

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
КИЇВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ТЕХНОЛОГІЙ ТА
ДИЗАЙНУ

Факультет мехатроніки та комп'ютерних технологій
(повне найменування інституту, назва факультету)

Кафедра комп'ютерних та інформаційних технологій
(повне найменування інституту, назва факультету)

Дипломна магістерська робота

на тему Автоматизована система керування технологічним процесом
виробництва водню

Виконав: студент групи МгАк-20

спеціальності

151 - Автоматизація та комп'ютерно-
інтегровані технології

за освітньою програмою

Комп'ютерно-інтегровані

технологічні процеси і виробництва

Шерстньов Владислав

Керівник зав. каф. Наталія ШИБИЦЬКА

Рецензент д.т.н., проф. Віктор ЧУПРИНКА

Київ - 2021

КИЇВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ТЕХНОЛОГІЙ ТА ДИЗАЙНУ
Факультет мехатроніки та комп'ютерних технологій
Кафедра інформаційних та комп'ютерних технологій
Спеціальність 151 - автоматизація та комп'ютерно-інтегровані
технології
Освітня програма – комп'ютерно-інтегровані технологічні процеси та
виробництва

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри ІКТ

_____ Наталія Шибицька

“ ___ ” _____ 2021 р.

З А В Д А Н Н Я

НА ДИПЛОМНУ МАГІСТЕРСЬКУ РОБОТУ СТУДЕНТУ

Шерстньову Владиславу Володимировичу

1. Тема роботи– «Автоматизована система керування технологічним процесом виробництва водню», науковий керівник роботи ШИБИЦЬКА Наталія, зав. каф., затверджені наказом вищого навчального закладу від 4 жовтня 2021 року, № 286-уч.
2. Строк подання студентом роботи – 9 грудня 2021 р.
3. Вихідні дані до роботи: тривалість стадії адсорбції 25-200с; температура початкової суміші в діапазоні 10 - 50 °С; тиск початкової газової суміші в діапазоні 0,5 - 3 МПа; концентрація CO₂ в початковій суміші (концентрація CO залишається незмінною і рівною 1% (моль) в діапазоні 25 - 45 %(моль) ; відношення тривалості стадії десорбції (Р) до тривалості стадії адсорбції (АД) в діапазоні 0,2 - 0,8;
4. Зміст дипломної роботи (перелік питань, які потрібно розробити): Вступ. Дослідження технологічного процесу виробництва водню методом обчислювального експерименту. Розробка системи автоматизованого

керування технологічним процесом виробництва водню. Загальні висновки.

5. Консультанти розділів роботи (проекту)

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Вступ	Шибицька Н.М., зав. каф.		
Розділ 1	Шибицька Н.М., зав. каф.		
Розділ 2	Шибицька Н.М., зав. каф.		
Розділ 3	Шибицька Н.М., зав. каф.		
Розділ 4	Шибицька Н.М., зав. каф.		
Висновки	Шибицька Н.М., зав. каф.		

6. Дата видачі завдання 5 жовтня 2021 р.

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів дипломної роботи (проекту)	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	Вступ	19.10.2021	
2	Розділ 1 Дослідження сучасних технологій побудови мат. моделей	26.10.2021	
3	Розділ 2 Технологічний процес адсорбційного поділу	09.11.2021	
4	Розділ 3 Метод обчислювального експерименту	16.11.2021	
5	Розділ 4 . Розробка системи автоматизованого керування	23.11.2021	
6	Висновки	28.11.2021	
7	Оформлення магістерської роботи (чистовий варіант)	29.11.2021	
8	Підготовка анотації іноземною мовою	29.11.2021	
9	Здача магістерської роботи на кафедру для рецензування (за 14 днів до захисту)	1.12.2021	
10	Перевірка дипломної магістерської роботи на наявність ознак плагіату (за 10 днів до захисту)	3.12.2021	
11	Подання дипломної магістерської роботи на затвердження завідувачу кафедри (за 7 днів до захисту)	8.12.2021	

Студент

_____ (підпис)

Владислав ШЕРСТНЬОВ

(прізвище та ініціали)

Керівник проекту (роботи)

_____ (підпис)

зав. каф. Наталія ШИБИЦЬКА

(прізвище та ініціали)

Директор НМЦПФ

_____ (підпис)

доц. Олена ГРИГОРЕВСЬКА

(прізвище та ініціали)

АНОТАЦІЯ

Шерстньов В.В. Автоматизована система керування технологічним процесом виробництва водню

Дипломна магістерська робота за спеціальністю 151 – «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології», Київський національний університет технологій та дизайну, Київ, 2021 рік.

Дипломна магістерська робота присвячена удосконаленню циклічного процесу адсорбційного поділу газової суміші з отриманням водню, аналізу математичної моделі технологічного процесу виробництва водню та обґрунтуванню, розробці і дослідженню автоматизованої системи керування технологічним процесом виробництва водню.

Досліджені моделі, методи і алгоритми автоматизованого керування, що забезпечують отримання водню методом адсорбційного поділу газових сумішей з циклічно мінливим тиском при виконанні заданих технологічних обмежень. В дослідженнях використовувались методи системного аналізу, математичного моделювання, оптимізації, теорії керування, теорії процесів і апаратів хімічної технології.

За результатами досліджень розроблена структура автоматизованої системи керування технологічним процесом виробництва водню, проведено дослідження закономірностей динаміки адсорбційних процесів з циклічною зміною тиску при дії різних збурень та запропоновано застосування адаптивної системи керування циклічним процесом адсорбційного поділу газової суміші з отриманням водню.

Ключові слова: адсорбційний поділ газових сумішей, циклічна зміна тиску, адаптивна система керування, збурення, концентрація водню

АННОТАЦИЯ

Шерстнев В.В. Автоматизированная система управления технологическим процессом производства водорода

Дипломная магистерская работа по специальности 151 – Автоматизация и компьютерно-интегрированные технологии, Киевский национальный университет технологий и дизайна, Киев, 2021 год.

Дипломная магистерская работа посвящена усовершенствованию циклического процесса адсорбционного разделения газовой смеси с получением водорода, анализу математической модели технологического процесса производства водорода и обоснованию, разработке и исследованию автоматизированной системы управления технологическим процессом производства водорода.

Исследованы модели, методы и алгоритмы автоматизированного управления, обеспечивающие получение водорода методом адсорбционного разделения газовых смесей с циклически изменяющимся давлением при выполнении заданных технологических ограничений. В исследованиях использовались методы системного анализа, математического моделирования, оптимизации, теории управления, теории процессов и аппаратов химической технологии.

По результатам исследований разработана структура автоматизированной системы управления технологическим процессом производства водорода, проведено исследование закономерностей динамики адсорбционных процессов с циклическим изменением давления при воздействии различных возмущений и предложено применение адаптивной системы управления циклическим процессом адсорбционного разделения газовой смеси с получением водорода.

Ключевые слова: адсорбционное разделение газовых смесей, циклическое изменение давления, адаптивная система управления, возмущение, концентрация водорода.

ANNOTATION

Sherstnev V.V. Automated control system for the technological process of hydrogen production

Master's thesis in specialty 151 - "Automation and computer-integrated technologies", Kyiv National University of Technology and Design, Kyiv, 2021.

Thesis is devoted to improving the cyclic process of adsorption separation of a gas mixture with hydrogen production, analysis of the mathematical model of the technological process of hydrogen production and substantiation, development and research of an automated control system for the technological process of hydrogen production.

Models, methods and algorithms of automated control, which provide hydrogen production by the method of adsorption separation of gas mixtures with cyclically variable pressure at performance of the set technological restrictions, are investigated. The research used methods of systems analysis, mathematical modeling, optimization, control theory, process theory and chemical technology.

According to the research results, the structure of the automated control system of the hydrogen production process was studied, the regularities of the dynamics of adsorption processes with cyclic pressure change under different perturbations were studied and the application of the adaptive control system of the cyclic process of adsorption separation of gas mixture with hydrogen production was proposed.

Key words: adsorption separation of gas mixtures, cyclic pressure change, adaptive control system, perturbation, hydrogen concentration.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	9
РОЗДІЛ 1. ДОСЛІДЖЕННЯ (АБО АНАЛІЗ) СУЧАСНИХ ТЕХНОЛОГІЙ ПОВУДОВИ МАТ. МОДЕЛЕЙ СИСТЕМ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМИ ПРОЦЕСАМИ АДСОРБЦІЙНОГО ПОДІЛУ ГАЗОВИХ СУМІШЕЙ.....	12
1.1. Короткоциклова безнагрівна адсорбція.....	12
1.2. Промислові адсорбційні установки для виробництва водню.....	14
1.3. Аналіз сучасного стану в області математичного моделювання процесів адсорбційного розділення.....	21
1.4. Системи керування циклічними адсорбційними процесами....	24
Висновки до розділу 1.....	34
РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ ПРОЦЕС АДСОРБЦІЙНОГО ПОДІЛУ ГАЗОВОЇ СУМІШІ З ОТРИМАННЯМ ВОДНЮ.....	35
2.1. Опис технологічного процесу виробництва водню.....	35
2.2. Параметрична ідентифікація математичної моделі.....	39
Висновки до розділу 2.....	47
РОЗДІЛ 3. ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА ВОДНЮ МЕТОДОМ ОБЧИСЛЮВАЛЬНОГО ЕКСПЕРИМЕНТУ.....	48
3.1. Аналіз технологічного процесу виробництва водню як об'єкта автоматизованого керування.....	48
3.2. Аналіз результатів обчислювальних експериментів	50
Висновки до розділу 3.....	78
РОЗДІЛ 4. РОЗРОБКА СИСТЕМИ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ ПРОЦЕСОМ ВИРОБНИЦТВА ВОДНЮ.....	79
4.1. Формалізація обмежень і прийняті допущення в постановці завдання автоматизованого керування.....	79
4.2. Обґрунтування структури системи автоматизованого керування	

технологічним процесом виробництва водню.....	83
4.3. Реалізація системи автоматизованого керування технологічним процесом виробництва водню.....	94
Висновки до розділу 4.....	105
ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....	106
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	108

ВСТУП

Актуальність теми. В останні десятиліття все більш поширеним стає використання адсорбційних технологій для поділу газових сумішей, що дозволяють істотно знизити витрати на очищення газів. Однією з основних областей застосування газової адсорбції стало отримання водню з промислових газових сумішей. Завдяки високій хімічній активності, винятковій легкості і великій кількості тепла, що виділяється при горінні, водень знайшов широке застосування в промисловості. Основний споживач цього газу - підприємства нафтопереробки і нафтохімії, які використовують до 50% водню, одержаного промисловим способом. В інших галузях промисловості водень використовується і як основна сировина, і як допоміжний матеріал, і як паливо. Згідно зі статистичними даними, загальне споживання водню подвоюється кожні 15 років.

Для концентрування водню в промисловості використовуються різні водородовмісткі потоки, до яких відносяться гази конверсії і окислення вуглеводнів, нафтозаводські гази, синтез-газ і ін. Великі адсорбційні установки мають продуктивність до сотень тисяч кубічних метрів на годину. У промислових масштабах навіть незначний приріст чистоти одержуваного водню дозволяє істотно підвищити рентабельність виробництва.

Практично значущими процесами для поділу газових сумішей є адсорбційні процеси з циклічною зміною тиску, засновані на адсорбції при підвищеному і десорбції при атмосферному або зниженому тиску, що виключає необхідність витрати тепла при десорбції (регенерації адсорбенту). Дані процеси знаходять широке застосування в промисловості при поділі газових сумішей з отриманням водню, кисню, діоксиду вуглецю, метану, високоякісних марок бензину та ін. [1-3].

Принцип організації процесів полягає в циклічному чергуванні селективних процесів адсорбції компонентів з безперервного потоку газової суміші та десорбції цих компонентів з адсорбенту в адсорберах, які працюють

паралельно. При цьому формується безперервний продукційний потік, збагачений одним з компонентів газової суміші (наприклад, воднем, киснем, діоксидом вуглецю та ін.) на виході установки [4,5].

Мета магістерської дипломної роботи - узагальнення науково-технічних досягнень і удосконалення математичної моделі циклічного процесу адсорбційного отримання водню і структури автоматизованої системи керування, що забезпечує отримання максимальної концентрації водню у готовій продукції.

Завдання магістерської дипломної роботи – провести ідентифікацію математичної моделі технологічного процесу виробництва водню; проаналізувати вплив збурюючих чинників; обґрунтувати структуру автоматизованої системи керування технологічним процесом виробництва водню та провести її дослідження.

Об'єктом дослідження є математична модель технологічного процесу виробництва водню та структура автоматизованої система керування цим технологічним процесом.

Предметом дослідження є моделі, методи і алгоритми автоматизованого керування, що забезпечують отримання водню методом адсорбційного поділу газових сумішей з циклічно мінливим тиском при виконанні заданих технологічних обмежень.

Методи дослідження. У процесі вирішення поставлених завдань були використані методи системного аналізу, математичного моделювання, оптимізації, теорії керування, теорії процесів і апаратів хімічної технології.

Наукова новизна: проведено аналіз циклічного процесу адсорбційного поділу газової суміші з отриманням водню як об'єкта керування: методом математичного моделювання досліджено закономірності динаміки адсорбційних процесів при дії різних збурень (невизначеності параметрів сировини, технологічних змінних), області допустимих режимів функціонування в просторі керуючих і збурюючих впливів;

- сформульована задача динамічної оптимізації процесу адсорбційного

отримання водню, розроблений алгоритм її вирішення.

Практична цінність отриманих результатів.

1. Запропонована структура автоматизованої системи керування технологічним процесом виробництва водню.

2. Методом обчислювального експерименту проведено дослідження закономірностей динаміки адсорбційних процесів з циклічною зміною тиску при дії різних збурень (невизначеності параметрів сировини, технологічних змінних), областей допустимих режимів функціонування в просторі керуючих і збурюючих впливів.

3. Запропоновано застосування адаптивної системи керування циклічним процесом адсорбційного поділу газової суміші з отриманням водню, що забезпечує підтримку максимальної концентрації водню при виконанні заданих технологічних обмежень.

4. Удосконалення математичної моделі динаміки технологічного процесу, яка дозволяє розраховувати профілі концентрацій компонентів і температури в газовій і твердій фазах і профілі температури газової фази і адсорбенту по висоті шару адсорбенту в залежності від часу [20-23].

РОЗДІЛ 1. ДОСЛІДЖЕННЯ (АБО АНАЛІЗ) СУЧАСНИХ ТЕХНОЛОГІЙ, ЇХ ПОБУДОВИ МАТ. МОДЕЛЕЙ СИСТЕМ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМИ ПРОЦЕСАМИ АДСОРБЦІЙНОГО ПОДІЛУ ГАЗОВИХ СУМІШЕЙ

1.1. Короткоциклова безнагрівна адсорбція

Адсорбційні процеси являють собою взаємодію об'ємної фази (газової або рідкої) і адсорбенту, в ході якого певні компоненти об'ємної фази поглинаються адсорбентом; при цьому на виході отримують продукт, концентрований компонентом, якій є найменш сорбуючим.

Серед адсорбційних процесів з регенованим адсорбентом виділяють процеси з прямим введенням тепла, процеси з непрямим введенням тепла і безнагрівні процеси. Короткоциклова безнагрівна адсорбція (КБА або PSA в англійській літературі Pressure Swing Adsorption) представляє особливий клас адсорбційних процесів. Як випливає з назви, КБА процеси не припускають наявності зовнішнього джерела тепла.

Завдяки високим порівняно з процесами теплообміну швидкостям адсорбції–десорбції тепловтрати з потоком продукційного газу мінімальні; таким чином, теплота, виділена на стадії адсорбції, використовується для десорбції адсорбованих компонентів на стадії регенерації адсорбенту [6].

КБА процеси знайшли широке застосування в промисловості. Вони використовуються для виділення водню з газових сумішей, воздуховозделения, безнагревнoй осушення газів, поділу вуглеводнів, концентрування діоксиду вуглецю, вилучення метану та ін.

Одним з актуальних завдань в області адсорбційного поділу є витяг водню з водневмісних технологічних потоків. До числа таких потоків відносяться гази конверсії вуглеводневого палива, нафтозаводські гази та ін типовими речовинами, супутніми водню, є азот, оксид і діоксид вуглецю, метан. Особливістю адсорбційного виділення водню є той факт, що в сумішах

водневмісних газів всі компоненти мають більш високу молекулярну масу і адсорбуються інтенсивніше, ніж водень [7].

Концентрування водню відбувається в результаті адсорбції інших компонентів під дією неспецифічних дисперсійних сил. Вони майже однакові у всіх пористих матеріалів і природа адсорбенту не має суттєвого значення. Важливо, щоб адсорбент мав велику питому поверхню, величина якої визначає величину адсорбції супутніх компонентів. В якості таких адсорбентів найбільш широко використовуються активні вугілля і цеоліти CaA і NaX [5].

Чистота продукційного водню може досягати 99,9999 % при ступені вилучення 85-90 % [4]. Водневі установки з циклічно мінливим тиском не мають промислових аналогів і дозволяють здійснити те, що до їх появи вдавалося реалізувати тільки за допомогою складної і дорогої низькотемпературної техніки.

Широке поширення технологія КБА отримала також в області воздухорозділення з отриманням концентрованого кисню. Адсорбційні кисневидобувні установки призначені головним чином для малих і середніх споживачів кисню (з витратою не більше 15 тис.м³/год). Основними областями, в яких є потреба в кисні, є медицина, авіація, космонавтика, металургія, рибництво та ін. Процес, як правило, йде при тисках 0,2 - 0,4 МПа, можливо також застосування вакуумних схем (в цьому випадку кращим є цеоліт CaA).

Домішки води і діоксиду вуглецю, що містяться в повітрі, якій розділяється, вловлюються в лобових шарах адсорбенту і практично не впливають на ефективність адсорбції азоту. Гранична чистота кисню, виробленого в адсорбційних установках, становить 95,7% (4,3% припадає на аргон, адсорбується на цеолітах так само, як і кисень). На практиці в адсорбційних установках виробляється кисень-аргонова суміш чистотою 90 - 95% [2].

1.2. Промислові адсорбційні установки для виробництва водню

Перші промислові адсорбційні установки для виробництва водню з'явилися в кінці 1960-х рр.і відрізнялися невеликою продуктивністю. Багатоадсорберні високопродуктивні установки були розроблені тільки у кінці 1970-х рр [5,6]. В даний час існує безліч технологічних схем, що реалізують адсорбційний витяг водню з різних водневмісних сумішей.

У роботі [5] запропонована схема 2-х адсорберной установки для вилучення водню з метан-водневої суміші, отриманої в результаті піролізу метану. Схема установки представлена на рис. 1.1. В якості адсорбенту використовується активне вугілля. В установці реалізується тисково-вакуумна схема. Вихідна метан-воднева суміш температурою 20-40°с підводиться до компресора 103 по трубопроводу 200. Суміш, стиснута до тиску P1, подається через клапани 150-160 в адсорбер 101 або 102, в залежності від того, який з адсорберів проходить стадію адсорбції. Припустимо, що на даній стадії знаходиться адсорбер 101. При відкритому

клапані 150 тиск в адсорбері 101 піднімається до рівня P1, метан поглинається активним вугіллям, погано сорбується водень збирається у верхній частині адсорбера. Продукційний водень виводиться з адсорбера через клапан 151 і по трубопроводу 201 направляється до споживачів. Подача вихідної суміші в адсорбер 101 продовжується декілька хвилин, після чого клапани 150 і 151 закриваються.

Під час адсорбції в адсорбері 101, яка описана вище, відбувається регенерація адсорбенту в адсорбері 102. Через клапан 162 з адсорбера 102 виводять некондиційну метан-водневу суміш при зниженні тиску в адсорбері від P1 до P2. Некондиційну суміш направляють в трубопровід 200, в якому вона змішується з вихідною сумішшю і через клапан 150 надходить в адсорбер 101. При досягненні тиску P2 в адсорбері 102 клапан 162 закривається і відкривається клапан 163, через який здійснюється скидання тиску в адсорбері 102 від P2 до P3 за допомогою вакуум-насоса 104, таким

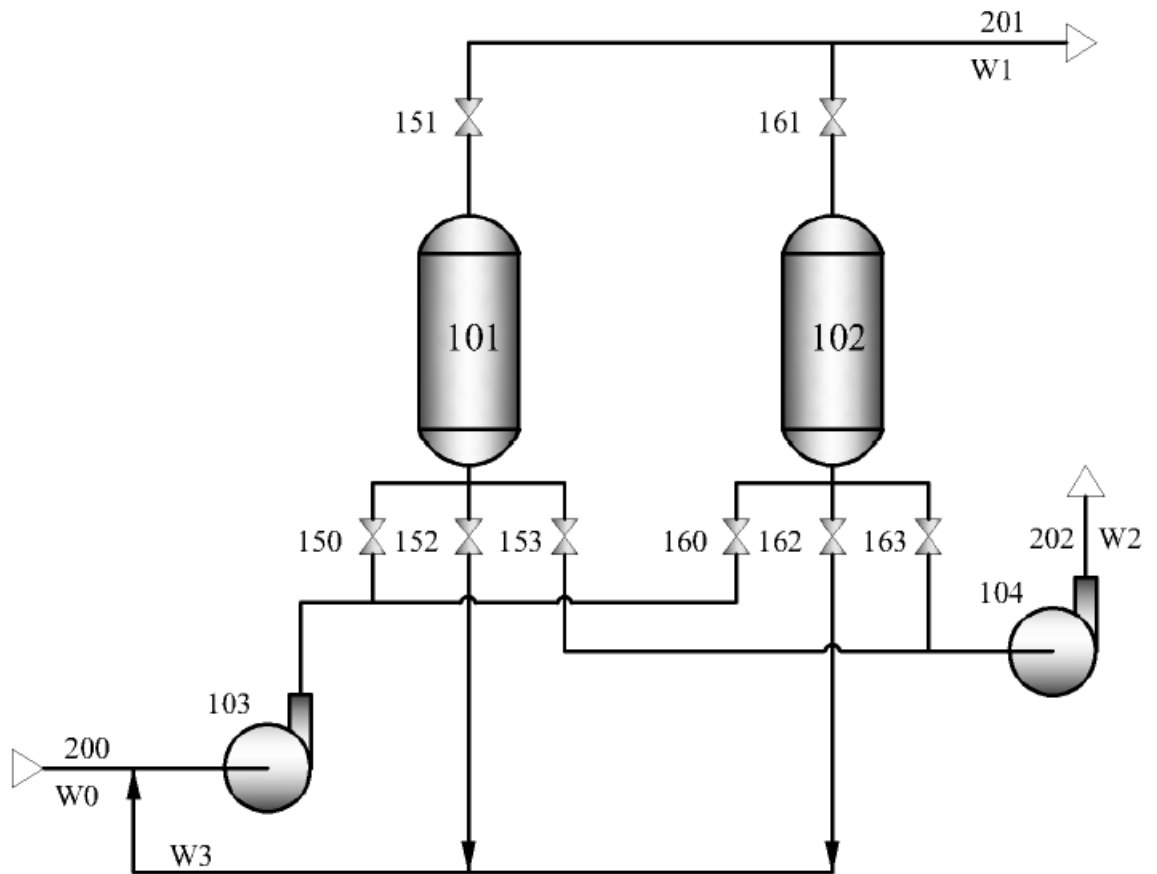


Рис. 1.1 Схема 2-х адсорбційної установки для отримання водню.

чином здійснюється десорбція залишкового метану з шару адсорбенту. Метан повертають на стадію піролізу по трубопроводу 202. Після завершення стадій адсорбції-регенерації адсорбери перемикаються, при цьому закриваються клапана 150, 151, 163 і відкриваються клапана 160, 161 і 152.

Тиск на стадії адсорбції складає P_1 0,5 - 2,0 МПа. При тиску менше 0,5 МПа процес виділення практично припиняється, при тиску більше 2 МПа падає ступінь вилучення водню. Інтервал тисків відбору некондиційної суміші лежить між тиском P_1 і P_2 (атмосферний тиск). Тиск відбору фракції залишкового метану P_3 визначається характеристиками вакуум-насоса і становить $0,01 \div 0,005$ МПа.

У даній установці досягається чистота продукту близько 99,5%. Вміст водню в некондиційній фракції становить від 7 до 16%; вміст водороду в залишковому метані від 0,5 до 2%.

Також для отримання водню можуть бути застосовані 4-х адсорбційні установки, при цьому чистота водню складає 99,9% з потоку синтез-газу (60-90% водень, 10-40% домішки CO, CO₂, CH₄, N₂, H₂O). Схема такої установки наведена на рис 1.2.

В адсорберах застосовується багатошаровий адсорбент, що складається з шарів активного алюмінію, активного вугілля і цеолітів CaX, LiA або LiX. Шар активного алюмінію осушує вихідну газову суміш; в шарі активного вугілля поглинається практично вся фракція вуглекислого газу (більше 99,85 моль%), а також чадного газу і метану; цеоліти CaX, LiA або LiX сорбують азот і залишкові фракції вуглекислого газу, чадного газу і метану.

Розглянемо роботу установки на прикладі колони B1. Вихідний газ подається компресором при тиску 0,5-2 МПа до адсорбера B1 через клапан 31 (клапана 32-34 закриті). На стадії адсорбції з B1 виходить продукційний газ, який через клапан 41 закачується в ресивер, звідки надходить до B4 для

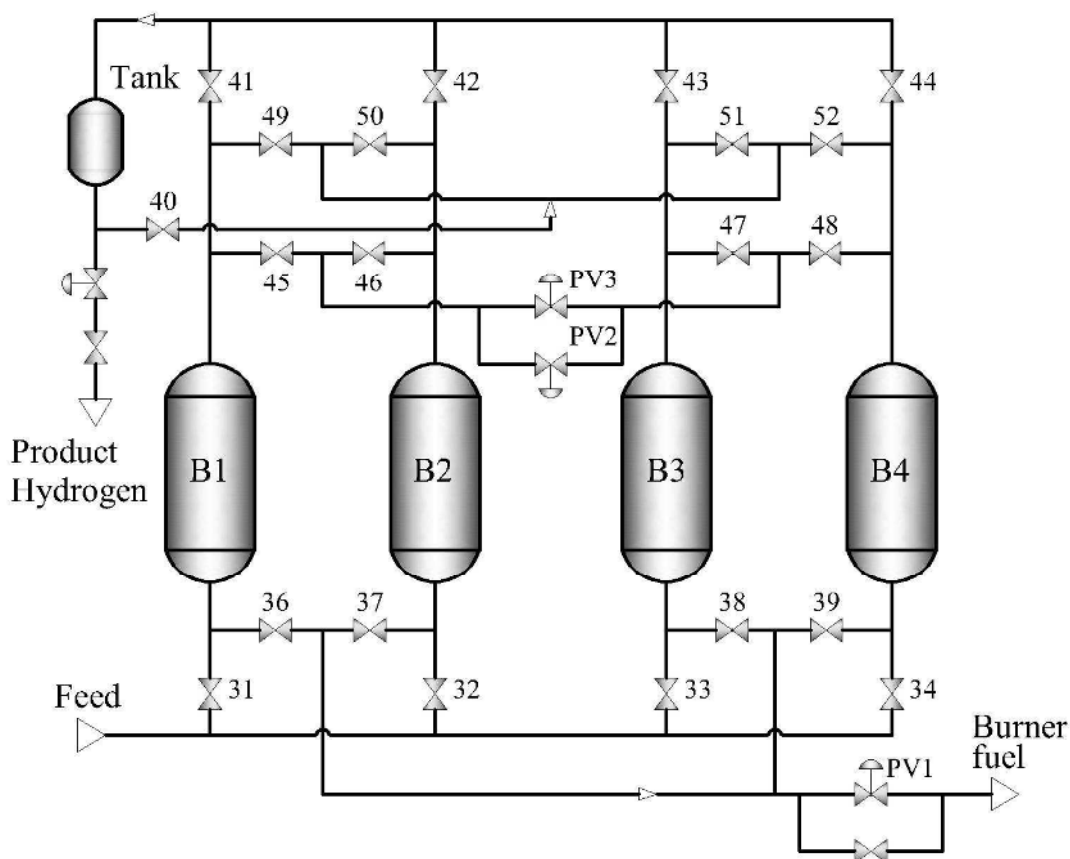


Рис. 1.2. Схема 4-х адсорбційної установки для отримання водню

споживачів. На наступному кроці триває адсорбція в колоні В1, при цьому частина продукційного потоку починає надходити в адсорбер підвищення у ньому тиску перед початком адсорбції. Далі стадія адсорбції в В1 припиняється і починається в адсорбері В4. Відбувається вирівнювання тиску в адсорберах В1 та В2. Потім проводиться протиточна продувка (регенерація) адсорбера В3 шляхом прямоточного скидання газу з адсорбера В1. При завершенні продувки відбувається вирівнювання тиску в адсорберах В1 і В3, після чого починається протиточна продування адсорбера В1 продукційним газом з адсорбера В4 під тиском, близькому до атмосферного. Із закінченням продувки поступово підвищується і вирівнюється тиск в адсорберах В1 і В4. Подальше зростання тиску в В1 відбувається при вирівнюванні тиску з колоною В2. Робочий тиск стадії адсорбції досягається в колоні В1 подачею продукційного газу з адсорбера В3, після чого цикл, починаючи з кроку адсорбції, повторюється.

Операції, описані вище для колони В1, проводяться у всіх колонах даної установки з певним зсувом у часі, при цьому кожному $\frac{1}{4}$ всього часу циклу одна колона проходить стадію адсорбції, в той час як в інших відбувається або підвищення тиску або зниження тиску, або продування. Час циклу складає близько 10 хв.

У роботі [6] описується 9-ти адсорберна установка для виділення водню і діоксиду вуглецю з газового потоку, що надходить з установки риформінгу вуглеводнів. У загальному випадку в якості небажаних компонентів розглядаються метан, оксид вуглецю і азот. Схема установки наведена на рис. 1.3. В якості адсорбенту в адсорберах верхнього за схемою ряду обраний цеоліт NaX; в адсорберах нижнього ряду використовується 2-х шаровий адсорбент NaX-ВаХ. Цеоліт NaX значною мірою сорбує діоксид вуглецю, тоді як ВаХ використовується переважно для очищення потоку від монооксиду вуглецю, метану та азоту. Чистота виробленого водню складає

~ 99,99% при ступені вилучення ~88%.

Розглянемо роботу цієї установки на прикладі однієї колони. Вихідний

газ при температурі 5-65°C та тиску 200-3500 кПа надходить в колону 1а, де відбувається сорбція більшої частини діоксиду вуглецю. З колони 1А очищений від діоксиду вуглецю потік направляється в колону 1В, в якій поглинаються залишилися домішки CO, N₂, CH₄. З колони 1В виходить продукційний газ - водень високої чистоти. Далі колону 1А піддають прямоточно продувці потоком, збагаченим діоксидом вуглецю, а в колоні 1А протиточно знижують тиск до 100 кПа, після чого проводиться

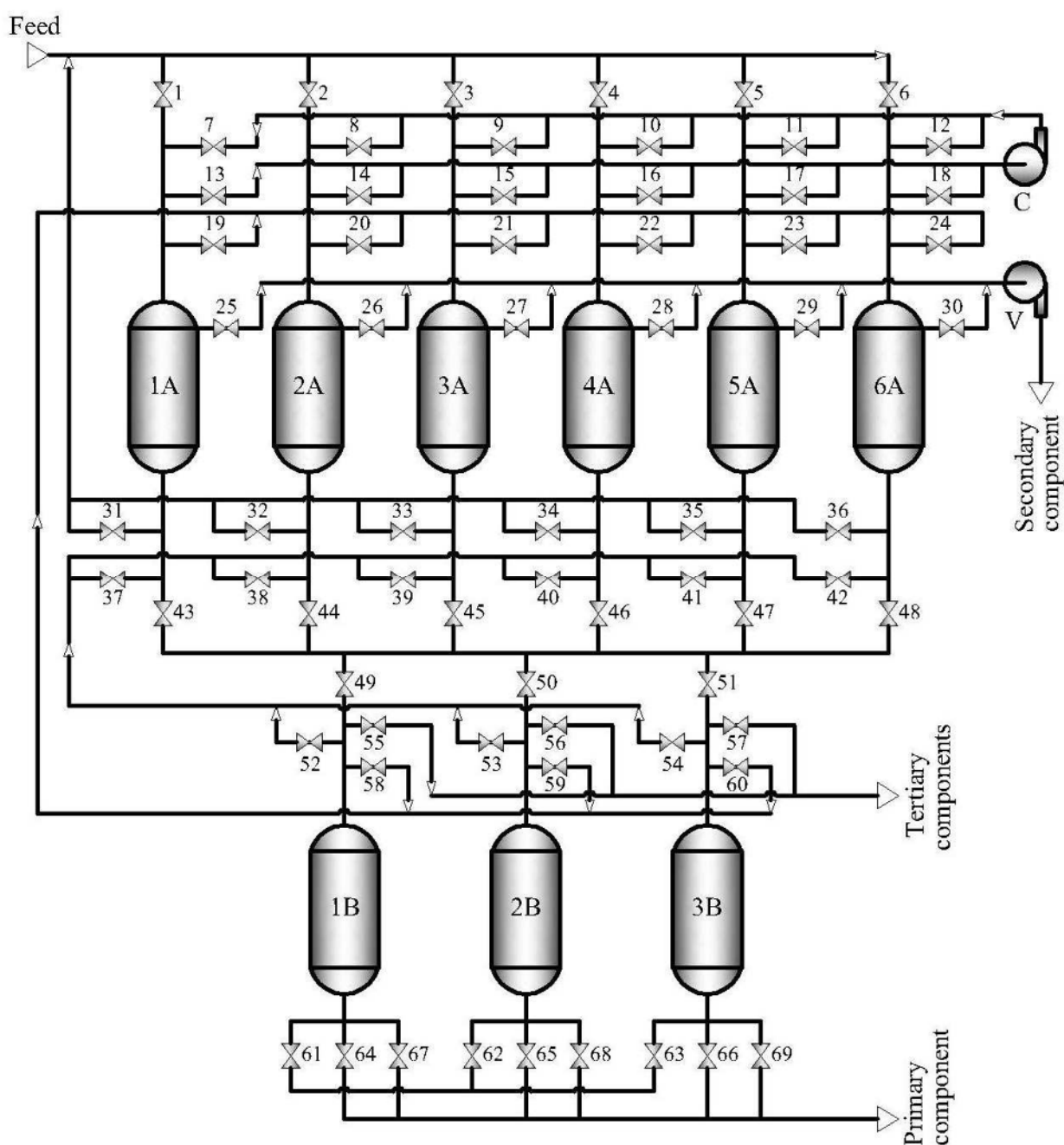


Рис. 1.3 Схема 9-ти адсорбційної установки для отримання водню та діоксиду вуглецю

регенерація адсорбенту. Сорбат (концентрований діоксид вуглецю) виводиться з установки за допомогою вакуум-насоса V, при цьому тиск у колоні падає до 5-25 кПа. Із закінченням регенерації виробляється підйом тиску в колоні і вирівнювання тиску в колонах 1А і 1В. Подальше підвищення тиску в колоні 1А здійснюється при вирівнюванні тиску в колонах 1А і 2В. Тиск в колоні 1А доводиться до робочого значення стадії адсорбції 200-3500 кПа з ростом тиску в колоні 1В при протivotочної подачі репродукційного газу 1В в колону 1А. При досягненні в колоні 1А зазначеного тиску цикл повторюється, починаючи з кроку адсорбції.

Операції, описані вище для колони 1А, проводяться у всіх колонах 1А-6А установки з певним зрушенням у часі, при цьому кожна 1/6 всього часу циклу тільки одна з колон 1А-6А і одна з колон 1В-3В проходять стадію адсорбції. Тривалість стадії адсорбції становить 4 хв. Час робочого циклу колон 1В-3В - в 2 рази менше, ніж для колон 1А-6А. Таким чином, кожна з колон 1В-3В працює поперемінно з 2-ма колонами з ряду 1А-6А. час робочого циклу колон 1А-6А становить 24 хв.

Схема іншої 9-ті адсорберної водородо-добувної установки наведена на рис. 1.4. Установка призначена для виділення водню з продукційного газу вуглеводневого риформінгу, що містить метан, оксид вуглецю, діоксид вуглецю, воду і азот. Також мається можливість сорбції важких вуглеводнів (етан, пропан, бутан, етилен та ін.), сірководню і аміаку. Заявлена чистота продукційного водню не нижче 95 %.

У колонах використовується багат шаровий адсорбент. Перший шар складається з цеоліту СаА або LiX (можлива їх комбінація), другий шар може включати в себе активне вугілля, активний алюміній, цеоліт NaА або 13Х.

Установка працює за напірною схемою. Вихідний газ з температурою 20-100 °С подається під тиском 0,3-0,7 МПа. Потік газу надходить в колони через клапани VF. Очищений газ з адсорберів подається до споживачів через відповідні клапани VP. Клапани VP також беруть участь у протиточковому підйомі тиску в колоні перед кроком адсорбції. Одночасно на стадії адсорбції

(виробництва водню) знаходяться три колони і відкриті три відповідних клапана VF. Через клапани VR здійснюється протиточне продування і регенерація відпрацьованих адсорберів шляхом подачі продукційного газу в відповідну колону через дросель 30 відповідно до циклограмою роботи установки. На кожному кроці робочого циклу 3 з 9 клапанів VR знаходяться у відкритому положенні. Продувний газ з колон виводиться через клапани VE. Клапани VE відкриті протягом кроку регенерації і продувки адсорбера. Клапани VQ служать для вирівнювання тиску в адсорберах. На кожному кроці робочого циклу відкритий один з 9-ти клапанів VQ. Окремо розглядається інший варіант запропонованої схеми із застосуванням роторних клапанів, що істотно спрощує установку шляхом заміни 9-ти клапанів VF і 9 клапанів VE з 2 роторними клапанами.

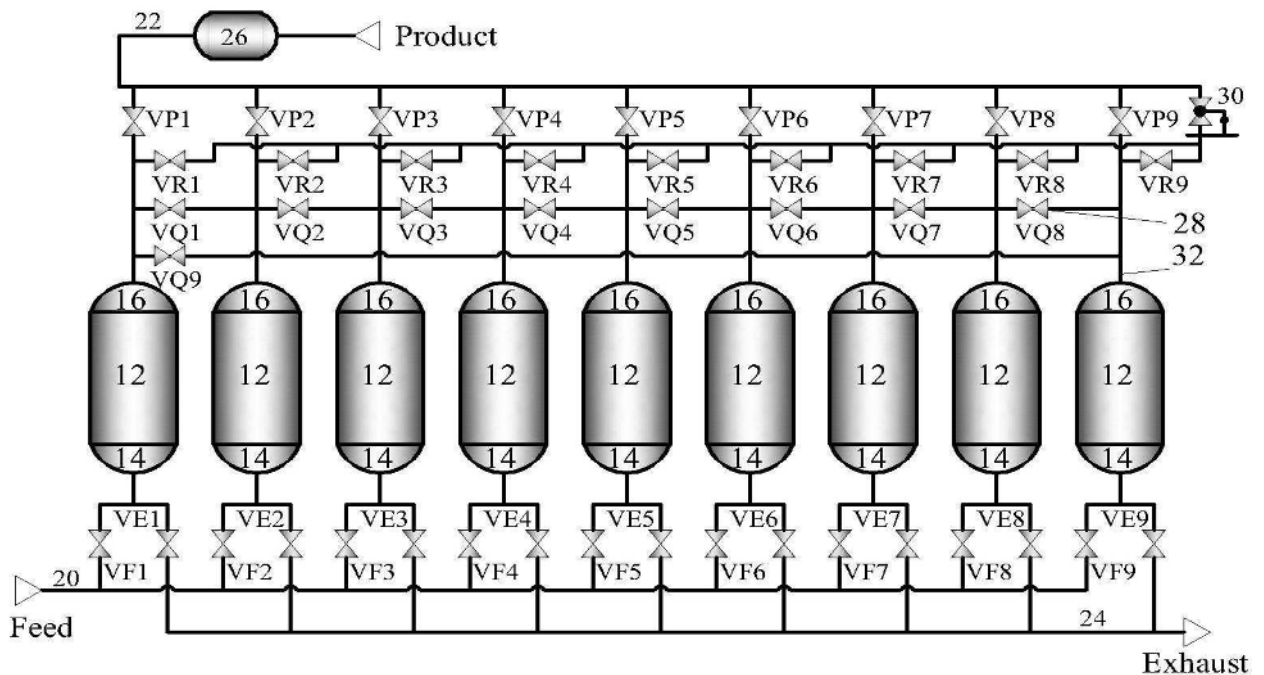


Рис. 1.4. Схема 9-ти адсорбційної установки для отримання водню

При цьому проектування нових адсорбційних установок, як правило, не обходиться без етапу математичного моделювання розглянутих технологічних процесів. Адекватна математична модель дозволяє з достатньою точністю прогнозувати поведінку досліджуваного об'єкта, оптимізувати конструкційні та технологічні параметри установки, визначити допустимі режими роботи і виробляти вибір найбільш ефективних керуючих впливів.

1.3. Аналіз сучасного стану в області математичного моделювання процесів адсорбційного розділення

Всі методи розв'язання рівнянь математичних моделей можна розділити на аналітичні та алгоритмічні (чисельні) [7-11].

Аналітичні методи дозволяють отримати рішення рівнянь математичної моделі в аналітичній формі і з найменшими обчислювальними витратами вивчити властивості об'єкта керування, його якісну поведінку, застосовуючи для цього добре розвинені математичні методи аналізу аналітичних функцій. Сплеск інтересу до аналітичних методів при математичному моделюванні, що спостерігається в даний час, пов'язаний з появою таких пакетів програм для математичних обчислень як Derive, MatLab, Mathcad, Maple, Mathematica, Scientific Workplace та ін. [12]. Застосування подібних програмних засобів не тільки спрощує процедуру отримання рішення, але і полегшує подальший аналіз отриманого рішення із застосуванням різного роду візуалізаторів. Детальний опис математичних пакетів, порівняння та аналіз їх можливостей широко представлені в літературі [13]. Однак аналітичні методи дозволяють отримати рішення тільки для відносно нескладних математичних моделей у вузькому діапазоні значень параметрів. У більшості випадків при дослідженні моделей використовуються чисельні методи.

При чисельному підході сукупність математичних співвідношень моделі замінюється скінченномірним аналогом, що, як правило, досягається дискретністю вихідної задачі, тобто переходом від функцій безперервного аргументу до функцій дискретного аргументу. Знайдене за допомогою алгоритму рішення дискретної задачі приймається за наближене рішення вихідної математичної задачі. Ступінь наближення залежить як від похибок самого методу, пов'язаних із заміною вихідної моделі її дискретним аналогом, так і від помилок округлення, що виникають при виконанні будь-яких розрахунків на ЕОМ. Основною вимогою до обчислювального алгоритму є необхідність отримання рішення вихідної задачі із заданою точністю за кінцеве число кроків. У порівнянні з аналітичними методами безсумнівною перевагою

алгоритмічних методів є відсутність принципових обмежень на складність моделі, що дозволяє застосовувати їх для дослідження систем високого ступеня складності [11]. Наприклад, чисельні методи знайшли широке застосування для вирішення систем диференціальних рівнянь, в тому числі, в приватних похідних.

Для вирішення рівнянь математичної моделі, що включає в себе диференціальні рівняння в приватних похідних, можуть використовуватися різні чисельні методи [13]:

- **метод скінченних різниць** передбачає введення різницевої сітки в області безперервної зміни аргументів і заміну похідних диференціальних рівнянь в приватних похідних скінченнорозностними аналогами. В результаті отримуємо систему алгебраїчних рівнянь, з якої знаходяться значення сіткових функцій у вузлах сітки, наближено рівні значенням шуканих функцій;

- **метод прямих** перетворює диференціальні рівняння в частини похідних до системи звичайних диференціальних рівнянь. У цьому методі сітка вводиться тільки для частини змінних, які розглядаються як дискретні, а одна змінна (зазвичай час) залишається безперервною. Отримана таким чином система вирішується чисельними методами розв'язання звичайних диференціальних рівнянь (методи Рунге-Кутта, Адамса та ін.);

- **метод прямих з ортогональною колокацією** є модифікацією методу прямих. Диференціальні рівняння в частини похідних також перетворюються до системи звичайних диференціальних рівнянь, але похідні за просторовими координатами обчислюються не через кінцеві різниці, а за допомогою полінома Лагранжа.

- **метод швидкого перетворення Фур'є**. Вихідна система диференціальних рівнянь у частини похідних перетворюється за Фур'є. Змінні в перетвореній системі рівнянь є відображеннями оригіналів змінних вихідної системи. Отримані рівняння вирішуються чисельними методами розв'язання звичайних диференціальних рівнянь (методи Рунге - Кутта, Адамса та ін.), після чого виконується зворотне перетворення Фур'є. Таким чином, знаходиться

значення оригіналу. На наступних ітераціях всі описані вище операції повторюються. Даний метод накладає обмеження на типи функцій, до яких він може бути застосований, а саме, функції повинні бути періодичними;

- **метод характеристик** передбачає знаходження аналітичними методами характеристичних кривих диференціальних рівнянь в частини похідних (перетворення, що дозволяє проводити пряме інтегрування) і чисельне рішення рівнянь за даними кривим [11].

Параметрична ідентифікація являє собою процедуру визначення значень невідомих коефіцієнтів математичної моделі за експериментальними даними. При цьому розрізняють такі зворотні задачі [7]: коефіцієнтні, граничні, ретроспективні та геометричні.

В результаті рішення зворотної задачі знаходяться невідомі коефіцієнти моделі, при яких нев'язка розрахованих за моделлю вихідних змінних і експериментальних значень досягає мінімального значення. Для вирішення задачі параметричної ідентифікації використовуються традиційні методи багатовимірної оптимізації [11-13].

Перевірка адекватності математичної моделі переслідує дві мети [7]:

- переконатися в справедливості сформульованого математичного опису розглянутого процесу;

- встановити, що точність отриманих результатів відповідає заданій.

Перевірка адекватності розробленої математичної моделі виконується шляхом порівняння з наявними експериментальними даними, отриманими на реальному об'єкті або з результатами інших, створених раніше, які добре себе зарекомендували.

Вирішення питання про точність моделювання залежить від вимог, що пред'являються до моделі. При цьому повинна враховуватися точність отримання експериментальних результатів. Для перевірки адекватності математичної моделі використовується додатковий набір експериментальних даних, відмінних від тих, які використовувалися для проведення параметричної ідентифікації моделі.

1.4. Системи керування циклічними адсорбційними процесами

Розробка системи керування починається з аналізу технологічного процесу як об'єкта керування. Даний аналіз передбачає вивчення властивостей розглянутого об'єкта, виявлення основних збурюючих і керуючих впливів, контрольованих (вихідних) змінних, визначення допустимих діапазонів їх зміни.

Одним з важливих аспектів даного аналізу є визначення збурюючих і керуючих впливів. В якості керуючих впливів в адсорбційних системах можуть використовуватися:

1. Тривалість робочого циклу є ключовою характеристикою циклограми перемикання клапанів адсорбційної установки. У переважній більшості технологічних схем адсорбційного поділу і очищення тривалість робочого циклу істотно впливає на чистоту і ступінь вилучення продукту. У певних умовах функціонування приймає оптимальне значення.

2. Тиск адсорбції і регенерації мають суттєвий вплив на чистоту і ступінь вилучення продукту.

3. Витрата продувального газу застосовується в якості керування в багатоадсорберних установках, де продукційний газ з одних адсорберів направляється в інші адсорбери для регенерації адсорбенту.

4. Продуктивність установки може використовуватися для керування процесом в тих випадках, коли ця величина суворо не регламентується. При цьому зменшення продуктивності в процесах адсорбційного поділу і очищення, як правило, сприяє підвищенню чистоти продукту.

Інтенсивність масообмінних процесів є одним з новітніх підходів до керування адсорбційним процесом, використовується в установках КБА (RPSA), в яких використовуються адсорбери з рухомим шаром адсорбенту, у яких застосовується зміна швидкості обертання пластин з адсорбентом в адсорбері.

При цьому основними збурюючими впливами для адсорбційних

установок є:

- тиск газу на вході, на продукційному і скидному виходах установки (скидний тиск може вважатися постійним в разі скидання продувочного газу в атмосферу);

- температура і склад вихідного газу, що надходить в установку.

В якості основних вихідних змінних в циклічних адсорбційних процесах застосовуються:

- склад продукційної газової суміші і ступінь вилучення (вихід) цільового продукту;

- продуктивність установки розглядається як вихідна координата в тому випадку, якщо витрата продукційного газу деяким чином регламентований;

- температура продукційної газової суміші береться до уваги в залежності від того, для яких цілей використовується продукт адсорбційного поділу або очищення.

Наступним етапом створення автоматизованої системи керування є постановка завдання керування, при цьому розглядаються можливі режими функціонування об'єкта.

Вибір конкретного алгоритму і системи керування проводиться з урахуванням технологічних і техніко-економічних обмежень і є окремим завданням. Для керування адсорбційними циклічними процесами може бути застосований широкий спектр різних систем керування. На практиці керування адсорбційними установками здійснюється переважно за допомогою систем з фіксованими, налаштовуваними параметрами і постійною структурою [2,3]. При проектуванні систем автоматичного та автоматизованого керування зазвичай виходять з відомого характеру впливу на систему керування і припускають, що цей характер, а також параметри системи керування при роботі не змінюються або змінюються незначно. Однак характеристики реальних зовнішніх впливів можуть істотно відрізнятися від прийнятих при розрахунку системи внаслідок неповної апріорної (початкової) інформації про ці впливи. Тому і процеси, що відбуваються в системі керування, будуть

відрізнятися від розрахункових або оптимальних, а похибки системи керування можуть перевищувати допустимі межі, що в окремих випадках унеможливорює застосування автоматизованих систем керування з постійною структурою [14-15].

Крім зміни характеристик зовнішніх впливів не залишаються постійними також деякі параметри об'єкта керування. Вони можуть повільно змінюватися по мірі «старіння» адсорбенту, зміни характеристик навколишнього середовища (температури, тиску, вологості) та з інших причин [16-19].

Таким чином, в умовах неповної апріорної інформації (тобто в умовах початкової невизначеності) про зовнішні впливи і про параметри об'єкта системи керування з постійною структурою і фіксованими налаштовуваними параметрами, заданими на етапі проектування, не забезпечують необхідної якості керування. Для ефективного керування технологічним процесом в зазначених умовах стає актуальною розробка гнучких систем керування, що дозволяють застосовувати динамічну зміну структури і параметрів налаштування системи керування з метою стабілізації або оптимізації заданого критерію якості [18,19].

Найбільш раціональним рішенням є застосування адаптивних систем керування. У системах даного класу, як випливає з назви, реалізується адаптація, яка зменшує первісну невизначеність за допомогою інформації, одержуваної в процесі керування. В адаптивних (що пристосовуються) системах автоматично в процесі роботи системи поповнюється інформація про зміну характеристик зовнішніх впливів і параметрів об'єкта керування і автоматично виробляються зміни в системі керування, що забезпечують необхідну або найкращу (оптимальну за яким-небудь критерієм) якість керування об'єктом в умовах, що змінюються.

Функціонально-структурна схема адаптивної системи керування в загальному вигляді наведена на рис. 1.5. Система складається з двох основних блоків - основної системи керування (блок керування БК, об'єкт керування ОК,

охоплені зворотним зв'язком) та пристрою автоматичної адаптації ПА. Основна система в залежності від її призначення вирішує певну задачу (наприклад, завдання стабілізації, програмного керування та ін.), а пристрій адаптації ПА здійснює настройку блоку керування БК основної системи, змінюючи її параметри і структуру при змінних умовах роботи. Зокрема, якщо змінюються задаючий $z(t)$ і (або) збурюючий $L(t)$ вплив, то в результаті аналізу сигналів, які надходять в ПА заздалегідь закладеним алгоритмом виробляється керуючий вплив V , забезпечуючи кожен раз мінімальну похибку роботи системи [19].

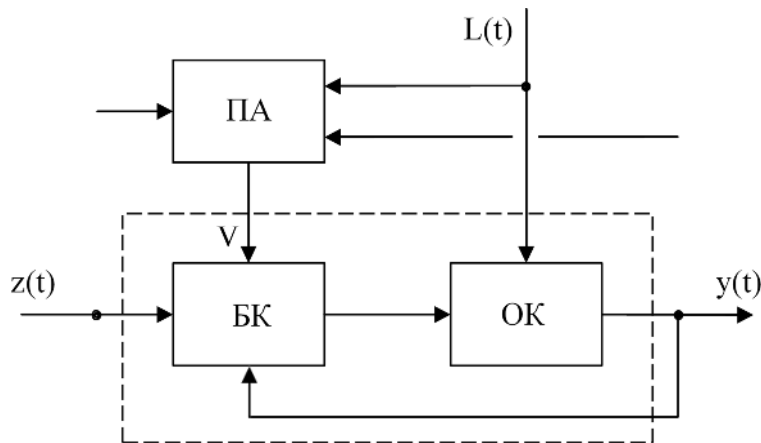


Рис. 1.5 Функціонально-структурна схема адаптивної системи керування: ОК - об'єкт керування, БК - блок керування, ПА - пристрій адаптації.

Адаптивні системи являють собою досить великий клас систем керування, що мають специфічні властивості та реалізують різні стратегії адаптації.

За характером налаштування адаптивні системи поділяються на [15]: самоналагоджувальні системи; системи, які самоорганізуються; системи з адаптацією в особливих фазових станах; системи, які навчаються.

У самоналагоджувальних системах адаптація досягається зміною параметрів налаштування системи керування. У тих випадках, коли зміни характеристик зовнішніх впливів або параметрів системи мають широкий діапазон і самонастройка системи зміною настроювальних параметрів не забезпечує підтримки бажаного режиму, вдаються до зміни структури

системного керування. Адаптивні системи, в яких адаптація досягається зміною параметрів і структури, називаються системами, які самоорганізуються [19].

У системах з адаптацією в особливих фазових станах спеціально організуються особливі режими (режим автоколивань, ковзні режими та ін.), які є додатковим джерелом робочої інформації про зміни характеристики об'єкта керування, або надають системі нові властивості, за рахунок яких динамічні характеристики об'єкта керування підтримуються в припустимих діапазонах незалежно від змін умов роботи системи керування.

Системи керування, які навчаються, реалізують процеси навчання, які полягають в поступовому накопиченні, запам'ятовуванні та аналізі інформації про поведінку системи керування і зміні алгоритмів керування в залежності від набутого досвіду. У таких системах якість керування (наприклад, точність) підвищується з часом експлуатації системи. У найпростішому випадку в систему, яка навчається, вводиться другий контур адаптації, який удосконалює алгоритм роботи першого контуру адаптації за результатами аналізу його функціонування [18].

В залежності від завдання адаптації адаптивні системи можна розділити на [18]: системи зі стабілізацією якості керування; системи з автоматичною оптимізацією якості керування (системи екстремального керування).

Завданням адаптивної системи керування зі стабілізацією якості є підтримка критерію якості на певному рівні або в певних межах. Контур адаптації тут виконує завдання стабілізації критерію якості керування. Критерієм якості в залежності від завдань керування можуть служити безпосередньо динамічні характеристики системи (перехідні функції і частотні характеристики), різні непрямі показники якості перехідних процесів (наприклад, інтегральні оцінки), точність (наприклад, середньоквадратична помилка), к. п. д., продуктивність, вартість та ін.

Завданням адаптивної системи з автоматичною оптимізацією якості (системи екстремального керування) є пошук оптимального (екстремального)

значення критерію якості та його підтримання постійним. Критерій якості керування в даному випадку може бути названий критерієм оптимальності.

Системи екстремального адаптивного керування за способом визначення екстремуму критерію якості можуть бути пошуковими і безпошуковими. Серед пошукових систем можна виділити [19]: системи із запам'ятовуванням екстремуму; системи з керуванням по похідній; системи з модулюючими впливами (з синхронним детектуванням); системи крокового типу.

У системах із запам'ятовуванням екстремуму обчислюється різниця між найбільшим значенням керованої величини, досягнутим в попередні моменти часу, і поточним його значенням (рис. 1.6). Керована величина записується в елемент пам'яті (ЕП), який фіксує тільки зростання величини (запам'ятовування відбувається тільки при збільшенні). В елементі порівняння (ЕП) порівнюються поточне і максимальне значення величини, сигнал різниці надходить в блок сигнум-реле (СР), керуючий виконавчим механізмом (ВМ). Таким чином, реалізується безперервний рух у бік екстремуму. Зрештою, в системі встановлюються коливання навколо знайденого екстремуму керованої величини [15, 18].

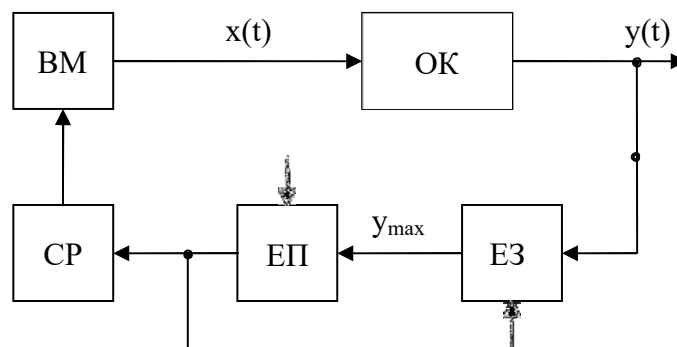


Рис. 1.6. Функціонально-структурна схема системи із запам'ятовуванням екстремуму: ОК - об'єкт керування, ВМ - виконавчий механізм, СР - сигнум-реле, ЕП - елемент порівняння, ЕЗ - елемент запам'ятовування.

Особливістю систем з керуванням по похідній є наявність

диференціаторів в контурі керування (рис. 1.7). Диференціюванню за часом піддається керована координата, а також в деяких системах і керуючі змінні. Сигнал, пропорційний обчисленій похідній має полярність, яка відповідає тієї ж похідній, використовується для зміни керуючого впливу в процесі регулювання. При досягненні екстремуму керованої координати її похідна прагне до нуля, що фіксує поточні значення керуючих впливів.

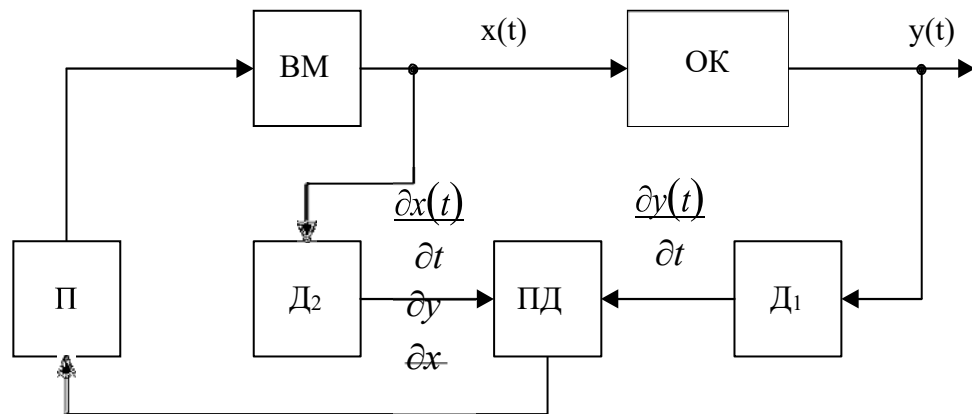


Рис. 1.7. Функціонально-структурна схема системи з керуванням за похідною: ОК - об'єкт керування, ВМ - виконавчий механізм, П - підсилювач, Д1, Д2 - диференціатори, ПД - подільник.

Однак, дані системи керування мають серйозні недоліки, що обмежують їх практичне застосування. Зміна похідної керованої величини викликається не тільки керуючими впливами, але і неконтрольованими збуреннями, що призводить до похибки підтримки екстремуму. Крім того, диференціатори чутливі до шуму, що вимагає введення в систему додаткових елементів фільтрації і демпфірування [18].

Системи з модулюючими впливами (з синхронним детектуванням) припускають подачу на вхід об'єкта тестових гармонійних коливань невеликої амплітуди (рис. 1.8). Вихідний сигнал при цьому має постійну складову, першу гармоніку і кратні гармоніки. Для визначення похідною сигналу по керуючому впливу, відповідно до теорії методу, необхідно виділити першу гармоніку з вихідного сигналу, помножити її на опорне коливання

(гармонійний сигнал) і поточний добуток усереднити за період. Ця процедура називається синхронним детектуванням. Технічно синхронний детектор являє собою пристрій множення з усереднюючим фільтром. На вхід детектора подається сигнал з виходу об'єкта і опорний сигнал тієї ж частоти з генератора [15].

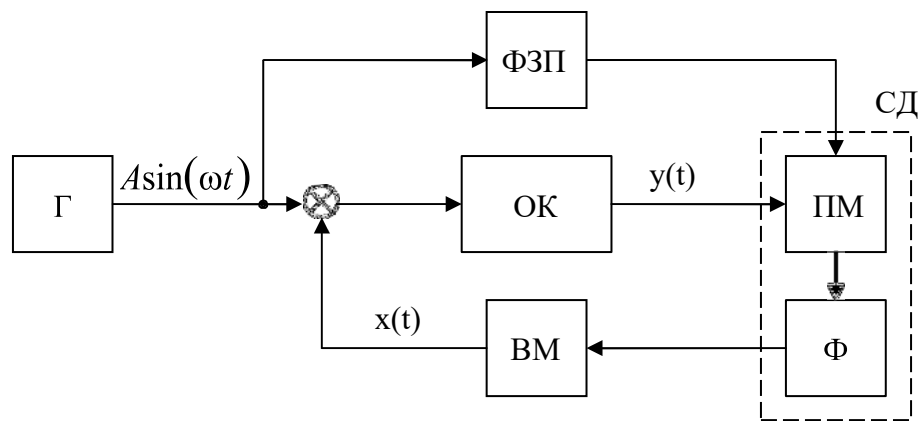


Рис. 1.10 Функціонально-структурна схема системи з синхронним детектуванням: ОК - об'єкт керування, ВМ - виконавчий механізм, Г - генератор гармонійного сигналу, ФЗП - фазозсуваючий пристрій, СД - синхронний детектор, ПМ - пристрій множення, Ф - усереднюючий фільтр.

Системи крокового типу використовують широко поширені методи пошуку екстремуму функцій багатьох змінних, такі як: метод градієнта, метод найшвидшого спуску, метод Гаусса-Зейделя, а також методи випадкового пошуку. Кожен метод реалізує деяку стратегію покрокового руху в напрямку екстремуму [16]. Системи даного типу, як правило, містять еталонну модель керованого об'єкта в контурі керування.

До безпошукових адаптивних систем відносяться такі системи, в яких екстремум критерію оптимальності підтримується без спеціальних пошукових коливань. Безпошукові системи будуються із застосуванням диференціальних схем, а також за допомогою аналітичних методів вирішення задачі знаходження екстремуму. У диференціальних системах екстремального керування для досягнення екстремуму використовується різницеий сигнал,

якій отримується в результаті зміщення екстремальних характеристик об'єкта керування або його моделей. Застосування аналітичних адаптивних систем вимагає наявності аналітичного визначення екстремуму критерію якості на конкретному об'єкті керування. Особливістю безпошукових систем є більш висока швидкодія і вимога більшої апріорної інформації про об'єкт керування [16].

Таким чином, розробка і дослідження гнучких систем керування з автоматичною адаптацією є актуальним завданням при вирішенні питань керування технологічними процесами в умовах неповної інформації про характер зміни зовнішніх впливів і параметрів об'єкта.

Розроблені системи керування реалізуються на конкретних об'єктах за допомогою технічних засобів автоматизації. Рівень автоматизації в кожному конкретному випадку може бути різним. До недавнього часу були широко поширені системи керування, побудовані на базі локальних регуляторів не взаємозв'язаних параметрів і програмних задатчиків. Недоліками таких систем були низька ефективність керування технологічним процесом, невисока надійність, складності, пов'язані з розширенням і модернізацією.

В даний час існує широкий спектр універсальних мікропроцесорних засобів, програмно-технічних комплексів (ПТК), розроблених для побудови АСУ ТП різної структури, які надають широкі можливості з проектування, розширення і модернізації існуючих систем.

У загальному випадку ПТК включають в себе [18]:

- програмовані логічні контролери та інтелектуальні пристрої зв'язку з об'єктом;
- робочі станції та сервери різного призначення;
- промислові мережі;
- прикладне програмне забезпечення.

Використання ПТК для розробки автоматизованих систем керування адсорбційних установок дозволяє підвищити ефективність керування, підвищити надійність системи керування, робить таку систему гнучкою, яка

легко конфігурується, розширюється, а також представляє можливості візуалізації, архівації та ін.

Ефективність керування досягається, головним чином, застосуванням прикладного програмного забезпечення, що реалізує спеціалізовані алгоритми керування для кожного конкретного технологічного процесу. Таким чином, розрізнені контури керування, характерні для локальних систем з «жорстким» керуванням, об'єднуються в загальну систему, що допускає динамічне налаштування.

Надійність автоматизованих систем керування підвищується, в тому числі, і за рахунок резервування. Резервування в ПТК може здійснюватися на декількох рівнях [18]: на рівні контролерів; на рівні серверів різного призначення; на рівні мережі.

Можливості, пов'язані з візуалізацією та архівацією, представляє спеціалізоване програмне забезпечення SCADA-систем (Supervisory Control And Data Acquisition) - спостереження, керування та збір даних). Основні функції, що виконуються SCADA-системою, наступні [19]:

- безперервний моніторинг технологічних параметрів (відображення поточних значень технологічних параметрів і побудова графіків, трендів);
- сигналізація аварійних ситуацій на об'єкті керування;
- віддалене керування;
- ведення архівів про хід технологічного процесу;
- генерація звітів;
- забезпечення мережевої взаємодії елементів системи.

Вибір програмно-технічних засобів проводиться в кожному конкретному випадку з урахуванням певних технологічних і економічних вимог, а також експертної інформації [19].

Висновки до розділу 1

1. З проведеного аналізу випливає актуальність задачі створення гнучких автоматизованих установок адсорбційного поділу з циклічною зміною тиску, що забезпечують їх функціонування з високим рівнем економічності та ресурсозбереження незалежно від випадкових змін змінних стану сировинних потоків і часткової невизначеності коефіцієнтів математичної моделі.

2. Узагальнення наукових досягнень і удосконалення математичної моделі циклічного процесу адсорбційного отримання водню і структури автоматизованої системи керування, що забезпечує підтримку максимальної концентрації водню у готовій продукції.

3. Удосконалення технологічного процесу виробництва водню; проаналізувати вплив збурюючих чинників; обґрунтувати структуру автоматизованої системи керування технологічним процесом виробництва водню та провести її дослідження.

4. Зважаючи на всі переваги та недоліки кожної функціонально-структурної схеми системи найбільш ефективно керування буде можливе при використанні ПТК для розробки автоматизованих систем керування.

РОЗДІЛ 2. ТЕХНОЛОГІЧН ПРОЦЕС АДСОРБЦІЙНОГО ПОДІЛУ ГАЗОВОЇ СУМІШІ З ОТРИМАННЯМ ВОДНЮ

Метою проведення аналізу циклічного процесу адсорбційного отримання водню як об'єкта керування і розробки системи керування цим процесом є удосконалення математичної моделі динаміки технологічного процесу, яка дозволяє розраховувати профілі концентрацій компонентів і температури в газовій і твердій фазах і профілі температури газової фази і адсорбенту по висоті шару адсорбенту в залежності від часу [20-23].

2.1 Опис технологічного процесу виробництва водню

На рис 2.1 представлена технологічна схема 4-х адсорбційної установки адсорбційного поділу для отримання водню з водневмісних технологічних потоків хімічної і нафтохімічної промисловості. Отриманий водень може бути використаний в різних процесах нафтохімічних виробництв в залежності від вимог до чистоти і витраті газу. 4-х адсорберні схеми набули широкого поширення в промисловості не тільки при добуванні водню, але і в інших процесах газового поділу, наприклад, в процесах повітрязділення [2,3].

Представлена на рис. 2.1 установка призначена для отримання водню з газової суміші: водень $65 \pm 2 \%$, діоксид вуглецю $34 \pm 2\%$ і оксид вуглецю $1 \pm 0,5 \%$. Газова суміш подається в установку після попереднього осушення, яка в даній дипломній магістерській роботі не розглядається. Вихідна газова суміш надходить на вхід установки з надлишковим тиском $2,1 \pm 0,2$ МПа та температурою 30 ± 5 °С.

Підйом тиску в адсорберах А1-А4 проводиться відкриттям керованих клапанів К1.1, К2.1, К3.1 та К4.1 відповідно, через які газ підводиться до шару адсорбенту. В якості адсорбенту використовується синтетичний цеоліт СаА. Продукційний водень виводиться з адсорберів через керовані клапани К1.2, К2.2, К3.2 і К4.2 і направляється до споживачів через ресивер Р.

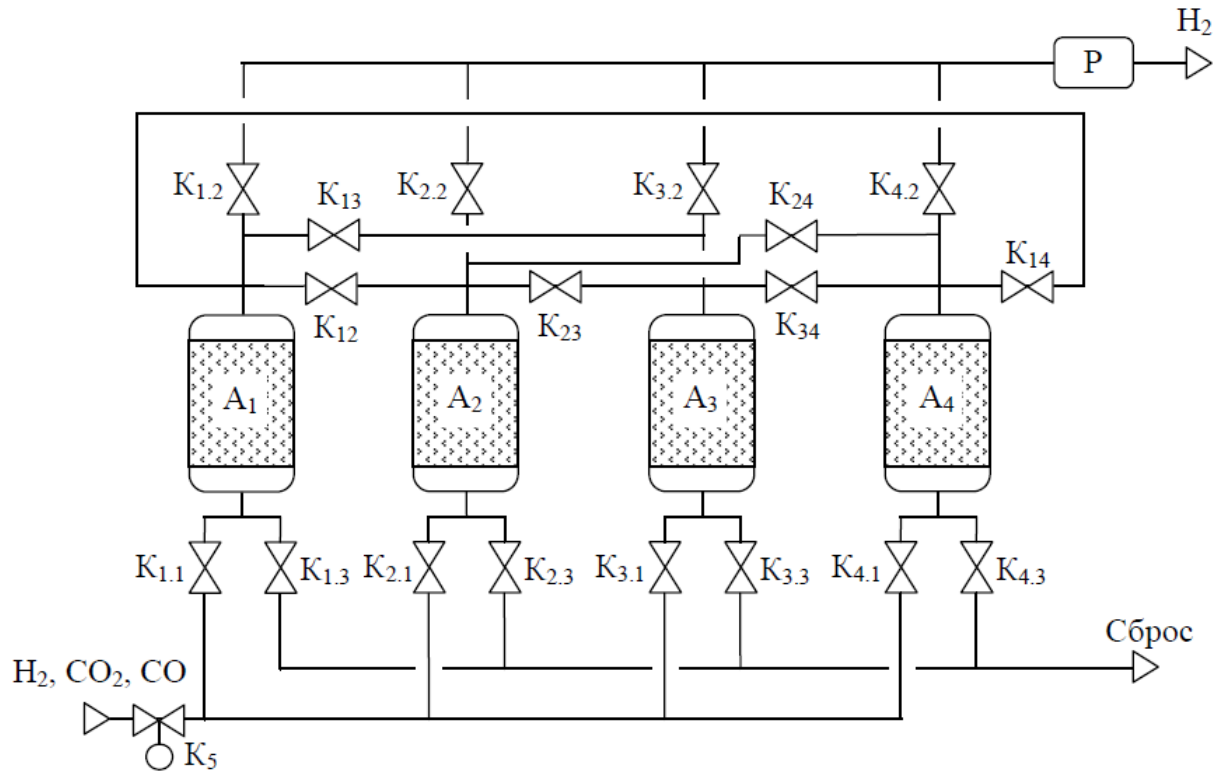


Рис. 2.1. Технологічна схема 4-адсорберної установки для отримання водню: А1-А4 адсорбери, К - керовані клапани, Р - ресивер.

Протиточна регенерація шару адсорбенту в колонах здійснюється шляхом пропускання продувної газової суміші через клапани К12, К13, К14, К23, К24 і К34. Через клапани К1.3, К2.3, К3.3 і К4.3 здійснюється скидання продувного газу на етапі регенерації.

Розглянемо роботу установки на прикладі адсорбера А1 по циклограмам, наведеним на рис. 2.2 та рис. 2.3.

Через клапан К1.1 в адсорбер А1 подається вихідна суміш, де починається стадія адсорбції діоксиду і оксиду вуглецю (точка 1 рис.2.3), в результаті чого на виході адсорбера А1 утворюється продукційна газова суміш з вмістом водню 97 - 99,999%. Через рівні проміжки часу $\tau_{\text{ц}} / 4$ процес адсорбції циклічно повторюється в адсорберах А1, А2, А3 і А4, тобто процес отримання водню є безперервним.

У момент часу, якій відповідає точці 2, стадія адсорбції в адсорбері А1 завершується, газ, що його заповнює, скидається через відкритий клапан К13 в колону А3, при цьому тиск в ньому подає, а в колоні А3 зростає.

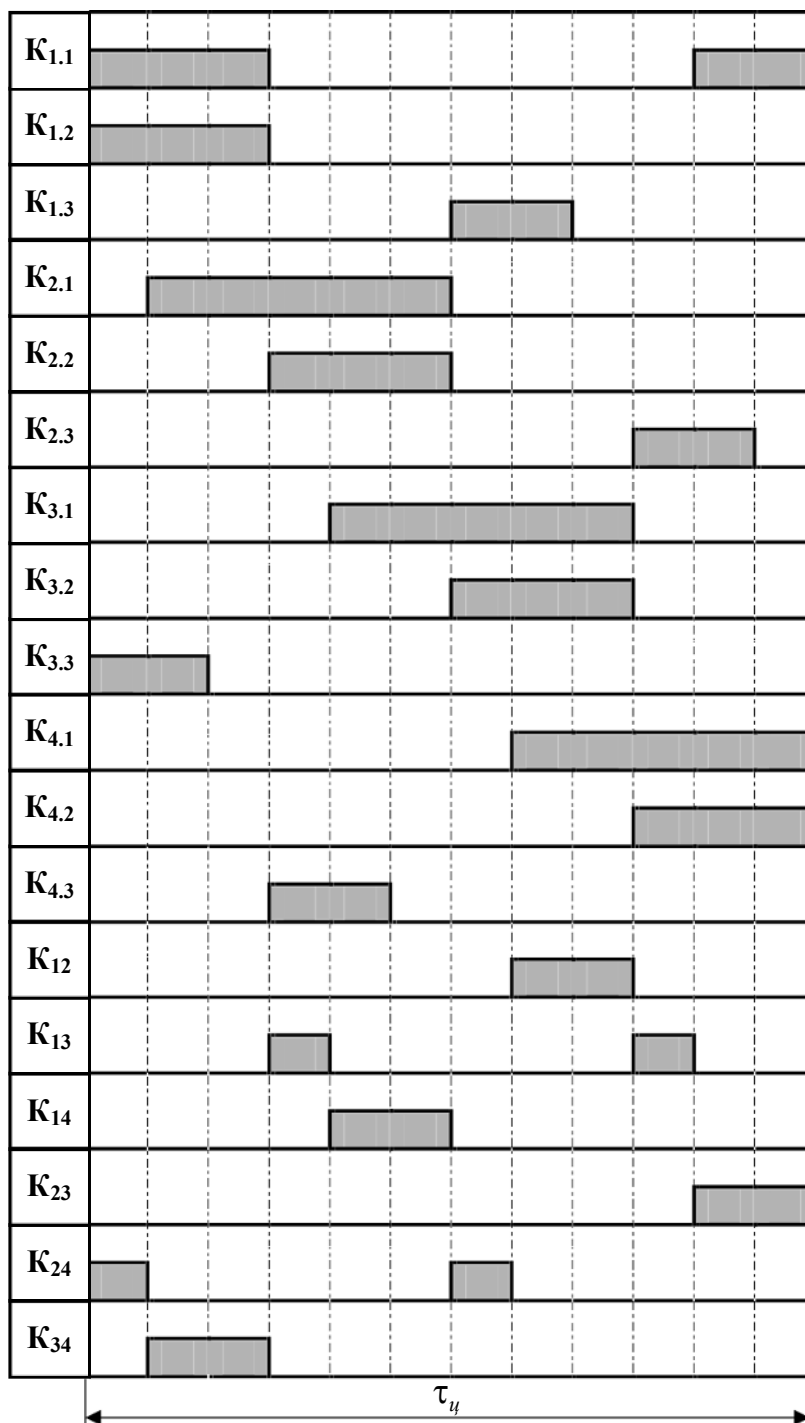




Рис. 2.2 Циклограма роботи клапанів:  - відкриття;  - закриття.

У точці 3 клапан K13 закривається, і газ, який залишився, з колони A1 використовується для протитечійної продувки адсорбера A4 через клапан K14. Продувний газ виводиться через скидний клапан K4.3. Коли адсорбент в колоні A4 буде регенований (точка 4), скидний клапан K4.3 закривається.

У точці 5 припиняється подача газу з колони А1 в А4 (клапан К14 закритий), залишок газу з А1 скидається в атмосферу через скидний клапан К1.3. Регенерація адсорбенту в А1 починається в точці 6. Відкривається клапан К12 і продукційний газ з колони А2 вводиться в адсорбер А1. Продувний газ виводиться з колони через відкритий скидний клапан К1.3. Продування завершується в точці 7, скидний клапан К1.3 закривається і тиск в адсорбері А1 починає рости, а в колоні А2 падає.

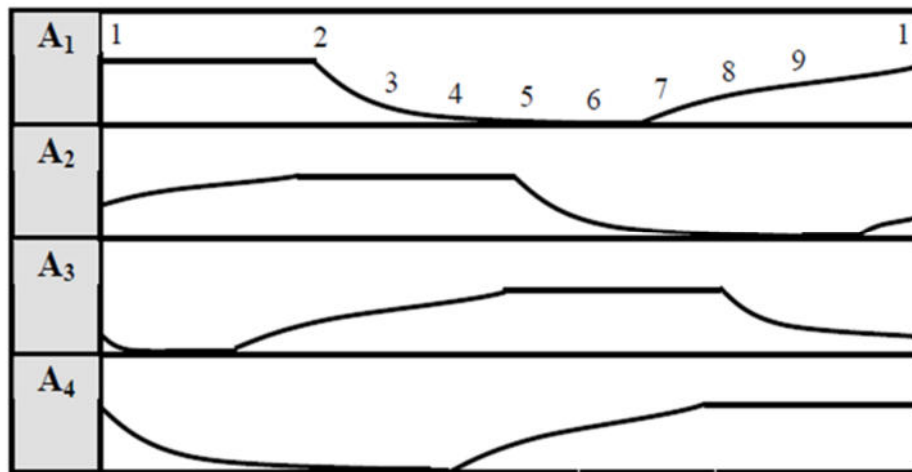


Рис. 2.3 Циклограма зміни тиску в адсорберах А1-А4

На відрізьку 8-9 подальший підйом тиску в А1 проводиться газом з адсорбера А3. Клапан К12 закривається, а К13 відкривається.

На останній ділянці 9-1 тиск в адсорбері А1 доводиться до робочого тиску адсорбції подачею вихідної газової суміші через відкритий клапан К1.1, після чого знову починається стадія адсорбції (точка 1).

Аналогічні, але зсунуті в часі циклічні операції проводяться в адсорберах А2, А3 і А4, як показано в таблиці 2.1.

Таблиця 2.1

Стадії адсорбційного процесу отримання водню в 4-х адсорбційній установці

A ₁	АД		ВТ1	ВТ2		СГ	Р	ВТ3	ВТ4	ПТ		
A ₂	ВТ4	ПТ		АД			ВТ1	ВТ2		СГ	Р	ВТ3
A ₃	СГ	Р	ВТ3	ВТ4	ПТ		АД			ВТ1	ВТ2	
A ₄	ВТ1	ВТ2		СГ	Р	ВТ3	ВТ4	ПТ		АД		

АД - адсорбція, ВТ - вирівнювання тиску (перепуск газу), СГ - скидання газу, Р - регенерація, ПТ - підйом тиску.

2.2. Параметрична ідентифікація математичної моделі

До параметрів, які підлягають ідентифікації, відносяться: кінетичні коефіцієнти для водню, діоксиду та оксиду вуглецю та швидкість переходу в рівнянні кінетики сорбції. Критерієм (цільовою функцією) при вирішенні задачі ідентифікації є функція наступного виду [24-27]:

$$F(\beta) = \sum_{l=1}^M \sum_{i=1}^N (c_{l,i}(L, \beta) - c_{l,i}^e(L))^2 \quad (2.1)$$

де $c_{l,i}^e(L)$ - експериментальне значення концентрації водню на виході з адсорбера в момент часу τ_i ;

M - кількість експериментальних кривих;

N - кількість точок вимірювання концентрації водню для вихідної кривої;

$c_{l,i}(L, \beta)$ - розраховане за моделлю значення концентрації водню на виводі адсорбера в момент часу τ_i .

Параметрична ідентифікація математичної моделі технологічного процесу виробництва водню зводиться до задачі багатовимірної оптимізації, яка може бути вирішена методом Бокса-Вілсона (крутого підйому) [28-31].

Для локального опису поверхні відгуку (цільової функції) в початковій

області будується лінійна модель наступного вигляду [32-34]:

$$y = a_0 x_0 + a_1 x_1 + \dots + a_N x_N \quad (2.2)$$

Для визначення коефіцієнтів рівняння (2.2) застосовується методика повного факторного експерименту.

Для ініціалізації початкових значень та параметрів розрахунку вводиться в розгляд вектор ідентифікованих параметрів (факторів, в даному випадку це - кінетичні коефіцієнти по кожному компоненту і швидкість переходу $\beta = (\beta_1, \beta_2, \beta_3 \dots \beta_N)$). В якості основного рівня факторних змінних приймаються значення вихідного вектора β , взяті з літератури [35,36]. Також задаються інтервали варіювання для кожної факторної змінної $\Delta\beta_i, i = 1, N$. Визначаються значення верхнього рівня факторних змінних:

$$\bar{\beta}_i = \beta_i + \Delta\beta_i, i = 1, N \quad (2.3)$$

Визначаємо значення нижнього рівня факторних змінних

$$\underline{\beta}_i = \beta_i - \Delta\beta_i, i = 1, N \quad (2.4)$$

На основі отриманих значень формується таблиця 2.2.

Таблиця 2.2

Значення факторних змінних

	Змінні, які варіюються			
Основний рівень	β_1	β_2	...	β_N
Верхній рівень	$\bar{\beta}_1$	$\bar{\beta}_2$...	$\bar{\beta}_N$
Нижній рівень	$\underline{\beta}_1$	$\underline{\beta}_2$...	$\underline{\beta}_N$
Інтервал варіювання	$\Delta\beta_1$	$\Delta\beta_2$...	$\Delta\beta_N$

Як параметр розрахунку задається величина ε , яка визначає умову завершення процесу ідентифікації.

Для зручності розрахунків нормування факторних змінних проводиться так, щоб верхньому рівню змінної відповідало значення +1, а нижньому рівню -1. Перетворення проводиться за формулою:

$$\hat{\beta}_i = \frac{(\bar{\beta}_i \vee \underline{\beta}_i) - \beta_i}{\Delta\beta_i}, i = \overline{1, N} \quad (2.5)$$

Нормовані значення факторних змінних заносяться в матрицю планування ПФЕ [37] (повного факторного експерименту) (таблиця 2.3).

Таблиця 2.3

Матриця планування ПФЕ процесу параметричної ідентифікації

Номер експерименту	Параметри ідентифікації				Цільова функція $F(\beta)$
	$\hat{\beta}_1$	$\hat{\beta}_2$...	$\hat{\beta}_N$	
1	+ 1	+ 1	...	+ 1	$F_1(\beta)$
2	+ 1	- 1	...	+ 1	$F_2(\beta)$
...
$2^N - 1$	- 1	+ 1	...	- 1	$F_{2^N - 1}(\beta)$
2^N	- 1	- 1	...	- 1	$F_{2^N}(\beta)$

Розрахунок коефіцієнтів лінійної моделі при нормованих факторних змінних проводиться за формулами:

$$\hat{a} = \frac{1}{2^N} \sum_{j=1}^{2^N} \hat{\beta}_i \cdot j F_j(\beta), i = \overline{1, N} \quad (2.6)$$

$$\hat{a}_0 = \frac{1}{2^N} \sum_{j=1}^{2^N} F_j(\beta) \quad (2.7)$$

Для запису лінійної моделі в реальних фізичних величинах проводиться зворотний перехід від нормованих значень за формулами:

$$a_0 = \widehat{a}_0 - \sum_{i=1}^N \widehat{a}_i \frac{\overline{\beta}_i + \underline{\beta}_i}{\overline{\beta}_i - \underline{\beta}_i} \quad (2.8)$$

$$a_i = \frac{2\widehat{a}_i}{\overline{\beta}_i - \underline{\beta}_i}, i = \overline{1, N} \quad (2.9)$$

Остаточно лінійна модель записується у наступному вигляді [37]:

$$F(\boldsymbol{\beta}) = a_0 + a_1\beta_1 + \dots + a_N\beta_N \quad (2.10)$$

З фізичних міркувань вибирається значення прирощення базової змінної λ_x^* . В якості базової в загальному випадку вибирається ідентифікована (факторна) змінна, яка найбільшою мірою впливає на цільову функцію. В даному випадку в якості базової вибирається кінетичний коефіцієнт для діоксиду вуглецю як найбільш істотної домішки в потоці [36]. Обчислюємо величину нормованого кроку, однакового для всіх ідентифікованих змінних:

$$\lambda = \frac{\lambda_x^*}{\Delta\beta_x |a_x|} \quad (2.11)$$

Знаходимо прирощення всіх залишившихся змінних за формулою:

$$\lambda_i^* = \lambda \cdot |a_i| \cdot \Delta\beta_i, i = \overline{1, N}, i \neq x \quad (2.12)$$

Обчислення значення цільової функції в новій точці факторного простору значення ідентифікованих параметрів змінюються на величину кроку λ_i^* та λ_x^* . Далі обчислюються значення цільової функції $F(\boldsymbol{\beta})$ в новій точці факторного простору.

Якщо значення цільової функції $F(\boldsymbol{\beta})$ на даному кроці менше значення даної функції на попередньому кроці, то між ними знаходиться різниця.

Якщо виконується нерівність:

$$abs(F^l(\boldsymbol{\beta}) - F^{l-1}(\boldsymbol{\beta})) < \varepsilon, \quad (2.13)$$

дослідження завершується.

В якості шуканих значень ідентифікованих параметрів приймаються останні значення вектора $\beta = (\beta_1, \beta_2, \dots, \beta_N)$. Якщо нерівність (2.13) не виконується, розрахунки цільової функції з тим же кроком продовжуються. Якщо значення цільової функції $F(\beta)$ на даному кроці більше значення даної функції на попередньому кроці, то рух в зворотньому напрямку припиняється, будується нова лінійна модель в околиці точки факторного простору попереднього кроку, і дослідження триває.

Блок-схема алгоритму ідентифікації наведена на рис. 2.4.

Результати розв'язання задачі ідентифікації наведені в табл. 2.4.

Таблиця 2.4

Результати вирішення задачі ідентифікації

Кінетичний коефіцієнт по водню β_1^1	0,816 с ⁻¹
Кінетичний коефіцієнт по діоксиду вуглецю β_2^1	0,021 с ⁻¹
Кінетичний коефіцієнт по оксиду вуглецю β_3^1	0,084 с ⁻¹
Кінетичний коефіцієнт по водню β_1^2	0,73 с ⁻¹
Кінетичний коефіцієнт по діоксиду вуглецю β_2^2	0,012 с ⁻¹
Кінетичний коефіцієнт по оксиду вуглецю β_3^2	0,059 с ⁻¹
Швидкість переходу $v_{\Gamma}^{кр}$	0,022 м/с



Рис. 2.4 Блок-схема алгоритму параметричної ідентифікації з використанням методу Бокса-Вілсона (початок)

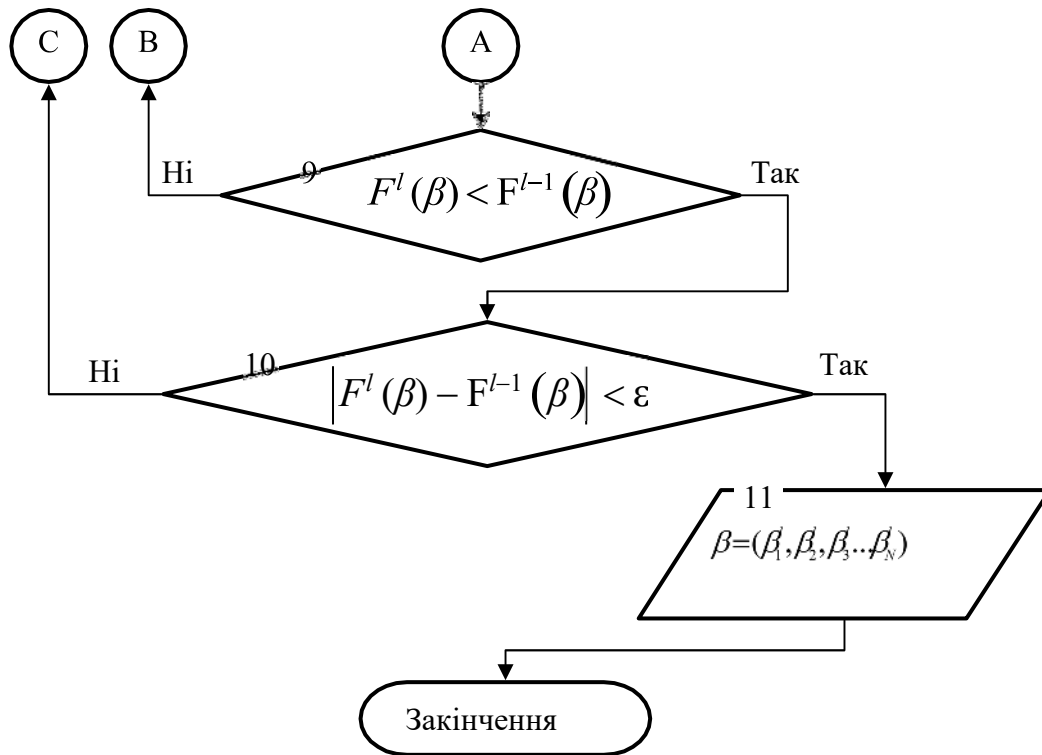


Рис. 2.4. Блок-схема алгоритму параметричної ідентифікації математичної моделі з використанням методу Бокса-Вілсона (закінчення)

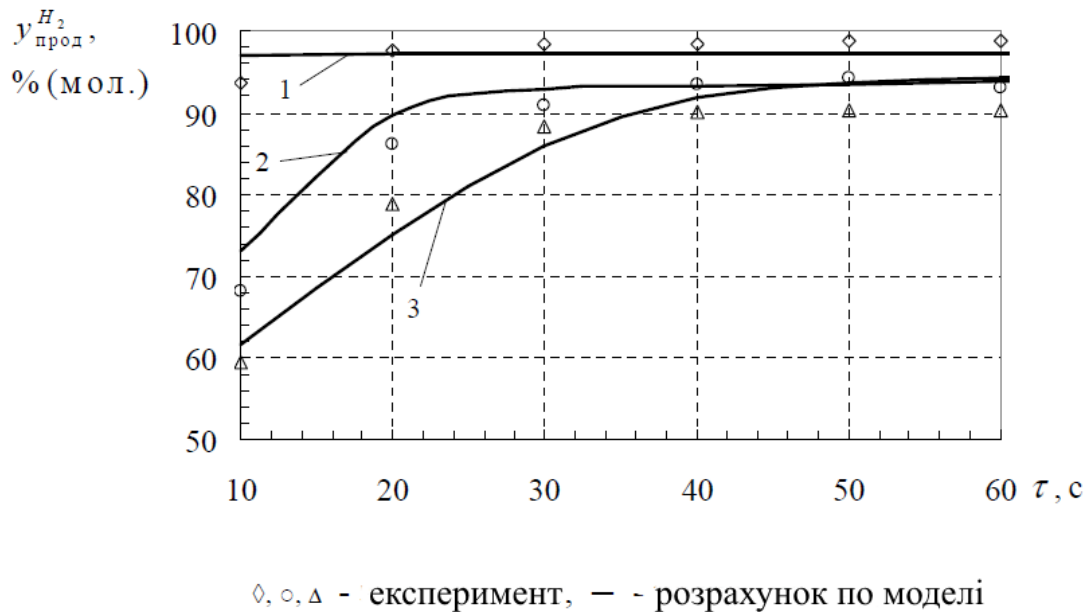


Рис. 2.5. Результати вирішення задачі параметричної ідентифікації математичної моделі процесу адсорбційного отримання водню на стадії адсорбції при концентрації CO₂ в початковій суміші: 1- 10%(моль.); 2- 40% (моль); 3- 50% (моль).

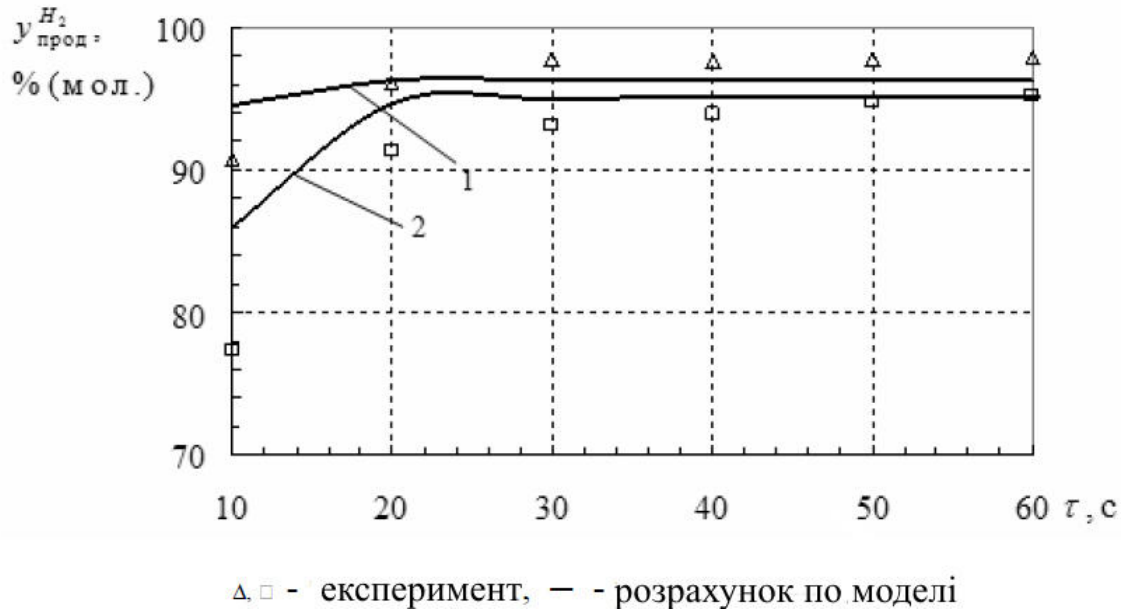


Рис. 2.6. Результати перевірки адекватності математичної моделі процесу адсорбційного одержання водню на стадії адсорбції при концентрації CO_2 у вихідній суміші: 1 - 20% (моль.); 2 - 30% (моль.).

Перевірка адекватності математичної моделі проводиться за експериментальними даними, отриманими за умов, відмінних від тих, при яких були зняті експериментальні дані, які застосовуються для ідентифікації моделі.

Для аналізу точності моделі застосовується функція наступного виду:

$$\delta(\tau) = \left(\frac{|c_{H_2}^e(\tau) - c_{H_2}(\tau)|}{c_{H_2}^e(\tau)} \right) \cdot 100\% \quad (2.14)$$

В результаті перевірки адекватності моделі отримано, що максимальна відносна похибка $\delta(\tau)$ математичної моделі процесу адсорбційного одержання водню на стадії адсорбції не перевищує $\pm 11,4\%$.

Висновки до розділу 2

1. Проведений аналіз технологічного процесу виробництва водню. Показані переваги застосування 4-х адсорберної установки.
2. Визначені технологічні особливості 4-х адсорберної установки та обрані канали керування для застосування у автоматизованій системі.
3. Проведена параметрична ідентифікація математичної моделі виробництва водню в 4-х адсорберній установці.
4. В результаті перевірки адекватності отриманої математичної моделі показано, що максимальна відносна похибка $\delta(\tau)$ математичної моделі технологічного процесу виробництва водню не перевищує $\pm 1,4\%$.

РОЗДІЛ 3. ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА ВОДНЮ МЕТОДОМ ОБЧИСЛЮВАЛЬНОГО ЕКСПЕРИМЕНТУ

3.1 Аналіз технологічного процесу виробництва водню як об'єкта автоматизованого керування

Проведемо аналіз параметрів, що впливають на технологічний процес виробництва водню, як об'єкт автоматизованого керування, і визначимо його вхідні і вихідні змінні [38-40].

До вхідних змінних відносяться змінні, значення яких можуть бути безпосередньо змінені на об'єкті. Вхідні змінні можуть включати в себе Керуючі і збурюють впливу. Вихідними змінними є змінні, що характеризують стан об'єкта керування, які залежать від вхідних керуючих і збурюючих впливів [41-43].

Вхідними змінними для технологічного процесу виробництва водню методом адсорбційного поділу газової суміші є:

- склад вихідної газової суміші $y^{ex} = (y_{ex}^{H_2}; y_{ex}^{CO_2}; y_{ex}^{CO})$
- температура вихідної газової суміші T^{ex} ;
- тиск на вході установки P^{ex} ;
- тиск на продукційному виході установки P^{prod} ;
- тиск на скидному виході установки P^{skid} ;
- ступінь відкриття клапана подачі вихідної суміші ψ_5 ;
- тривалість стадії адсорбції τ_{adc} .

Вихідними змінними для процесу адсорбційного отримання водню методом адсорбційного поділу газової суміші є:

- склад продукційної газової суміші $y^{prod} = (y_{prod}^{H_2}; y_{prod}^{CO_2}; y_{prod}^{CO})$;
- температура продукційної газової суміші T^{prod} ;
- витрата продукційної газової суміші (продуктивність)

- витрата вихідної газової суміші $G^{вх}$;
- тиск адсорбції $P_{адс}$.

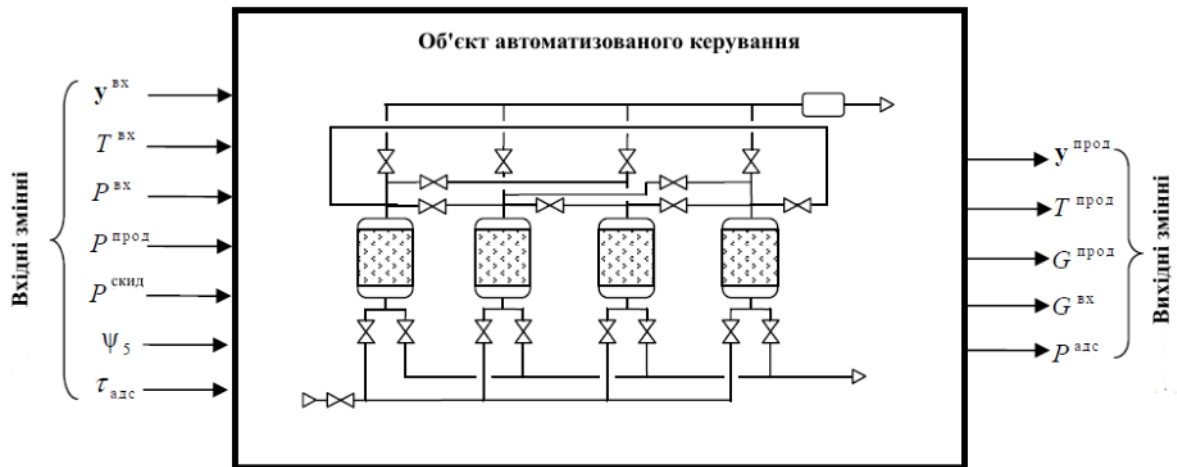


Рис. 3.1 Вхідні та вихідні змінні технологічного процесу адсорбційного виробництва водню.

За допомогою математичної моделі, ідентифікація якої була проведена в розділі 2 проведені обчислювальні експерименти, метою яких було визначення ступеня впливу різних технологічних змінних на характер протікання процесу виробництва водню.

Технологічні параметри і діапазони їх зміни наведені у таблиці 3.1.

Для визначення реакції системи на зміну даних параметрів розраховувалися вихідні змінні, що характеризують технологічний процес. Результати обчислювальних експериментів наведені в подальшому у вигляді графіків.

Таблиця 3.1

Технологічні параметри і діапазони їх зміни

Найменування параметру	Діапазон зміни
Тривалість стадії адсорбції	25 - 200 с
Відношення тривалості стадії десорбції (Р) до тривалості стадії адсорбції (АД)	0,2 - 0,8
Концентрація CO_2 в початковій суміші (концентрація CO залишається незмінною і рівною 1% (моль))	25 - 45 % (моль)
Температура початкової суміші	10 - 50 °C
Тиск початкової газової суміші	0,5 - 3 МПа

3.2 Аналіз результатів обчислювальних експериментів

На рис. 3.2 представлені графіки зміни тиску в адсорберах А1 - А4 в залежності від часу. Аналіз графіків на рис. 3.2 показує, що динаміка тиску в адсорберах цілком відповідає циклограмі зміни тиску в 4-адсорберній установці для отримання водню, наведеної в розділі 2 (рис. 2.3). Початкова прямолінійна ділянка 1-го графіка рис. 3.2 відповідає відрізку 1-2 рис. 2.3 (адсорбер А1), протягом якого здійснюється стадія адсорбції в зазначеному адсорбері. Тут можна відзначити, що всі ділянки з постійним тиском відповідають протіканню стадії адсорбції.

У момент часу, якій відповідає точці 2 рис. 2.3, стадія адсорбції в адсорбері А1 завершується, газ, що його заповнює, скидається в колону А3, при цьому тиск в ньому падає (1-й графік рис. 3.2), а в колоні А3 зростає (3-й графік рис. 3.2).

У точці 3 (рис. 2.3) газ, якій залишився, з колони А1 надходить на протиточну продувку адсорбера А4, тиск в ньому продовжує падати (1-й графік рис. 3.2). Коли адсорбент в колоні А4 стає достатньо регенованим (точка 4 рис. 2.3), тиск в адсорбері А4 дещо підвищується (4-й графік рис. 3.2), а в адсорбері А1 продовжує падати.

У точці 5 (рис. 2.3) припиняється подача газу з колони А1. В адсорбері А4, залишок газу з колони А1 скидається в атмосферу, надлишковий тиск газу в ньому падає до нуля (1-й графік рис. 3.1).

Регенерація адсорбенту в колоні А1 починається в точці 6 (рис. 2.3). Продукційний газ з колони А2 протиточно вводиться в адсорбер А1, що знижує тиск газу в ньому (2-й графік рис. 3.2).

Продування завершується в точці 7 (рис. 2.3), тиск в адсорбері А1 починає зростати, а в колоні А2 падає (1-й та 2-й графіки рис. 3.2).

На відрізку 8-9 (рис. 2.3), подальший підйом тиску в колоні А1 проводиться газом з адсорбера А3, що також призводить до падіння тиску в ньому (3-й графік рис. 3.2) і помітного стрибка тиску в колоні А1 (1-й графік рис. 3.2).

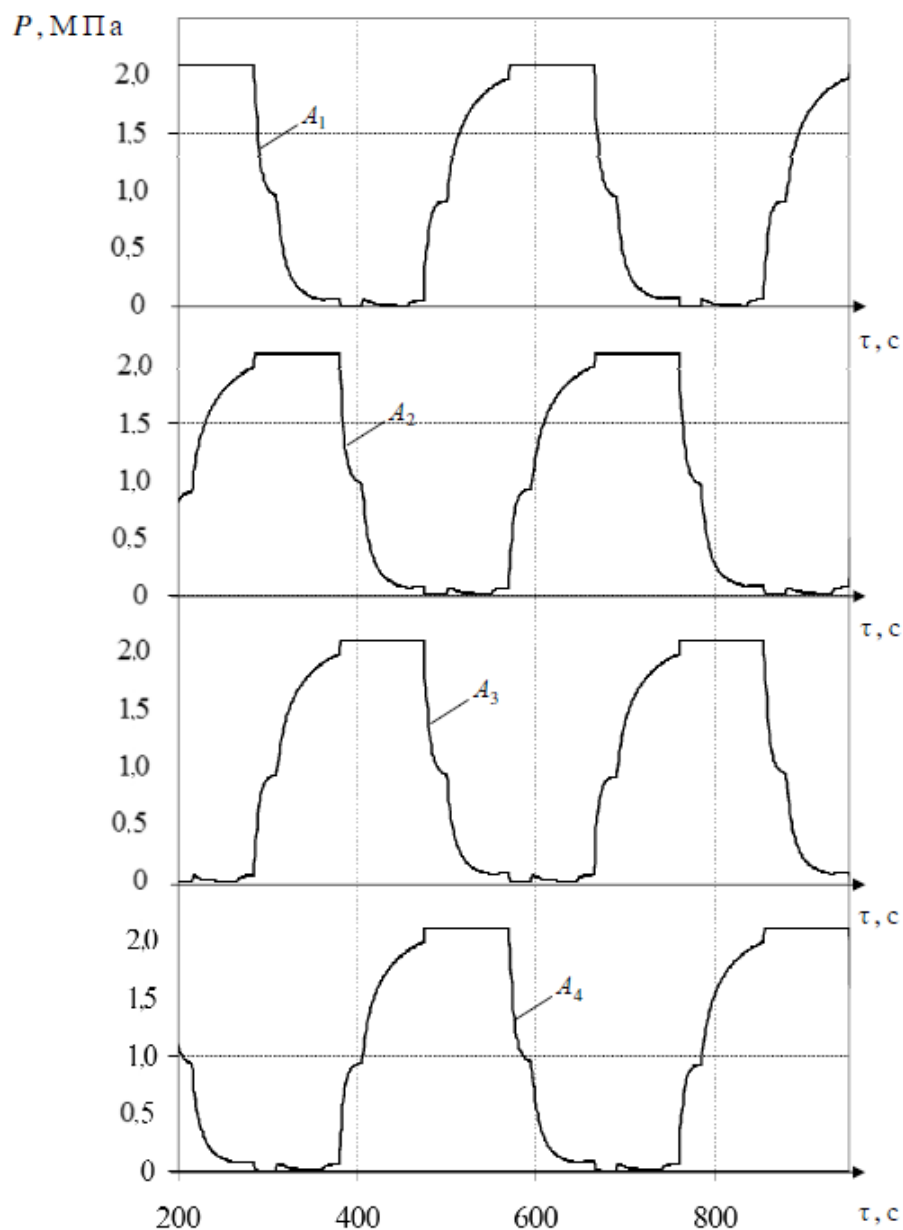


Рис. 3.2 Динаміка тиску в адсорберах А1 - А4.

На останній ділянці 9-10 (рис.2.3) тиск в адсорбері А1 доводиться до робочого тиску адсорбції подачею вихідної газової суміші, після чого знову починається стадія адсорбції (1-й графік рис. 3.2).

Аналогічні, зсунуті за часом циклічні операції проводяться в адсорберах А2, А3 та А4.

На рис. 3.3-3.7 представлені залежності концентрації, ступеня вилучення і температури продукційного H_2 від температури вихідної газової суміші (H_2 - CO_2 - CO).

На рис. 3.3 представлені залежності концентрації продукційного H_2 від

тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ при температурі вихідної суміші 10, 30 і 50 °С і відносно тривалості кроків десорбції і адсорбції $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2; 0,5$ та $0,8$.

З аналізу графіків видно, що зазначені залежності носять екстремальний характер. При всіх значеннях $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}}$ криві мають максимум, що лежить в діапазоні 35 - 75 с при більшій тривалості стадії адсорбції адсорбент в меншій мірі регенерується, що знижує чистоту готового продукту. При меншій тривалості стадії адсорбції тиск в адсорбері не досягає робочого значення, що також призводить до зменшення чистоти готового продукту на виході.

При відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$ спостерігається екстремальна залежність чистоти готового продукту від температури вихідної суміші, з ростом температури концентрація водню підвищується до деякого максимального значення, після чого починається її зниження. Найкращі результати досягаються при температурі вихідної суміші 30°С.

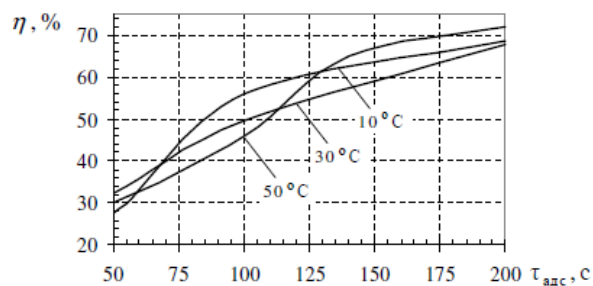
При інших відношеннях $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}}$ (наприклад, 0,2 і 0,8) криві практично збігаються, а розбіжність спостерігається тільки на кінцевій ділянці.

Таким чином, температура вихідної суміші найбільшою мірою впливає на чистоту продукту при величині $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

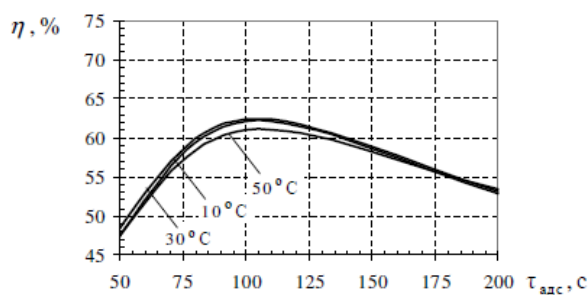
На рис. 3.4 та рис. 3.5 представлені залежності ступеня вилучення продукційного водню від тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ при температурі вихідної суміші 10, 30, 50 °С і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} - 0,2; 0,5$ і $0,8$.

Як впливає з наведених графіків, величина $\tau_{\text{адс}}$ якісно впливає на вигляд залежностей. При $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2$ і $0,8$ залежність має лінійний характер, при $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$ - екстремальний.

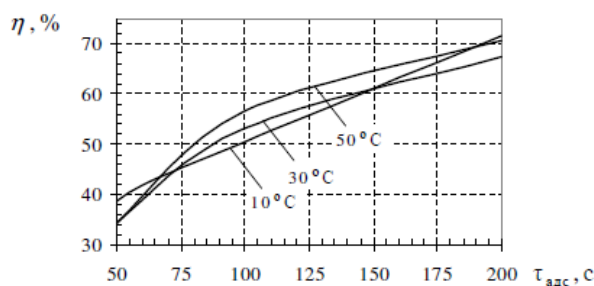
Ступінь вилучення продукту пропорційна тривалості стадії адсорбції при всіх розглянутих значеннях температури вихідної суміші і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2$ і $0,8$. Збільшення ступеня вилучення відбувається з одночасним зниженням чистоти готового продукту, що можна пояснити зростанням витрати продукційного газу зі збільшенням тривалості стадії адсорбції.



а)



б)

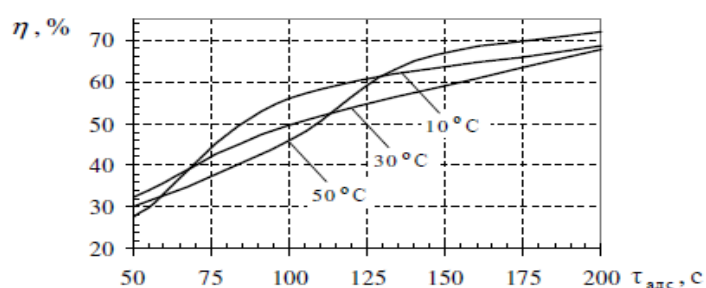


в)

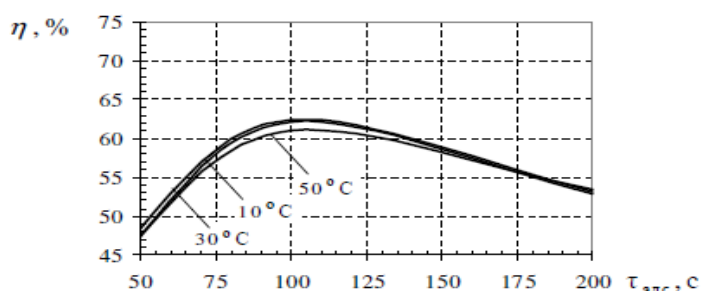
Рис 3.3. Залежність концентрації продукційного H_2 від тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ при температурі вихідної суміші 10, 30, 50 °С та відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2$ (а); 0,5 (б); 0,8 (в).

Залежність ступеня вилучення від температури вихідної суміші при відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2$ і 0,8 має нелінійний характер. На початковій ділянці відрізка до $\tau_{\text{адс}} \approx 125$ с (рис 3.4,а) найвища ступінь вилучення досягається при температурі вихідної суміші 10°С. На кінцевій ділянці відрізка максимум ступеня вилучення спостерігається при температурі 50°С. На малюнку 3.4, в максимальний ступінь вилучення досягається також при температурі 50°С на більшій частині діапазону зміни $\tau_{\text{адс}}$. Всі графіки мають точку перегину, в якій нахил кривих зменшується, тобто знижується чутливість ступеня вилучення до тривалості стадії адсорбції.

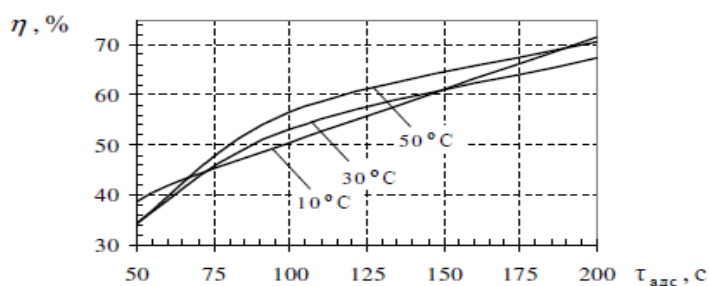
При $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$ залежність ступеня виходу готового продукту від тривалості стадії адсорбції набуває екстремального характеру, досягаючи максимуму при $\tau_{\text{адс}} \approx 100$ с при всіх розглянутих значеннях температури вихідної суміші. Як впливає з графіків на рис. 3.4,б температура вихідної суміші не має суттєвого впливу на величину ступеня виходу готового продукту; незначне зниження спостерігається при 50°C. Також можна відзначити зменшення чутливості ступеня виходу готового продукту до тривалості стадії адсорбції при проходженні точки максимуму наведених кривих.



а)

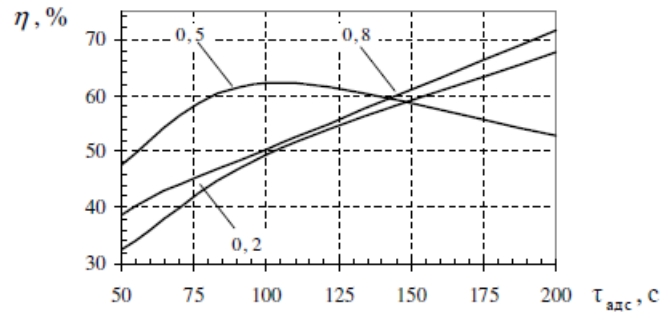


б)

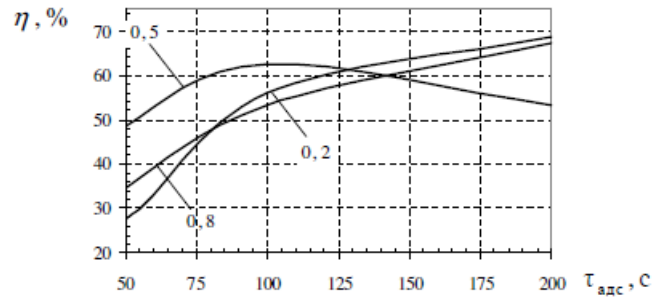


в)

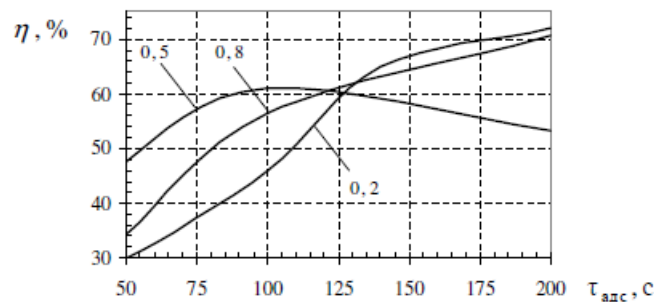
Рис. 3.4. Залежність ступеня виходу (вилучення) продуційного H_2 від тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ при температурі початкової суміші 10, 30, 50 °C та відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2$ (а); 0,5 (б); 0,8 (в).



а)



б)



в)

Рис. 3.5 Залежність ступеня виходу продукційного N_2 від тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ при відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2; 0,5; 0,8$ і температурі вихідної суміші 10 (а), 30 (б), 50 (в)°C.

На рис. 3.6 наведені залежності температури газу від тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ при температурі вихідної суміші 10, 30, 50 °C і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2; 0,5$ і 0,8. З аналізу графіків видно, що із збільшенням $\tau_{\text{адс}}$ температура продукту зростає при всіх значеннях температури вихідної суміші і величинах $\tau_{\text{дес}}$. Даний факт пояснюється великим нагріванням шару адсорбенту в результаті поглинання домішок $\text{CO}_2 - \text{CO}$, що супроводжується виділенням теплоти сорбції протягом більш тривалого часу. При $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,8$ залежність

близька до лінійної, при інших значеннях $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}}$ спостерігається зменшення чутливості температури продукту при деяких порогових значеннях $\tau_{\text{адс}}$, що варіюються в залежності від температури вихідної суміші. Найменший нагрів продукційного газу спостерігається при величині $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$, температура газу не перевищує 317°K. найбільше зростання температури відповідає відношенню $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,8$.

На рис. 3.7 - 3.9 наведені залежності концентрації, ступеня вилучення і температури продукційного газу від концентрації CO_2 у вихідній газовій суміші.

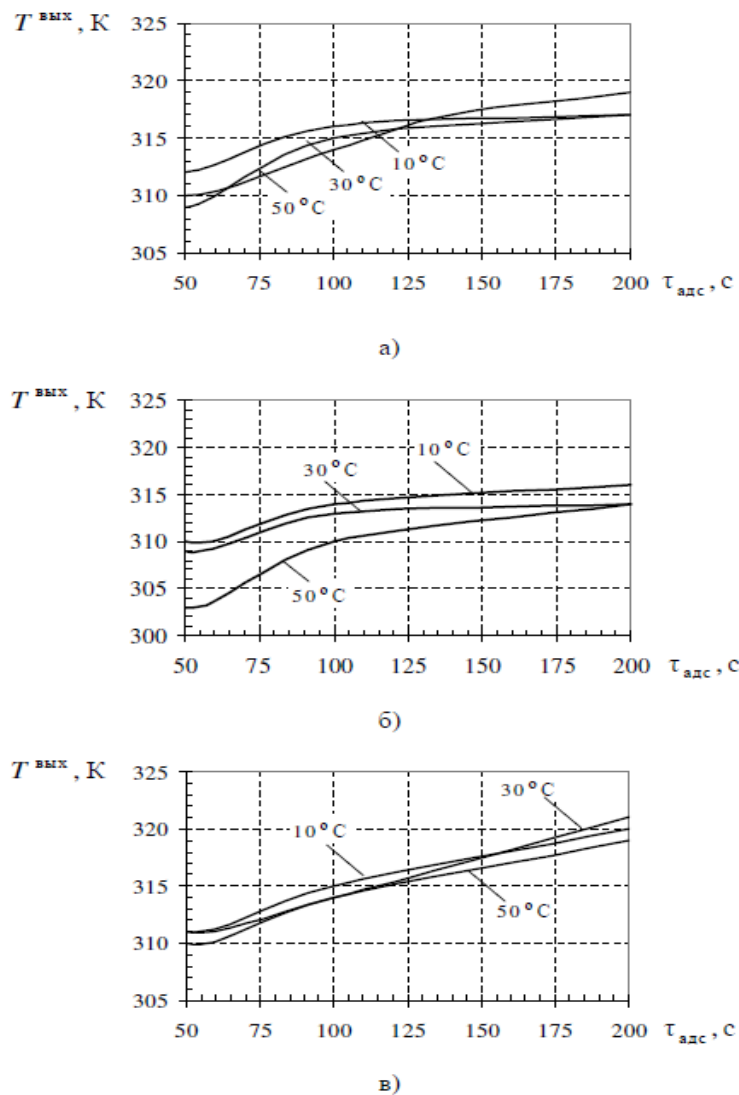


Рис. 3.6. Залежність температури продукційного газу від часу стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ при температурі вихідної суміші 10, 30, 50 °C і відношення $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2$ (а); 0,5 (б); 0,8 (в).

На рис. 3.7 представлена залежність концентрації продукційного H_2 від тривалості стадії адсорбції $\tau_{адс}$ при відношенні $\tau_{дес}/\tau_{адс} = 0,5$, температурі вихідної суміші $30^\circ C$ і концентрації CO_2 у вихідній суміші 25, 34 і 45 %, відповідно. З графіка на рис. 3.7 видно, що зі зменшенням концентрації CO_2 у вихідній суміші концентрація продукту передбачувано зростає, при цьому зростання концентрації має нелінійний характер і збільшується зі зменшенням вмісту CO_2 . Збільшення концентрації CO_2 призводить до падіння чистоти продукту, оскільки адсорбент не повністю регенерується перед наступним циклом адсорбції. Максимальне за графіком значення ($\approx 99,7\%$) концентрації готового продукту досягається при $\tau_{адс} \approx 50$ с і концентрації CO_2 25%.

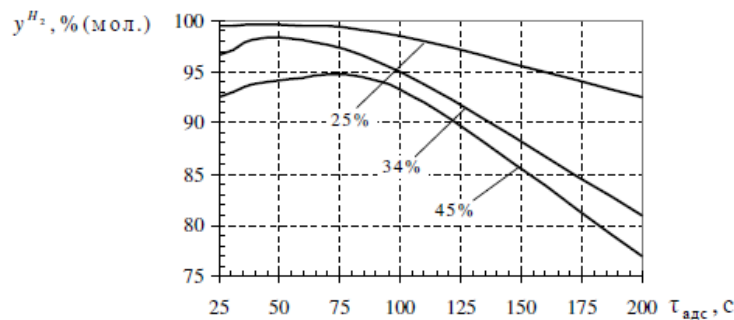


Рис. 3.7. Залежність концентрації продукційного H_2 від тривалості стадії адсорбції $\tau_{адс}$ при відношенні $\tau_{дес}/\tau_{адс} = 0,5$, температурі вихідної суміші $30^\circ C$ і концентрації CO_2 у вихідній суміші 25, 34 і 45 %.

На рис. 3.8 наведена залежність ступеня вилучення продукційного водню від тривалості стадії адсорбції $\tau_{адс}$ при відношенні $\tau_{дес}/\tau_{адс} = 0,5$, температурі вихідної суміші $30^\circ C$ і концентрації CO_2 в вихідній суміші 25, 34 і 45%, відповідно. Як видно з графіка, залежність ступеня вилучення продукту від концентрації CO_2 носить екстремальний характер. Максимальний ступінь вилучення за графіком досягається при $\tau_{адс} \approx 100$ с та вмісту CO_2 у вихідній суміші 25%. Збільшення частки CO_2 призводить до падіння ступеня вилучення, при цьому також зростає чутливість ступеня вилучення до даної величини.

На рис. 3.9 наведена залежність температури продукційного газу від тривалості стадії адсорбції $\tau_{адс}$ при відношенні $\tau_{дес}/\tau_{адс} = 0,5$, температурі

вихідної суміші 30°C і концентрації CO₂ у вихідній суміші 25, 34 і 45 %, відповідно. Як видно з графіка на рис. 3.9, температура готового продукту прямо пропорційна вмісту CO₂ у вихідній суміші, що пояснюється великим нагрівом шару адсорбенту в результаті сорбції більш концентрованого CO₂. При цьому спостерігається практично лінійна залежність від тривалості стадії адсорбції при вмісті CO₂ у вихідній суміші 25 і 34%, відповідно. При концентрації 45% залежність стає екстремальною, досягаючи максимуму при $\tau_{\text{адс}} \approx 100$ с. Чутливість температури до зміни концентрації CO₂ збільшується з ростом частки CO₂ у вихідній суміші

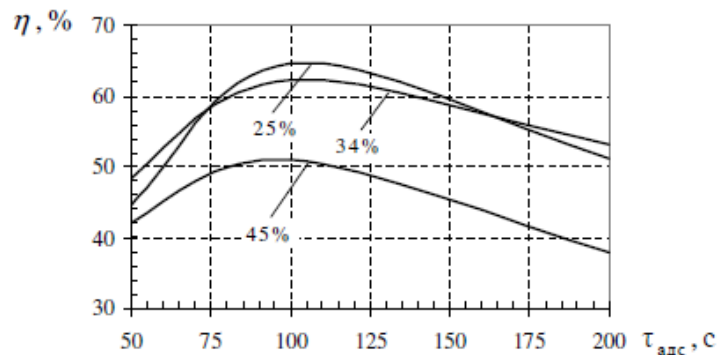


Рис. 3.8. Залежність ступеня вилучення продукційного H₂ від тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ при відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$, температурі вихідної суміші 30°C і концентрації CO₂ у вихідній суміші 25, 34 і 45 %.

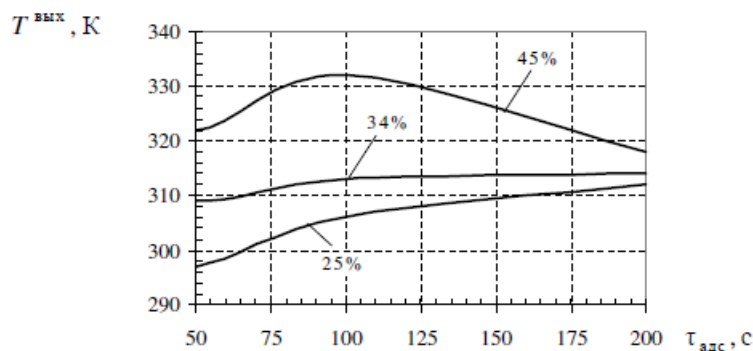


Рис. 3.9. Залежність температури продукційного газу від тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ при відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$, температурі вихідної суміші 30°C і концентрації CO₂ у вихідній суміші 25, 34 і 45 %.

На рис. 3.10 - 3.12 наведені залежності концентрації, ступеня вилучення і температури продукційного H₂ від тиску вихідної газової суміші при

температурі 10, 30, 50°C, $\tau_{\text{адс}} = 100$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$. З аналізу графіків на рис. 3.10 видно, що залежність чистоти продукту від тиску вихідної суміші носить екстремальний характер при всіх розглянутих значеннях температури газу. Максимум лежить в інтервалі 0,5 - 1 МПа. Поведінка графіків пояснюється сорбційними властивостями цеоліту СаА.

Як видно з рис. 3.11, ступінь вилучення водню пропорційна тиску вихідної суміші, як і температура продукційного газу (рис. 3.11), при всіх розглянутих значеннях температури вихідної суміші.

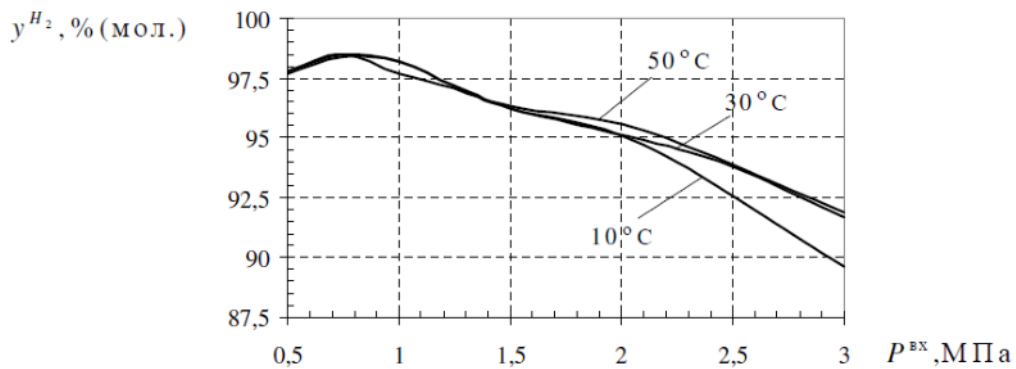


Рис. 3.10. Залежність концентрації продукційного H_2 від тиску початкової суміші при температурі 10, 30, 50°C, $\tau_{\text{адс}} = 100$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

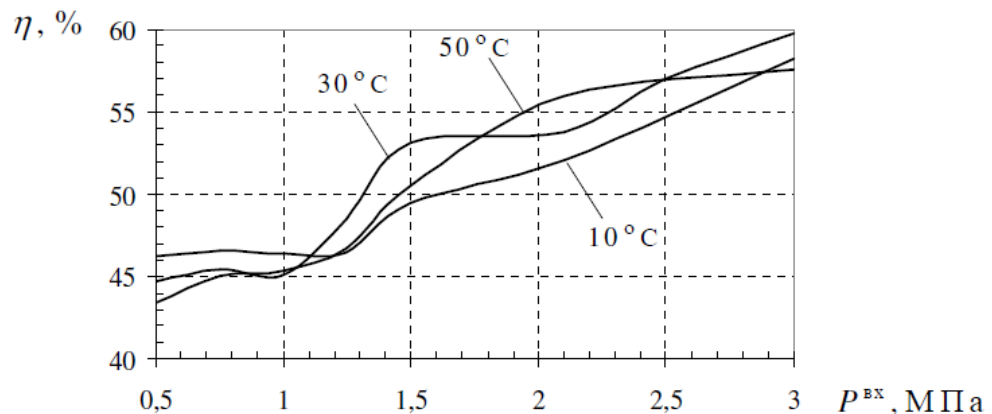


Рис. 3.11. Залежність ступеня вилучення продукційного H_2 від тиску початкової суміші при температурі 10, 30, 50°C $\tau_{\text{адс}} = 100$ с та відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

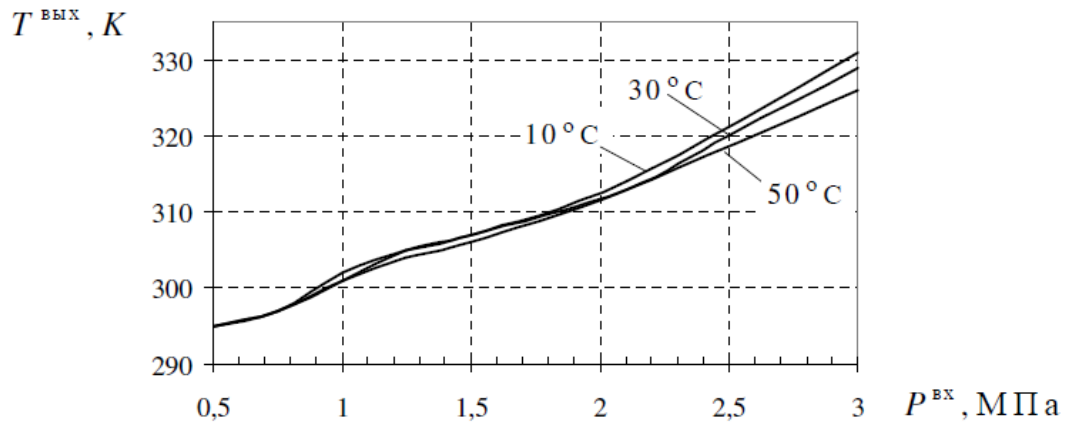


Рис. 3.12. Залежність температури продукційного газу від початкової суміші при температурі 10, 30, 50°C, $\tau_{\text{адс}} = 100$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

На рис. 3.13 - 3.15 наведені залежності концентрації, ступеня вилучення продукційного H_2 і температури продукційного газу від тиску вихідної суміші з вмістом CO_2 у 25, 34 і 45% (моль.) при $\tau_{\text{адс}} = 50$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

Як видно з рис. 3.13, криві носять екстремальний характер. Максимальна чистота продукту при вмісті CO_2 45% спостерігається при $\approx 0,75$ МПа. Зі зменшенням частки CO_2 у вихідній суміші максимум зміщується вправо; при 25% графік практично набуває вигляду кривої насичення.

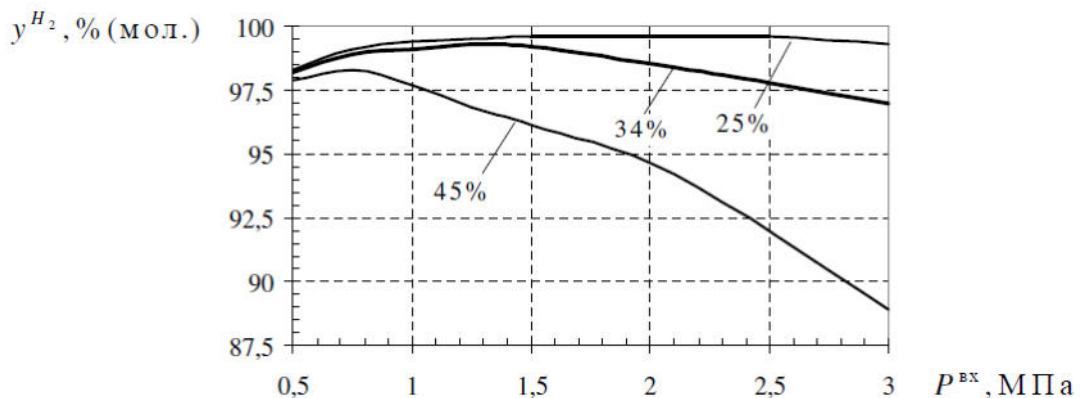


Рис. 3.13. Залежність концентрації продукційного H_2 від тиску початкової суміші з вмістом CO_2 у 25, 34 і 45% (моль) при $\tau_{\text{адс}} = 50$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

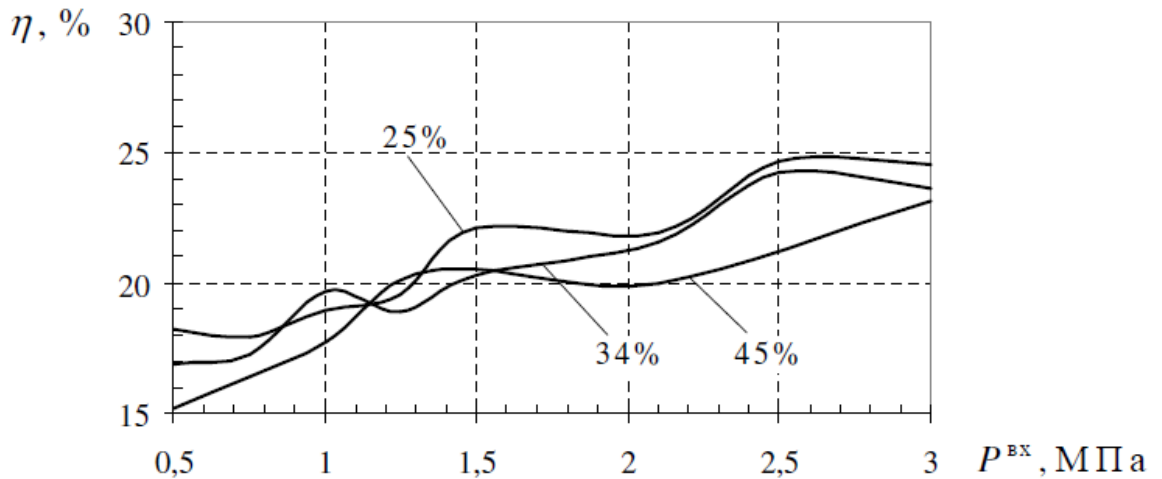


Рис. 3.14 Залежність ступеня вилучення продукційного N_2 від тиску початкової суміші з вмістом CO_2 у 25, 34 і 45% (моль) при $\tau_{\text{адс}} = 50$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

Як видно з рис. 3.14, ступінь вилучення водню пропорційна тиску вихідної суміші, як і температура продукційного газу (рис. 3.15) при всіх розглянутих концентраціях CO_2 у вихідній суміші. При цьому залежність температури від тиску вихідної суміші близька до лінійної, тоді як криві ступеня вилучення істотно нелінійні. Зростання температури пояснюється більшою адсорбцією CO_2 , що супроводжується виділенням теплоти сорбції.

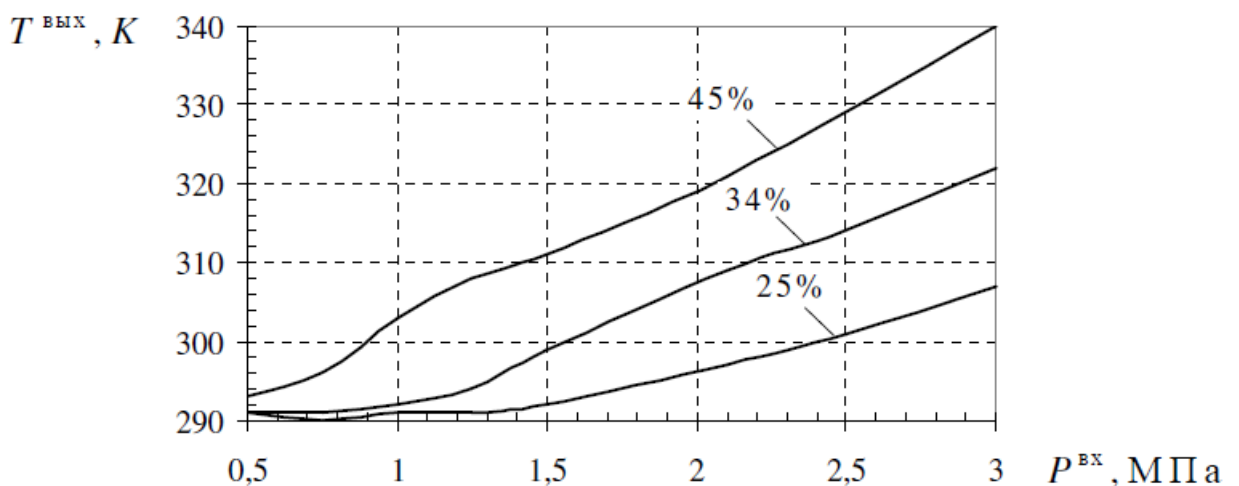


Рис. 3.15. Залежність температури продукційного газу від тиску початкової суміші з вмістом CO_2 у 25, 34 і 45% (моль) при $\tau_{\text{адс}} = 50$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

На рис. 3.16 - 3.18 наведені залежності концентрації, ступеня вилучення продукційного H_2 і температури продукційного газу від продуктивності установки при температурі вихідної суміші 10, 30, 50 °С при $\tau_{адс} = 100$ с і відношенні $\tau_{дес}/\tau_{адс} = 0,5$.

На рис. 3.16 подана залежність концентрації продукційного водню від продуктивності установки. З аналізу графіка випливає, що чистота готового продукту обернено пропорційна продуктивності при всіх розглянутих температурах вихідної газової суміші. Підвищення продуктивності призводить до того, що на кроці регенерації десорбція адсорбату виробляється недостатньо повно, що призводить до зниження поглинальної здатності адсорбенту і чистоти готового продукту. У наведених кривих можна виділити 2 ділянки. При малих продуктивностях чистота продукту практично постійна і дорівнює її максимальному значенню для даних умов; криві прагнуть до насичення. Для значень продуктивності вище деякого порога чистота продукту починає помітно спадати (залежність практично лінійна), причому величина цього порога залежить від температури суміші. При 50°С порогова продуктивність складає $\approx 0,33$ м³ / хв, при 10 °С і $\approx 0,15$ м³ / хв. при 50°С. Таким чином, підвищення температури вихідної газової суміші в деяких межах дозволяє істотно підвищити продуктивність установки практично без зниження чистоти продукту.

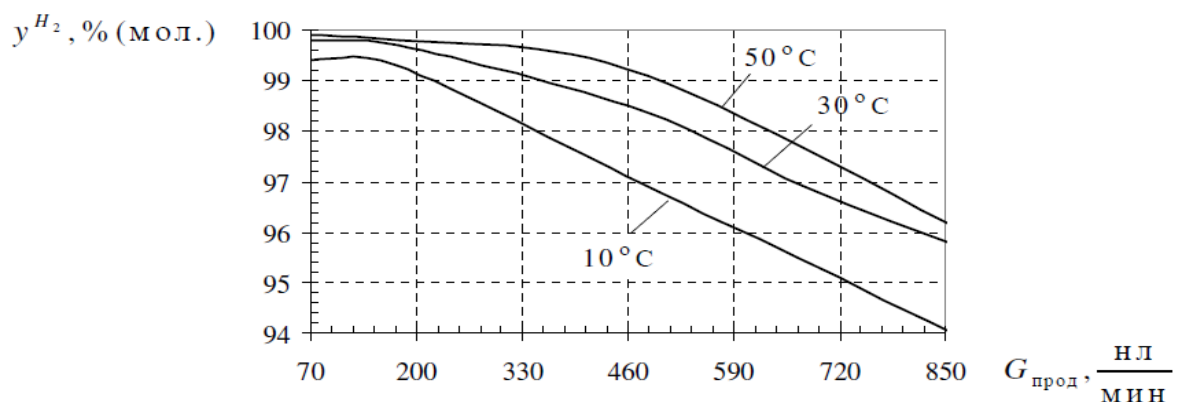


Рис. 3.16. Залежність концентрації продукційного H_2 від продуктивності установки при температурі вихідної суміші 10, 30, 50 °С, $\tau_{адс} = 100$ с і відношенні $\tau_{дес}/\tau_{адс} = 0,5$.

На рис. 3.17 представлена залежність ступеня вилучення продукційного водню від продуктивності установки при температурі вихідної при температурі вихідної суміші 10, 30, 50 °С, $\tau_{\text{адс}} = 100$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

Ступінь вилучення зростає з підвищенням продуктивності установки при всіх розглянутих температурах. Залежність носить практично лінійний характер. Зростання ступеня вилучення може бути обумовлено тим, що зменшення чистоти продукту відбувається повільніше ніж збільшення продуктивності установки. До значення продуктивності $\approx 0,59$ м³ / хв вплив температури вихідної суміші на ступінь вилучення є незначним і стає помітним тільки при подальшому збільшенні даного параметра. Мінімальна ступінь вилучення продукту відповідає температурі вихідної суміші 50°С.

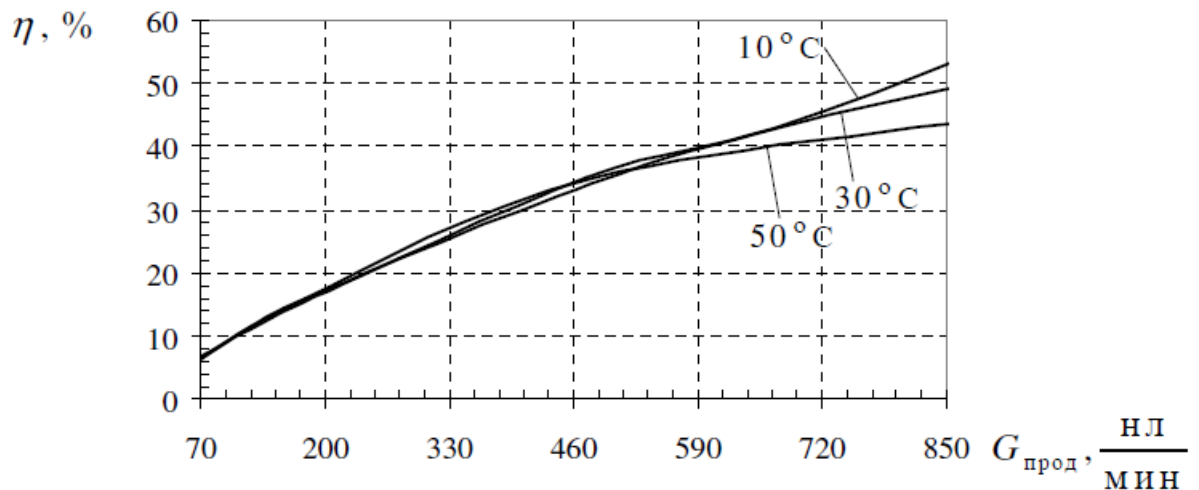


Рис. 3.17. Залежність ступеня вилучення продукційного H_2 від продуктивності установки при температурі вихідної суміші 10, 30, 50 °С, $\tau_{\text{адс}} = 100$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

З наведених графіків видно, що температура продукту пропорційна продуктивності при всіх розглянутих температурах вихідної газової суміші. Із збільшенням продуктивності збільшується сорбція CO_2 , що супроводжується великим виділенням теплоти сорбції і підвищенням температури продукційного газу і адсорбенту. Найвища температура готового продукту

спостерігається при температурі вихідної суміші 50 °С. Криві, отримані для значень температури 30 і 50 °С, мають певну особливість. При малих продуктивностях температура продукту змінюється незначно, а її чутливість до даного параметру мінімальна. Для значень продуктивності вище деякого порога ($\approx 0,15 \text{ м}^3/\text{хв}$) кут нахилу кривих помітно збільшується. Крива, яка відповідає температурі вихідної суміші 10°С, має практично лінійну залежність.

Таким чином, підвищення температури початкової газової суміші в деяких межах дозволяє суттєво підвищити продуктивність установки практично без зниження чистоти готового продукту.

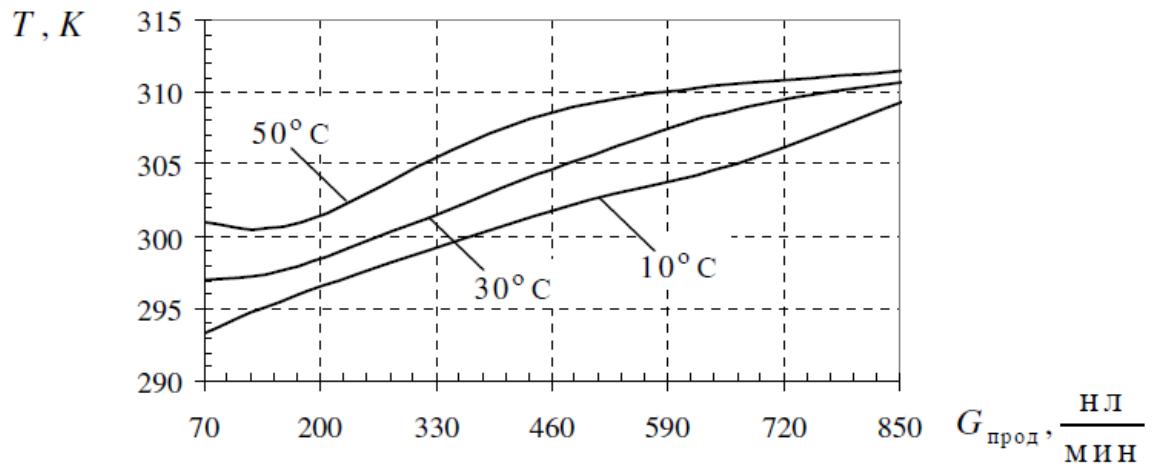


Рис. 3.18 Залежність температури продукційного газу від продуктивності установки при температурі вихідної суміші 10, 30, 50 °С, і $\tau_{\text{адс}} = 100 \text{ с}$ і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

На рис. 3.19 - 3.21 наведені залежності концентрації, ступеня вилучення продукційного H_2 і температури продукційного газу від продуктивності установки при концентрації CO_2 у вихідній суміші 25, 34 і 45 % (моль.) відповідно, при $\tau_{\text{адс}} = 100 \text{ с}$ і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

На рис. 3.19 наведена залежність концентрації продукційного водню від продуктивності установки. Як видно на графіку, чистота продукту обернено пропорційна продуктивності при всіх розглянутих концентраціях CO_2 у

вихідній газовій суміші. Залежності близькі до лінійних. Найбільша чутливість до зміни продуктивності спостерігається при вмісті CO_2 приблизно 45%, а при концентрації 25% зниження чистоти продукту є незначним.

Таким чином, зменшення частки домішки у вихідному газі в деяких межах дозволяє істотно підвищити продуктивність установки з незначною втратою чистоти готового продукту.

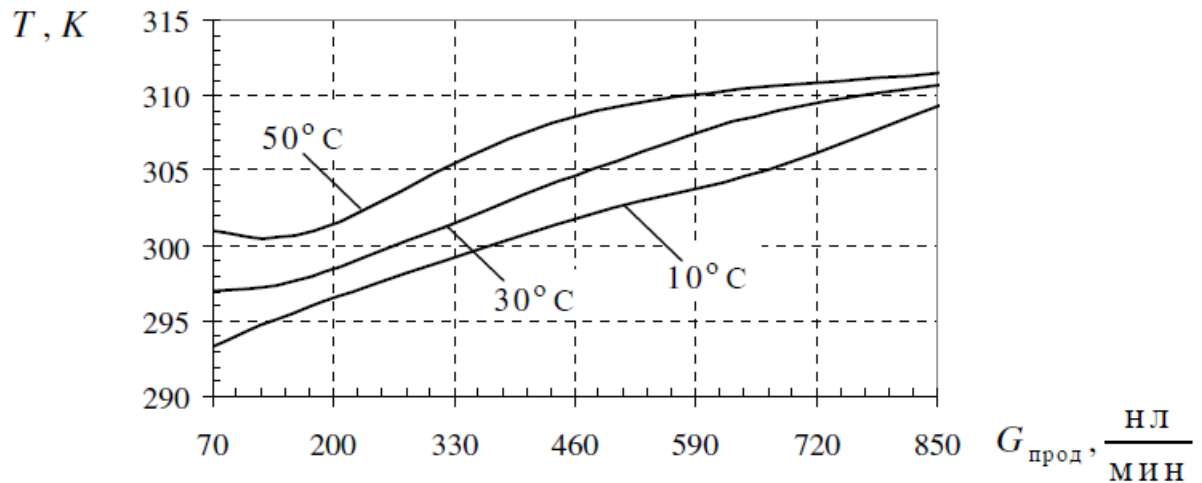


Рис. 3.18. Залежність температури продукційного газу від продуктивності установки при температурі вихідної суміші 10, 30, 50 °С, при $\tau_{\text{адс}} = 100$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$

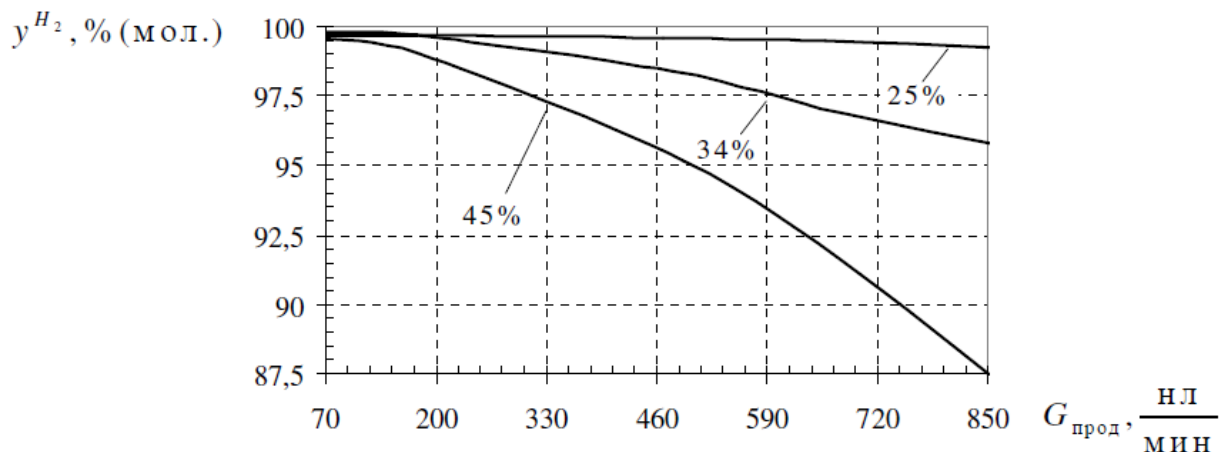


Рис. 3.19. Залежність концентрації продукційного H_2 від продуктивності установки при концентрації CO_2 у вихідній суміші 25, 34 і 45 % (моль.) , при $\tau_{\text{адс}} = 100$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$

На рис. 3.20 наведена залежність ступеня вилучення продукційного водню від продуктивності установки при концентрації CO_2 в початковій суміші 25, 34 і 45 %(моль.) і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$. З графіка видно, що при збільшенні частки CO_2 ступінь вилучення знижується у всьому розглянутому діапазоні продуктивностей. Також можна відзначити зменшення чутливості ступеня вилучення до зміни вмісту CO_2 зі скороченням частки CO_2 у вихідному газі.

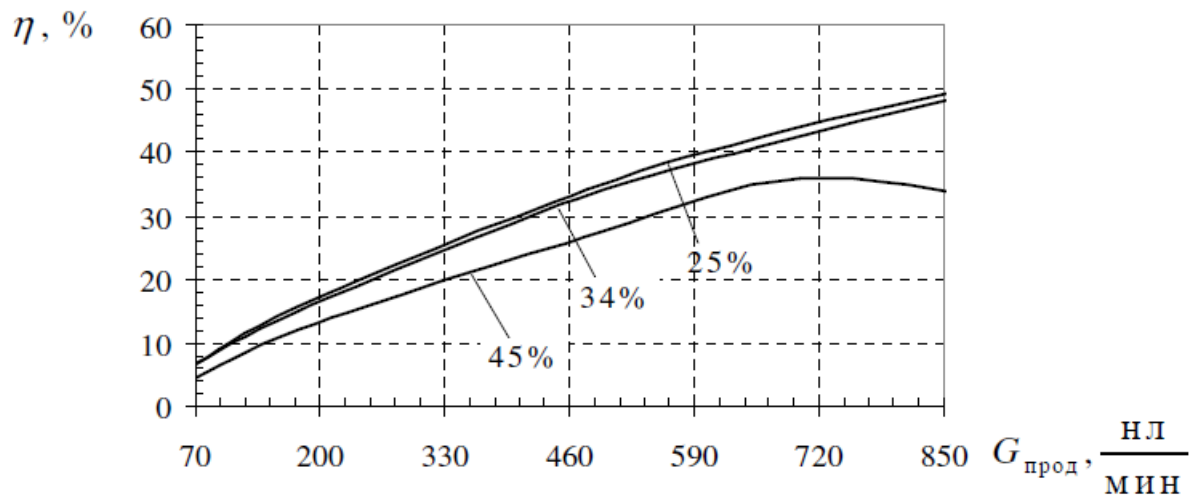


Рис. 3.20. Залежність ступеня вилучення продукційного H_2 від продуктивності установки при концентрації CO_2 у вихідній суміші 25, 34 і 45 %(моль) , при $\tau_{\text{адс}} = 100$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

На рис. 3.21 наведена залежність температури продукційного водню від продуктивності установки при концентрації CO_2 у вихідній суміші 25, 34 і 45 %(моль.), при $\tau_{\text{адс}} = 100$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

Як впливає з рис. 3.21, температура продукту пропорційна продуктивності при всіх розглянутих концентраціях CO_2 . Найбільший нагрів продукційного газу спостерігається при 45% CO_2 , що пояснюється більшою величиною сорбції і, як наслідок, великим тепловим ефектом сорбції CO_2 . Зі зменшенням частки домішки у вихідному газі температура продукту падає. Залежності близькі до лінійних. При вмісті CO_2 у 25% спостерігається

найменша чутливість температури продукту.

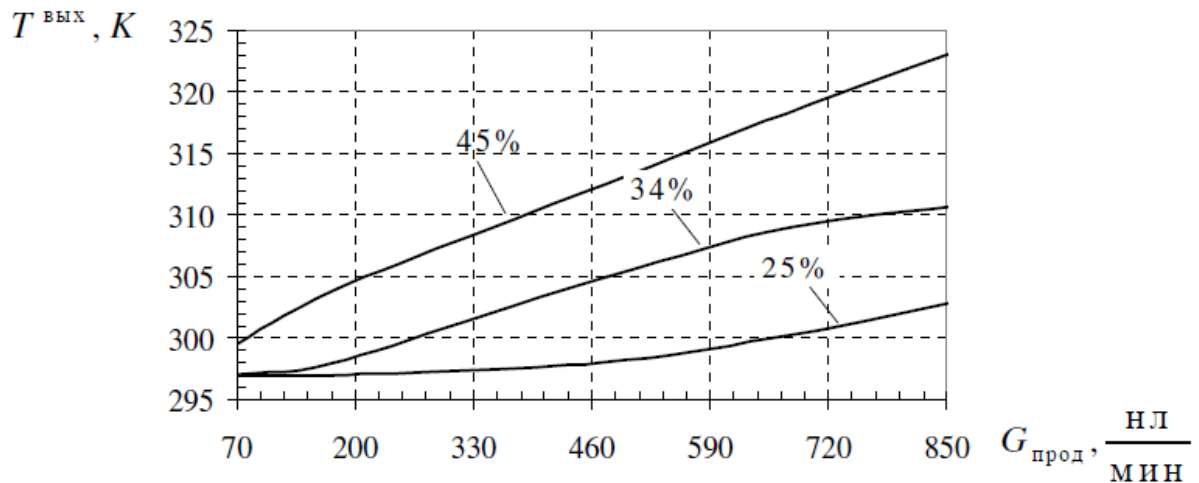


Рис.3.21 залежність температури продукційного газу від продуктивності установки при концентрації CO_2 у вихідній суміші 25, 34 і 45 % (моль.), $\tau_{\text{адс}} = 100$ с і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$.

На рис. 3.22 представлений графік динаміки зміни концентрації водню при значеннях часу стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}} = 70, 100$ і 150 с, відповідно. Як видно з рис. 3.22, із збільшенням значення $\tau_{\text{адс}}$ відбувається зниження сталої концентрації водню на виході установки. Також можна відзначити дещо підвищену концентрацію водню на початковому етапі продукування. Цей ефект пояснюється тепловими процесами сорбції, які призводять до зниження концентрації продукту з ростом температури адсорбенту.

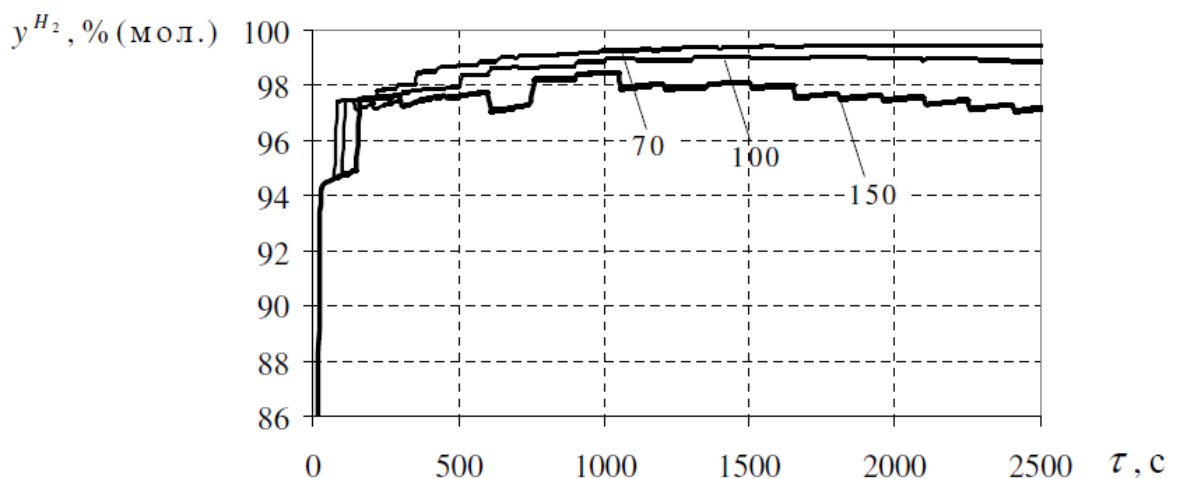


Рис. 3.22 Динаміка зміни концентрації продукційного H_2 при відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,5$ та $\tau_{\text{адс}} = 70, 100, 150$ с.

На рис. 3.23 наведені графіки динаміки зміни температури продукційного газу в часі при тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}} = 70, 100$ и 200 с, температурі початкової суміші 30°C , концентрації CO_2 в початковій суміші 34 % та відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2; 0,5; 0,8$, відповідно.

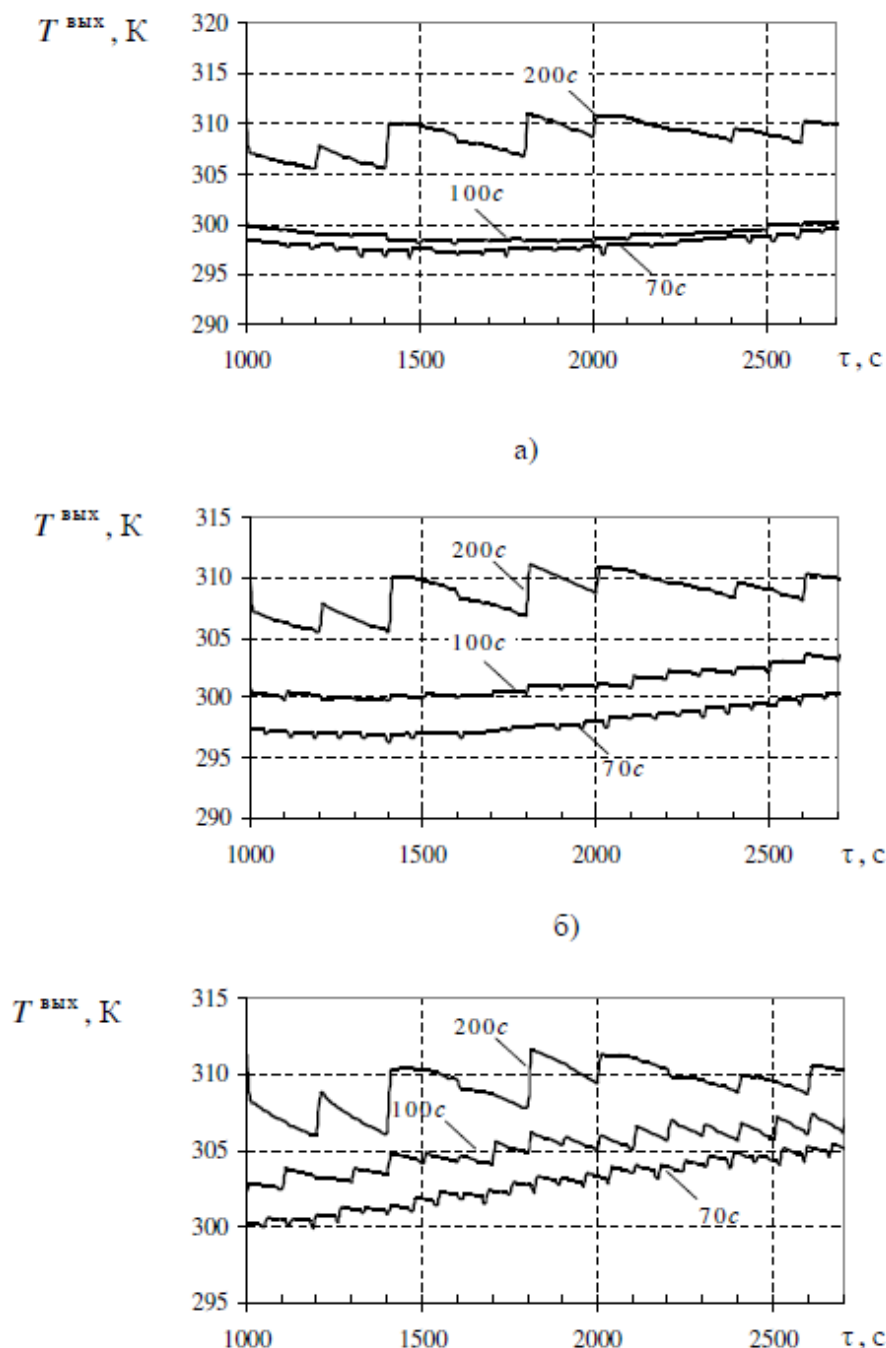


Рис. 3.23. Динаміка зміни температури продукційного газу при тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}} = 70, 100$ і 200 с, температурі вихідної суміші 30°C ; концентрації CO_2 у вихідній суміші 34% і відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2$ (а), $0,5$ (б), $0,8$ (в).

З цих графіків видно, що температура продукту пропорційна тривалості стадії адсорбції. При цьому збільшення температури пояснюється більшим нагрівом адсорбента за рахунок теплоти сорбції CO_2 при більшій тривалості стадії адсорбції. Із збільшенням $\tau_{\text{адс}}$ виникають циклічні сплески температури, відповідні певним стадіям технологічного процесу.

Порівнюючи графіки (а) та (в) можна зробити висновок про те, що відношення $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}}$ дещо змінює вигляд кривих, при величині $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,8$ температурні сплески виявляються найбільш вираженими.

На рис. 3.24 - 3.26 наведені графіки динаміки зміни температури скидної суміші при відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}} = 0,2, 0,5$ і $0,8$, температурі початкової суміші 30°C , концентрації CO_2 у вихідній суміші 34% (мол.) і тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}} = 50, 100$ і 200 с, відповідно. З аналізу графіків видно, що температура скидної суміші з часом падає до деякого сталого значення, біля якого тривають циклічні коливання при всіх значеннях $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}}$ та $\tau_{\text{адс}}$. При цьому температура скидної суміші обернено пропорційна тривалості стадії адсорбції.

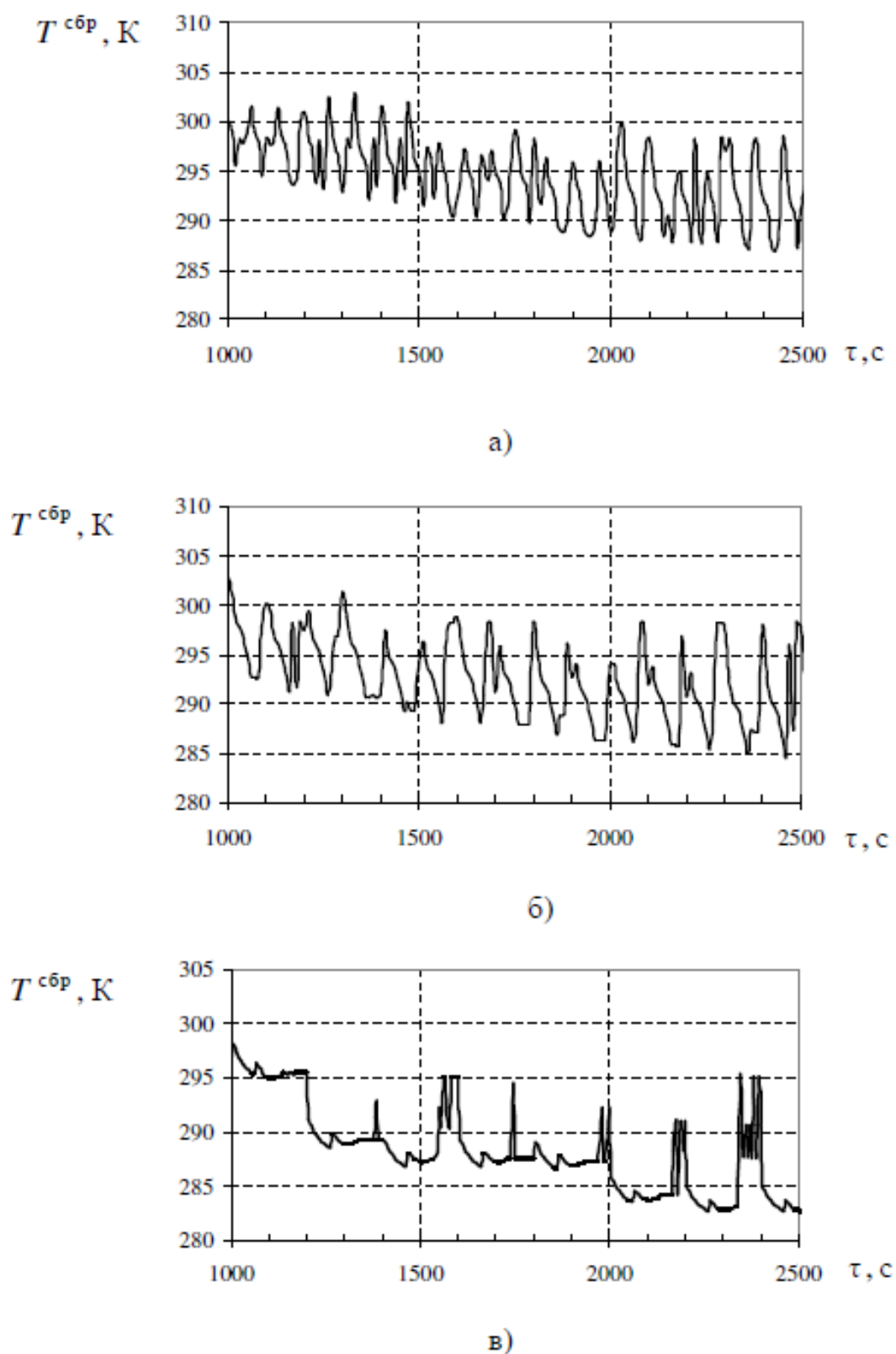
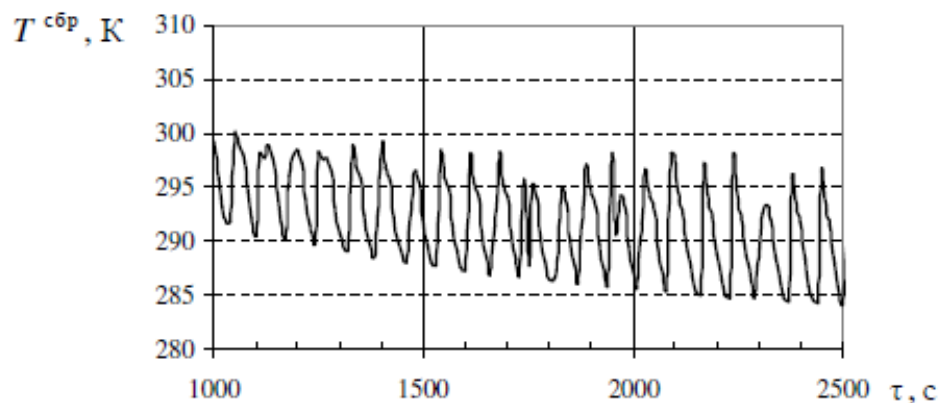
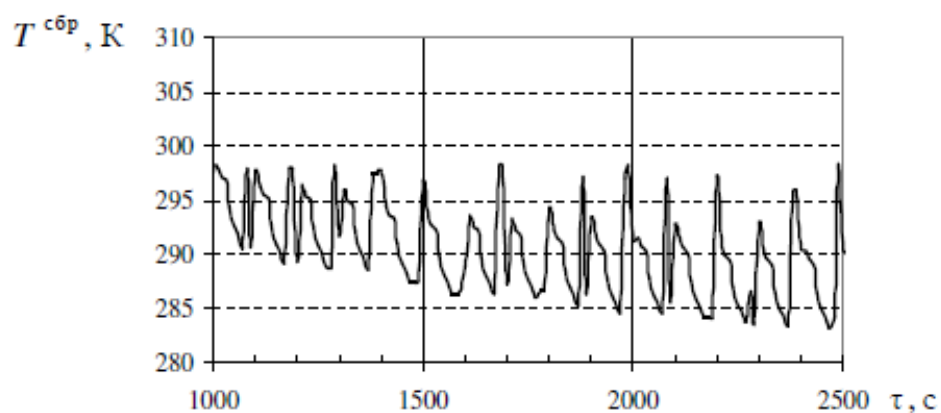


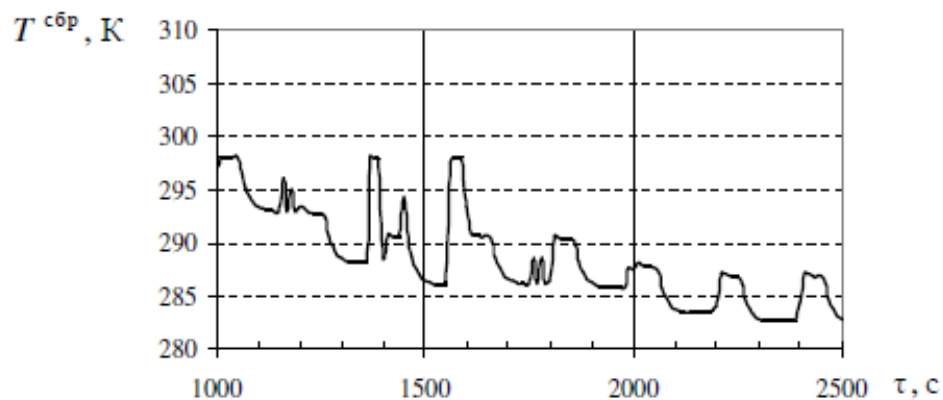
Рис. 3.24. Динаміка зміни температури скидної суміші при відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}}=0,2$, температурі вихідної суміші 30°C ; концентрації CO_2 в початковій суміші 34 % і тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}} = 70$ (а), 100 (б) и 200 (в) с.



а)

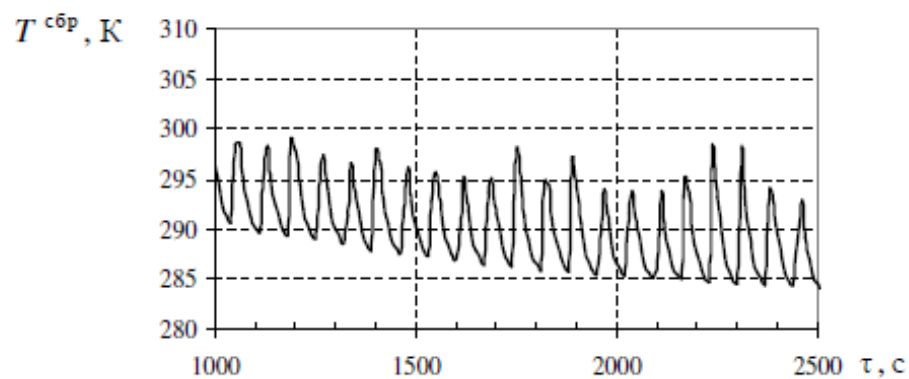


б)

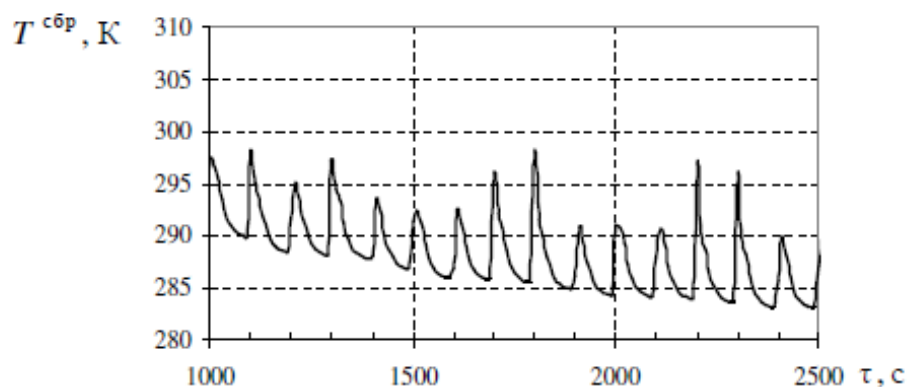


в)

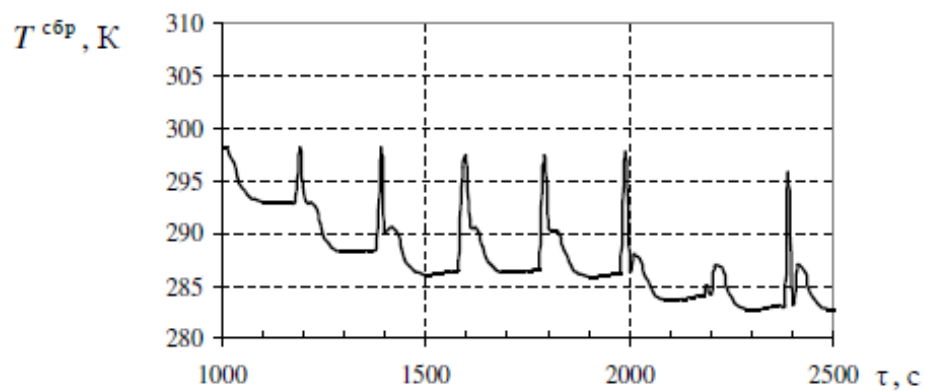
Рис 3.25. Динаміка зміни температури скидної суміші при відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}}=0,5$, температурі вихідної суміші 30°C ; концентрації CO_2 в початковій суміші 34 % і тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}} = 70$ (а), 100 (б) и 200 (в) с.



а)



б)



в)

Рис. 3.26. Динаміка зміни температури скидної суміші при відношенні $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}}=0,8$, температурі вихідної суміші 30°C ; концентрації CO_2 в початковій суміші 34 % і тривалості стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}} = 70$ (а), 100 (б) и 200 (в) с.

При цьому температура скидної суміші опускається нижче температури вихідної суміші, що є наслідком ендотермічності процесу десорбції поглиненого адсорбента. Переривчастий характер графіків пояснюється циклограмою роботи установки, що передбачає періодичне скидання газу. Порівняння серій графіків на малюнках 3.24 - 3.26 показує незначний вплив зміни відношення $\tau_{\text{дес}}/\tau_{\text{адс}}$ на температуру скидної суміші.

На рис. 3.27 - 3.29 наведені графіки зміни величини сорбції H_2 , CO_2 та CO по довжині шару адсорбенту на стадії адсорбції для моментів часу $\tau = 20, 40, 60, 80, 100$ с, відповідно. У початковий момент часу починається відпрацювання лобового шару адсорбенту, де відбувається інтенсивне поглинання домішок CO та CO_2 , і виникає сорбційний фронт, що рухається уздовж шару. Через деякий час починається режим паралельного перенесення фронту. Як видно з графіків, сорбційний фронт кожного компонента досить сильно «розмитий» уздовж шару, що пов'язано з характером адсорбції компонентів суміші на цеоліті СаА.

На рис. 3.30 - 3.32 наведені графіки зміни складу газової фази по довжині шару адсорбенту на стадії адсорбції для моментів часу $\tau = 40, 60, 80, 100$ с. Як видно, розподіли концентрацій H_2 , CO_2 , CO корелюють з графіками зміни сорбції даних компонентів по довжині шару, наведеними вище.

На рис. 3.33 наведені графіки зміни температури адсорбенту по довжині шару на стадії адсорбції для моментів часу $\tau = 20, 40, 60, 80, 100$ с. В процесі адсорбції відбувається відпрацювання лобового шару, де відбувається інтенсивне поглинання адсорбента. Сорбція CO та CO_2 супроводжується тепловим ефектом, що призводить до зростання температури шару адсорбенту і виникнення теплового фронту, що рухається уздовж шару. При цьому наявне істотне зростання температури початкової ділянки шару, що пов'язано зі значним вмістом адсорбента в газовій суміші і істотною теплотою сорбції, головним чином, CO_2 на цеоліті СаА.

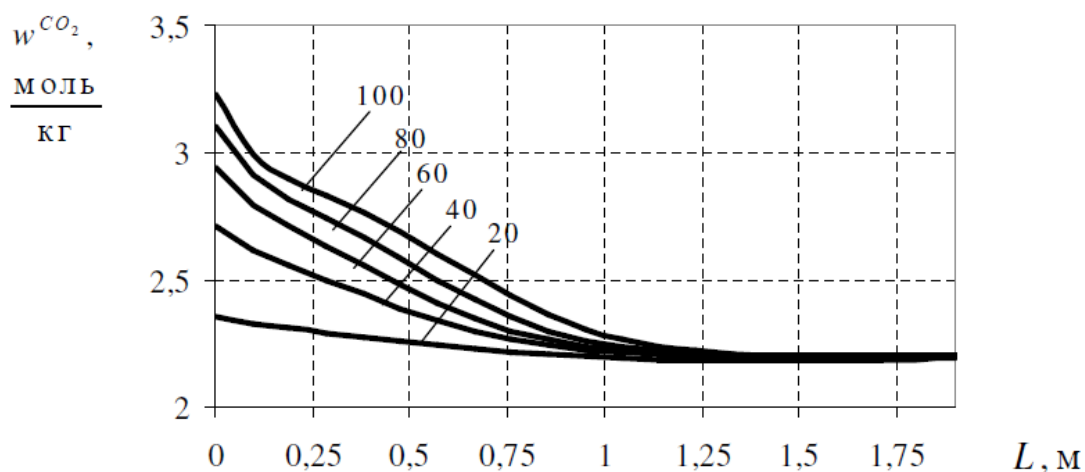


Рис. 3.27. Зміна сорбції H_2 по довжині шару адсорбенту на стадії адсорбції в моменти часу $\tau = 20, 40, 60, 80, 100$ с.

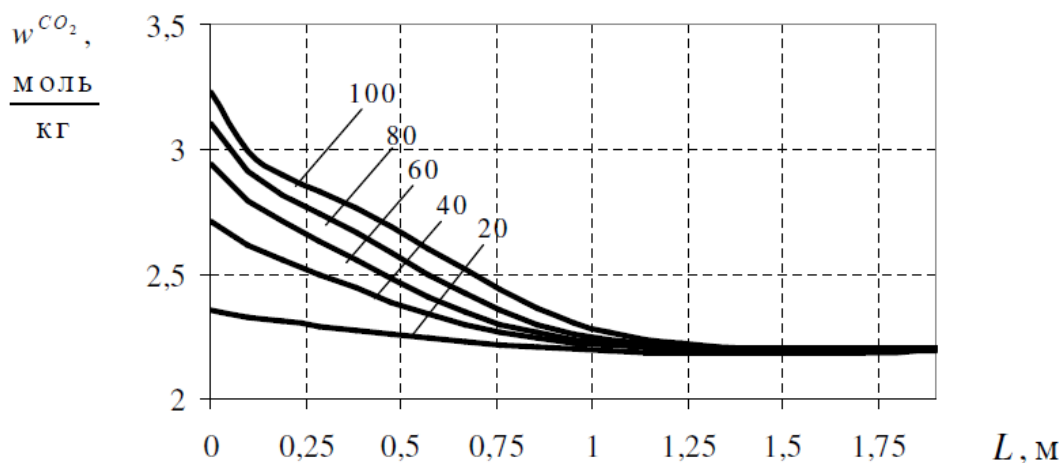


Рис. 3.28. Зміна сорбції CO_2 по довжині шару адсорбенту на стадії адсорбції в моменти часу $\tau = 20, 40, 60, 80, 100$ с.

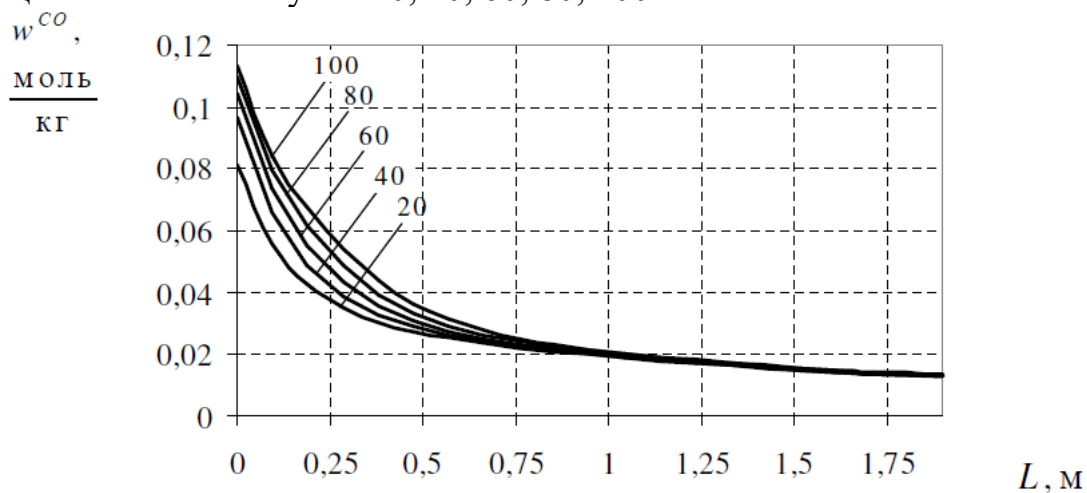


Рис. 3.29. Зміна сорбції CO по довжині шару адсорбенту на стадії адсорбції в моменти часу $\tau = 20, 40, 60, 80, 100$ с.

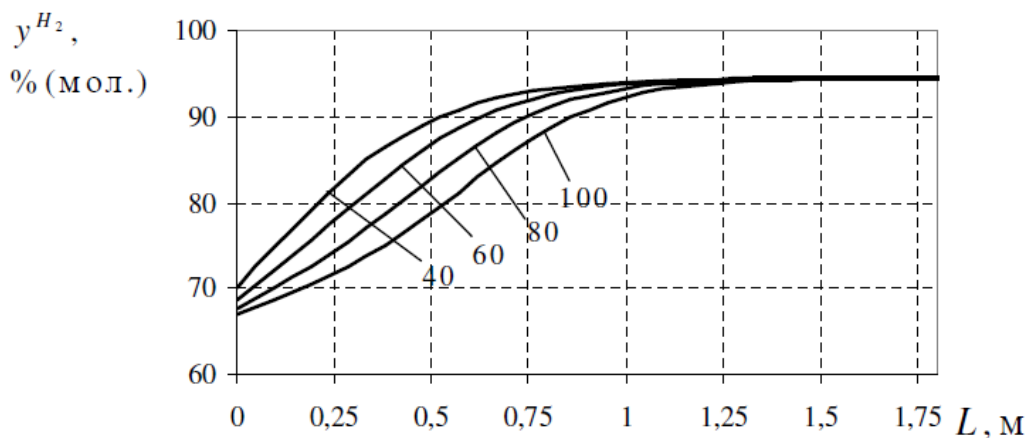


Рис. 3.30. Зміна концентрації Н₂ по довжині шару адсорбенту на стадії адсорбції в моменти часу $\tau = 40, 60, 80, 100$ С.

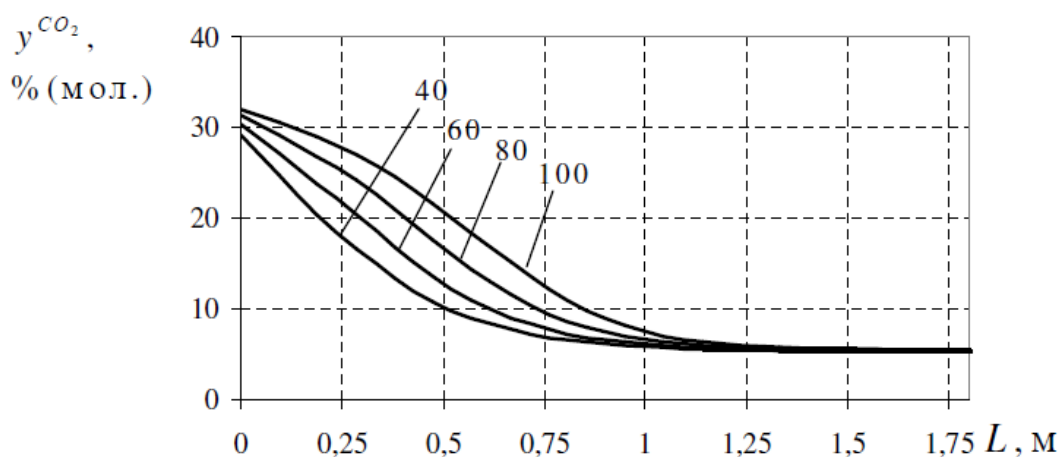


Рис. 3.31. Зміна концентрації СО₂ по довжині шару адсорбенту на стадії адсорбції в моменти часу $\tau = 40, 60, 80, 100$ с.

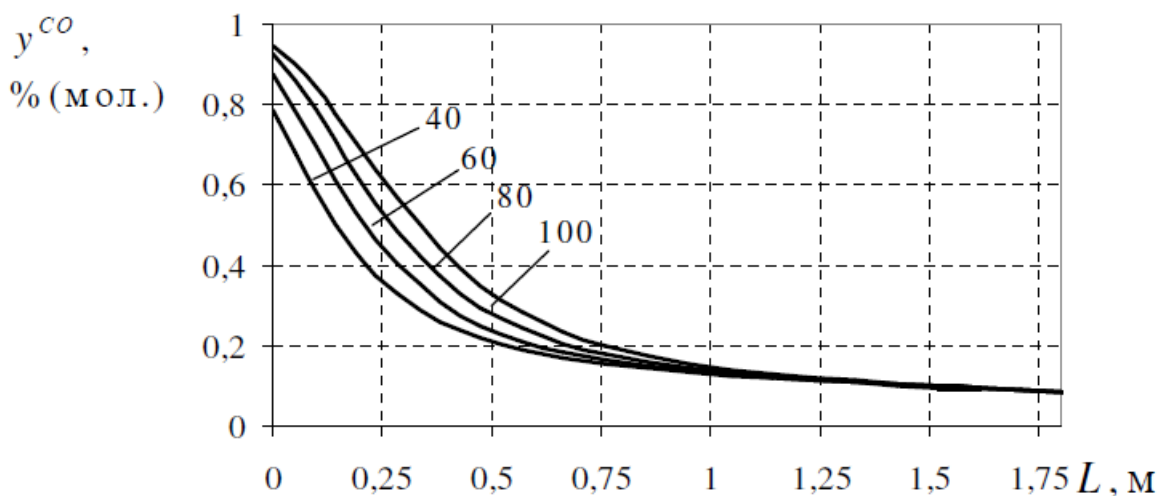


Рис. 3.32. Зміна концентрації СО по довжині шару адсорбенту на стадії адсорбції в моменти часу $\tau = 40, 60, 80, 100$

Температурні криві мають максимум, що знаходиться на деякій відстані від початку шару адсорбенту, що пояснюється перенесенням теплоти сорбції за рахунок конвективного потоку в напрямку руху газу. Тепловий фронт для зазначених моментів часу рухається разом з сорбційним (рис. 3.27 - 3.28), не досягаючи кінцевої ділянки шару. Таким чином, теплові втрати в даному режимі роботи мінімальні, що сприяє проведенню десорбції сорбату на стадії регенерації без додаткового нагріву адсорбенту.

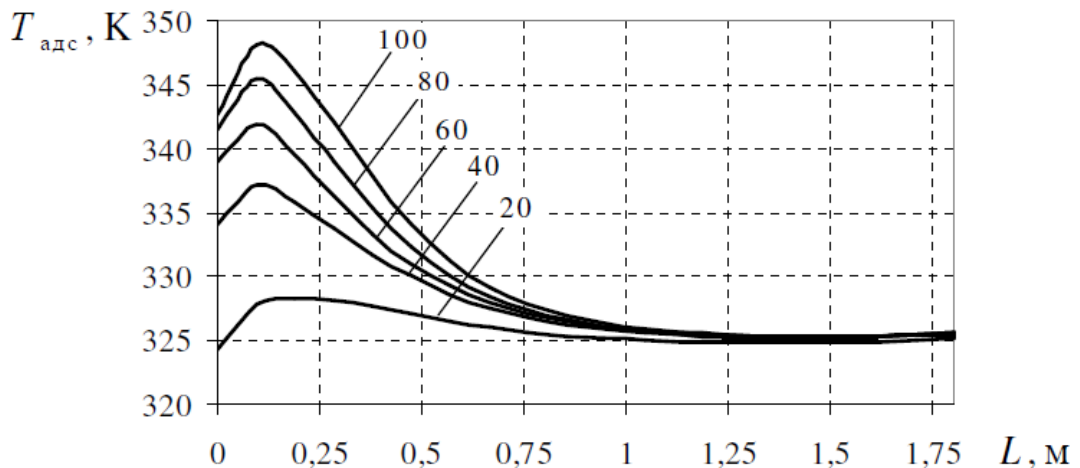


Рис. 3.33. Зміна температури адсорбенту по довжині шару на стадії адсорбції в моменти часу $\tau = 20, 40, 60, 80, 100$ с.

На рис. 3.34 наведені графіки зміни швидкості газової суміші по довжині шару на стадії адсорбції для моментів часу $\tau = 20, 30, 60, 100$ с. Як видно з рис. 3.34, найбільшу швидкість потік має на початковій ділянці шару. Далі спостерігається зниження швидкості до деякого сталого значення.

Залежність швидкості газової суміші уздовж шару від часу носить екстремальний характер. Найвища швидкість спостерігається в початковий момент часу, потім швидкість різко падає до моменту часу 60 с, після чого спостерігається незначний підйом.

Криві швидкості газу в адсорбері корелюють з графіками зміни концентрації діоксиду вуглецю, як основної домішки, і розподілом температури адсорбенту уздовж шару. Зміна складу і температури газової

фази в адсорбері призводить до зміни таких параметрів як динамічна в'язкість, щільність і молярна маса газової суміші, які визначають характер гідродинаміки потоку, що виражається, в тому числі, і в зміні швидкості газу.

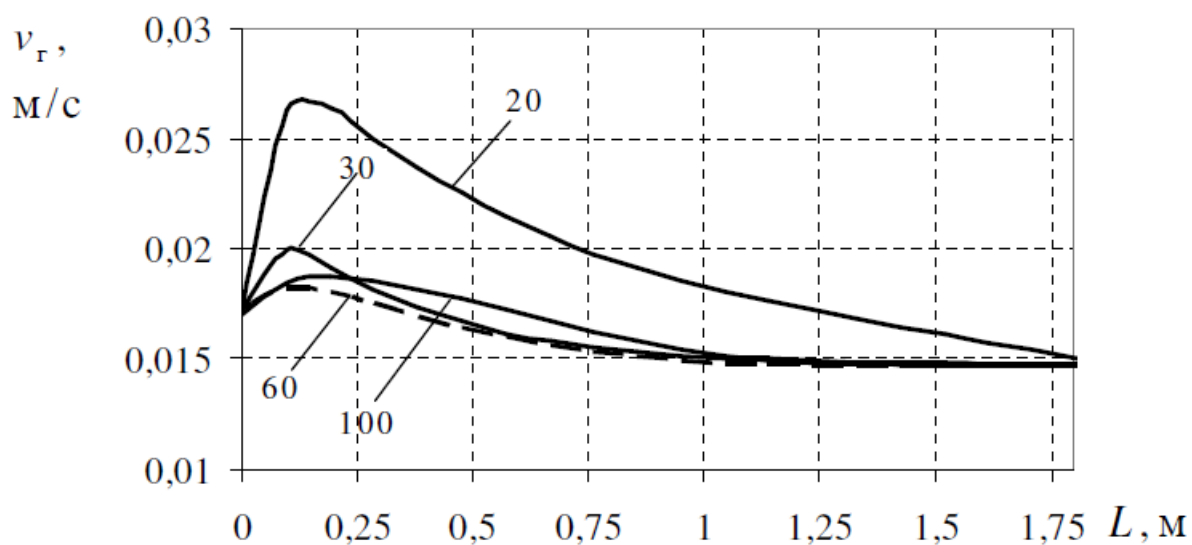


Рис.3.34. Зміна швидкості газової суміші по довжині шару на стадії адсорбції в моменти часу $\tau = 20, 30, 60, 100$ с.

Висновки до розділу 3

1. В результаті проведених обчислювальних експериментів було визначено вплив різних технологічних параметрів на характер протікання процесу отримання водню методом адсорбційного поділу газової суміші.

2. Визначено вплив зміни температури вихідної газової суміші на чистоту продукту, ступінь вилучення і температуру продукційного газу в широкому діапазоні тривалості стадії адсорбції.

3. Визначено вплив зміни складу вихідної газової суміші на чистоту продукту, ступінь вилучення і температуру продукційного газу в широкому діапазоні тривалості стадії адсорбції.

4. Визначено вплив зміни тиску вихідної газової суміші на чистоту продукту, ступінь вилучення і температуру продукційного газу.

5. Досліджено зв'язок продуктивності установки з чистотою продукту, ступенем вилучення і температурою продукційного газу.

6. Вивчена динаміка розподілу величини сорбції компонентів газової суміші і температури шару адсорбенту на стадії адсорбції; визначено характер руху сорбційного і теплового фронтів уздовж шару.

РОЗДІЛ 4. РОЗРОБКА СИСТЕМИ АВТОМАТИЗОВАНОГО КЕРУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИМ ПРОЦЕСОМ ВИРОБНИЦТВА ВОДНЮ

4.1 Формалізація обмежень і прийнятті допущення в постановці завдання автоматизованого керування

На підставі результатів досліджень, наведених у розділі 3, в якості керуючих впливів розглядаються:

ψ_5 - ступінь відкриття клапана подачі вихідної суміші;

$\tau_{\text{адс}}$ - тривалість стадії адсорбції.

Як показали результати досліджень, тиск адсорбції $P_{\text{адс}}$ та продуктивність $G^{\text{прод}}$ в більшій мірі залежать від ступеня відкриття клапана подачі вихідної суміші ψ_5 . Температура $T^{\text{прод}}$ та склад продукційної газової суміші $y^{\text{прод}}$ визначаються як ступенем відкриття клапана подачі вихідної суміші ψ_5 , так і тривалістю стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$.

Технологічний процес адсорбційного отримання водню як об'єкт автоматизованого керування наведений на рис. 4.1.



Рис. 4.1 Технологічний процес адсорбційного виробництва водню, поданий як об'єкт автоматизованого керування.

При постановці завдання керування виникає необхідність у введенні додаткових припущень, а саме [44]:

1) похибками вимірювання технологічних змінних і завдання керуючих впливів нехтуємо;

2) всі адсорбери в установці мають однакові технологічні характеристики;

3) збурюючі впливи задаються у вигляді детермінованих функцій.

При розробці системи керування також необхідно враховувати обмеження, які накладаються на технологічні змінні процесу адсорбційного отримання водню [45]. Розглянемо обмеження, що накладаються на вхідні (керуючі та збурючі) впливи на об'єкт керування.

1. Склад вихідної газової суміші $y^{BX} = (y^{H_2}; y^{O_2}; y^{CO})$:

$$\underline{y_{BX}^{CO_2}} \leq y_{BX}^{CO_2} \leq \overline{y_{BX}^{CO_2}} \quad (4.1)$$

$$\underline{y_{BX}^{CO_2}} \leq y_{BX}^{CO_2} \leq \overline{y_{BX}^{CO_2}} \quad (4.2)$$

де $\underline{y_{ex}}$ та $\overline{y_{ex}}$ - вектори мінімальних і максимальних допустимих концентрацій компонентів у вихідній газовій суміші.

2. Температура вхідної газової суміші T^{BX} :

$$\underline{T^{BX}} \leq T^{BX} \leq \overline{T^{BX}} \quad (4.3)$$

де $\underline{T^{ex}}$ та $\overline{T^{ex}}$ - мінімальна та максимальна допустимі температури вихідної газової суміші.

3. Тиск на вході установки P^{BX}

$$\underline{P^{BX}} \leq P^{BX} \leq \overline{P^{BX}} \quad (4.4)$$

4. Тиск на продукційному виході установки $P^{прод}$:

$$\underline{P^{прод}} \leq P^{прод} \leq \overline{P^{прод}} \quad (4.5)$$

5. Тиск на скидному виході установки $P^{скид}$:

$$\underline{P^{скид}} \leq P^{скид} \leq \overline{P^{скид}} \quad (4.6)$$

6. Ступінь відкриття регульованого клапана:

$$0 \leq \psi_5(\tau) \leq 1 \quad (4.7)$$

7. Ступінь відкриття відсічного клапана:

$$(\psi_i = 0) \vee (\psi_i = 1) \quad (4.8)$$

8. Тривалість стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$:

$$\underline{\tau_{\text{адс}}} \leq \tau_{\text{адс}} \leq \overline{\tau_{\text{адс}}} \quad (4.9)$$

Далі розглянемо обмеження, що накладаються на вихідні змінні об'єкта керування [45].

1. Склад продукційної газової суміші:

$$y^{\text{прод}} = (y_{\text{прод}}^{H_2}; y_{\text{прод}}^{CO_2}; y_{\text{прод}}^{CO};) \quad (4.10)$$

$$\underline{y_{\text{прод}}^{H_2}} \leq y_{\text{прод}}^{H_2}$$

де $y_{\text{прод}}^{H_2}$ - мінімальна допустима концентрація водню в продукційній газової суміші.

2. Витрата продукційної газової суміші $G^{\text{прод}}$.

$$\underline{G^{\text{прод}}} \leq G^{\text{прод}} \leq \overline{G^{\text{прод}}}, \quad (4.11)$$

де $\underline{G^{\text{прод}}}$, $\overline{G^{\text{прод}}}$, - мінімальна та максимальна допустимі витрати продукційної газової суміші.

3. Витрата початкової газової суміші $G^{\text{вх}}$:

$$\underline{G^{\text{вх}}} \leq G^{\text{вх}} \leq \overline{G^{\text{вх}}}, \quad (4.12)$$

де $\underline{G^{\text{вх}}}$, $\overline{G^{\text{вх}}}$ - мінімальна та максимальна допустимі витрати початкової газової суміші.

4. Тиск адсорбції $P^{\text{адс}}$.

$$P^{\text{адс}} \leq P^{\text{вх}} \quad (4.13)$$

де $P^{\text{вх}}$ - тиск на вході установки.

Завдання автоматизованого керування технологічним процесом виробництва водню може бути сформульована наступним чином [46].

При заданих діапазонах збурюючих впливів (склад вихідної газової суміші $y^{вх} = (y^{H_2}; y^{O_2}; y^{CO})$; тиск на вході установки $P^{вх}$; тиск на виході установки $P^{прод}$; тиск на скидному виході установки $P^{скид}$) потрібно знайти такий вектор допустимих управлінь $u = (\psi_5, \tau_{адс})$, при якому цільовий функціонал досягає екстремального значення:

$$\Phi(u^*) = \left(\frac{1}{\tau_k} \int_0^{\tau_k} y_{прод}^{H_2}(u^*) d\tau \right) = \max_{u = (\psi_5, \tau_{адс})} \left(\frac{1}{\tau_k} \int_0^{\tau_k} y_{прод}^{H_2}(u) d\tau \right), \quad (4.14)$$

Виконуються зв'язки у математичній моделі і обмеження:

- на концентрацію продукційного водню $y_{прод}^{H_2}$:

$$\underline{y_{прод}^{H_2}} \leq y_{прод}^{H_2} \leq \overline{y_{прод}^{H_2}}, \quad (4.15)$$

- на витрату продукційної газової суміші $G^{прод}$:

$$\underline{G^{прод}} \leq G^{прод} \leq \overline{G^{прод}}, \quad (4.16)$$

- на витрату вхідної газової суміші $G^{вх}$:

$$\underline{G^{вх}} \leq G^{вх} \leq \overline{G^{вх}}, \quad (4.17)$$

- на тиск адсорбції $P^{адс}$

$$P^{адс} \leq P^{вх} \leq \overline{P^{вх}}, \quad (4.18)$$

Задача керування (4.14) - (4.18) відноситься до класу задач динамічної оптимізації, і для її вирішення будемо використовувати метод послідовного квадратичного програмування.

4.2. Обґрунтування структури системи автоматизованого керування технологічним процесом виробництва водню

Алгоритм керування технологічним процесом може бути реалізований за допомогою безлічі різних структур систем керування. Тому при виборі однієї системи керування неможливо гарантувати, що не існує іншої системи, за якими-небудь показниками краще обраної. При цьому сам процес проектування регламентований часом розробки. Таким чином, виникає завдання формування безлічі альтернативних структур систем керування. Обмежимося розглядом тих структур систем керування, застосування яких є найбільш перспективним, і які набули широкого поширення при автоматизації подібних процесів.

Одним з найбільш доцільних класів систем керування для розглянутого процесу є клас адаптивних систем керування. Технологічні змінні установки адсорбційного отримання водню схильні до змін в ході процесу адсорбції. Значення збурень, які представлені нерегульованими параметрами вихідної газової суміші, що надходить на поділ, в ході процесу також змінюються випадковим чином. Використання адаптивної системи керування дозволяє підвищити якість керування процесом при випадковій зміні параметрів керованого об'єкта і відхиленнях значень збурюючих впливів від прийнятих при розрахунку системи.

Відповідно до поставленого завдання керування, необхідно підтримувати апріорі невідоме максимальне значення заданого критерію якості, що обумовлює застосування системи екстремального адаптивного керування зі змінними параметрами налаштування і постійною структурою, що працює за принципом керування по збуренню з еталонною моделлю технологічного процесу в контурі керування.

Алгоритм керування передбачає безперервний контроль за поточними значеннями збурюючих впливів. При відхиленні збурення від апріорі заданого значення, що перевищує деяку задану малу величину ϵ , алгоритмом

передбачається рішення задачі умовної оптимізації. Алгоритм передбачає фільтрацію випадкових коливань збурень, яка реалізується за допомогою часової затримки. Завдання умовної оптимізації вирішується за допомогою еталонної моделі технологічного процесу, в результаті чого визначаються оптимальні значення параметрів налаштування часу кроку для адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ та оптимального тиску адсорбції $P^{\text{адс}}$, що забезпечує екстремум заданому критерію якості для поточних значень збурюючих впливів при виконанні заданих обмежень.

На підставі отриманого значення $\tau_{\text{адс}}$ перераховується циклограма роботи клапанів К1.1-К4.1, К1.2-К4.2, К1.3-К4.3, К12, К23, К34, К13, К14. К24. Практична реалізація циклограми перемикачів здійснюється за допомогою програмного задачника.

Оптимальний тиск адсорбції $P^{\text{адс}}$ надходить в якості уставки на регулятор тиску адсорбції.

Для регулювання $P^{\text{адс}}$ використовується одноконтурна замкнута система автоматизованого керування з ПІД-регулятором у зворотному зв'язку.

Таким чином, алгоритм автоматизованого керування технологічним процесом виробництва водню виконання наступних функцій:

- пошук і підтримка оптимуму заданого критерію якості;
- розрахунок оптимального часу кроку адсорбції $\tau_{\text{адс}}$;
- розрахунок оптимальної циклограми роботи клапанів;
- розрахунок оптимального тиску адсорбції $P^{\text{адс}}$;
- формування керуючих впливів на приводи клапанів.

Збільшена блок-схема алгоритму рішення задачі керування подана на рис. 4.2. На рис. 4.3 наведена функціонально-структурна схема рішення задачі автоматизованого керування.

Задача оптимізації часу кроку адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ та тиску адсорбції $P^{\text{адс}}$ вирішується методами безумовної багатовимірної оптимізації із застосуванням апарату штрафних функцій.

У цьому випадку цільова функція (концентрація продукційного водороду y^{H_2}) записується у наступному вигляді:

$$\tilde{\Phi}_0 = \Phi_0 + \langle \lambda, \mathbf{f} \rangle, \quad (4.19)$$

де λ - вектор штрафних коефіцієнтів, \mathbf{f} - вектор-функція, яка визначається за наступними правилами:



Рис. 4.2. Укрупнена блок-схема алгоритму розв'язання задачі керування

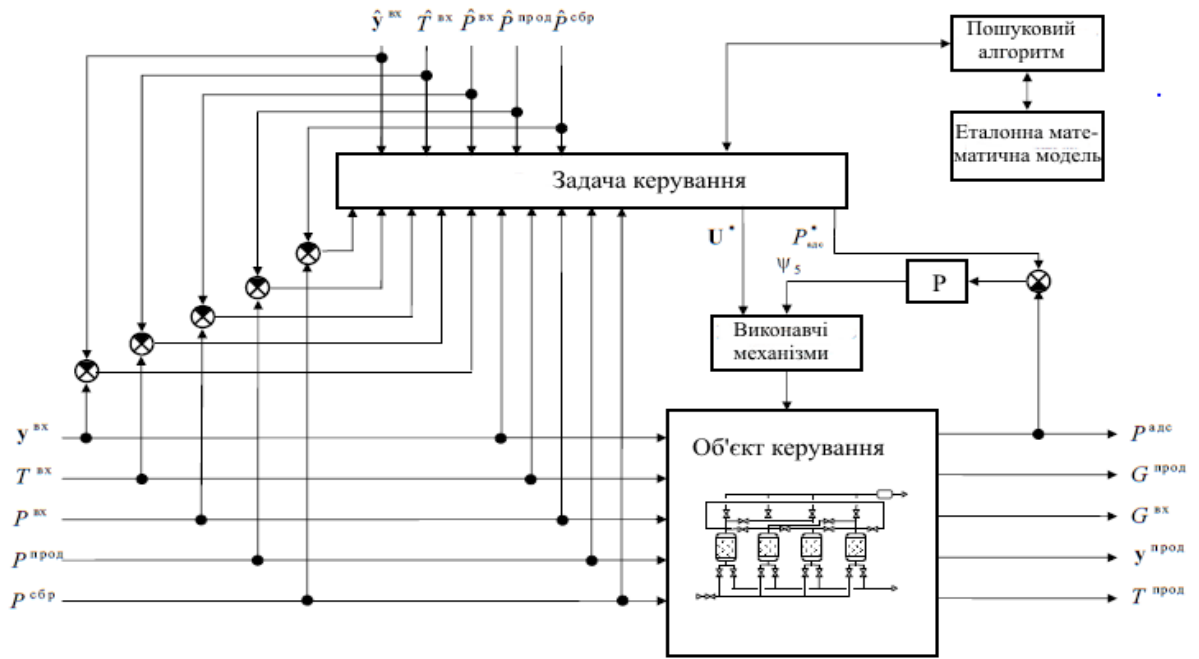


Рис. 4.3. Функціонально-структурна схема рішення задачі керування:
 U^* - циклограма переключення клапанів; ψ_5 – ступінь відкриття клапана K_5

$$\begin{aligned}
 f_1 &= \begin{cases} \underline{y}_{прод}^{H_2} - \underline{y}_{прод}^{H_2}, & \text{при } \underline{y}_{прод}^{H_2} < \underline{y}_{прод}^{H_2} \\ 0, & \text{при } \underline{y}_{прод}^{H_2} > \underline{y}_{прод}^{H_2} \end{cases} \\
 f_2 &= \begin{cases} G^{прод} - \bar{G}^{прод}, & \text{при } G^{прод} > \bar{G}^{прод} \\ \underline{G}^{прод} - G^{прод}, & \text{при } G^{прод} < \underline{G}^{прод} \\ 0, & \text{при } \underline{G}^{прод} \leq G^{прод} \leq \bar{G}^{прод} \end{cases} \\
 f_3 &= \begin{cases} G^{вх} - \bar{G}^{вх}, & \text{при } G^{вх} > \bar{G}^{вх} \\ \underline{G}^{вх} - G^{вх}, & \text{при } G^{вх} < \underline{G}^{вх} \\ 0, & \text{при } \underline{G}^{вх} \leq G^{вх} \leq \bar{G}^{вх} \end{cases} \\
 f_4 &= \begin{cases} P^{адс} - P^{вх}, & \text{при } P^{адс} > P^{вх} \\ 0, & \text{при } P^{адс} \leq P^{вх} \end{cases}
 \end{aligned} \tag{4.20}$$

Рішення сформульованої задачі нелінійного програмування (4.19) - (4.20) виконується методом послідовного квадратичного програмування.

Параметри налаштування регулятора визначаються властивостями технологічного процесу виробництва водню як об'єкта автоматизованого керування і прийнятим критерієм якості регулювання. З низки можливих критеріїв обираємо критерій оптимального модуля. Даний критерій рекомендується при розрахунках систем з динамічною зміною завдання

регуляторам, в тому числі для слідкуючих систем керування та адаптивних систем [47]. Перехідні процеси в системах, спроектованих з використанням критерію оптимального модуля, відрізняються малим перегулюванням і високою швидкістю, що зумовило його широке застосування [48]. Перевагою критерію оптимального модуля є можливість розрахунку оптимальних параметрів налаштування аналогових регуляторів за допомогою аналітичних залежностей на основі передатної функції об'єкта автоматизованого керування.

За результатами імітаційних досліджень, проведених з використанням моделі досліджуваного технологічного процесу виробництва водню, встановлено, що канал регулювання тиску адсорбції може бути описаний аперіодичною ланкою 1-го порядку з передатною функцією наступного виду:

$$W_0(s) = \frac{K_0}{T_0 s + 1} \quad (4.21)$$

Коефіцієнти K_0 та T_0 визначаються за методикою, викладеною в [48]. Результати апроксимації даних імітаційного дослідження зазначеною ланкою представлені на рис. 4.4. Визначення налаштувань регулятора проводиться за методикою критерію оптимального модуля на основі знайдених коефіцієнтів передатної функції.

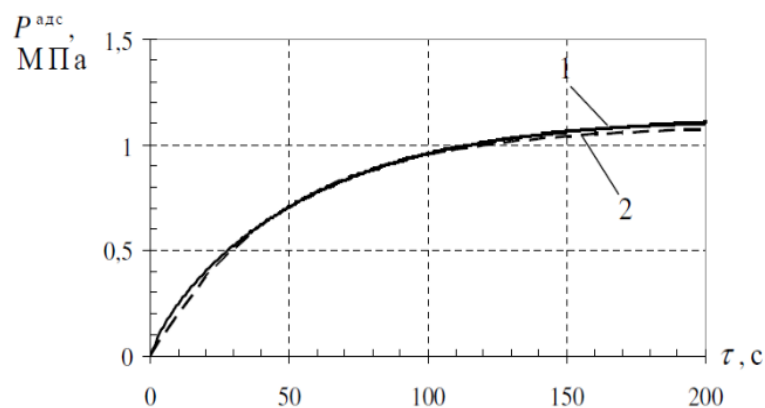


Рис. 4.4 Перехідний процес зміни тиску в адсорбері при відкритті керованого клапана на вході: 1 - дані імітаційних досліджень; 2 - аперіодична ланка 1-го порядку.

Для регулювання тиску адсорбції можуть бути обрані аналогові регулятори з різними законами регулювання. Для оцінки ефективності даних регуляторів з налаштуваннями параметрами, розрахованими із застосуванням критерію оптимального модуля, проведемо аналіз якості регулювання за допомогою системи автоматизованого керування в режимі обмеженої функціональності (в системі керування не здійснюється пошук оптимальних уставок регулятора тиску і програмного задачника часу стадії адсорбції).

Перехідні процеси в системі керування з П -, ПІ - і ПІД-регулятором при ступінчастій зміні тиску вихідної газової суміші і при ступінчастій зміні уставки наведені на рис. 4.5 - 4.10. Результати аналізу вихідних реакцій системи керування наведені в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1

Показники якості перехідних процесів в системі керування з П-, ПІ- та ПІД-регулятором

Показник якості / Тип регулятора	Динамічна похибка, МПа	Час регулювання, с	Ступінь загасання, %	Перерегулювання, %
П-регулятор, відпрацювання збурень	0,0458	7	80,6	2,91
П-регулятор, відпрацювання завдання	0,0639	12	100	3,38
ПІ-регулятор, відпрацювання збурень	0,0438	7	83,06	2,76
ПІ-регулятор, відпрацювання завдання	0,0691	12	100	3,66
ПІД-регулятор, відпрацювання збурень	0,0461	5	90,28	2,93
ПІД-регулятор, відпрацювання завдання	0,082	10	93,76	4,35

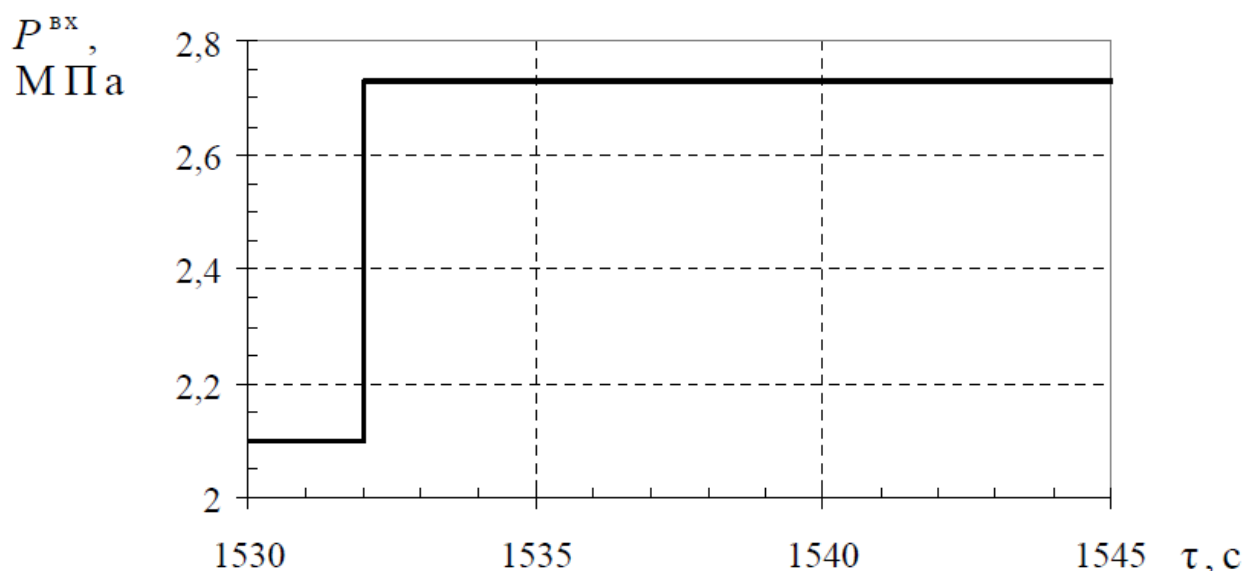


Рис. 4.5 Перехідний процес у підсистемі регулювання тиску адсорбції з П-регулятором при ступінчастому підвищенні тиску на вході на 30%.

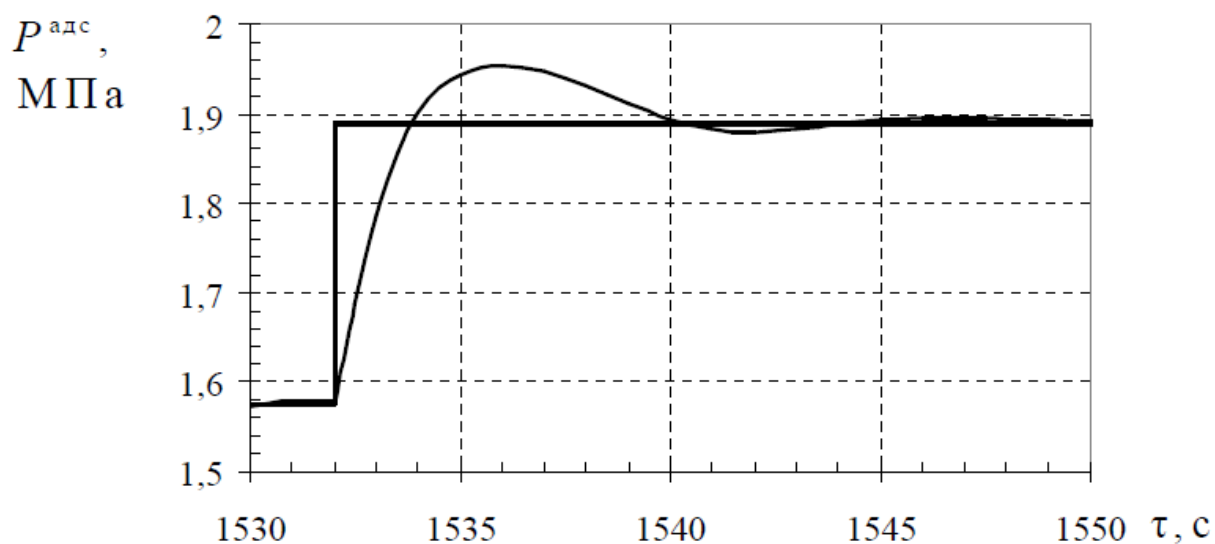


Рис. 4.6. Перехідний процес у підсистемі регулювання тиску адсорбції з П-регулятором при ступінчастій зміні уставки на 20%.

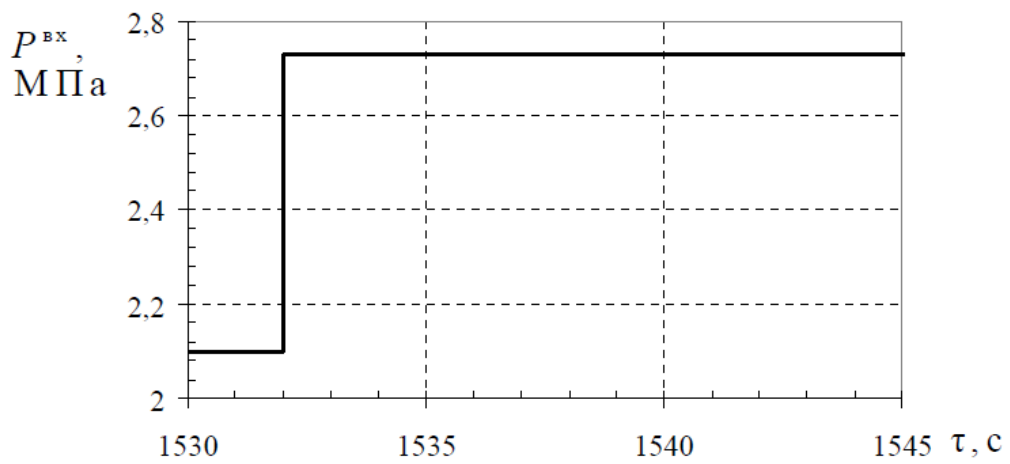
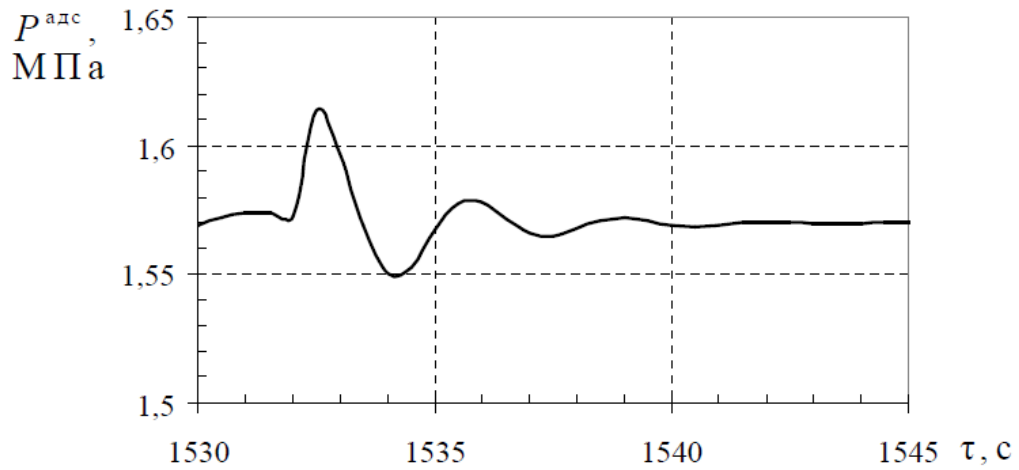


Рис. 4.7. Перехідний процес у підсистемі регулювання тиску адсорбції з ПІ-регулятором при ступінчастому підвищенні тиску на вході на 30%.

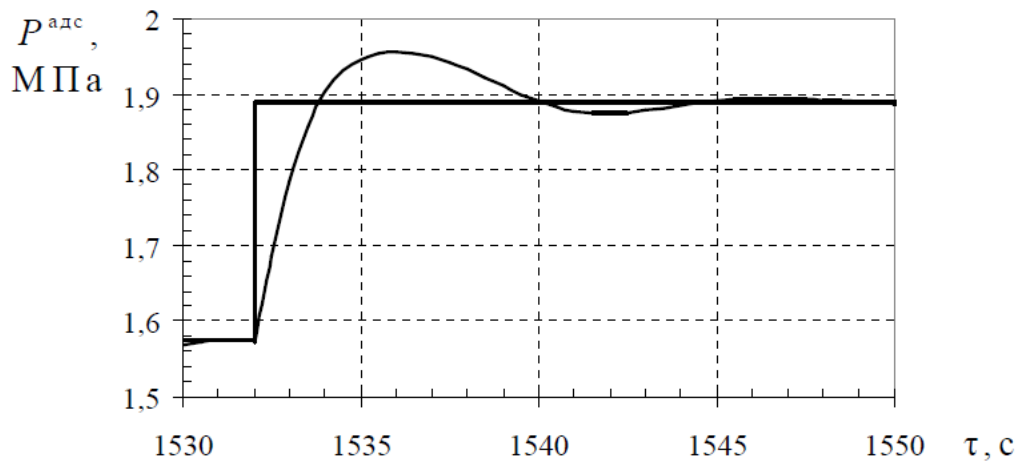


Рис. 4.8. Перехідний процес у підсистемі регулювання тиску адсорбції з ПІ-регулятором при ступінчастій зміні уставки на 20%.

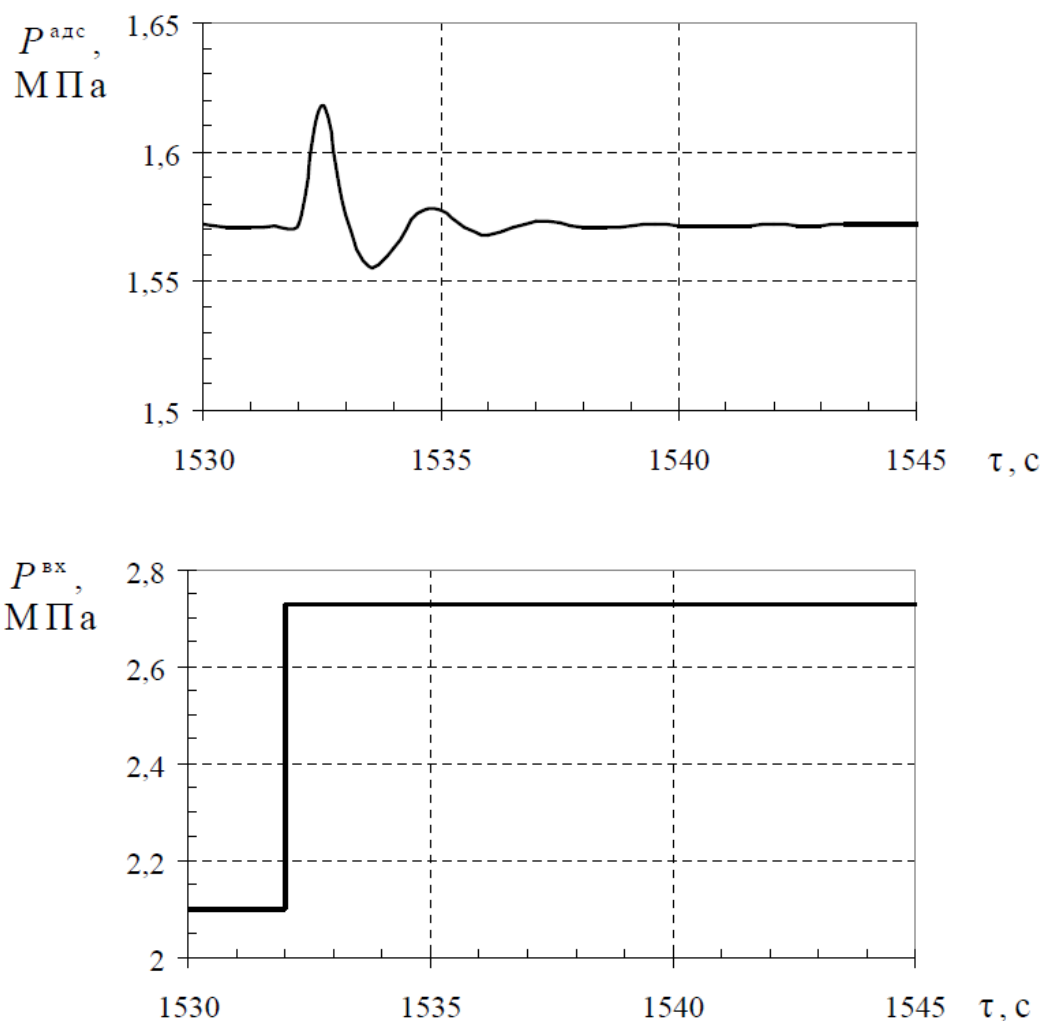


Рис. 4.9 Перехідний процес у підсистемі регулювання тиску адсорбції з ПІД-регулятором при ступінчастому підвищенні тиску на вході на 30%.

Як видно з графіків перехідних процесів 4.5 - 4.10 та таблиці 4.1, ПІ - регулятор не має суттєвих переваг перед ПІ-регулятором як за часом регулювання, так і за величиною перерегулювання., Разом з тим забезпечуючи більшу ступінь загасання. ПІД-регулятор показав помітно менший час регулювання як при компенсації збурення, так і при відпрацюванні задаючого впливу в поєднанні з найбільшим ступенем загасання, що обумовлено попереджувальним дією диференціальної складової ПІД-регулятора. Таким чином, для розглянутого технологічного процесу виробництва водню оптимальним вибором є ПІД-регулятор, оскільки він забезпечує менший час регулювання і найбільшу ступінь загасання при компенсації збурень. Час регулювання є важливим показником якості для циклічних технологічних

процесів, зокрема адсорбційних, що обумовлює застосування найбільш швидких регуляторів. При цьому короткочасне перерегулювання (до 5%) при відпрацюванні завдання і збурень є цілком допустимим.

4.3. Реалізація системи автоматизованого керування технологічним процесом виробництва водню

Для автоматизованого керування технологічним процесом виробництва водню запропонована 2-рівнева архітектура системи керування, в якій на нижньому рівні знаходяться контролер, вимірювальні перетворювачі і виконавчі механізми; верхній рівень представлений SCADA-системою, заснованою на ПК і взаємодіє з еталонною математичною моделлю ТП (рис. 4.11) [46,47]. Головна мнемосхема SCADA-системи, структурна схема системи керування і функціональна схема автоматизації наведені на рис. 4.12, 4.13, 4.14 і 4.15.

На рис. 4.15 - 4.29 представлені результати імітаційних досліджень розробленої системи автоматизованого керування [49]. Аналіз функціонування системи керування проводиться в сталому режимі роботи установки при ступінчастій зміні збурюючих впливів.

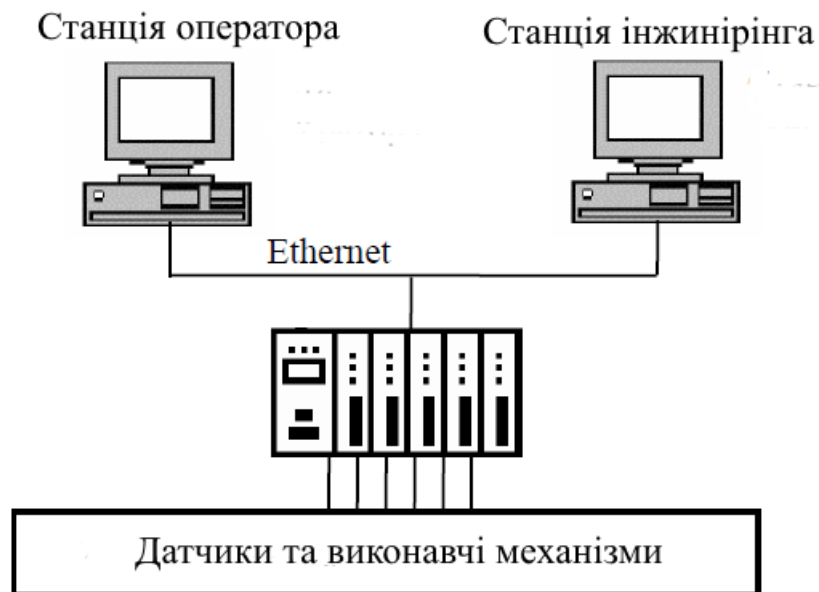


Рис.. 4.11 Архітектура системи автоматизованого керування

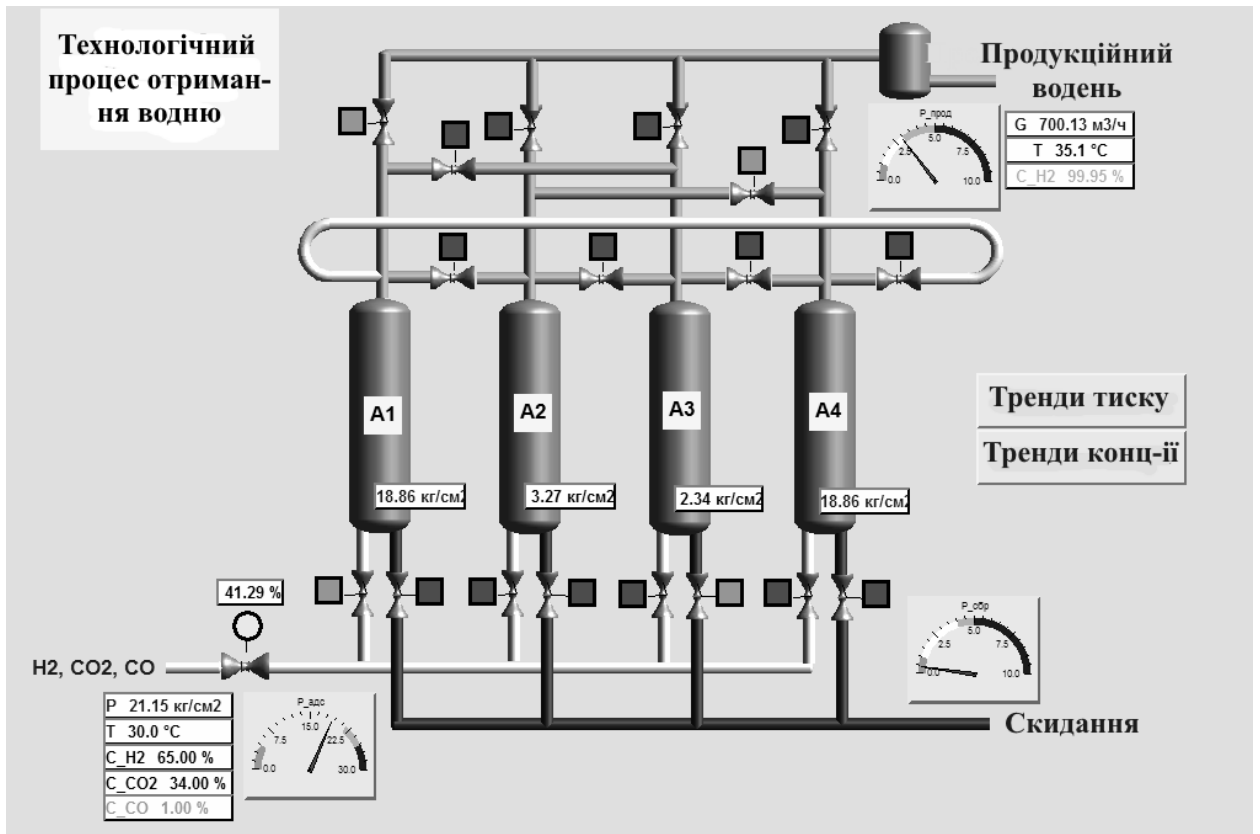


Рис. 4.12 Головна мнемосхема SCADA-системи.

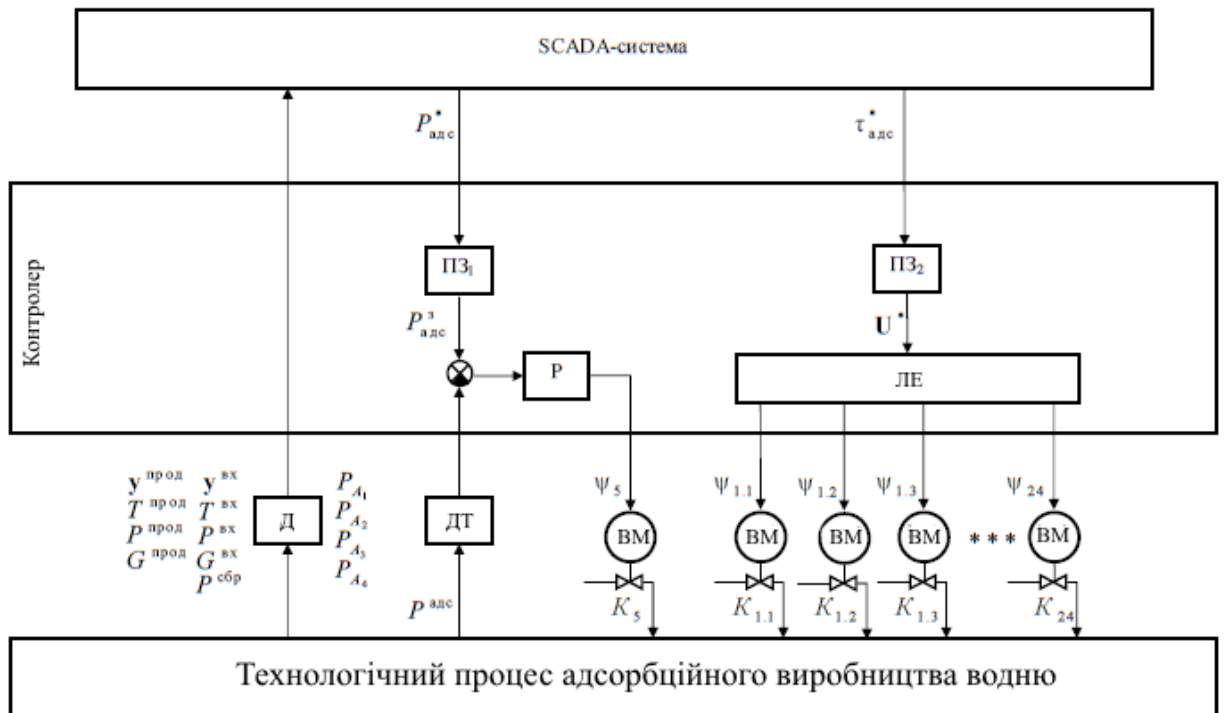
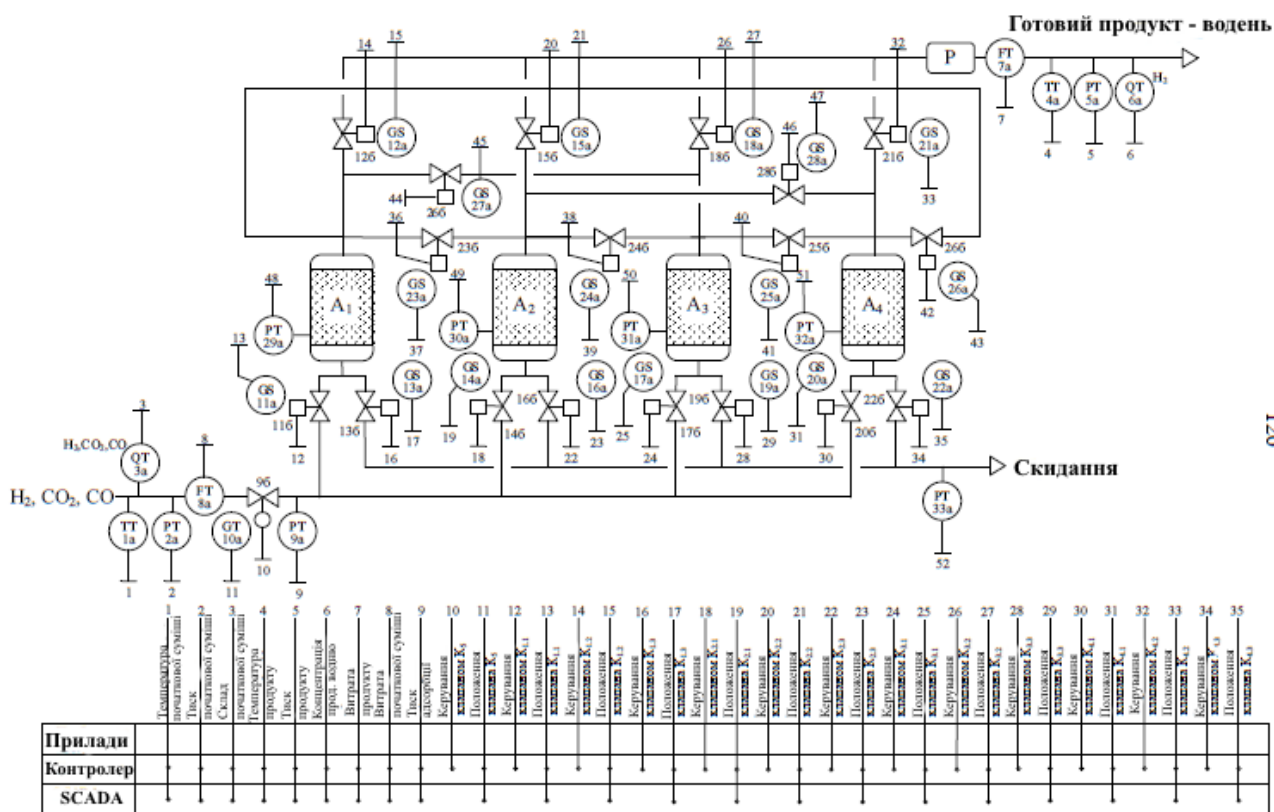


Рис. 4.13. Структурна схема системи автоматизованого керування технологічним процесом виробництва водню: ПЗ – програмний задатчик; Р – регулятор; Д – датчик; ДТ – датчик тиску; ЛЕ – логічний елемент; ВМ – виконавчий механізм; К – клапан.

На рис. 4.15 - 4.17 наведені графіки перехідних процесів в системі керування при зниженні концентрації CO₂ у вихідній суміші до 25% (мол.). Розглядається реакція на різку зміну вмісту діоксиду вуглецю як основної домішки, що підлягає видаленню. Зменшення частки CO₂ в потоці призводить до підвищення чистоти продукту і без варіювання технологічних параметрів, застосування адаптивної СУ в даному випадку дозволяє максимізувати ефект. Тиск адсорбції в даному випадку обмежується тиском вихідної газової суміші (рис. 4.16) [50]. Зменшення частки домішки у вихідному потоці також дозволяє збільшити продуктивність установки (рис. 4.17).



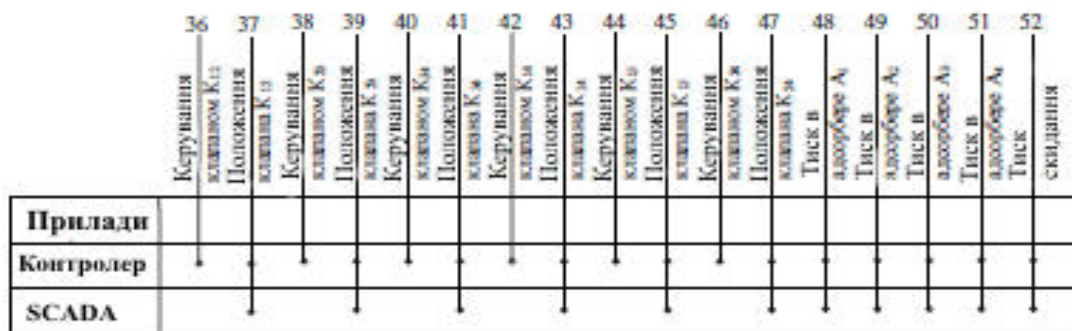


Рис. 4.14. Функціональна схема автоматизації технологічного процесу виробництва водню

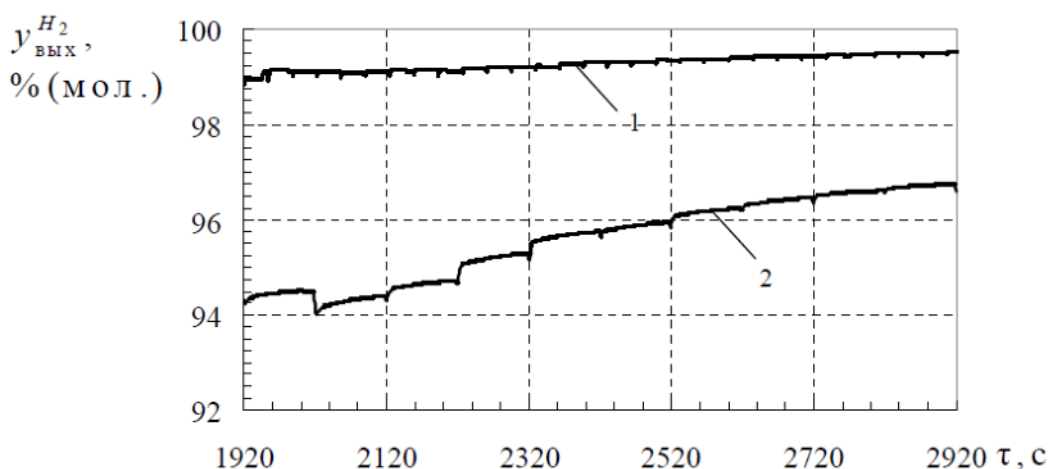


Рис. 4.15. Перехідний процес зміни концентрації готового продукту при ступінчастому зниженні вмісту CO_2 у вихідній суміші до 25% (мол.): 1 - при наявності системи автоматизованого керування; 2 - без системи автоматизованого керування

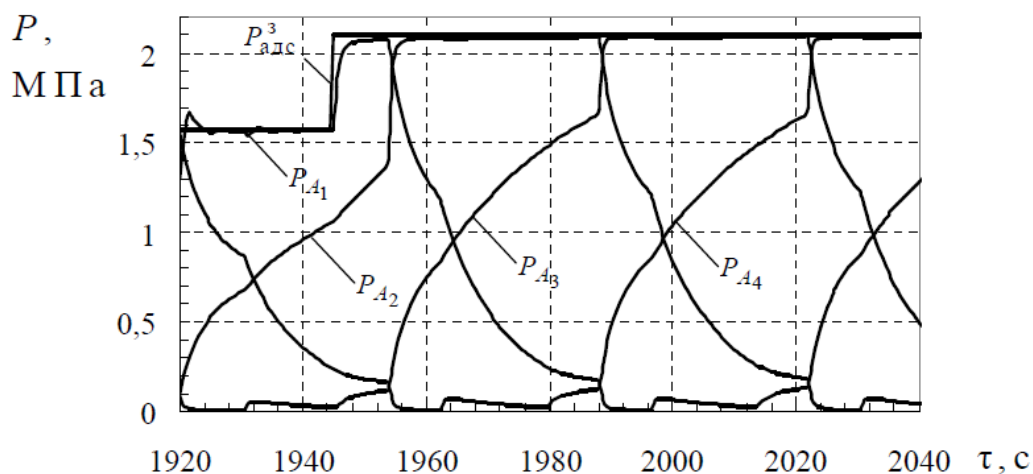


Рис. 4.16. Перехідний процес зміни тиску адсорбції при ступінчастому зниженні вмісту CO_2 у вихідній суміші до 25% (мол.)

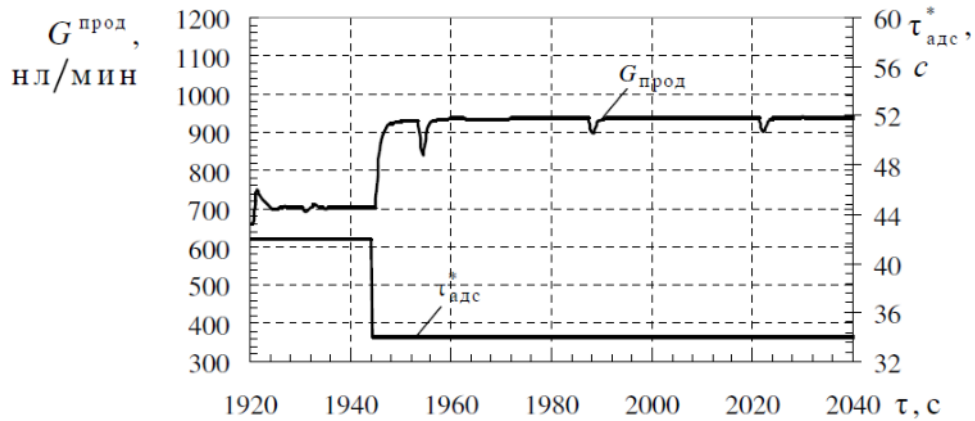


Рис. 4.17. Перехідний процес зміни продуктивності установки при ступінчастому зниженні вмісту CO_2 у вихідній суміші до 25 % (мол.)

На рис. 4.18 - 4.20 наведені графіки перехідних процесів в системі при підвищенні концентрації CO_2 у вихідній суміші до 45% (мол.). Збільшення частки CO_2 в потоці викликає зниження чистоти продукційного водню. Система автоматизованого керування в даному випадку дозволяє підтримувати концентрацію продукту на максимально можливому рівні для змінених характеристик вихідної суміші, не допускаючи помітного зниження даного параметра. Тиск адсорбції і тривалість стадії адсорбції в даному випадку змінюються незначно з виконанням обмеження на допустиму продуктивність установки (рис. 4.20).

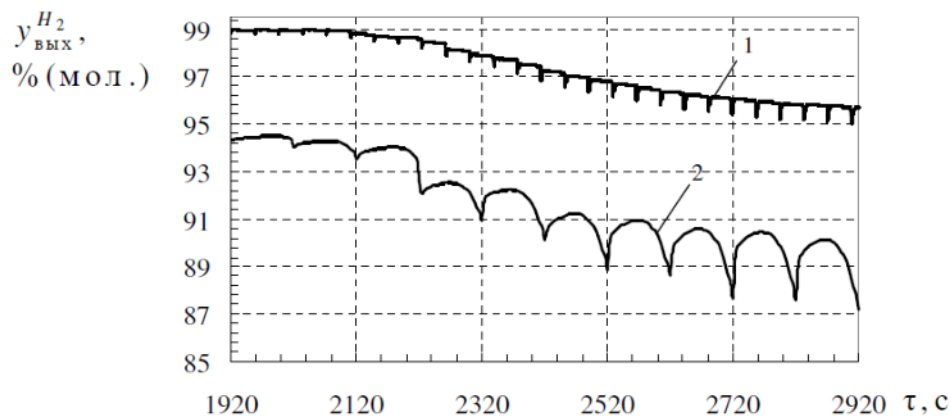


Рис. 4.18 Перехідний процес зміни концентрації готового продукту при ступінчастому підвищенні вмісту CO_2 у вихідній суміші до 45 % (мол.): 1 - при наявності системи автоматизованого керування; 2 - без системи автоматизованого керування.

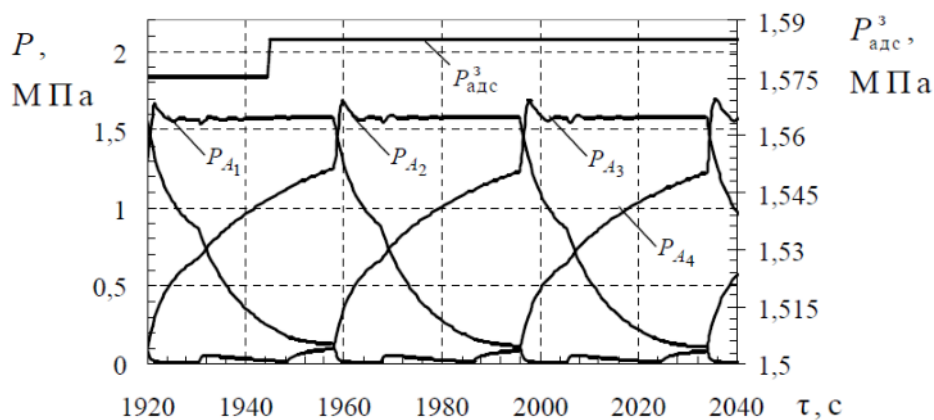


Рис. 4.19 Перехідний процес зміни тиску адсорбції при ступінчастому підвищенні вмісту CO_2 у вихідній суміші до 45 % (мол.).

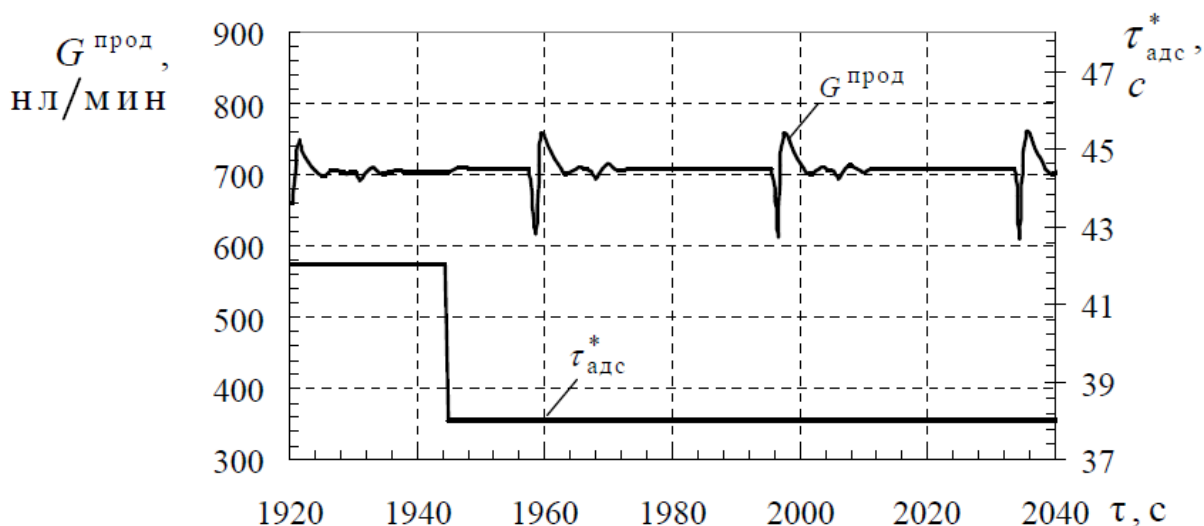


Рис. 4.20 Перехідний процес зміни продуктивності установки при ступінчастому підвищенні вмісту CO_2 у вихідній суміші до 45 % (мол.)
 На рис. (4.21-4.23) наведені графіки перехідних процесів в системі при підвищенні температури вихідної суміші до 50°C (323,15 К). Як видно з графіків, система автоматизованого керування компенсує дане збурення помітним зменшенням тривалості стадії адсорбції і невеликим зростанням тиску адсорбції (рис. 4.22). При цьому підтримується мінімально допустима продуктивність установки (рис. 4.23).

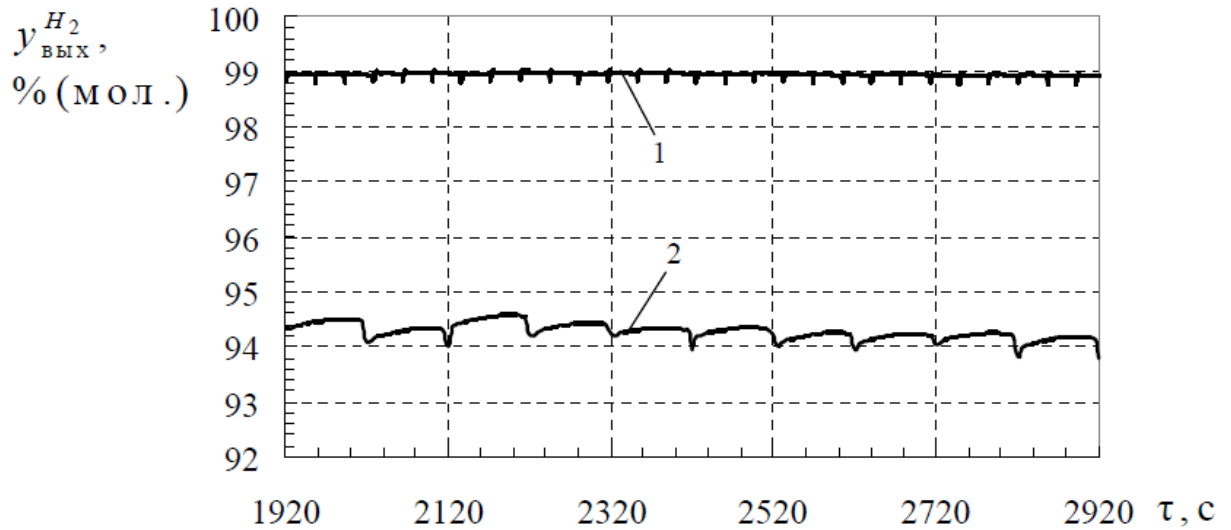


Рис. 4.21 Перехідний процес зміни концентрації продукту при ступінчастому підвищенні температури вихідної суміші до 50°C ($323,15\text{ K}$): 1 - при наявності системи автоматизованого керування 2 - без системи автоматизованого керування.

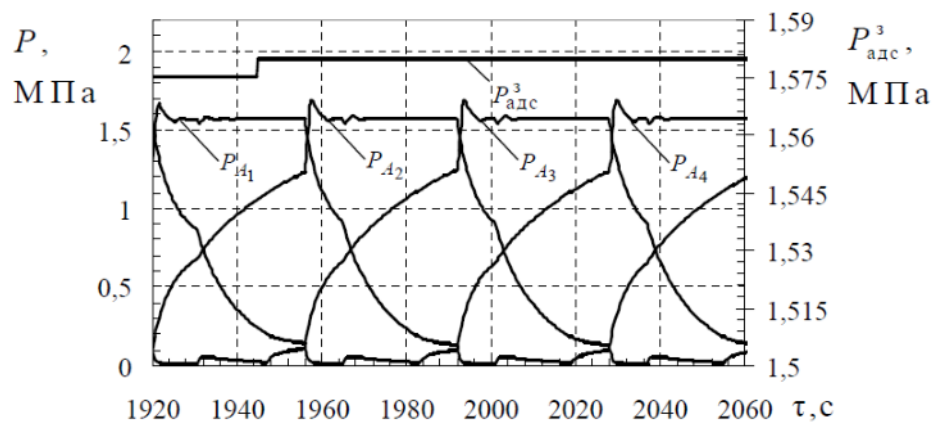


Рис. 4.22 Перехідний процес зміни тиску адсорбції при ступінчастому підвищенні температури вихідної суміші до 50°C

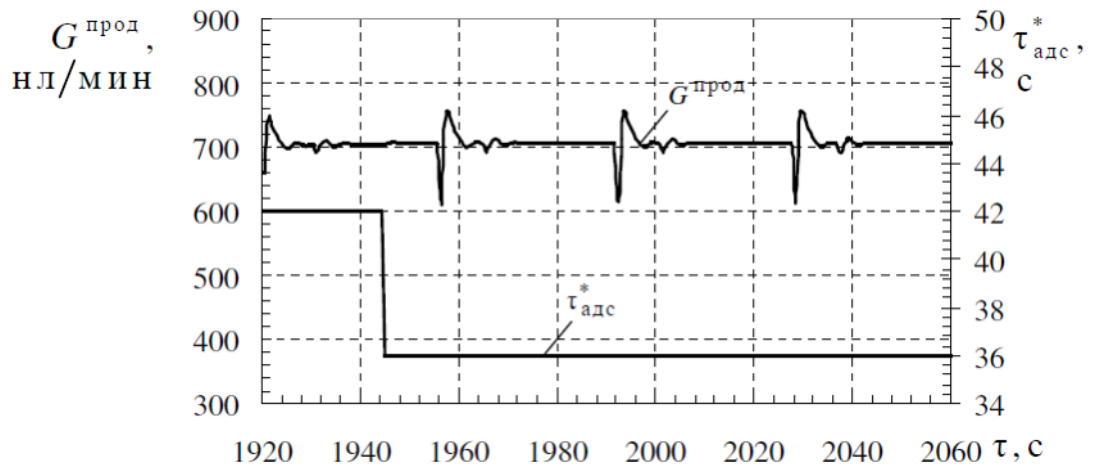


Рис. 4.23 Перехідний процес зміни продуктивності установки при ступінчастому підвищенні температури вихідної суміші до 50°C

На рис. 4.24 - 4.26 наведені графіки перехідних процесів в системі при підвищенні тиску на виході установки до 0,3 МПа. Реагуючи на дане збурення, система автоматизованого керування підвищує тиск адсорбції з незначним скороченням часу стадії адсорбції (рис. 4.25), що дозволяє зберегти продуктивність установки в допустимих межах (рис. 4.26), забезпечуючи максимально можливу для змінених умов чистоту продукту.

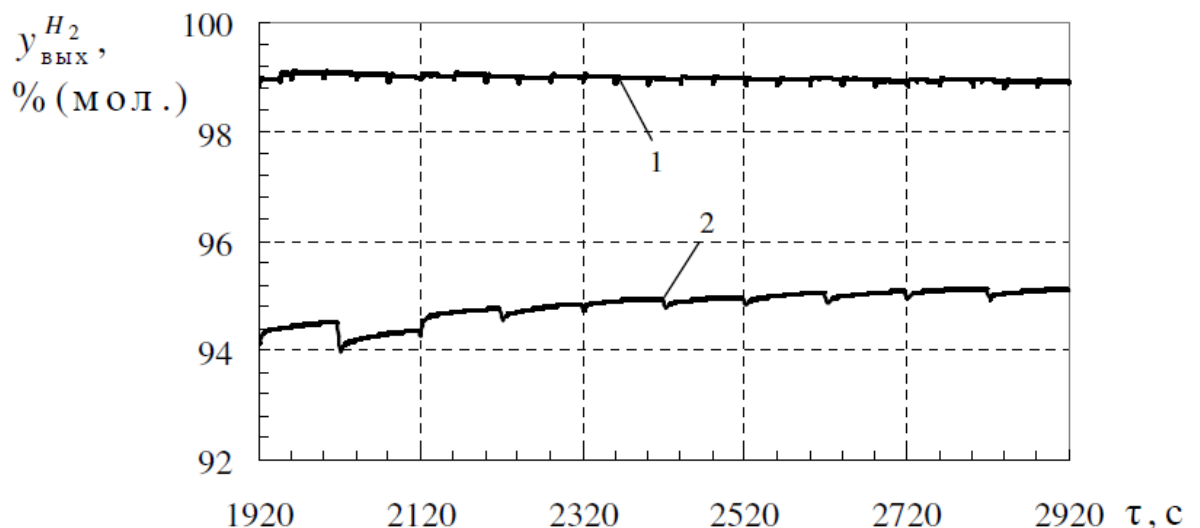


Рис. 4.24 Перехідний процес зміни концентрації продукту при ступінчастому підвищенні тиску на продукційному виході установки до 0,3 МПа: 1 - при наявності системи автоматизованого керування; 2 - без системи автоматизованого керування.

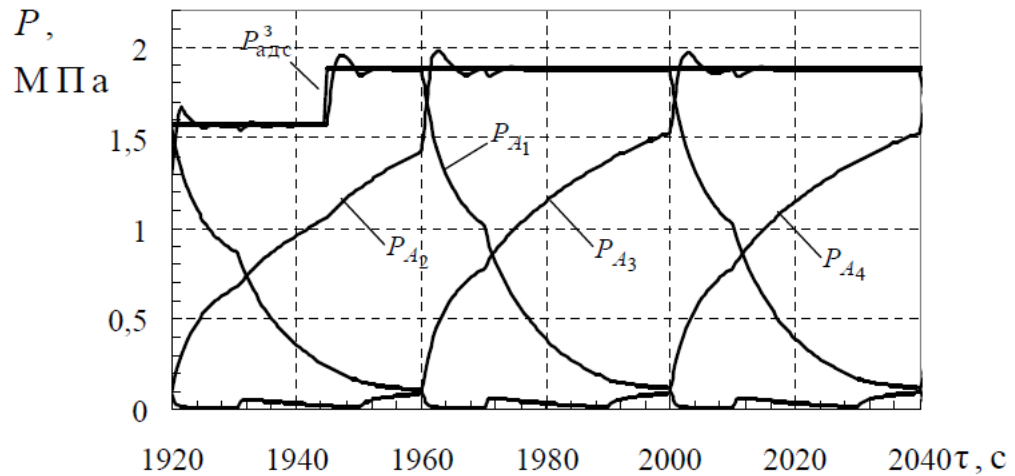


Рис. 4.25 Перехідний процес зміни тиску адсорбції при ступінчастому підвищенні тиску на продукційному виході установки до 0,3 МПа.

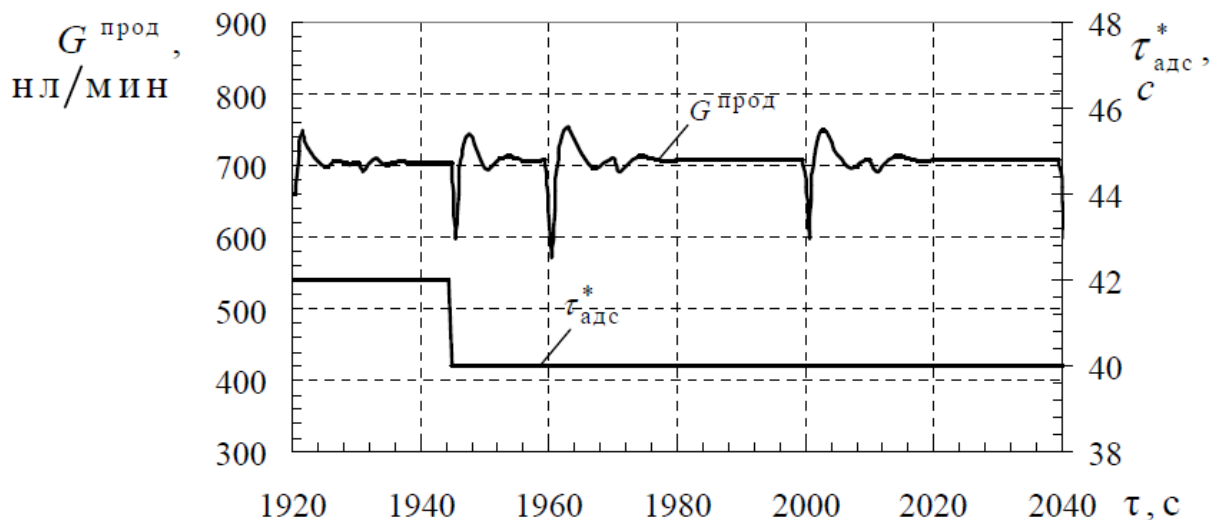


Рис. 4.26. Перехідний процес зміни продуктивності установки при ступінчастому підвищенні тиску на виході установки до 0,3 МПа.

На рис. (4.27 - 4.29) наведені графіки перехідних процесів в системі при підвищенні тиску на скидному виході установки до 0,1 МПа. Зростання тиску скидання в загальному випадку знижує якісні показники процесу адсорбції; застосування адаптивної системи автоматизованого керування в даному випадку мінімізує зменшення чистоти продукту зі збереженням заданих обмежень. Тиск адсорбції і тривалість стадії адсорбції збільшуються, продуктивність зберігається на мінімально допустимому рівні (рис. 4.29, 4.30).

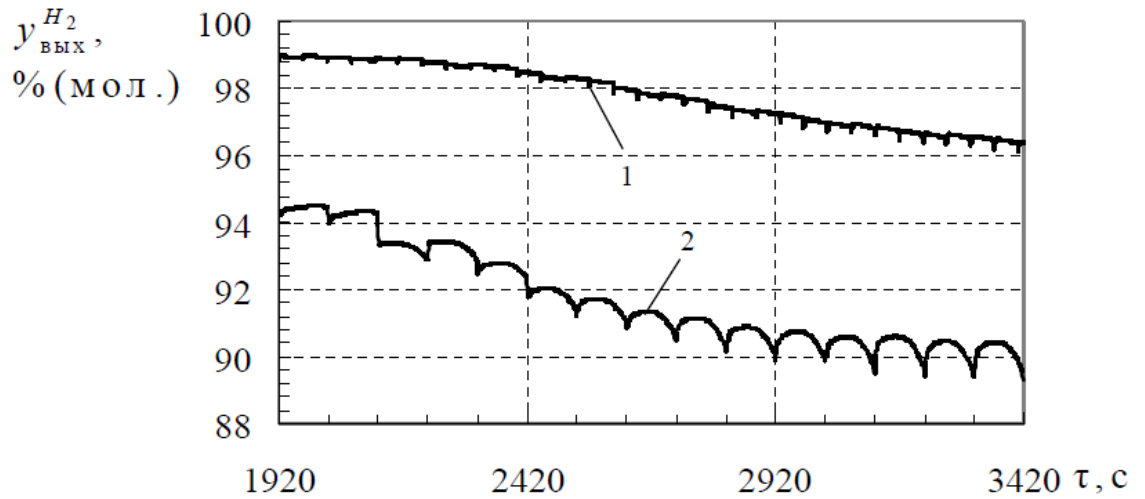


Рис. 4.27 Перехідний процес зміни концентрації продукту при ступінчастому підвищенні тиску на скидному виході установки до 0,1 МПа: 1 - при наявності системи автоматизованого керування; 2 - без системи автоматизованого керування.

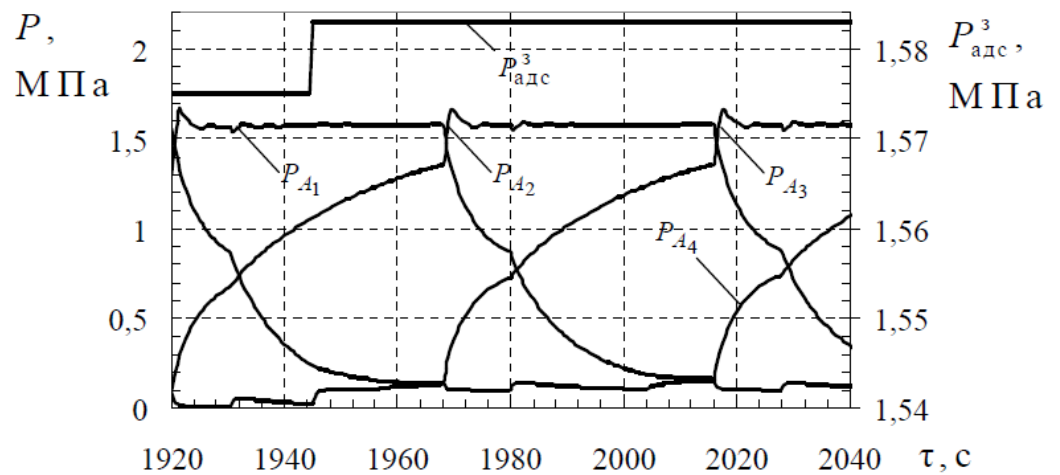


Рис. 4.28 Перехідний процес зміни тиску адсорбції при ступінчастому підвищенні тиску на скидному виході установки до 0,1 МПа.

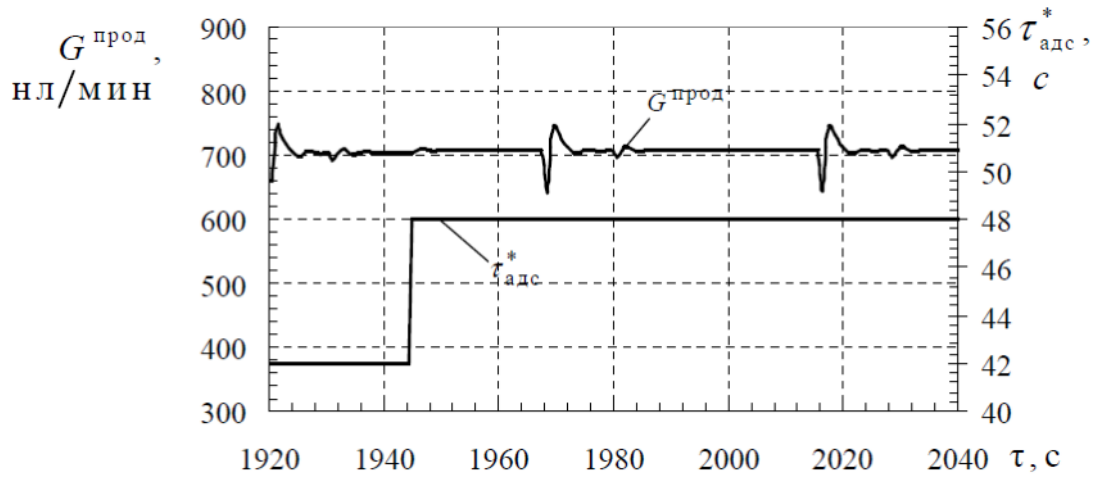


Рис. 4.29 Перехідний процес зміни продуктивності установки при ступінчастому підвищенні тиску на скидному виході установки до 0,1 МПа.

Результати порівняльного аналізу роботи установки при наявності і за відсутності системи керування представлені в таблиці 4.2.

Таблиця 4.2

Результати порівняльного аналізу роботи установки при наявності і за відсутності системи керування

Досліджуваний параметр	Значення цільової функції Φ при наявності системи, %	Значення цільової функції Φ без системи, %	Приріст цільової функції Φ , %
Зниження $y_{\text{вх}}^{\text{CO}_2}$ до 25%	99,48	96,68	2,8
Підвищення $y_{\text{вх}}^{\text{CO}_2}$ до 45%	95,76	89,46	6,3
Підвищення $T_{\text{вх}}$ до 50°C	98,92	94,13	4,79
Підвищення $P_{\text{прод}}$ до 0,3 МПа	98,92	95,09	3,83
Підвищення $P_{\text{сбр}}$ до 0,1 МПа	96,51	90,22	6,29

Висновки до розділу 4

1. Обґрунтована постановка завдання автоматизованого керування технологічним процесом виробництва водню. Визначені керуючі впливи.
2. Технологічний процес виробництва водню розглянутий як об'єкт автоматизації. Визначені обмеження, що накладаються на вхідні (керуючі та збурюючі) впливи на об'єкт керування.
3. Розроблений алгоритм керування, якій передбачає безперервний контроль за поточними значеннями збурюючих впливів. Алгоритм також передбачає фільтрацію випадкових коливань збурень, яка реалізується за допомогою часової затримки.
4. Завдання умовної оптимізації вирішується за допомогою еталонної моделі технологічного процесу, в результаті чого визначаються оптимальні значення параметрів налаштування часу кроку для адсорбції $\tau_{адс}$ та оптимального тиску адсорбції $P_{адс}$, що забезпечує екстремум заданому критерію якості для поточних значень збурюючих впливів при виконанні заданих обмежень.
5. Показано, що для технологічного процесу виробництва водню оптимальним є застосування ПД-регулятора, оскільки він забезпечує менший час регулювання і найбільшу ступінь загасання при компенсації збурень.
6. Наведені результати порівняльного аналізу роботи установки для виробництва водню при наявності і за відсутності системи керування, які свідчать про високу ефективність застосування системи автоматизованого керування.

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

1. З проведеного аналізу випливає актуальність задачі створення гнучких автоматизованих установок адсорбційного поділу з циклічною зміною тиску, що забезпечують їх функціонування з високим рівнем економічності, енерго-і ресурсозбереження незалежно від випадкових змін змінних стану сировинних потоків і часткової невизначеності коефіцієнтів математичної моделі.

2. Проведено дослідження характеристик та виявлено ключові відмінності між рішеннями автоматичного керування. Виявлення переваг та недоліків керування, що суттєво впливають на ключове рішення при виборі плану реалізації.

3. Побудована математична модель циклічного процесу адсорбційного поділу газової суміші з отриманням водню, яка призначена для керування технологічним процесом

4. Проведено ідентифікацію невідомих коефіцієнтів математичної моделі шляхом розв'язання зворотних коефіцієнтних задач (максимальна похибка неузгодженості розрахункових за моделлю та незалежних експериментальних даних склала 11,4%).

5. Визначено:

- структуру системи адаптивного автоматизованого керування;
- найбільш ефективні керуючі впливи - тривалість стадії адсорбції $\tau_{\text{адс}}$ і ступінь відкриття клапана $K_5 \psi_5$;
- найбільш небезпечні збурюючі впливи склад вихідної газової суміші $u_{\text{вх}}$, температура вихідної газової суміші $T_{\text{вх}}$, тиск на вході установки $P_{\text{вх}}$, тиск на виході установки $P_{\text{прод}}$, тиск на скидному виході установки $P_{\text{сбр}}$;
- області допустимих режимів функціонування в просторі керуючих і збурюючих впливів.

6. Розроблено швидкодіючі алгоритми розв'язання рівнянь математичної моделі та зворотних коефіцієнтних задач. Сформульована

задача динамічної оптимізації циклічного процесу адсорбційного поділу газової суміші з отриманням водню максимальної чистоти і розроблений швидкодіючий алгоритм її вирішення.

7. Розроблено алгоритм адаптивного екстремального керування циклічним процесом адсорбційного поділу газової суміші з отриманням водню з динамічною зміною параметрів налаштування системи автоматизованого керування.

8. Методом імітаційного моделювання підтверджена працездатність і отримані оцінки ефективності роботи системи автоматизованого керування технологічним процесом виробництва водню (приріст чистоти цільового продукту - водню склав від 2,8 до 6,29% в порівнянні з раніше застосованою системою автоматизованого керування).

9. Розроблено структурну схему системи автоматизованого керування технологічним процесом виробництва водню та проведено. Розрахована умовна оптимізація за допомогою еталонної моделі технологічного процесу, в результаті чого визначаються оптимальні значення параметрів налаштування часу кроку для адсорбції $\tau_{адс}$ та оптимального тиску адсорбції $P_{адс}$, що забезпечує екстремум заданому критерію якості для поточних значень збурюючих впливів при виконанні заданих обмежень.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Яцков О.А., Корчик Н.М. Пророк О.А. Основні технологічні схеми базових неорганічних виробництв: навч. посібник./О.А.Яцков. - Рівне : НУВГП, 2020. - 212 с.
2. Шумяцкий, Ю.И. Промышленные адсорбционные процессы / Ю.И. Шумяцкий. М. : Колос, 2009. -183 с.
3. Кельцев, Н.В. Основы адсорбционной техники / Н.В. Кельцев. М. : Химия, 1976. - 512 с.
4. Kinday A.J., Myers A.L. AIChE J., v. 12, №5, 2018, p. 981-986.
5. Myers A.L. Ind. Eng. Chem., v.60, №5, 2018, p. 45-49.
6. Мартыненко О.Г., Михалевич А.А., Шикоз В.К. Справочник по теплообменникам. В 2-х томах. М.: Энергоатомиздат, 2014. - 568 с.
7. Ашихмин В.Н., Гитман М.Б., Келлер И.Э., Наймарк О.Б., Столбов В.Ю., Трусов П.В., Фрик П.Г. Введение в математическое моделирование / под ред. П.В. Трусова М.: Университетская книга, Логос, 2007 . - 440с.
8. Рыжиков Ю.И. Решение научно-технических задач на персональном компьютере. - СПб.: КОРОНА, 2009. - 272 с.
9. Rice R. G., Do D. D., Applied Mathematics and Modeling for Chemical Engineers. 2.ed. New Jersey: Wiley, 2012. - 383 p
10. Wylie E. B., Streeter V. L., Fluid Transients. FEB Press, 2016. - 384 p.
11. Дорохов, И.Н. Системный анализ процессов химической технологии. Интеллектуальные системы и инженерное творчество в задачах интенсификации химико-технологических процессов и производств / И.Н. Дорохов, В.В. Меньшиков. М. : Наука, 2005. - 584 с.
12. Банди, Б. Методы оптимизации. Вводный курс / Б. Банди; пер. с англ. М. : Радио и связь, 2013. - 128 с.
13. Турчак, Л.И., Плотников, П.В. Основы численных методов / Л.И. Турчак, П.В. Плотников. М.: Физматлит, 2008. - 301 с.
14. Зайцев Г.Ф. Теория автоматического управления и регулирования / Г.Ф. Зайцев Киев; Выща школа, 2011. - 432 с.

15. Бесекерский, В.А. Теория систем автоматического регулирования / В.А. Бесекерский, Е.П. Попов. СПб. : Профессия, 2007. - 752 с.
16. Сухарев, А.Г. Курс методов оптимизации / А.Г. Сухарев, А.В. Тимохов, В.В. Федоров. М. : Наука, 2017. - 328 с.
17. Бахвалов Н.С., Жидков Н.П., Кобельков Г.М. Численные методы М.: Энергоатомиздат, 2009. - 318 с.
18. Елизаров, И.А., Мартемьянов, Ю.Ф., Схиртладзе, А.Г., Фролов, С.В. Технические средства автоматизации. Программно-технические комплексы и контроллеры / И.А. Елизаров, Ю.Ф. Мартемьянов, А.Г. Схиртладзе, С.В. Фролов. М. : Изд-во Машиностроение-1, 2009. - 180 с.
19. Белов, М.П., Технические средства автоматизации и управления: Учеб. пособие. СПб.: СЗТУ, 2006. - 184с.
20. Кириллин В. А., Сычев В. В., Шейндлин А. Е. Техническая термодинамика. 5-е изд., перераб. и доп. / Кириллин В. А., Сычев В. В., Шейндлин А. Е. М.: Изд. дом МЭИ, 2008. - 496 с.
21. Jeong-Geun Jee, Min-Bae Kim, Chang-Ha Lee, Adsorption characteristics of hydrogen mixtures in a layered bed: binary, ternary, and five-component mixtures, Ind. Eng. Chem. Res., 2015, vol. 40, 868-878 p.
22. Мартыненко О. Г., Михалевич А. А., Шикоз В. К. Справочник по теплообменникам. В 2-х томах. / Мартыненко О. Г., Михалевич А. А., Шикоз В. К. М.: Энергоатомиздат, 2017. - 318 с.
23. Хартман, К. Планирование эксперимента в исследовании технологических процессов / К. Хартман; пер. с нем. М.: Мир, 2018. - 552 с.
24. Аязян Г.К. Расчет автоматических систем с типовыми алгоритмами регулирования / Г.К. Аязян Уфа; Изд. Уфим. нефт. ин-та, 2015. - 134 с.
25. Матвейкин, В.Г. Математическое моделирование и управление процессом короткоциклового безнагревной адсорбции / В.Г. Матвейкин, В.А. Погонин, С.Б. Путин, С.А. Скворцов. М.: «Изд-во Машиностроение-1», 2020. 140 с.
26. Гурецкий Х. Анализ и синтез систем управления с запаздыванием /

Х. Гурецкий. М.; Машиностроение, 2016. - 323 с.

27. Steven P. Tedds. Microporous materials for hydrogen storage / Steven P. Tedds. Birmingham, 2017. - 337 с.

28. Scott M. Auerbach, Kathleen A. Carrado, Prabir K. Dutta. Handbook of zeolite science and technology / Scott M. Auerbach, Kathleen A. Carrado, Prabir K. Dutta New York, 2008. - 1170 с.

29. Darren P. Broom. Hydrogen storage materials. The characterisation of their storage properties / Darren P. Broom London, 2011. - 272 с.

30. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / П.Г. Романков Ленинград; Химия, 2016. - 286 с.

31. Зарубин В.С. Математическое моделирование в технике / В.С. Зарубин М.; изд-во МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2010. - 497 с.

32. Кафаров, В.В. Математическое моделирование основных процессов химических производств / В.В. Кафаров, М.Б. Глебов. М. : Высшая школа, 2015. - 400 с.

33. Mugge, J.M. Adsorption isotherms from temperature-programmed physisorption (equilibrium & kinetics) / J.M. Mugge. Australia : Sunrise at Yeppoon Beach, 2009. - 105 p.

34. Шайдуров, В.В. Многосеточные методы конечных элементов / В.В. Шайдуров. М. : Наука, 2016. - 288 с.

35. Лукин, В.Д. Циклические адсорбционные процессы / В.Д. Лукин, А.В. Новосельский. Л. : Химия, 2020. - 254 с.

36. Лисицын, Н.В. Синтез систем разделения многокомпонентных смесей : учеб. пособие / Н.В. Лисицын, К. Хартман, Н.В. Кузичкин. СПб. : СПбГТИ(ТУ), 2016. - 39 с.

37. Закгейм, А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов / А.Ю. Закгейм. М. : Химия, 2013. - 287 с.

38. Рей, У. Методы управления технологическими процессами / У. Рей. М. : Мир, 2014. - 386 с.

39. Лионс, Ж.Л. Оптимальное управление системами, описываемыми дифференциальными уравнениями в частных производных / Ж.Л. Лионс. М. : Мир, 2016. - 349 с.
40. Теория автоматического управления / В.Н. Брюханов и [и др.]. М. : Высшая школа, 2013. - 268 с.
41. Бояринов, А.И. Методы оптимизации в химической технологии / А.И. Бояринов, В.В. Кафаров. 2-е изд. М. : Химия, 2016. - 575 с.
42. Справочник по теории автоматического управления / под ред. А.А. Красовского. М. : Наука, 2013. - 424 с.
43. Чаки, Ф. Современная теория управления. Нелинейные, оптимальные и адаптивные системы / Ф. Чаки. М. : Мир, 2015. - 423 с.
44. Мирошник, И.В. Теория автоматического управления. Нелинейные и оптимальные системы / И.В. Мирошник. СПб. : Питер, 2006. - 272 с.
45. Кафаров, В.В. Анализ и синтез химико-технологических систем / В.В. Кафаров, В.П. Мешалкин. М. : Химия, 2007. - 432 с.
46. Денисенко, В.В. Компьютерное управление технологическим процессом, экспериментом, оборудованием / В.В. Денисенко. М. : Горячая линия Телеком, 2009. - 608 с.
47. Петров, И.В. Программируемые контроллеры. Стандартные языки и приемы прикладного проектирования / И.В. Петров; под ред. проф. В.П. Дьяконова. М. : СОЛОН-Пресс, 2009. 256 с.
48. Основы математического моделирования и оптимизации процессов и систем очистки и регенерации воздуха : учеб. пособие / С.И. Дворецкий, С.В. Матвеев, С.Б. Путин, Е.Н. Туголуков. Тамбов : Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2008. - 324 с.
49. Советов, Б.Я. Моделирование систем / Б.Я. Советов, С.А. Яковлев. М. : Высшая школа, 2015. - 343 с.
50. Шумяцкий Ю.И. Адсорбционные процессы / Ю.И. Шумяцкий. М: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2017. - 266 с.