

А.О. СТОПАКЕВИЧ, А.М. ТІГАРСЬВ

Одеська національна академія зв'язку ім. О.С. Попова

Т.Г. ТІГАРСЬВА

Одеська державна академія будівництва і архітектури

## ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ПОДІЛУ НАФТОВИХ ГАЗІВ В РЕКТИФІКАЦІЙНІЙ КОЛОНІ

В роботі запропонована дворівнева каскадна структура системи керування параметрами ректифікаційної колони в технологічному процесі поділу нафтових газів. Запропонована структура дозволяє підтримувати параметри технологічного процесу при значних збуреннях. Обґрунтовано вибір каналів керування. Проведене моделювання показало доцільність застосування в обраній структурі ПІ-регуляторів.

Ключові слова: нафта, нафтовий газ, переробка, ректифікація, пропан, бутан, метан, система керування.

A.O. STOPAKEVYCH, A.M. TIGARIEV

Odessa National O. S. Popov Academy of Telecommunications

T.G. TIGARIEVA

Odessa State Academy of Building and Architecture

### OPTIMAL CONTROL OF OIL GAS SEPARATION IN A DISTILLATION COLUMN

The aim of the study is to develop an optimal control system structure for distillation column in oil gas separation process using PI controllers. A technological process of typical composition oil gas separation is described. The material balance of the calculated process is following: from typical composition oil gas with flow rate 11070 nm<sup>3</sup>/hr it can be produced 90% methane for transportation into gas transmission system with flow rate 9438 nm<sup>3</sup>/hr, propane-butane with flow rate 882 nm<sup>3</sup>/hr and non-standard gas with flow rate 750.5 nm<sup>3</sup>/hr. An analysis of the distillation column steady state and dynamics is provided. The main characteristics of the described distillation column are: highly-nonlinear dynamics, multi-component feed, products as mixtures. So it needs control system structure with increased requirements. Special attention should be devoted to accuracy of the distillation column simulation. A two-level control system structure which uses typical PI (Proportional-Integral) controllers for the distillation column is proposed. The proposed optimal control system structure is described. We suppose that oil gas separation distillation column control system is optimal when it can stabilize parameters in case of disturbances associated with feed flow parameters change. Low level of proposed system includes following control loops: "vapour flow rate – bottom temperature", "distillate flow rate – reflux temperature", "refrigerant flow rate – condenser level". Top level of proposed system stabilizes distillation column top pressure, propane composition in distillate and level in reboiler. Simulation of the control system shows the proposed structure can handle large disturbances that connected with the flow rate and temperature change of distillation column feed.

Keywords: oil, gas, refinery, distillation, propane, butane, methane, control system.

### Вступ

В більшості систем автоматизації технологічних процесів (ТП), які включають ректифікаційні колони (РК), використовуються системи керування на базі регуляторів ПІД-типу. Переваги таких регуляторів: простота програмно-технічної реалізації системи керування, стійкість до відмов частини засобів автоматизації, порівняно висока передбачуваність поведінки системи керування.

При реалізації систем керування РК на базі регуляторів ПІД-типу основною проблемою є вибір каналів керування. Ступінь складності обґрунтування вибору залежить від особливостей певного ТП і зростає у випадку поділу багатокомпонентних сумішей й виділення багатокомпонентних продуктів. Прикладом такого процесу є процес переробки нафтового газу, в якому в ректифікаційній колоні в якості основного (нижнього) продукту виділяється пропан-бутан.

### Постановка завдання дослідження

Розглядається задача вибору оптимальної структури системи керування для РК в ТП переробки нафтового газу на базі регуляторів ПІД-типу. Під оптимальною структурою будемо розуміти таку, що забезпечує працездатність системи керування при значних збуреннях, що пов'язані зі змінами характеристик потоку живлення РК.

### Стисла характеристика ТП переробки нафтового газу

Найпростіший ТП переробки нафтового газу, що може бути застосований для переробки газу за місцем добування нафти, забезпечує виробництво двох основних продуктів: метану і пропан-бутану. Такий процес може бути використаний для переробки нафтового газу без його транспортування на газопереробні заводи. Схему ТП показано на рис. 1.

В розглянутій схемі очищений та осушений нафтовий газ після стиснення в компресорі до тиску в 4 МПа поступає до сепаратора, в якому з газу виділяються рідкі компоненти. Компресор працює на енергії спалення газу.

При підвищеному тиску пропан і бутан переходять до рідкого стану, що дозволяє його грубо відділити їх від метану і етану за допомогою сепаратора. Верхній продукт сепаратора направляється в теплообмінник, де охолоджується газом. Далі охолодження проходить за допомогою чилера, в якому важкі вуглеводні конденсуються для забезпечення в товарному метані необхідної точки роси для транспортування газотранспортною системою (ГТС). Рідкий газ, що сконденсувався в низькотемпературному сепараторі, змішується з рідким газом, який надійшов з вхідного сепаратора. Отримана суміш підігривається і потрапляє

до РК. Нижній продукт РК – пропан-бутан, верхній – несертифікований («жирний газ», що складається переважно з метану, що не виділився при сепарації, етану і невеликої кількості пропану), що використовується для спалювання в переобладнаному газовому котлі.

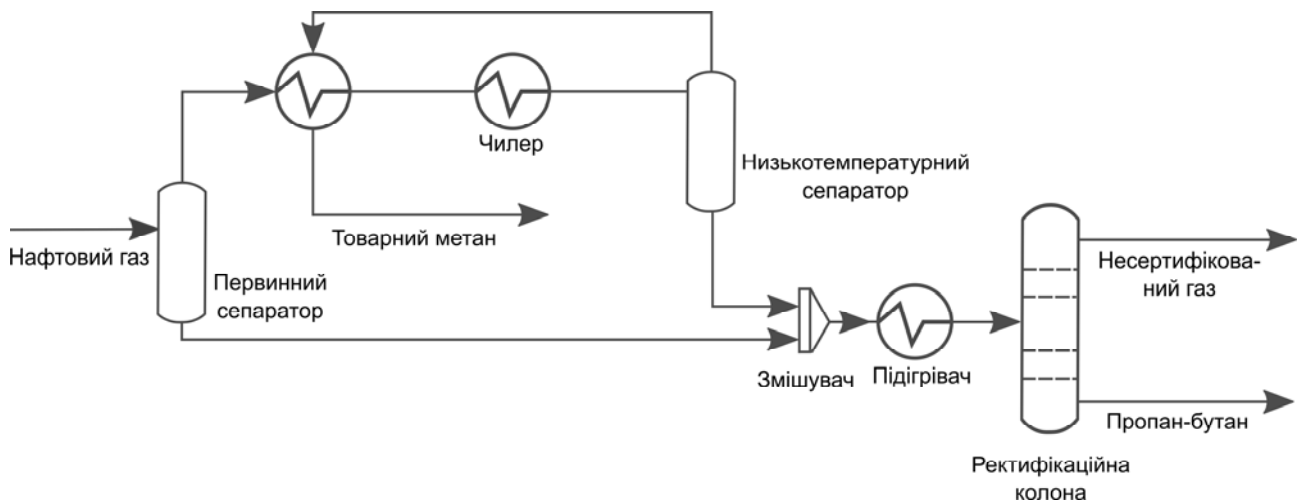


Рис. 1. Схема ТП переробки нафтового газу

Задачу керування технологічним процесом можливо поділити на дві незалежні задачі: стабілізація температурних режимів теплообмінників і стабілізація параметрів РК. Науково-практичний інтерес представляє тільки друга задача.

Конструктивні параметри РК наступні: кількість тарілок – 20, середній ККД тарілки – 66,74%, діаметр тарілки – 1,195 м, відстань між тарілками – 0,6 м, номер живлячої тарілки – 12, об'єм конденсатора – 3,2 м<sup>3</sup>, об'єм ребойлеру – 7,2 м<sup>3</sup>.

Технологічні параметри РК наступні: витрата живлення – 2778 кг/год, витрата дистилату – 723,3 кг/год, витрата кубу – 2054 кг/год, температура дистилату – мінус 26 °С, температура нижнього продукту – 71,76 °С.

#### Обґрунтування вибору засобу моделювання динаміки РК

Моделювання і дослідження динаміки РК є достатньо складною задачею. Використання простих теоретичних моделей для задач дослідження якості перехідних процесів в системі керування на гарантує адекватності отриманих результатів на практиці. Основними допущеннями, які поширені в простих моделях, є такі: тарілки РК мають фіксовану відносну летючість і витрату пари, витрата пари та рідини у верхній та нижній частині РК однакова. Застосування першого припущення в розглянутому випадку може спотворювати точність моделювання динаміки приблизно на 50%, оскільки РК, що використовуються для поділу вуглеводнів, мають далекі від ідеальних криві рівноваги. В розглянутому випадку відносна летючість на 14-й теоретичній тарілці відрізняється від відносної летючості на 6-й в два рази, а на 1-й – в три рази. Крім того, відомо, що зміна тиску і температури також впливає на відносну летючість на кожній тарілці.

Для моделювання динаміки РК використовувалось середовище моделювання HYSYS, результати моделювання якого застосовуються на виробництві. Переваги та проблеми застосування середовища розглянуті в роботах [1–3].

В режимі динаміки середовища були отримані перехідні процеси при збуренні стрибком по основним входним параметрам РК. Перехідні процеси показано на рис. 2.

Наведені перехідні процеси характеризують РК як об'єкт зі значними зв'язками між параметрами, значною інерційністю і неможливістю точного представлення моделей каналів низьким порядком диференціальних рівнянь.

#### Обґрунтування структури системи керування

Можливо виділити дві основні стратегії вибору змінних для каналів керування РК: прямий і побічний контроль якості кінцевого продукту.

Більш розповсюдженою є пряма стратегія, оскільки підтримання концентрації співпадає з ціллю роботи РК. Процедурі вибору змінних в такій стратегії присвячена велика кількість робіт, однак далеко не всі вони описують її недоліки. Першою проблемою є особливості функціонування датчика концентрації в більшості технологічних процесів. Так, газовий хроматограф – це інерційний датчик, що потребує спеціальної підготовки газу (дотримання заданої температури і тиску). Час роботи типового газового хроматографа складає від 5 до 15 хв, а приведена похибка – 5% [4]. Другою проблемою є ігнорування в цій стратегії особливостей температурного профілю (поділ можливий тільки при досягненні температури кипіння), що робить системи керування, які розроблені за цією стратегією, нестійкими до значних збурень. Таким чином, така стратегія є оптимальною для РК, в яких вимірювання складу ключових компонентів в продукті є нескладним, а збурення незначні. Проблема розробки прямої системи керування для бінарної РК розв'язана в роботі [5].

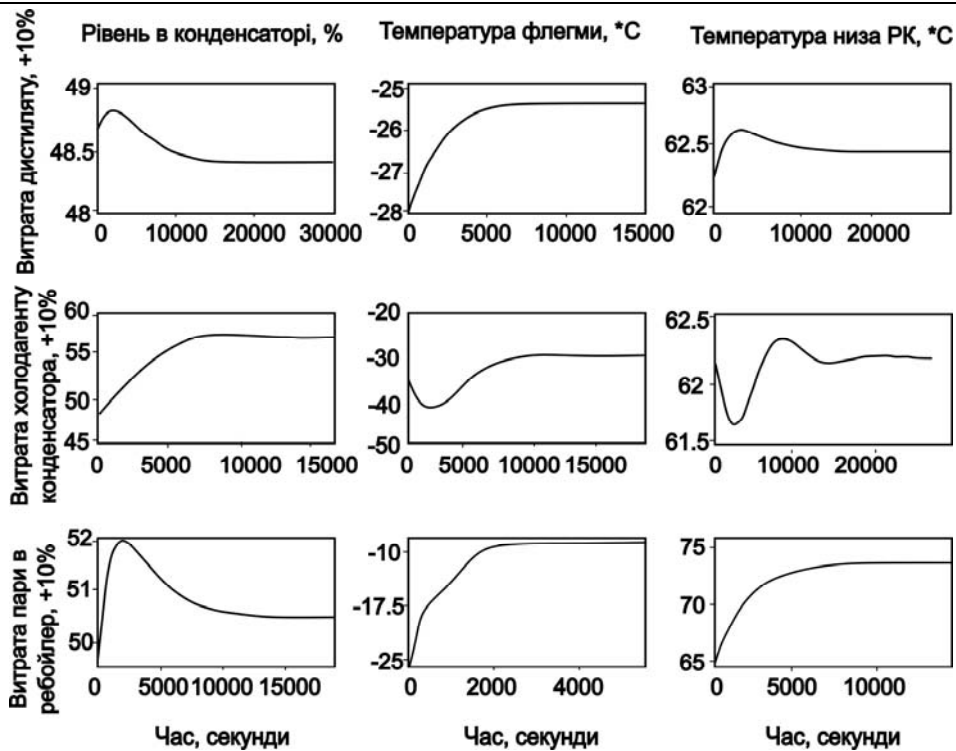


Рис. 2. Перехідні процеси в РК за основними параметрами при збуренні стрибком

При використанні стратегії побічного контролю також виникають проблеми. Типовою задачею побічного контролю є стабілізація температури. Зв'язок температур в різних зонах РК з концентрацією продуктів є лише наближеним і прийнятним для контролю концентрації кінцевого продукту тільки при точній підтримці температурних режимів. Крім того, системи, що побудовані за такою стратегією, також є непрацездатними при великих збуреннях, оскільки зміна концентрації вхідного продукту вимагає зміни режимних значень температури для досягнення бажаної концентрації продуктів. З іншої сторони, температурні датчики є достатньо надійними, малоінерційними й точними, що значно спрощує розробку систем керування, в яких вони застосовуються, і дозволяє врахувати похибку та інші параметри датчика при імітаційному моделюванні перехідних процесів в системі керування [6]. Одним з класичних досліджень систем побічного контролю ректифікаційними колонами, що використовують стабілізацію температурного режиму, є монографія [7]. Альтернативно стабілізації температурного режиму (енергетичного балансу) може ставитись задача стабілізації матеріального балансу для інерційних процесів з відсутністю неперервних датчиків кінцевого продукту та/або з подальшою переробкою продукту РК в наступних колонах. Задача стабілізації матеріального балансу розглянута в роботі [8].

Перспективним напрямом досліджень є поєднання цих двох стратегій. Одним зі шляхів є застосування багатовимірних систем, що керують одночасно температурою, концентрацією, тиском [9]. Інший – шлях застосування багаторівневих систем керування [10].

Дослідження показали, що структурою системи керування для розглянутого технологічного процесу, що є одночасно простою і працездатною при збуреннях по зміні параметрів живлячого потоку РК, є дворівнева структура на базі регуляторів ПІД-типу.

Верхній рівень системи керування має стабілізувати режимні параметри роботи РК, що необхідні для досягнення бажаної концентрації, нижній – температурний режим РК і теплообмінних апаратів. Основною вимогою до нижнього рівня буде забезпечення швидких перехідних процесів, до верхнього – максимальна простота. Система стабілізації температури РК має бути стійкою до збурень при відмові газового хроматографа, тобто при вимкненій стабілізації за концентрацією продукту.

Вибір каналів керування нижнього рівня має проводитись як за величиною коефіцієнту передачі, так і за ступенем лінійності статичної характеристики.

Лінійними можуть вважатись статичні характеристики за каналами «витрата дистилляту – температура флегми», «витрата холодагенту – рівень в конденсаторі», «витрата пари в ребойлер – температура флегми», «витрата пари в ребойлер – температура низу колони».

Аналіз показав, що доцільно обрати наступні канали керування для нижнього рівня: «витрата пари в ребойлер – температура низу», «витрата дистилляту – температура флегми» і «витрата холодагенту в холодильник – рівень в конденсаторі».

Оскільки присутня велика інерційність каналів керування, і ставиться мета спрощення процедури налаштування системи керування, доцільним є застосування ПІ-регуляторів, які серед регуляторів ПІД-типу є одночасно простими в налаштуванні і оптимальними для інерційних процесів. Налаштування регуляторів можливо проводити як інженерними методиками [11], так і за допомогою вирішення оптимізаційної задачі з

застосуванням початкових працюючих налаштувань регуляторів. Задачу оптимізації рекомендується формувати наступним чином: при збільшенні завдань для всіх трьох регуляторів отримати перехідні процеси з заданим максимальним відхиленням (40% від величини завдання) і часом регулювання не більше ніж в системі керування, параметри регуляторів якої отримані за допомогою інженерної методики. Для прискорення вирішення оптимізаційної задачі рекомендується задати діапазони налаштування ПІ-регуляторів в межах відхилення часу інтегрування і коефіцієнту передачі в діапазоні 300% від отриманих за допомогою інженерної методики.

Для забезпечення працездатності системи керування на верхньому рівні доцільно стабілізувати наступні параметри: тиск, концентрація пропану в дистиліаті, рівень в ребойлері. Це можливо забезпечити шляхом використання системи з каскадними ПІ-регуляторами.

Тиск прямо залежить від якості охолодження ректифікаційної колони, тому його стабілізація може бути проведена шляхом каскадного регулювання рівня в конденсаторі.

Концентрація пропану в верхньому продукті залежить як від температури верху, так і від температури низу. Хоча зв'язок концентрації з витратою пари в ребойлер більш значний, безпечнішою виявилась стабілізація концентрації за температурою флегми, оскільки її зміна призводить до конфлікту між регулятором температури флегми і низу колони.

Оскільки невідповідність температури верху і низу колони призводить до збільшення рівня рідини в ребойлері, що може порушити роботу РК, необхідно корегувати завдання за температурою низу для недопущення збільшення рівня рідини.

Структурна схема запропонованої дворівневої системи керування показана на рис. 3.

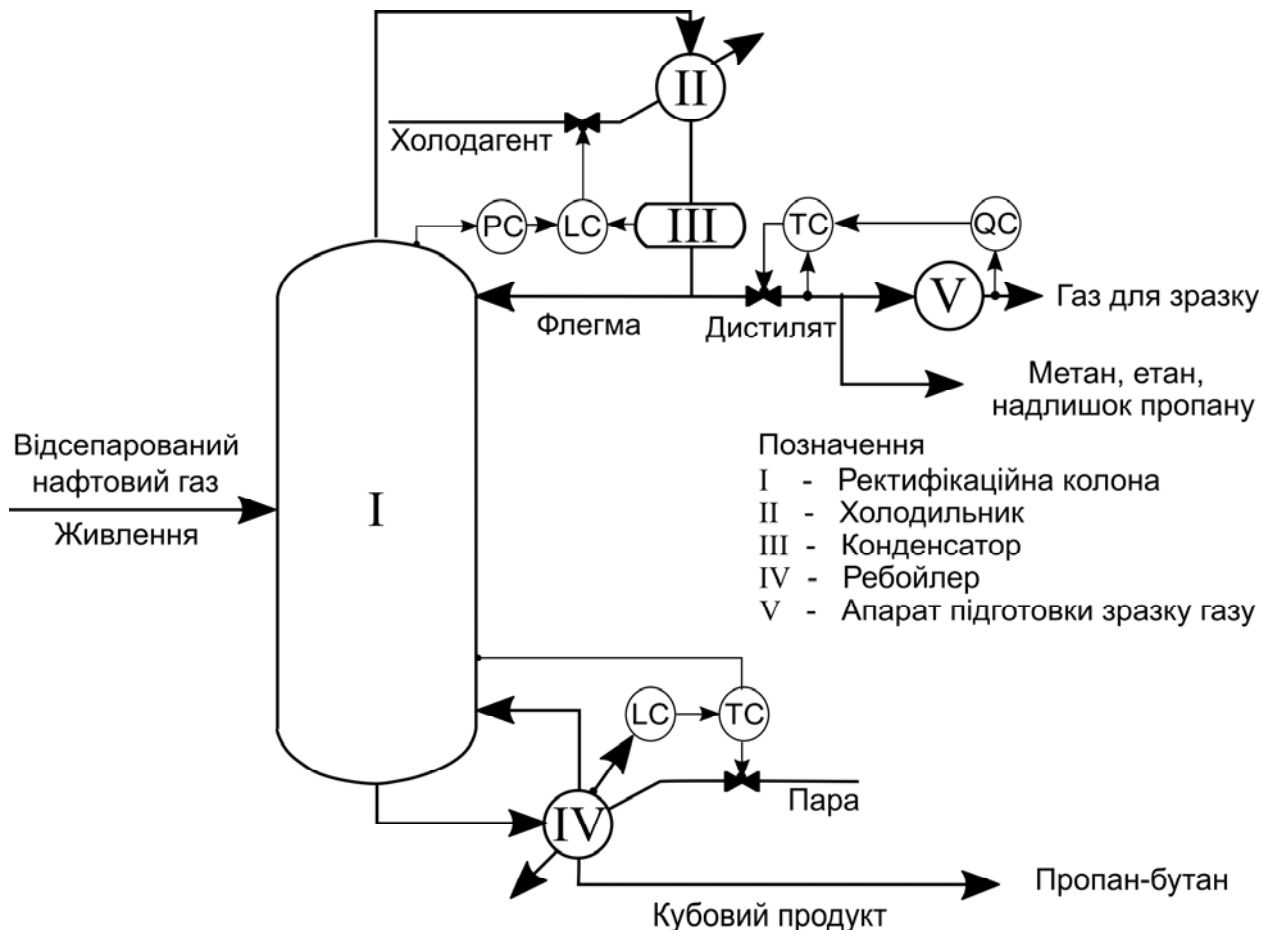


Рис. 3. Схема системи керування РК в ТП поділу НГ

Таким чином, в запропонованій системі керування використовуються наступні контури:  
 – ведучий регулятор тиску верху колони, відомий регулятор рівня в конденсаторі з керуючим впливом на витрату холодагенту в охолоджувач верхнього продукту РК;  
 – ведучий регулятор концентрації пропану в дистиліаті після підігрівача, відомий регулятор температури флегми з керуючим впливом на витрату дистиліату з РК;  
 – ведучий регулятор рівня в ребойлері РК, відомий регулятор температури низу колони з керуючим впливом на витрату пари в ребойлер.

#### Модельовання системи керування при впливі максимальних збурень

Проведемо модельовання впливу наступних збурень в середовищі моделювання HYSYS:

- збільшення температури живлення на 10°C;
- зменшення витрати живлення на 30%;

– збільшення витрати живлення на 30%.

Перехідні процеси, що отримані в результаті моделювання, показані на рис. 4 та 5.

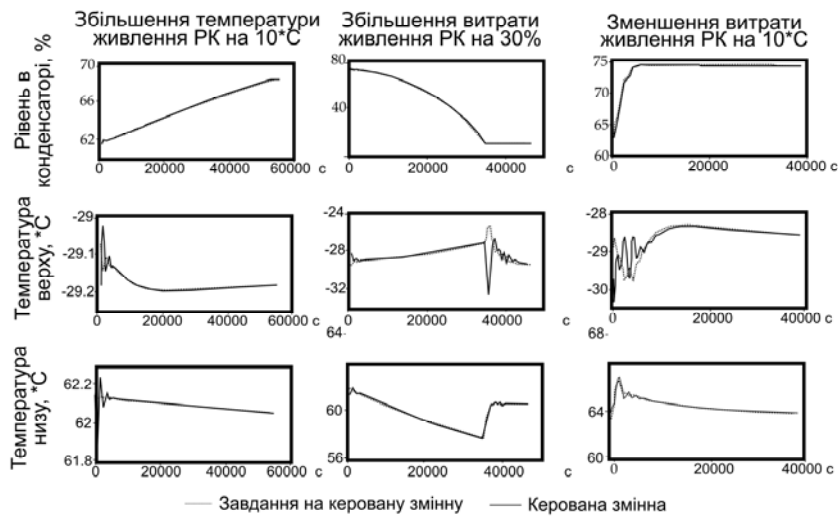


Рис. 4. Перехідні процеси за основними змінними РК при дії збурень

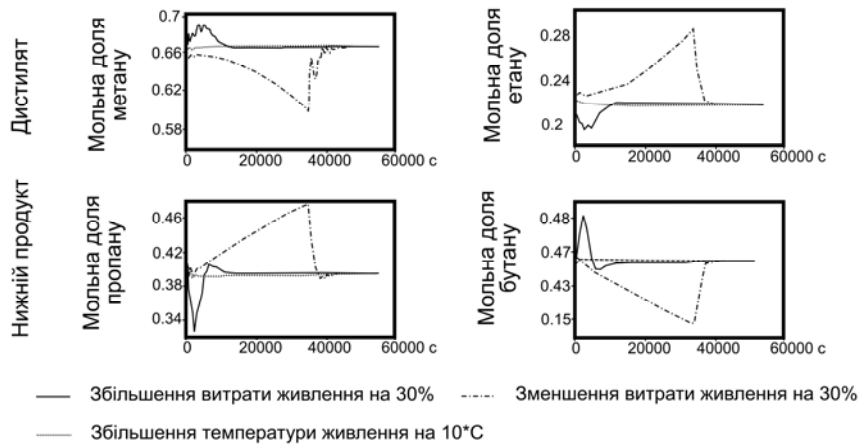


Рис. 5. Перехідні процеси за концентрацією продуктів РК при дії збурень

Аналіз перехідних процесів показує, що система залишилась не тільки працездатною, але й виконала завдання стабілізації концентрації ключових компонентів в вихідних потоках РК при впливі збурень по витраті живлення і його температурі. Слід відзначити, що в реальних умовах відхилення параметрів живлення навряд чи буде стрибкоподібним, тому відхилення параметрів буде значно меншим.

### Висновки

Результати моделювання поведінки розробленої системи керування, що проведені в програмі HYSYS, показують переваги запропонованої дворівневої системи керування. Система керування є працездатною при впливі значних збурень за параметрами живлення і справляється зі стабілізацією концентрації ключового продукту. Запропонована система керування може бути використана в виробничих умовах.

### Література

1. Пастушенко В. С. Информационно-вычислительная система проектирования технологического процесса утилизации углекислого газа в метанол и системы его автоматизации / В. С. Пастушенко, А. А. Стопакевич, А. А. Стопакевич. // Вісник хмельницького національного університету. – 2016. – № 6. – С. 226–230.
2. Naga K. HYSYS and Aspen Plus in Process Design: A Practical Approach / K. M. N. Naga. – F.R.G. : Lambert Academic Publishing, 2015. – 380 с.
3. Roy P. S. Aspen-HYSYS simulation of natural gas processing plant / P. S. Roy, A. M. Ruhul // Journal of Chemical Engineering. – 2011. – Vol. 26, No 1. – P. 62–65.
4. Дарвай И.Я. Опыт промышленной апробации экспериментальной установки для определения теплоты сгорания природного газа [Электронный ресурс] / И.Я. Дарвай, О.М. Карпаш // Нефтегазовое дело : электронный научный журнал. – 2010. – № 1. – С. 1–9. – Режим доступа : [http://ogbus.ru/authors/darvay/darvay\\_1.pdf](http://ogbus.ru/authors/darvay/darvay_1.pdf).

5. Пастушенко В.С. Модельно-прогнозирующее управление ректификационной колонной в технологическом процессе утилизации углекислого газа в производство метанола / В.С. Пастушенко, А.А. Стопакевич, А.А. Стопакевич // Технологический аудит и резервы производства. – 2016. – № 6/2(32). – С. 36–40.
6. Стопакевич А.А. Моделирование погрешности датчика температуры при разработке высокоточных ИУС / А.А. Стопакевич // Збірник наукових праць Одеської державної академії технічного регулювання та якості. – 2015. – № 2. – С. 85–88.
7. Мандельштейн М.Л. Автоматические системы управления технологическим процессом брагоректификации / М.Л. Мандельштейн. – М. : Пищевая промышленность, 1975.
8. Стопакевич А. Разработка робастной системы управления колонной атмосферной перегонки нефти / А. Стопакевич // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – 2015. – Т. 5, № 277. – С. 49–57.
9. Стопакевич А.А. Цифровая многомерная система управления технологической установкой / А.А. Стопакевич // Цифрові технології. – 2011. – № 9. – С. 31–35.
10. Стопакевич А.А. Синтез и исследование цифровых систем супервизорного управления колонной ректификации нефти / А.А. Стопакевич, А.А. Стопакевич // Автоматизація технологічних і бізнес-процесів. – 2015. – № 4. – С. 24–33.
11. Стопакевич А. А. Проектирование робастных регуляторов объектами с большим запаздыванием / А. А. Стопакевич, А. А. Стопакевич // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – 2016. – Вып. 79, № 1. – С. 48–56.

#### References

1. Pastushenko V. S. Ynformacyonno-vychyslytel'naja sistema proektyrovaniya tehnologicheskogo processa utylyzacyy uglekyslogo gaza v metanol y systemy ego avtomatyzacyy / V. S. Pastushenko, A. A. Stopakevych, A. A. Stopakevych. // Herald of Khmelnytskyi National University. – 2016. – №6. – S. 226–230.
2. Naga K. HYSYS and Aspen Plus in Process Design: A Practical Approach / K. M. N. Naga. – F.R.G.: Lambert Academic Publishing, 2015. – 380 s.
3. Roy P. S. Aspen-HYSYS simulation of natural gas processing plant / P. S. Roy, A. M. Ruhul // Journal of Chemical Engineering. – 2011. – Vol. 26, No 1. – P. 62–65.
4. Darvaj Y. Ja. Opyt promyshlennoj aprobacyy eksperymental'noj ustanovky dlja opredeleniya teploty sgoraniya pryrodnogo gaza / Y. Ja. Darvaj, O. M. Karpash // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело». – 2010. – №1. – С.1-9. [Elektronnyj resurs]. – Rezhym dostupu: [http://ogbus.ru/authors/darvaj/darvaj\\_1.pdf](http://ogbus.ru/authors/darvaj/darvaj_1.pdf).
5. Pastushenko V.S. Model'no-prognozyrujushhee upravlenye rekyfykacyonnoj kolonnoj v tehnologicheskome processe utylyzacyy uglekyslogo gaza v proyzvodstvo metanola / V.S. Pastushenko, A.A. Stopakevych, A.A. Stopakevych // Tehnologicheskij auyt y rezervy proyzvodstva. – 2016. – №6/2(32). – С. 36-40.
6. Stopakevych A.A. Modelyrovanye pogreshnosti datchyka temperatury pry razrabotke vysokotochnyh YUS / A.A. Stopakevych // Zbirnyk naukovykh prac' Odes'koi' derzhavnoi' akademii' tehnicnogo reguljuvannja ta jakosti. – 2015. – №2. – S. 85-88.
7. Mandel'shtejn M.L. Avtomaticheskiye systemy upravleniya tehnologicheskym processom bragorektyfykacyy / M.L. Mandel'shtejn. – М.: Pyshevejaja promyshlennost', 1975.
8. Stopakevych A. Razrabotka robastnoj systemy upravleniya kolonnoj atmosfernoj peregonky nefty / A. Stopakevych // Vostochno-Evropejskij zhurnalпередовых технологий. – 2015. – Т. 5, № 277. – С. 49–57.
9. Stopakevych A.A. Cyfrovaja mnogomernaja sistema upravleniya tehnologicheskoy ustanovkoj / A.A. Stopakevych // Cyfrovi tehnologii'. – 2011. – №9. – S. 31-35.
10. Stopakevych A.A. Syntez y yssledovanye cyfrovyh system supervyzornogo upravleniya kolonnoj rekyfykacyy nefty / A.A. Stopakevych, A.A. Stopakevych // Avtomatyzacija tehnologichnyh i biznes-procesiv. – 2015. – №4. – S. 24-33.
11. Stopakevych, A. A. Proektyrovanye robastnih reguljatorov ob'ektamy s bol'shym zapazdyvanyem / A. A. Stopakevych, A. A. Stopakevych // Vostochno-Evropejskij zhurnal передовых технологий. – 2016. – Вып. 79, № 1. – С. 48–56.

Рецензія/Peer review : 30.4.2018 р.

Надрукована/Printed : 20.9.2018 р.  
Рецензент: д.т.н., проф. Кадацький А.Ф.