ЗАСОБУ ПРОГРАМУВАННЯ ДО РОЗРОБКИ МОБІЛЬНОГО ЗАСТОСУНКУ ДЛЯ АВТОМАТИЗАЦІЇ ФІЗИЧНОЇ МОДЕЛІ ДОЗАТОРА

Шевченко О. Ю., Бородін В. І.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, oshevchenko27@gmail.com

Для проведення досліджень роботи систем керування дозатором попередньо було прийнято рішення розробити його фізичну модель. Вона буде побудована з використанням *ARDUINO*, модуля *Wi-Fi* та віддаленого сервера. Для обробки сигналів системи керування було прийнято рішення розробити мобільний застосунок для роботи в умовах віддаленого доступу до об'єкта. Обраною операційною системою для розробки застосунку стала *iOS*.

Зчитування сигналів з датчика, обробку та передачу на віддалений сервер буде виконувати мікроконтролер *ARDUINO*. Далі на сервері за допомогою *REST API* інтернет-протоколу дані будуть використані у форматі *JSON*.

Основне питання було у виборі засобу програмування. Серед засобів, що розглядалися, можна виділити такі: мова програмування *Swift*, фреймворк *Flutter* з використанням мови програмування *Dart* та фреймворк *React-native* з використанням *JavaScript*.

До вибору засобу було поставлено такі вимоги: наявність необхідних програмних засобів, зручність у використанні, легкий для сприйняття синтаксис, зручна обробка запитів на сервер та обробка *JSON*-об'єктів.

Виходячи з усіх умов, було обрано фреймворк *React-native*, який повністю відповідає висунутим вимогам і простий у використанні. Цей фреймворк також є чудовим рішенням для розробки застосунку під операційну систему *iOS*, оскільки в ньому є великий потенціал для використання всіх можливостей зазначеної платформи.

Надалі планується розробити мобільний додаток під операційну систему *iOS*, що буде містити в собі такий функціонал:

- відображення поточного процесу в моделі;
- зберігання інформації про перебіг процесів;
- керування моделлю.

АВТОМАТИЗАЦІЯ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА ДРІЖДЖІВ

Мірошник Д. В., Ладієва Л. Р.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, Sovring.t@gmail.com

Дріжджі сприяють утворенню продуктів спиртового бродіння, молочно-кислого бродіння. Найвідомішими та найрозповсюдженішими видами дріжджів є пекарські або пивні дріжджі (*Saccharomyces cerevisiae*), молочні дріжджі (рід *Kluyveromyces*). *Saccharomyces cerevisiae* є найбільш відомими та важливими для життєдіяльності людини. Вони мають клітини овальної форми, відтворюються за допомогою брунькування за дуже короткий час, саме тому вони є досить легкими у виробництві [1].

Сухі дріжджі отримують шляхом висушування пресованих дріжджів, попередньо подрібнених у вигляді гранул, дрібних зерен [2]. Сушать дріжджі кілька годин спочатку за температури 50 °С, а потім – 30...35 °С. У процесі висушування дріжджі мають зберігати свою ферментну активність. За фізико-хімічними показниками сухі дріжджі мають зберігати відповідну вологість: вищого ґатунку – 8 %, першого – 10 %. Підйомна сила дріжджів має становити: ждя вищого ґатунку – 70 хв, першого – 90 хв [2].

У повному складі технологія виробництва дріжджів складається з такого спеціалізованого обладнання: лінії освітлення меляси, ділянки ферментації з ферментерами різних розмірів, сепараторів біомаси (соплового типу), ділянки фільтрації, екструдерів та пакувального обладнання, сушарки дріжджів, ділянки утиліт.

В Україні існують багато заводів з виробництва дріжджів, зокрема ПрАТ «Компанія Ензим Україна» у Львові, «Караванський завод кормових дріжджів» у Харкові.

Процес сушіння дріжджів відбувається у барабанних сушарках. Барабанна сушарка є одним із основних апаратів у процесі виробництва дріжджів, оскільки вологість отриманого матеріалу на виході з неї є одним із основних параметрів, що впливають на якість готового продукту.

Розробка системи керування барабанною сушаркою є актуальною задачею, яку можна розв'язати шляхом створення контурів керування процесом. Автоматизація технологічного виробництва передбачає автоматичний контроль технологічних параметрів, автоматичне регулювання й автоматичне або автоматизоване керування [3].

Метою дослідження є створення контурів керування процесу сушіння у барабанній сушарці. Основним керованим параметром процесу є остаточна вологість матеріалу на виході.

Розроблену схему автоматизації процесу висушування дріжджів наведено на рисунку.

Регулювання співвідношення повітря та палива відбувається зміною подачі палива. Від первинних перетворювачів витрат (поз. 1-2, 2-2) сигнали надходять

до регулятора співвідношення (поз. 2-3), з якого формується сигнал на виконавчий механізм подачі палива.

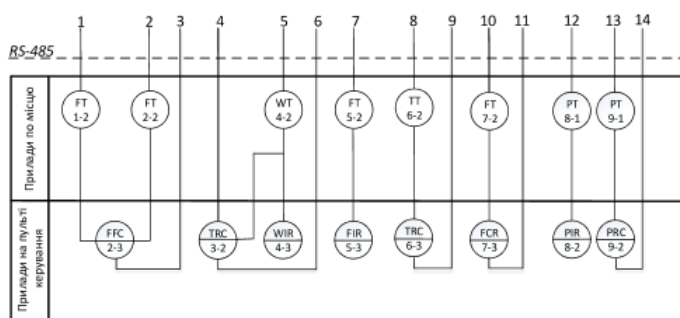
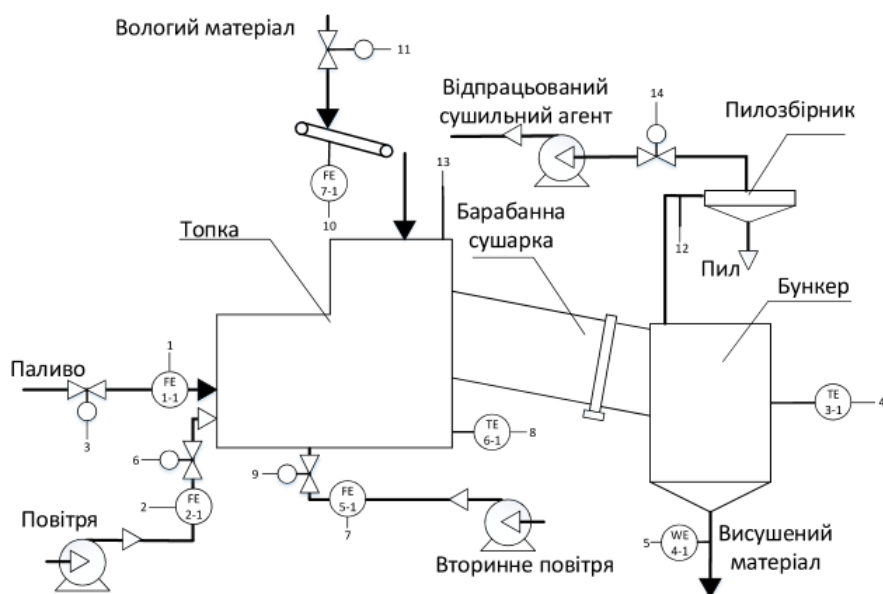


Схема автоматизації процесу сушіння дріжджів

Вихідний сигнал терморпарі (поз. 3-1) подається на регулятор (поз. 3-2), який приводить в дію виконавчий механізм, що знаходиться на лінії подачі повітря в топку з корекцією за показниками датчика вологості (4-1).

Для більш точного регулювання температури топочних газів використовується зміна подачі вторинного повітря в топку.

У подальшому для розрахунку системи керування процесом сушіння дріжджів необхідно розробити математичну модель процесу сушіння дріжджів у барабанній сушарці.

1. Outline of Ascomycota: 2017 / Wijayawardene N. N. Etc. *Fungal Diversity*. 2018. Vol. 88, No. 1. Pp. 167–263. Doi:10.1007/s13225-018-0394-8.

2. Зайцева Г. Т., Горпинко Т. М. Технологія виготовлення борошняних кондитерських виробів: підруч. для проф.-техн. навч. закладів. – Київ: Вікторія. 2002. 400 с. ISBN 966-95870-6-9

3. Лукінюк М. В. Контроль і керування хіміко-технологічними процесами: У 2 кн. Кн. 1. Методи та технічні засоби автоматичного контролю хіміко-технологічних процесів : навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл., які навчаються за на-прямом підготовки: «Хімічна технологія та інженерія». Київ: НТУУ «КПІ», 2012. 336 с. ISBN 978-966-622-530-9 (Кн. 1).

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ НА МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ РОЗПАДУ ДИМЕТИЛ-ДІОКСАНУ У ВИРОБНИЦТВІ ІЗОПРЕНУ

Цепкало М. О., Цапар В. С.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, maxim.tsepkało@yahoo.com

Перша стадія процесу виробництва ізопрену проводиться в двох трубчастих реакторах, охолоджуваних водою. Верхні та нижні частини реакторів працюють як сепаратори, розділяючи реакційну масу на вуглеводневий і водні шари. У вуглеводневий шар переходить диметил-діоксан (далі ДМД), у водному шарі залишається формальдегід, який ще не вступив у реакцію. Вуглеводневий шар з реактора подається в нейтралізатор, де нейтралізується та промивається водним розчином гідроксиду натрію, і надходить в сепаратор для відділення від нього залишків води. Ізобутилен надходить в колону ректифікації для відгону від ДМД більш легких метанолу та трет-бутанолу.

Звільнений від метанолу ДМД спрямовується на другу стадію (розкладання ДМД) в реактор адіабатичного типу зі стаціонарним шаром каталізатора. У реактор також подається перегріта водяна пара. Реакційна суміш з реактора конденсується в холодильнику та надходить в сепаратор, де розділяється на водний і органічні шари. Структурно-параметричну схему нейтралізатора показано на рис. 1.

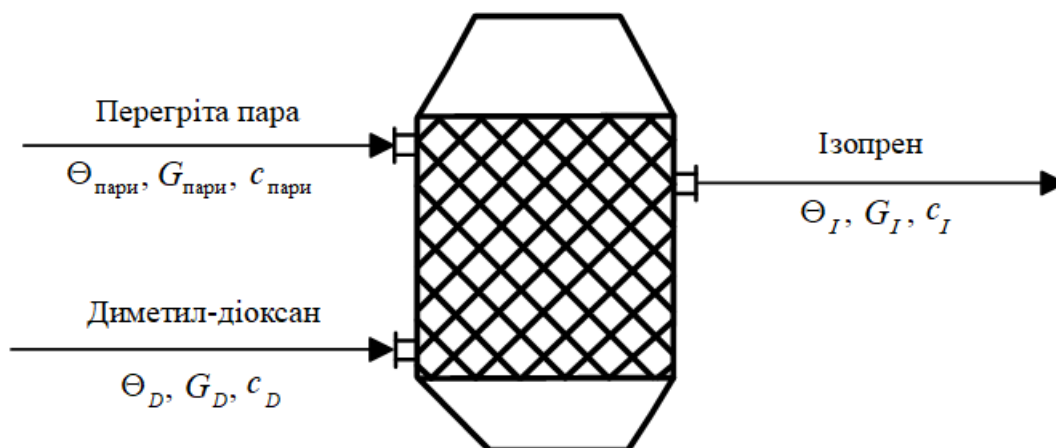


Рис. 1. Структурно-параметрична схема реактора розпаду ДМД:

$\Theta_{\text{пари}}$ – температура перегрітої пари, К; $G_{\text{пари}}$ – витрата перегрітої пари, кг/с; $c_{\text{пари}}$ – теплоємність перегрітої пари, Дж/кг·К; Θ_D – температура диметил-діоксану, К; G_D – витрата диметил-діоксану, кг/с; c_D – теплоємність диметил-діоксану, Дж/кг·К; Θ_I – температура ізопрену, К; G_I – витрата ізопрену, кг/с; c_I – теплоємність ізопрену

Для моделювання статичного та динамічного режимів реактора розпаду ДМД були прийняті такі припущення:

1. Реакція розпаду ДМД протікає з поглинання тепла;
2. Перегріта водяна пара збільшує ефективність реакції і одночасно є джерелом тепла;
3. Витратою відпрацьованої перегрітої пари нехтуємо.
4. Складемо рівняння для обчислення значень температури та концентрації до початку процесу розпаду ДМД та після нього:

$$\theta = \frac{\theta_3 + \theta_4}{2};$$

$$Q = \frac{Q_3 + Q_4}{2};$$

$$\theta_3 = \frac{(G_1 c_1 \theta_1 + G_2 c_2 \theta_2)}{G_1 c_1 + G_2 c_2} \approx \frac{(G_1 \theta_1 + G_2 \theta_2)}{G_1 + G_2};$$

$$G_3 = G_1 + G_2 = F_4;$$

$$Q_3 = \frac{G_1 Q_1 + G_2 Q_2}{G_1 + G_2};$$

$$Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4; \rho_1 = \rho_2;$$

де θ_3, θ_4 – температури до процесу розпаду ДМД та після розпаду відповідно;
 Q_3, Q_4 – концентрація ДМД на вході та на виході.

Складемо матеріальний баланс по диметил-діоксану:

$$G_1 Q_1 + G_2 Q_2 - (G_1 + G_2) Q_4 - G = V_1 \rho_1 d(Q_4) / dt,$$

$$G = V \rho K(Q_4 - Q_3);$$

де G – кількість прореагованого диметил-діоксану.

Тепловий баланс по диметил-діоксану складемо у вигляді

$$G_1 c_1 Q_1 + G_2 c_2 Q_2 - (G_1 + G_2) c_4 Q_4 - G_r = V_2 \rho_3 c_3 d(Q_4) / dt,$$

$$y = a + bt = (Q_3 - Q_4) / Q_3.$$

Передавальну функцію для каналу «витрата перегрітої пари – вихідна витрата ізопрену» отримано у вигляді

$$W(p) = k / (Tp + 1) = 0,706 / (5,563p + 1).$$

На рис. 2 зображено перехідну характеристику об'єкта керування, побудовану за допомогою програмного середовища «*Mathcad*» і розрахунків за наведеними вище виразами.

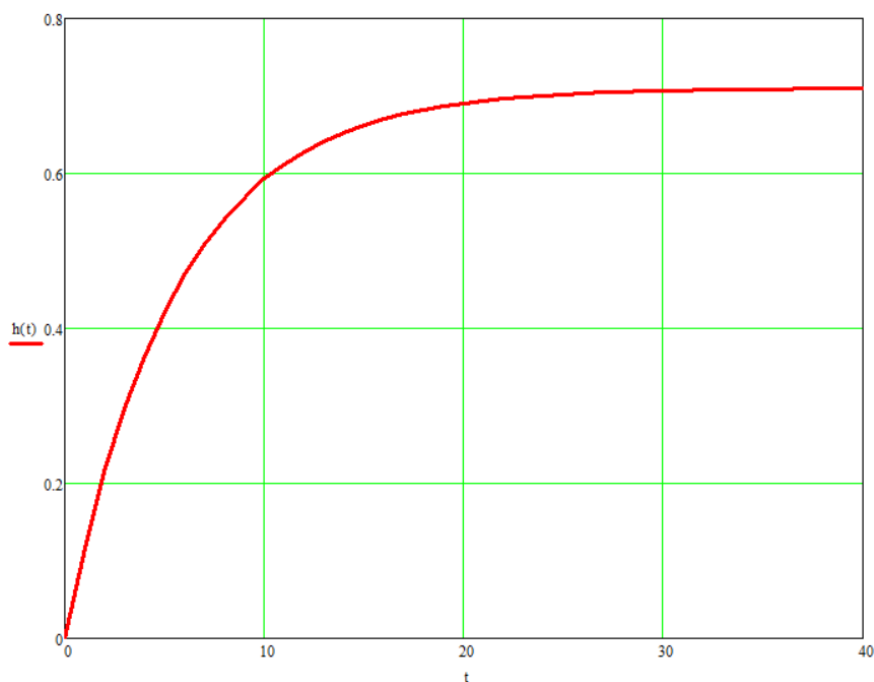


Рис. 2. Динамічна характеристика каналу «витрата перегрітої пари – вихідна витрата ізопрену» реактора розпаду ДМД

З рис. 2 можемо бачити, що характеристика передавальної функції реактора розпаду ДМД виходить на усталене значення приблизно за 38 сек., що відповідає технологічному регламенту процесу.

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. 448 с. ISBN 5-691-00356-9.

2. Эрих В. Н., Расина М. Г., Рудин М. Г. Химия и технология нефти и газа. 2-е изд., перераб. Ленинград: Химия, 1977. 424 с.

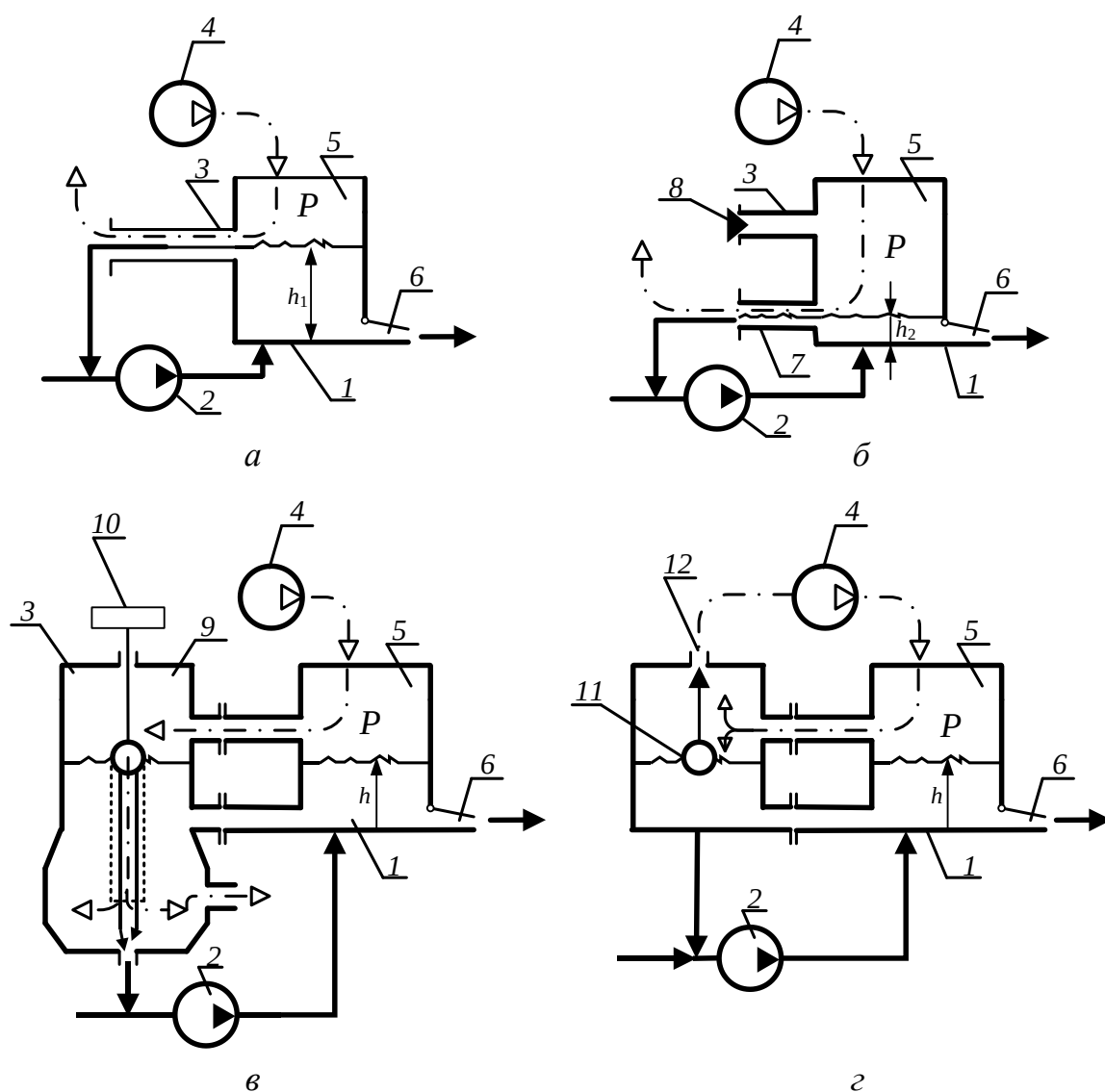
МОДЕРНІЗАЦІЯ СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО РЕГУЛЮВАННЯ РІВНЯ МАСИ У НАПІРНИХ ЯЩИКАХ ІЗ ПОВІТРЯНОЮ ПОДУШКОЮ

Піргач М. С., Жураковський Я. Ю., Цимбал О. М.

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

На багатьох сучасних папероробних і картоноробних машинах (ПРМ і КРМ) використовуються напірні ящики, обладнані спеціальними засобами автоматизації, призначеними для автоматичного регулювання рівня маси у напірних ящиках такого типу [1].

Систему автоматичного регулювання (САР) з однією переливною трубою наведено на рисунку *а*.



Система автоматичного регулювання рівня маси у напірному ящику із повітряною подушкою:

а – з переливною трубою; *б* – з двома переливними трубами; *в* – з демпферувальним рівноміром; *г* – з поплавковим регулятором

Маса насосом 2 подається до напускної камери 1, із якої приблизно 90 % крізь випускальну щілину 6 проходить на сітку машини і лише 10 % маси крізь переливну трубу 3 надходить до насоса. Стиснене повітря компресором 4 подається до повітряної подушки 5, із якої воно крізь переливну трубу витікає у довкілля. Цю трубу розміщують так, щоб гранична поверхня поділу маси та повітря проходила через центр її вхідного отвору. Якщо у разі порушення усталеного режиму подачі маси чи повітря у напірний ящик, зумовлених, скажімо, нестабільною роботою насоса чи компресора, зміниться рівень маси h_1 , то гранична поверхня поділу маси та повітря зміститься відносно осі вхідного отвору переливної труби. Так, у разі збільшення рівня маси площа поперечного перерізу переливної труби для виходу повітря із повітряної подушки буде зменшуватися, що одразу зумовить збільшення тиску повітря у ній. Якщо ж рівень маси знизиться, то площа поперечного перерізу переливної труби збільшиться.

Тобто зміна тиску повітряної подушки супроводжується появою сил, які збільшують чи зменшують протидію напорові насоса та сприяють поверненню рівня маси до свого усталеного значення. Аналіз роботи розглянутої автоматичної системи свідчить, що вона регулює рівень маси за рахунок зміни напору маси. Перевагою такої системи над іншими системами є її простота, а недолік полягає у тому, що напір маси, а отже і швидкість витікання її крізь випускальну щілину не регулюється. У такій системі неможливо задати новий рівень маси у напускній камері, якщо у цьому виникає потреба.

З метою задання нового значення рівня маси у напускній камері Хорнбостел запропонував [2] встановити декілька переливних труб і скористатись однією із них (наприклад 7, рисунок б), закривши інші заглушкою 8.

Напірні ящики фірма *KHW* (Швеція) [1] обладнані САР рівня маси, які побудовані на так званому демпферувальному рівномірі (рисунок в). У такій автоматичній системі переливна труба 3 встановлюється у демпферувальному рівнемірі 9 і за допомогою маховичка 10 може переміщуватись у вертикальній площині. Суміш повітря та маси крізь переливну трубу надходить у нижню частину демпфера, де розділяється на повітря, яке виходить у довкілля, та масу, яка подається до насоса 2.

У запропонованій САР рівня маси (рисунок г) використано поплавковий регулятор рівня, який складається із поплавка 11, з'єднаного з односідельним клапаном 12. Якщо, скажімо, рівень маси збільшується, то поплавок переміщується вгору і закриває клапан, внаслідок чого збільшується тиск повітряної подушки – це призводить до зниження рівня. Якщо ж рівень маси зменшується, то прохід повітря крізь клапан 12 збільшується, тиск повітряної подушки зменшується, тому рівень маси у напускній камері зростає.

1. Шамсон А. С., Пиргач Н. С. Автоматизация напорных ящиков быстроходных бумагоделательных машин. Москва: Лесная промышленность, 1965. 104 с.

2. Жученко А. І., Піргач М. С., Кваско М. З. Автоматичне керування напірними ящиками паперо- і картоноробних машин: монографія Київ: Бізнес Медіа Консалтинг, 2014. 232 с. ISBN 978-966-2425-34-5.

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ХЛОРАТОРА НЕПЕРЕРВНОЇ ДІЇ

Пряхін В. Д., Данькевич А. О.

КПІ Ім. Ігоря Сікорського, juggy228@gmail.com

Хлорбензол є важливою речовиною для багатьох галузей хімічної промисловості. Найефективнішим способом отримання хлорбензолу є хлорування бензолу в хлораторі неперервної дії, який є основним апаратом виробництва*. Такий реактор складається з двох входів і двох виходів. На вхід у нижню частину хлоратора подаються потоки технічного бензолу та хлору. На виході, з бокової частини реактора, отримують рідкі продукти реакції – хлорбензол (цільовий продукт), поліхлориди та непрореагований бензол. Газоподібні продукти реакції (суміш бензолу та хлороводню) проходять через бризковловлювач і виводяться з верхньої частини хлоратора.

Основним завданням у розробці математичної моделі є отримання залежності концентрацій вихідних речовин від концентрацій вхідних речовин і швидкостей матеріальних потоків. На основі аналізу основних параметрів реактора розроблено параметричну схему хлоратора, наведену на рисунку.



Параметрична схема хлоратора:

G_B, C_B – витрата і концентрація хлору відповідно; G_A, C_A – витрата і концентрація бензолу на вході відповідно; G_D, C_D – витрата і концентрація хлороводню на виході відповідно; G_C, C_C – витрата і концентрація хлорбензолу на виході відповідно; G_E, C_E – витрата і концентрація дихлорбензолу на виході відповідно; G_F, C_F – витрата і концентрація трихлорбензолу на виході відповідно; C_{A_2} – концентрація бензолу на виході у рідких продуктах реакції;

C_{A_3} – концентрація бензолу на виході у газоподібних продуктах реакції

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

Оскільки хлорування бензолу є доволі складним процесом, то для розробки математичної моделі було введено ряд допущень:

- температура реакційної суміші стабільна;
- апарат заповнено повністю. Розподіл на газову і рідку фракцію відбувається за концентрацією відповідних компонентів;
- швидкості хімічних реакції постійні. Хімічна реакція проходить за законом зміни концентрацій;
- хлоратор є апаратом ідеального змішування;
- хімічна реакція протікає в усьому об'ємі.

Відповідно до вказаних вище допущень, загальна система рівнянь динаміки є сумою системи рівнянь хімічної кінетики та системи рівнянь матеріального балансу за компонентами для реакційного апарату:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dC_A(t)}{dt} = -K_1 C_A(t) C_B(t) + \frac{G_2 C_A(t) - G_3(t) K_{11} C_{A_2}(t)}{M_{p.c.}} - \\ - \frac{G_4(t) K_{12} C_{A_3}(t)}{M_{p.c.}}; \\ \frac{dC_B(t)}{dt} = -K_1 C_A(t) C_B(t) - K_2 C_B(t) C_C(t) - K_3 C_E(t) C_B(t) + \\ + \frac{G_1(t) C_B(t)}{M_{p.c.}}; \\ \frac{dC_C(t)}{dt} = K_1 C_A(t) C_B(t) - K_2 C_B(t) C_C(t) - \frac{G_3(t) C_C(t)}{M_{p.c.}}; \\ \frac{dC_D(t)}{dt} = K_1 C_A(t) C_B(t) + K_2 C_B(t) C_C(t) + K_3 C_E(t) C_B(t) - \\ - \frac{G_4(t) C_D(t)}{M_{p.c.}}; \\ \frac{dC_E(t)}{dt} = K_2 C_B(t) C_C(t) - K_3 C_E(t) C_B(t) - \frac{G_3(t) C_E(t)}{M_{p.c.}}; \\ \frac{dC_F(t)}{dt} = K_3 C_E(t) C_B(t) - \frac{G_3(t) C_F(t)}{M_{p.c.}}, \end{array} \right.$$

де K_1, K_2, K_3 – коефіцієнти швидкостей реакцій; G_1, G_2 – витрати хлору та бензолу на вході в реактор відповідно; G_3 – витрата рідких продуктів реакції; G_4 – витрата газоподібних продуктів реакції.

В подальшому для наведеної системи рівнянь буде виконано лінеаризацію та отримано передавальні функції каналів вхід-вихід для майбутніх досліджень та синтезу систем керування.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧІ АВТОМАТИЗАЦІЇ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА ПАСТИ АЛКІЛСУЛЬФОНАТУ НАТРІЮ МЕТОДОМ СУЛЬФООКИСНЕННЯ ПАРАФІНІВ

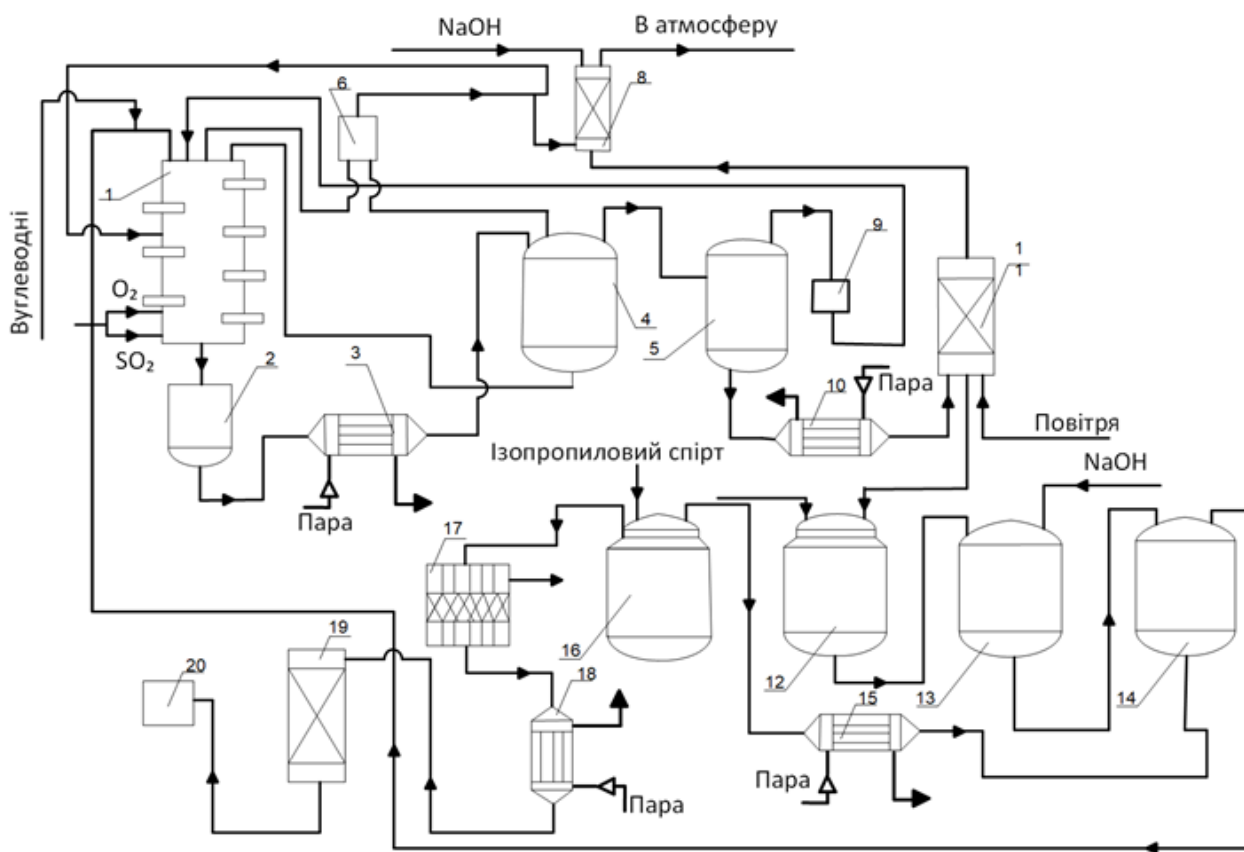
Джус В. О., Бородин В. І.
КПІ ім.Ігоря Сікорського, nice.dzhus@bk.ru

Технологію виробництва алкілсульфонатів методом сульфоокиснення парафінів можна розбити на декілька основних стадій:

- 1) приготування водних розчинів сульфоокислоти;
- 2) отримання сульфат натрію у вигляді кристалів (Na_2SO_4);
- 3) отримання алкілсульфонатів за рівнянням

$$\text{R} - \text{H} + 2\text{SO}_2 + \text{O}_2 + \text{H}_2\text{O} = \text{R} - \text{SO}_3\text{H} + \text{Na}_2\text{SO}_4;$$
- 4) фільтрація, перегонка розчину алкілсульфонатів;
- 5) отримання алкілсульфонатів*.

Схему процесу виробництва алакілсульфату натрію методом сульфоокиснення парафінів показано на рисунку.



Технологічна схема процесу виробництва паст алкілсульфонату натрію методом сульфоокиснення парафінів: 1 – сульфатор фотохімічного окиснення; 2 – бак продуктів сульфоокиснення; 3, 10, 18, 15 – теплообмінники; 4 – бак з мішалкою; 5, 14 – відстійники; 6 – каплевідбійник; 8 – абсорбер; 9 – збірник непрореагованих парафінів; 12 – колона віддувки; 12 – збірник сульфоокислоти; 13 – нейтралізатор; 16 – кристалізатор; 17 – фільтр; 19 – випарна колона; 20 – збірник алкілсульфонатів

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

Вихідні рідкі парафіни фракції за температури 200...300 °С подають на фотохімічне окиснення в сульфатор 1, що являє собою колону (у співвідношенні висоти та діаметра 7:1) із вбудованими ртутними лампами, виготовленими у вибухобезпечному виконанні.

Бідистилянт та парафіни неперервно подають з верхньої частини колони, суміш діоксиду та кисню у співвідношенні 2,5:1 – з нижньої. Від увімкнених ламп виділяється тепло, яке відводиться водою, що циркулює в кожухах ламп. Потоки SO₂ і O₂ зустрічаються з потоком парафінів за температури 20...30 °С, і під дією ультрафіолетового випромінювання компоненти вступають у реакцію.

Суміш із колони спрямовують у бак 2, звідки насосом подають до холодильника 3, а потім у бак 4, в якій вона переміщується мішалкою. Охолоджену до температури 20...30 °С суміш знову повертають на сульфоокиснення.

Газоповітряну суміш із верхньої частини колони 1 подають у каплевідбійник 6, потім частину газів відводять в абсорбер 8, де їх очищують розчином лугу та викидають в атмосферу, а другу частину газів вертають у колону 1.

Частину реакційної маси безперервно відводять з ємності 4 у відстійник 5, де відстоюють упродовж 2-ох годин, а відтак відділяють сульфовані продукти. Парафіни, що не прореагували, через верхній оглядовий ліхтар зливають в збірник 9, а звідти повертають у реактор. Нижній шар сульфокислоти через теплообмінник 10, де його нагрівають до температури 80...90 °С, виводять в колону віддувки 11, на віддувку SO₂ повітрям. Цю суміш з колони 11 спрямовують у абсорбер 8 і далі викидають в атмосферу. Сульфокислоту з колони 11 подають у збірник готової сульфокислоти 12, сюди ж подають 30-відсотковий пероксид вуглеводню. Тут за температури 60...70 °С та безперервного перемішування впродовж 4...5 годин виробляють необхідне відбілювання сульфокислот. Відбілюванні сульфокислоти спрямовують у нейтралізатор 13, а потім – у відстійний апарат 14. Верхній шар із відстійника повертають на сульфоокиснення, а нижній шар (пасту алкілсульфонату) подають на охолодження в холодильник 15 і на кристалізацію в кристалізатор 16. Сюди ж надходить свіжий ізопропиловий спирт і азеотропна суміш із колони 15.

У кристалізаторі за безперервного перемішування сульфонату та ізопропилового спирту, взятих у співвідношенні 1:1, упродовж 30-ти хвилин за температури 5...10 °С відбувається кристалізація. Кристали та розчин спрямовують на фільтрацію в фільтр 17. Відфільтрований розчин подають у теплообмінник 18, де його нагрівають до температури 180 °С, а потім під тиском – у випарну колону 19 на відгонку залишкових парафінів, води й ізопропанолу. Пасту алкілсульфонату натрію з колони відводять у збірник готового продукту 20.

Основною задачею для автоматизації виробництва є автоматичний контроль витрат кислоти та лугу в нейтралізаторі, підтримка відповідного водневого показника та відповідного температурного режиму.

ОЦІНЮВАННЯ ЗБУРЕНЬ У КАНАЛАХ ЗВ'ЯЗКУ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ОБ'ЄКТА З ВИМІРЮВАЛЬНИМИ ПРИСТРОЯМИ

Козачук М. В., Миленський В. В.
КПІ ім. Ігоря Сікорського, milenky@ukr.net

Одним зі способів дослідження динаміки технологічних об'єктів є ідентифікація каналів об'єкта, що полягає у визначенні їх структури та параметрів за спостережуваними даними вхідної дії та вихідними величинами об'єкта, з використанням частотних методів. В результаті дослідження визначений набір експериментальних даних, що містить значення комплексної частотної характеристики для певного набору частот. У цій роботі представлені результати розробки і тестування програмного модуля, призначеного для обробки подібних вимірів. Модуль дозволяє проводити ідентифікацію передавальної функції каналу передачі досліджуваного об'єкта за комплексною частотною характеристикою, отриманою за результатами експерименту. Пошук параметрів реалізовано методом сканування, симплекс-методом, методом Гауса-Зейделя та методом найшвидшого спуску. Досліджуваний канал передачі може бути описаний як послідовне з'єднання аперіодичної ланки першого порядку з інтегродиференціальною ланкою та ланкою запізнювання або як канал «збурювальна дія – керована величина» регульованого об'єкта з одноконтурною системою керування. Застосування протестовано на даних, отриманих з реального лабораторного об'єкта емулятора печі, що обдувається повітрям. За отриманими трендами на навченій нейромережевій моделі проведено обчислювальний експеримент, результатом якого є комплексні частотні характеристики керованого об'єкта. За отриманими експериментальними комплексними частотними характеристиками знайдено параметри каналів передачі керованого об'єкта за допомогою реалізованих в модулі оптимізаційних методів і методом послідовного квадратичного програмування. За результатами ідентифікації складено імітаційну модель лабораторного об'єкта, яка видає значення температури в об'єкті керування з середнім квадратичним відхиленням від її реальних значень, яке не перевищує 1,5 °С.

На вхід системи керування діють збурення внаслідок того, що витрати та температури потоків не є сталими. Зазвичай збурення не перевищують 10 % корисного сигналу. У зв'язку з цим додамо на вхід системи збурювальну дію.

Сучасна АСКТП (автоматизована система керування технологічним процесом) являє собою багаторівневу людино-машинну систему керування. Створення АСК складними технологічними процесами здійснюється з використанням автоматичних інформаційних систем збору даних і обчислювальних комплексів, що постійно удосконалюються відповідно з розвитком технічних засобів і програмного забезпечення.

Щоб успішно керувати виробництвом, потрібно мати постійний доступ до інформації про перебіг технологічного процесу та вчасно здійснювати необхідні керувальні впливи. Усі ці функції прийнято реалізовувати як єдину систему

збору й обробки даних, яку називають *SCADA-системою* (*Supervisor control and data acquisition*). Така система є основним джерелом інформації також для систем планування ресурсів підприємства (ППП), органічно вписуючись у загальну схему керування виробництвом.

Основну частину цієї роботи було присвячено дослідженню послідовних алгоритмів виявлення зміни середнього та дисперсії випадкового процесу. Також було розглянуто деякі апостеріорні алгоритми виявлення таких дефектів. Крім того, були перевірені три алгоритми, що дозволяють виявити (локалізувати) тип дефекту.

Основними типами дефектів, розглянутих у роботі, були:

- зміна математичного сподівання в каналі збурення;
- зміна математичного сподівання в каналі вимірювання;
- зміна дисперсії в каналі збурення;
- зміна дисперсії в каналі вимірювання.

При цьому були розглянуто як однократні (невідновні), так і багатократні (відновлювані) дефекти.

Були детально досліджені такі питання:

1. Розглянуто такі алгоритми виявлення зміни математичного сподівання випадкового процесу як алгоритм Пейджа, модифікований АКС, алгоритм Сегена-Сандерсона, алгоритм Надлера-Роббінза, алгоритм сигнального відношення, алгоритм експоненціального згладжування, алгоритм Ш'юхарта, алгоритм Дарховського-Бродського, алгоритм Воробейчикова. Серед цих алгоритмів виявлено алгоритми з відмінною якістю виявлення. Проведена перевірка роботи алгоритмів з відновлюваними дефектами;

2. Проведено аналіз апостеріорних алгоритмів, описаних Дарховським і Бродським, деякі з яких розглянуті детально;

3. За результатами досліджень послідовних алгоритмів виявлення зміни математичного сподівання та дисперсії сформовано алгоритм, що дозволяє виявити тип дефекту. Також досліджений алгоритм, що дозволяє в багатоканальному фільтрі Калмана виявити номер каналу з дефектом.

Як продовження досліджень з обраної тематики цікавими можуть виявитися такі питання та завдання :

- розширення набору можливих дефектів і з'ясування властивостей розглянутих алгоритмів, які виявляють ці дефекти;
- спроба поліпшення алгоритмів локалізації місця та типу дефекту;
- розширення класу досліджуваних процесів, наприклад, до процесів авторегресії ковзного середнього;
- детальніший розгляд апостеріорних алгоритмів виявлення дефектів;
- порівняння алгоритмів з використанням критеріїв, відмінних від розглянутого (мінімуму середнього часу виявлення);
- комбінування фільтру Калмана з якимось альтернативним способом формування простору діагностичних ознак.

ЗАСТОСУВАННЯ ТЕОРІЇ ГРАФІВ ДЛЯ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СИСТЕМИ ВИРОБНИЦТВА ЕТИЛОВОГО СПИРТУ З ЕТИЛЕНУ

Швидкий Є. А., Ярощук Л. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, e.slimetv@gmail.com

Головною метою у поетапній модернізації хімічного виробництва є виявлення найслабшого елемента, який впливає в цілому на продуктивність всього комплексу.

Теорія графів [1] нині стала потужним засобом розв'язування задач широкого спектра проблем. Поняття графа використовується дуже часто не тільки в математиці, але й у вирішенні широкого спектра задач під різними назвами: схема, діаграма, карта, лабіринт тощо.

Мета наведеного дослідження розв'язати проблему поетапної модернізації за допомогою теорії графів для хіміко-технологічної системи виробництва етилового спирту з етилену [2], зображеної на рис. 1.

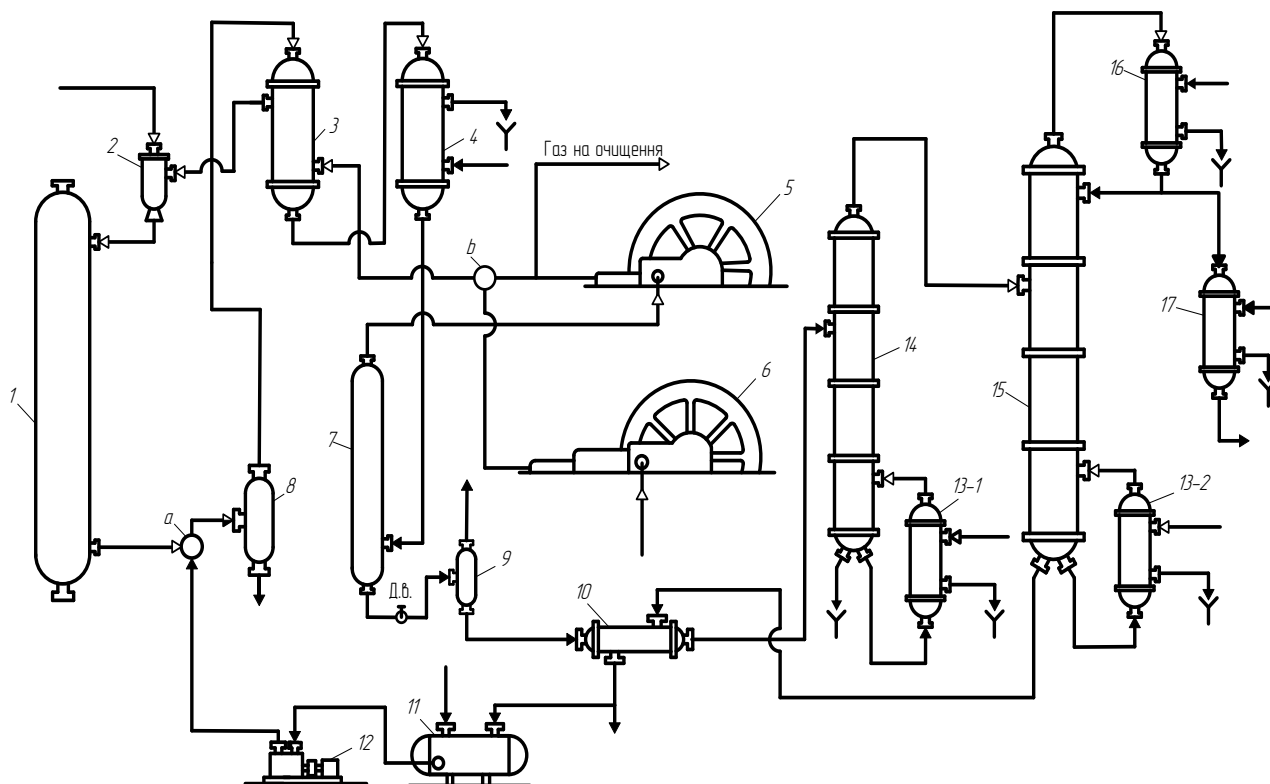


Рис. 1. Хіміко-технологічна система виробництва етилового спирту з етилену:

1 – гідратор; 2 – паровий ежектор; 3 – теплообмінник-рекуператор; 4, 17 – холодильник-конденсатор; 5 – циркуляційний компресор; 6 – компресор; 7 – сепаратор високого тиску; 8 – солевіддільник; 9 – сепаратор низького тиску; 10 – теплообмінник; 11 – збірник розчину луку; 12 – насос високого тиску; 13 – кип'ятильник; 14 – відпарна колона; 15 – ректифікаційна колона; 16 – дефлегматор; а, б – трійники; Д. в – дросельний вентиль

Модернізація такого виробництва є досить затратною, оскільки воно має багато паралельних процесів, апаратів, налаштувань їх систем керування, трубопроводів, що їх з'єднують, та інші технічні моменти.

Розглянемо приклад побудови такого графу для апаратів 13-2, 15, 16, 17, зображених на рис. 1.

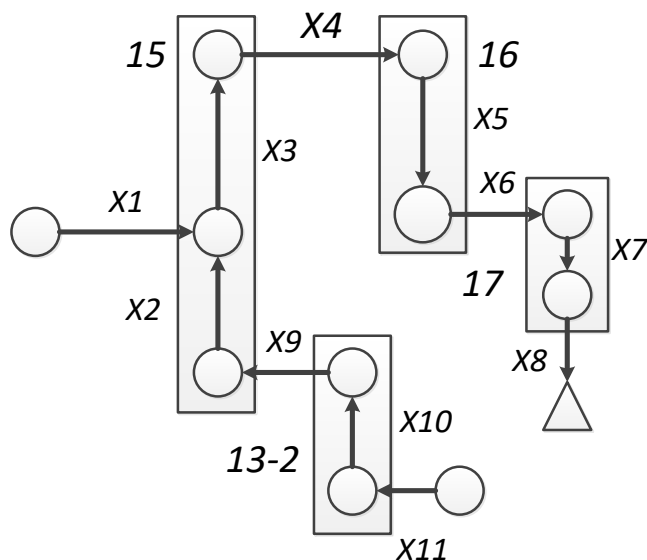


Рис. 2. Граф для частини хіміко-технологічної системи виробництва етилового спирту з етилену

На рис. 2 зображено граф-систему для обраних апаратів. Прямокутниками у даній системі позначаються корпуси досліджуваних апаратів. Колом позначаються критичні точки: вхід та вихід апаратів, а також проміжний етапи, що підлягають вимірюванню. Трикутником позначається кінцева точка графу, в нашому випадку це точка отримання готового продукту.

Позначенні «Xn» для ребер графу мають під собою час транспортного запізнення у трубопроводах та час перехідних процесів у апаратах.

В результаті аналізу такого графу можна визначити, яке ребро затримує найшвидше отримання готового продукту та розробити заходи, щодо модернізації чи оптимізації роботи цієї ланки виробництва.

Виходячи з цього, можна зробити висновки, що теорія графів є досить універсальним інструментом для підвищення ефективності хімічних виробництв, оскільки дозволяє знаходити та вирішувати найбільш вразливі елементи всієї системи.

Також теорія графів може бути використана для аналітики ефективності обслуговування персоналу виробництва за рахунок відцифровування їхніх дій та занесення у граф, на основі якого можна формувати управлінські рішення, що теж у цілому підвищить ефективність виробництва.

Надалі буде розроблено граф повністю для хіміко-технологічної системи виробництва етилового спирту з етилену та реалізовано в програмному продукті для побудови графів і проведено аналіз ланок виробництва.

1. Di Battista G., Eades P., Tamassia R., Tollis I.G. Algorithms for drawing graphs: an annotated bibliography. *Comput. Geom. Theory Appl.* 1994. Vol. 4. P. 235–282.

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

АВТОМАТИЗАЦІЯ РОБОТИ ЗВАРНИХ ПЛАСТИНЧАСТИХ ТЕПЛООБМІННИКІВ

Войтюк Я. Ю., Ярощук Л. Д

КПІ ім. Ігоря Сікорського, yarosalav.voitiuk@gmail.com

Теплообмінники – одні з основних апаратів у будь-якому технологічному процесі хімічних і споріднених виробництв, де необхідно забезпечити процеси охолодження, нагрівання, пастеризації, випаровування чи конденсації. Автоматизація роботи теплообмінників відповідно до технологічних процесів за умови оптимального ресурсозбереження є, безумовно, відповідальним і важливим завданням.

Для забезпечення необхідних умов роботи теплообмінників потрібно враховувати фізико-хімічні властивості продукту на вході: температуру, тиск, густину тощо.

Наразі для продуктів типу «газ – газ» знаходять широке застосування зварні пластинчасті теплообмінники. Завдяки особливій геометрії розташування каналів між пластинами, названій «*fishbone*», утворюється суттєва турбулентність потоку, і теплообмін стає більш ефективним порівняно зі звичайними пластинчастими теплообмінниками.

Метою дослідження є розробка мікропроцесорної системи керування такими теплообмінниками.

Запропонована система передбачає автоматичне регулювання керувального параметра – витрати холодоагенту в залежності від значення керованого – температури охолоджуваної речовини на виході.

Для мікропроцесорного керування була створена програма на мові *ST* в середовищі *CoDeSys*, особливістю якої є те, що без змін у коді вона здатна працювати з будь-якими діапазонами первинних перетворювачів сигналу (0...5 мА, 4...20 мА тощо) і підтримує широку лінійку контролерів *Schneider*, *ОВЕН* та ін. за наявності мінімум двох аналогових входів/виходів та 5 дискретних входів/виходів.

На рис. 1 зображено *HMI*-панель, за допомогою якої оператор виробництва матиме змогу запускати та зупиняти роботу теплообмінника, а також контролювати поточні значення температури, ступеня відкриття клапану та виникнення аварійних ситуацій у роботі насосів в режимі холостого ходу чи у разі їх несправності.

Для запуску теплообмінника необхідно натиснути кнопку *START*, жовта лампочка сигналізує про роботу насоса, що подає охолоджувану речовину, зелена – роботу насоса, який подає холодоагент, трикутник горітиме червоним кольором у випадку аварії, для проведення обслуговування обладнання чи зупинення роботи апарата треба натиснути кнопку *STOP*.

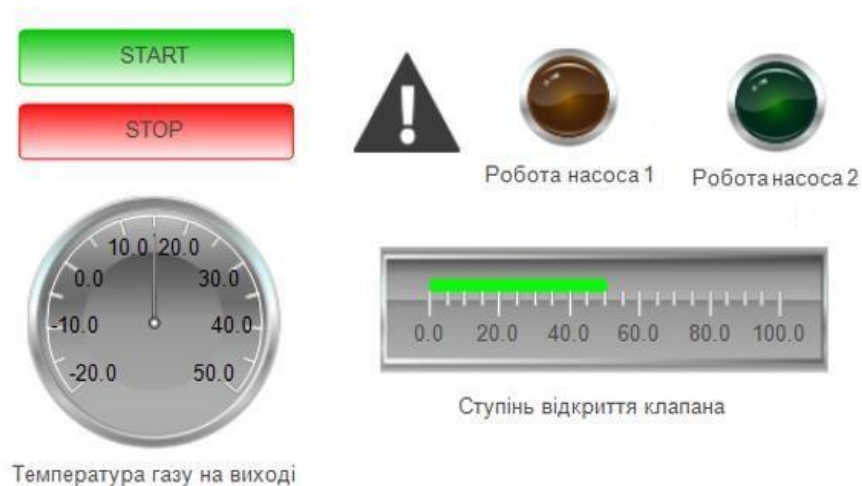


Рис. 1. Зображення *HMI*-панелі

На рис. 2 зображено приклад роботи програми, на якому видно, що обидва насоси увімкнено, температура вихідної речовини становить 32 °С, клапан відкрито на 80 %.

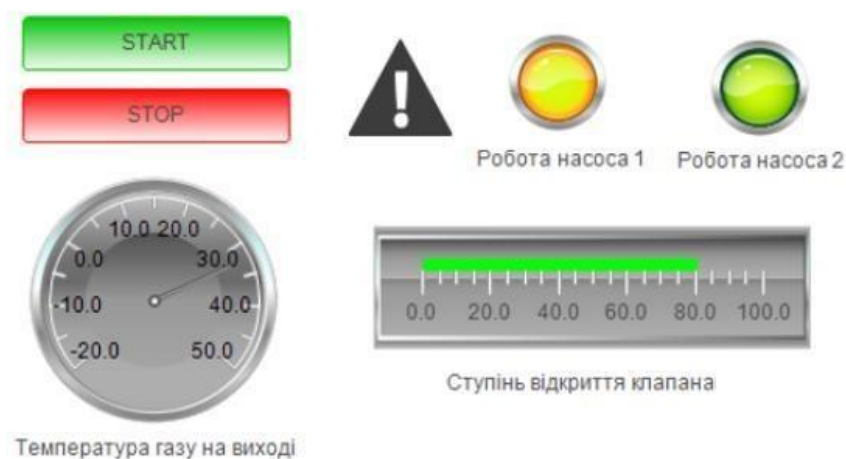


Рис. 2. Приклад роботи програми

Розроблена система автоматизації процесу теплообміну зварного пластинчастого теплообмінника є надійним і доступним рішенням проблеми раціональних витрат коштів для великих об'ємів роботи.

1. Солодар М. Программирование контроллеров на CoDeSys: программирование, отладка, подключение [Электронный ресурс]. 2016. Режим доступа: <https://www.se.com/ua/uk/>, свободный. Заголовок с экрана. Язык русский.

2. Лачина В. Основы автоматизации технологических процессов: методика, описание, [Электронный ресурс]. 2012. Режим доступа: http://www.avtovation.ua/index.php?option=com_virtuemart&Itemid=71&lang=ru/, свободный. Заголовок с экрана. Язык русский.

АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ ЯК ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ

Качкарда М. О., Ярошук Л. Д.

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

Важливим процесом у виробництві стиролу є його очищення. Деякі речовини навіть за дуже малого вмісту їх у стиролі можуть уповільнювати його полімеризацію та погіршувати якість готового полімеру. Наприклад, вода, розчинена в стиролі, погіршує діелектричні властивості полімеру та викликає його помутніння. Невелика кількість етилбензолу, випаровуючись з полістиролу, спричинює його розтріскування або потемніння [1].

Стирол-сирець очищують ректифікацією. Цей процес ускладнений незначною різницею температур кипіння за атмосферного тиску етилбензолу (136 °С) та стиролу (145,2 °С). Попри це, стирол за високої температури дуже швидко полімеризується. Швидкість полімеризації можна зменшити, проводячи ректифікацію в умовах розрідження, тобто за знижених температур кипіння компонентів вихідної суміші. Для підтримки потрібної температури в ректифікаційній колоні використовують кип'ятильник. Уповільнення полімеризації досягають також додаванням до стиролу елементарної сірки [2].

Метою дослідження є аналіз процесу ректифікації як об'єкта моделювання для подальшої розробки системи керування.

Основним апаратом процесу очищення є тарілчаста ректифікаційна колона. На вхід в колону надходить стирол-сирець із доданою сіркою та етилбензол, який виступає в ролі флегми. На виході з колони отримують більш чистий стирол, який спрямовують на подальше очищення, та пара етилбензолу. Проаналізувавши основні характеристики матеріальних потоків, які стосуються ректифікаційної колони, наведемо на рис. 1 і 2 параметричні схеми для її нижньої та верхньої частин відповідно.

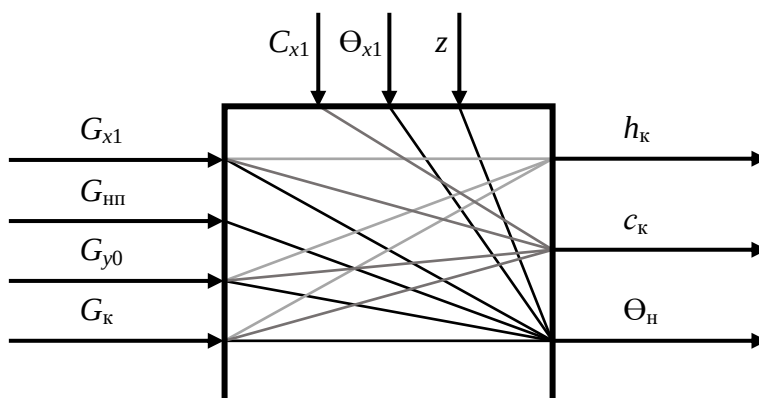


Рис. 1. Параметрична схема низу ректифікаційної колони:

G_{x1} , $G_{нп}$, G_{y0} , G_k – витрати рідинного потоку в куб колони, нагрівальної пари, парового потоку з кубу колони та кубового продукту відповідно; C_{x1} – теплоємність рідинного потоку; Θ_{x1} , Θ_n – температури рідинного потоку та низу колони відповідно; Z – збурення; h_k – рівень кубового залишку; c_k – концентрація стиролу у кубовому залишку

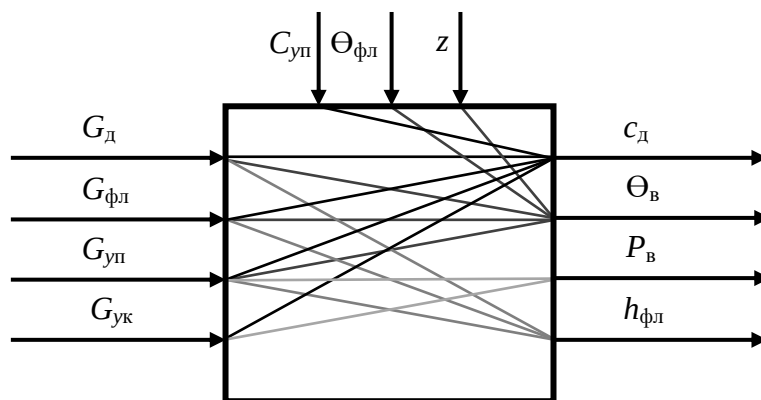


Рис. 2. Параметрична схема верха ректифікаційної колони:

G_d , $G_{фл}$, $G_{уп}$, $G_{ук}$ – витрати дистилляту, флегми, парового потоку та парового потоку з конденсатора відповідно; $C_{уп}$ – ентальпія парового потоку; $\Theta_{фл}$, Θ_v – температури флегми та верха колони відповідно; z – збурення; c_d – концентрація стиrolу у дистилляті; P_v – тиск верха колони; $h_{фл}$ – рівень флегми

Запропоновано запровадити наступні контури керування: температури низу колони θ_n зміною витрати кубового залишку (як непряме регулювання показника ефективності процесу); тиску верха колони P_v зміною витрати холодоагенту $G_{хл}$ (що забезпечує матеріальний баланс по паровій фазі); рівня флегми $h_{фл}$ зміною витрати флегми $G_{фл}$ (для забезпечення матеріального балансу по рідкій фазі верху колони); рівня кубового залишку h_k зміною витрати кубового продукту G_k (для забезпечення матеріального балансу по рідкій фазі низу колони).

Стабілізація витрати стиrolу-сирцю забезпечить зменшення найбільш суттєвого збурення, а отже, і стабілізацію продуктивності установки. Стабілізація витрати нагрівальної пари $G_{нп}$ забезпечить зменшення відхилень витрати парового потоку з куба колони G_{y0} .

Зроблено висновок про необхідність контролю таких параметрів: температур θ_v , θ_n , θ_j ; тисків у верхній та нижній частинах колони; рівнів $h_{фл}$, h_k ; концентрації стиrolу у дистилляті c_d .

Основною вихідною змінною (керованою) будемо вважати температуру кубового залишку на виході з кип'ятильника, а керувальним впливом – зміну витрати пари на вході в кип'ятильник.

Проведене дослідження дозволить отримати математичні моделі для розрахунку контурів керування процесом ректифікації.

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

2. Киричков В. Н. Идентификация объектов систем управления технологическими процессами: учеб. пособие. Київ: Вища шк., 1990. 263 с.

ОРГАНІЗАЦІЯ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ ДЛЯ ІДЕНТИФІКАЦІЇ ПРОЦЕСУ ВИПАРОВУВАННЯ ЛУСКАТНОЇ СЕЛІТРИ

Шапошник А. А., Ярощук Л. Д.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, shaposhnik.vip.1999@gmail.com

У процесі виготовлення лускатної аміачної селітри для підтримання заданої концентрації корисної речовини у розчині використовують випарний апарат. Після аналізу математичної моделі випарного апарата, отриманої на основі складання балансів маси та енергії, стало зрозуміло, що її застосування пов'язане з суттєвими складнощами, зокрема з необхідністю отримувати значний обсяг інформації для введення в модель і уточнення її структури. Альтернативою аналітичному моделюванню може бути застосування експериментально-статистичних методів. З огляду на те, що сама аналітична модель вимагає перевірки на дотримання заданої точності, постає задача проведення експериментальних досліджень.

Основною задачею дослідження є розробка плану експерименту у виробничих умовах.

У процесі випаровування визначальною регульованою величиною є концентрація упареного розчину нітрату амонію (NH_4NO_3) на виході з випарного апарата. Для забезпечення заданого результату, а саме концентрації, яка відповідає вимогам регламенту, застосовують систему автоматизації*, у якій передбачено контури керування концентрації на виході апарата та рівня рідини в ньому. Контролю підлягають витрати пари на вході та виході апарата та температура рідини всередині нього.

Для створення моделі каналу «витрата нагрівальної пари – концентрація розчину» треба розімкнути відповідний контур керування та перейти до ручного керування витратою. Оскільки температура в апараті може бути використана як керована величина у відповідному контурі замість концентрації, то в процесі експерименту її доцільно також реєструвати.

Рівень розчину в апараті впливає на процес теплообміну. Зазвичай його задають в технологічному регламенті як режимний параметр. Під час експериментального дослідження варто ідентифікувати також властивості каналу «витрата розчину – рівень у апараті». Для цього слід розімкнути відповідний контур керування та забезпечити ручне керування витратою розчину на основі вимірювання її значень.

Описана підготовка експерименту дозволить врахувати впливи на процес саме керувальних змінних.

* 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.

ДИНАМІЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ РЕАКТОРА ОКИСНЕННЯ КУМОЛУ

Кліменко В. А., Козаневич З. Я.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, klimenkofv@gmail.com

Окиснення кумолу (ізопропіленбензолу) $C_6H_5CH(CH_3)_2$ є початковою стадією виробництва фенолу й ацетону. Реакція окиснення $C_6H_5CH(CH_3)_2$ молекулярним киснем є складною радикально-ланцюговою каталітичною реакцією, яка відбувається в рідкій фазі за рівнянням



Продуктом реакції є гідропероксид кумолу $C_6H_5C(CH_3)_2OOH$. Отримати 100-відсоткову селективність по гідропероксиду неможливо, бо паралельно з основним утворюються побічні продукти. У промислових умовах селективність стадії окиснення кумола по гідропероксиду становить 91...95 %. Така селективність забезпечується конструктивним оформленням реактора, дотриманням оптимальних концентрацій гідропероксиду в реакційній масі (15...25 %), оптимальної температури (100...120 °C) і використання найбільш активного каталізатора.

З підвищенням температури зростає швидкість розпаду гідропероксиду. Зниження температури зменшує швидкість реакції окиснення кумолу. Процес окиснення проводять за температури 120...130 °C, тиску = 0,5...1 МПа, рН 8,5...10,5. За таких умов кінцевий вміст гідропероксиду складає близько 25 %*.

Зазвичай використовують реактор колонного типу, який складається з корпусу, тарілок, які ділять об'єм реактора на кілька секцій, та теплообмінного елемента. В результаті аналізу реактора як технологічного об'єкта керування встановлено, що регульованим параметром є температура в апараті θ , керувальним впливом – витрата води на охолодження F_v і два збурення: концентрація та температура кумолу на вході x_{i0} , θ_{i0} .

Теплові та матеріальні баланси (розрахункову схему реактора наведено на рис. 1) складені за таких допущень: реактор являє собою об'єкт з зосередженими параметрами; зміна температури води охолодження від θ_{v0} до θ_v є лінійною; теплофізичні параметри середовищ незмінні.

Загальний матеріальний баланс і баланс для гідропероксиду мають вигляд

$$F_p + F_i - F_g - F_h = V_r \frac{d\rho}{dt}, \quad (2)$$

$$F_i x_{h0} + K_1 \left(x_{i0} - \frac{M_i}{M_h} x_h + \frac{M_i}{M_h} x_{h0} \right) - F_h x_h = V_r \rho \frac{dx_h}{dt}, \quad (3)$$

де V_r – об'єм рідини в апараті, м³; F_i, F_p, F_g, F_h, F_v – витрати кумолу та повітря на вході в реактор, газу та гідропероксиду на виході з реактору, води для охолодження відповідно, кг/год; x_{i0}, x_{h0}, x_i, x_h – початкові концентрації кумолу та гідропероксиду в суміші на вході та їх кінцеві концентрації на виході з реактора відповідно, %; M_i, M_h – молярна маса кумолу та гідропероксиду, г/моль.

* Кружалов Б. Д., Голованенко Б. И. Совместное получение фенола и ацетона. Москва: Госхимиздат, 1963. 201 с.

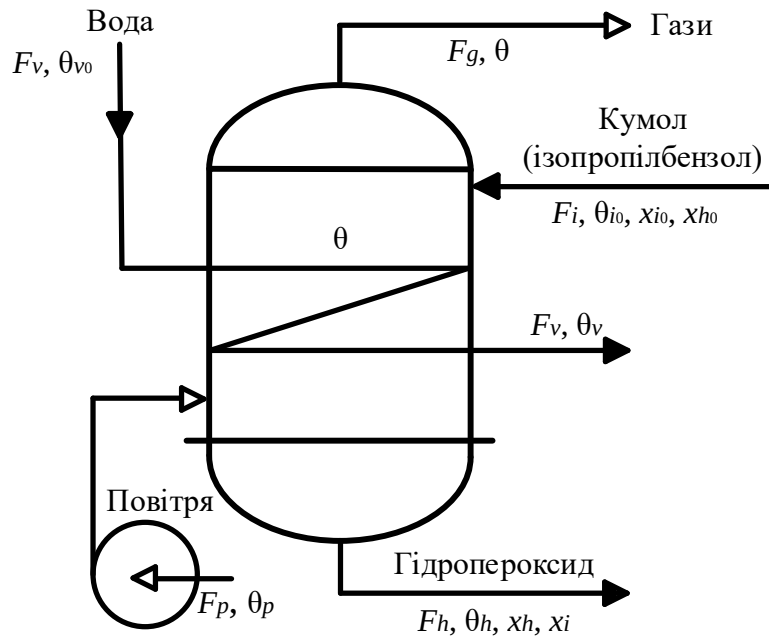


Рис. 1. Розрахункова схема реактора окиснення кумолу:

$\theta_p, \theta_{v0}, \theta_{i0}, \theta_h, \theta_v, \theta$ – температури повітря, води, кумолу на вході в реактор, гідропероксиду, води на виході та в реакторі відповідно, °C; x_{i0}, x_{xh0} і x_h – концентрації кумолу й гідропероксиду на вході та гідропероксиду на виході з реактора відповідно, %; c_i, c_p, c_h, c_v – питомі теплоємності кумолу, повітря, гідропероксиду та води, кДж/кг·°C

Теплові баланси для реактора та води охолодження запишемо у вигляді

$$F_p \theta_p c_p + F_i \theta_{i0} c_i - KS \left(\theta - \frac{\theta_v + \theta_{v0}}{2} \right) + K_1 \left(x_{i0} - \frac{M_i}{M_h} x_h + \frac{M_i}{M_h} x_{h0} \right) q - F_h c_h \theta - F_g i_g = V_r \rho_r c_r \frac{d\theta}{dt}, \quad (4)$$

$$F_v c_v (\theta_v - \theta_{v0}) + KS (\theta - 0,5(\theta_v + \theta_{v0})) = V_v \rho_v c_v 0,5 \frac{d(\theta_v + \theta_{v0})}{dt}. \quad (5)$$

З математичної моделі (2)...(5) отримано передавальні функції та перехідні характеристики за каналами керування $F_v \rightarrow \theta$ і збурення $x_{i0} \rightarrow \theta, \theta_{i0} \rightarrow \theta$ (на рис. 2, 3, 4 наведено їх скрини з Mathcad).

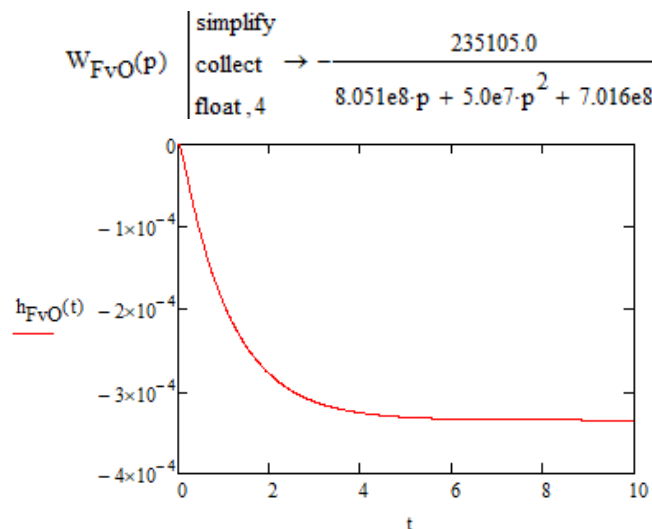


Рис. 2. Передавальна функція та перехідна характеристика каналу керування $F_v \rightarrow \theta$

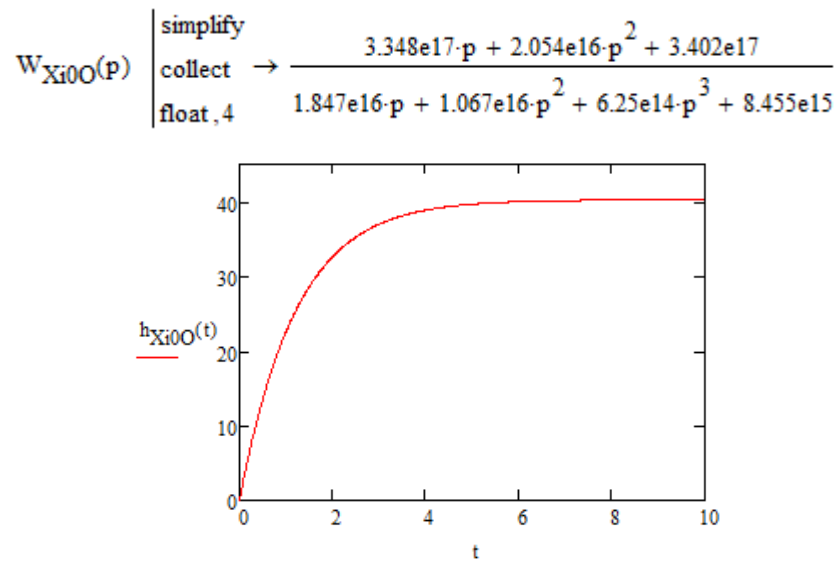


Рис. 3. Передавальна функція та перехідна характеристика каналу збурення $x_{i0} \rightarrow \theta$

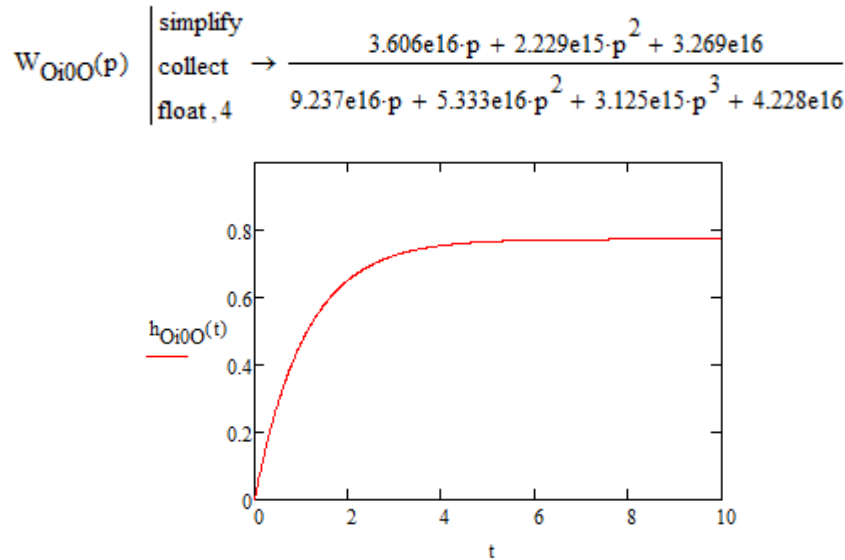


Рис. 4. Передавальна функція та перехідна характеристика каналу збурення $\theta_{i0} \rightarrow \theta$

Аналіз отриманих передавальних функцій показав, що

- для каналу збурення $x_{i0} \rightarrow \theta$ сума показників параметра p чисельника для каналу збурення і знаменника для каналу керування (2+2) виявилася більшою від суми показників параметра p знаменника для каналу збурення та чисельника для каналу керування (3+0), що унеможливорює фізичну реалізацію динамічного компенсатора для інваріантного до x_{i0} регулювання θ ;

- для каналу збурення $\theta_{i0} \rightarrow \theta$ сума показників параметра p чисельника для каналу збурення і знаменника для каналу керування (2+2) виявилася більшою від суми показників параметра p знаменника для каналу збурення і чисельника для каналу керування (3+0), що унеможливорює фізичну реалізацію динамічного компенсатора для інваріантного до θ_{i0} регулювання θ .

ВИКОРИСТАННЯ ТЕПЛОВОГО УДАРУ ДЛЯ ВІДКЛЮЧЕННЯ ТЕПЛОВИХ ОБ'ЄКТІВ

Бондаренко К. О., Сташкевич П. М., Лукінюк М. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, p.stashkevych@kpi.ua

Під час проведення багатьох технологічних процесів використовуються процеси кипіння. Першою стадією таких процесів є стадія закипання. Оскільки процес кипіння характеризується тим, що процес пароутворення відбувається у всьому об'ємі рідини*, то під час закипання виникає явище теплового удару. Воно пояснюється тим, що під час закипання різко змінюється характер теплообміну між рідиною та стінками і дном резервуару. Це явище можна використати для відключення або зниження напруги живлення теплових об'єктів, у яких здійснюється процес кипіння. Схему установки, яка дозволяє це здійснити, наведено на рисунку.

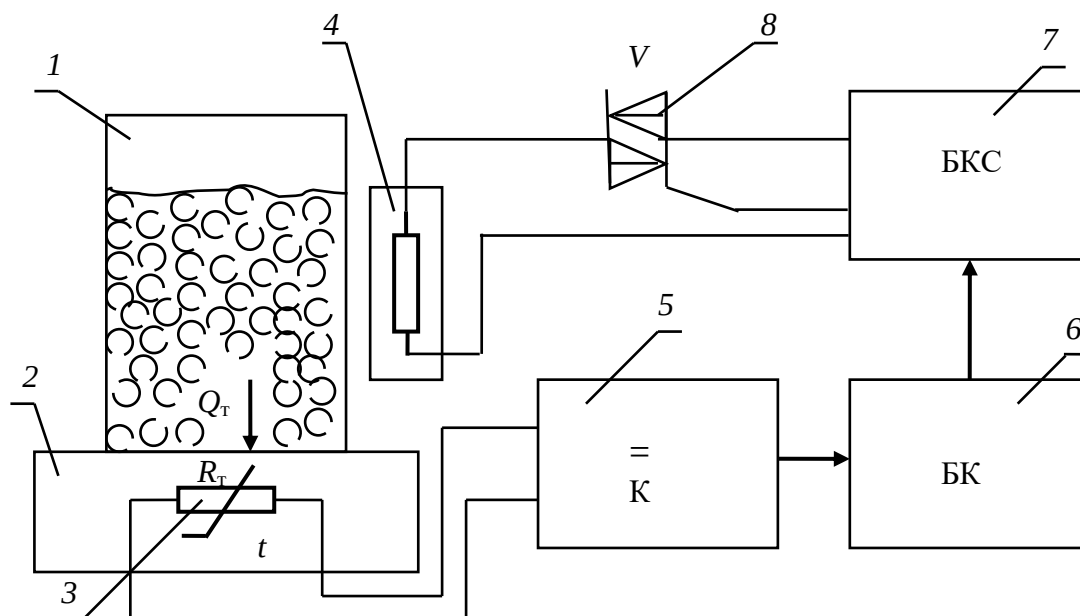


Схема реалізації використання теплового удару для відключення теплових об'єктів:

1 – резервуар з рідиною; 2 – теплопровідне дно; 3 – термоелемент (наприклад, термоперетворювач опору); 4 – нагрівальний елемент (наприклад, ТЕН); 5 – компаратор; 6 – блок керування; 7 – блок керування симісторним перетворювачем; 8 – симісторний перетворювач

У наведеній схемі під час закипання змінюється процес теплообміну між дном резервуара та теплопровідним дном, в якому змонтовано термоелемент. Внаслідок цього виникає тепловий імпульс, який змінює опір R_T термоелемента. Це сприймає компаратор, який далі через блок керування формує керувальний вплив на блок керування симістором, а той відповідним чином впливає на напругу живлення симістора, який здійснює відключення теплового об'єкта.

* Черняк О. В., Рыбчинская Г. В. Основы теплотехники и гидравлики : учеб. для пром. и технич. спец. техникумов. 3-е изд. сокр., перераб. Москва: Высш. школа, 1979. 246 с.

ПОШУК НАУКОВОЇ ІНФОРМАЦІЇ У ВСЕСВІТНІЙ ПАВУТИНІ

Осіпа Р. А., Галім'янов О. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, alexeygalimianov@gmail.com

З кожним днем кількість наукової інформації у світі стрімко зростає. Статистика свідчить про те, що кожен третій користувач послуговується Інтернетом для пошуку інформації. Це породило потреби у пошукових системах та уміннях користування ними. На цей час відома значна кількість таких систем. У представленому матеріалі розглянуто найпопулярніші з них, специфіку кожного пошукового ресурсу та правила, як якісно та швидко знаходити наукову інформацію.

Перш за все необхідно визначитись із мовою запиту. Наприклад, якщо запит стосується технології, що виникла нещодавно, то шукати варто на платформах, якими користуються на Заході – кількість інформації англійською мовою значно перевищує кількість публікацій українською чи російською мовами, оскільки з такими знаннями на відповідних територіях або ще не знайомі, або матеріал ще не переклали.

По-друге, якісному пошукові наукової інформації сприятиме те, як користувач обиратиме пошукову систему. Найпоширенішою у світі є *Google*, що підтримує 186 мов. Українською пошуковою системою, хоча і з досить обмеженою базою є МЕТА. Окрім більшої приналежності до країн, кожна пошукова система різниться індексуванням, потужністю серверів, що дає різну кількість результатів на однакові запити.

Також існує правило, що не слід перевантажувати запит словами, що означають адреси – *Google* сам може визначати місцезнаходження користувача. Якщо, наприклад, необхідно знайти матеріал у наукових публікаціях, користувачеві не потрібна прив'язка до геолокації, тому можна і варто використати пошукову систему без її виявлення та більш поширену на заході – *Yahoo*.

Вибрати ключові слова запиту не менш важливо, аніж підібрати платформу пошуку. У побудові запиту варто враховувати слова, що конкретно відносяться до предметної області, а загальні слова у запиті тільки погіршують якість виконання пошуку системою. До того ж, пошукова система сама розташовує запити у порядку релевантності: слова на сайті стоять у тому ж порядку, що і в запиті, чи знаходяться у заголовках, або ближче до початку сторінки.

Буває так, що область, в рамках якої виконують пошук, не містить конкретної термінології. У такому разі треба спробувати використати синонімічні слова – можливо, автор публікації писав, використовуючи власні терміни-синоніми.

Якщо користувача не влаштовує жоден із наведених вище підходів, можна використати ще кілька порад щодо удосконалення запитів, а також прості пра-

вила їх формування: за допомогою операторів* – вони спільні для багатьох пошукових систем.

Оператор " " використовують, якщо слова в знаходжуваних матеріалах мають у точності відповідати пошуковому запиту. Оператор обов'язкової наявності/відсутності слова (+/–) застосовують, щоб слово було обов'язково включено до результату виконання запиту, або, навпаки, вилучене з нього .

Оператор «AND» часто корисний, щоб слова були присутні у межах одного документа.

Оператор «OR» (|) покаже матеріали, де міститься або одне слово із запиту, або інше.

Оператор «!» шукає слово, яке може перебувати і в інших родах, числах та відмінках.

Оператор «*» позначає довільну частину слова, а «?» – довільний символ.

Якщо вводити запит у нижньому регістрі, то будуть знайдені такі ж слова у всіх регістрах. Якщо ж запит введено великими літерами, ці ж самі слова у нижньому регістрі ігноруватимуться у пошуках.

Якщо ж запам'ятати усі наведені оператори користувачеві важко, він може скористатися опцією «Розширений пошук», за допомогою якої можна деталізувати запит.

Тепер розглянемо ситуацію, коли ми шукаємо в Інтернеті монографію: знайти її дуже просто, адже вона має заголовок, що характеризує її зміст. Якщо масштабувати це на виконання всіх інших запитів, можна отримати правило: уявляючи шукану наукову інформацію, як образ, значно легше її знайти. Також може статися так, що структура, яку уявляє користувач, цілком реальна, проте багатосторінкова. У такому разі можна скористатися тактикою поетапного пошуку.

Наприклад, ввівши запит «алгоритм керування» на сайті онлайн-бібліотеки отримаємо усі алгоритми керування, які наявні на сайті. Далі ж або за допомогою уточнювального слова, або за допомогою влаштованих опцій, деталізуємо: «алгоритм керування системою нейтралізації», «алгоритм керування системою нейтралізації буферних стічних вод». Таку деталізацію можна продовжувати до досягнення бажаного результату.

* Жученко А. І., Осіпа Р. А. Інформаційний пошук у всесвітній павутині : навч. посіб. з дисц. «Основи наукових досліджень» для студ. техн. вузів. Київ: НТУУ «КПІ», 2016. 126 с. ISBN 978-617-646-383-2.

ГІБРИДНА МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ ЗБАГАЧЕННЯ ЗАЛІЗОРУДНОЇ СИРОВИНИ

Моркун В. С., Тронь В. В.

Криворізький національний університет, vtron@knu.edu.ua

Процеси збагачення залізорудної сировини в умовах гірничо-збагачувального комбінату характеризуються істотною складністю та багатомірністю. Разом з тим у формуванні автоматизованого керування процесом основну увагу присвячено одноканальним системам, що мають один вхід та один вихід, або багатоканальним системам з декількома входами та єдиним виходом. Застосування таких моделей для формування прогнозувального керування досліджено у працях [1–3]. Водночас у зазначеному підході багатоканальна система моделюється як комплекс взаємопов'язаних моделей з єдиним виходом та багатьма входами.

Для підвищення якості автоматизованого керування процесами збагачення залізорудної сировини доцільнішим є застосування багатоканальних моделей з декількома входами та декількома виходами. Підхід до формування моделей такого виду запропоновано у праці [1]. Згідно із зазначеним підходом нелінійний багатовимірний процес збагачення залізорудної сировини необхідно представити як нечітку багатоканальну модель, яка складається з множини локальних лінійних багатоканальних авторегресійних моделей, кожна з яких застосовується у певній робочій зоні, кожен з яких визначають відповідними нечіткими множинами.

Рудний матеріал характеризується такими функціями як розподіленням виходу класів $\gamma(\xi)$ та розподіленням вмісту корисного компонента $\beta(\xi)$. Водночас технологічний агрегат (цикл, схема) характеризується сепараційною характеристикою $\epsilon(\xi)$. Ці характеристики дозволяють здійснювати прогнозування технологічних показників збагачення для прогнозування фракційного складу концентрату та хвостів. Технологічні збагачувальні процеси також характеризуються складністю та багатомірністю, зокрема, у процесі згущення основним вихідним сигналом – керованою величиною для автоматичної стабілізації роботи згущувача – є густина суспензії розвантаження згущувача ρ_p ; для оптимізації цього процесу основним показником є густина суспензії зливу ρ_z ; основними збуреннями процесу є змінення концентрації й об'ємної витрати суспензії живлення. Як керуючі впливи використовують змінення прохідного отвору розвантажувального клапану на виході згущеної суспензії із згущувача та витрату коагулянта. Отже, зазначена багатоканальна модель динаміки процесу збагачення залізорудної сировини за розподілом вмісту корисного компонента матиме вигляд нелінійної векторної функції

$$\hat{\beta}(\tau) = f(\beta(\tau-1), \dots, \beta(\tau-k_a), u(\tau-k_d), \dots, u(\tau-k_b-k_d))$$

де β , u – багатомірні вихідний і вхідний вектори відповідно; k_a , k_b – максимальний лаг відповідно вхідних і вихідних сигналів; f – багатомірна нелінійна

авторегресійна екзогенна модель, представлена нечіткою моделлю Такагі-Сугено [1]

$R_j : \text{If } z_1 \text{ is } A_{1,j} \text{ and } \dots \text{ and } z_n \text{ is } A_{n,j} \text{ then}$

$$\hat{\beta}(\tau) = \sum_{i=1}^{k_a} A_i^j \beta(\tau - i) + \sum_{i=1}^{k_b} B_i^j u(\tau - i - k_d) + c^j,$$

де $z = [z_1, \dots, z_n]$ – вектор значень входів і виходів процесу згущення на попередніх кроках, що визначають режим; A, B – матриці параметрів локальної лінійної багатовимірної моделі; c – вектор параметрів моделі. У разі відсутності апріорних знань щодо порядку нелінійної системи його значення оцінюють безпосередньо на основі даних «входу-виходу» системи.

Наведена вище нечітка модель має ряд суттєвих недоліків [1]. По-перше, кількість параметрів моделі є експоненціальною функцією від розмірності вхідного сигналу. Зі зростанням кількості правил обсяг обчислювальних ресурсів для розрахунку виходу моделі зростає у геометричній прогресії, що ускладнює практичне її застосування в умовах технологічних процесів збагачення залізорудної сировини. Варто відзначити, що за таких умов ускладненою є інтерпретація нечіткої моделі. По-друге, зі зростанням розмірності вхідного сигналу суттєво зростає необхідний обсяг вибірки даних для навчання моделі. Отже, у такому разі для побудови динамічних нечітких моделей доцільно застосовувати апріорну інформацію про об'єкт керування.

Для реалізації запропонованого підходу у керуванні процесами збагачувальної технології пропонується використання блочно-орієнтованої моделі гібридної нечіткої згортки у такому вигляді

$$\hat{\beta}(\tau) = \beta_s + K(u_s, x_2, \dots, x_n) \sum_{i=1}^{H_m} g_i(u(\tau - i) - u_s),$$

де $\beta_s + K(u_s, x_2, \dots, x_n)$ – статична нечітка складова моделі; g_i – динамічна складова моделі (модель імпульсного відгуку).

Для реалізації моделі такого виду в умовах керування процесами збагачення залізорудної сировини необхідно розв'язати задачі розрахунку моделі імпульсного відгуку, вибору робочої точки системи, обчислення вихідного вектора нечіткої моделі або вхідного вектора шляхом інверсії моделі, розрахунок статичного коефіцієнта підсилення.

1. Abonyi J. Fuzzy Model Identification for Control. New York, Springer, 2003. 279 pp. ISBN 978-1-4612-6579-5.

2. Babuska R., Roubos J. A., Verbruggen H. B. Identification of MIMO systems by input-output TS fuzzy models. In *Proceedings. 1998 IEEE International Conference on Fuzzy Systems Proceedings. IEEE World Congress on Computational Intelligence* (Anchorage, USA, 1998), P. 657–662. ISBN: 0-7803-4863-X.

3. Mollov S., Veen P. van de, Babuska R., Abonyi J., Roubos J.A., Verbruggen H. B. Extraction of local linear models from Takagi-Sugeno fuzzy model with application to model-based predictive control. *Proceedings Seventh European Congress on Intelligent Techniques and Soft Computing EUFIT'99* (Aachen, Germany, September, 1999), P. 147–154.

МОДЕЛЬ ДІЛЯНКИ ПАРОВОДЯНОГО ТРАКТУ ПРЯМОТОЧНОГО КОТЛОАГРЕГАТУ З УРАХУВАННЯМ ЗМІНИ ДИНАМІКИ ОБ'ЄКТА КЕРУВАННЯ В РЕАЛЬНОМУ ЧАСІ

Новіков П. В., Бунке О. С.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, rezengan@ukr.net

Енергетичний блок теплової електростанції є дуже складним комплексом агрегатів і механізмів, які мають працювати узгоджено між собою. Котлоагрегатам ТЕС притаманні зміни динамічних характеристик як у межах доби (маневрові режими), так і під час тривалої експлуатації (переоснащення основного обладнання, утворення накипу тощо). Наслідком незадовільної роботи встановлених регуляторів є випадки перегріву пари, перевитрати пального, зменшення ресурсу котлоагрегатів за рахунок термоциклічних напруг і зношування виконавчих пристроїв, що збільшує експлуатаційні витрати, а також підвищує технологічну небезпеку ТЕС.

В роботах [1, 2] досліджено динамічні властивості ділянки пароводяного тракту пилувугільного прямооточного котлоагрегату. Наявна суттєва відмінність моделей для різних режимів роботи. Зі зменшення навантаження коефіцієнти підсилення моделей збільшуються, а інерційність контурів – зменшується. Виникає потреба якісної побудови моделі такого об'єкта керування, яка б враховувала змінні динамічні властивості. Це дозволяє на етапі імітаційного моделювання виявити особливості роботи системи автоматичного регулювання в проміжних режимах.

Розв'язанням цієї задачі може буди використання моделі об'єкта керування, яка враховує зміну параметрів залежно від зовнішніх факторів, наприклад, навантаження енергоблоку. В *Matlab/Simulink* побудовано модель парового тракту до проміжної точки. Модель враховує зміни динамічних характеристик ділянки водопарового тракту котла до першого впорскування залежно від навантаження енергоблоку. Зміна навантаження є зовнішнім збуренням для САР температурного режиму.

Зміна в реальному часі параметрів моделі, що в загальному випадку описується функцією передачі (1), досягається таким чином. Коефіцієнт передачі $K_{об}$ напряму залежить від навантаження та змінюється від 2,67 до 4.54 за максимального та мінімального навантаження відповідно. У найпростішому випадку цей зв'язок можна представити у вигляді

$$K_{об} = K_{об}^{MIN} + \frac{N - 75}{100 - 75} (K_{об}^{MAX} - K_{об}^{MIN}), \quad (1)$$

де $K_{об}$ – коефіцієнт передачі об'єкта; $K_{об}^{MIN}$, $K_{об}^{MAX}$ – мінімальне та максимальне значення коефіцієнта передачі об'єкта відповідно; N – поточне значення навантаження енергоблоку.

Сталі часу моделі об'єкта також залежать від навантаження, але в блоці *Transfer function* пакету *Simulink* напряму параметри змінювати не можна. Запропоновано аперіодичну ланку представити у вигляді інтегрувальної ланки, охопленої зворотним зв'язком:

$$\frac{1}{T_i s + 1} = \frac{\frac{K_i}{s}}{1 + \frac{K_i}{s}} = \frac{K_i}{s + K_i} = \frac{1}{\frac{1}{K_i} s + 1}, \quad (2)$$

$$T_i = T_i^{\text{MIN}} + \frac{N - 75}{100 - 75} (T_i^{\text{MAX}} - T_i^{\text{MIN}}) \quad (3)$$

де T_i – i -та стала часу аперіодичної ланки; T_i^{MIN} , T_i^{MAX} – значення i -ї сталої часу аперіодичної ланки за мінімального та максимального значень навантаження відповідно; N – поточне значення навантаження енергоблоку.

Часову затримку моделі об'єкта, що реалізується блоком *Transport delay* пакету *Simulink*, також напряму змінювати не можна. Запропоновано транспортну затримку апроксимувати послідовним включенням аперіодичних ланок у кількості від 2 до 5 залежно від величини транспортної затримки. Для транспортної затримки $\tau_{об}$ до 20 с використовується дві аперіодичні ланки, а для $\tau_{об} = 80 \dots 95$ – шість аперіодичних ланок.

Розроблена модель має велике практичне значення та широке застосування. Зокрема, для дослідження, наприклад, робастності нелінійних систем керування недостатньо проварювати параметри моделі в діапазоні $\pm 20 \dots 30$ %, оскільки в нелінійних системах не виконується принцип суперпозиції та не можна гарантувати, що в проміжному положенні нелінійна система буде забезпечувати задану якість керування.

Таким чином, отримана модель може бути ефективно використана для дослідження роботи систем автоматичного регулювання в умовах змінної динаміки об'єкта керування.

1. Коновалов М. А., Бунке А. С. Основы новой стратегии синтеза систем оптимального управления. К.: Феникс, 2014. 280 с. ISBN 978-966-136-215-3.

2. Ковриго Ю. М., Новіков П. В. Алгоритм роботи двоканального нечіткого контролера для керування теплоенергетичними об'єктами. *Наукові вісті КПІ ім. Ігоря Сікорського*. – Київ, 2019. № 3. С. 24–32.

SOFTWARE MODULE FOR TECHNICAL STAFF TRAINING OF THE SATURATION DEPARTMENT OF AMMOPHOS PRODUCTION

Kolpakov V. V., B. B., Lukiniuk M. V., Bihanskyi B. M.

Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute, kolpakov@kpi.ua

A reduction in production volumes, erratic work up to a stop and an increased outflow of specialists leads to a partial loss of qualifications and professional skills of technical staff. When returning to work, technology personnel must restore their skills, because even minor errors in maintenance, repair or diagnostics of the technological process can lead to an emergency, damage to equipment or pollution of the environment. To restore the necessary skills of the technological staff, a training module for the technological staff of the Department of neutralization of ammophos production was developed within the framework of the cooperation agreement with PJSC Sumyhimprom and NTUU KPI. It is the first link in the production of ammophos in normal and emergency situations. Using Flash technology, the user can interact with the parameters of a virtual circuit in real time and select task conditions that simulate a specific state of the object, in which the user must evaluate the dynamics of changes in the scheme parameters and find the cause of the emergency.

Fig. 1. shows a screen fragment of visualization of one of the schemes of the software system for technical staff training of the saturation department of ammophos production.

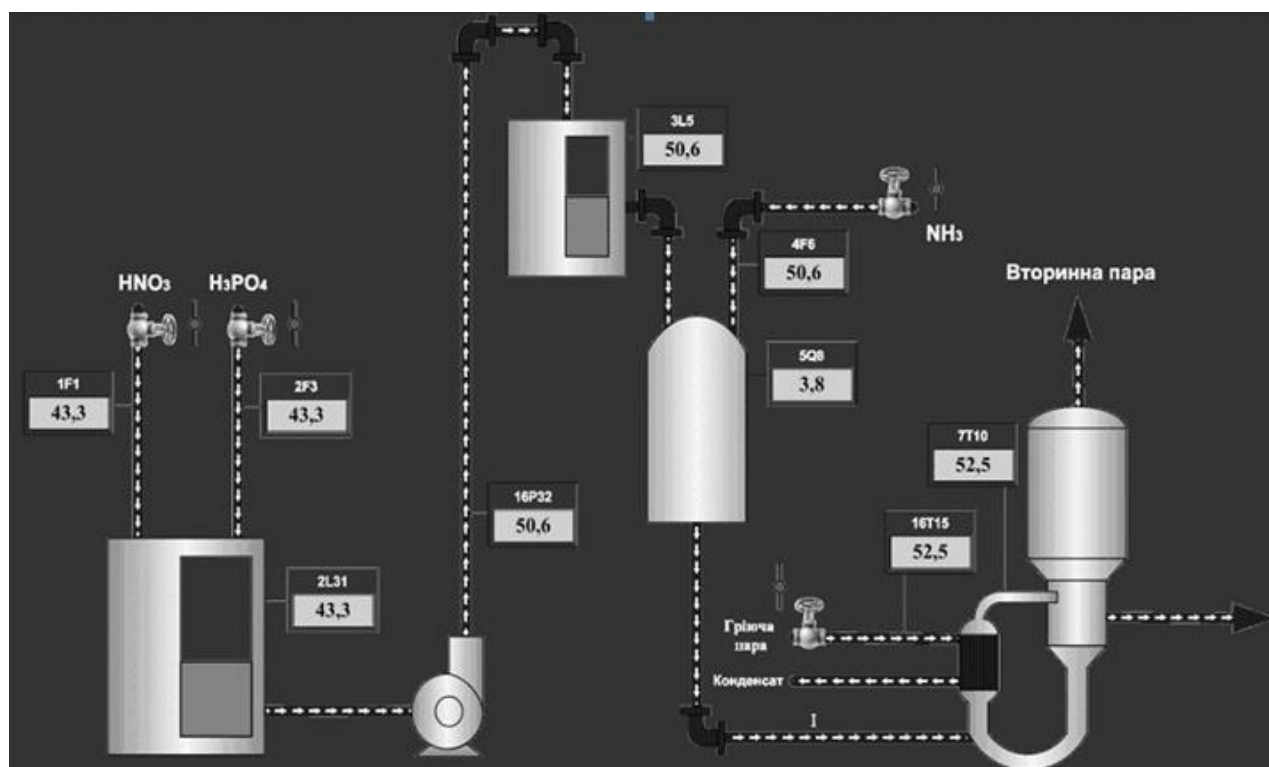


Fig. 1. Screen of the process mnemonic before completing the task mode in the training module

The software module is able to work in the network both in the task mode and in the mode of simulation of possible failures of technological equipment. A mathematical model for simulating the process and implementing the logical-dynamic consequences of an abnormal production situation is implemented and formed using graph theory. The software product simulates the departments of the saturation shop in the production of ammophos, as well as the control panel, a fragment of which is shown in Fig. 2, where the operator can control and regulate the work of his shop in real time.

The scheme can be easily adapted for a different arrangement of control and control devices, as well as a different arrangement of technological units.



Fig. 2. Simulation of the saturation shop control panel

The control panel can also be adapted to another production or even act as an independent software product as a control panel, or as a program to simulate a separate device. The user can work with the program, examining the influence of certain parameters on the course of the technological process, or perform a task to fix a system malfunction by manually controlling the regulatory authorities. If desired, the tasks simulating the alarm conditions may be supplemented by new tasks.

In the conditions of forced introduction of distance learning, the proposed developments can be successfully applied to create simulated laboratory work from different academic disciplines, which is extremely necessary in the absence of access to laboratory stands for students.

АНАЛІЗ ВПЛИВУ ТЕМПЕРАТУРИ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ НА ЯКІСТЬ ГОТОВОГО ПРОДУКТУ

Кириленко М. М., Миленський В. В.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, milenky@ukr.net

Оптимізація процесу обробки металів різанням багатолезовим інструментами є актуальною задачею для сучасних систем керування механічними процесами. Специфічною особливістю такого процесу, наприклад, під час фрезерування, є його перервний характер, що призводить до зменшення стійкості інструменту порівняно з безперервним різанням. Одним із визначальних факторів, що впливає на стійкість інструменту в умовах перервного різання, є циклічна зміна температурного режиму роботи різального клину. Кількісні й якісні значення температурних напружень у матеріалі різального клину значною мірою залежать від співвідношення часу холостого та робочого ходів.

З моменту врізання зуба фрези у заготовку робочі поверхні зуба різко нагріваються та перебувають під дією теплового навантаження. Характер навантаження (за однакових умов) визначається швидкістю різання, товщиною зрізаного шару, закономірністю його зміни та тривалістю робочого ходу. В період холостого ходу, коли різання відсутнє, нагріті поверхні інструменту контактують з охолоджувальним середовищем (повітря, змащувальна рідина). Температура робочих поверхонь зуба зменшується, а величина зменшення залежить від інтенсивності охолодження та тривалості холостого ходу. З початком наступного робочого ходу цикл повторюється. Така циклічність температурних навантажень на різальний зуб і є причиною швидкого його руйнування під час перервного різання [1].

У статті [2] наведено результати експериментальних досліджень перервного різання під час точіння, стругання, торцевого фрезерування зі змінним перетином зрізу, які дають автору підстави припускати, що інструмент, оснащений твердим сплавом, руйнується не під час врізання в оброблюваний матеріал, а при виході з-під стружки в результаті відриву застійної зони (наросту) від поверхні контакту з інструментом і від періодичних змін температури, які зумовлюють появу напружень розтягу, що виникають в результаті охолодження інструменту під час холостого ходу. Крім того, автор стверджує, що ним експериментально доведено, що у процесі періодичного перервного стругання, точіння та торцевого фрезерування ударний вплив під час врізання в матеріал не впливає на працездатність інструменту з твердим сплавом.

З результатів досліджень, наведених у роботі [3] встановлено, що процес руйнування твердосплавного інструменту відбувається у три етапи: утворення субмікротріщин, збільшення їх розмірів до критичних і спонтанне поширення магістральних тріщин. Процес появи субмікротріщин викликаний «піковими» напруженнями в локальних мікрооб'ємах інструменту. Сплави з мінімальним розміром зерна зміцнювальної фази з високою структурною однорідністю, мінімальними вмістом включень графіту і ступенем пористості мають високий

опір руйнуванню. Аналіз результатів мікромеханічних і металографічних досліджень показали, що найбільш високий опір крихкому руйнуванню мають сплави ВК8 і КНТ-16.

Залежністю від конкретних умов обробки метою регулювання термічного режиму в технологічній підсистемі може бути: загальна зміна (зниження, підвищення) температури в зоні обробки, зміна температури окремих ділянок заготовки чи інструменту [4]. Для кожної пари «інструмент – заготовка» існує оптимальне значення температури різання. Направлена зміна (зниження) температури дозволяє зменшити термічні деформації тих елементів технологічної підсистеми, які найбільше впливають на точність обробки та підвищити стійкість інструменту. Одним із способів зниження середньої температури на контактних поверхнях інструменту вважається оптимальне поєднання робочого та холостого ходів. Зниження температури буде тим більше, чим більше відношення $\varepsilon = \tau_x / \tau_p$ часу холостого ходу τ_x до часу робочого ходу τ_p інструменту. Це видно із порівняння кривих 1, 2, 3, 4 на рис. 1.1. Максимальні температури різання $T_{1\max} = 800^\circ\text{C}$, $T_{2\max} = 770^\circ\text{C}$, $T_{3\max} = 720^\circ\text{C}$, $T_{4\max} = 600^\circ\text{C}$. Поряд з цим у декілька разів зростають амплітуди коливань температур: $\Delta T_1 = 110^\circ\text{C}$, $\Delta T_2 = 300^\circ\text{C}$, $\Delta T_3 = 450^\circ\text{C}$, $\Delta T_4 = 500^\circ\text{C}$.

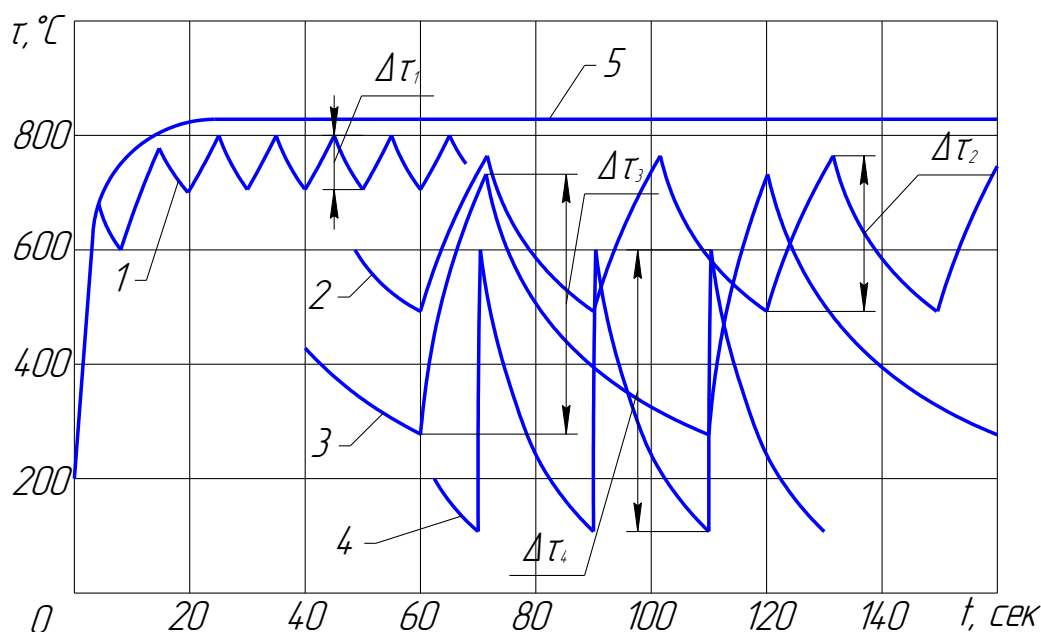


Рис. 1.1. Температура різання під час перервного точіння сталі ШХ15 різцем з пластиною із твердого сплаву Т14К8 ($v = 80$ м/хв; $t = 4,1$ мм; $s = 0,5$ мм/об):
 1 – $\tau_p = 5$ сек; $\tau_x = 5$ сек; 2 – $\tau_p = 10$ сек; $\tau_x = 20$ сек; 3 – $\tau_p = 10$ сек; $\tau_x = 40$ сек;
 4 – $\tau_p = 1$ сек; $\tau_x = 10$ сек; 5 – безперервне різання

Оптимальне поєднання робочого часу та часу холостого ходу може бути досягнуто шляхом застосування інструменту із регульованим часом переміщення різців [5]. У конструкціях інструменту такого типу передбачається, що після закінчення робочого ходу різця зі швидкістю різання $v_{\text{різ}}$ на стадії холостого ходу різець переміщується не з тією ж швидкістю $v_{\text{різ}}$, а значно більшою $v_{\text{хх}} \gg v_{\text{різ}}$. У такому разі різець швидше прибуває в зону початку наступного робочого ходу і, таким чином, скорочує тривалість холостого ходу, а разом з цим

зменшує амплітуду коливань температури різання Δt . Зі збереженням однакових умов продуктивності обробки звичайним інструментом та інструментом з регульованим часом холостого переміщення інструменту досягається економія в кількості різців багатолезового інструменту та підвищення їх стійкості внаслідок зменшення амплітуди коливань температури різання.

Літературний огляд дозволяє сформулювати задачу дослідження: розробити систему керування процесом обробки металів фрезами з метою максимізації часу роботи фрези.

1. Остафьев В. А. Расчет динамической прочности режущего инструмента. Москва: Машиностроение, 1979. 168 с.
2. Андреев Г. С. Работоспособность режущего инструмента при прерывистом резании. *Вестник машиностроения*. 1973. № 5. С. 72–75. ISSN 0042-4633.
3. Фадеев В. С. Хрупкое разрушение твёрдосплавного инструмента при фрезировании. *Станки и инструмент*. 1985. № 9. С. 23–24. ISSN 0869-7566.
4. Резников А. Н, Резников Л. А. Тепловые процессы в технологических системах: учебник для вузов по спец. «Технология машиностроения» и «Металлорежущие станки и инструменты». Москва: Машиностроение, 1990. 228 с. ISBN 5-217-01013-4.
5. Зеленський К. В., Козак В. І., Нагорняк В. Г. Торцеві фрези з регульованим часом холостих переміщень різців. *Вісник Тернопільського державного технічного університету*. 2000 р. Том 5. № 2. С. 43–46. ISSN 1727-7108.

ЗМІСТ

<i>«Кафедра технічних та програмних засобів автоматизації...»</i>	3
1. Барановський О. І., Ситніков О. В. Моделювання статичного режиму реактора в процесі виробництва карбаміду	5
2. Клуста Т. В., Ладієва Л. Р., Козаневич З. Я. Дослідження не прогнозованих збурень на процес алкілування бензолу пропіленом у рідкій фазі	6
3. Bihanskyi B. M., Lukiniuk M. V., Kolpakov V. V. A mathematical model for arch fingerprint.....	9
4. Черепанська І. Ю., Бродський Ю. Б., Прядко В. А. Автоматизація процесу керування визначенням хімічних елементів у складі металовмісних матеріалів об'єктів виробництва.....	11
5. Istomin A. P., Ladieva L. R. Synthesis of a regulator for a sulfonation process	14
6. Панов А. О. Регулювання коефіцієнтів несиметрії напруги нульової та зворотної послідовностей в електричних мережах 0,4 кВ	16
7. Амбросьонко А. А., Ситніков О. В. Моделювання статичного режиму колони синтезу у процесі виробництва карбаміду	18
8. Барановська Ю. В., Жученко А. І. Керування з ітеративним навчанням у процесі формування вуглецевих виробів	19
9. Зінченко В. Ю., Іванов В. І., Лебедєв А. О. Інженерна модель теплопровідності для нагрівання металу в термічних печах.....	22
10. Сашньова М. В., Савченко Т. В. Підвищення якості виробництва продукції на основі системного моніторингу виготовлення тари	24
11. Старогородський Д. Т., Миленський В. В., Колпаков В. В. Система керування електролізерами для розкладання води.....	26
12. Бугасенко І. І., Лукінюк М. В., Колпаков В. В. Моделювання статичного режиму алкілятора у процесі отримання сульфанолу НП-3.....	29
13. Волошин О. С., Ярошук Л. Д. Застосування фільтра Калмана для керування абсорбером.....	31
14. Ковалевський В. М., Бишовець Д. С. Метод оцінки якості налаштування регулятора реакційної трубчастої печі	33
15. Биць О. М., Матіко Ф. Д., Лесовой Л. В. Програмний комплекс для автоматизованого проектування систем вимірювання кількості теплової енергії	35
16. Бойко Д. А., Цапар В. С. Моделювання процесу випаровування у процесі ректифікації кам'яновугільної смоли.....	37
17. Звіздогляд О. В., Ярошук Л. Д. Дослідження печі для перегріву водяної пари як об'єкта моделювання	39
18. Губар Б. П., Ситніков О. В. Синтез системи керування тепловим режимом роботи нейтралізатора	41
19. Ковалюк Д. О., Кармазін І. М. Використання WEB-сервісів в системах керування технологічними процесами	43
20. Batyuk L. V., Chovpan H. O. The methodological aspect of the decision support system in the problems of training students of medical universities	46
21. Кучкін О. М., Ковалевський В. М. Прикладна програма для імітаційного моделювання характеристик дистилятора.....	48
22. Кльоц В. Г., Ситніков О. В. Моделювання статичного режиму роботи мірника у процесі виробництва рідкого скла з силікат-глиб.....	50

23. Ковалюк Д. О., Кондратова В. І. Розрахунок параметрів регулятора для керування теплообмінником в процесі виробництва метанолу за зниженого тиску	52
24. Міщенко П. О., Ситніков О. В. Моделювання статичного режиму скрубера в процесі виробництва формальдегіду.....	55
25. Люлін М. С., Ковалевський В. М. Дослідження якості регулювання температури гідролізату на виході з гідролізного апарату.....	58
26. Момот В. І., Бородин В. І. Автоматизація аміачного холодильника в процесі розділення вуглеводневих газів.....	60
27. Ковриго Ю. М., Новіков П. В. Програмна реалізація двоканального нечіткого регулятора для об'єктів теплоенергетики.....	62
28. Піргач М. С., Жураковський Я. Ю., Самков Б. О. Математична модель системи подачі маси на сітку тихохідної папероробної машини.....	64
29. Привала С. В., Сазонов А. Ю. Використання <i>Mask R-CNN</i> для автоматизованого детектування дефектів виробів зі скла.....	66
30. Мазурик В. І., Ковалевський В. М. Прикладна програма для оперативного персоналу технологічного процесу стабілізації нафти.....	69
31. Юнак Д. А., Ситніков О. В. Моделювання статичного режиму роботи трубчастой печі в установці повільного коксування.....	71
32. Барчан В. В., Жученко А. І. Система керування процесом термічної обробки вуглецевих виробів.....	73
33. Семенцов В. К., Ладієва Л. Р. Математична модель процесу гранулювання в апараті з псевдозрідженим шаром.....	77
34. Савула А. А., Бородин В. І. Схема підключення <i>ESP8266</i> до <i>ARDUINO UNO</i> та протоколи передачі даних <i>ESP8266-ARDUINO-SERVER</i>	79
35. Сліпченко В. О., Сазонов А. Ю. Розробка експертної системи для автоматизованого управління якістю виробів зі скла.....	80
36. Теличенко А. А., Ситніков О. В. Моделювання статичного режиму сепаратора високого тиску.....	82
37. Гаврилюк М. В., Жученко А. І. Система керування процесом випалювання вуглецевих виробів на основі <i>MPC</i> -регулятора.....	84
38. Береза О. М., Ладієва Л. Р. Розробка <i>MPC</i> -регулятора для процесу вакуумної мембранної дистиляції.....	86
39. Шевченко О. Ю., Бородин В. І. Вибір засобу програмування до розробки мобільного застосунку для автоматизації фізичної моделі дозатора.....	88
40. Мірошник Д. В., Ладієва Л. Р. Автоматизація процесу виробництва дріжджів.....	89
41. Цепкало М. О., Цапар В. С. Постановка задачі на моделювання процесу розпаду диметил-діоксану у виробництві ізопрену.....	91
42. Піргач М. С., Жураковський Я. Ю., Цимбал О. М. Модернізація системи автоматичного регулювання рівня маси у напірних ящиках із повітряною подушкою.....	94
43. Пряхін В. Д., Данькевич А. О. Математична модель хлоратора неперервної дії.....	96
44. Джус В. О., Бородин В. І. Постановка задачі автоматизації процесу виробництва пасти алкілсульфонату натрію методом сульфоокиснення парафінів.....	98
45. Козачук М. В., Миленський В. В. Оцінювання збурень у каналах зв'язку технологічного об'єкта з вимірювальними пристроями.....	100
46. Швидкий Є. А., Ярошук Л. Д. Застосування теорії графів для хіміко-технологічної системи виробництва етилового спирту з етилену.....	102
47. Войтук Я. Ю., Ярошук Л. Д. Автоматизація роботи зварних пластинчастих теплообмінників.....	104
48. Качкарда М. О., Ярошук Л. Д. Аналіз процесу ректифікації як об'єкта керування.....	106

49. Шапошник А. А., Ярощук Л. Д. Організація експериментальних досліджень для ідентифікації процесу випаровування лускатної селітри	108
50. Кліменко В. А., Козаневич З. Я. Динамічні характеристики реактора окиснення кумолу	109
51. Бондаренко К. О., Сташкевич П. М., Лукінюк М. В. Використання теплового удару для відключення теплових об'єктів	112
52. Осіпа Р. А., Галім'янов О. В. Пошук наукової інформації у Всесвітній павутині.....	113
53. Моркун В. С., Тронь В. В. Гібридна математична модель процесу збагачення залізорудної сировини	115
54. Новіков П. В., Бунке О. С. Модель ділянки пароводяного тракту прямо-точного котлоагрегату з урахуванням зміни динаміки об'єкта керування в реальному часі	117
55. Kolpakov V. V., Lukiniuk M. V., Bihanskyi B. M. Software Module for Technical Staff Training of The Saturation Department of Ammophos Production.....	119
56. Кириленко М. М., Миленький В. В. Аналіз впливу температури технологічного процесу на якість готового продукту	121

Наукове видання

АВТОМАТИЗАЦІЯ
ТА КОМП'ЮТЕРНО-ІНТЕГРОВАНІ ТЕХНОЛОГІЇ

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

АКІТ-2020

Київ, 22 квітня 2020 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*

Підп. до друку 19.04.2020. Формат 60×84¹/₁₆. Папір офс. Гарнітура Times.
Спосіб друку – ризограф. Ум. друк. арк. 10,22. Обл.-вид. арк. 17,34. Наклад 55 пр. Зам. № 20-47.

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
Видавництво «Політехніка»
Свідоцтво ДК № 1665 від 28.01.2004 р.
03056, Київ, вул. Політехнічна, 14, корп. 15
тел. (044) 204-81-78

КПІ ім. Ігоря Сікорського
Видавництво «Політехніка»