



that is measured using the developed hardware-software complex is a combination of natural and technogenic radiation background (caused by human activity or an emergency) on a dispersed territory.

The territory is expected to be covered by a dense network of developed monitoring stations, from which real-time actual information about the radiation background will be received at the decision-making center. The developed hardware and software system for collecting and transmitting radioactivity values using the MQTT protocol allows both the accumulation and processing of large amounts of data on remote network resources in real time. Real-time notifications about increased radiation background will ensure that the public is well informed about potential dangers, and trained personnel is prepared to protect people from any potential threats.

The use of information technology and automation tools in this study will allow for prompt identification of ionizing radiation levels that pose a threat to human health and for taking necessary evacuation measures.

In the future, an interactive map with dosimeter data can be developed with the ability to view it through a web browser.

6. References

- [1]. A. K. Bollfrass and S. Herzog, "The War in Ukraine and Global Nuclear Order," *Survival*, vol. 64, no. 4, pp. 7–32, Aug. 2022, doi: 10.1080/00396338.2022.2103255.
- [2]. G. C. Hillar, *MQTT Essentials—A Lightweight IoT Protocol*. Birmingham, U.K.: Packt Publishing Ltd., 2017.
- [3]. C. Son, B. Ziaie, "Electret Based Wireless Micro Ionizing Radiation Dosimeter," in *Proc. 19th IEEE Int. Conf. on Micro Electro Mechanical Systems*, Istanbul, Turkey, 2006, pp. 610–613, doi: 10.1109/MEMSYS.2006.1627873.
- [4]. E. Heijne, T. Koi, C. Leroy, H. Oberlack, S. Pospisil, et al., "Comparison of measurement and simulation of ATLAS cavern radiation background," *Journal of Instrumentation*, vol. 17, no. 01, pp. 1–33, Jan. 2022, Art. no. P01027, doi: 10.1088/1748-0221/17/01/P01027.
- [5]. V. I. Vytko, L. I. Honcharova, V. V. Kartashev, H. D. Kovalenko, S. A. Scheda, and S. V. Barbashev, "Automated radiation control system as the main component of radiation safety of the population," *Nuclear and radiation safety*, vol. 3, no. (59), pp. 33–37, 2013. (In Ukrainian).
- [6]. L. Devell and B. L. Riso, *Radiological emergency monitoring systems in the Nordic and Baltic Sea countries*. Roskilde: NKS, 2002.
- [7]. UK Cabinet Office. *National Risk Register of Civil Emergencies*. (2012). [Online]. Available: https://assets.publishing.service.gov.uk/government/uploads/system/uploads/attachment_data/file/211858/CO_National_RiskRegister_2012_acc.pdf
- [8]. N. M. Remon, C. M. Hassan, M. Hassan, and M. Zakir, "Build very simple design and cost effective Geiger-Muller counter," *Journal of Recent Advances in Applied Sciences*, vol. 31, no. 1, pp. 1–10, Apr. 2018.
- [9]. *Module Wi-Fi ESP32-CAM with camera 2MP*. Accessed: Apr. 23, 2023. [Online]. Available: <https://arduino.ua/prod3458-modul-wi-fi-esp32-s-kameroi-2mp>
- [10]. B. R. Sveinbjornsson and S. Gizurarson, "Radioactive materials," in *Handbook for Laboratory Safety Handbook for Laboratory Safety*. Elsevier, 2022, pp. 101–111, doi: 10.1016/b978-0-323-99320-3.00014-8.
- [11]. P. S. Akshatha, S. M. D. Kumar, and K. R. Venugopal, "MQTT implementations, open issues, and challenges: A detailed comparison and survey," *International Journal of Sensors, Wireless Communications and Control*, vol. 12, no. 8, pp. 553–576, 2022, doi: 10.2174/2210327913666221216152446.
- [12]. NAS Synology DS-220+. Accessed: Apr. 23, 2023. [Online]. Available: <https://www.synology.com/en-eu/products/DS220+>

Отримана в редакції 25.07.2023. Прийнята до друку 28.08.2023. Received 25 July 2023. Approved 28 August 2023. Available in Internet 12 September 2023

УДК 681.51

АНАЛІЗ ПРОБЛЕМИ РОЗРОБКИ СИСТЕМ КЕРУВАННЯ ГАЗОФРАКЦІЙНИМИ УСТАНОВКАМИ

Стопакевич Андрій Олексійович¹, Карасьова Ірина Олегівна²

^{1,2}Державний університет інтелектуальних технологій та зв'язку, 1, Кузнечна, Одеса, 65029,

ORCID: ¹<https://orcid.org/0000-0003-1719-9071>, ²<https://orcid.org/0000-0003-3572-9398>

E-mail: ¹stopakevich@gmail.com, ²karaseva98@gmail.com

Copyright © 2021 by author and the journal "Automation of technological and business – processes".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0>



DOI: 10.15673/atbp.v15i3.2580

Анотація. Стаття присвячена проблемі керування газофракційними установками у цілому й окремими ректифікаційними колонами цих установок, таких як деетанізатори, депропанізатори, дебутанізатори тощо.



Проведена класифікація джерел постачання газів, узагальнені принципи розробки технологічних схем в залежності від особливостей сировини, вимог до якості продукції, енергоефективності процесу тощо. Розглянута проблема оптимізації технологічних схем газофракційних установок з застосуванням сучасних САПР й вказано на необхідність враховувати не тільки можливості нормальної роботи допоміжного обладнання в таких схемах, а й проблему неможливості реалізації якісних систем керування в технологічних схемах без достатнього запасу керування.

Проблеми оптимізації та керованості газофракційних установок продемонстровані на прикладі простої та оптимізованої схем установок, призначених для LNG-терміналів. Проведено аналіз статистики та динаміки газових ректифікаційних колон як об'єктів керування. Всі важливі для керування особливості продемонстровані на графіках, отриманих з моделей, які пройшли звірку з експериментальними даними. Показано, що статичні характеристики за концентрацією мають екстремальний, а за температурою - S-образний характер. Показано, що в каналах керування присутній таких небажаний фактор для регуляторів зі зворотним зв'язком як набухання.

Продемонстрована проблема параметричної невизначеності газових ректифікаційних колон, зміна параметрів в термінах моделі в вигляді інерційної ланки з запізненням проходить синхронно й в робочому режимі така зміна може бути троекратною. У результаті сформовані вимоги до розробки сучасних систем керування газофракційними установками, дотримання яких дозволяє підвищити ефективність та надійність їх роботи та рівень дотримання регламентних норм.

Abstract. The article is devoted to the problem of controlling gas fractionation plants in general and individual rectification columns of these plants, such as deethanizers, depropanizers, debutanizers, etc. The authors classify the sources of gas supply, generalize the principles of developing technological schemes depending on the characteristics of raw materials, product quality requirements, energy efficiency of the process, etc. The problem of optimization of technological schemes of gas fractionation plants with the use of modern CAD is considered and the need to take into account not only the possibility of normal operation of auxiliary equipment in such schemes, but also the problem of the impossibility of implementing high-quality control systems in technological schemes without a sufficient control margin is indicated. The problems of optimization and controllability of gas fractionation plants are demonstrated on the example of a simple and optimized plant scheme designed for LNG terminals. The statics and dynamics of gas distillation columns as control objects are analyzed. All the features important for control are demonstrated on graphs obtained from models that have been verified with experimental data. It is shown that the static characteristics in terms of concentration are extreme, and in terms of temperature - S-shaped. It is shown that the control channels contain such an undesirable factor for feedback controllers as inverse response.

The problem of parametric uncertainty of gas distillation columns is demonstrated; the change of parameters in terms of the model in the form of with dead time and in the operating mode such a change can be threefold. As a result, the requirements for the development of modern control systems for gas fractionation units have been formed, compliance with which can increase the efficiency and reliability of their operation and the level of compliance with regulatory standards.

Ключові слова: Газофракційні установки, ректифікаційні колони, багаторівневі системи керування, деетанізатор, дебутанізатор, депропанізатор, проблеми оптимізації газофракційної установки, аналіз статистики, аналіз динаміки, системи керування

Key words: Gas fractionation units, distillation columns, multilevel control systems, deethanizer, debutanizer, depropanizer, problems of optimization of gas fractionation units, statics analysis, dynamics analysis, control systems

Вступ. Газофракційні установки (ГФУ) широко використовуються у промисловості, зокрема в нафтопереробленні, хімічних виробництвах, петрохімічному секторі. Зростає рівень застосування ГФУ для очищення сировини та продуктів викиду в хімічному секторі, енергетиці та фармацевтиці. ГФУ дозволяють ефективно розділяти компоненти сумішей і виготовляти продукти високої якості. Для розділення ГФУ застосовують ректифікацію [1, 2, 3]. Однією з ключових особливостей використання ГФУ є їх здатність до розділення газових сумішей змінного складу, які містять значну кількість домішок. Це можуть бути як природні газові суміші, так і суміші, одержані хімічним шляхом. Наявність домішок у газових сумішах ускладнює їх розділення і робить інші методи розділення менш ефективними. Ректифікація забезпечує високу ефективність розділення компонентів, навіть у випадках, коли їх концентрація незначна. Інші технологічні процеси розділення, такі як адсорбція, абсорбція або мембранна фільтрація, можуть бути менш ефективними або непридатними для розділення газових сумішей з високою кількістю домішок. Наприклад, впровадженню мембранної технології, яка споживає істотно менше енергії, заважає мала проникливість та у ряді випадків низька селективність мембран. Крім того, мембранна технологія висуває складні для дотримання умови експлуатації [4, 5].

Аналіз літературних даних і постановка проблеми. Складність задачі синтезу систем керування ГФУ пояснюється наявністю в каналах об'єкта керування (ОК) запізнення та "набухання" (англ. inverse response), значною нелінійністю динаміки в межах робочого режиму, істотними перехресними зв'язками між каналами керування, великою інерційністю процесу, наявністю стохастичних збурень, підвищеними технологічно обумовленими вимогами до точності керування. Основною відмінністю ГФУ від інших типів ректифікаційних установок (РУ) є те, що вони працюють з напіврідким живленням під високим тиском та складаються з декількох послідовно з'єднаних колон. До процесів газової ректифікації ставиться вимога виробництва газу високого ступеня очищення. Тому ректифікаційні колони (РК) для розділення газів містять величезну кількість тарілок, а зрошення і повторне випаровування відбуваються багаторазово



Зі збільшенням вимог до якості очищення всі наведені властивості ОК проявляються сильніше, так в колонах високого рівня очищення явище набухання може спостерігатись по всіх каналах при понаднормових збуреннях. ГФУ як ОК є погано пристосованим для керування традиційними для промислової автоматизації децентралізованими системами керування на базі регуляторів ПІД-типу. Це пояснюється тим, що ПІД-регулятор є структурно оптимальним для керування об'єктами, канали яких з високою точністю представляються в вигляді інерційної ланки першого порядку запізненням (FOPDT), при чому запізнення має бути не домінуючим, а вплив перехресних зв'язків між каналами керування незначний у порівнянні з основними каналами [6, 7, 8].

Оскільки якість керування, яка досягається при застосуванні децентралізованих систем автоматичного керування (САК) з регуляторами ПІД-типу, є далекою від технологічно задовільної, промисловим стандартом для керування ГФУ стало поєднання модельно-прогнозуючих регуляторів на верхньому рівні та ПІД-регуляторів на нижньому рівні [9]. Ключовою проблемою такої схеми є відсутність гарантованого рівня робастності. На нижньому рівні задача досягнення певних рівнів робастності в децентралізованих САК є достатньо складною та її можна спробувати розв'язати тільки оптимізацією [10]. На верхньому рівні задача прогнозного керування з обмеженнями є за своєю природою адаптивною, а не робастною. Робастність є фундаментальною проблемою модельно-прогнозуючих регуляторів [11], єдиним практичним способом теоретичної перевірки якої для нелінійних багатовимірних об'єктів з запізненням є проведення серії симуляційних тестів з застосуванням нелінійної моделі ОК.

Оскільки тема розробки систем керування ГФУ є актуальною, наукові дослідження йдуть доволі активно й вимагають постійного аналізу й узагальнення результатів.

Метою роботи є аналіз проблеми розробки сучасних САК ГФУ та розробка рекомендації до їх синтезу, базуючись на результатах досліджень, присвячених проблемі технологічного розрахунку та оптимізації ГФУ та дослідженню статичних та динамічних властивостей ректифікаційних колон ГФУ.

Схемотехніка технологічних процесів ГФУ та проблема технологічної оптимізації. Для класичних ГФУ нафтогазового сектору орієнтовно видобутий газ розділяється на природний, попутний й отриманий на LNG-терміналі. Природний газ звичайно складається з 90% об. метану, зміст інших складових залежить від родовища. Попутний нафтовий газ (ПНГ) немає 90 об.% метану, його склад дуже змінюється в залежності від родовища [12] (наприклад, доля метану може коливатись від ~30 до 85%) й характеризується великою кількістю домішок. Конструктивне виконання конкретних ГФУ залежить від сировини, потрібної якості продукції, особливостей процесів попередньої підготовки газів тощо. Типові процеси сучасного газопереробного заводу показані на рис. 1.

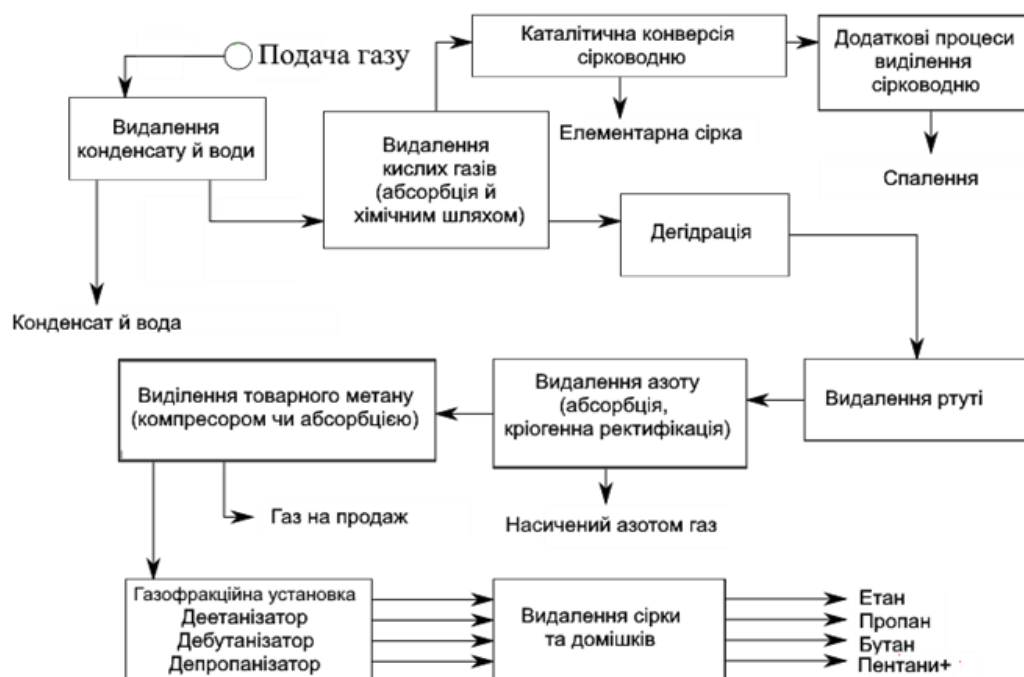


Рис. 1 – Типові процеси сучасного газопереробного заводу [13]

ГФУ звичайно реалізується шляхом послідовного з'єднання декількох колон, які називають за тим компонентом, які вони мають видалити як чистий продукт (деетанізатор, дебутанізатор, депропанізатор). Теоретична кількість колон при послідовному з'єднанні дорівнює кількості компонентів для розділення мінус 1. Приклад технологічної схеми з вказанням типових контурів керування показаний на рис. 2.

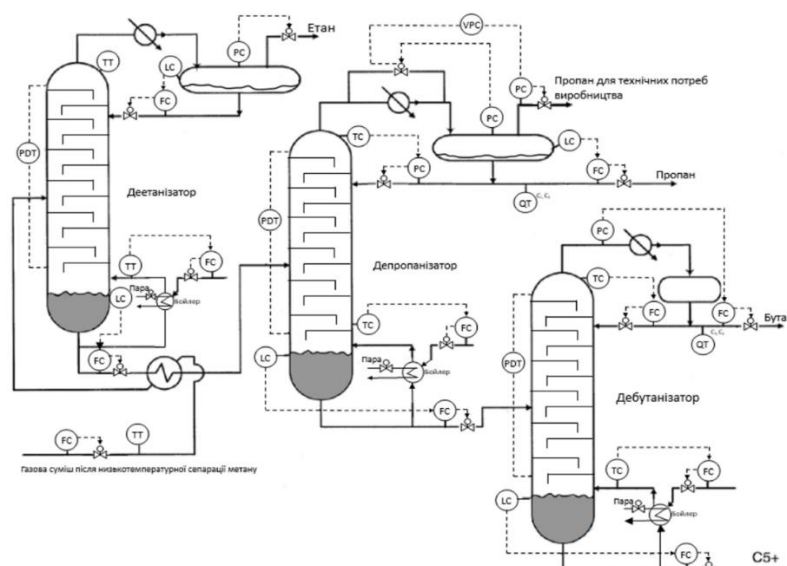
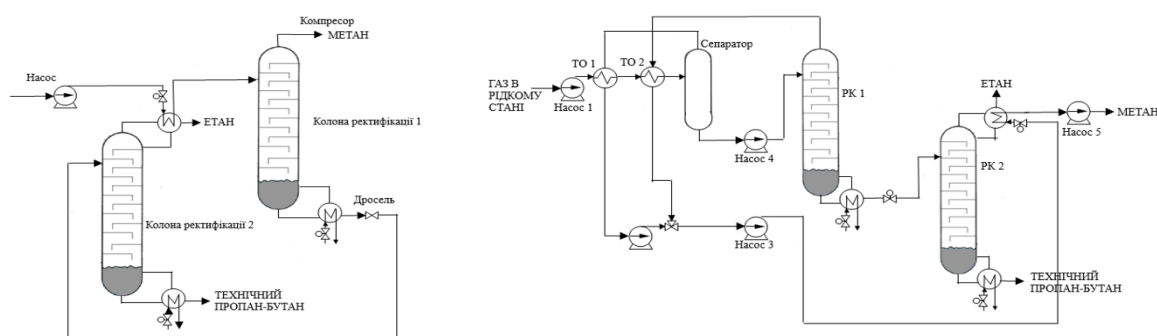


Рис. 2 – Приклад технологічної схеми з вказанням типових контурів керування

Після очищення газу газовий потік спочатку стискається й з нього виділяється метан. Раніше для цього застосовували ректифікацію, однак більш ефективною зараз вважається низькотемпературна сепарація [14]. Тому на вхід ГФУ подається суміш переважно з C2+ (етану та більш важких газів). Для обігріву ребойлерів ГФУ часто використовують гаряче мастило, хоча може бути й звичайна котельня. Конденсатор в першій колоні має застосовувати певний спеціальний холодагент (можливий варіант - пропан), для конденсаторів інших колон звичайно достатньо водяного чи повітряного охолодження. Робочий тиск кожної колони істотно залежить від температури, до якої необхідно охолоджувати верхній продукт й флегму та можливостей обладнання такий тиск витримати. Кожна колона має флегмовий потік. Нижній продукт деетанізатора – живлення депропанізатора, нижній продукт депропанізатора - живлення дебутанізатора і т.д. Для перекачування продуктів між колонами в послідовних схемах насосів не потрібно, оскільки кожна колона працює на достатньо меншому тиску, ніж попередня. Для перекачки флегми насоси потрібні. Орієнтовний тиск в деетанізаторі становить 20.7-41.3 бар, в депропанізаторі становить 13.8-27.6 бар, в дебутанізаторі становить 6.9-13.8 бар.

Наведена на рис. 1 схема може ускладнюватись за наступними мотивами: збільшення кількості продуктів (наприклад, додати колону для поділу н-бутана та ізобутана) [15], зменшення кількості чистих продуктів (наприклад, деетанізатор можна реалізувати як випаровувач отримати технічний газ чи виділяти на одній колоні технічний пропан-бутан) [16], підвищення енергоефективності шляхом введення рециркуляційних потоків да додаткових теплообмінників, підвищення ефективності роботи окремих колон застосовуючи дроселювання тиску між колонами тощо.

Для прикладу розглянемо просту та оптимізовану схеми (рис. 3), які використовують лише ректифікацію для виділення трьох продуктів: метану, етану та технічного пропан-бутану.



а) Проста схема

б) Оптимізована схема [17]

Рис. 3 – Схема двохколонної ГФУ для виділення трьох продуктів

Проста схема працює наступним чином. Рідкий газ під тиском 4.5 МПа й подається насосом на лінію. Газ підігрівается рециркульованим потоком й поступає до ректифікаційної колони (РК) №1, що виділяє метан. Колона працює під тиском 4.3 МПа і дозволяє виділити як верхній компонент 99.99% метану. Далі газ стискається до атмосферного тиску за допомогою компресора. Нижній продукт проходить через дросель, що знижує тиск до



0.2 МПа. В РК №2, що працює під тиском 0.11 МПа рідкий етан виділяється як верхній продукт, технічний пропан-бутан як нижній.

Оптимізована схема істотно ускладнена шляхом введення рециркуляційних потоків й теплообмінних апаратів. Схема працює наступним чином. Газ в рідкому стані під тиском 1.5 МПа подається насосом на лінію. Спочатку рідкий газ підігрівається двічі до стану часткового кип'ятіння й поступає в сепаратор, де грубо розділяється на дві фази: парову (що стискається далі насосом №2 до 2.3 МПа) й водяну (що стискається далі насосом №4 до 2.5 МПа). Колона ректифікації (РК) №1 працює під тиском 2.4 МПа. Верхній (летючий газ) РК№1 після віддачі енергії на обігрів в ТО1 переходить в стані рідини. Далі вже рідкий потік змішується з потоком з насоса №2 й стискається насосом №3 до 5 МПа. Температура потоку значно знижується, що дозволяє використати це для охолодження в конденсаторі колони ректифікації №2 й подається далі в трубопровід за допомогою насоса №5. Нижній (рідкий потік) РК №1 проходить через дросель, в якому тиск знижується до 0.2 МПа. РК №2 працює при тиску 0.11 МПа. Летючий етан, що при атмосферному тиску стає рідким є верхнім продуктом РК№2, а технічний пропан-бутан виходить в рідкому стані знизу.

Класична схема є значно простішою, однак з економічної точки сучасна схема є значно більш ефективною внаслідок утилізації в теплообмінниках тепла, що виділяється при зміні фазового стану й використання меншого тиску для виділення основної частки продукту. Відмітимо, що сучасна схема вимагає доволі спеціальне обладнання, наприклад, конденсатор в РК2 має працювати при дуже високому перепаді тиску.

В межах одного апарату (колони) технологічний розрахунок РК може проводитись за допомогою САПР для розрахунку окремих РК, таких як ChemSep [18]. Такі програми дозволяють за декількома вхідними параметрами (параметрами живлячого потоку, тиску, бажаної концентрації чи, наприклад, флегмового числа) визначати необхідні енергетичні витрати, й, виходячи з цього розраховувати матеріальний та енергетичний баланси РК. Показовою, на наш погляд, є робота [19], в якій отримані рівняння з використанням методології аналізу поверхні відгуку для спрощення технологічної оптимізації дебутанізатора з 30 тарілками, який моделювався в ChemSep. Отримані в роботі [18] формули мають наступний вигляд:

$$\begin{aligned}E_c &= 1.105 + 0.285 \cdot X_{RR} - 0.05 \cdot X_{HP} \\E_R &= 0.89 + 0.303 \cdot X_{RR} + 0.05 \cdot X_{HP} - 0.045X_{HP}^2 \\P_u &= 0.99 + 0.0379 \cdot X_{RR} - 0.0312X_{RR}^2,\end{aligned}$$

де E_c – споживання енергії конденсатором (МВт), E_R – споживання енергії ребойлером (МВт), P_u – чистота продукту (мол. дол.). Вхідними параметрами рівнянь є флегмове число $RR \in [1.1, 2.53]$ та робочий тиск $HP \in [5.3, 8.23]$ ат., які задаються в нормованому в діапазоні $X_{HP}, X_{RR} \in [-1, 1]$. Формули показують, що флегмове число має значно більший вплив на чистоту й енерговитрати, ніж тиск. Спрощенням у цих рівняннях є те, що не враховуються конструктивні характеристики РК та обладнання, які відповідають певним досягненням теоретичним показникам.

Проектування нових технологічних схем багатоколонних РУ з застосуванням методів технологічної оптимізації при застосуванні сучасних САПР ТП [20] є задачею принципово розв'язуваною. Слабким місцем технологічних оптимізацій, особливо з ускладненням схем, які часто проводяться в наукових роботах є те, що технічна реалізованість та простота технічного виконання схеми за допомогою наявного обладнання не розглядається. Тобто, говорячи економічними термінами, ігнорується фактор капітальних витрат на експлуатацію обладнання, а враховуються лише операційні витрати, й лише такі що пов'язані з витратами на енергію, але не пов'язані, наприклад, зі штрафами за надлишкові викиди в атмосферу. Одним з виключень є робота [21], в якій проблема вибору тиску реалізується як складна оптимізаційна задача, яка включає 35 рівнянь й розв'язується за допомогою методів нелінійного програмування.

При проектуванні та оптимізації РК та РУ також звичайно не розглядається проблема запасу керування в отриманій технологічній схемі. Економічно оптимальні схеми з високою складністю, особливо ще з доданими рециркуляційними потоками можуть бути практично не контрольованими, оскільки не будуть мати достатній запас керування для компенсації впливу навіть типових відхилень для процесу збурень. На цю проблему звернули увагу достатньо давно [22], але тільки з розвитком сучасних САПР ТП проблему технологічного розрахунку схеми і її керованості можна розв'язувати одночасно. Проблема сумісного синтезу ТП і САК є особливо важливою для таких ГФУ, в яких не можливо попередньо змішати вхідний в установку газ для забезпечення регламентного складу, щоб уникнути збурень для САК. Збурення за складом та температурою суміші, що поступає для РК серед типових збурень для САК є найскладнішим. В роботі [23] розглянута задача сумісного синтезу технологічного процесу перероблювання ПНГ біля родовища середнього розміру разом з синтезом САК. Для синтезу та моделювання динаміки САК застосовувалась САПР ТП HYSYS, а для оптимізації РК – ChemSep. Поставлена мета сумісного синтезу – розробка такого технологічного процесу разом з системою керування, який може витримати істотні збурення за складом газу. Економічно обгрунтована технологічна схема складається з низькотемпературного сепаратора метану та однієї РК, продуктами якої є технічний пропан-бутан та не сертифікований газ. Для збільшення керованості цієї РК в ТП була проведена оптимізація з застосуванням ChemSep, яка полягала в виборі такої кількості тарілок й номера живлячої тарілки, яка б дозволяла швидко реагувати на збурення. Застосування дворівневої каскадної схеми САК дозволило досягнути поставленої мети.

Аналіз статистики та параметричний аналіз РК в ГФУ. З точки зору статистики задача керування РК – це задача керування композиційним профілем по тарілках чи зонам колони, якщо застосовується насадкова колона. При чому особливістю РК є те, що при усуненні збурень колона не обов'язково повернеться до початкового



статичного режиму. Феномен знаходження багатьох положень рівноваги для одного робочого режиму в РК відомий доволі давно й особливо привернув увагу науковців на початку 90-х [24, 25]. Протягом 90-х були проведені експериментальні дослідження, які показали що цей феномен не є артефактом математичного моделювання, зокрема [26]. Наявність можливості багатьох положень рівноваги залежить від кількості компонентів та їх складу. Ефект множинності положень рівноваги часто спостерігається в РК з тепловими зв'язками, в багатоколонних установках, в колонах з розділеною стінкою [27]. Проблема визначення наявності різних положень рівноваги в схемі розглянута в сучасній роботі [28].

Вхідні змінні РК є технологічно обумовленими: це витрата потоків живлення, дистилату, флегми, кубового продукту, пари в ребойлер, холодагенту в конденсатор, газу з конденсатора (якщо це дозволяє схема), що виходить з колони й повертається до неї. Вихідних змінних істотно більше: це температури та концентрації всіх продуктових потоків та тарілок, а також тиск.

Графік концентраційного профілю, показаний на рис. 4, двопродуктової РК ГФУ демонструє, що продуктивним є розділення РК на дві зони: нижню (кубову, відгінну) та верхню (укріплюючу).

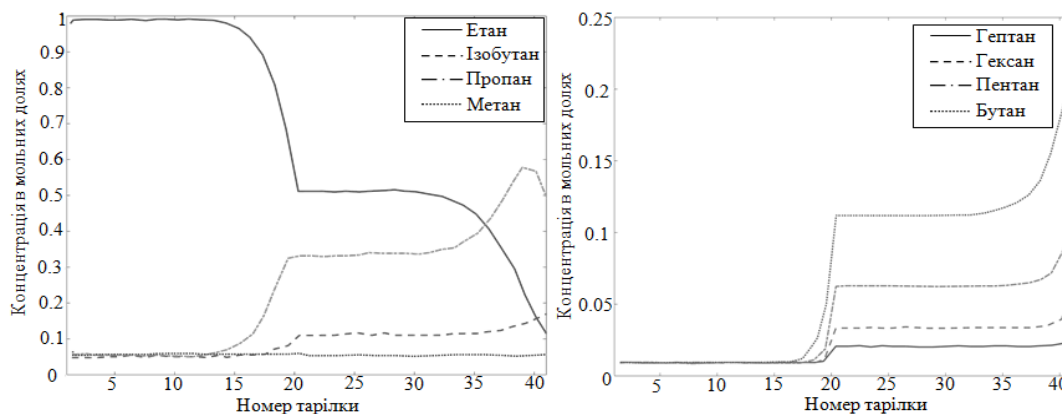


Рис. 4 – Концентраційний профіль двопродуктової колони [29]

Статичні залежності температури та двох компонентів депропанізатора від зміни витрати живлення в діапазоні $\pm 10\%$ від номіналу показані на рис. 5. Ці графіки показують характерні зміщення концентраційного та температурного профілю.

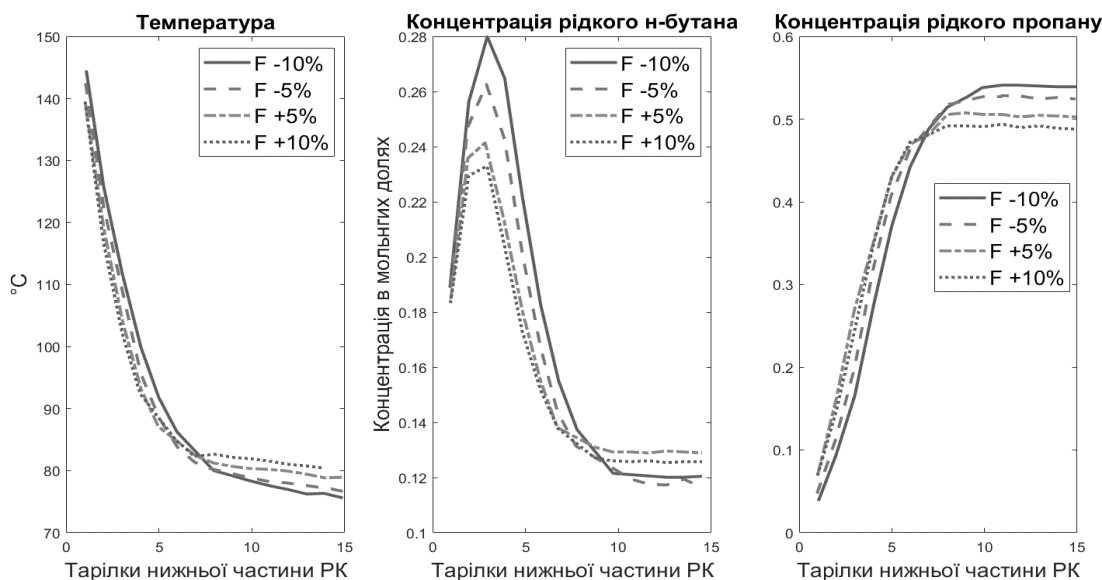


Рис. 5 – Зміна температурного та концентраційного профілю в залежності від зміни витрати F (дані з РК Malaysia Liquefied Natural Gas Sdn. Bhd)

Проблемою керування багатьох РК є відсутність можливості швидкого та одночасно точного методу вимірювання прямого параметра якості – концентрації. Для вимірювання складу газу застосовується газовий хроматограф – це інерційний давач, що потребує спеціальної підготовки газу (дотримання заданої температури й тиску). Точність вимірювання газового хроматографа залежить від багатьох факторів, таких як тип і якість колонки, газу-носія, детектора, умов термостатування, методу введення проби тощо. Загалом точність вимірювання складу компоненту (в певному діапазоні) може бути досягнута на рівні 0,1-0,5%, а час вимірювання становить від декількох хвилин до години для однієї проби.



Газовий хроматограф – прилад, що вимагає до себе постійної уваги, він не допускає забруднень, вимагає регулярної перевірки та очищення обладнання, використання якісних речовин для порівняння тощо [30]. Також зазначимо, що виходячи з особливостей роботи хроматографа як керовану змінну вибирають не концентрацію бажаного компонента, а компоненту-домішку, наступного за вагою

Виходячи зі складності постійного вимірювання концентрації, зазвичай основне керування проводиться за температурою. Температура та концентрація на тарілках РК мають зворотний зв'язок. Чим вища температура на тарілці, тим нижча концентрація летких компонентів і вища концентрація важких компонентів й навпаки. Зв'язок між температурним та концентраційним профілем може бути складним і залежить від багатьох факторів, таких як властивості компонентів, фізико-хімічні умови, тип ректифікаційної колони тощо. Він визначається різницею кипучостей компонентів та їхньою афінністю до фази (рідиною або газом). Але знайдення точного зв'язку між температурним та концентраційним профілем РК вимагає детального дослідження конкретної системи ректифікації й аналізу експериментальних даних. Специфічний зв'язок може бути складним через взаємодію різних компонентів у зразку, особливості структури колони, особливості використовуваних стаціонарних фаз та детекторів. Для регулювання температури в системах керування РК типовою практикою є вибір тарілок з показовими температурами (т.зв. контрольних тарілок). Критерій вибору – це гострота на температурному профілі чи найбільша зміна значення при дії збурень. Складніші методи та деталі описані в роботі [31].

Для демонстрації зв'язку між температурою та ключовим компонентом в дистилаті продемонструємо графіки з РК (рис. 6) для розділення нормального бутану та його ізомеру, яка може стати проведенням схеми, показаний на рис. 1. проведений в роботі [32]. Розглянута РК висотою 2.9 м з 77 тарілками, 29.4 ваг. % – ізобутан, 67.7 ваг % – нормальний бутан, 1.5 ваг. % – пропан і 1 ваг. % – пентан, решта – домішки, олефіни C4. Колонка працює з використанням високого флегмового числа. Для моделювання застосовувалась САПР ТП Aspen Plus, дані для моделювання були відкалібровані для досягнення відповідності з прототипною колоною.

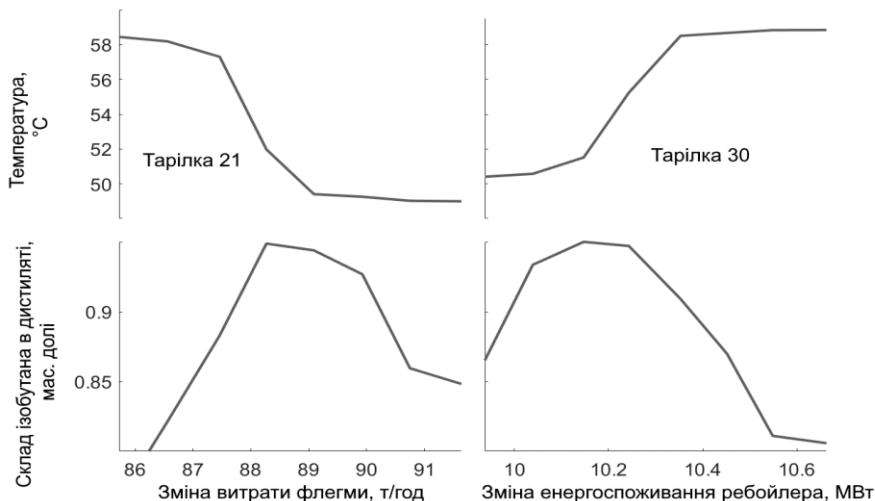


Рис. 6 – Графіки зміни температури та концентрації в РК для розділення нормального та ізобутана [32]

Графіки, показані на рис. 6 відображають високу нелінійність: за концентрацією з явним екстремумом, а за температурою – S-подібну, з явним мінімумом та максимумом. В роботі [32] також визначена наявність в цих процесах декількох стійких режимів, що для спрощення подачі не продемонстровано на графіках.

Аналіз динаміки РК ГФУ. Динаміка РК ГФУ, як й інших РК, характеризується нелінійністю й наявністю односпрямованого руху, тобто кожний керуючий вплив, який впливає на концентрацію ключового компонента, змінює її в одному напрямку, як в нижньому продукті, так й верхньому. Однак амплітуда змін є різною. Тривалість перехідних процесів по основним каналам РК ГФУ звичайно вимірюється в годинах. Чим більша величина керуючого впливу основних каналів РК, тим більше відрізняються коефіцієнти передачі, в залежності від його спрямування в бік збільшення чи зменшення. Статичні залежності по концентрації мають звичайно екстремальний характер, що в принципі при невеликому збігу обставин може призвести до зміни знаку зворотнього зв'язку регулятора.

Однією з перших робіт, в якій динаміка РК ГФУ була з достатньою точністю промодельована, є робота [33]. Перехідні процеси при трьох видах збурень показані на рис. 7.

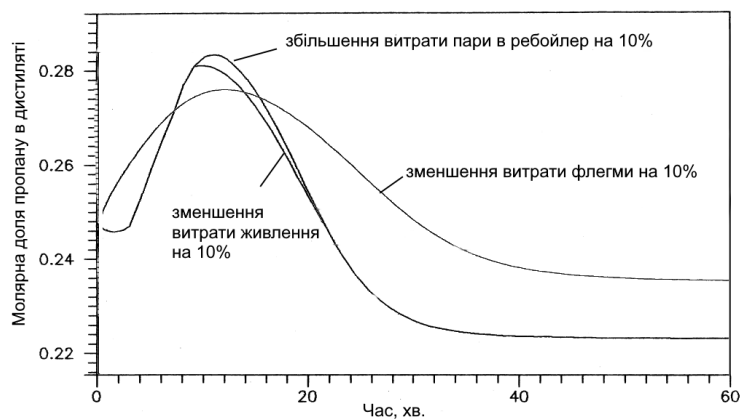


Рис. 7 – Перехідні процеси в депропанізаторі за трьома видами стрибкоподібних збурень [32]

Для демонстрації поведінки колони при дії одного збурення, але різного спрямування та величини приведемо результати моделювання з монографії [34]. В ній досліджені перехідні процеси (рис. 8) у насадковому депропанізаторі висотою 15 м (верхня секція 4.1 м) та діаметром 0.9 м. Вхідна суміш подається частково в рідкому стані й містить етан, пропан, пропілен та ізобутан. Як збурення розглядалась витрата флегми 10 і 20% від номіналу.

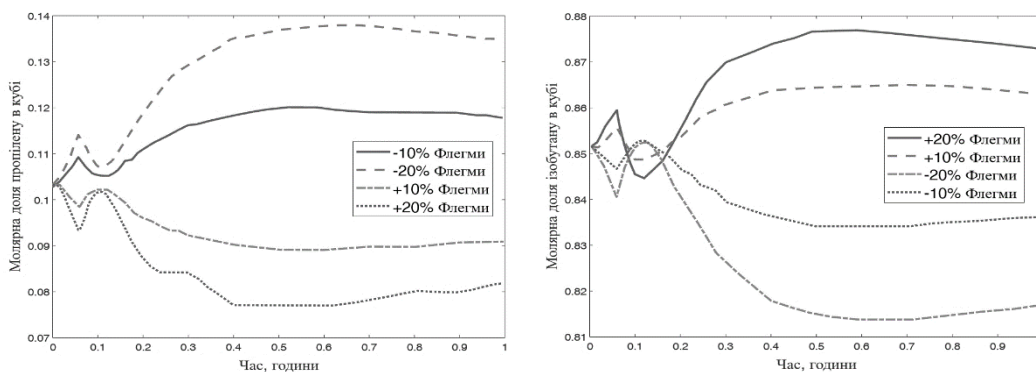


Рис. 8 – Перехідні процеси в насадковому депропанізаторі при збуренні витратою флегми (4 варіанти величини збурення)

Наявність “набухання” викликає проблеми з автоматичним керуванням. Інші канали, наприклад за температурою, проявляють “набухання” звичайно менш різко чи взагалі не проявляють.

Проблема невизначеності динамічних характеристик каналів РК ГФУ стоїть достатньо гостро. Якщо апроксимувати моделі каналів РК у вигляді ланки першого порядку з запізненням (FOPDT) виду $P(s) = k/(T \cdot s + 1) e^{-\tau \cdot s}$, то можна визначити що в термінах такої параметричної моделі можливе синхронне відхилення k, T, τ до 300%. В цьому випадку грубість такої апроксимації не розглядаємо.

Наприклад, в роботі [35] приведено дослідження зміни параметрів каналу РК: “зміна флегмового числа – концентрація ключового компонента в дистилаті”. Час запізнення розглянутого каналу має лінійну залежність, яка описується формулою $\tau = 1.23 \cdot RR + 2.61$, де RR-зміна флегмового числа. А графічне представлення залежностей за двома іншими параметрам показано на рис. 9.

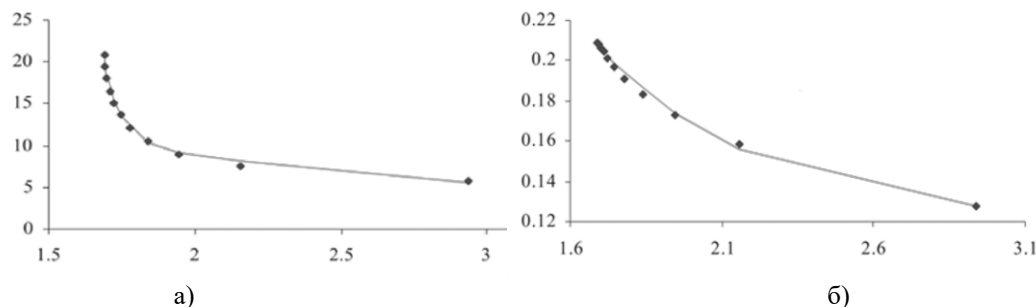


Рис. 9 – Залежність коефіцієнта передачі (а) та постійної часу (б) в залежності від флегмового числа. Час у хвиликах [35]

Складні, зв’язані та нелінійні ректифікаційні колони звичайно мають не тільки істотну параметричну, але й структурну невизначеність, тобто в залежності від величини збурення та робочого режиму динаміка каналу може бути описуватися з достатньою точністю лінійними моделями різного порядку, а значить й різної структури.



Таким чином, робастність САК можна перевіряти за комплексом моделей, які будуються при різних величинах керуючих впливів, рівнях навантажень тощо. В роботі [36] запропоноване простіше рішення, яке треба застосовувати в випадку складної динаміки, з якою не справляється оптимальний спостерігач: отримати точну модель й редукувати її як FOPDT модель й FOPDT модель з апроксимацією запізнення. Звичайно достатнім є синтезувати САК, яка залишається стійкою при трьох типах моделей, що перевірено на реалістичній нелінійній моделі в САПР ТП.

Газові РК, як й інші РК є багатовимірними ОК зі зв'язаною динамікою. Особливо наявність істотного перехресного зв'язку спостерігається коли ставиться задача стабілізації обох продуктів чи при підвищенні складності технологічної схеми: введення рециркуляційних потоків чи застосування рекомпресії пари [37]. У цілому при керуванні газовими РК намагаються уникнути дуальної задачі, тобто такої якої ставить за мету стабілізацію концентрації зверху та низу. При синтезі децентралізованих САК фактор істотних перехресних впливів треба обов'язково враховувати. Методи аналізу багатовимірних САК на прикладі ОК приведені в роботі [38]. Це такі методи як RGA, ERGA, RRA, індекс Нідерлінського тощо.

Сучасні вимоги та інструменти для розв'язку задачі синтезу САК ГФУ. Базуючись на вище викладеному, сформуємо вимоги до сучасних САК ГФУ.

1. САК має бути багаторежимною, дозволяти змінювати якість продукту та продуктивність установки, при чому відношення вартості продукції до вартості витрачених ресурсів має наближатись до постійного. Більший успіх в цьому питанні можна отримати при сумісному синтезі й при професійному підході до конструктивного виконання, мета якого має бути – не допустити різкого зменшення ККД тарілок при зміні режимних значень [1–5].

2. САК має бути енергоефективною. Крім прямих показників, таких як витрата енергії на одиницю продуктів є й непрямі показники – високий рівень завантаженості колони при номінальному живленні. Взагалі чим більш інерційна колона й чим більше в ній величина запізнення, тим вона, при умові адекватного технологічного розрахунку, більше ефективна.

3. САК має мати достатній запас керування. Звичайно для керування такими небезпечними об'єктами як РК ГФУ РО, ВМ та насоси треба проєктувати для можливості збільшення витрати потоків в два рази (тобто номінал має бути 50%).

4. САК має здолати всі можливі типи збурень, пов'язані зі зміною характеристик сировини.

5. САК має долати всі можливі типи збурень, пов'язані зі зміною коефіцієнтів теплопередачі тепло та холодагентів (особливо це важливо для схем з рециркуляцією).

6. САК має витримувати технологічні вимоги, пов'язані з якістю продукції й швидко повертати ключові технологічні змінні у дозволу зону при дії збурень.

7. САК має не витримувати дуже відмінні від номіналу значення керуючого впливу після подолання збурень чи при неможливості їх довго подолати. При істотному порушенні балансу є ризик початку аварійних процесів в РК, таких як провал рідини, винесення рідини, захлинання.

8. Для виходу з тупикової ситуації, спричиненої виходом на межі керування, при умові працездатності обладнання, необхідно реалізувати алгоритм зміни продуктивності установки з урахуванням необхідності зміни завдання на тиск й дотримання відповідності матеріального балансу між всіма колонами установки.

9. Для ГФУ обов'язковим є апаратне резервування, тому ризик виходу критичного для керування обладнання з ладу (за винятком хроматографа) не великий. Тим не менше, бажано щоб САК хоча б забезпечувала властивість інтегрованості [37], тобто можливості якісно працювати при переводі ряду керуючих впливів в ручний режим. А ще краще, щоб САК мала властивість живучості [39], тобто могла б змінювати свою структуру при частковій відмові обладнання.

10. Якщо є така можливість, то треба розглядати не задачу керування окремими РК ГФУ, а задачу керування установкою в цілому, яка (для прикладу ГФУ, показаної на рис. 1), включає наступні компоненти:

а. Безпека: тиск в РК, рівні в баку флегми й в кубі РК (ребойлерів) мають підтримуватись в певних межах.

б. Необхідно забезпечувати мінімум домішок продуктів пропану та бутану при всіх можливих збуреннях (п.3-4)

в. Необхідно контролювати адекватний матеріальний баланс між колонами, щоб мінімізувати втрату важливого продукту й вихід в небажані режими роботи РК

г. Продукція бутану й пропану має бути максимізовано, в той час як вихід паливних газів з деанізатора та депропанізатора – мінімізовано.

Розробку та дослідження САК ГФУ бажано реалізовувати з використанням САПР ТП, таких як HYSYS/Unisim, Aspen Plus, ChemCAD тощо [40, 41]. Такі САПР в повній поставці мають модулі, які дозволяють не тільки проводити технологічний розрахунок схеми, але й проводити симуляцію динаміки. Наявність програмних інтерфейсів дозволяє розробити програми для з'єднання з MATLAB чи власними програмами. Перевагою таких пакетів є можливість симуляції складних схем з рециркуляцією, наявність вбудованих баз даних для точного розрахунку фазової рівноваги [42], відпрацьованість вбудованих інструментів завдяки широкій досвід застосування ряду пакетів в нафтогазовій галузі.

Висновки

1. Ректифікаційні колони газофракційних установок характеризуються значним рівнем нелінійності у своєму функціонуванні. Це означає, що відповідь системи на змінні вхідні параметри не є пропорційною і може мати складну залежність від цих параметрів.



2. Набування, або тенденція колони збільшувати обсяг рідини в верхній секції при зміні режимів або збуреннях, є поширеним явищем в ГФУ. Воно може виникати з різних причин, включаючи збільшення витрати флегми, неконтрольовану конденсацію та інтенсифікацію масопереносу.

3. Набування та нелінійність можуть створювати проблеми з автоматичним керуванням ГФУ. Великі збурення можуть призводити до неконтрольованого збільшення обсягу рідини в колоні, що впливає на ефективність процесу та може призвести до аварійних ситуацій.

4. Для ефективного керування РК ГФУ необхідно розробляти спеціальні стратегії. Вони можуть включати використання додаткових давачів, оцінку профілів РК, багаторівневі системи керування тощо. Звичайна децентралізована САК з ПІД-регуляторами не дозволяє досягти задовільного керування. Типовою практикою є застосування модельно-прогнозуючих регуляторів на другому рівні, хоча можливим є застосування багаторівневих САК, які складаються з оновимірних регуляторів [43].

5. Для синтезу та дослідження САК РК ГФУ рекомендується використовувати сучасні САПР, такі як HYSYS/Unisim, Aspen Plus, ChemCAD і т.д. Ці програми дозволяють проводити розрахунок схем ГФУ та симуляцію їх нелінійної динаміки.

6. За результатами аналізу всіх вказаних факторів сформовані вимоги до системи автоматичного керування газофракційними установками, дотримання яких дозволяє підвищити ефективність та надійність проведення технологічного процесу та рівень дотримання регламентних норм.

Список використаних джерел

1. Nitsche M., Gbadamosi R. Practical Column Design Guide. Cham, Switzerland, Springer, 2017, <https://doi.org/10.1007/978-3-319-51688-2>
2. Pilling M., Summers D. Be smart about column design. Chem Eng Prog. 2012. Vol. 108, № 11. P. 32–38.
3. Sinnott Ray, Towler Gavin. Chemical Engineering Design (6th edition). Elsevier, 2019.
4. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты в химической технологии. Массообменные процессы и аппараты. Москва : Химия, 1995..
5. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа. Уфа : Гилем, 2002
6. Stopakevych A.O, Stopakevych O.A. Design of Robust Decentralized Control Systems for Distillation Columns. Problemele Energeticii Regionale, 2022. №2 (52). P. 38.52. <https://doi.org/10.52254/1857-0070.2022.2-54.04>
7. Vilanova R., Visioli A. (eds.) PID Control in the Third Millennium, Advances in Industrial Control. London: Springer-Verlag, 2012.
8. Visioli A. Practical PID control. London : Springer, 2006.
9. Bakke M. A simulated debutanizer case study for teaching advanced process control. Trondheim : NTNU, 2008. doi:10.1.1.519.5227
10. P. Apkarian, Dominikus Noll. The H_{∞} Control Problem is Solved. Aerospace Lab, 2017, 13, p. 1-11. [ff10.12762/2017.AL13-01ff](https://doi.org/10.12762/2017.AL13-01ff). [ffhal-01653161f](https://doi.org/10.12762/2017.AL13-01ff), DOI: 10.12762/2017.AL13-01
11. D.Q. Mayne, J.B. Rawlings, C.V. Rao, P.O.M. Scokaert, Constrained model predictive control: Stability and optimality, Automatica, Volume 36, Issue 6, 2000, Pages 789-814, [https://doi.org/10.1016/S0005-1098\(99\)00214-9](https://doi.org/10.1016/S0005-1098(99)00214-9).
12. Рахматуллин А.Р., Талгатов А.Т. Использование попутного нефтяного газа. *Научно-практический электронный журнал Аллея Науки*. 2018. № 5(21).
13. M.R. Riazi, S. Eser, J. L. Peña Díez, and S. S. Agrawal, "Introduction" In *Petroleum Refining and Natural Gas Processing*, Editors: M. R. Riazi, S. Eser, J. L. Peña, S. S. Agrawal, ASTM International, West Conshohocken, PA, 2013
14. Baccanelli, M., Langé, S., Rocco, M. V., Pellegrini, L. A., & Colombo, E. (2016). Low temperature techniques for natural gas purification and LNG production: An energy and exergy analysis. *Applied Energy*, 180, 546–559. doi:10.1016/j.apenergy.2016.07.119
15. Kimmo T. Klemola and Jarno K. Ilme. Distillation Efficiencies of an Industrial-Scale i-Butane/n-Butane Fractionator Industrial & Engineering Chemistry Research 1996 35 (12), 4579-4586 DOI: 10.1021/ie960390r
16. Haitao Huang, James B. Riggs. Comparison of PI and MPC for control of a gas recovery unit. *Journal of Process Control* 12 (2002) 163–173, DOI: [10.1016/S0959-1524\(01\)00004-X](https://doi.org/10.1016/S0959-1524(01)00004-X)
17. Ting Gao, Wensheng Lin, Anzhong Gu. Improved processes of light hydrocarbon separation from LNG with its cryogenic energy utilized, *Energy Conversion and Management*, Volume 52, Issue 6, 2011, Pages 2401-2404. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2010.12.040>.
18. Kooijman H., Taylor R. The ChemSep Book. Second Edition. ChemSep Team, 2019. URL: <http://chemsep.org/book/docs/book2.pdf>
19. Ahmed Ould Brahim and Souad Abderafi. Energy Efficiency Improvement of Debutanizer Column, for NGL Separation. *International Journal of Environmental Science and Development*, Vol. 12, No. 9, September 2021. doi: 10.18178/ijesd.2021.12.9.1348
20. Haydary J. Chemical process design and simulation. Aspen Plus and Aspen HYSYS applications. Hoboken : Wiley-AICHe, 2019.
21. Chengtian Cui, Siyao Liu, Jinsheng Sun. Optimal selection of operating pressure for distillation columns. *Chemical Engineering Research and Design*, Volume 137, 2018, Pages 291-307. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.07.028>.
22. Seider W. D., Brengel D. B., Provost A. M., Widagdo S. Nonlinear analysis in process design. Why overdesign to avoid complex nonlinearities? *Ind Eng Chem Res*. 1990. Vol. 29, № 5. P. 805–818.



23. Stopakevych A., Stopakevych O., Tigariev A. Development of computer-integrated systems for the automation of technological process of associated gas processing. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 2017. №3(2). P. 55-63. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2017.99060>
24. Bekiaris N., Meski G.A., Radu C.M., Morari M., 1993, Multiple steady states in homogeneous azeotropic distillation, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 32 (9), pp. 2023-2038, <https://doi.org/10.1021/ie960802w>
25. Güttinger T.E., Morari M., 1996, Multiple Steady States in Homogeneous Separation Sequences, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 35 (12), pp. 4597-4611, <https://doi.org/10.1021/ie9602926>
26. Güttinger T.E., Dorn C., Morari M., 1997, Experimental Study of Multiple Steady States in Homogeneous Azeotropic Distillation, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 36 (3), pp. 794-802, <https://doi.org/10.1021/ie960522g>
27. Zhou J., Kooijman H., Taylor R., 2018, Multiple steady-state solutions in a dividing wall column simulation, *Chemical Engineering Transactions*, 69, 355-360 DOI: 10.3303/CET1869060
28. Erwei, Song and Lijuan, Qi and Erqiang, Wang. Prediction for Multi-Steady-State Solutions in the Thermal-Coupled Distillation. *Process Integration and Optimization for Sustainability*. 2019. Vol. 3. #4. P. 505-514. 10.1007/s41660-019-00095-6
29. Housam Binous. Application of numerical method in chemical engineering. 2015. University of Carthage.
30. Лисенко О.М., Ковальчук Т.В., Зайцев В.М. Основи газової хроматографії. Київ : КИЇВСЬКИЙ ВПЦ університет, 2013.
31. William L. Luyben. Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns. *Journal of Process Control*. 2006. Vol.16. No. 2 P. 115-134. DOI: 10.1016/j.procont.2005.05.004
32. Muhammad, D., Ahmad, Z., & Aziz, N. (2011). Modeling and Nonlinearity Studies of Industrial i-Butane/n-Butane Distillation Column. In *Journal of Applied Sciences* (Vol. 11, Issue 3, pp. 494–502). Science Alert. <https://doi.org/10.3923/jas.2011.494.50>
33. Sabharwal J. S. A dynamic simulation of a distillation column : Master Thesis / Oklahoma State University. Oklahoma-city, 1991.
34. Hantos K., Cameron I. Process modeling and Model Analysis. London/San Diego : Academic Press, 2001.
35. Chawankul N., Sandoval L. A. R., Budman H., Douglas P. L. Integration of design and control: a robust control approach using MPC. *Canadian Journal of Chemical Engineering*. 2007. Vol. 85. P. 433–446., DOI:10.1002/cjce.5450850406
36. Stopakevych A. (2015). Robust control system design of crude oil atmospheric distillation column. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 5(2(77)), 49–57. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2015.50964>
37. Kumar, Vivek & Anand, Aditya & Kaistha, Nitin. (2020). Design and Control of a Vapour Recompression C3 Splitter. *Chemical Engineering Research and Design*. 159. DOI: 10.1016/j.cherd.2020.04.036.
38. Стопакевич А.О., Стопакевич О.А. Аналітичний огляд методів розв'язування задачі синтезу децентралізованих систем керування ректифікаційними колонами. *Інформатика та математичні методи в моделюванні*, 2021. Т. 12, № 4. 2021. Т. 11. №4. С. 343–356. <https://doi.org/10.15276/imms.v11.no4.343>
39. Stopakevych A.O., Stopakevych O.A. Development of Resilient Control Systems for Technological Plants. *Problemele Energeticii Regionale*, 2021. №2 (50). P. 114-126. <https://doi.org/10.52254/1857-0070.2021.2-50.10>
40. Haydary J. Chemical process design and simulation. Aspen Plus and Aspen HYSYS applications. Hoboken : Wiley-AIChE, 2019.
41. Luyben W. L. Distillation design and control using Aspen Simulation. Second Edition. Hoboken : John Wiley & Sons, Ltd, 2013.
42. Стопакевич А.О. Сучасний стан проблеми моделювання фазової рівноваги для процесів ректифікації. Здобутки та досягнення прикладних та фундаментальних наук ХХІ століття : матеріали III Міжнародної наукової конференції (м. Черкаси, Україна), 2022. Вінниця : Європейська наукова платформа С. 149-151.
43. Стопакевич А.О., Стопакевич О.А., Тігарев А.М. Оптимальне керування процесом поділу нафтових газів в ректифікаційній колоні. *Вісник Хмельницького національного університету*. 2018. №5. С.284-289.

References

- [1]. Nitsche M., Gbadamosi R. Practical Column Design Guide. Cham, Switzerland, Springer, 2017, <https://doi.org/10.1007/978-3-319-51688-2>
- [2]. Pilling M., Summers D. Be smart about column design. *Chem Eng Prog*. 2012. Vol. 108, № 11. P. 32–38.
- [3]. Sinnott Ray, Towler Gavin. Chemical Engineering Design (6th edition). Elsevier, 2019.
- [4]. Ditnenskii Yu.I. Protsessi i apparati v khimicheskoi tekhnologii. Massoobmennie protsessi i apparati. Moskva : Khimiya, 1995.
- [5]. Akhmetov S.A. Tekhnologiya glubokoi pererabotki nefi i gaza. Ufa : Gilem, 2002
- [6]. Stopakevych A.O., Stopakevych O.A. Design of Robust Decentralized Control Systems for Distillation Columns. *Problemele Energeticii Regionale*, 2022. №2 (52). P. 38.52. <https://doi.org/10.52254/1857-0070.2022.2-54.04>
- [7]. Vilanova R., Visioli A. (eds.) PID Control in the Third Millennium, *Advances in Industrial Control*. London: Springer-Verlag, 2012.
- [8]. Visioli A. Practical PID control. London : Springer, 2009.
- [9]. Bakke M. A simulated debutanizer case study for teaching advanced process control. Trondheim : NTNU, 2008. doi:10.1.1.519.5227



- [10]. P. Apkarian, Dominikus Noll. The H_{∞} Control Problem is Solved. *Aerospace Lab*, 2017, 13, p. 1-11. [ff10.12762/2017.AL13-01ff.fhah-01653161f](https://doi.org/10.12762/2017.AL13-01ff.fhah-01653161f)
- [11]. D.Q. Mayne, J.B. Rawlings, C.V. Rao, P.O.M. Scokaert, Constrained model predictive control: Stability and optimality, *Automatica*, Volume 36, Issue 6, 2000, Pages 789-814, [https://doi.org/10.1016/S0005-1098\(99\)00214-9](https://doi.org/10.1016/S0005-1098(99)00214-9).
- [12]. Rakhmatullin A.R., Talgatov A.T. Ispolzovanie poputnogo neftyanogo gaza. *Nauchno-prakticheskii elektronnyi zhurnal Alleya Nauki*. 2018. № 5(21).
- [13]. M.R. Riazi, S. Eser, J. L. Peña Díez, and S. S. Agrawal, "Introduction" In *Petroleum Refining and Natural Gas Processing*, Editors: M. R. Riazi, S. Eser, J. L. Peña, S. S. Agrawal, ASTM International, West Conshohocken, PA, 2013
- [14]. Baccanelli, M., Langé, S., Rocco, M. V., Pellegrini, L. A., & Colombo, E. (2016). Low temperature techniques for natural gas purification and LNG production: An energy and exergy analysis. *Applied Energy*, 180, 546–559. [doi:10.1016/j.apenergy.2016.07.119](https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.07.119)
- [15]. Kimmo T. Klemola and Jarno K. Ilme. Distillation Efficiencies of an Industrial-Scale i-Butane/n-Butane Fractionator *Industrial & Engineering Chemistry Research* 1996 35 (12), 4579-4586 DOI: 10.1021/ie960390r
- [16]. Haitao Huang, James B. Riggs. Comparison of PI and MPC for control of a gas recovery unit. *Journal of Process Control* 12 (2002) 163–173, DOI:10.1016/S0959-1524(01)00004-X
- [17]. Ting Gao, Wensheng Lin, Anzhong Gu. Improved processes of light hydrocarbon separation from LNG with its cryogenic energy utilized, *Energy Conversion and Management*, Volume 52, Issue 6, 2011, Pages 2401-2404. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2010.12.040>.
- [18]. Kooijman H., Taylor R. The ChemSep Book. Second Edition. ChemSep Team, 2019. URL: <http://chemsep.org/book/docs/book2.pdf>
- [19]. Ahmed Ould Brahim and Souad Abderafi. Energy Efficiency Improvement of Debutanizer Column, for NGL Separation. *International Journal of Environmental Science and Development*, Vol. 12, No. 9, September 2021. [doi: 10.18178/ijesd.2021.12.9.1348](https://doi.org/10.18178/ijesd.2021.12.9.1348)
- [20]. Haydary J. Chemical process design and simulation. Aspen Plus and Aspen HYSYS applications. Hoboken : Wiley-AIChE, 2019.
- [21]. Chengtian Cui, Siyao Liu, Jinsheng Sun. Optimal selection of operating pressure for distillation columns. *Chemical Engineering Research and Design*, Volume 137, 2018, Pages 291-307. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.07.028>.
- [22]. Seider W. D., Brengel D. B., Provost A. M., Widagdo S. Nonlinear analysis in process design. Why overdesign to avoid complex nonlinearities? *Ind Eng Chem Res*. 1990. Vol. 29, № 5. P. 805–818.
- [23]. Stopakevych A., Stopakevych O., Tigariev A. Development of computer-integrated systems for the automation of technological process of associated gas processing. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 2017. №3(2). P. 55-63. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2017.99060>
- [24]. Bekiaris N., Meski G.A., Radu C.M., Morari M., 1993, Multiple steady states in homogeneous azeotropic distillation, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 32 (9), pp. 2023-2038, <https://doi.org/10.1021/ie960802w>
- [25]. Güttinger T.E., Morari M., 1996, Multiple Steady States in Homogeneous Separation Sequences, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 35 (12), pp. 4597-4611, <https://doi.org/10.1021/ie9602926>
- [26]. Güttinger T.E., Dorn C., Morari M., 1997, Experimental Study of Multiple Steady States in Homogeneous Azeotropic Distillation, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 36 (3), pp. 794-802, <https://doi.org/10.1021/ie960522g>
- [27]. Zhou J., Kooijman H., Taylor R., 2018, Multiple steady-state solutions in a dividing wall column simulation, *Chemical Engineering Transactions*, 69, 355-360 DOI: 10.3303/CET1869060
- [28]. Erwei, Song and Lijuan, Qi and Erqiang, Wang. Prediction for Multi-Steady-State Solutions in the Thermal-Coupled Distillation. *Process Integration and Optimization for Sustainability*. 2019. Vol. 3. #4. P. 505-514. [10.1007/s41660-019-00095-6](https://doi.org/10.1007/s41660-019-00095-6)
- [29]. Housam Binous. Application of numerical method in chemical engineering. 2015. University of Carthage.
- [30]. Lisenko O.M., Kovalchuk T.V., Zaitsev V.M. Osnovi gazovoi khromatografii. Kiiv : KIIVskii VPTs universitet, 2013.
- [31]. William L. Luyben. Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns. *Journal of Process Control*. 2006. Vol.16. No. 2 P. 115-134. [10.1016/j.jprocont.2005.05.004](https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2005.05.004)
- [32]. Muhammad, D., Ahmad, Z., & Aziz, N. (2011). Modeling and Nonlinearity Studies of Industrial i-Butane/n-Butane Distillation Column. In *Journal of Applied Sciences* (Vol. 11, Issue 3, pp. 494–502). Science Alert. <https://doi.org/10.3923/jas.2011.494.50>
- [33]. Sabharwal J. S. A dynamic simulation of a distillation column : Master Thesis / Oklahoma State University. Oklahoma-city, 1991.
- [34]. Hangos K., Cameron I. Process modeling and Model Analysys. London/San Diego : Academic Press, 2001.
- [35]. Chawankul N., Sandoval L. A. R., Budman H., Douglas P. L. Integration of design and control: a robust control approach using MPC. *Canadian Journal of Chemical Engineering*. 2007. Vol. 85. P. 433–446., DOI:10.1002/cjce.5450850406
- [36]. Stopakevych A. (2015). Robust control system design of crude oil atmospheric distillation column. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*, 5(2(77)), 49–57. <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2015.50964>
- [37]. Kumar, Vivek & Anand, Aditya & Kaistha, Nitin. (2020). Design and Control of a Vapour Recompression C3 Splitter. *Chemical Engineering Research and Design*. 159. [10.1016/j.cherd.2020.04.036](https://doi.org/10.1016/j.cherd.2020.04.036).



- [38]. Stopakevich A.O., Stopakevich O.A. Analitichnii oglyad metodiv rozv'yazuvannya zadachi sintezu detsentralizovanih sistem keruvannya rektifikatsiinimi kolonami. Informatika ta matematichni metodi v modelyuvanni, 2021. T. 12, № 4. 2021. T. 11. №4. S. 343–356. <https://doi.org/10.15276/imms.v11.no4.343>
- [39]. Stopakevych A.O., Stopakevych O.A. Development of Resilient Control Systems for Technological Plants. Problemele Energeticii Regionale, 2021. №2 (50). P. 114-126. <https://doi.org/10.52254/1857-0070.2021.2-50.10>
- [40]. Haydary J. Chemical process design and simulation. Aspen Plus and Aspen HYSYS applications. Hoboken : Wiley-AIChE, 2019.
- [41]. Luyben W. L. Distillation design and control using Aspen Simulation. Second Edition. Hoboken : John Wiley & Sons, Ltd, 2013.
- [42]. Stopakevich A.O. Suchasni stan problemi modelyuvannya fazovoї rovnovagi dlya protsesiv rektifikatsii. Zdobutki ta dosyagnennya prikladnikh ta fundamentalnikh nauk XXI stolittya : materialy III Mizhnarodnoi naukovoї konferentsii (m. Cherkasi, Ukraїna), 2022. Vinnitsya : Evropeiska naukova platforma S. 149-151.
- [43]. Stopakevich A.O., Stopakevich O.A., Tigarev A.M. Optimalne keruvannya protsesom podilu naftovikh gaziv v rektifikatsiinii koloni. Visnik Khmel'nitskogo natsionalnogo universitetu. 2018. №5. S.284-289.

Отримана в редакції 04.08.2023. Прийнята до друку 04.09.2023. Received 04 August 2023. Approved 04 September 2023. Available in Internet 12 September 2023

УДК 004.042:004.031.4

МОДЕЛЮВАННЯ СИСТЕМИ ФОРМУВАННЯ ЕФЕКТИВНИХ КОМАНД ДЛЯ ІТ ПРОЕКТІВ В УМОВАХ ДИСТАНЦІЙНОЇ РОБОТИ

Глазунова О.Г.¹, Золотуха Р.А.², Шмаргун В.М.³

^{1,2,3}Національний Університет Біоресурсів та Природокористування України, м. Київ, Україна.

ORCID: ¹<https://orcid.org/0000-0002-8849-9648>, ²<https://orcid.org/0000-0003-3099-722X>,

³<https://orcid.org/0000-0001-9727-5083>

E-mail: ¹o-glazunova@nubip.edu.ua, ²remko740@gmail.com, ³shmargun2012@ukr.net

Copyright © 2021 by author and the journal "Automation of technological and business – processes".

This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY).

<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0>



DOI: 10.15673/atbp.v15i3.2626

Анотація. У цій статті було проведено аналіз та систематизацію наукових досліджень з питань ефективного формування ІТ команд в умовах дистанційної роботи. У статті досліджуються критерії ефективності команд, такі як професійні здібності, досвід роботи, освіта, міжособистісні навички, здатність до вирішення проблем, комунікаційні навички, гнучкість, знання іноземних мов, мотивація та відданість, а також особисті характеристики. На основі визначених критеріїв формування ефективної команди для виконання ІТ проектів, була запропонована модель потоків даних системи формування команд. Досліджені основні бізнес-процеси, зокрема, збір вимог та характеристик проектів, обробка та систематизація вимог, прийом резюме та створення HR бази, тестування професійних компетентностей та особистісних навичок, формування команд з використанням алгоритмів штучного інтелекту, перевірка та підтвердження команд, а також комунікація з кандидатами. У статті проаналізовані результати досліджень щодо показників та критеріїв ефективних команд, що впливає на визначення потоків даних системи для подальшої розробки прототипу системи формування команд для ІТ проектів в умовах дистанційної роботи. Дане рішення може допомогти оптимізувати процес найму працівників та забезпечити баланс та ефективну командну взаємодію, що вплине на загальну успішність виконання ІТ проектів і економить фінансові та часові витрати на процес формування команд.

Abstract. This article analyzes and systematizes scientific research on the effective formation of IT teams in remote work. The article explores the criteria for team effectiveness, such as professional abilities, work experience, education, interpersonal skills, problem-solving ability, communication skills, flexibility, foreign language skills, motivation and commitment, and personal characteristics. Based on the defined criteria, a data flow model of the system for forming teams for IT projects on a remote basis was proposed. The main business processes include collecting requirements and project characteristics, processing and systematizing requirements, accepting resumes and creating an HR database, testing technical and non-technical competencies, forming teams based on artificial intelligence algorithms, verifying and