

А. Р. ШЕЙКУС

## РОЗРОБКА СИСТЕМИ АВТОМАТИЧНОГО РУХЛИВОГО КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ РЕКТИФІКАЦІЇ

**Предмет.** Система автоматичного рухливого керування процесом ректифікації. **Мета.** Підвищення продуктивності і енергоефективності процесу ректифікації шляхом розробки системи автоматичного керування, яка передбачає рухливі керуючі впливи на процес, а також дослідження перехідних процесів в розробленій системі при основних збуреннях. **Завдання.** Розробка системи автоматичного рухливого керування процесом ректифікації, розрахунок перехідних процесів в розробленій системі, визначення і оцінка показників якості керування. **Методи.** Методи імітаційного цифрового моделювання роботи автоматичної системи керування. **Результати.** Розроблено систему автоматичного керування процесом ректифікації, що передбачає дискретні і неперервні рухливі керуючі впливи. Дискретні впливи полягають у змінах точки введення живлення в колону; неперервні – в зміні співвідношення витрат потоків живлення, що подаються в верхню і нижню частини установки. Також використовуються традиційні керуючі впливи шляхом зміни витрат теплоносія в випарник куба і зрошування. Оптимальні традиційні і рухливі керуючі впливи розраховуються обчислювальним керуючим пристроєм за нормалізованим критерієм з використанням нелінійної прогнозуючої моделі і реалізуються шляхом впливів на виконавчі пристрої на лініях подачі потоків живлення, зрошування в колону і теплоносія в випарник. Система передбачає використання адекватної математичної моделі, для чого виконується її періодична ідентифікація і здійснюється контроль за ходом процесу шляхом додаткового вимірювання температурного профілю колони, температури і тиску на контрольній тарілці. З метою підтримки матеріального балансу за рідинною і паровою фазами передбачено стабілізацію тиску вверху колони, рівнів в емностах для збору дистилату і кубового продукту шляхом зміни витрат холодоагенту в конденсатор, дистилату і кубового продукту. На прикладі ректифікаційної колони для поділу суміші метанол-вода методами імітаційного цифрового моделювання досліджено працездатність запропонованої системи автоматичного рухливого керування. Збурення полягали у змінах витрати, складу і температури живлення. **Висновки.** Доведено, що використання розробленої системи дозволяє підвищити техніко-економічні показники процесу ректифікації і поліпшити якість керування. Результати можуть використовуватись в хімічній, нафтохімічній, нафтопереробній, харчовій промисловості для керування та оптимізації процесів бінарної, багатокомпонентної ректифікації.

**Ключові слова:** ректифікація; рухливе керування; прогнозуюча модель; перехідні процеси; тарілка живлення.

### Вступ

Процес ректифікації є одним з основних способів розділення рідких і газових гомогенних сумішей, компоненти яких розрізняються за температурами кипіння, їх концентрування, захисту навколишнього середовища [1]. Сутність процесу полягає в багаторазових випаровуваннях рідинної і конденсації парової фаз, які рухаються протилежно в спеціальних апаратах колонного типу. Підвищені вимоги до якості продуктів, що одержуються, і висока енергоемність процесу ректифікації визначають необхідність розробки високоєфективних систем керування [2].

На дослідження особливостей процесу ректифікації як об'єкта регулювання та розробку систем керування спрямована велика кількість робіт. Серед існуючих рішень можливо умовно виділити стабілізуючі системи регулювання [3], системи управління із застосуванням прогнозуючих моделей [4], нейронних мереж [5], екстремальні [6], багатоконтурні [7] та робастні системи [8]. Їх об'єднує традиційний спосіб реалізації керуючих впливів, який полягає в зміні витрат матеріальних та енергетичних потоків. Однак вимушені зміни флегмового числа або витрат кінцевих продуктів знижують продуктивність колони, а збільшення парового потоку – зростання собівартості поділу.

Можливості підвищення техніко-економічних показників процесу не вичерпуються використанням вказаних керуючих впливів. В останні роки для об'єктів з розподіленими параметрами успішно

застосовують системи розподіленого [9] та рухливого [10] керування шляхом переміщення джерел речовини і енергії в просторовій області апаратів. Застосування даних дій дозволяє впливати на внутрішні процеси об'єкта в необхідній точці, яка переміщується і в просторі, і в часі. Розробка системи автоматичного керування процесом ректифікації, в якій разом з традиційними використовуються і рухливі впливи на процес, є актуальною науковою задачею.

### Аналіз останніх досліджень і публікацій

В якості рухливого керуючого впливу на процес ректифікації може використовуватися зміна номера тарілки живлення колони [11]. У цьому випадку точка введення сировини зміщується за висотою апарату, а переміщення носить дискретний характер. Вибір такого впливу обґрунтований тим, що його здійснення не потребує додаткових витрат матеріальних або енергетичних ресурсів, а технічна реалізація має мінімальну складність. В якості рухливого впливу з неперервним характером переміщення може використовуватися перерозподіл потоку живлення між контактними пристроями колони в різних частках.

В напрямку рухливого керування процесом ректифікації проведено імітаційні дослідження технологічних основ і статичних характеристик ректифікаційних колон, які довели доцільність і ефективність використання рухливих впливів [12]. Також розроблено математичну модель процесу і алгоритми, що дозволяють прогнозувати оптимальні стаціонарні режими і розраховувати керуючі впливи,

які їх забезпечують [13]. Результати підводять до завдання розробки системи автоматичного керування процесом ректифікації з використанням рухливих керуючих впливів.

Відомий спосіб [14] автоматичного регулювання ректифікаційної колони з двома потоками живлення шляхом зміни співвідношення витрат потоків сировини в колону в залежності від заданих граничних максимальної і мінімальної питомих витрат зрошування, а також шляхом регулювання витрати теплоносія в куб в залежності від величини питомої витрати парового потоку в нижній секції колони.

Проте використання для керування процесом ректифікації питомих витрат пари і зрошування, які приймаються постійними за висотою колони, не дозволяє вести процес в оптимальному режимі. Процеси випаровування і конденсації на кожному контактному пристрої апарату мають різну інтенсивність і відношення витрат пари і зрошування до витрати живлення суттєво змінюються за висотою колони навіть в тому випадку, коли температури потоків сировини стабілізовано. Також неоднозначним є вплив на розділову здатність контактних пристроїв верхньої частини колони і якість кінцевих продуктів зміни співвідношення витрат потоків сировини, які, крім того, мають різну температуру. Також недоліком відомого способу є відсутність рекомендацій щодо вибору величин питомих витрат парового потоку і зрошування, які необхідно задавати. Для розрахунку їх оптимальних значень необхідно використання ґрунтового математичного забезпечення і відповідного ускладнення контролю за параметрами процесу.

Запропоновано спосіб [12] автоматичного керування процесом ректифікації шляхом зміни співвідношення витрат потоків сировини, що подають у верхню і нижню частини колони, в залежності від витрати і складу сировини. Витрату парового потоку в колоні регулюють шляхом зміни витрати гріючої пари в куб колони, при цьому регулювання витрати пари в куб колони і співвідношення витрат потоків сировини здійснюють за допомогою обчислювального керуючого пристрою за складом, витратою сировини в колону, температурою пари в куб колони і температурою кубового продукту. Рівень кубового продукту стабілізують шляхом зміни витрати кубового продукту, тиск у колоні стабілізують шляхом зміни подачі холодоагенту у холодильник-конденсатор і витрату дистилляту стабілізують шляхом зміни витрати дистилляту.

Недоліком вказаного способу є керування матеріальним навантаженням ректифікаційної колони тільки за паровою фазою шляхом зміни витрати теплоносія в випарник куба. В цьому випадку витрата рідинної фази (зрошування) встановлюється не на оптимальному рівні, а з огляду на необхідну продуктивність процесу за дистиллятом. Крім того, спосіб не враховує енергетичне навантаження процесу, так як запропонована модель не містить рівняння теплового балансу. Ускладнення моделі, що використовується для розрахунків оптимальних

стаціонарних режимів роботи колони, визначає необхідність контролю більшого числа показників процесу, що необхідно врахувати при розробці удосконаленої системи керування. Також не передбачено процедуру параметричної ідентифікації моделі, в той час як невимірювані показники процесу можуть змінюватись в значних межах і призводити до втрати необхідної точності моделі, а, значить, до збільшення енерговитрат і зменшення продуктивності процесу.

**Метою роботи** є підвищення продуктивності і енергоефективності процесу ректифікації шляхом розробки системи автоматичного керування, яка передбачає дискретні і неперервні рухливі керуючі впливи на процес і позбавлена вказаних недоліків відомих систем керування, а також дослідження перехідних процесів в розробленій системі при основних збуреннях на процес.

Завдання роботи:

1. Розробка системи автоматичного керування процесом ректифікації, що передбачає: розрахунок за прогноуючою нелінійною моделлю процесу оптимальних традиційних і рухливих керуючих впливів і їх реалізацію на матеріальні потоки апарату, періодичну ідентифікацію моделі за вимірювальною інформацією щодо поточних показників процесу, стабілізацію окремих показників для підтримки матеріальних та енергетичних балансів верху і низу колони.

2. Розрахунок перехідних процесів в розробленій системі автоматичного рухливого керування процесом ректифікації, оцінка працездатності системи шляхом дослідження її стійкості і визначення показників якості керування.

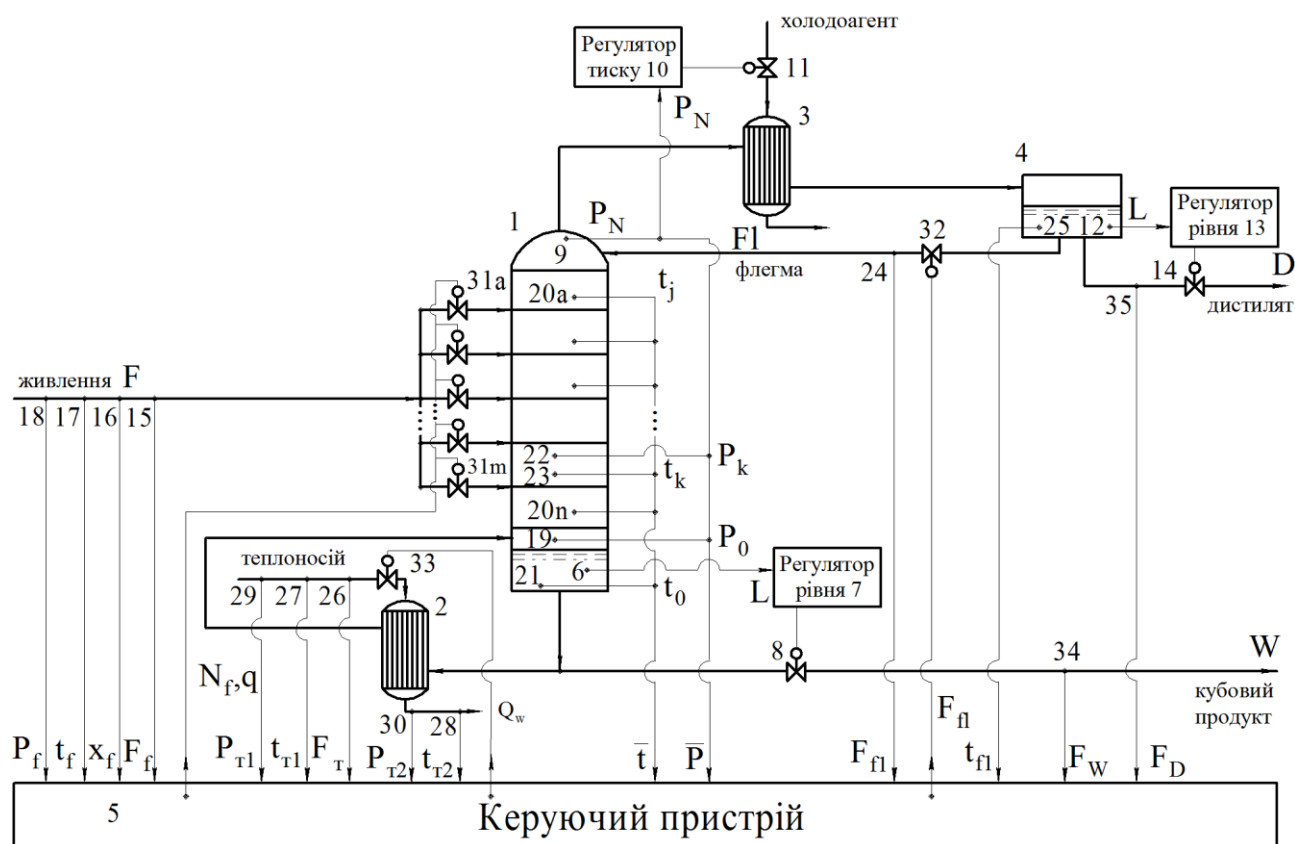
## Матеріали і методи

На рис. 1 представлено розроблену систему автоматичного керування процесом ректифікації, що передбачає використання рухливих керуючих впливів.

Процес ректифікації проводиться в колоні 1, оснащеної випарником 2, конденсатором 3, ємністю для збору дистилляту 4, керуючим пристроєм 5, датчиком рівня кубового продукту 6, регулятором рівня кубового продукту 7, виконавчим пристроєм 8 на лінії відводу кубового продукту, датчиком тиску 9 наверху колони, регулятором тиску 10 наверху колони, виконавчим пристроєм 11 на лінії подачі холодоагенту в конденсатор, датчиком рівня 12 в ємності для збору дистилляту, регулятором витрати 13 дистилляту, виконавчим пристроєм 14 на лінії відводу дистилляту, датчиками витрати 15, складу 16 і температури 17 живлення, датчиком тиску 18 в лінії подачі живлення, датчиком тиску 19 внизу колони, датчиками температури 20а – 20п на контактних пристроях колони, датчиком температури 21 кубового залишку, датчиками температури 22 і тиску 23 на контрольній тарілці, датчиком витрати 24 і температури 25 зрошування, датчиком витрати 26 теплоносія в випарник, датчиками температури 27 і 28

теплоносія до і після випарника, датчиками тиску 29 і 30 в лініях подачі і відводу теплоносія від випарника, виконавчими пристроями 31a – 31m на лініях подачі живлення в колону, виконавчим пристроєм 32 на лінії

подачі зрошування в колону, виконавчим пристроєм 33 на лінії подачі теплоносія в випарник, датчиками витрат 34 і 35 кубового продукту і дистилату.



$D$  – мольна витрата дистилату, кмоль/год;  $F$  – мольна витрата, кмоль/год; мольна витрата живлення, кмоль/год;  $FI$  – мольна витрата зрошування, кмоль/год;  $h_y$  – відстань між тарілками, м;  $j$  – номер контактної пристрою;  $L$  – мольна витрата рідинної фази, кмоль/год;  $N_f$  – номер тарілки живлення, величина дискретного рухливого керуючого впливу;  $P$  – тиск, МПа;  $Q$  – витрата тепла, кДж/год;  $q$  – коефіцієнт перерозподілу живлення, величина неперервного рухливого керуючого впливу, кмоль/кмоль;  $t$  – температура, °C;  $U$  – рівень, м;  $V$  – мольна витрата парової фази, кмоль/год; об'єм, м<sup>3</sup>;  $W$  – мольна витрата кубового продукту, кмоль/год;  $x$  – мольна концентрація компонента в рідинній фазі, кмоль/кмоль;  $y$  – мольна концентрація компонента в паровій фазі, кмоль/кмоль;  $\beta$  – коефіцієнт масовиддачі, що розрахований на одиницю ефективної площі тарілки, кмоль/(м<sup>2</sup>·год);  $\eta$  – ефективність масопереносу на контактному пристрої за Мерфрі;  $\tau$  – час, с. Нижні індекси:  $d$  – параметр дистилату;  $f$  – параметр живлення;  $fl$  – параметр зрошування;  $i$  – параметр компонента суміші, що розглядається;  $j$  – параметр цільового компонента суміші;  $pr$  – профіль;  $w, \theta$  – параметр кубового продукту; параметр випарника куба колони;  $t$  – параметр теплоносія.

Рис. 1. Система автоматичного рухливого керування процесом ректифікації

В режимі керування неперервно контролюється надходження у колону основних збурень, що полягають у змінах витрати, складу, температури живлення, тиску в лінії подачі живлення [15]. Також вимірюється тиск в колоні і температура зрошування. Відповідна вимірвальна інформація від датчиків 15 – 18, 9, 19 і 25 надходить до керуючого пристрою 5, який розраховує і застосовує керуючі впливи, що забезпечують оптимальний режим роботи колони.

Дискретні рухливі впливи полягають в змінах точки введення живлення в колону, неперервні – співвідношення витрат двох потоків сировини. Переключення номера тарілки живлення можливо розглядати як окремий, граничний випадок перерозподілу сировини між тарілками. З цього виходить необхідність розробки тільки однієї системи керування, в якій застосовуються або дискретні, або

неперервні рухливі керуючі впливи в залежності від кількості потенційних місць введення сировини в колону  $\bar{N}_f$ .

Однчасне керування двома показниками низу колони, що визначають продуктивність і енергоємність процесу – витратами кубового продукту і теплоносія в випарнику – складає суттєві труднощі, так як в цьому випадку матеріальний баланс дотримуватиметься тільки при досягненні усталеного стану, а в перехідному режимі кубовий залишок, що міститься внизу колони, накопичуватиметься або виснажуватиметься. Якщо ж цільовим компонентом є дистилат, то його оптимальний відбір також можливий тільки після досягнення стаціонарного режиму роботи колони. У цьому випадку пропонується у відповідь на збурення,

що надійшло в колону, змінювати оптимальним чином матеріальне і енергетичне навантаження колони шляхом керування витратами теплоносія в випарнику  $F_T$  і флегми  $Fl$ , що подається на верх апарату. Такі зміни витрат рідинної і парової фаз за висотою колони мають попереджувальний характер і суттєво покращують показники якості керування.

Відбори кінцевих продуктів верху і низу колони здійснюються з дотриманням матеріального балансу кінців апарату із забезпеченням постійного рівня в збірнику дистилляту і в кубовій ємності. Контур автоматичного регулювання 6 – 8 рівнем кубового залишку забезпечує виконання матеріального балансу за рідинною фазою низу колони шляхом зміни витрати кубового продукту. Контури автоматичного регулювання тиском 9 – 11 наверху колони і рівнем 12 – 14 в ємності для збору дистилляту забезпечують матеріальний баланс за паровою і рідинною фазами верху колони шляхом зміни витрат холодоагенту в конденсатор і дистилляту відповідно. Дані контури стабілізації призначені для безаварійного ведення процесу в динамічних режимах роботи при переході до оптимального стаціонарного режиму. Завдання регуляторам 7, 10, 13 визначають відповідно до технологічного регламенту.

Розрахунок оптимальних величин керуючих впливів, а також їх реалізація на процес здійснюється за допомогою керуючого пристрою 5 і нелінійної прогнозуючої математичної моделі процесу ректифікації.

Модель являє собою сукупність систем нелінійних рівнянь, що приводить у відповідність векторам основних збурень і керуючих впливів (в тому числі і рухливих) вектор вихідних координат. Математична опис колони включає моделі контактної пристрою, випарника куба і конденсатора, що складаються з рівнянь загального матеріального балансу, матеріальних балансів за окремими компонентами, теплового балансу, алгоритмів розрахунку фазової рівноваги з урахуванням ефективності масопередачі на тарілках, а також балансових рівнянь всієї колони [16]. Розрахунок ректифікаційної колони і визначення її статичних характеристик проводиться потарілчасто або покомпонентно

$$\bar{L}, \bar{V}, \bar{x}_i, \bar{y}_i, \bar{Q}_d, \bar{t} = f(W, Q_w, \bar{P}, F, \bar{x}_f, q, \bar{N}_f, \bar{t}_f, \bar{P}_f, t_{fl}, t_d, \bar{\eta}_i). \quad (1)$$

Розрахунок і реалізація керуючих впливів здійснюються керуючим пристроєм за моделлю процесу і обраним оптимізаційним критерієм з врахуванням необхідних обмежень на якість  $x_{w,nz,min}$  (або  $x_{d,nz,min}$ ), продуктивність  $W_{min}$  (або  $D_{min}$ ), собівартість  $Q_{w,max}$  кінцевих продуктів і вимірювальної інформації, що надходить з об'єкта керування.

В [13] розроблено методи і алгоритми статичної оптимізації процесу ректифікації із застосуванням рухливих керуючих впливів за нормалізованим критерієм. Розрахунок номеру оптимальної тарілки живлення  $N_{f,opt}$  або співвідношення витрат потоків сировини  $q_{opt}$ , а також оптимальних витрат тепла  $Q_{w,opt}$

в випарнику і флегми  $Fl_{opt}$  здійснюється з одночасним врахуванням продуктивності процесу і енерговитрат на його ведення. При цьому також визначаються оптимальні концентраційні, тепловий профілі колони, витрати матеріальних потоків на кожному контактному пристрої колони і теплове навантаження дефлегматора

$$N_{f,opt}, q_{opt}, Fl_{opt}, Q_{w,opt}, Q_d, \bar{L}, \bar{V}, \bar{x}_i, \bar{y}_i, \bar{t} = f(\bar{N}_f, F, \bar{x}_f, \bar{t}_f, \bar{P}_f, t_{fl}, \bar{P}, \bar{\eta}_i, W_{min}, Q_{w,max}, x_{w,nz,min}). \quad (2)$$

В якості незалежних змінних для розрахунку обрано основні контрольовані збурення на процес і параметри, величини яких розраховуються в процесі ідентифікації моделі: витрата, склад, температура потоків живлення, тиск в лінії подачі живлення в колону, температура зрошування, профілі тиску в колоні і ефективностей контактних пристроїв апарату.

Температуру живлення можливо використовувати в якості другого ступеня свободи рухливого керуючого впливу, його інтенсивності, однак це підвищує розмірність оптимізаційної задачі.

Контроль за процесом здійснюється шляхом вимірювання температури (23) і тиску (22) на контрольній тарілці. Прогнозовані за моделлю температурні показники повинні збігатись з встановленою точністю з інформацією, що надходить від датчика 23. Якщо ця вимога не виконується, то виповнюється процедура параметричної ідентифікації прогнозуючої моделі процесу [17].

Ідентифікація полягає у визначенні невимірюваних параметрів моделі – ефективностей за Мерфрі контактних пристроїв. Для чого додатково вимірюються температурний профіль апарату (20a – 20n), витрати кінцевих продуктів (34 і 35), перепад тиску у колоні (9, 19)

$$\bar{\eta}_i, \bar{L}, \bar{V}, \bar{x}_i, \bar{y}_i, \bar{t} = f(W, Q_w, \bar{N}_f, q, F, \bar{x}_f, \bar{t}_f, \bar{P}_f, t_{fl}, t_d, \bar{P}, \bar{t}_{pr}). \quad (3)$$

Зміна точки введення сировини в колону або співвідношення витрат потоків сировини, що подаються в верхню і нижню частини колони, здійснюється керуючим пристроєм шляхом впливу на виконавчі пристрої 31a – 31m. При переключенні номеру тарілки живлення одночасно відкрито тільки один вентиль, при перерозподілі – два (при зміні керуючого сигналу один з них відкривається, а інший – закривається).

Оптимальна витрата флегми розраховується і забезпечується керуючим пристроєм з використанням інформації про поточну витрату зрошування, що надходить від датчика 24, шляхом впливу на виконуючий пристрій 32.

Оптимальна витрата тепла забезпечується шляхом зміни витрати теплоносія в випарник. Для цього вимірюється поточна витрата (26), температури (27, 28) теплоносія до і після випарника, тиск (29, 30) в лініях подачі і відводу теплоносія, температура кубового продукту (21). З використанням цих показників керуючий пристрій розраховує поточну кількість тепла, що витрачається в випарнику, і



відповідним чином змінює витрату теплоносія шляхом впливу на виконуючий пристрій 33.

### Результати досліджень та їх обговорення

З використанням адаптованої для дослідження рухливих керуючих впливів динамічної моделі [16] процесу ректифікації досліджено перехідні режими роботи колони для поділу суміші метанол-вода при застосуванні розробленої системи керування і основних збуреннях на процес зі сторони витрати, складу і температури живлення (рис. 2 – 10).

Колона, що досліджується, містить 18 контактних пристроїв, виносні кип'ятильник і дефлегматор. Концентрація метанолу в живленні становить 0,273 мол. частки. Показники, що визначають регламентований режим роботи колони:  $N_f = 9$ ,  $Q_w = 6,4$  ГДж/год,  $D = 62,8$  кмоль/год,  $F = 229,3$  кмоль/год,  $t_f = t_{кип}$ ,  $P_f = P_j = 0 = P_j = 18 = 1$  атм,  $t_{f1} = t_{кип}$ ,  $t_d = t_{кип}$ ,  $\beta_x = 3060,5$  кмоль/(м<sup>2</sup>·год),

$\beta_y = 142,82$  кмоль/(м<sup>2</sup>·год). Цільовим компонентом є метанол, а продуктом – дистиллят.

Розрахунки проводилися з кроком  $\Delta t$ , що складав 0,05 с. Використано наступні величини коефіцієнтів налаштування моделі: рівень в кубовій ємності і збірнику флегми  $U_w = U_d = 0,3$  м; рівень на контактних пристроях  $U_j = 0,04$  м. Відстань між тарілками  $h_y = 0,2$  м. При моделюванні перехідних процесів враховувався час розрахунку оптимальних керуючих впливів.

В якості рухливого керуючого впливу обрано зміну номера тарілки живлення. При моделюванні початковий режим ( $N_f = 8$ ,  $Q_w = 5,7504$  ГДж/год,  $F_l = 94,72$  кмоль/год) розраховано за алгоритмами статичної оптимізації процесу і регламентованими показниками колони. Концентрація метанолу в дистилляті  $x_{d,nz}$  складає 0,97 мол. частки.

На рис. 2 – 4 представлено результати розрахунків перехідних процесів в системі керування при десятивідсотковому додатному і від'ємному збуренні за витратою живлення.

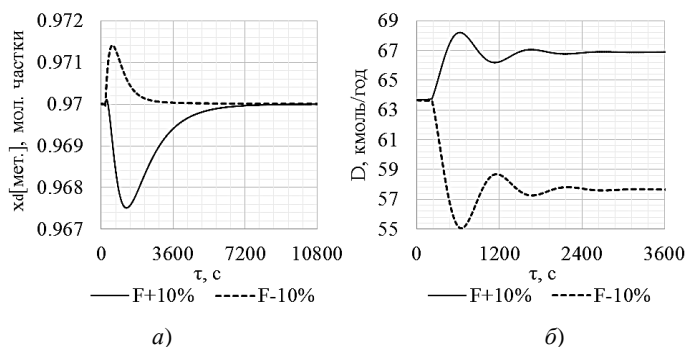


Рис. 2. Перехідні процеси за каналами "витрата живлення – концентрація метанолу в дистилляті" (а) і "витрата живлення – витрата дистилляту" (б) при додатному і від'ємному десятивідсотковому збуренні за витратою живлення

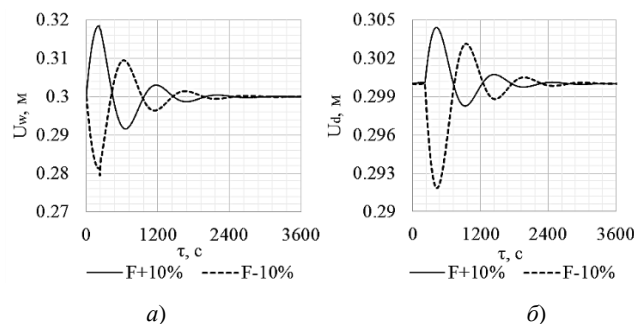


Рис. 3. Перехідні процеси за каналами "витрата живлення – рівень в кубовій ємності" (а) і "витрата живлення – рівень в збірнику флегми" (б) при додатному і від'ємному десятивідсотковому збуренні за витратою живлення

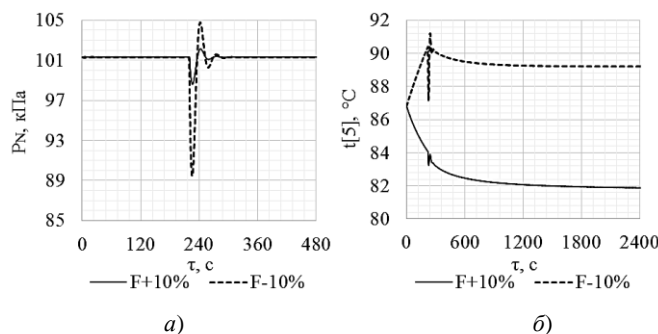


Рис. 4. Перехідні процеси за каналами "витрата живлення – тиск наверху колони" (а) і "витрата живлення – температура на 5-й тарілці" (б) при додатному і від'ємному десятивідсотковому збуренні за витратою живлення

На рис. 5 – 7 представлено результати розрахунків перехідних процесів в системі керування при десятивідсотковому додатному і від'ємному збуренні за складом живлення.

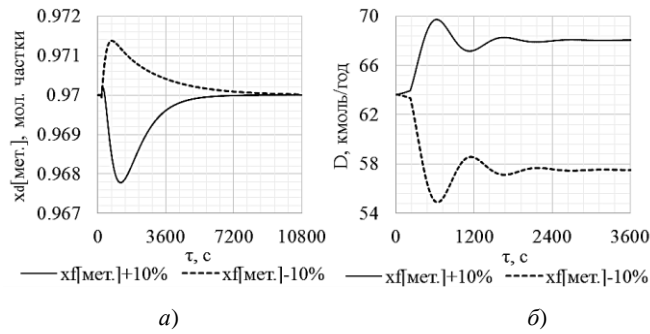


Рис. 5. Перехідні процеси за каналами "склад живлення – концентрація метанолу в дистилаті" (а) і "склад живлення – витрата дистилату" (б) при додатному і від'ємному десятивідсотковому збуренні за складом живлення

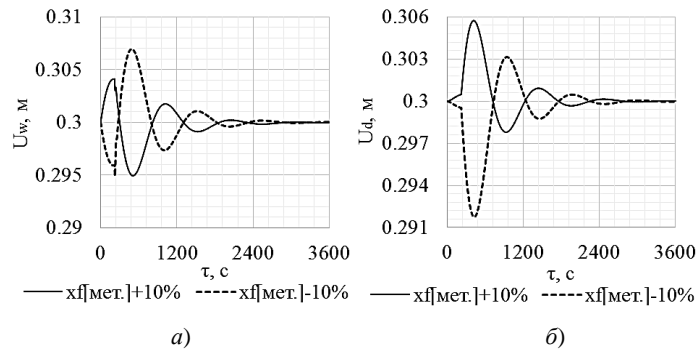


Рис. 6. Перехідні процеси за каналами "склад живлення – рівень в кубовій ємності" (а) і "склад живлення – рівень в збірнику флегми" (б) при додатному і від'ємному десятивідсотковому збуренні за складом живлення

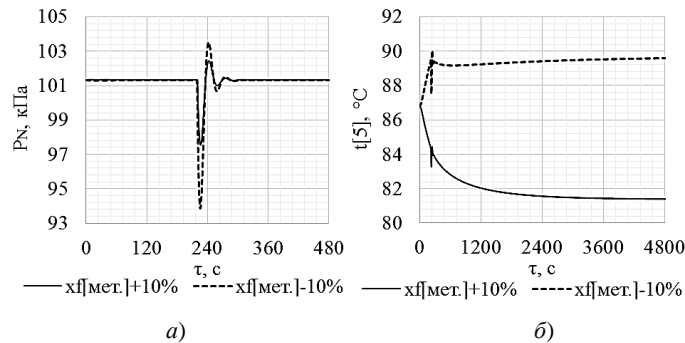


Рис. 7. Перехідні процеси за каналами "склад живлення – тиск наверху колони" (а) і "склад живлення – температура на 5-й тарілці" (б) при додатному і від'ємному десятивідсотковому збуренні за складом живлення

На рис. 8 – 10 представлено результати розрахунків перехідних процесів в системі керування при п'ятивідсотковому додатному і від'ємному збуренні за температурою живлення.

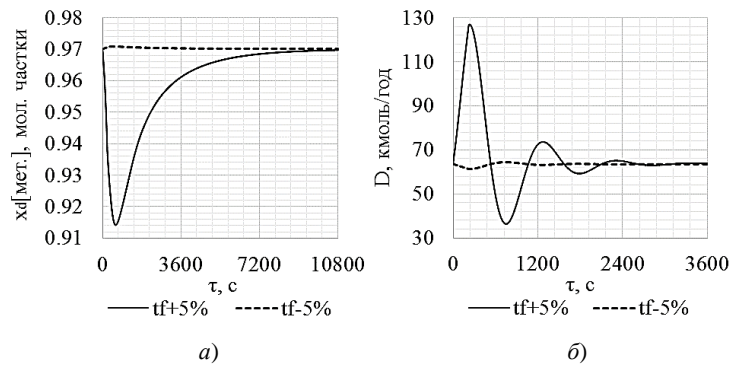
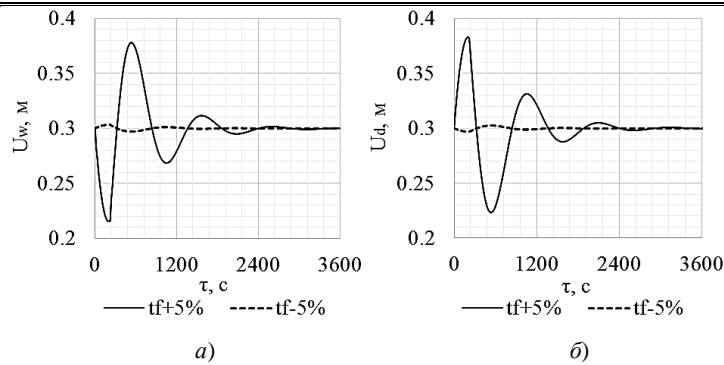
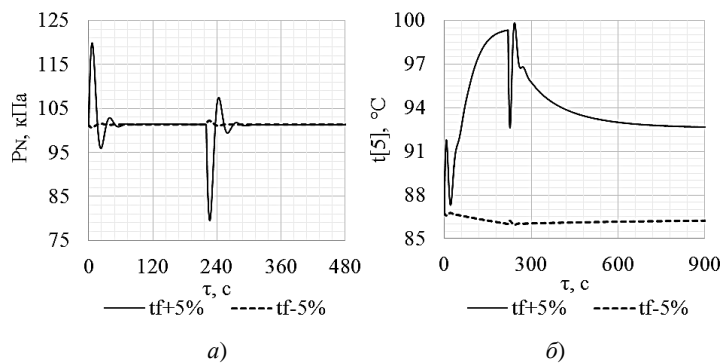


Рис. 8. Перехідні процеси за каналами "температура живлення – концентрація метанолу в дистилаті" (а) і "температура живлення – витрата дистилату" (б) при додатному і від'ємному п'ятивідсотковому збуренні за температурою живлення



**Рис. 9.** Перехідні процеси за каналами "температура живлення – рівень в кубовій ємності" (а) і "температура живлення – рівень в збірнику флегми" (б) при додатному і від'ємному п'ятивідсотковому збуренні за температурою живлення



**Рис. 10.** Перехідні процеси за каналами "температура живлення – тиск наверху колони" (а) і "температура живлення – температура на 5-й тарілці" (б) при додатному і від'ємному п'ятивідсотковому збуренні за температурою живлення

Результати розрахунків дозволяють дослідити особливості перехідних процесів в розробленій системі автоматичного рухливого керування процесом ректифікації і визначити показники якості керування.

Зміни основного показника процесу – концентрації метанолу в дистилаті – в перехідному режимі мають аперіодичний характер незалежно від того, за яким каналом надійшло збурення (рис. 2, 5, 8).

Підвищення витрати живлення суттєво збільшує навантаження колони за рідинною фазою і рівні в ємностях (рис. 3). Регулятори рівнів збільшують витрати кінцевих продуктів і продуктивність установки (рис. 2). Вихід дистилату підвищується і при збільшенні кількості цільового компоненту в живленні (рис. 5), проте в цьому випадку витрата кубового продукту знижується.

Автоматичне керування із застосуванням рухливих керуючих впливів при десятивідсотковому збуренні за витратою живлення характеризується наступними показниками якості: динамічна похибка за каналом "витрата живлення – концентрація метанолу в дистилаті" не перевищує 0,26% (рис. 2). Час регулювання становить 1 годину (рис. 2) і співставний з часом встановлення концентрацій і температур при збуреннях на процес [16].

В якості контрольного обрано 5-ий контактний пристрій колони. Додатні збурення за витратою і складом живлення призводять до зниження температури на даній тарілці, що пов'язано з підвищенням кількості легкого компонента – метанолу (рис. 4, 7). Зворотна ситуація в разі

від'ємного збурення, коли концентрація даного компонента знижується.

Підвищення температури живлення, яке подається в колону у вигляді киплячої рідини, визначає випаровування його частини і збільшення навантаження колони за паровою фазою одночасно зі зниженням навантаження за рідинною. При п'ятивідсотковому підвищенні температури живлення частка рідинної фази становить 0,741. Такий суттєвий вплив на тепловий баланс ректифікаційної колони призводить до зниження рівня в кубовій ємності і підвищення в збірнику флегми (рис. 9), істотно збільшуючи вихід дистилату при значному падінні концентрації метанолу в ньому (рис. 8). Це вимагає значні за величинами керуючі впливи, що полягають, в першу чергу, в змінах точки введення живлення в колону і витрати холодоагенту в конденсатор.

Використання адекватної математичної моделі для прогнозування оптимальних статичних режимів процесу, застосування рухливих керуючих впливів, що полягають у змінах точки введення сировини в колону або співвідношення витрат потоків сировини, що подаються в верхню і нижню частини колони, одночасно із цим розрахунок і реалізація традиційних керуючих впливів, що полягають в змінах витрат тепла в випарнику і зрошування в колонну, розрахунок оптимальних керуючих впливів із застосуванням методів оптимізації, здійснення контролю за процесом керування дозволяють підвищити техніко-економічні показники процесу і поліпшити якість керування. Завдяки контролю основних збурень на процес керуючі впливи

реалізуються до того, як ці збурення викликають значні зміни режиму роботи і показників колони; оптимальне навантаження колони за паровою і рідинною фазами забезпечується одночасно із надходженням збурення.

### Висновки та перспективи подальшого розвитку

1. Розроблено систему автоматичного керування процесом ректифікації, яка застосовує рухливі керуючі впливи, дозволяє підвищити продуктивність і енергоефективність процесу і передбачає: ідентифікацію параметрів прогнозуючої математичної моделі з використанням виміральної інформації щодо поточних показників процесу і температурного профілю установки; стабілізацію тиску наверху колони, рівнів в ємностях для збору дистилату і кубового продукту; розрахунки керуючим пристроєм оптимальних за нормалізованим критерієм значень рухливих і традиційних керуючих впливів; їх застосування шляхом впливів на виконавчі пристрої на лініях подачі потоків живлення, зрошування в колону і теплоносія в випарник.

2. Результати дослідження перехідних процесів в розробленій системі автоматичного керування, в якій

застосовуються рухливі керуючі впливи, дозволяють відзначити допустимі величини показників якості керування – часу регулювання, динамічних похибок, показника коливальності. Проведене моделювання динамічних режимів і його результати доводять, що застосування рухливих керуючих впливів разом із традиційними дозволяє змінювати просторову координату надходження в колону живлення, встановлювати оптимальні матеріальне та енергетичне навантаження установки шляхом зміни витрат парового і рідинного потоків усередині апарата. Завдяки цьому забезпечуються стаціонарні режими процесу, недосяжні при застосуванні лише традиційних керуючих впливів, підвищується продуктивність і енергозбереження ректифікаційних апаратів.

Розроблена система може використовуватись в хімічній, нафтохімічній, нафтопереробній, харчовій промисловості для керування та оптимізації процесів бінарної, багатоконпонентної ректифікації. Подальші дослідження полягають в розробці системи оптимального рухливого керування процесом ректифікації, системи автоматичного керування процесом складної ректифікації.

### Список літератури

- Speight J. G. The Refinery of the Future (Second Edition). 4 – Distillation. Gulf Professional Publishing. 2020. P. 125–159. DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-816994-0.00004-X>
- Ray S., Das G. Process Equipment and Plant Design. Chapter 11 – Distillation. Elsevier. 2020. P. 281–350. DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-814885-3.00011-7>
- Luyben W. L. Control of a two-pressure distillation column. *Journal of Process Control*. 2020. Vol. 92. P. 288–295. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2020.06.015>
- Qian X., Jia S., Huang K., Chen H., Yuan Y., Zhang L. Model predictive control of azeotropic dividing wall distillation column for separating furfural-water mixture. *ISA Transactions*. 2020. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.isatra.2020.10.068>
- Shin Y., Smith R., Hwang S. Development of model predictive control system using an artificial neural network: A case study with a distillation column. *Journal of Cleaner Production*. 2020. Vol. 277. 124124. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.124124>
- Tian Y., Pappas I., Burnak B., Katz J., Pistikopoulos E. N. Simultaneous Design & Control of a Reactive Distillation System – A Parametric Optimization & Control Approach. *Chemical Engineering Science*. 2020. 116232. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2020.116232>
- Pataro I. M. L., da Costa M. V. A., Joseph B. Closed-Loop Dynamic Real-Time Optimization (CL-DRTO) of a Bioethanol Distillation Process Using an Advanced Multilayer Control Architecture. *Computers & Chemical Engineering*. 2020. Vol. 143. 107075. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2020.107075>
- Behrooz H. A. Robust set-point optimization of inferential control system of crude oil distillation units. *ISA Transactions*. 2019. Vol. 95. P. 93–109. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.isatra.2019.05.022>
- Mello G. N., Battisti R., Urruth N. S., Machado R. A. F., Marangoni C. New distributed-action control strategy with simultaneous heating and cooling in trays of a pilot-scale diabatic distillation column. *Chemical Engineering Research and Design*. 2020. Vol. 159. P. 424–438. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2020.05.001>
- Kubyshkin V. A. Mobile control of vibrations in systems with distributed parameters. *Automation and Remote Control*. 2011. № 72 (10). P. 2112–2122. DOI: <https://doi.org/10.1134/S0005117911100109>
- Cheng Y.-C., Yu C.-C. Effects of feed tray locations to the design of reactive distillation and its implication to control. *Chemical Engineering Science*. 2005. Vol. 60 (17). P. 4661–4677. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.03.033>
- Левчук І. Л., Шейкус А. Р., Тришкин В. Я. Спосіб управління процесом ректифікації з допомогою розподілених управляючих впливів. *Вісник НТУ "ХПИ". Серія: Нові рішення в сучасних технологіях*. 2015. № 14 (1123). С. 100–105.
- Шейкус А. Р. Оптимізація процесу ректифікації використанням неперервних рухливих керуючих впливів шляхом перерозподілу живлення. *Advanced Information Systems*. 2019. № 3 (3). С. 30–36. DOI: <https://doi.org/10.20998/2522-9052.2019.3.04>
- А. с. 1740026 СССР, МПК В01D 3/42. Спосіб автоматического регулирования ректификационной колонны с двумя потоками сырья [Текст] / Зайко А. П. (СССР). – 4761778/26; заявл. 22.11.89; опубл. 15.06.92, Бюл. № 22. – 6 с.
- Li Y., Chen J. Design and control of an energy-saving phosgenation reaction distillation for toluene diisocyanate. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. 2020. Vol. 154. 107933. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.cep.2020.107933>
- Шейкус А. Р. Математичне моделювання динамічних режимів процесу ректифікації при застосуванні рухливих керуючих впливів. *Automation of Technological and Business Processes*. 2020. № 11 (4). С. 55–67. DOI: <https://doi.org/10.15673/atbp.v11i4.1600>



17. Шейкус А. Р. Параметрична ідентифікація математичної моделі процесу ректифікації. *Вісник Вінницького політехнічного інституту*. 2017. №3. С. 32–40.

## References

1. Speight, J. G. (2020), "The Refinery of the Future (Second Edition). 4 – Distillation", *Gulf Professional Publishing*, P. 125–159. DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-816994-0.00004-X>.
2. Ray, S., Das, G. (2020), "Process Equipment and Plant Design. Chapter 11 – Distillation", *Elsevier*, P. 281–350. DOI: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-814885-3.00011-7>.
3. Luyben, W. L. (2020), "Control of a two-pressure distillation column", *Journal of Process Control*, No. 92, P. 288–295. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2020.06.015>.
4. Qian, X., Jia, S., Huang, K., Chen, H., Yuan, Y., Zhang, L. (2020), "Model predictive control of azeotropic dividing wall distillation column for separating furfural-water mixture", *ISA Transactions*. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.isatra.2020.10.068>.
5. Shin, Y., Smith, R., Hwang, S. (2020), "Development of model predictive control system using an artificial neural network: A case study with a distillation column", *Journal of Cleaner Production*, No. 277, 124124. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.124124>.
6. Tian, Y., Pappas, I., Burnak, B., Katz, J., Pistikopoulos, E. N. (2020), "Simultaneous Design & Control of a Reactive Distillation System – A Parametric Optimization & Control Approach", *Chemical Engineering Science*, 116232. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2020.116232>.
7. Pataro, I. M. L., da Costa, M. V. A., Joseph, B. (2020), "Closed-Loop Dynamic Real-Time Optimization (CL-DRTO) of a Bioethanol Distillation Process Using an Advanced Multilayer Control Architecture", *Computers & Chemical Engineering*, No. 143, 107075. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2020.107075>.
8. Behrooz, H. A. (2019), "Robust set-point optimization of inferential control system of crude oil distillation units", *ISA Transactions*, No. 95, P. 93–109. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.isatra.2019.05.022>.
9. Mello, G. N., Battisti, R., Urruth, N. S., Machado, R. A. F., Marangoni, C. (2020), "New distributed-action control strategy with simultaneous heating and cooling in trays of a pilot-scale diabatic distillation column", *Chemical Engineering Research and Design*, No. 159, P. 424–438. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2020.05.001>.
10. Kubyshkin, V. A. (2011), "Mobile control of vibrations in systems with distributed parameters", *Automation and Remote Control*, No. 72 (10), P. 2112–2122. DOI: <https://doi.org/10.1134/S0005117911100109>
11. Cheng, Y.-C., Yu, C.-C. (2005), "Effects of feed tray locations to the design of reactive distillation and its implication to control", *Chemical Engineering Science*, No. 60 (17), P. 4661–4677. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.03.033>.
12. Levchuk, I. L., Sheikus, A. R., Trishkin, V. Ja. (2015), "The method of control of the distillation process using distributed control actions" ["Sposob upravleniya protsessom rektifikatsii s pomoshch'yu raspredelennykh upravlyayushchikh vozdeystviy"], *Bulletin of the National Technical University "KhPI". Series: New solutions in modern technology*, No. 14 (1123), P. 100–105.
13. Sheikus, A. R. (2019), "Distillation process optimization using continuous mobile control actions by redistributing the feed flow" ["Optimizatsiia protsesu rektifikatsii vykorystanniam neperervnykh rukhlyvykh keruiuchykh vplyviv shliakhom pererozpodilu zhyvlennia"], *Advanced Information Systems*, No. 3 (3), P. 30–36. DOI: <https://doi.org/10.20998/2522-9052.2019.3.04>
14. Zajko, A. P. (1989), "The method of automatic control of a distillation column with two streams of feed" ["Sposob avtomaticheskogo regulirovaniya rektifikacionnoj kolonny s dvumja potokami syr'ja"], *USSR copyright certificate 1740026*, No. 4761778/26, No. 22, 6 p.
15. Li, Y., Chen, J. (2020), "Design and control of an energy-saving phosgenation reaction distillation for toluene diisocyanate", *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, No. 154, 107933. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.cep.2020.107933>.
16. Sheikus, A. R. (2020), "Dynamic simulation of mobile control actions on the distillation process" ["Matematychni modeliuvannia dynamichnykh rezhymiv protsesu rektifikatsii pry zastosuvanni rukhlyvykh keruiuchykh vplyviv"], *Automation of Technological and Business Processes*, No. 11 (4), P. 55–67. DOI: <https://doi.org/10.15673/atbp.v11i4.1600>
17. Sheikus, A. R. (2017), "Parametric identification of mathematical model of the process of rectification" ["Parametrychna identyfikatsiia matematychnoi modeli protsesu rektifikatsii"], *Visnyk of Vinnytsia Polytechnical Institute*, No. 3, P. 32–40.

Надійшла (Received) 09.11.2020

## Відомості про авторів / Сведения об авторах / About the Authors

**Шейкус Антон Романович** – кандидат технічних наук, ДВНЗ "Український державний хіміко-технологічний університет", доцент кафедри комп'ютерно-інтегрованих технологій та автоматизації, Дніпро, Україна; email: a.sheykus@gmail.com; ORCID: <https://orcid.org/0000-0002-5575-098X>.

**Шейкус Антон Романович** – кандидат технических наук, ГВУЗ "Украинский государственный химико-технологический университет", доцент кафедры компьютерно-интегрированных технологий и автоматизации, Днепр, Украина.

**Sheikus Anton** – PhD (Engineering Sciences), Ukrainian State University of Chemical Technology, Associate Professor of the Department of Computer-Integrated Technology and Automation, Dnipro, Ukraine.

## РАЗРАБОТКА СИСТЕМЫ АВТОМАТИЧЕСКОГО ПОДВИЖНОГО УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ РЕКТИФИКАЦИИ

**Предмет.** Система автоматического подвижного управления процессом ректификации. **Цель.** Повышение производительности и энергоэффективности процесса ректификации путем разработки системы автоматического управления, которая предусматривает подвижные управляющие воздействия на процесс, а также исследования переходных

процессов в разработанной системе при основных возмущениях. **Задачи.** Разработка системы автоматического подвижного управления процессом ректификации, расчет переходных процессов в разработанной системе, определение и оценка показателей качества управления. **Методы.** Методы имитационного цифрового моделирования работы автоматической системы управления. **Результаты.** Разработана система автоматического управления процессом ректификации, предусматривающая дискретные и непрерывные подвижные управляющие воздействия. Дискретные воздействия заключаются в изменениях точки ввода питания в колонну; непрерывные – в изменении соотношения расходов потоков питания, которые подаются в верхнюю и нижнюю части установки. Также используются традиционные управляющие воздействия путем изменения расходов теплоносителя в испаритель куба и орошения. Оптимальные традиционные и подвижные управляющие воздействия рассчитываются вычислительным управляющим устройством за нормализованным критерием с использованием нелинейной прогнозирующей модели и реализуются путем воздействий на исполнительные устройства на линиях подачи потоков питания, орошения в колонну и теплоносителя в испаритель. Система предусматривает использование адекватной математической модели, для чего выполняется ее периодическая идентификация и осуществляется контроль за ходом процесса путем дополнительного измерения температурного профиля колонны, температуры и давления на контрольной тарелке. С целью поддержания материального баланса по жидкой и паровой фазам предусмотрена стабилизация давления вверху колонны, уровней в емкостях для сбора дистиллята и кубового продукта путем изменения расходов хладагента в конденсатор, дистиллята и кубового продукта. На примере ректификационной колонны для разделения смеси метанол-вода методами имитационного цифрового моделирования исследована работоспособность предложенной системы автоматического управления с использованием подвижных управляющих воздействий. Возмущения состояли в изменениях расхода, состава и температуры питания. **Выводы.** Доказано, что использование разработанной системы позволяет повысить технико-экономические показатели процесса ректификации и улучшить качество управления. Результаты могут использоваться в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей, пищевой промышленности для управления и оптимизации процессов бинарной, многокомпонентной ректификации.

**Ключевые слова:** ректификация; подвижное управление; прогнозирующая модель; переходные процессы; тарелка питания.

## DEVELOPMENT OF A SYSTEM OF AUTOMATIC MOBILE CONTROL OF THE DISTILLATION PROCESS

**Subject.** System of automatic mobile control of distillation process. **Objective.** Improving the productivity and energy efficiency of the distillation process by developing an automatic control system that provides mobile control effects on the process, as well as the study of transients in the developed system during major disturbances. **Tasks.** Development of a system of automatic mobile control of the distillation process, calculation of transients in the developed system, definition and evaluation of quality control indicators. **Methods.** Methods of simulation digital modeling of automatic control system operation. **Results.** A system of automatic control of the distillation process has been developed, which provides for discrete and continuous mobile control actions. Discrete effects are changes in the point of introduction of feed into the column; continuous – in changing the ratio of the flow rates of feed flows supplied to the upper and lower parts of the installation. Traditional control effects are also used by changing the heat carrier flow rate in the cube evaporator and irrigation. Optimal traditional and mobile control effects are calculated by the computing control device according to the normalized criterion using a nonlinear predictive model and are realized by influencing the actuators on the supply lines of feed flows, irrigation in the column and the heat carrier in the evaporator. The system involves the use of an adequate mathematical model, for which its periodic identification is performed and the process is monitored by additional measurement of the temperature profile of the column, temperature and pressure on the control plate. In order to maintain the material balance in the liquid and steam phases, it is planned to stabilize the pressure at the top of the column, the levels in the distillate and the cubic product receivers by changing the flow rates, of refrigerant to the condenser, distillate and cubic product. Using the example of a distillation column for separating a methanol-water mixture, the operability of the proposed automatic mobile control system is studied by digital simulation methods. The disturbances consisted of changes in the flow rate, composition, and temperature of the feed. **Conclusions.** It is proved that the use of the developed system allows to increase the technical and economic indicators of the distillation process and to improve the quality of management. The results can be used in the chemical, petrochemical, oil refining, food industries to control and optimize the processes of binary, multicomponent distillation.

**Keywords:** distillation; mobile control; predictive model; transient responses; feed tray.

### Бібліографічні описи / Bibliographic descriptions

Шейкус А. Р. Розробка системи автоматичного рухливого керування процесом ректифікації. *Сучасний стан наукових досліджень та технологій в промисловості*. 2020. № 4 (14). С. 94–103. DOI: <https://doi.org/10.30837/ITSSI.2020.14.094>

Sheikus, A. (2020), "Development of a system of automatic mobile control of the distillation process", *Innovative Technologies and Scientific Solutions for Industries*, No. 4 (14), P. 94–103. DOI: <https://doi.org/10.30837/ITSSI.2020.14.094>