

УДК 651.5:502.174
УКПП
№ держреєстрації 0118 U001922
Інв №

Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет (СумДУ)
40007, м.Суми, вул.Римського-Корсакова, 2;
тел/факс (0542) 33 41 08/(0542) 33 40 49

ЗАТВЕРДЖУЮ

Проректор з наукової роботи
д-р фіз.-мат. наук, професор

_____ А.М. Черноус

**ЗВІТ
ПРО НАУКОВО-ДОСЛІДНУ РОБОТУ**

**КОМПЛЕКСНЕ РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ НА СТАДІЯХ ЖИТТЄВОГО
ЦИКЛУ АВТОМАТИЗОВАНИХ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ОБ'ЄКТІВ
(остаточний)**

Науковий керівник НДР
к.т.н., доцент

В.А. Толбатов

2023

Рукопис закінчено 22 червня 2023 р.

Результат цієї роботи розглянуто науковою радою СумДУ, протокол від _____. 2023 р. № _

СПИСОК АВТОРІВ

Керівник НДР
Доцент кафедри КСУ,
канд. техн. наук

(підпис, дата)

В.А. Толбатов
(реферат; вступ)

Виконавці:
Доцент кафедри КСУ,
канд. техн. наук

(підпис, дата)

С.В. Соколов
(розділ 4; висновки)

Асистент кафедри КСУ,
канд. техн. наук

(підпис, дата)

П.В. Леонт'єв
(розділ 1)

Доцент кафедри КСУ,
канд. техн. наук

(підпис, дата)

Г.В. Кулінченко
(розділ 2)

Асистент кафедри КСУ

(підпис, дата)

А.О. Панич
(розділ 3)

РЕФЕРАТ

Звіт про НДР 139 с., 1 ч., 64 рис., 95 джерел.

ІМІТАЦІЙНА МОДЕЛЬ, МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ, ОБ'ЄКТ КЕРУВАННЯ, РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ, РЕГУЛЯТОР, СИСТЕМА КЕРУВАННЯ

Об'єкт дослідження – методи та способи ресурсозбереження на стадіях життєвого циклу транспортування, спалення та утилізації газу.

Мета роботи – підвищення ефективності функціонування автоматизованих технологічних об'єктів на основі комплексної розробки та впровадження інтелектуальних ресурсозберігаючих технологій функціонування технічного обладнання на стадіях життєвого циклу.

Методи дослідження – метод функціонального моделювання, математичне моделювання, імітаційне моделювання, а також метод аналітичного моделювання технологічних процесів для здійснення їх аналізу з наряду ресурсозбереження.

В роботі описані способи комплексного ресурсозбереження на прикладі роботи печі, починаючи від стадії транспортування газу й завершуючи стадією спалення його в печі. Також запропоновано використання димних газів виробництва у тепличних господарствах для підвищення врожайності сільськогосподарських культур під час їх вирощування.

ЗМІСТ

Перелік скорочень, умовних познач, одиниць і термінів	5
ВСТУП	7
1 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ НА СТАДІЇ ПІДГОТОВКИ ГАЗУ ДО ТРАНСПОРТУВАННЯ	11
1.1 Процес підготовки газу до транспортування	11
1.2 Керування установкою підготовки газу до транспортування	17
1.3 Інструментарій синтезу регулятора нелінійного об'єкта з запізненням ...	26
1.4 Структура системи керування УКПГ	47
1.5 Висновки до розділу 1	50
2 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ НА СТАДІЇ ТРАНСПОРТУВАННЯ ГАЗУ	51
2.1 Модель турбіни детандера	52
2.2 Матеріали дослідження регулятора	55
2.3 Висновки до розділу 2	60
3 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ НА СТАДІЇ СПАЛЮВАННЯ ГАЗУ	62
3.1 Принцип роботи піролізного котла	62
3.2 Тепловий ККД та ефективність піролізного котла	63
3.3 Конструкції піролізних котлів	64
3.4 Вихідна модель теплообмінної системи піролізного котла	66
3.5 Спрощена математична модель теплообмінної системи	68
3.6 Імітаційне моделювання теплообмінної системи	73
3.7 Дослідження режимів роботи теплообмінної системи піролізного котла	80
3.8 Висновки до розділу 3.....	92
4 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ ЗА РАХУНОК ВИКОРИСТАННЯ ВУГЛЕЦЕВОГО ГАЗУ ДЛЯ ТЕПЛИЧНИХ ГОСПОДАРСТВ	93
4.1 Вплив вуглецевого газу на ріст рослин	94
4.2 Способи отримання вуглецевого газу.....	102
4.3 Зв'язок концентрації вуглецевого газу з іншими параметрами мікроклімату теплиці	112
4.4 Моделювання параметрів мікроклімату теплиці	115
4.5 Результати та обговорення	122
4.6 Висновки до розділу 4	125
Висновки	127
Перелік джерел посилання	128

ПЕРЕЛІК СКОРОЧЕНЬ, УМОВНИХ ПОЗНАК, ОДИНИЦЬ І ТЕРМІНІВ

АД – асинхронний двигун;
АПО – апарат повітряного охолодження;
АРМ – автоматизоване робоче місце;
АЧХ – амплітудно-частотна характеристика;
ВТ – вітряна турбіна;
ВЧ – високі частоти;
ГЕС – гідроелектростанція;
ДГА – детандер-генераторний агрегат;
ДЕГ – діетіленгліколь;
ЗА – запірна арматура;
ЕР – екстремальний регулятор;
НТС – низькотемпературна сепарація;
НЧ – низькі частоти;
ОК – об'єкт керування;
ПА – пристрій адаптації;
ПЗ – програмне забезпечення;
ПЛК – програмований логічний контролер;
ПЗО – пристрій зв'язку з об'єктом;
РР – релейний регулятор;
САР – система автоматичного регулювання;
СЧ – середні частоти;
ТДА – турбодетандер;
ТТР – температура точки роси;
УКПГ – установка комплексної підготовки газу;
FOPID – PID-регулятор дробового порядку;
ІМС – регулятор із внутрішньою моделлю;

SCADA – Supervisory Control And Data Acquisition (диспетчерське управління збором даних);

SISO – один вхід і один вихід;

SRM – синхронний реактивний двигун.

ВСТУП

З моменту появи людських цивілізацій виникли проблеми з використання природних енергоресурсів. Це стосується різних сфер людської діяльності, починаючи з промисловості і закінчуючи побутом. Декілька століть людство зазвичай використовувало невідновлювані джерела енергії такі як вугілля, газ, нафта. Спроби замінити їх відновлювальними не тільки не принесли результату, а ще і викликали техногенні і екологічні катастрофи. Наприклад, створення гідроелектростанцій спричинило затоплення великих площ плодородної землі та зміну природних умов. Спалення вугілля та природного газу є одним із факторів забруднення атмосфери та підвищення температури на Землі. Тому пошук безпечних та відновлювальних джерел енергії та створення технічних пристроїв для енергоефективного та безпечного їх використання є актуальною проблемою сучасності.

Комплексне ресурсозбереження на стадіях життєвого циклу автоматизованих технологічних об'єктів є одним з найбільш ефективних напрямів науковотехнічного прогресу і засобом активізації структурної перебудови, визначальним чинником довгострокової дії, які мають економічний ефект для всього народного господарства країни. Воно сприяє прискоренню темпів зростання виробництва, зниження цін на промислову продукцію, досягненню високих кінцевих господарських результатів, вирішення соціальних і екологічних завдань. Обсяги ресурсозбереження залежать від рівня технологічної бази та культури виробництва.

Говорячи про енергозбереження, як складову ресурсозбереження, зарубіжні фахівці обґрунтовують необхідність і важливість цієї діяльності дещо ширше, ніж це традиційно робилося в Україні. У економічно розвинених країнах зазвичай виділяють три групи питань, у зв'язку з необхідністю вирішення яких енергозбереження є дуже важливим і актуальним завданням, а саме: глобальні питання, національні питання, питання бізнесу (або економічні питання виробництва).

Глобальні питання, очевидно, так або інакше стосуються всіх людей на Землі, зачіпають інтереси всіх країн світу. Зміст глобальних питань можна розкрити однією короткою фразою: «Виробництво і використання енергії – шкода навколишньому середовищу».

Добре відомо, яка саме шкода навколишньому середовищу завдається в процесі виробництва і споживання енергії. Досить пригадати, що теплові електростанції викидають в атмосферу різні шкідливі речовини (двоокис вуглецю, сірки, азоту та ін.), які викликають появу кислотних дощів. Не становлять винятку в цьому відношенні й атомні станції, які мають свої, не менш шкідливі речовини атмосфери, не говорячи вже про небезпеку виникнення таких аварій, як на Чорнобильській АЕС. Крім того, продукти згорання викопного палива є однією з причин руйнування озонового шару атмосфери. Наслідки очевидні - все більш зростаюча сонячна радіація, що шкідливо впливає на людей і на біосферу в цілому. Викиди теплових електростанцій є також причиною виникнення парникового ефекту в атмосфері, що викликає зростання середньорічної температури, підвищення рівня води в морях і океанах, навіть у Західній Європі, де енергетичні підприємства значно чистіші в екологічному відношенні, ніж українські, їх шкідлива дія на навколишнє середовище значна.

Якщо говорити про національні питання, необхідністю вирішення яких визначаються важливість і актуальність енергозбереження, то, як відомо, ситуація в українській енергетиці на сьогодні склалася надзвичайно несприятлива.

Дефіцит потужності та енергії спостерігається і в єдиній енергосистемі України. Проте останніми роками цей дефіцит значно зріс (особливо гостро він відчувається в осінньо-зимовий період). Причиною цього, як неважко здогадатися, з'явилася систематична нестача палива на електростанціях. В Україні на теплових електростанціях на початку 90-х років вироблялося близько 70% електроенергії, в 2018 році – 41%. Дещо згладжує ситуацію, що склалася, в українській енергетиці значне зниження попиту на електричну

потужність і енергію у зв'язку зі спадом виробництва в країні. Але навіть в умовах такого зниженого попиту на енергію єдина енергосистема України працює вкрай напруженому режимі в зимовий період.

Щоб полегшити режим роботи енергосистеми, скоротити і поступово ліквідувати дефіцит потужності та енергії, потрібні значні інвестиції в українському паливно-енергетичному комплексі. Найближчим часом це, мабуть, нереально, навіть незважаючи на зарубіжну фінансову допомогу українській енергетиці. Найбільш реальний шлях виходу з ситуації, що склалася, – це енергозбереження, тобто економне, бережливе використання енергоресурсів. Проте необхідно ще раз підкреслити, що цей термін потрібно розуміти ширше, ніж просте скорочення енергоспоживання. Суть енергозбереження не може полягати тільки в економії енергоресурсів. Необхідно не просто забезпечити збереження енергоресурсів, а найправильніше і з максимальною ефективністю їх використання отримувати від їх застосування найбільшу економічну вигоду.

Отже, енергозбереження необхідно розглядати як ще одне додаткове джерело енергії для України. Порівняно невеликі витрати на реконструкцію систем енергоспоживання, на підвищення культури їх експлуатації здатні зберегти значну кількість палива та енергії, цінність яких для держави незрівнянно вища за ці витрати.

Заощадження енергії у фазі її споживання забезпечує економію капітальних витрат під час видобування палива, його транспортування, на створення нових енергогенеруючих установок і мереж. Підраховано, що витрати на 1 кВт новостворюваних генеруючих потужностей удвічі перевищує витрати на зниження спожитої потужності на ту саму величину шляхом реалізації енергозберігаючих заходів.

Проте може виникнути питання, наскільки великі резерви енергозбереження в Україні. На жаль, доводиться констатувати, що ефективність використання всіх видів енергоресурсів в Україні у багато разів

нижча, ніж в економічно розвинених країнах. Іншими словами, резерви економії енергії, резерви енергозбереження у нас є величезні.

Необхідно сказати також про важливість енергозбереження для вирішення третьої групи питань – питань бізнесу або економічних питань виробництва. Якщо подивитися на структуру вартості продукції, характерну для енергоємної галузі промисловості (сталеплавильне виробництво, виробництво цегли, целюлозопаперу або скла), наприклад, у Великобританії, то легко відмітити, що витрати на енергію складають значну частину ціни продукції. На українських промислових підприємствах питома вага витрат на енергію у вартості продукції до недавнього часу була значно нижча, що визначало низьку зацікавленість підприємств у енергозбереженні. Проте у зв'язку з істотним підвищенням ціни на паливо і тарифів на енергію частка цих витрат постійно збільшується і зараз вже стає сумірною з питомою вагою витрат на енергію у вартості продукції підприємств економічно розвинених країн.

Таким чином, якщо навіть, спрощуючи суть справи, розуміти під ресурсозбереженням просто зниження споживання ресурсів, стає очевидним, що вирішення цього завдання може істотно зменшити шкідливу дію енергетичних об'єктів на навколишнє середовище.

В науково-дослідній роботі описані способи комплексного ресурсозбереження на прикладі роботи печі, починаючи від стадії транспортування газу й завершуючи стадією спалення його в печі. Також запропоновано використання димних газів виробництва у тепличних господарствах для підвищення врожайності сільськогосподарських культур під час їх вирощування.

Практичне значення одержаних результатів полягає в розробленні та висвітленні способів зменшення витрати ресурсів та підвищення продуктивності на різних стадіях транспортування та використання газу.

1 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ НА СТАДІЇ ПІДГОТОВКИ ГАЗУ ДО ТРАНСПОРТУВАННЯ

1.1 Процес підготовки газу до транспортування

Тенденції, що відображують процес розвитку промисловості по переробці природного газу, базуються на впровадженні засобів автоматизації, що забезпечують надійність газопостачання та відповідні техніко-економічні характеристики процесу переробки. При підготовці газу до транспортування використовують різні процеси, одним із головних з них є процес низькотемпературної сепарації (НТС). Цей процес дозволяє вилучати з потоку газу не тільки вологу, але й вуглеводневий конденсат, які є завадами при транспортуванні природного газу до споживача.

Сепарація вологи відбувається завдяки процесу конденсації, умови для якого виникають в результаті сильного охолодження потоку газу. Зниження температури здійснюється або за допомогою штучного охолодження, з використанням спеціального обладнання, або дроселюванням потоку, яке знижує температуру потоку внаслідок його адіабатичного розширення. Ступінь цього розширення залежить від значення пластової енергії, яка характеризує потік, що дроселюється.

Технологічні схеми, які використовуються для очищення газу перед транспортуванням, залежать від параметрів газу, що надходить із свердловини. Відповідно, завдання систем автоматизованого керування, що забезпечують функціонування УКПГ, визначаються побудовою цих схем.

На рисунку 1.1 зображена типова технологічна схема УКПГ, до складу якої входять сепаратори, теплообмінник, дросель та розділювачі.

Первинне очищення від крапельної рідини суміші, що надходить із свердловини, здійснюється у вхідному сепараторі 1. В трубному просторі теплообмінника 2 з допомогою зустрічного охолодженого потоку газу, що надходить із низькотемпературного сепаратора 4, відбувається початкове зменшення температури очищеного потоку газу. Активний потік із

При подальшому зниженні пластового тиску використання ТДА стає економічно не вигідним, тому в схемі НТС застосовують джерела штучного холоду, зокрема апарати повітряного охолодження (АПО). Такі АПО, особливо в умовах природного холоду, дозволяють значно збільшити ефективність підготовки газу при його дроселюванні.

З метою запобігання передчасного утворення гідратів в потоці попередньо очищеного газу, в цей потік вприскується інгібітор гідратуутворення – метанол або діетиленгліколь (ДЕГ). Отримана суміш газу, вологи та інгібітора надходить в сепаратор 4, де в результаті конденсації вологи відбувається розділення газу, конденсату, інгібітора та вологи.

Очищений та охолоджений газ скеровується в теплообмінник 2, де спричиняє, згадане раніше первинне охолодження потоку газу, та надходить у магістраль споживача. Рідина, що утворилася у вхідному сепараторі, відводиться в блок розділювача 5. Суміш вологи, метанолу та конденсату обробляється в розділювачі 6.

Використання теплообмінника має на меті знизити втрати тиску, які спостерігаються в процесі дроселювання потоку газу для отримання потрібних температур.

Опис процесів у кожухотрубних теплообмінниках, що зазвичай використовуються в УКПГ і відносяться до типу «труба в трубі», базується на рівняннях теплового балансу. При побудові цих рівнянь вважається, що газоконденсатний потік являє собою суміш з сухого газу; рідкого конденсату і води; пари конденсату і води, а також розчину інгібітора гідратуутворення.

При сталих умовах роботи теплообмінника (рис. 1.2) кількість теплоти Q_{TG} газоконденсатної суміші з температурами $T_1 - T_2$, що рухається по внутрішній трубі з витратою F_1 , віддається відсепарованому газу, що рухається по міжтрубному простору з витратою F_2 із температурами $T_3 - T_4$. При цьому відсепарований потік приймає кількість теплоти Q_{TX} : $Q_{TG} = Q_{TX}$.

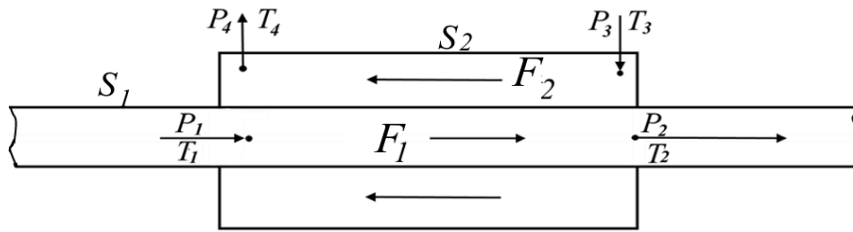


Рисунок 1.2 – Технологічна схема УКПГ

Ці значення теплоти визначаються параметрами:

$$\begin{aligned} Q_{ТГ} &= GG_p(T_1 - T_2) + Q_{БК} + Q_T, \\ Q_{ТХ} &= GG_p(T_3 - T_4) \pm Q_{ВТР}, \end{aligned} \quad (1.1)$$

де G – масові витрати сухого газу;

C_p – питома ізобарна теплоємність газу;

$Q_{БК}$, Q_I – масові витрати конденсату, води та інгібітора відповідно;

$Q_{ВТР}$ – теплота втрат у навколишнє середовище.

В свою чергу холод, що витрачається на охолодження та конденсацію вологи і конденсату

$$Q_{БК} = G_B [C_{pв} (T_1 - T_2) + r_B] + G_K [C_{pк} (T_1 - T_2) + r_K], \quad (1.2)$$

де r_B , r_K – теплота конденсації вологи і конденсату.

Якщо w_1 , w_2 – вологовміст газу на вході та виході сепаратора, а Q – витрати теплового газу, то масові витрати вологи

$$G_B = Q (w_1 - w_2). \quad (1.3)$$

Різниця тисків ΔP , яка утворюється між тиском виходу теплообмінника P_2 та тиском в сепараторі P_C суттєво впливає на параметри теплообмінника,

що використовується в процесі сепарації. Розрахунки конструктивних параметрів теплообмінника та досвід його експлуатації в установках НТС свідчать, що при зменшенні перепаду тиску ΔP на дроселі, необхідно збільшувати поверхневу площу теплообміну [2]. Типовий графік залежності площі теплообміну F від перепаду тиску $\Delta P = P_2 - P_C$ для утримання необхідного перепаду температур при $P_C = 6$ МПа наведений на рисунку 1.3.

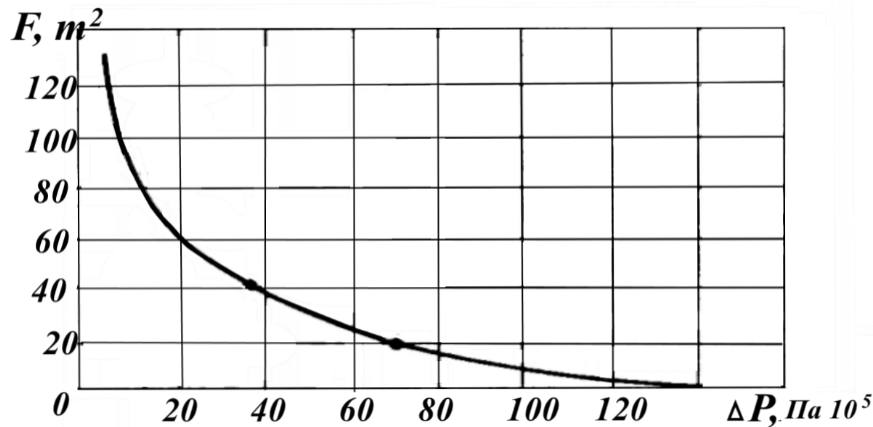


Рисунок 1.3 – Залежність площі теплообміну F від перепаду тиску ΔP

Аналіз залежності показує, що при $\Delta P > 15$ МПа необхідність використання теплообмінника відпадає, оскільки необхідний перепад температур отримується дроселюванням. Навпаки, зменшення перепаду тиску ΔP до певного значення призводить до ситуації, коли збільшенню площі теплообміну теплообмінника стає економічно невиправданим. Тоді технічними заходами передбачається пошук резервів по зменшенню втрат тиску. Кардинально питання вирішується шляхом заміни органу редукції тиску або використанням установок штучного холоду (установок АПО).

Пошук ефективних методів охолодження для сепарації потоку газу спирається на аналіз характеристик конкретної свердловини, проте найбільш поширеним типом теплообмінників залишається кожухотрубний [3].

Функціонування процесу НТС передбачає утримання заданих параметрів процесу – температури та тиску. Сталість процесу досягається

допоміжними послідовними у часі операціями по видаленню рідинної фази вологи та конденсату.

Крім того, допоміжними заходами передбачається:

- видалення рідини із забою свердловин;
- осушення призабойної зони;
- очищення сепараторів і теплообмінників.

Таким чином характерною рисою технологічного процесу підготовки газу до транспортування є зміна в часі параметрів потоку. Наслідком цього є необхідність зміни технологічних режимів установки в процесі експлуатації джерела газу, відповідно списку та змісту завдань, що вирішуються системами автоматизації. Такі особливості не стимулюють створення ефективних систем керування, оскільки при зміні каналів керування змінюються завдання та критерії керування.

Рівень автоматизації процесів газової промисловості в теперішній час характеризується різним ступенем оснащення технічними засобами автоматизації. Втім, традиційно керування об'єктами будується по схемі централізованої архітектури на базі розподіленої мережі обробки даних [4]. Побудова системи керування на базі локальної мережі обробки даних пов'язана із зниженням надійності функціонування та зростанням експлуатаційних витрат в процесі експлуатації. Намагання сконцентрувати оперативну інформацію в центральному пункті керування (ЦПК) призводить до збільшення витрат на лінії зв'язку, засоби автоматизації та програмування.

Такі недоліки певною мірою долаються використанням дворівневих систем керування [4, 5], в яких задіяні локальні пункти керування на базі автоматизованого робочого місця (АРМ) оператора.

Узагальнення завдань, що вирішуються при автоматизованому керуванні установками НТС, дозволяє виділити наступні:

- автоматизоване керування продуктивністю установок;
- моніторинг параметрів тиску, температур та рівнів рідини в апаратах;
- автоматичного захисту від аварійних ситуацій;

– керування витратами інгібітора гідратоутворення.

В зв'язку із великими втратами метанолу, які утворюються при заходах проти гідратоутворення [6], в технологічній схемі підготовки газу до транспортування передбачається регенерація метанолу на окремій установці. Оскільки процеси регенерації інгібітора, відповідно завдання автоматизації їх керування, безпосередньо не впливають на процес сепарації вологи та конденсату, а також є окремим предметом досліджень [7], тому в даній роботі не розглядаються.

1.2 Керування установкою підготовки газу до транспортування

Організація збору і обробки інформації в системах керування процесу підготовки газу до транспортування здійснюється згідно сформульованих завдань керування установкою НТС. Відповідно до технологічної схеми установки (рис. 1.1), її функціонування базується на трьох основних процесах:

- процес теплового обміну, що здійснюється теплообмінником;
- процес адіабатичного розширення/охолодження (дроселювання);
- процес сепарації (конденсації), що відбувається в сепараторі.

Перераховані процеси об'єднані в єдиний технологічний ланцюг, але мають різну фізичну суть, тому керування ними здійснюється оператором на базі сучасних давачів параметрів процесу та пристроїв зв'язку з об'єктом [8].

Щоб оцінити можливості автоматизованого керування УКПГ, розглянемо канали керування параметрами об'єкту.

Керування процесом теплового обміну. Опис процесів теплового обміну ґрунтується на уявленні його об'єктом з розподіленими параметрами. Тому динаміка процесів теплообміну представляється рівняннями в часткових похідних. Відповідно, розв'язання цих рівнянь для значень параметрів теплових потоків отримуються у вигляді гіперболічних функцій [9]. До аргументів цих функцій входить конструктивний параметр – довжина тракту теплообмінника. Саме цей параметр і визначає час затримки реакції апарату теплообмінника на керовані впливи та діючі збурення. Оскільки процес

керування процесами теплообміну в нашому випадку не має завдань керування розподілом поля температур, то теплообмінник можна розглядати як об'єкт керування із зосередженими параметрами.

На схемі рисунку 1.2 показано, що газовий потік джерела газу із температурою T_1 , що рухається зі швидкістю, яка визначається витратою F_1 , охолоджується потоком з температурою T_3 із витратою F_2 . Температура T_2 залежить від швидкості руху потоків та швидкості передачі тепла крізь стінку теплообмінника. В свою чергу ця передача тепла визначається рушійною силою процесу або середнім температурним напором $(T_1 - T_3)$.

Система рівнянь, яка описує процес теплообміну при переміщенні потоків F_1, F_2 має вигляд:

$$\begin{aligned} V_1 \rho_1 C_{p1} (dT_2/dt) &= v_1 \rho_1 C_{p1} (T_1 - T_2) - S_1 \alpha_1 (T_2 - T_{CT}), \\ V_2 \rho_2 C_{p2} (dT_1/dt) &= v_2 \rho_2 C_{p2} (T_3 - T_1) - F_2 \alpha_2 (T_{CT} - T_1), \\ m_3 C_{p3} (dT_{CT}/dt) &= S_1 \alpha_1 (T_2 - T_{CT}) - S_2 \alpha_2 (T_{CT} - T_1), \end{aligned} \quad (1.4)$$

де V_1, V_2 – об'єм теплообмінника;

ρ_1, ρ_2 – густина газу;

v_1, v_2 – швидкості потоків;

α_1, α_2 – коефіцієнти теплопередачі;

S_1, S_2 – площі теплообміну;

C_{p1}, C_{p2}, C_{p3} – коефіцієнти теплоємності;

m_3 – маса стінки теплообмінника;

T_1, T_2 – температури потоку, що охолоджується; T_3, T_4 – температури потоку, що нагрівається; T_{CT} – температура стінки теплообмінника.

Із рівнянь (1.4) витікає, що основним фактором впливу на вихідну температуру теплообмінника є витрати потоків, що рухаються в ньому. Альтернативним, допоміжним варіантом може слугувати канал, в якому

керування здійснюється шляхом зміни температури T_3 . Тому класична схема керування теплообмінними процесами має вигляд, зображений на рисунку 1.4.

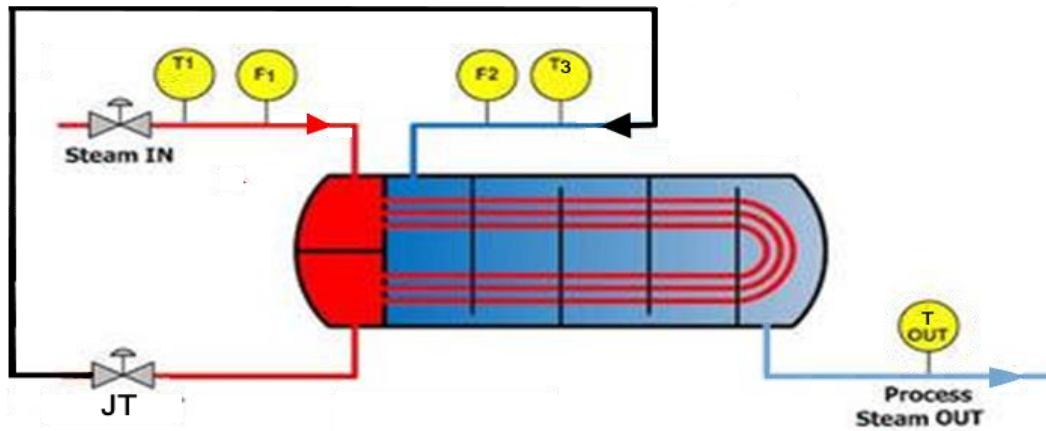


Рисунок 1.4 – Функціональна схема керування теплообміном

Збурюючими параметрами, що впливають на вихідну температуру, можуть бути зміни тиску, витрат та температури потоків, що взаємодіють у теплообміннику. Завдання керування полягає в утриманні вихідної температури в умовах дії технологічних збурень і флуктуацій.

Керування витратами потоку F_2 здійснюється з допомогою штуцера JT, що встановлюється до входу у теплообмінник. Окрім опосередкованого впливу на витрату потоку F_2 , штуцер JT безпосередньо формує режим дроселювання потоку, що осушається. Саме штуцер-засувка JT впливає на зміну температури потоку, яка повинна бути нижче ТТР.

Таким чином, якщо переріз засувки Steam IN (витрати F_1) не змінюється у часі, то процес охолодження в теплообміннику повністю визначається керуючою засувкою JT.

У разі необхідності введення до складу УКПГ додаткового теплообмінника, його система керування може бути побудована із використанням високошвидкісної інтегральної схеми VHDL (ПЛІС) [10]. Коригувальна ланка, що реалізується на схемі ПЛІС, дає змогу зміни параметрів налаштувань параметрів регулятора. Використання П-регулятора з коригуючою ланкою, що характеризується більш простим схемним рішенням,

дозволяє забезпечити кращі показники якості регулювання в порівнянні з ПД-регулятором з оптимізованими параметрами налаштування.

Керування дроселюванням потоку. Одним із головних факторів забезпечення осушування газу є досягнення температури точки роси. Використання того чи іншого методу осушування, обумовлюється характеристикою пластового тиску, вмістом різних домішок в складі газу та глибиною знаходження пласта. Розробка сучасних технологій промислової підготовки газу до транспортування передбачає застосування альтернативних засобів керування температурою, наприклад, детандерів [11]. Проте, техніко-економічний аналіз показує, що використання дросельного регулювання потоку має кращі економічні показники, ніж установки з турбодетандером [12].

Тому найбільш поширеним способом регулювання тиску потоку газу, що видобувається в Україні, є дроселювання. Це пов'язано не тільки з його відносно низькою вартістю, але й простотою реалізації. При цьому основними недоліками засобів дроселювання є певні втрати енергії потоку, ручне керування режимами сепарації, відповідно, складність точного утримання необхідного тиску при збуренні параметрів процесу.

Заходами по зменшенню впливів перерахованих факторів на процес сепарації вологи є вирішення завдань точного позиціонування приводу дросельної засувки на базі мікропроцесорних засобів автоматизації.

Фахівці з електроприводу запірної арматури (ЗА) [13, 14] вважають, що «керування процесом перекриття перерізу трубопроводу засувкою зводиться до завдання на швидкість і момент електроприводу, в залежності від положення штока арматури. В момент пуску необхідно подолати зазор редуктора на малій швидкості, після чого вийти на робочу швидкість, яка формується відповідно до алгоритму позиціонування і визначає мінімальну швидкодію спрацювання засувки. При підході до кінцевого положення необхідно перейти на низьку швидкість пересування для запобігання пневматичному удару в трубі. Слід враховувати, що при пуску необхідний

момент, який достатній для подолання сил сухого тертя, а також сил заклинювання запірного органу. Після початку руху обертальний момент потрібно обмежити на рівні, що запобігає механічній деформації корпусу засувки. При підході до крайнього положення формується момент, що відповідає паспортному значенню ущільнення. Рекомендована діаграма завдання величин обмеження моменту і швидкості, в залежності від положення засувки», представлена на рисунку 1.5.

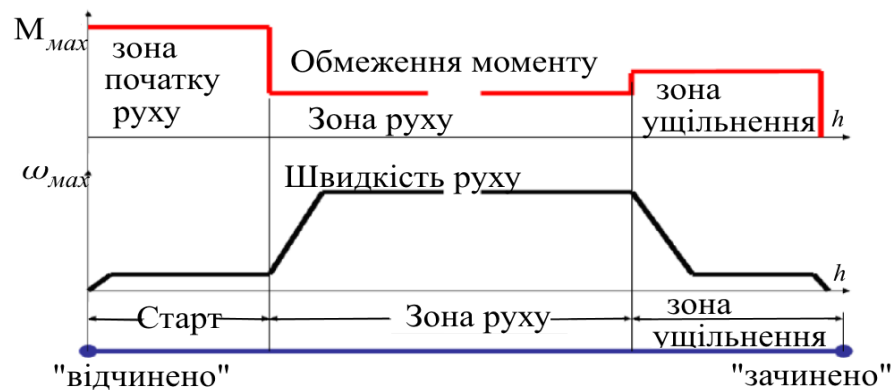


Рисунок 1.5 – Діаграма завдання обмежень моменту і швидкості

M – момент обертання; ω – швидкість обертання; h – положення засувки

Як видно з діаграми, крутний момент та швидкість позиціонування мають різні значення в процесі переміщення. Через нерівномірний розподіл швидкостей по перетину потоку, залежність крутного моменту від кута повороту має нелінійний характер. Внаслідок відмінності моментів, що діють на засувку при різних кутах повороту, спостерігається різниця перепадів тиску на дроселі з засувкою для різних кутів повороту. Отже, врахування нелінійностей на зміну параметрів дроселювання стає можливим, якщо використовуються регулятори на базі нечіткої логіки або адаптаційні алгоритми [15].

Розглядаючи типи електродвигунів, що можуть бути задіяні в електроприводі ЗА, можна констатувати, що до теперішнього часу найпоширенішими є асинхронні двигуни (АД) з короткозамкненим ротором, завдяки їхній надійності і вартості. Недоліки АД пов'язані із специфікою

механічної характеристики (відмінність пускового і номінального моменту у 2-3 рази) та нелінійною залежністю кутової швидкості від моменту обертання.

Головним недоліком електроприводу ЗА з АД є використання механічного редуктора, з допомогою якого отримується потрібна швидкість обертання вала. Крім того, завдяки збільшенню загального моменту інерції, погіршуються динамічні характеристики, зменшується ефективність регулювання. Дещо зменшити вплив перерахованих недоліків дозволяє векторна система керування редукторним приводом [16], яка формує необхідну діаграму зміни обертального моменту електроприводу та швидкості руху відповідно до позиції органу ЗА.

Альтернативою до використання АД в приводі ЗА є безщіткові двигуни постійного струму або синхронні реактивні двигуни (SRM) [17]. Але кардинально недоліки електроприводу ЗА на базі АД долаються безредукторним приводом [18, 19]. Порівняння оцінок енергетичної ефективності показує перевагу і перспективність використання безредукторних синхронних двигунів в приводі запірної арматури.

Розвиток мікроелектроніки та інформаційних технологій дає можливість розповсюдженню програмно-керованих приводів, в яких використовуються крокові двигуни [20]. Світова промисловість пропонує зразки крокових двигунів, які характеризуються більшими потужностями при зменшенні їх габаритів. Використання таких крокових двигунів дозволяє спростити програмно-технічне забезпечення схем керування та кінематику виконавчих механізмів.

Керування сепарацією вологи. Якщо визначати зміст процесу сепарації як розділення газорідних сумішей, то показником ефективності процесу сепарації є ступінь цього розділення. У чисельному вигляді ефективність сепарації оцінюється відношенням кількості рідинної фази, що осіла в сепараторі, до кількості рідинної фази, що знаходилася в потоці на вході в сепаратор. Проте, безпосереднє вимірювання цього показника в контурі керування проблематично. Тому, з іншого боку, ефективність

сепарації можна оцінювати значенням крапельного виносу в магістраль [21], яке відображає кількість рідинної фази, що не осіла в сепараторі. На адекватність вимірювань крапельного виносу існуючими приладами можна сподіватись лише у разі забезпечення умов ізокінетичного руху газу в вимірюваному потоці і в пробовідбірнику. Додатковою умовою коректних вимірювань є відтворення однакових термобаричних параметрів потоку газу і приладу, що використовується. Використання пробовідбірника унеможливорює безперервні вимірювання крапельного виносу та ускладнює вимірювання в промислових умовах.

Тому більш практично прийнятним, але менш точним, є метод точки роси [22], який передбачає використання вимірювання різниці між температурою сепарації газу та ТТР по вуглеводням, яка вимірюється після випаровування вуглеводнів у газову фазу. Необхідну точність вимірювань виносу (до 1%) забезпечують розрахунково-калібрувальні заходи, що проводяться в вибраному програмному середовищі та враховують складові характеристики вимірюваного потоку. В якості давачів точки роси можна використовувати прилади серії «КОНГ», «АМЕТЕК 241», «Michell Instruments» або «ФОГ-2» (Харків), принцип дії яких заснований на конденсаційному методі вимірювання.

Дослідженнями по вимірюванню параметрів сепарації підтверджується [22], що результати сепарації визначаються тиском у сепараторі, температурою та складом газоводневої суміші, що осушується. Суттєві складнощі в керуванні процесом розділення компонент газової суміші пов'язані з неоднозначним впливом вказаних параметрів на процес сепарації, оскільки одному й тому ж стану розділення можуть відповідати різні комбінації значень тиску і температури. Наприклад, збільшення тиску в сепараторі при постійній температурі викликає збільшення рівня конденсації. При цьому залежність рівня сепарації від зміни тиску і температури нелінійна. В діапазоні низьких тисків рівень конденсації швидко збільшується при зміні тиску [23], але подальше збільшення тиску призводить до зменшення

швидкості конденсації. Подібні явища спостерігаються і при зміні температури. До певного значення, яке залежить від складу газу, з пониженням температури, швидкість конденсації збільшується а потім сповільнюється.

Таким чином, корегування режиму конденсації можна здійснювати двома шляхами: або зміною тиску при сталій температурі, або зміною температури при сталому тиску. Зміна витрати газової суміші також впливає на зміну швидкості руху газу сепараційними пристроями, а отже на ефективність процесу сепарації в цілому.

Для комплексного вирішення сформульованих завдань зазвичай використовуються інформаційно-моделюючі системи HYSYS, GIBBS, які відображують кількісні та якісні показники процесів, що протікають в технологічних апаратах установок НТС. Щоб оцінити вплив керуючих параметрів на параметри УКПГ в масштабі реального часу, тобто динаміку процесу, розробляються спеціалізовані моделі [24], які «дозволяють прогнозувати перехідні процеси в сепараторах».

Збурення будь якого параметру процесу порушує баланс між фазами, що в умовах переміщення потоку призводить до незворотних результатів сепарації. Тому головним завданням керування процесом сепарації є утримання матеріального балансу між рідинною і газовою фазами в сепараторі при певних співвідношеннях температурі, тиску, і витратах потоку [25].

Підхід до керування процесом сепарації ілюструється схемою, зображеною на рисунку 1.6, що представляє процес як об'єкт автоматизації. Вихідними параметрами, що утримують баланс між фазами в сепараторі, є тиск газу на виході сепаратора P та рівень рідинної фази H . Ці параметри керуються зміною положення засувки 1, 2. Тиск вхідного потоку сепаратора $P_{вх}$ залежить від значення перерізу дроселю JT , що створює перепад тисків і температур, необхідний для досягнення ТТР.

Збуреннями процесу є коливання витрат Q , тиску $P_{вх}$ та температури вхідного потоку T внаслідок регулювання процесу дроселювання.

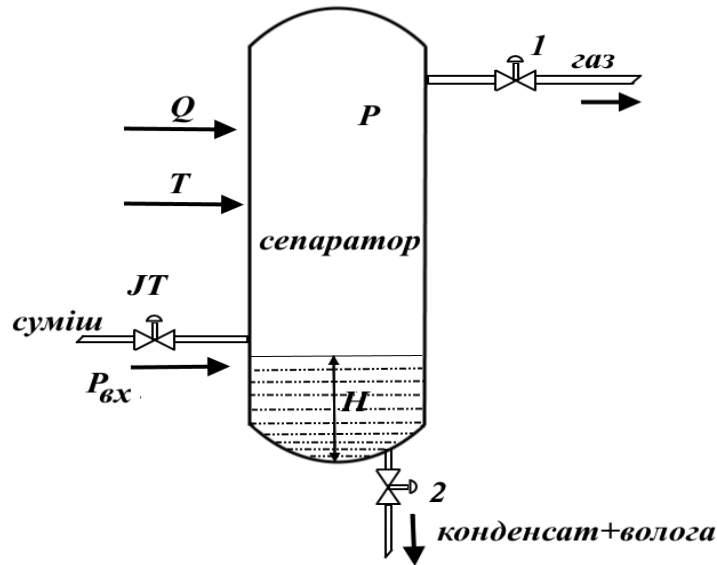


Рисунок 1.6 – Схема керування сепарацією вологи та конденсату

Аналіз каналів керування процесом сепарації показує, що безпосередньо впливати на хід процесу на даний час важко, тому істотними заходами впливу на процес є дії, що мінімізують флуктуації його параметрів. Такими заходами можна назвати:

- забезпечення оптимального часу знаходження суміші в сепараторі (визначається розміром частинок вологи та швидкістю осідання);
- зниження турбулентності потоку (запобігає розпиленню вологи);
- зниження тиску (знижує швидкість виносу частинок);
- підтримка оптимального тиску на виході сепаратора;
- введення реагентів-деемулгаторів.

Перераховані заходи реалізуються шляхом регулювання засувками 1, 2 (рис. 1.6) у функціональному зв'язку з регулюванням вхідного тиску сепаратора. Зазначені регулювання доводиться проводити в умовах випадкових збурень параметрів потоку у часі, тому процес регулювання будується з використанням адаптивних регуляторів або регуляторів з нечіткою логікою. Тим більше, відомі моделі слабо формалізовані і їх впровадження потребує їх подальше дослідження на реальному обладнанні [26, 27].

Керуючі локальні впливи на запірну арматуру (засувки) виробляються відповідно до вимірних значень рівня, температури та тиску. Синхронізація контурів регулювання та корегування «установок» повинна здійснюватися на базі вимірювань ТТР на виході сепаратора.

1.3 Інструментарій синтезу регулятора нелінійного об'єкта з запізненням

Реалізація завдань керування єдиним технологічним ланцюгом сепарації вологи та конденсату передбачає врахування особливостей функціонування кожного модуля установки. Попередній аналіз завдань керування УКПГ показує, що поведінка цього об'єкту описується нелінійними функціями. До того ж, відповідно до специфіки фізичних процесів в установці, в її описі виникають ланки запізнення у часі, внаслідок чого при моделюванні доводиться використовувати трансцендентні передатні функції [28, 29]. Проте, такі передатні функції складно реалізувати в системах моделювання при апроксимації передатних функцій поліномами високих порядків. Тому передумовою розробки системи оптимального керування УКПГ є завдання розробки більш простих моделей, адекватних експериментально отриманим даним.

В нашому випадку, як витікає із з викладеного, спрощення моделей для формалізації завдань проектування системи керування може вестись для окремих регуляторів параметрів процесу НТС, як це і проходить у теперішній час. Основний напрямок досліджень представляється як узгодження взаємодії контурів системи керування установкою.

Таким чином загальними складнощами синтезу регуляторів УКПГ є наявність нелінійностей характеристик процесів, необхідність адаптації до зміни параметрів потоку та забезпечення стійкості системи при наявності затримок у часі.

Головним напрямом оптимізації функціонування УКПГ є покращення динамічних характеристик систем керування процесами сепарації, а саме

знаходження таких налаштувань регуляторів, які б змогли забезпечити задані показники якості перехідних процесів. Розробка цього напрямку залежить від результатів вирішення задачі нижнього рівня – відпрацювання методів узгоджених налаштувань локальних регуляторів.

Можливості налаштувань ПІД-регулятора

Традиційно структура нижнього рівня керування ґрунтується на використанні ПІД-регуляторів [30]. Проте, сучасні вимоги до налаштувань регуляторів передбачають удосконалені процедури оптимізації їх параметрів [31, 32, 33], які не обмежуються табличними методами вибору параметрів налаштувань регуляторів відповідно до ідентифікованих параметрів об'єкту. Сучасні методи оптимізації налаштувань регуляторів, що базуються на програмно-апаратних засобах, повинні налаштовуватись відповідно до критеріїв керування, які витікають із специфіки функціонування керованих об'єктів.

Зміст завдань синтезу системи автоматичного регулювання (САР) полягає в реалізації налаштувань регуляторів, що забезпечують оптимальні значення критерію керування в умовах флуктуацій параметрів процесу. Доцільність або складності певних оптимізаційних процедур визначається структурою системи. Якщо функція мети формується як залежність від параметрів налаштувань, то рішення зазначеної задачі отримується в результаті покрокових процедур.

Алгоритм керування ПІД- регулятором є окремим випадком лінійної коригуючої ланки, ідеалізована операторна функція $R(s)$ якої відповідає формулі:

$$R(s) = K_P + I / (T_i s) + T_d s, \quad (1.5)$$

де s – оператор Лапласа;

K_P , T_i , T_d – пропорційний коефіцієнт, стала інтегрування і диференціювання ПІД-регулятора відповідно.

У випадку, коли налаштування регулятора здійснюється не за табличними методами розрахунку параметрів регулятора, а враховуються зміни стану процесу регулювання (може використовуватись табличне керування [34]), то схема керування зображується у вигляді, представленому на рисунку 1.7.

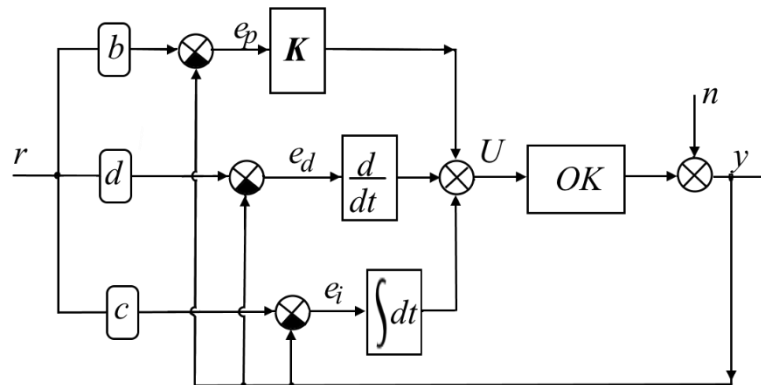


Рисунок 1.7 – Схема ПІД-регулятора з налаштуванням коефіцієнтів

Налаштування коефіцієнтів здійснюється згідно із співвідношенням:

$$\begin{aligned}
 U(s) &= (b \cdot K_P + c / (T_i s) + d \cdot T_d s) - (K_P + 1 / (T_i s) + T_d s) \cdot y(s) = \\
 &= (b \cdot K_P + c / (T_i s) + d \cdot T_d s) - R(s) \cdot y(s),
 \end{aligned}
 \tag{1.6}$$

де $R(s)$ – класичний ПІД-регулятор;

b, c, d – вагові коефіцієнти налаштування, що визначаються критерієм керування.

При розгляді варіантів реалізації ПІД-регуляторів [30] особливу увагу привертають такі структури регуляторів, що забезпечують стійкість процесу при наявності запізнь по виходу. Переважна більшість із них будується на базі предиктора Сміта або його модифікаціях: ППІ, регулятор Ресвіка [35, 36, 37]. Алгоритм роботи регуляторів з використанням предикторів дозволяє

ефективно компенсувати запізнення в каналі лише при умові точного співпадіння параметрів об'єкту і моделі. Але при розбіжностях в оцінці параметрів об'єкту і моделі застосування таких регуляторів характеризується погіршенням якості перехідних процесів та втратами стійкості системи.

Більш перспективними для практичного використання є регулятори, в яких вплив запізнень долається без предиктора [32, 38, 39], при цьому мета керування досягається за рахунок вибору параметрів системи керування. Кроки адаптації, що здійснюються в процесі регулювання, позначаються тільки на початку налаштувань, а в сталому режимі вплив запізнення на вихідний параметр незначний.

Додаткові можливості врахувати особливості об'єкту керування надає структура регулятора із внутрішньою моделлю (ІМС) [40]. Перевагою такого регулятора вважається те, що у разі наявності ідентифікованої моделі $M(s)$ об'єкта керування $O(s)$, немає потреби розраховувати параметри ПІД-регулятора.

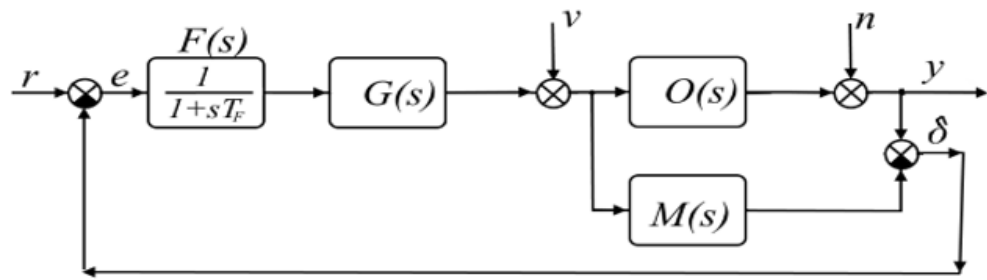
До схеми, що зображена на рисунку 1.8 а, крім оберненої моделі об'єкта $G(s) = 1/M(s)$ входить фільтр $F(s)$ з частотою зрізу $1/T_F$, якому відповідає передатна функція

$$F(s) = 1/(1+sT_F), \quad (1.7)$$

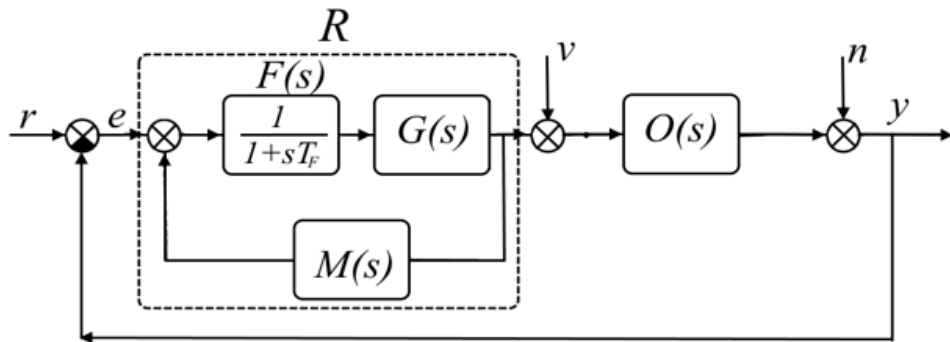
Вираз (1.7) являє собою фільтр нижніх частот, тому компроміс між швидкодією та запасом стійкості регулятора досягається в результаті налаштувань його частоти зрізу $1/T_F$.

Якщо виконати структурні перетворення в схемі рисунка 1.8 а, то регулятор ІМС можна представити у загальному вигляді, який показано на рис. 1.8 б. При цьому операторна форма регулятора $R(s)$ має вигляд:

$$R(s) = \frac{F(s)G(s)}{1 - F(s)G(s)M(s)} \quad (1.8)$$



а)



б)

Рисунок 1.8 а) – регулятор з внутрішньою моделлю (ІМС);
 б) – перетворення структури регулятора з внутрішньою моделлю:
 r – завдання керування (уставка); y –вихідний параметр; v – збурення; n –
 завади

Підтвердити відповідність схеми рис. 1.8 б) формату ПІД-регулятора можна наступними кроками. Нехай модель об'єкта $M(s)$ представляється аперіодичною ланкою з запізненням:

$$M(s) = \frac{K_o * e^{-s\tau}}{1 + sT_o}, \quad (1.9)$$

де T_o – стала часу; τ –час затримки; K_o – коефіцієнт передачі.

Тоді обернена модель об'єкта $G(s)$ наступна:

$$G(s) = \frac{1 + sT_0}{K_0}. \quad (1.10)$$

Якщо апроксимувати ланку затримки першими членами ряду Тейлора

$$\exp(-s\tau) = 1 - s\tau, \quad (1.11)$$

та підставити (1.7), (1.9), (1.10), (1.11) до виразу (1.8), то можна отримати рівняння ПІ-регулятора:

$$R(s) = \frac{T_0}{K_0(T_F + \tau)} + \frac{1}{sK_0(T_F + \tau)}, \quad (1.12)$$

де $\frac{T_0}{K_0(T_F + \tau)}$ – пропорційний коефіцієнт ПІ-регулятора;

$\frac{1}{K_0(T_F + \tau)}$ – коефіцієнт інтегрування ПІ-регулятора.

У випадку, коли в якості фільтру використовується більш складна структура, тобто фільтри високих порядків, вирази для коефіцієнтів регулятора ускладнюються [40]. При цьому збільшується коливальність процесу регулювання, в той же час підвищується швидкість згасання цих коливань. Опосередкованим підтвердженням цього є випадок, коли затримка в моделі об'єкта апроксимується не рядом Тейлора, а рядом Паде. Тоді у виразі регулятора $R(s)$ з'являється диференціююча складова [30]:

$$R(s) = \frac{\tau + 2T_0}{2K_0(T_F + \tau)} + \frac{1}{sK_0(T_F + \tau)} + s \frac{T_0\tau}{2K_0(T_F + \tau)}, \quad (1.13)$$

що відповідає формі класичного ПІД-регулятора.

Властивості регулятора ІМС дають змогу отримати адекватну реакцію на зміну уставки, проте реакція на зовнішні збурення дещо повільніша, оскільки у виразі (1.8) зникають нулі та полюси передатної функції. З огляду на специфіку роботи нашого об'єкта керування – сповільнення реакції на зовнішні збурення є додатковою перевагою регулятора ІМС.

Головним завданням реалізації регулятора ІМС є знаходження оберненої моделі відповідно до вимог до якості перехідного процесу. Обмеженням по вибору є дотримання асимптотичної стійкості цієї функції. Іншим важливим завданням проектування регулятора ІМС є розробка фільтру, оскільки саме його гранична частота та згасання визначають швидкодію та робастність регулятора.

Засоби лінеаризації моделей об'єкта

Відповідно до проведеного вище аналізу, можна констатувати, що основні складові елементи установки описуються нелінійними рівняннями. Зважаючи на складність керування об'єктами на базі нелінійних моделей та достатній арсенал методів синтезу регуляторів для лінійних систем, слід оцінити ефективність методів лінеаризації, що використовуються при побудові регуляторів для нелінійних систем.

Під лінеаризацією розуміється «виділення із векторного диференціального рівняння у формі Коши лінійної частини з допомогою матриць Якобі при малих відхиленнях відносно вибраної траєкторії «вхід/стан»».

У загальному вигляді нелінійна модель об'єкту представляється рівняннями:

$$\begin{aligned}\dot{x}(t) &= f[x(t), u(t)], \\ y(t) &= g[x(t), u(t)],\end{aligned}\tag{1.14}$$

де x – вектор станів;

u – вектор керуючих впливів;

y – вихідний сигнал моделі об'єкта;
 f – вектор функція від вектору станів;
 g – вектор функція від x і u .

Для лінеаризації вибирається сталий режим (робоча точка), що характеризується сталістю узагальнених координат. Тоді координатами робочої точки нелінійної системи будуть $x^0(t)$, $u^0(t)$ та відповідний вихідний вектор $y^0(t)$. Оскільки значення робочої точки залежать від часу, то результати лінеаризації оцінюються для кожного моменту часу t , який для траєкторії $[x(t), u(t)]$ є параметром.

Наявність траєкторії «вхід/стан» або робочої точки, дає можливість задати змінні по відхиленням $\delta u(t)$, $\delta x(t)$, $\delta y(t)$. Для цього користуються розкладенням правих частин рівнянь (1.14) у ряд Тейлора та відкидають елементи ряду другого порядку та вище.

Тоді нелінійна модель в момент часу t представляється рівняннями:

$$\begin{aligned}
 u(t) &= u^0(t) + \delta u(t), \\
 x(t) &= x^0(t) + \delta x(t), \\
 y(t) &= y^0(t) + \delta y(t).
 \end{aligned}
 \tag{1.15}$$

Відповідно, диференціювання стану сталого режиму та відхилення від нього (рівняння (1.14) форми Коші) визначається:

$$\frac{d}{dt} [x^0(t) + \delta x(t)] = \dot{x}^0(t) + \delta \dot{x}(t).
 \tag{1.16}$$

Якщо $A = \left. \frac{\partial f}{\partial x} \right|_{x^0, u^0}$, $B = \left. \frac{\partial f}{\partial u} \right|_{x^0, u^0}$ є матрицями Якобі по векторам u , x , то

можна виокремити лінійну частину рівняння (1.14) наступним чином:

$$\dot{x}^0(t) + \delta\dot{x}(t) = f(x^0(t), u^0(t)) + A\delta x(t) + B\delta u(t). \quad (1.17)$$

Віднімаючи від (1.17) член рівняння, що характеризує сталий режим, можемо отримати лінійну частину рівняння у відхиленнях

$$\delta\dot{x}(t) = A[x^0(t), u^0(t)]\delta x(t) + B[x^0(t), u^0(t)]\delta u(t). \quad (1.18)$$

Аналогічно, для другого рівняння (1.14), маючи матриці Якобі по векторам u , x :

$$C = \left. \frac{\partial g}{\partial x} \right|_{x^0, u^0}, D = \left. \frac{\partial g}{\partial u} \right|_{x^0, u^0}$$

Отримується лінеаризоване рівняння у відхиленнях:

$$\delta\dot{y}(t) = C[x^0(t), u^0(t)]\delta x(t) + D[x^0(t), u^0(t)]\delta u(t). \quad (1.19)$$

Якщо для зручності сприйняття в отриманих рівняннях позначити $\delta x \rightarrow x$; $\delta u \rightarrow u$; $\delta y \rightarrow y$, то лінеаризовані рівняння станів у відхиленнях $x(t)$, $y(t)$, $u(t)$ можна представити у вигляді матричного простору станів:

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= Ax(t) + Bu(t), \\ y(t) &= Cx(t) + Du(t). \end{aligned} \quad (1.20)$$

Ця система є лінійною апроксимацією вихідних нелінійних рівнянь в оточенні робочої точки (x^0, u^0) .

Обґрунтування представленої лінеаризації дає змогу використовувати її в додатках для аналізу моделей та керування. При точній лінеаризації (*Exact linearization*) нелінійної моделі з'являються можливості отримати лінійні

рівняння простору станів, передатної функції, які використовуються для розробки регуляторів процесів УКПГ шляхом:

- побудови діаграми Боде;
- оцінки запасу стійкості різними методами замкненого і розімкнутого контурів;
- аналізу та порівняння реакції регулятора для різних робочих точок.

Автоматизацію процедур лінеаризації моделі можна здійснити з допомогою середовища MATLAB [41], де присутня процедура «Trim», що визначає робочу точку для передбаченого стану. Для цього в опції «Linear Analysis Point» з метою визначення робочої точки сталого режиму на вхід «Input Perturbation» розімкнутої моделі, що завантажена в робочий лист, подається тестовий сигнал. Робоча точка створюється шляхом завдання обмежень на значення параметрів стану та запуску оптимізаційних процедур пошуку значень параметрів режиму «Trim Model», які відповідають заданим обмеженням. На рисунку 1.9 показано результат пошуку робочої точки «operating point op_trim1», де вказані похибки у визначенні стану моделі.

Цю операцію можна також автоматизувати з допомогою функції «Generate MATLAB Script», яка використовується у разі, коли потрібно багаторазово проводити лінеаризацію для декількох робочих точок. Результатами пошуку робочої точки підтверджується, що після внесення координат цієї точки в робочий простір «Linear Analysis» і переходу до наступної вкладки «Exact Linearization» можна отримати лінеаризовану модель.

Для цього у вкладці «Exact linearization» задаються необхідні дані про вигляд лінеаризованої моделі: діаграми Боде або перехідної характеристики. Якість лінеаризації оцінюється шляхом накладення діаграми Боде лінеаризованої моделі на оціночну діаграму Боде, яка отримана в результаті подавання послідовності синусоїд на вхід нелінійної моделі.

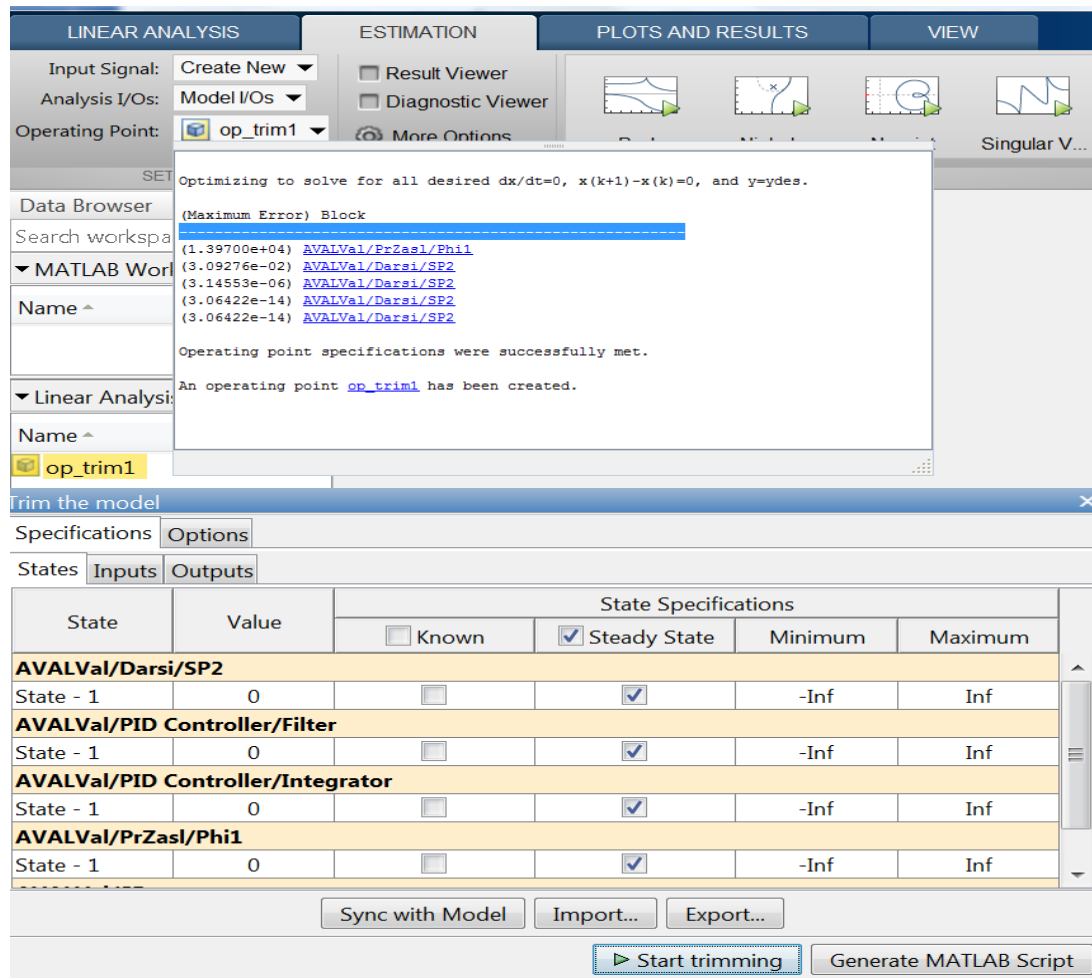


Рисунок 1.9 – Графічний інтерфейс щодо лінеаризації моделі в середовищі MATLAB

В подальших процедурах лінеаризована модель відправляється в робочий простір MATLAB, де отримуються операторні передатні функції або рівняння простору станів об'єкта у матричному вигляді.

Параметричний синтез ПІД-регулятора лінеаризованої моделі

Наявність моделі у вигляді передатної функції або рівнянь простору станів дає змогу використання різних методів конструювання регуляторів [42-44], проте придатність того чи іншого методу визначається його можливостями задовольняти саме ті вимоги, що висуваються для системи [32]. Тому параметричний синтез регуляторів здійснюється такими методами, що дозволяють відстежувати значення вибраного функціоналу якості регулювання об'єктом.

Завдання синтезу регуляторів досить ефективно вирішуються методами, теоретична база яких ґрунтується на засобах модального керування [45, 46]. В якості теоретичної основи модального методу використовуються співвідношення, що зв'язують прямі параметри якості регулювання – час регулювання, стійкість та значення перерегулювання із непрямыми параметрами – розташуванням на комплексній площині нулів і полюсів та частотних показників якості.

Рівень стійкості об'єкту може бути оцінений на комплексній площині по відстані η_1 від уявної вісі j до найближчого кореня характеристичного рівняння (рис. 1.10). Розташування коренів характеристичного рівняння також визначає характер перехідного процесу. У випадку, коли найближчим до уявної вісі j знаходиться дійсний корінь, то перехідний процес є аперіодичним, навпаки, коли найближчою до уявної вісі j є пара комплексно-спряжених коренів, то перехідний процес буде коливальним.

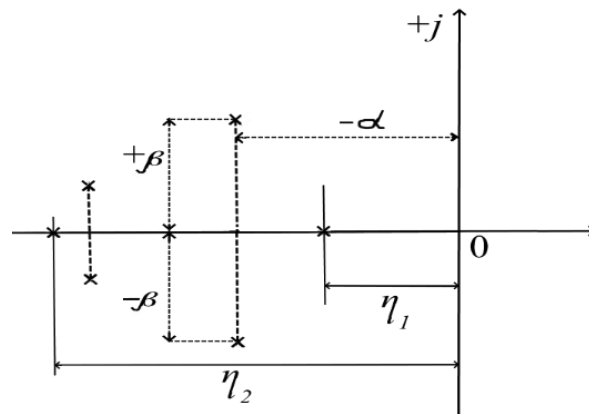


Рисунок 1.10 – Розташування коренів на комплексній площині

Властивості коливального процесу визначають значення комплексно-спряженому коренів $p = -\alpha \pm j\beta$. Показник коливальності γ :

$$\gamma = \beta/\alpha, \quad (1.21)$$

або логарифмічний декремент загасань δ

$$\delta = 2\pi/\gamma = 2\pi \alpha/\beta, \quad (1.22)$$

залежать від значень комплексно-спряженому коренів.

Додатково із розташування коренів можна аналітично оцінити тривалість перехідного процесу:

$$T_n = 3/\eta_1. \quad (1.23)$$

Звертаючись до *частотних показників якості*, до уваги приймаються діапазони логарифмічної частотної характеристики (діаграми Боде):

- діапазон низьких частот (НЧ), що характеризує точність (астатизм) системи;
- діапазон високих частот (ВЧ), що характеризує стійкість до збурень;
- діапазон середніх частот (СЧ), що характеризує стійкість системи та якість перехідного процесу.

В результаті оцінки частоти зрізу $\omega_{зр}$ на діаграмі Боде, отримується тривалість перехідного процесу $T_n = 1/\omega_{зр}$. Крім того, нахил логарифмічної частотної характеристики $L(\omega)$ в області частоти $\omega_{зр}$ характеризує коливальність перехідного процесу. Якщо нахил $L(\omega)$ складає -40 дБ/дек, то перехідний процес супроводжується коливаннями, якщо нахил складає -20 дБ/дек, то коливання незначні.

В результаті автоматизації процесів оцінювань в середовищі MATLAB можна аналізувати оцінки показників якості, а також отримувати візуалізацію процесу налаштування параметрів системи керування. Цей процес здійснюється шляхом використання *Control System Toolbox* вкладки Simulink – опцією «Sisotool». На рисунку 1.11 показано графічний редактор Sisotool, в якому візуалізується реакція замкненої системи на вхідний сигнал, а також траєкторії змін розташування полюсів та параметрів діаграми Боде при зміні параметрів функціонування системи (мод системи). Перевагою такої

автоматизованої процедури є можливість оцінити ефективність кроків корекції прямих та непрямих показників якості в результаті зміни параметрів регулятора.

Всі дії по налаштуванню регулятора трансформуються в зміну параметрів передатної функції, що відображується у вікні *Compensator Editor* у вигляді параметрів регулятора-контролера. Далі результати налаштувань використовуються для програмування реального контролера та тестування нелінійного об'єкта.

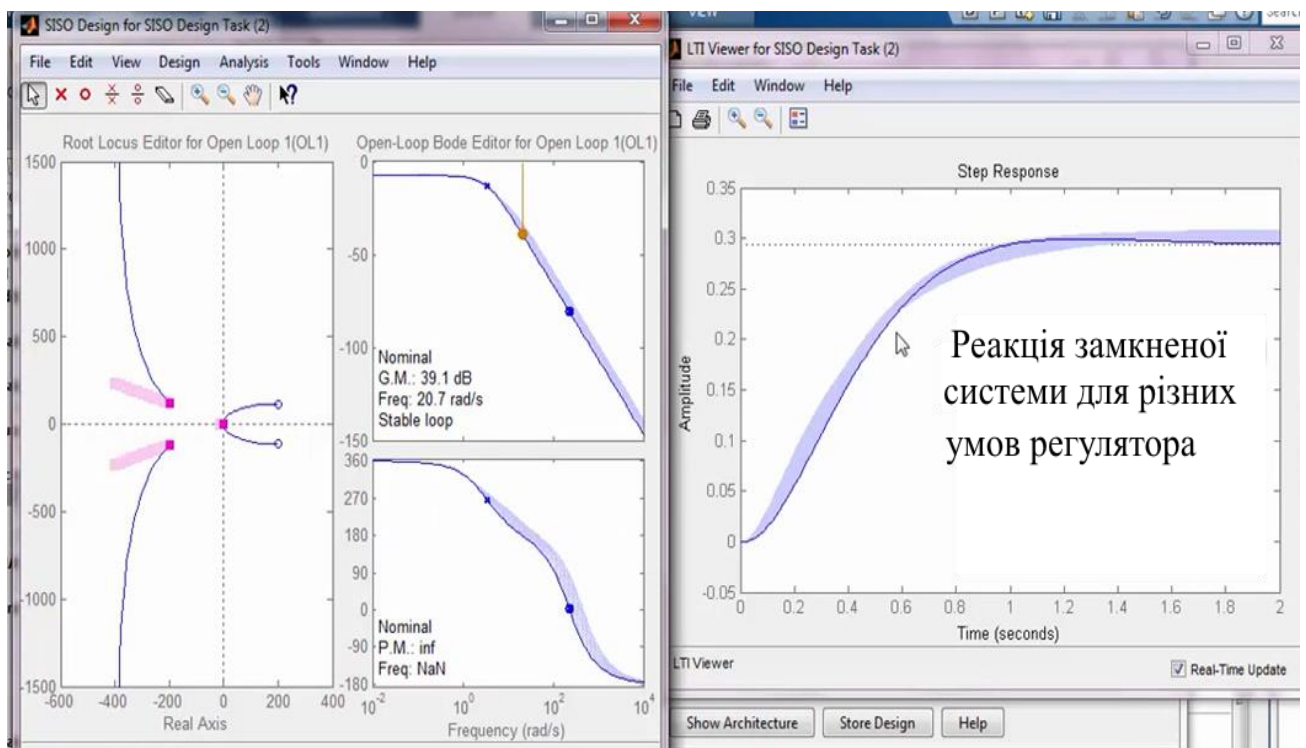


Рисунок 1.11 – Графічний редактор вкладки Sisotool

Для нелінійного об'єкту операції лінеаризації та налаштувань ПІД-регулятора для окремої робочої точки описані операції повторюються циклічно, створюючи масив робочих точок для всього діапазону роботи. Рисунок 1.11 відображає реакцію сімейства робочих точок на ступінчастий вплив та вигляд діаграми Бode для масиву робочих точок нелінійної системи.

Адаптивне керування установкою УКПГ

Розглядаючи варіанти побудови системи керування УКПГ, слід констатувати, що заходи, які спрямовані на покращення роботи систем керування установкою не обмежуються модифікацією ПД-регуляторів.

Узагальнюючий підхід формулюється в роботі [47], де пропонується для досягнення потрібних показників якості регулятора задіяти кореневий годограф, яким зазвичай користуються при проектуванні лінійних систем. Такий підхід в нелінійних системах реалізується «за рахунок використання методу рівномірної лінеаризації і поліноміальних апроксимацій нелінійностей з використанням інтерполяційного полінома Лагранжа з вузлами Чебишева. Метод рівномірної лінеаризації може використовуватися для аналізу перехідних процесів в нелінійних системах, отже, і для синтезу нелінійних систем за заданими показниками якості».

Якщо нелінійність системи $y = f(u)$ являє собою безперервну функцію, то при рівномірній лінеаризації ця функція на відріжку апроксимації $[a, b]$ замінюється степеневим поліномом $p_n(u)$ ступеня n , коефіцієнти якого знаходяться з умови

$$\max_{u \in [a, b]} |f(u) - p_n(u)| \rightarrow \min, \quad (1.24)$$

Коефіцієнти поліному $p_n(u)$ можна представити полінома Лагранжа через поліноми Чебишева $T_k(u)$ для відріжку $[-1, +1]$ у вигляді:

$$p_n(u) = \frac{1}{2} A_0 + \sum_{k=1}^n A_k T_k(u), \quad (1.25)$$

де A_k обраховуються через значення функції $y = f(u)$ у вузлах інтерполяції.

Наявність рівномірних апроксимацій нелінійностей дозволяє поширити метод кореневого годографа на нелінійні системи з одним входом і одним виходом (SISO). Коефіцієнти апроксимації визначаються величиною вхідної величини та формують сімейство лінійних моделей, що дає змогу використати метод кореневого годографа. В результаті застосування метода кореневого годографа будуються лінії, що визначають розташування полюсів замкненої системи. Оскільки показники якості залежать від цього розташування, то синтез системи по заданим параметрам якості здійснюється шляхом відстежування кореневого годографа.

У ситуації, коли в процесі проектування системи, процедури лінеаризації системи здаються обтяжливими, а також потребують значний об'єм експериментальних робіт, використовується підхід, де задіяна лінеаризація на базі зворотнього зв'язку (feedback linearization) [48]. Суть підходу полягає в пошуку певного впливу, при якому режим роботи замкненої системи буде відповідати режиму роботи системи, яка описана *лінійними* диференціальними рівняннями. Тоді являється можливість для синтезу нелінійної системи скористатись методами синтезу лінійних систем. До теперішнього часу реалізація feedback linearization доходила в основному до рівня моделей MATLAB [49 – 51]. Довести до практичного втілення згаданий підхід заважає обмеженість зміни вихідних величин, оскільки для вироблення керуючого впливу необхідно знати весь вектор стану. Формування вектору може здійснюватися на базі спостерігача стану, але для цього необхідно вимірювання похідних, що потребує більшої кількості обчислень та часу налаштувань. При практичній реалізації керуючого алгоритму необхідна інформація про характер змін параметрів об'єкта, яка зазвичай відсутня. Тоді, як і в випадку побудови регуляторів за іншими принципами, слід використовувати адаптивне керування.

Використання адаптивного керування режимами УКПГ [52-54] обумовлює доцільність використання простих моделей при побудові

регуляторів, оскільки це підвищує їх здатних до налаштувань та не потребує побудови спостерігача стану.

Структура адаптивної системи створюється із використанням додаткового контуру адаптації із пристроєм адаптації ПА (рис. 1.12.), що призначається для сприйняття інформації про зміни вихідної величини y , дію збурень f , про змінні стану x , та керуючі впливи $U(t)$. Ця інформація використовується для подальшого впливу $\Theta(t)$ на об'єкт керування ОК через регулятор Рег відповідно до функціоналу якості

$$J [x(t), \varepsilon(t), U(t), f(t), y(t), t]. \quad (1.26)$$

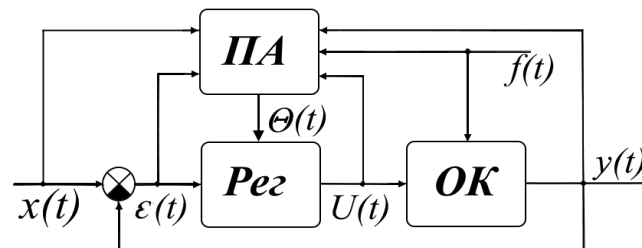


Рисунок 1.12 – Структурна схема адаптації

В процесі функціонування установки процес відстежування величини функціонала J здійснюється навколо його екстремального значення в умовах дії збурень, зміни станів та режимів ОК.

Із визначення функціоналу (1.26) видно, що його значення змінюється у часі.

Тому обов'язковою вимогою в забезпеченні роботи адаптивного регулятора є безперервна оцінка умов екстремуму сформованого функціоналу. Для цієї оцінки використовуються пошукові та безпошукові методи оцінки умов екстремуму.

Для формулювання завдань пошукових налаштувань припускається, що масив станів системи $X = [x_1, x_2, \dots, x_n]$ утворює область існування функціоналу якості

$$J(x_1, x_2, \dots, x_n). \quad (1.27)$$

Завдання пошуку полягає у виборі з безлічі станів X певних станів

$$G_j = g_j(x_1, x_2, \dots, x_n), \quad (1.28)$$

де $j = 1, 2, \dots, m$, які задовольняють екстремальному значенню функціоналу якості

$$J(x_1, x_2, \dots, x_n) = J_0. \quad (1.29)$$

Якщо зв'язок між екстремальним значенням функціоналу якості та бажаними станами системи G_j не задано у явній формі, то процес вибору здійснюється шляхом послідовного наближення до екстремуму в результаті тестування різних станів системи. Таким чином, процес пошуку характеризується як послідовні, ітеративні процедури вибору одного із можливих шляхів досягнення екстремального значення. Складність процедур визначає декілька факторів:

- характер цільової функції, яка може бути унімодальною або мати декілька екстремумів;
- загальне число станів в області пошуку;
- дрейф екстремуму в часі, що порушує процес пошуку та призводить до похибок в оцінках;
- конструктивно-технологічні обмеження області пошуку.

На противагу до пошукових, безпошукові методи адаптації використовують різні принципи формування умов екстремуму. Ці принципи базуються або на компенсаційних або на ідентифікаційних підходах. Перевагою останніх є можливість визначення пов'язаних із функціоналом якості параметрів керованого процесу. Ця перевага становиться суттєвою при

вирішенні головного завдання керування – адаптації динамічних характеристик системи в умовах дії параметричних та зовнішніх збурень.

Оскільки в безпошукових системах використовується контрольований показник якості управління, сформований, наприклад, методом функції Ляпунова [55], то це дає можливість отримати час адаптації, порівнянний з часом перехідних процесів в об'єкті керування.

Таким чином, порівняння методів досягнення екстремуму показує, що пошукові методи адаптації не потребують додаткової інформації, але їх швидкодія значно менше, ніж у безпошукових. Навпаки, безпошукові методи мають більшу швидкодію, але потребують додаткових заходів та інформації стосовно формування функціоналу якості.

Недостатність інформації щодо досягнення екстремуму полягає в тому, що навіть при існуванні екстремуму, заздалегідь невідомі значення керуючих впливів, що забезпечують отримання екстремальних значень функціоналу якості. Тим не менш в процесі функціонування об'єкту система керування повинна не тільки формувати керуючі впливи, але й утримувати досягнутий стан в умовах дрейфування значень екстремуму та дії збурень параметрів.

На відміну від пристроїв адаптації, які здійснюють налаштування параметрів регулятора, що задіяний в контурі керування, керуючий пристрій, що забезпечує досягнення вибраного екстремуму шляхом генерації керуючих впливів, класифікують як *екстремальний регулятор* (ЕР).

Реалізація ЕР передбачає вибір алгоритму його функціонування [55], при цьому необхідність у розробці оригінального алгоритму виникає лише при наявності специфіки функціонування об'єкта [56]. Для розробки алгоритму керування ЕР конкретизуємо функції, які здійснюються регулятором:

- пошук екстремального значення витрати газу в процесі регулювання;
- обмеження величини витрати газу;
- зниження часу перехідного процесу при регулюванні.

Побудова алгоритму екстремального регулятора залежить від принципу, відповідно до якого визначається напрямок руху до екстремуму обраного критерію.

Широко використовуються (в залежності від висунутих вимог до вартості і надійності) наступні принципи:

- регулятори із запам'ятовуванням екстремуму;
- регулятори крокового типу, що відпрацьовують знаки збільшень регульованої величини;
- регулятори, що реагують на знак похідної.

Інші відомі регулятори, наприклад, змішаного типу мають більш складну структуру і на даному етапі не розглядаються.

Найбільш простими в реалізації є регулятори, що реагують на знак похідної вихідного сигналу до вхідного. У нашому об'єкті, що має великі часові затримки, ця операція втрачає сенс, з огляду на несинхронність вимірювань згаданих сигналів. Відсутність в такому регуляторі елемента, який фіксує попереднє значення критерію, призводить до неадекватних результатів регулювання.

Регулятори з запам'ятовуванням екстремуму, розроблені за допомогою засобів MATLAB, широко використовуються в різних галузях промисловості [57]. Характерною особливістю таких регуляторів є те, що завдяки використанню сигнум реле, ЕР фіксує досягнутий екстремум в пристрої пам'яті. У разі зменшення сигналу керуючий вплив не виробляється.

Більшим ступенем захисту від завад характеризуються ЕР крокового типу. В такому регуляторі через інтервали часу Δt здійснюються вимірювання керованого сигналу. В результаті порівняння керованої величини після кожного циклу в часі Δt виробляється керуючий вплив U_{n+1} , спрямований на досягнення екстремуму. Алгоритм формування керуючого впливу визначається наступним співвідношенням:

$$U_{n+1} = U_n * G_{n+1}, \quad (1.30)$$

де $G_{n+1} = \text{sign}(\Delta Q) \text{sign} G_n$ – функція перемикавання;
 n – номер кроку дискретизації у часі;
 ΔQ – приріст вхідної величини на n -му кроці.

Схема моделі ЕР крокової типу, побудованого за алгоритмом (30), зображена на рисунку 1.13. Фіксація сигналу за часом здійснюється елементом Zero Order Hold, запам'ятовування – за допомогою елемента затримки. В результаті порівняння попереднього і поточного значень керованого сигналу формується функція перемикавання, результуючий сигнал якої надходить на вихід ЕР.

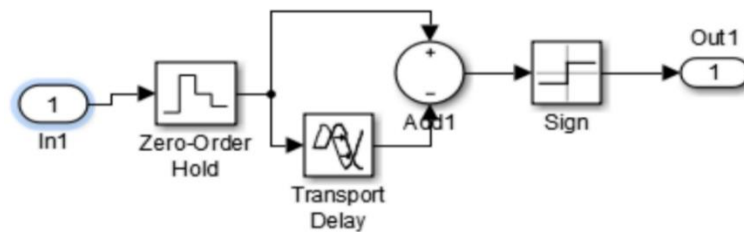


Рисунок 1.13 – Схема екстремального регулятора крокового типу

Основним завданням при проектуванні ЕР є необхідність досягнення компромісу між вимогами до точності та стійкості процедур в утриманні екстремуму цільової функції. В кроковому алгоритмі це завдання вирішується шляхом вибору часової затримки Δt та значенням приросту величини, що контролюється.

Взагалі використання засобів адаптації в керуванні УКПГ дає змогу зменшити об'єм періодичних переналаштувань обладнання в умовах зміни параметрів газового потоку та режимів роботи УКПГ. Процедури, що пов'язані із довгим пошуком екстремуму, або відсутністю чітко вираженого оптимуму, призводять до втрат продуктивності УКПГ, тому завдання досліджень передбачають оцінку факторів, що формують критерії керування УКПГ.

1.4 Структура системи керування УКПГ

Виконання завдань керування УКПГ забезпечується комплексом програмно-технічних засобів автоматизації, які здійснюють автоматизований збір, оброблення інформації та видачу керуючих впливів відповідно до розроблених алгоритмів. Автоматизована система керування складається із декількох підсистем, зв'язаних між собою комунікативними інтерфейсами. Сенс автономності кожної з підсистем витікає з режиму роботи установки або необхідності взаємозв'язку параметрів технологічного ланцюга.

Головною вимогою до засобів автоматизації системи є необхідність врахування тенденцій їх розвитку та сумісності інтерфейсів. Ідеологія модульних структур, яка приймається для розробки, дає змогу впроваджувати різні методи регулювання процесів, а також забезпечувати взаємодію із верхнім рівнем керування. Оскільки зручність експлуатації, надійність та ефективність функціонування системи керування залежать від вибраної структури технічних засобів, то остаточні рішення щодо її побудови, приймаються після врахування вимог до комунікаційних параметрів засобів, що використовуються.

Розгляд структури системи керування на даному етапі має на меті визначення необхідного переліку засобів автоматизації, що здатні забезпечити впровадження результатів експериментальних досліджень в програмно-технічне забезпечення промислової УКПГ.

Зважаючи на доцільність дворівневої архітектури систем керування [58], в якій діють локальні пункти керування, треба зазначити, що на верхньому рівні на базі АРМ оператора створюється SCADA-система, що вирішує завдання керування установкою. Нижній рівень забезпечує вирішення задач безпосереднього керування об'єктом. При цьому розподіл рівнів здійснюється не тільки в апаратній частині системи керування, але й в програмній.

Суттєвим чинником формування структури системи є забезпечення обміну даними між її складовими та пристроєм зв'язку з об'єктом (ПЗО).

Компоненти технічного забезпечення повинні забезпечити не тільки мінімальний час обміну даними (dead time), але й виключати можливості «зависання» програм у разі дії різних завад.

Вибір елементів компоновки технічних засобів труднощів не викликає, оскільки схему, структура якої зображена на рисунку 1.14, можна реалізувати на базі мікропроцесорних засобів автоматизації, що випускаються серійно. В той же час програмні засоби, при наявності базового програмного забезпечення (ПЗ) – програмованого логічного контролера (ПЛК), потребують суттєвої доробки.

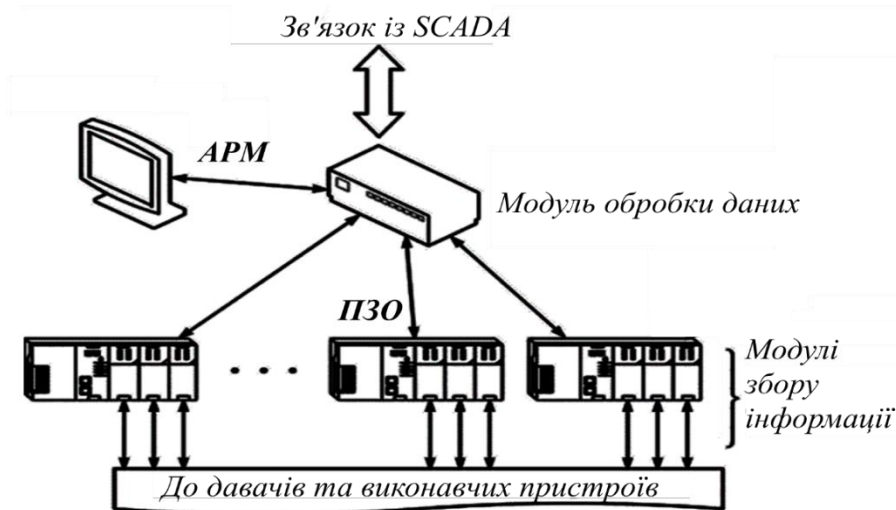


Рисунок 1.14 – Структура технічного забезпечення SCADA-системи

Необхідність вдосконалення ПЗ експериментальної установки обумовлена характером даних, які отримуються в результаті обробки сигналів, що вимірюються в ході експериментів. До цих даних відносяться результати статистичної обробки, перехідні функції, оцінки адекватності моделей.

Важливою функціональною складовою ПЗ системи є забезпечення керування виконавчими механізмами, що змінюють режими роботи установки. Але розробка алгоритмів та уточнення критеріїв керування процесами УКПГ можуть проводитись або на реальній установці або при наявності її моделі. Тому першочерговим завданням досліджень в частині створення компонент ПЗ є вибір необхідного стандартного і серійного ПЗ

операційних відкритих систем. Вибір ґрунтується на можливостях адаптації до різних конфігурацій мережи та відкритості по взаємодії.

Додаткові вимоги до платформи розробки ПЗ установки наступні:

- можливість мультипрограмних режимів роботи та розподілу часу;
- моніторинг емуляції програм та діагностування;
- доступність мов програмування та сумісність з платформою розробки ПЗ.

Відповідно до структури технічного забезпечення, для вирішення завдань керування установкою у ПЗ модуля АРМ організуються підсистеми:

- підсистема логічного керування;
- підсистема графічного конфігурування;
- підсистема візуалізації.

Функціонування підсистеми візуалізації здійснюється з допомогою наступних компонент [59]: мнемосхема; тренд; вимірювальний прилад; виконавчий механізм. Важливу роль в проведенні експериментів з установкою грає візуальний компонент «тренд», який використовується для відображення зміни «прив'язаних» параметрів у часі.

Налаштування тренду дає змогу кореспондувати параметри системи до відповідного графіку тренда, здійснювати масштабування, виокремлювати графіки необхідних параметрів.

Підсистема графічного конфігурування з допомогою панелі інструментів забезпечує створення і налаштування параметрів зображення мнемосхеми.

Підсистема логічного керування модуля АРМ здійснює диспетчерські функції виконання програм користувача незалежно від основного циклу програми системи керування УКПГ. Зазвичай при реалізації алгоритмів логічного керування використовується внутрішня мова програмування.

Маючи на ринку ПЛК достатню кількість виробників (Advantech, Analog Devices, National Instruments, Schneider, ОВЕН), труднощі з компоновкою технічних засобів *модуля збору даних та модуля обробки даних* можна не

враховувати. Проте, саме різноманітність їх програмних засобів обмежує можливості створення зручного універсального пристрою зв'язку з об'єктом.

Нетиповість давачів та органів керування УКПГ зумовлює необхідність пошуку ефективних засобів вимірювання, керування та комунікацій, коректний вибір яких може здійснюватися після цілеспрямованих досліджень.

1.5 Висновки до розділу 1

Наведений аналіз свідчить, що на сьогодні не існує універсальних методів і технологій автоматизації процесу ефективного відбору вологи на УКПГ.

Таким чином, розробка і дослідження сукупності методів, моделей і алгоритмів автоматизації процесу ефективного відбору вологи на УКПГ, заснованих на застосуванні сучасних підходів, в автоматизації процесу керування об'єктом з нелінійностями, змінними вхідними параметрами та затримками в часі, є актуальною науково-практичною задачею, яка визначила напрямок досліджень дисертаційної роботи.

2 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ НА СТАДІЇ ТРАНСПОРТУВАННЯ ГАЗУ

Одним із напрямків підвищення показників енергозбереження при транспортуванні природного газу є використання детандер-генераторних агрегатів (ДГА). Електроенергія, що генерується за рахунок використання надлишкового тиску газу, може споживатися як автономно, так і мережею користувачів. У будь-якому випадку показники якості згенерованої електроенергії залежать від стабільності роботи турбіни детандера, яка обертається в умовах зміни параметрів газового потоку.

Вирішення завдань керування режимами обертання турбін є актуальним для галузі малої енергетики – міні гідроелектростанцій (ГЕС) та пристроїв вітроенергетики. Необхідність керування обумовлена довільним характером збурень потоків, що взаємодіють із лопатями турбіни. Кожен з потоків має свою специфіку протікання, яка враховується при розробці моделей та регуляторів об'єкту керування.

Альтернативою до застосування класичних PID-регуляторів, що використовуються у лінеаризованих системах, є фаззи та нейрорегулятори. Переваги використання останніх проявляються у випадках, коли модель об'єкту досить складна або її розробка проблематична. Додаткова зручність застосування нелінійних регуляторів відкривається при їх реалізації у дискретних обчислювачах відповідно до формалізованих критеріїв.

В той же час нейрорегулятори можуть реалізувати свої переваги (адаптивність, робастність) лише при їх адекватному навчанні. При цьому процес «навчання» такого регулятора зазвичай потребує не менших ресурсів, які витрачаються при розробці точної моделі. Це стосується низки експериментів на об'єкті, що необхідні для формування експертних оцінок.

З огляду на те, що в деяких випадках використання PID-регулятора дає більш точні та прості варіанти реалізації, то предмет досліджень представляється як регулятор нелінійного об'єкту, що працює в умовах дії збурень параметрів вхідного та вихідного потоку.

Складнощі досліджень об'єкту, що розглядається, обумовлені різним характером взаємодії аеродинамічних та електромеханічних процесів, зокрема електрогенератора, що під'єднаний до турбодетандера.

На теперішньому етапі головне завдання досліджень полягає в оцінці рівня стабілізації швидкості обертання валу турбодетандера в умовах дії аеродинамічних та механічних збурень.

2.1 Модель турбіни детандера

Обертання турбіни детандера визначається наступними рівняннями [60]:

$$\tau_{Az} \frac{dA_Z}{dt} = -A_Z + U_\omega, \quad (2.1)$$

$$\tau_{dr} \frac{dQ_1}{dt} = Q_{dr} - Q_1, \quad (2.2)$$

$$\tau_T \frac{dP}{dt} = Q_1 - Q_2, \quad (2.3)$$

$$Q_{dr} = \mu \cdot A_Z \cdot P_1 \cdot \sqrt{\frac{k}{RT_1} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}},$$

$$Q_2^2 = A_T (P_2 - P_{2M});$$

$$J \frac{d\omega_T}{dt} = M_U - M_{CL} - M_C, \quad (2.4)$$

$$M_U = (P_2 - P_{2M}) A_L R_L,$$

$$M_{CL} = K_{CL} \cdot \omega_T^2.$$

Цій системі рівнянь відповідає схема моделювання турбіни детандера, що зображена на рисунку 2.1. Модель представляється комбінацією трьох блоків, які відображають динаміку електроприводу дросельної засувки (2.1),

динаміку потоку газу трубопроводу та турбіни (2.2), (2.3), а також динаміку обертання валу турбіни (2.4).

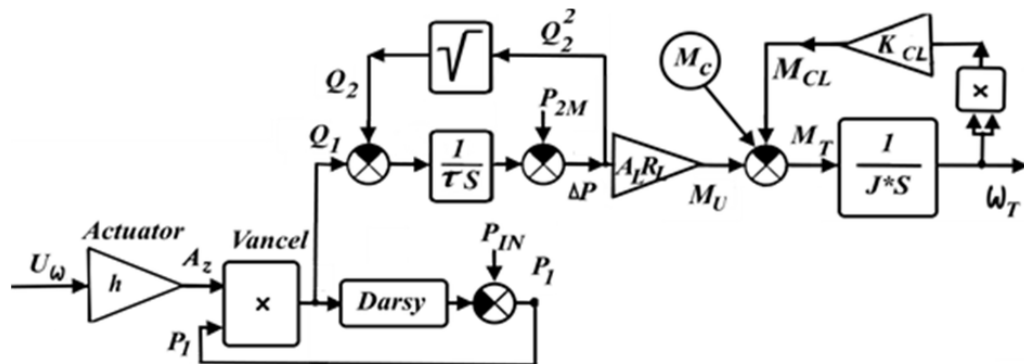


Рисунок 2.1 – Структурна схема моделювання ДГА

Базуючись на попередніх дослідженнях моделі установки утилізації надлишкового тиску газу [60], можна констатувати, що наш об'єкт керування (ОК), має нелінійний характер зв'язків. Нелінійність зв'язків спостерігається як по каналу «вхід-вихід», так і по каналам збурень. Останні обставини не дають змоги безпосередньо скористатись математичним апаратом простору станів

$$\frac{dX}{dt} = f(X, U), \quad (2.5)$$

де X – вектор станів моделі;

U – скаляр керуючих впливів;

$f(X, U)$ – вектор-функція, що характеризує процеси в ОК.

Оскільки методологія використання простору станів відпрацьована для лінійних систем, то першочерговим завданням розробки регулятора є лінеаризація досліджуваного ОК.

Якщо система рівнянь (2.5) лінеаризується з прийнятною похибкою, то отриманий простір станів ОК може слугувати базою для відображення вектор станів моделі $X(t)$ в певні моменти часу.

Нехай відоме початкове значення вектора X в момент часу $t_0 - X(t_0)$, а його кінцевий стан в момент $t_1 - X(t_1)$. Вважаємо, що з допомогою керуючого впливу $U(t)$ маємо можливість перевести вектор X із початкового стану $X(t_0)$ в кінцевий $X(t_1)$. Тоді до регулятора станів, що виробляє керування $U(t)$, ставиться вимога мінімізації часу $(t_1 - t_0)$ при максимальних витратах потоку газу Q .

Таким чином узагальнений критерій керування має вигляд:

$$\min_{T} \max_{Q} = \{\Phi(P_{IN}, P_{2M}, A_Z, M_U)\}, \quad (2.6)$$

де T – час перехідного процесу.

Максимізація витрат газу необхідна для створення певного запасу по моменту обертання турбіни M_U у випадку збурень вхідного та вихідного потоків газу.

При цьому на складові вектору станів накладаються обмеження, що обумовлені технічними можливостями установки утилізації та міркуваннями фізичного сенсу.

Наприклад, момент обертання турбіни M_U повинен бути не менше моменту опору обертання M_C . До того ж, тиск потоку, його витрати, швидкість обертання турбіни не можуть набувати від'ємних значень:

$$\begin{aligned} 0 &\leq \omega_T \leq \omega_{Tmax}, \\ M_C &\leq M_U \leq M_{Umax}, \\ P_{2M} &\leq P_2 \leq P_{IN}. \end{aligned} \quad (2.7)$$

Додаткове обмеження виникає із умов функціонування приводу засувки, оскільки в якості електроприводу використовуються механізми постійної швидкості переміщення штоку H :

$$H_{min} \leq H \leq H_{max},$$

де H_{min} та H_{max} – мінімально і максимально можливі швидкості наростання рушійного зусилля.

Слід також враховувати, що діапазон лінійності кожної робочої точки лінеаризованої моделі [60] обмежений певним значенням, яке визначається конструктивними параметрами ОК.

Неформальні вимоги до керування полягають у мінімізації впливу нелінійностей ОК в умовах дії збурень параметрів потоку газу.

Завдання керування визначається як налаштування параметрів регулятора в реальному масштабі часу відповідно до критерію (2.6) в умовах дії збурень параметрів газового потоку.

2.2 Матеріали дослідження регулятора

Для подальшого дослідження ОК його вихідна лінеаризована модель [60], подана сімейством діаграм Боде, редукована з використанням середовища MATLAB [61-64].

На рисунку 2.2 показані діаграми Боде залежно від різних положень штоку h дросельної засувки ОК.

Сімейство вихідних операторних функцій $G(s)$ ОК «вхід / вихід» по керуючому впливу має вигляд:

$$G_i(s) = W_{Mi}(s) * W_{Ti}(s), \quad (2.8)$$

де

$W_{Mi}(s) = \frac{b_i + b_{0i}}{s^4 + a_{3i}s^3 + a_{2i}s^2 + a_{1i}s + a_{0i}}$ – передатна функція «витрати

потoku / момент»;

$W_{Ti}(s) = \frac{b_{0i}}{a_{1i}s + a_{0i}}$ – передатна функція «момент / швидкість обертання»;

i – номер робочої точки; a_i, b_i – коефіцієнти поліномів передатної функції.

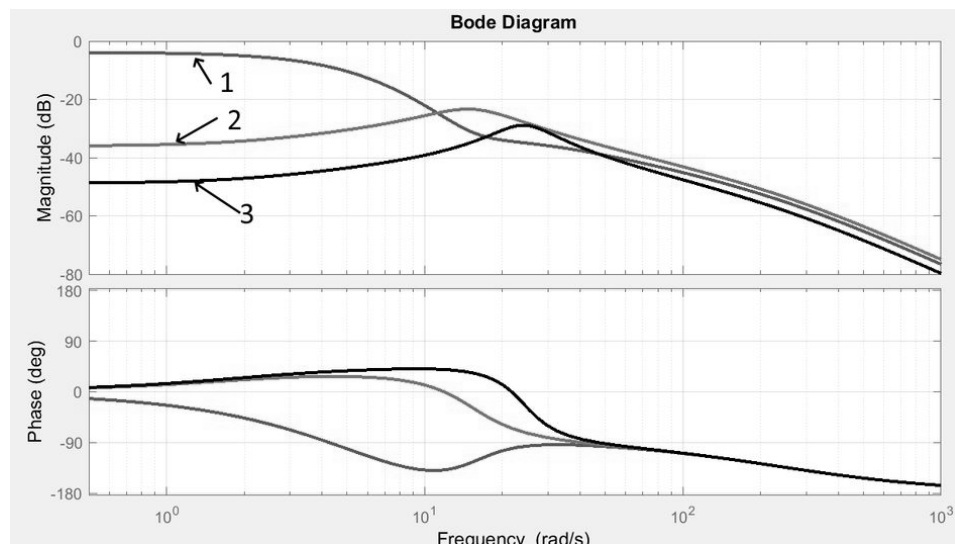


Рисунок 2.2 – Діаграми Бode для різних положень h дросельної засувки:
крива 1 – $h = 4$; крива 2 – $h = 10$; крива 3 – $h = 16$

Загальна передатна функція $W_K(s)$ турбіни з врахуванням регулятора $C_i(s)$ з одиничним зворотнім зв'язком має вигляд:

$$W_{Ki}(s) = \frac{C_i(s)G_i(s)}{1 + C_i(s)G_i(s)}. \quad (2.9)$$

Редукування передатної функції ОК виконується з врахуванням гістограми функцій Ганкеля (рис. 2.3), у конкретній робочій точці діапазону каналу h/M . Наприклад, для робочої точки, що відповідає ходу штоку засувки $h=10$, передатна функція має вигляд:

$$W_{Mred}(s) = \frac{0.043s + 0.98}{s^2 + 4.7s + 65.3}. \quad (2.10)$$

Похибка апроксимації передатної функції ОК ілюструється діаграмою Бодє, що показана на рисунку 2.4.

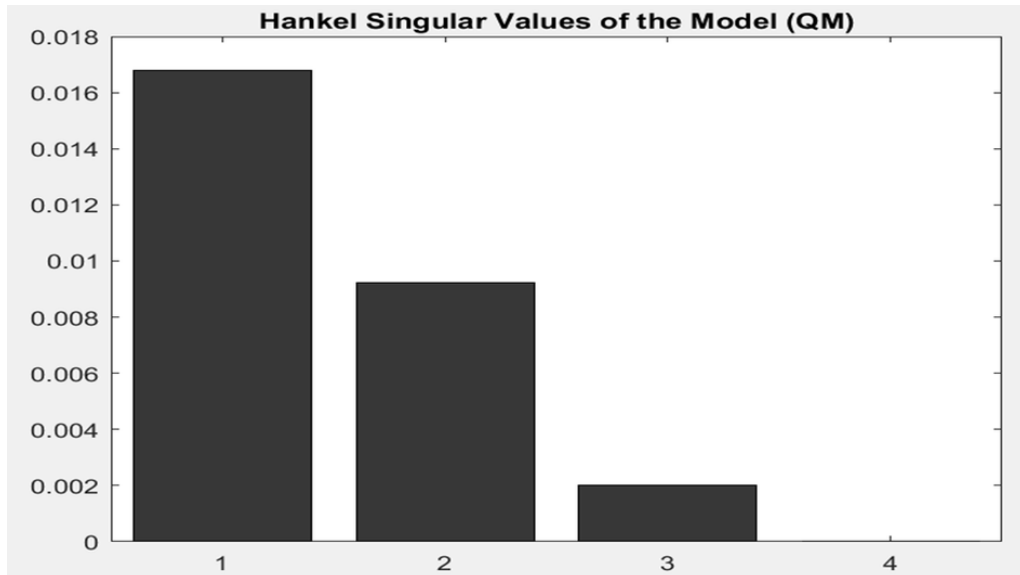


Рисунок 2.3 – Гістограма сингулярних значень функцій Ганкеля для моделі ДГА

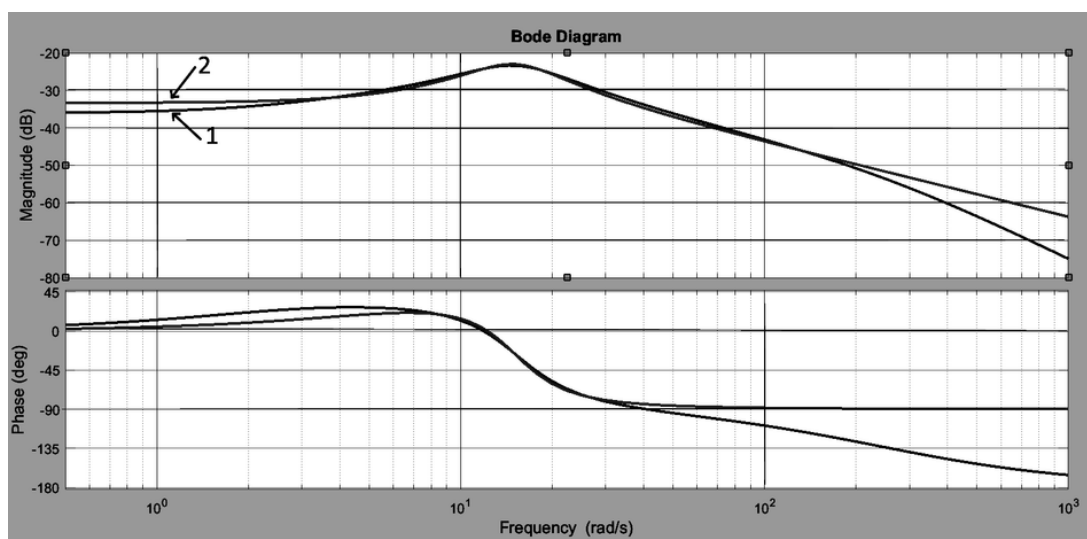


Рисунок 2.4 – Діаграма Бодє розімкнутої системи:
крива 1 – функція (2.8); крива 2 – функція (2.10)

Із діаграми видно, що пониження порядку передатної функції зберігає співпадіння характеристик у точці перегину по значенню та по похідній. На інших ділянках смуги частот до 200 рад/с не спостерігається значних похибок апроксимації.

Передатна функція (2.10) ділянки моделі h/M об'єднується із передатною функцією турбіни (аперіодична ланка):

$$W_{Ti}(s) = \frac{500}{s + 950} \quad (2.11)$$

щоб утворити канал керування h/ω_T (див. рис. 2.1), який визначає передатна функція $W_{h\omega}(s)$:

$$W_{h\omega}(s) = W_{Mred}(s) * W_{Ti}(s). \quad (2.12)$$

З використанням інструменту *SISO Design Tool* проведені налаштування PID-регулятора для досліджуваного ОК [65]. Однак, через конструктивні особливості та нелінійності ОК, використання даного регулятора швидкості не дозволяє досягти прийнятних показників.

Через вказані причини для керування швидкістю обертання турбіни вирішено використати 3-х позиційний релейний регулятор (РР) [66], алгоритм роботи якого описується наступним чином:

$$\begin{aligned} U_{max}, \varepsilon > \Delta \\ F(\Delta) = U_z, -\Delta < \varepsilon < \Delta \\ -U_{max}, \varepsilon < -\Delta \end{aligned} \quad (2.13)$$

де U_{max} – керуючий вплив;

Δ – похибка керування.

Отримана в результаті досліджень модель ОК у вигляді передатної функції (2.10), (2.11), (2.12) реалізована у середовищі MATLAB Simulink. На рисунку 2.5 показана відповідні осцилограми обертання валу турбіни, яка спостерігається в процесах відкриття / закриття засувки.

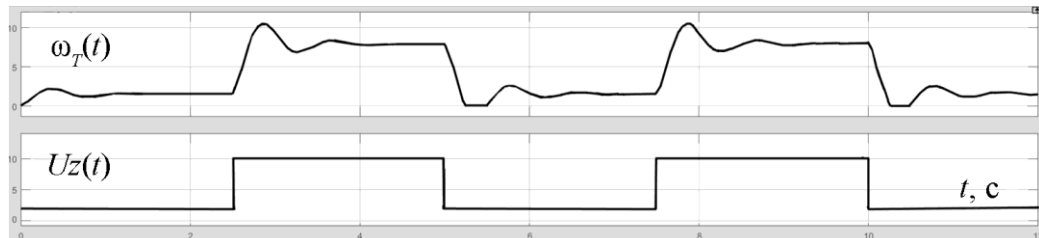


Рисунок 2.5 – Графіки зміни швидкості обертання $\omega_T(t)$ та керуючого впливу $U_z(t)$

Із осцилограми видно, що зміна напрямків переміщення засувки супроводжується згасаючими коливаннями швидкості. Ці коливання є прогнозованими, оскільки на АЧХ передатної функції ОК (див. рис. 2.4) є локальний максимум.

На рисунку 2.6 показано результати моделювання ОК з трьохпозиційним РР (2.13):

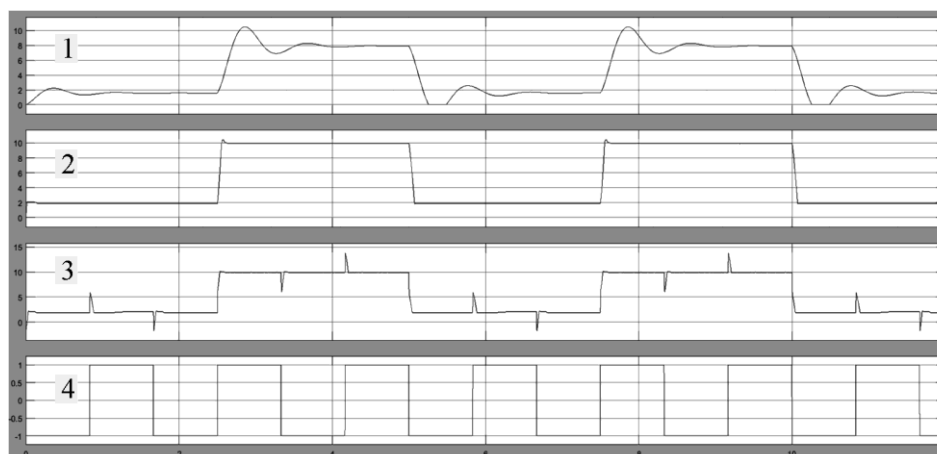


Рисунок 2.6 – Графіки зміни швидкості обертання турбіни без РР (1), з увімкненим РР (2), при зміні навантаження (3) та графік зміни навантаження (4)

Для перевірки роботи запропонованого та дослідженого на математичній моделі РР, проведено експерименти на стенді для дослідження ДГА. Отримані графіки швидкості обертання валу ДГА з врахуванням зміни електромеханічних навантажень приведені на рисунку 2.7.

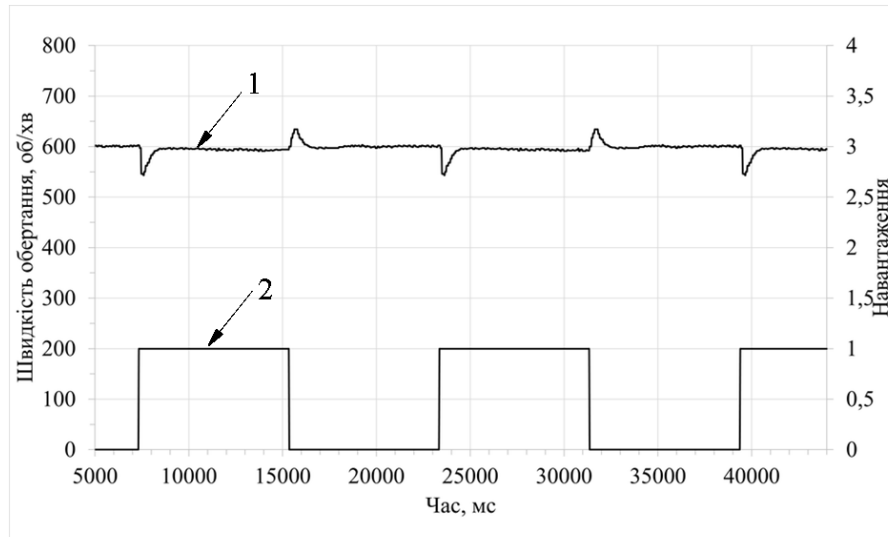


Рисунок 2.7 – Осцилограми зміни швидкості обертання (1) та навантаження турбіни (2)

Із осцилограм видно, що в результаті регулювання встановлюється режим автоколивань швидкості, амплітуда яких залежить від налаштувань РР.

Із осцилограм видно, що в результаті регулювання встановлюється режим автоколивань швидкості, амплітуда яких залежить від налаштувань РР.

2.3 Висновки до розділу 2

Проведені дослідження регулятора швидкості обертання валу турбіни ДГА [67] дозволяють зупинитись на оптимізації параметрів РР. При належному виборі його параметрів є змога ефективно вирішувати завдання мінімізації впливу збурень в об'єкті.

Набув подальшого розвитку підхід до лінеаризації опису ОК шляхом побудови сімейства передатних функцій, кожна з яких відображає динаміку певної робочої точки вибраного діапазону. Такий підхід дозволяє синтезувати

відповідне сімейство PID-регуляторів для набору режимів роботи системи. Такі коригування ефективні в тому випадку, коли в ОК присутній лише один тип нелінійності. Взаємодія процесів з різними типами нелінійностей, практично нівелює отримані результати. Таким чином традиційні критерії налаштувань регулятора на мінімальне перерегулювання та максимальну швидкодію втрачають сенс, оскільки для системи, що може бути фізично реалізована, час регулювання не може бути менше часу реакції об'єкта на керуючий вплив.

Для побудови регулятора турбін запропоновано 3-х позиційний релейний регулятор, що дало змогу зменшити коливання швидкості обертання та мінімізувати вплив збурень. Запропонований регулятор передбачається застосувати в якості внутрішнього контуру регулювання ДГА. При цьому на зовнішній контур керування ДГА покладається завдання підвищення ефективності роботи всієї установки.

3 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ НА СТАДІЇ СПАЛЮВАННЯ ГАЗУ

Підвищення енергоефективності є важливою проблемою сучасного суспільства. Існує великий інтерес до заміни нафти, вугілля, мазуту та газу відновлюваним паливом у виробництві теплової енергії. Одним з ефективних альтернативних джерел палива в котлах є використання піролізного газу.

Питанню підвищення ККД котлів та їх ефективності присвячені роботи І. Р. Ващишак [68], О. В. Канигіна [69], групі дослідників під керівництвом Olli Sippula [70]. Аналіз існуючих систем опалення та обігріву приміщень наведено в дослідженнях під керівництвом С. Ф. Кудашева [71], О. В. Шаповалова [72], К. В. Юхимчука [73], М. К. Безродного [74]. Моделювання систем парових котлів є провідною думкою робіт [75, 76].

3.1 Принцип роботи піролізного котла

Експлуатаційні характеристики системи подачі палива також залежать як від типу палива, так і від його стану (твердий, рідкий або газоподібний) [77].

Серед сучасних твердопаливних котлів найбільшу ефективність показали піролізні котли.

Згідно з [78], пристрій, що використовують для одержування піролізного газу за допомогою піролізу деревного палива.

Піролізом називають термічне розкладання як органічних та так і багатьох неорганічних сполук [79].

Піролізний котел складається з двох камер: генеруючої камери (камери, в якій спалюють паливо для отримання піролізного газу) та камери згорання (рис. 3.1). Тверде паливо надходить у генеруючу камеру. У генеруючій камері за допомогою невеликого вогню спочатку підпалюють дрова і вони починають горіти як у простому котлі. При досягненні температури 200-800 °C подачу кисню в камеру згорання зменшують. Горіння палива при зменшеній кількості кисню призводить до утворення піролізного газу, що за допомогою

спеціальної труби спрямовують до камери згорання. Процес утворення газу відбувається з виділенням тепла.

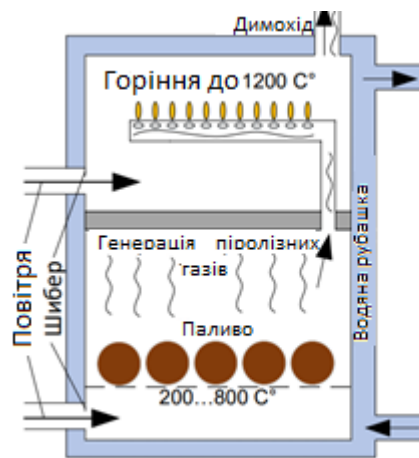


Рисунок 3.1 –Принцип роботи піролізного котла

У камері згорання піролізний газ змішують з повітрям, що має більш високу концентрацію кисню. Піролізний газ спалахує і починає горіти. Температура горіння піролізного газу може досягати 1100-1200 °С. Регулювання витрати повітря (а отже й концентрації кисню) здійснюють за допомогою засувки або шибера [80].

Горіння піролізного газу в камері згорання супроводжується бурхливим виділенням тепла, яке використовують для нагрівання води теплообмінника. Продукти згорання палива виводять у довкілля через димохід котла [81].

3.2 Тепловий ККД та ефективність піролізного котла

Особливістю піролізних котлів є дуже високий їх тепловий ККД. Тепловим ККД котла називають той відсоток введеного тепла, який ефективно впливає на утворення пари. Так, ККД сучасних газогенераторних піролізних котлів (за словами виробників), варіюється в межах 84-95%. Проте, на ККД піролізного котла суттєво впливає ступінь вологості палива. Підвищена вологість палива спричиняє істотне виділення пари, яка, змішуючись з

піролізним газом, зменшує його концентрацію, що, в свою чергу, значною мірою зменшує потужність горіння піролізного газу [78].

Існує два методи оцінки ефективності котла: прямий і непрямий [81].

При прямому методі оцінюють енергію робочого тіла (води та пари) порівняно з енергетичним вмістом палива у газоутворюючій камері котла.

Прямий метод також називають «методом введення-виведення» оскільки, при визначенні ефективності враховують лише корисний вихід (кількість пари) та витрачене паливо. Ефективність котла при прямому методі можна оцінити за формулою (3.1) [81]:

$$E = \frac{Q \times (h_g - h_f)}{q \times GCV}, \quad (3.1)$$

де E – ефективність котла;

q – кількість палива, що використовується за годину, [кг/год];

GCV – повна теплотворна здатність палива, [ккал/кг палива];

h_g – ентальпія насиченої пари, [ккал/кг пари];

Q – кількість пари, що утворюється за годину, [кг/год];

h_f – ентальпія прісної води, [ккал/кг води].

При непрямому методі ефективність котла розраховують як різницю між виробленим теплом та витратами енергії [81].

3.3 Конструкції піролізних котлів

Незважаючи на те, що сучасна промисловість виготовляє велику різноманітність газогенераторних котлів різної конструкції, але принцип їх дії однаковий. Деякі приклади різних конструкцій піролізних котлів наведені на рисунку 3.2.

Піролізний котел має два основні відсіки (камери):

– завантажувальний відсік (газогенеруюча камера);

– топковий відсік (камера згорання).



Рисунок 3.2 – Різні конструкції піролізних котлів [79]

Область камери згорання, де відбувається виділення тепла, називають зоною полум'я. Полум'я може бути багате піролізним газом, бідне піролізним газом або стехіометричне. Насичення полум'я газом оцінюють за допомогою параметра λ [79]:

$$\lambda = \frac{(m_{\text{повітря}} / m_{\text{палива}})_{\text{фактична}}}{(m_{\text{повітря}} / m_{\text{палива}})_{\text{стехіометрична}}} \quad (3.2)$$

Полум'я називають стехіометричним, якщо $\lambda = 1$. В цьому випадку маса повітря відповідає теоретичній кількості, необхідній для повного згорання палива. Полум'я називають багатим паливом, якщо $\lambda < 1$. Це означає, що не увесь піролізний газ згорає, а деяка його частина виходить у димохід разом з чадними газами. Полум'я називають бідним паливом, якщо $\lambda > 1$. При такому полум'ї увесь піролізний газ буде спалений, а надлишок не використаного кисню забере корисне тепло і також вийде у димохід разом з чадними газами.

Залежно від місцезнаходження камери згорання піролізні котли поділяють на два види:

- котли з нижнім топковим відсіком;
- котли з верхнім топковим відсіком.

Найчастіше використовують котли з верхнім топковим відсіком.

Залежно від типу витяжної труби піролізнікотли поділяють на такі:

- котли з природною тягою;
- котли з примусовою тягою.

3.4 Вихідна модель теплообмінної системи піролізного котла

У роботі [82] описана модель теплообмінної системи, побудованої на основі піролізного котла. Для цього була взята модель теплообмінної нелінійної системи, що наведена на рисунку 3.3.

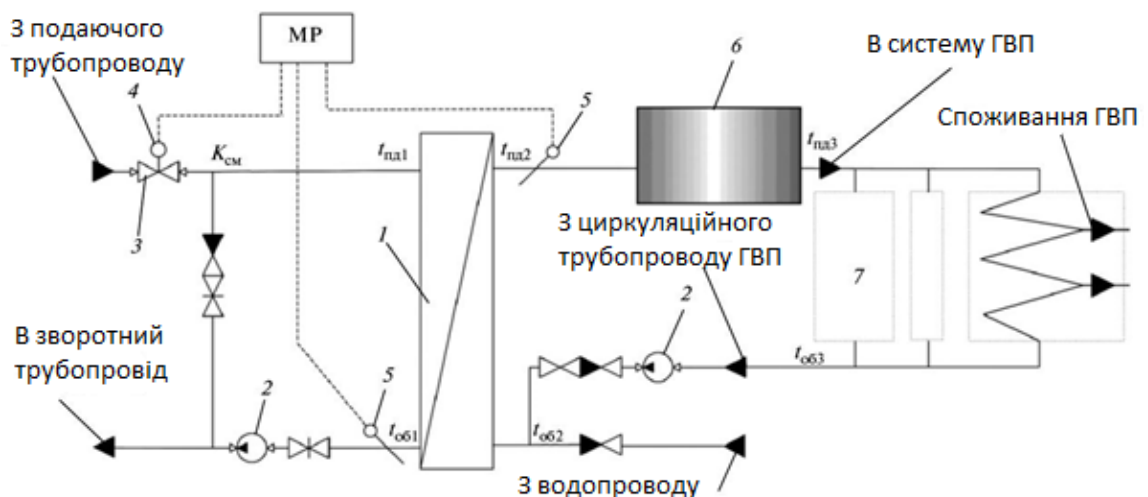


Рисунок 3.3 – Структура технологічної схеми теплообмінної системи:

- 1 – теплообмінник; 2 – насоси для циркуляції; 3 – клапан для регулювання;
- 4 – виконавчий механізм (ВМ);
- 5 – температурні датчики та мікропроцесорний регулятор;
- 6 – накопичувальний бак; 7 – стояк; ГВП – гаряче водопостачання

Відповідно до джерела [83] дана модель має нелінійні властивості. Ця нелінійність обумовлена такими факторами:

- наявністю електроприводу для регулюючого клапана 3;
- нелінійними властивостями змішування води в клапані 5;

- запізненням по каналах впливів керування;
- протікання води в трубопроводі вторинного контуру для двоконтурного котла.

Варто зазначити, що для двоконтурного піролізного котла на теплові процеси у первинному контурі (контурі опалення) істотно впливають хаотичні процеси у вторинному контурі (контурі водопостачання), який має велику кількість відгалужень стояків та їх різну віддаленість від теплообмінника.

Оскільки у вискоефективних системах з теплообмінними апаратами запас нагрітої води є обмеженим, то при збільшенні або зменшенні її споживання важливим завданням є збільшення швидкодії системи керування. Іншим істотним фактором теплообмінній системі котла є необхідність періодичної подачі холодної води у вторинний контур для компенсації витрати теплоносія.

Нелінійну математичну модель теплообмінної системи можна навести у просторі змінних станів так [82]:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dK_{cm}(\tau)}{d\tau} = [k_{max} - K_{cm}(\tau)] \cdot \frac{k_h}{T_{np}} \cdot u(\tau); \\ \frac{dt_{nd1}(\tau)}{d\tau} = \frac{[t_1 - t_{ob1}(\tau)] \cdot K_{cm}(\tau) + t_{ob1}(\tau) - t_{nd1}(\tau)}{T_{cm}}; \\ \frac{dt_{nd2}(\tau)}{d\tau} = \frac{k_T \cdot t_{nd1}(\tau) + (1 - k_T)t_{ob2}(\tau) - t_{nd2}(\tau)}{T_T}; \\ \frac{dt_{ob1}(\tau)}{d\tau} = \frac{k_T \cdot t_{ob2}(\tau) + (1 - k_T)t_{nd1}(\tau) - t_{ob1}(\tau)}{T_T}; \\ \frac{dt_{nd3}(\tau)}{d\tau} = \frac{t_{nd2}(\tau) - t_{nd1}(\tau)}{T_{ok}}; \\ \frac{dt_{ob2}(\tau)}{d\tau} = \frac{(1 - k_{x.v.}) \cdot (1 - k_{ocm}) \cdot t_{nd3}(\tau) + (1 - k_{x.v.}) \cdot k_{ocm} \cdot t_{kom.} + k_{x.v.} \cdot t_{x.v.}(\tau) - t_{ob2}(\tau)}{T_{x.v.}}. \end{array} \right. \quad (3.3)$$

де τ – поточний час;

$u(t)$ – задаючий вплив електроприводного клапана;

K_{cm} – коефіцієнт змішування теплоносія;

k_{max} , k_h – коефіцієнти нелінійності залежності змішування;

k_T – коефіцієнт ефективності теплообмінника;
 $k_{x.в.}$ – коефіцієнт впливу температури холодної води на температуру води у контурі опалення котла;
 $k_{ост}$ – коефіцієнт охолодження теплоносія у контурі опалення котла;
 $T_{пр}$ – час ходу приводу виконвчого механізму від 0% до 100%;
 $T_{см}$ – стала часу зміщування електроприводного клапана;
 T_T – стала часу в теплообміннику;
 $T_{бк}$ – стала часу в баці;
 $T_{хв}$ – стала часу у вузлі постачання холодної води;
 T_1 – температура води магістральної мережі;
 $t_{нд1}, t_{об1}$ – температура води на вході і зворотної води на виході зовнішнього контуру теплообмінної системи відповідно;
 $t_{нд2}, t_{об2}$ – температура води на вході і зворотної води на виході внутрішнього контуру теплообмінної системи відповідно;
 $t_{нд3}$ – температура води, що надходить з виходу проміжного зберігання;
 $t_{ком}$ – температура довкілля;
 $t_{x.в.}$ – температура холодної води, що надходить із системи водопостачання.

3.5 Спрощена математична модель теплообмінної системи

У роботі [82] для теплообмінної системи з піролізним котлом була запропонована спрощена неленійна математична модель у вигляді системи диференціальних рівнянь у Формі Коші (3.4).

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dt_{нд1}(\tau)}{d\tau} = \frac{Q_p \cdot t_p + t_{ком} \cdot (1 - Q) - t_{нд1}(\tau)}{T_{назр}}; \\ \frac{dt_{нд2}(\tau)}{d\tau} = \frac{k_T \cdot t_{нд1}(\tau) + (1 - k_T) \cdot t_{об2}(\tau) - t_{нд2}(\tau)}{T_T}; \\ \frac{dt_{об}(\tau)}{d\tau} = \frac{(1 - k_{x.в.}) \cdot (1 - k_{ост}) \cdot t_{нд3}(\tau) + (1 - k_{x.в.}) \cdot k_{ост} \cdot t_{ком} + k_{x.в.} \cdot t_{x.в.}(\tau) - t_{об}(\tau)}{T_{x.в.}}; \\ \frac{dt_{нд3}(\tau)}{d\tau} = \frac{t_{нд2}(\tau) - t_{нд3}(\tau)}{T_{бк}} \end{array} \right. \quad (3.4)$$

де τ – поточний час;

k_T – коефіцієнт ефективності теплообмінника;

$k_{x.v.}$ – коефіцієнт впливу температури холодної води на температуру води у контурі опалення котла;

$k_{ост}$ – коефіцієнт охолодження теплоносія у контурі опалення котла;

Q_p – відносний повітряний потік, що використовують для генерації піролізних газів в газогенеруючій камері;

$t_{т.в.}$ – теоретично максимально можлива температура води біля поверхні її нагрівання;

T_T – стала часу в теплообміннику;

$T_{бк}$ – стала часу в баці;

$T_{x.v.}$ – стала часу у вузлі постачання холодної води;

$t_{пд1}$ – температура води на вході до теплообмінної системи;

$t_{пд2}$, $t_{об2}$ – температура води на вході і зворотної води на виході внутрішнього контуру теплообмінної системи відповідно;

$t_{пд3}$ – температура води, що надходить з виходу проміжного зберігання;

$t_{ком}$ – температура довкілля;

$t_{x.v.}$ – температура холодної води, що надходить із системи водопостачання.

Саме спрощена математична модель буде використана для подальшого моделювання системи керування у програмному середовищі MatLab. Ця математична модель була побудована, виходячи із системи диференціальних рівнянь (3.3) теплообмінної системи.

Як стверджують у роботі [81], така спрощена математична модель є перевіреною і навіть декілька разів досліджувалася. Результати досліджень виявили, що модель поведінки температури, описана в (3.4), співпадає з тепловими процесами справжньої теплообмінної системи. В цій моделі більшість елементів була наведена звичайними інерційними ланками. Це дає

підстави взяти систему диференціальних рівнянь (3.4) для моделювання теплових процесів піролізного котла з урахуванням адаптування прототипу теплообмінної системи.

При отриманні спрощеної моделі (3.4) були зроблені такі припущення [82]:

1) температуру подачі води піролізного котла T_{in} являє собою адитивну величину, яка залежить від повітряного потоку до камер котла (газогенераційної камери та камери згорання) і від температури повітря приміщення, що опалюється.

$$T_{in} = Q \cdot t_{m.s.} + t_{ком} \cdot (1 - Q), \quad (3.5)$$

де Q – сумарний повітряний потік, що використовують як для генерації піролізних газів в газогенеруючій камері Q_p , так і для спалювання піролізного газу в камері згорання Q_a . Оскільки повітряний потік Q_p впливає на кількість згенерованого піролізного газу в газогенеруючій камері, а від кількості газу в камері згорання залежить необхідний потік повітря до неї Q_a , то їх співвідношення регулюється так, щоб досягалася максимально можлива потужність котла. Така максимальна потужність котла досягається, якщо повітряний потік, спрямований до камери згорання в 10 разів більший за потік до газогенераційної камери, тобто $Q_a = 10 \times Q_p$. При такому співвідношенні повітряних потоків досягається оптимальне горіння. Якщо повітряний потік до камери згорання менший за $10Q_p$, то частина піролізного газу залишиться не зпаленою, що призведе до утворення смоли та кіптяви в димарі. В протилежному випадку ($Q_a > 10 \times Q_p$) відбудеться втрата теплової енергії в довкілля разом із зайвим повітрям, що значно знижуватиме ККД піролізного котла;

$t_{т.в.}$ – теоретично максимально можлива температура води біля поверхні її нагрівання;

$t_{\text{ком}}$ – кімнатна температура (температура повітря приміщення, що опалюється).

Як стверджують у роботі [82], при моделюванні системи із припущенням (3.5) була отримана температура на виході опалювальної системи, яка може відповідати дійсності. Проте автори цієї роботи визнають, що експериментальних досліджень не проводили з міркувань безпеки, оскільки при нагріванні води до максимально можливої температури може вибухнути котел;

2) оскільки передача тепла в теплообміннику відбувається достатньо повільно, то в моделі можна не враховувати температуру зворотної води котла;

3) в другому рівнянні системи диференціальних рівнянь (3.3) можна знехтувати коефіцієнтом змішування, оскільки підмішування гарячої води в холодну у первинному контурі не відбувається;

4) замість температура води на вході до теплообмінної системи $t_{\text{вдл}}(\tau)$ можна узяти температуру подачі котла;

5) враховуючи вище наведені міркування, перше рівняння спрощеної математичної моделі (3.4) можна записати у вигляді:

$$\frac{dt_{\text{вдл}}(\tau)}{d\tau} = \frac{T_{\text{in}} - t_{\text{вдл}}(\tau)}{T_{\text{нагр}}}, \quad (3.6)$$

де $T_{\text{нагр}}$ – стала часу нагрівання піролізного котла.

Враховуючи наведені припущення, можна зробити висновок про недоцільність використання виконавчого механізму і клапана в первинному контурі котла.

Наявність лише одного стояка також спрощує систему диференціальних рівнянь.

Структура технологічної схеми спрощеної теплообмінної системи з піролізним котлом наведена на рисунку 3.4.

Піролізний котел, наведений на рисунку 3.3, має водяну сорочку, в якій постійно циркулює вода. В камері згорання вода нагрівається і потрапляє в теплообмінник, в якому тепло нагрітої води передається в другий контур. Вода першого контуру охолоджується і повертається знову у піролізний котел. Оскільки теплообмінник є інерційним, то можна вважати, що температура подачі води приблизно дорівнює температурі зворотної води.

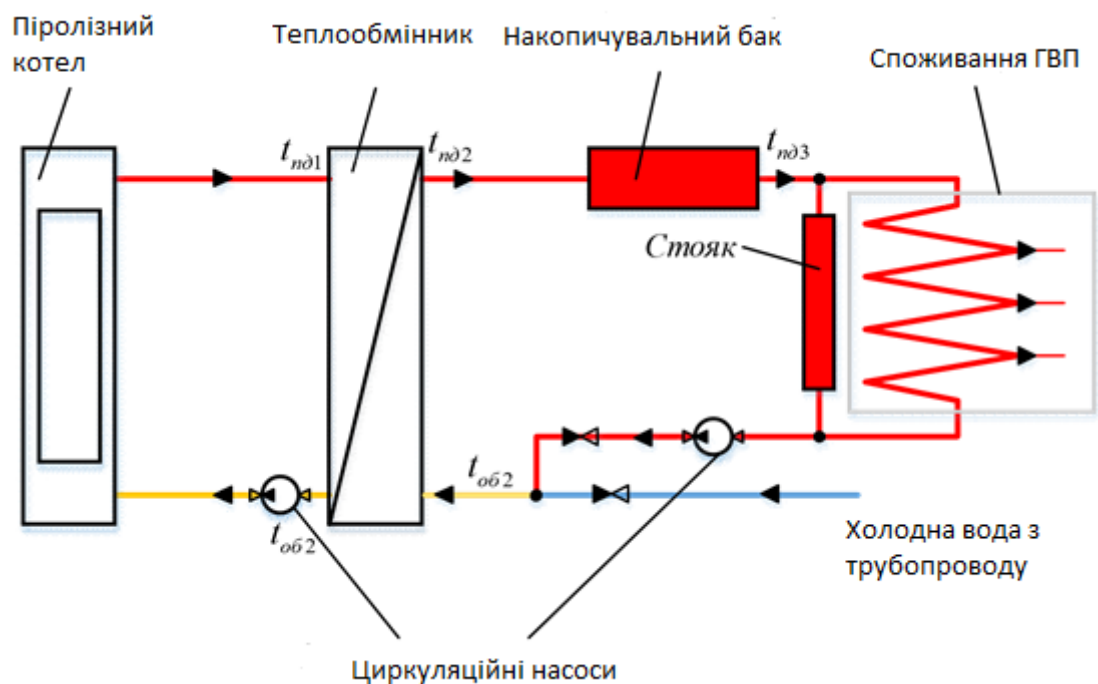


Рисунок 3.4 – Технологічна схема спрощеної теплообмінної системи з піролізним котлом [82]

Вода з другого контуру потрапляє в накопичувальний бак. Накопичувальний бак виконує такі функції:

- підтримує тиск у системі при відключенні насосу;
- захищає систему від гідравлічного удару при перепаді напруги або при потраплянні в трубопровід повітря;
- зберігає певну кількість запасної води під тиском. Такий запас води дозволяє не вмикати насос при малому водоспоживанні. Зазвичай об'єму

гарячої води, що знаходиться у накопичувальному баку, є достатньо для короткочасної її витрати. Отже насос працює з відпочинком, зменшує його знос.

Далі гаряча вода потрапляє в стояк. Спрощена модель узята для випадку, якщо в теплообмінній системі використовують лише один стояк. Зі стояка гаряча вода потрапляє до споживача. Якщо не відбувається споживання гарячої і холодної води з системи водопостачання, то циркуляційний насос циркулює воду через стояк. Для запобігання потрапляння холодної води до гарячої води і навпаки використовують прохідні клапани.

При витраті гарячої води, нагріта вода з теплообмінника потрапляє до системи постачання гарячої води (ГВП), що зменшує тиск в системі ГПВ. Під дією меншого тиску відкривається клапан холодної води, і холодна вода з системи водопостачання заповнює теплообмінник, в якому вона нагрівається і спрямовується до резервуару. З резервуару вода потрапляє до систем опалення та гарячого водопостачання.

3.6 Імітаційне моделювання теплообмінної системи

Імітаційне моделювання теплообмінної системи на основі піролізного котла здійснювалося у середовищі MatLab Simulink. Вхідними даними для моделювання була взята спрощена математична модель (3.4), що складається з 4 диференціальних рівнянь, записаних в формі Коші. Завдяки цьому для їх реалізації в середовищі MatLab Simulink були використані прості арифметичні вирази Simulink. Отже, диференціальні рівняння теплообмінної системи, наведені в Simulink, являють собою прості аперіодичні ланки. Модель описувала температурні параметри води в будь-якій точці теплообмінної системи.

Для відтворення передатних функцій блоків системи керування піролізним котлом застосовані інтегруючі ланки Transfer Fcn; для виведення графіків у вигляді осцилограм – блок Scope; блок Constant – для задання початкових параметрів. Моделювання здійснювалось з розрахунку

використання піролізного котла, потужністю 100 кВт, що використовується для опалення приміщення, площею 1000 м².

Перше рівняння системи (3.4) враховує теплові процеси, що відбуваються безпосередньо в піролізному котлі.

$$\frac{dt_{nd1}(\tau)}{d\tau} = \frac{Q_p \cdot t_p + t_{ком} \cdot (1 - Q) - t_{nd1}(\tau)}{T_{нагр}}, \quad (3.7)$$

де t_p – теоретично максимально можлива температура води біля поверхні її нагрівання. Вибираємо $t_p = 500^\circ\text{C}$;

$t_{ком}$ – температура доквілля. Приймаємо, що $t_{ком} = 25^\circ\text{C}$;

$T_{нагр}$ – стала часу нагрівання піролізного котла. Вибираємо $T_{нагр} = 300$ с.

Імітаційна модель піролізного котла, що відповідає диференціальному рівнянню (3.7) наведена на рисунку 3.5.

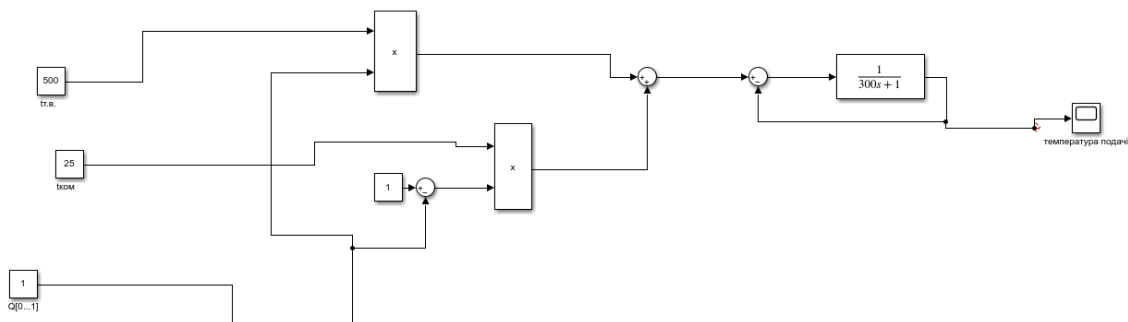


Рисунок 3.5 – Імітаційна модель піролізного котлу

Модель, наведену на рисунку 3.5, можна спростити до вигляду рисунка 3.6.

Розробимо імітаційну модель для другого рівняння системи (3.4).

$$\frac{dt_{nd2}(\tau)}{d\tau} = \frac{k_T \cdot t_{nd1}(\tau) + (1 - k_T) \cdot t_{об2}(\tau) - t_{nd2}(\tau)}{T_T}, \quad (3.8)$$

де k_T – коефіцієнт ефективності теплообмінника. Для бюджетного варіанту вибираємо k_T 0,85;

T_T – стала часу у теплообміннику. Вибираємо $T_T = 210$ с.

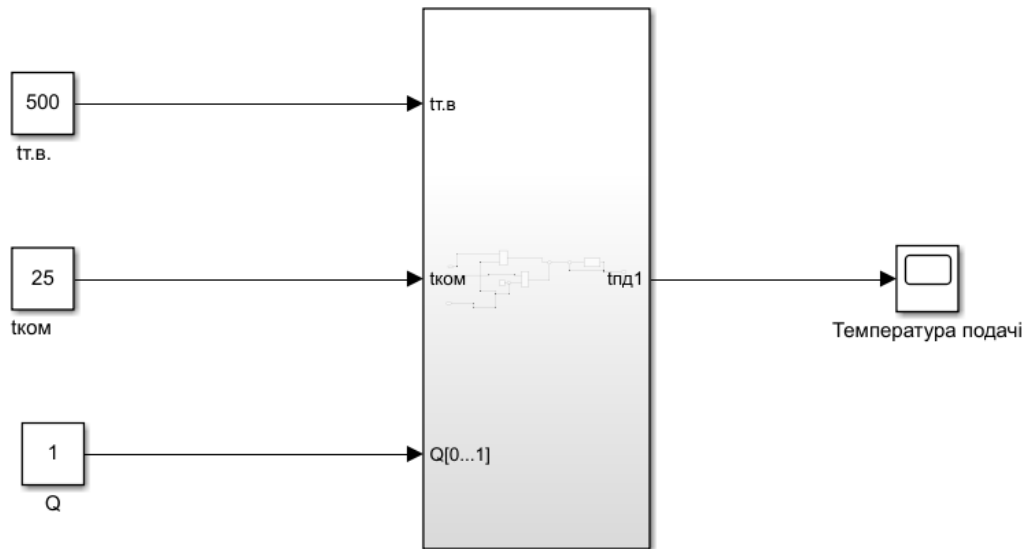


Рисунок 3.6 – Спрощена модель котла

Імітаційна модель теплообмінника, що відповідає диференціальному рівнянню (3.8), наведена на рисунку 3.7.

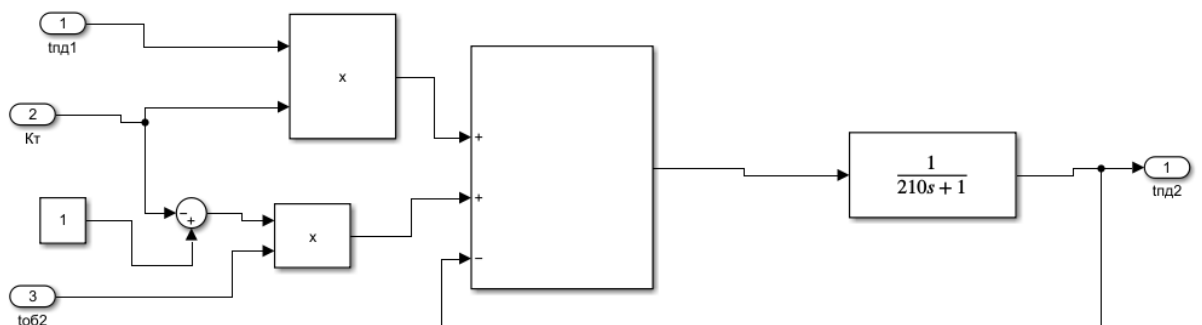


Рисунок 3.7 – Імітаційна модель теплообмінника

Модель, наведену на рисунку 3.7, можна спростити до вигляду рисунка 3.8.

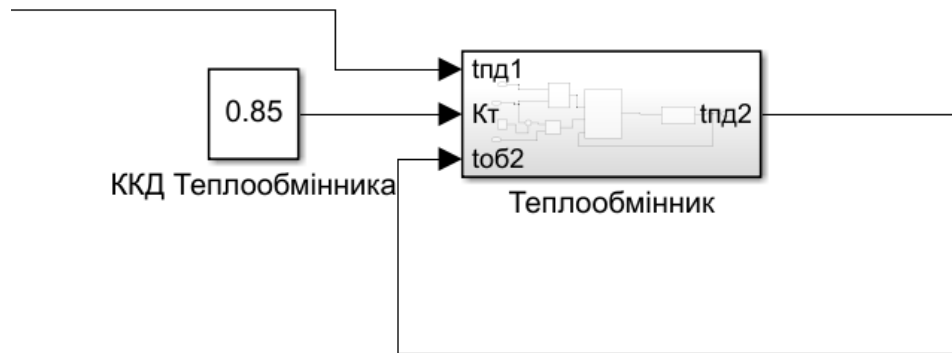


Рисунок 3.8 – Спрощена імітаційна модель теплообмінника

Третє диференційне рівняння системи (3.4) описує теплообмінні процеси в системі опалення та в системі гарячого водопостачання.

$$\frac{dt_{об}(\tau)}{d\tau} = \frac{(1-k_{х.в.}) \cdot (1-k_{ост}) \cdot t_{поз}(\tau) + (1-k_{х.в.}) \cdot k_{ост} \cdot t_{ком} + k_{х.в.} \cdot t_{х.в.}(\tau) - t_{об2}(\tau)}{T_{х.в.}}, \quad (3.9)$$

де $k_{х.в.}$ – коефіцієнт впливу температури холодної води на температуру води у контурі опалення котла. Будемо вважати, що вплив незначний і $k_{х.в.} = 0,05$;

$k_{ост}$ – коефіцієнт охолодження теплоносія у контурі опалення котла. Виберемо $k_{ост} = 0,1$;

$t_{х.в.}$ – температура холодної води, що надходить із системи водопостачання. Будемо вважати, що температура холодної воді дорівнює кімнатній температурі, тобто $t_{х.в.} = t_{ком} = 25^{\circ}\text{C}$;

$T_{х.в.}$ – стала часу у вузлі постачання холодної води. Нехай $T_{х.в.} = 10$ с.

Імітаційна модель системи опалення та гарячого водопостачання, що відповідає диференціальному рівнянню (3.9) наведена на рисунку 3.9.

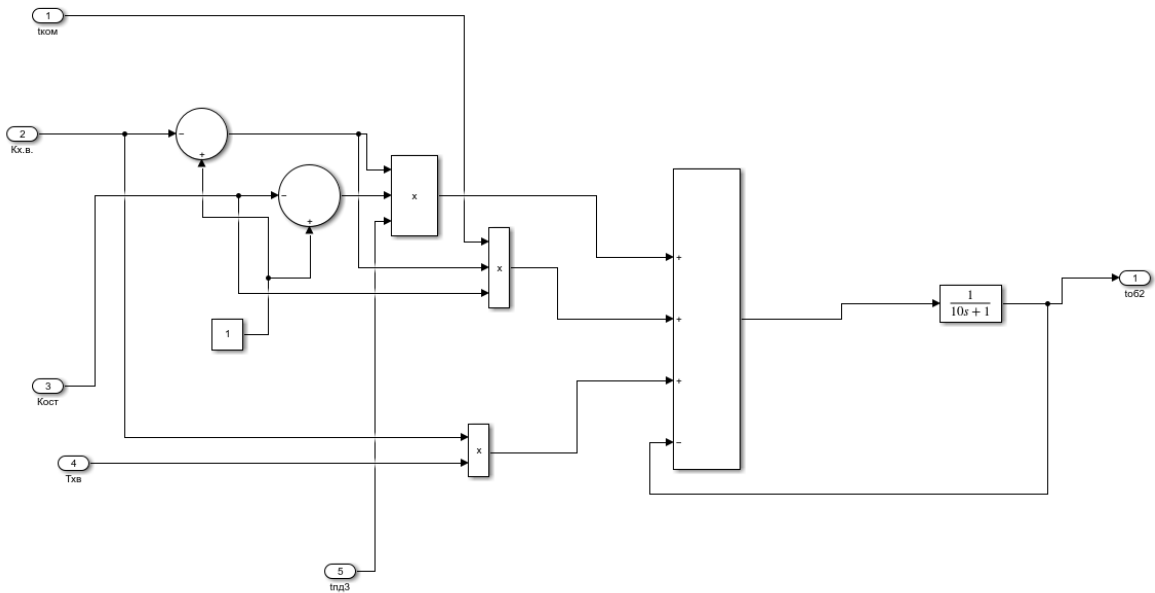


Рисунок 3.9 – Імітаційна модель системи опалення та гарячого водопостачання

Модель, наведену на рисунку 3.9, можна спростити до вигляду рисунка 3.10.

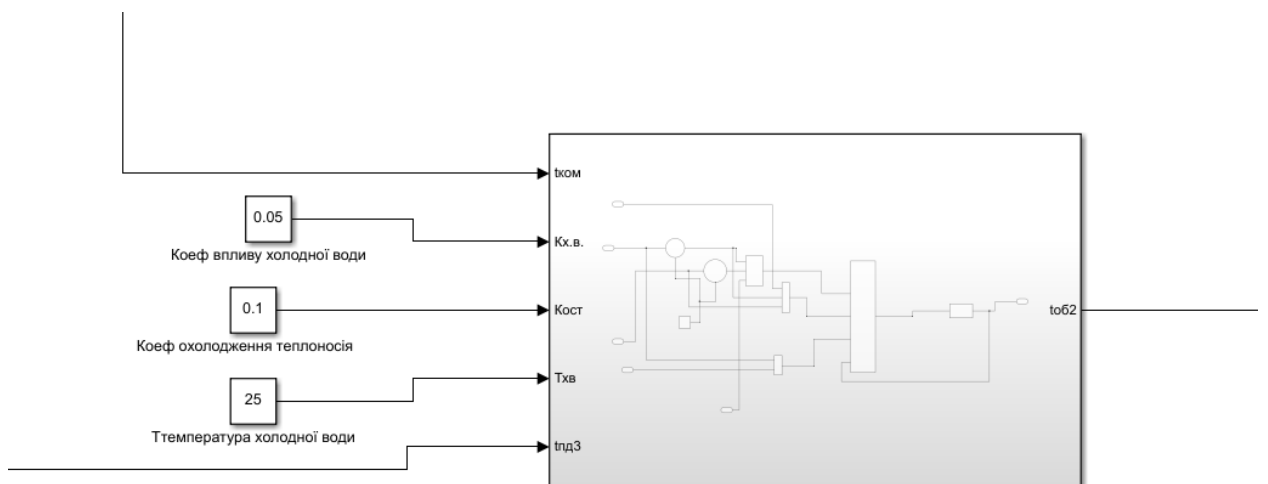


Рисунок 3.10 – Спрощена імітаційна модель системи опалення та гарячого водопостачання

Четверте диференційне рівняння системи (3.4) описує теплообмінні процеси у накопичуваному баці.

$$\frac{dt_{nd3}(\tau)}{d\tau} = \frac{t_{nd2}(\tau) - t_{nd3}(\tau)}{T_{\text{бк}}}, \quad (3.10)$$

де $T_{\text{бк}}$ – стала часу в баці. Прийmemo $T_{\text{бк}} = 40$ с.

На виході передавальної функції необхідно додати суматор з температурою холодної води для того, щоб нагрівання холодної води не починалося від 0 °С, що не відповідає дійсності.

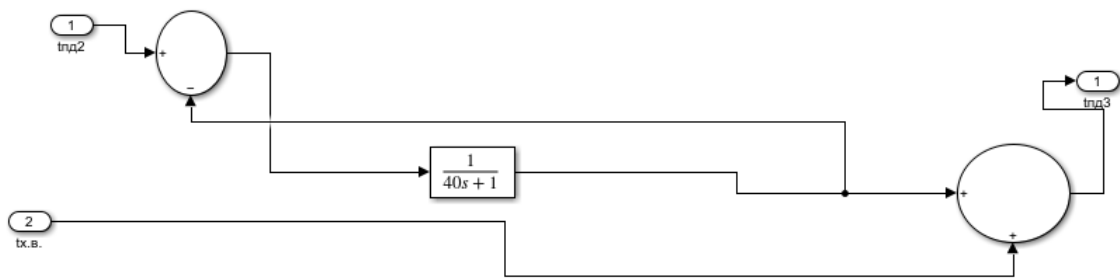


Рисунок 3.11 – Імітаційна модель накопичувального бака

Для створення загальної моделі системи теплообміну з піролізним котлом були з'єднані ланки передачі лініями зв'язку (рис. 3.12).

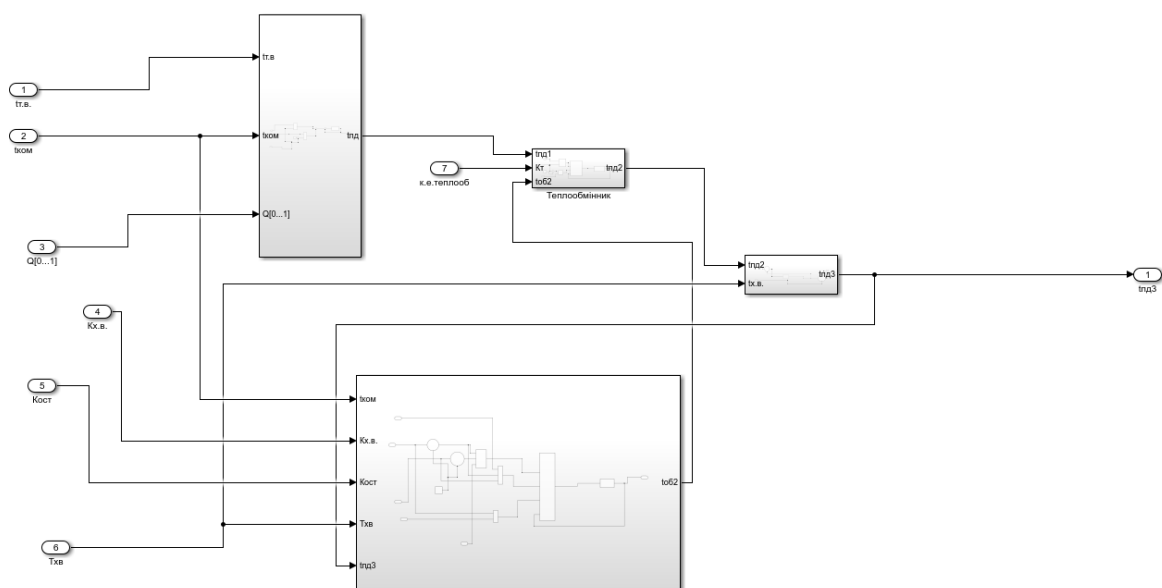


Рисунок 3.12 – Загальна модель теплообмінної системи

Для зручності і наочності наведення теплообмінної системи модель рисунка 3.12 за допомогою блоку підсистеми Subsystem була згорнута до рисунку 3.13.

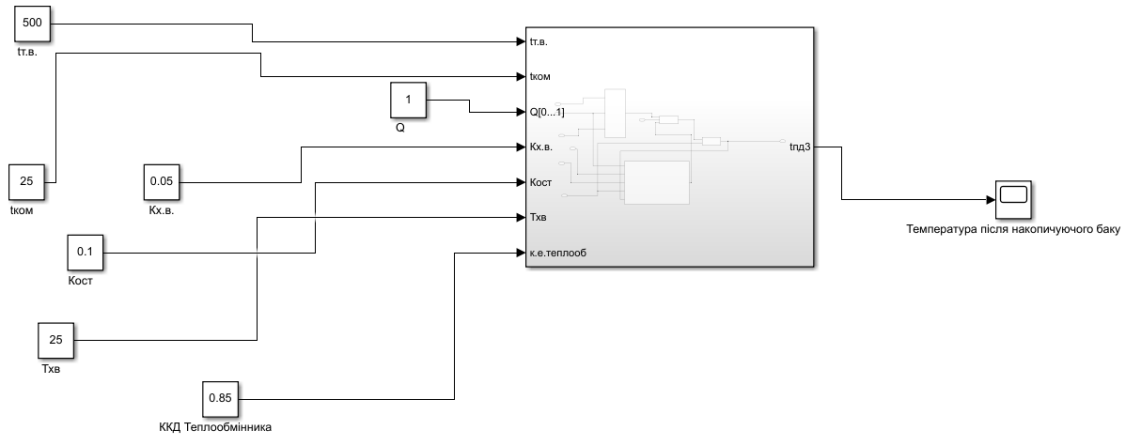


Рисунок 3.13 – Спрощена імітаційна модель теплообмінної системи

У цій моделі регулювання температури на виході з накопичувального бака та в будь-якій точці системи здійснюється за рахунок зміни відносного потоку повітря:

$$Q = Q_p + Q_a, \quad (3.11)$$

де Q_p – повітряний потік, що використовують для генерації піролізних газів в газогенеруючій камері;

Q_a – повітряний потік, що використовують для спалювання піролізного газу в камері згорання Q_a .

Найбільшої температури можна досягти, якщо $Q_a = 10 \times Q_p$. При відхиленні від цього співвідношення температура зменшується.

При синтезі регулятора АСУ і перевірці адекватності моделі контрольованим параметром є відносна подача повітря, неконтрольованими параметрами є різні коефіцієнти системи, такі як коефіцієнт впливу

температури холодної води на температуру води у контурі опалення котла $k_{x,v}$, який збільшується при споживанні гарячої води.

Для нагнітання повітряного потоку в піролізний котел використаний вентилятор, що складається з асинхронного електродвигуна з перетворювачем частоти, сталими яких можна знехтувати, оскільки тривалість перехідних процесів в них незрівнянно менша за тривалість перехідних теплообмінних процесів системи.

3.7 Дослідження режимів роботи теплообмінної системи піролізного котла

Система керування без регулятора температури

За допомогою середовища імітаційного моделювання MatLab Simulink досліджувався вплив таких параметрів як відносний потік повітря та витрата нагрітої води споживачем на температуру в баці. За рахунок зміни коефіцієнту впливу температури холодної води на температуру води у контурі опалення котла $k_{x,v}$ досліджувався її вплив на теплообмінну систему при досягненні сталої температури. Це завдання було виконано за допомогою функціонального блоку Step середовища MatLab Simulink. $k_{x,v}$ змінювали від 0,05 до 5.

На рисунку 3.14 наведені експериментально отримані характеристики зміни температури.

Верхній графік ($Q=1$) відповідає оптимальному співвідношенню потоків $Q_a = 10 \times Q_p$. При відхиленні від цього співвідношення навіть на 20% ($Q=0,8$) температура зменшується від 78 °C до 69 °C. Відхилення від оптимального співвідношення на 40% ($Q=0,6$) зменшує температуру нагрітої води на 30%. З графіків видно, що система є інерційною і характеризується значним запізненням, яке складає приблизно 20 хвилин. Отже, таку систему можна описати аперіодичною функцією другого порядку із запізненням.

Зменшувати співвідношення потоків Q нижче позначки 0,5 не рекомендують, оскільки при недостатній кількості повітря в камері згорання

піролізний газ не буде повністю згорати і буде залишатися в котлі у вигляді сажі та смоли в димарі. Також з графіка рис. 3.10 видно, що при $Q=0,6$ вдалося нагріти воду до температури $55\text{ }^{\circ}\text{C}$. За вимогами до піролізних котлів температура зворотної води повинна бути не меншою за $50\text{ }^{\circ}\text{C}$. Отже необхідно, щоб співвідношення потоків Q було не нижче $0,6$ від номінального значення.

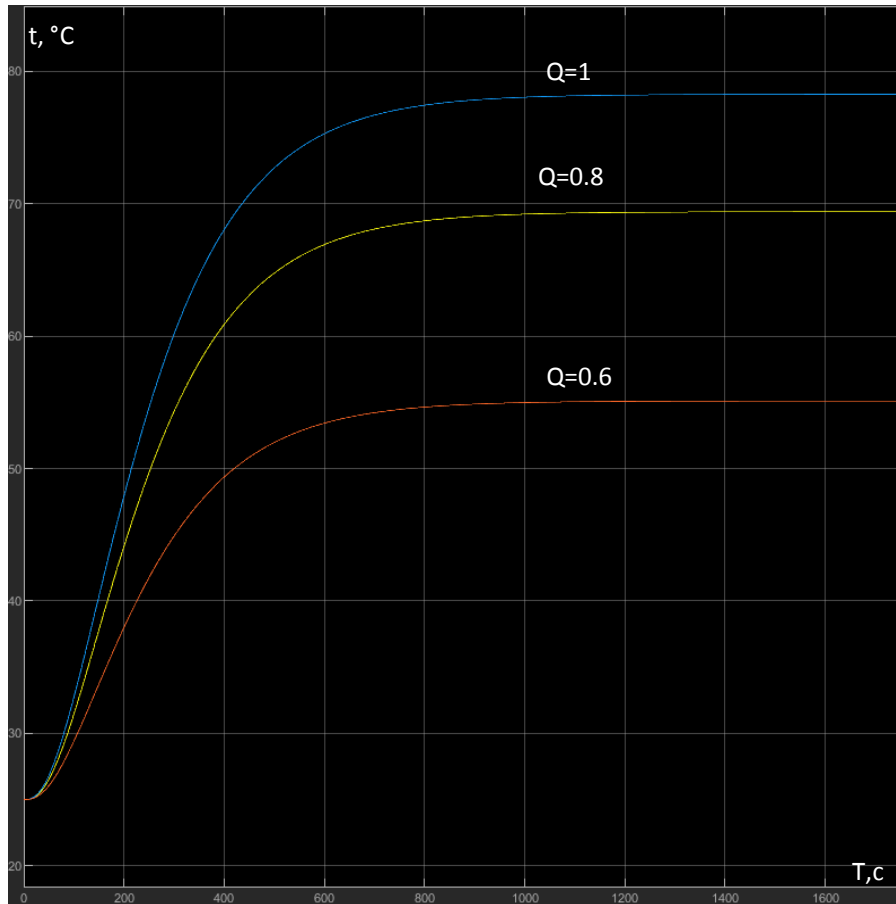


Рисунок 3.14 – Часова залежності температури нагрітої води при різних відносних повітряних потоків Q

Система керування з ПД - регулятором температури

Аналіз графіка 3.14 виявив, що перехідний процес триває 20 хвилин, що є занадто великим. Зменшити запізнення пропонується за рахунок використання ПД-регулятора. Для початку розрахуємо параметри ПД-регулятора. Спочатку спростимо математичну модель (3.4) теплообмінної системи до однієї передатної функції, використовуючи результати

модельовання рис. 3.14. Для цього графічним методом (за кривою розгону рис 3.14) визначемо передатну функцію теплообмінної системи та розрахуємо параметри ПІД-регулятора.

В результаті аналізу графіка рис. 3.14 було визначено, що теплообмінну систему з піролізним котлом можна описати аперіодичною функцією другого порядку із запізненням, яка має s-подібну форму. Передатну функцію системи можна навести у вигляді послідовно з'єднаних аперіодичної ланки та ланки із затримкою, тобто у вигляді

$$W_0(s) = \frac{k}{Ts+1} \cdot e^{-\tau s}, \quad (3.12)$$

де T – стала часу,
 k – передатний коефіцієнт,
 τ – запізнення.

Визначимо параметри такої функції. Для цього використаємо метод Зіглера Нікольса [84]. Визначати параметри передавальної функції будемо для випадку номінальній подачі повітря при $Q = 1$.

Графічне визначення параметрів спрощеної передавальної функції показано на рисунку 3.15.

З графіку видно, що $k = 53$ °С, $T = 392$ с, $\tau = 48$ с, $\tau_1 = 16$ с, $\tau_2 = 32$ с.

Враховуючи, що на рис. 3.14 передатна функція системи має s-подібну форму, формулу (3.12) можна записати у такому вигляді:

$$W_0(s) = \frac{k \cdot e^{-\tau_1 s}}{(T_{0i} s + 1)^n}, \quad (3.13)$$

де T_{0i} – стала часу;
 n – порядок моделі.

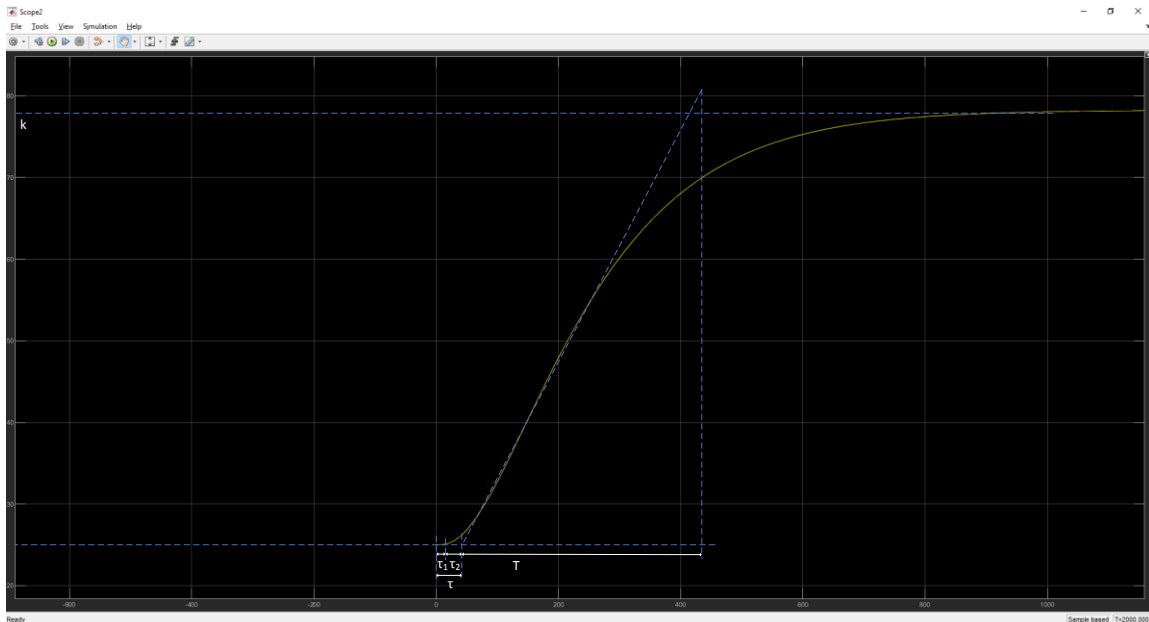


Рисунок 3.15 – Графічне визначення параметрів передавальної функції теплопередавальної системи

З графіку видно, що $k = 53 \text{ } ^\circ\text{C}$, $T = 392 \text{ с}$, $\tau = 48 \text{ с}$, $\tau_1 = 16 \text{ с}$, $\tau_2 = 32 \text{ с}$, T_{0i} та n можна визначити за експериментальними параметрами T_0 і τ_2 , наведеними у таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 – Експериментально отримані параметри [82]

n	$\frac{\tau_2}{T_0}$	$\frac{T_0}{T_{0i}}$	$\frac{\tau_2}{T_{0i}}$	n	$\frac{\tau_2}{T_0}$	$\frac{T_0}{T_{0i}}$	$\frac{\tau_2}{T_{0i}}$
1	0,000	1,00	0,00	7	0,595	6,22	3,70
2	0,107	2,72	0,29	8	0,673	6,71	4,52
3	0,222	3,69	0,82	9	0,745	7,16	5,34
4	0,323	4,46	1,44	10	0,816	7,59	6,20
5	0,420	5,12	2,15	11	0,871	7,99	7,04
6	0,518	5,69	2,95	12	0,942	8,38	7,90

$$\frac{\tau_2}{T_0} = \frac{32}{392} = 0,0816.$$

Порівнюючи результати розрахунку та табличні дані можна прийти до висновку, що передатна функція має 2 порядок ($n=2$).

Розрахуємо сталу часу T_{0i} :

$$T_{0i} = \frac{T_0}{2,72} = \frac{392}{2,72} = 144,117;$$

$$T_{0i} = \frac{\tau_2}{0,29} = \frac{36}{0,29} = 110,344.$$

Визначимо середнє значення сталої часу:

$$T_{0icp} = 127,231.$$

Підставимо визначені коефіцієнти до передатної функції (3.11):

$$W_0(s) = \frac{k \cdot e^{-\tau_1 s}}{(T_{0i} s + 1)^n} = \frac{53 \cdot e^{-16s}}{(127,231s + 1)^2}. \quad (3.14)$$

З урахуванням, того що для малих показників експоненти $e^{-s\tau_1} = 1 - s\tau_1 = 1 - 16 \cdot s$ вираз (3.14) набуде вигляду:

$$W_0(s) = \frac{53 \cdot e^{-16s}}{(127,231s + 1)^2} = \frac{53 \cdot (1 - 16 \cdot s)}{127,231^2 \cdot s^2 + 2 \cdot 127,231 \cdot s + 1}. \quad (3.15)$$

Використовуючи метод Зіглера – Нікольса визначимо коефіцієнт пропорційності ПД-регулятора [85]:

$$k_p = \frac{0,74 \cdot T_0}{k_0 \cdot \tau} = \frac{0,74 \cdot 392}{53 \cdot 48} = 0,1158; \quad (3.16)$$

$$T_i = 0,74 \cdot T_0 = 0,74 \cdot 398 = 294,52;$$

$$T_d = \tau_1 \cdot T_0 = 0,16 \cdot 398 = 63,68.$$

Розраховані параметри підставляємо в імітаційну модель ПД-регулятора (рисунок 3.16).

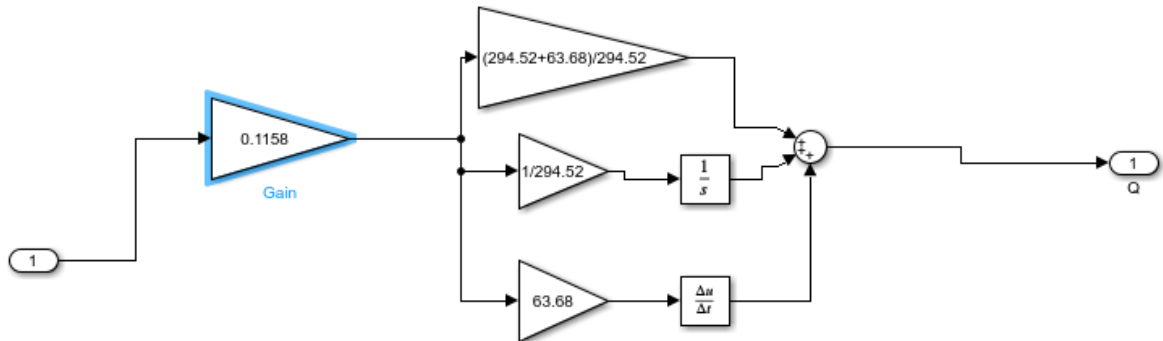


Рисунок 3.16 – Імітаційна модель ПД-регулятора

Відобразимо в MatLab Simulink розраховану модель теплообмінної системи з піролізним котлом (рисунок 3.17).

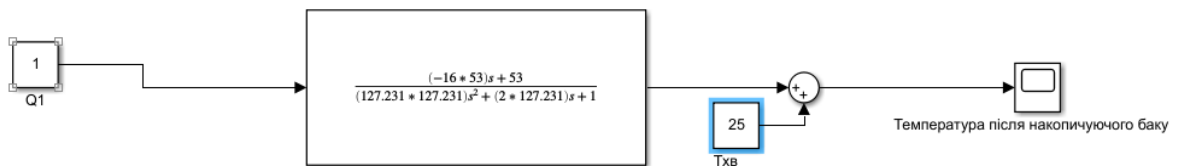


Рисунок 3.17 – Спрощена модель теплообмінної системи

Якщо порівняти передатні характеристики спрощеної моделі з використанням одного рівняння і повноцінної моделі з використанням чотирьох диференціальних рівнянь (рисунок 3.18), то можна побачити що графіки функцій обох моделей майже співпали. Це свідчить про адекватність спрощеної моделі по відношенню до повноцінної моделі.

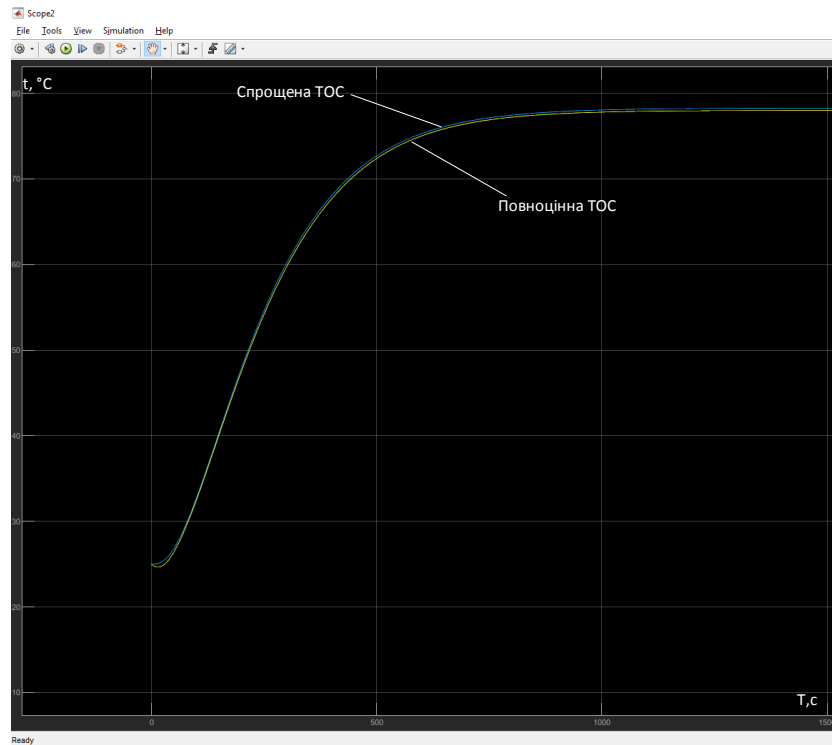


Рисунок 3.18 – Графік порівняння спрощеної та повноцінної передатних функцій

Додамо розрахований ПІД-регулятор (рис. 3.16) до системи спрощеної імітаційної моделі теплообмінної системи (рис. 3.13).

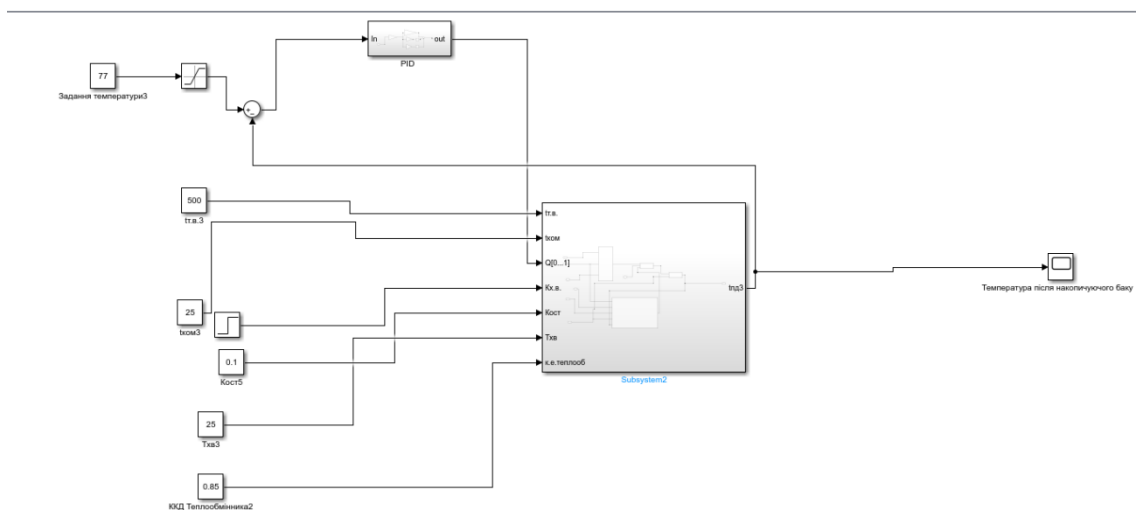


Рисунок 3.19 – Імітаційна модель піролізного котла з ПІД-регулятором

Промодельюємо теплообмінну систему з ПІД-регулятором при різних значеннях заданої температури (рис 3.20).

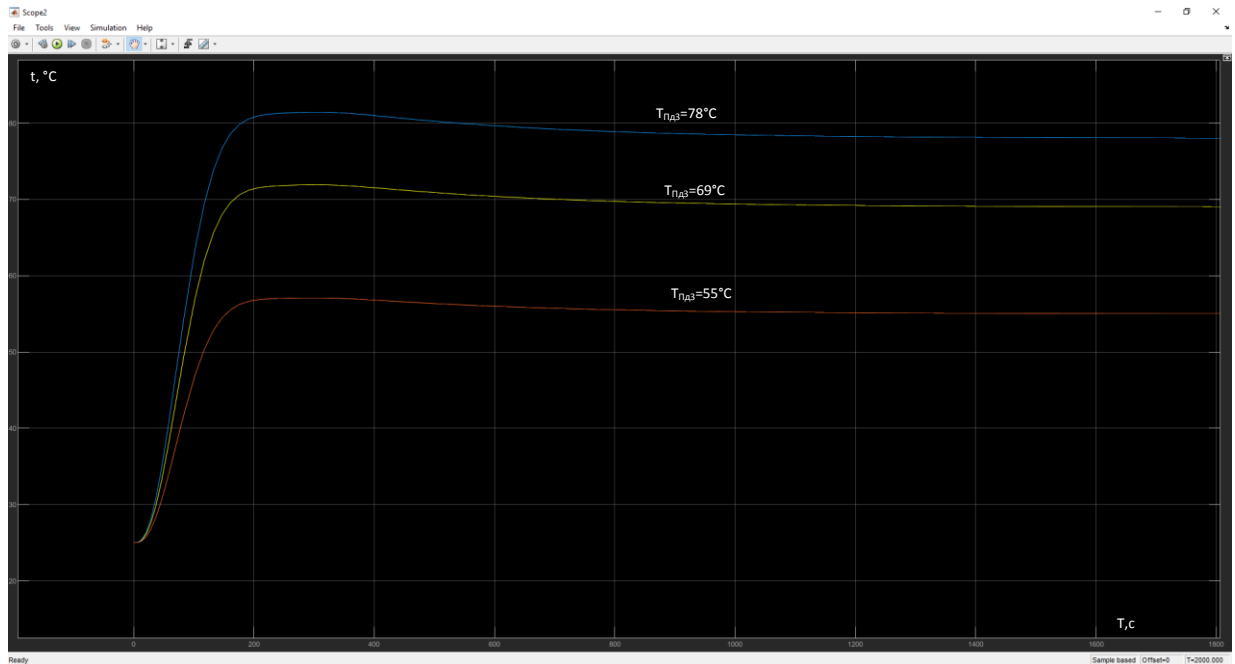


Рисунок 3.20 – Сімейство перехідних характеристики теплообмінної системи з ПІД-регулятором при різних значеннях заданої температури

З рисунку 3.20 видно, що температура задавалася в межах від 55 до 78 °С.

Порівняємо перехідні характеристики теплообмінної системи з ПІД-регулятором та без нього (рис. 3.21).

З рисунку 3.21 видно, що тривалість перехідного процесу у випадку використання ПІД-регулятора зменшилася майже більше ніж в 6 разів і становить 3 хвилини порівняно з 20 хвилинами без ПІД-регулятора.

Визначимо перерегулювання σ ПІД-регулятора за перехідною характеристикою, наведеною на рисунку 3.22.

$$\sigma = \frac{h_{\max} - h_{\text{уст}}}{h_{\text{уст}}} = \frac{82 - 78}{78} = 0,05128. \quad (3.17)$$

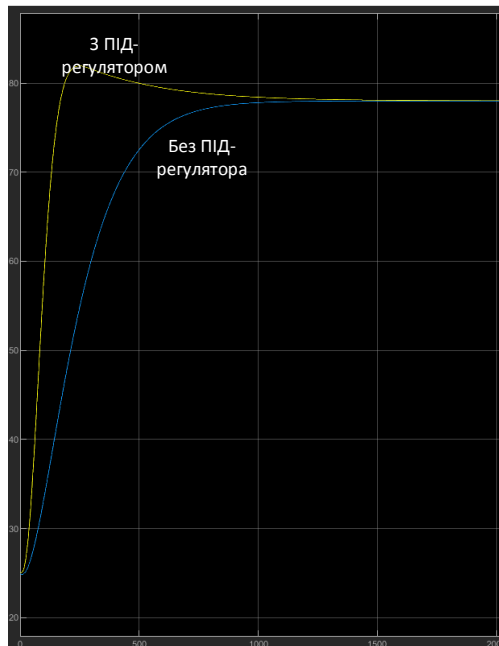


Рисунок 3.21 – Перехідні характеристики теплообмінної системи з ПІД-регулятором та без нього

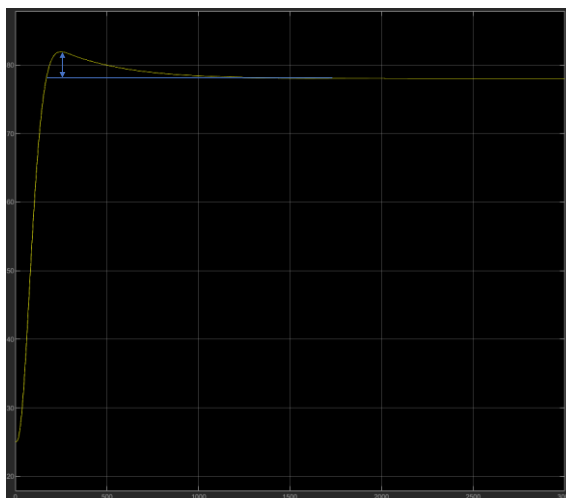


Рисунок 3.22 – Визначення перерегулювання ПІД-регулятора

Як видно з розрахунку (3.17) перерегулювання приблизно дорівнює 5%.

Перевіримо роботу систему з ПІД-регулятором у випадку змін температури холодної води, що надходить із системи водопостачання.

Додамо до отриманої схеми елемент, що буде створювати коливання, які будуть впливати на теплообмінну систему з піролізним котлом. Імітаційна модель такої системи наведена на рисунку 3.23.

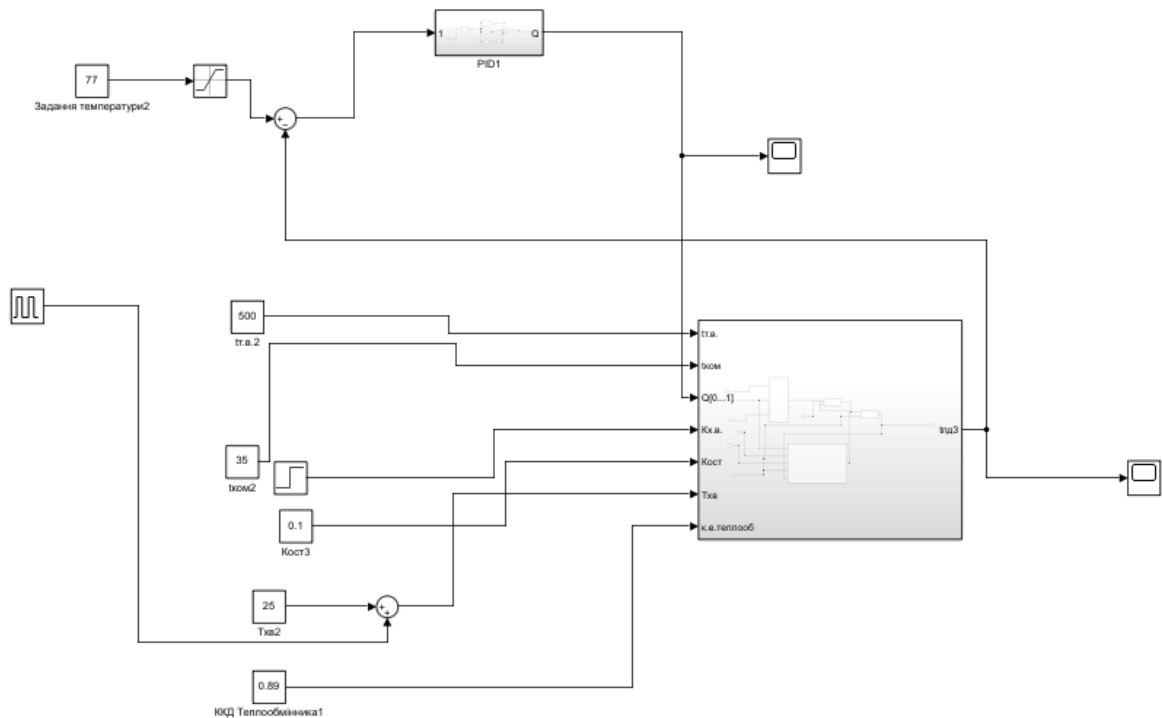


Рисунок 3.23 – Імітаційна модель теплообмінної системи із змінною температурою холодної води

В результаті імітаційного моделювання теплообмінної системи із ПІД-регулятором при змінній температурі холодної води, що надходить із системи водопостачання, була одержана залежність температури гарячої води у баці від часу (рис. 3.24).

Як видно з графіка рисунка 3.24, зміна температури холодної води, що надходить із системи водопостачання, на $1\text{ }^{\circ}\text{C}$ спричиняє коливання температури в баці (на виході теплопередавальної системи) на $1\text{ }^{\circ}\text{C}$. Щоб зменшити динамічну помилку регулювання ПІД-регулятора було запропоновано додати блок адаптивної системи функцією якого буде зменшення динамічної помилки регулювання.

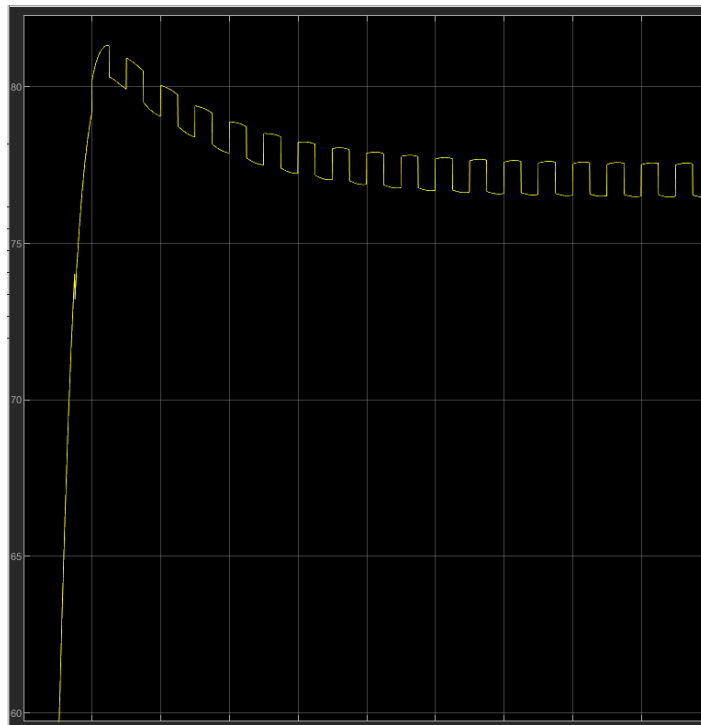


Рисунок 3.24 – Залежність температура води у баці від часу при змінній температурі холодної води теплообмінної системи з ПІД-регулятором

Адаптивна теплообмінна система з піролізним котлом

Для реалізації адаптивної системи в середовище моделювання MatLab Simulink пропонується використати блок MRAC (Model reference adaptive controller), структура якого наведена на рисунку 3.25. Блок адаптації складається з еталонної моделі, механізму регулювання та контролера.

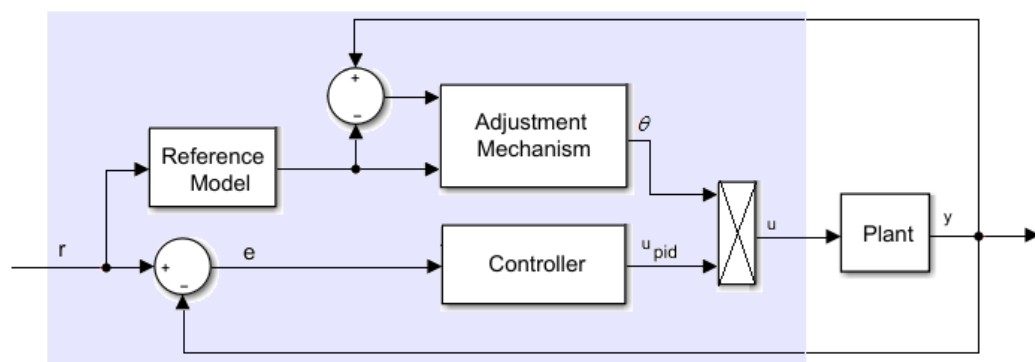


Рисунок 3.25 – Структура блоку адаптації MRAC в середовищі MatLab Simulink

Імітаційна модель адаптивної теплопередавальної системи з піролізним котлом наведена на рисунку 3.26.

Для адаптивної системи керування піролізним котлом була одержана залежність температури гарячої води у баці від часу при змінній температурі холодної води, що надходить із системи водопостачання (рис. 3.27).

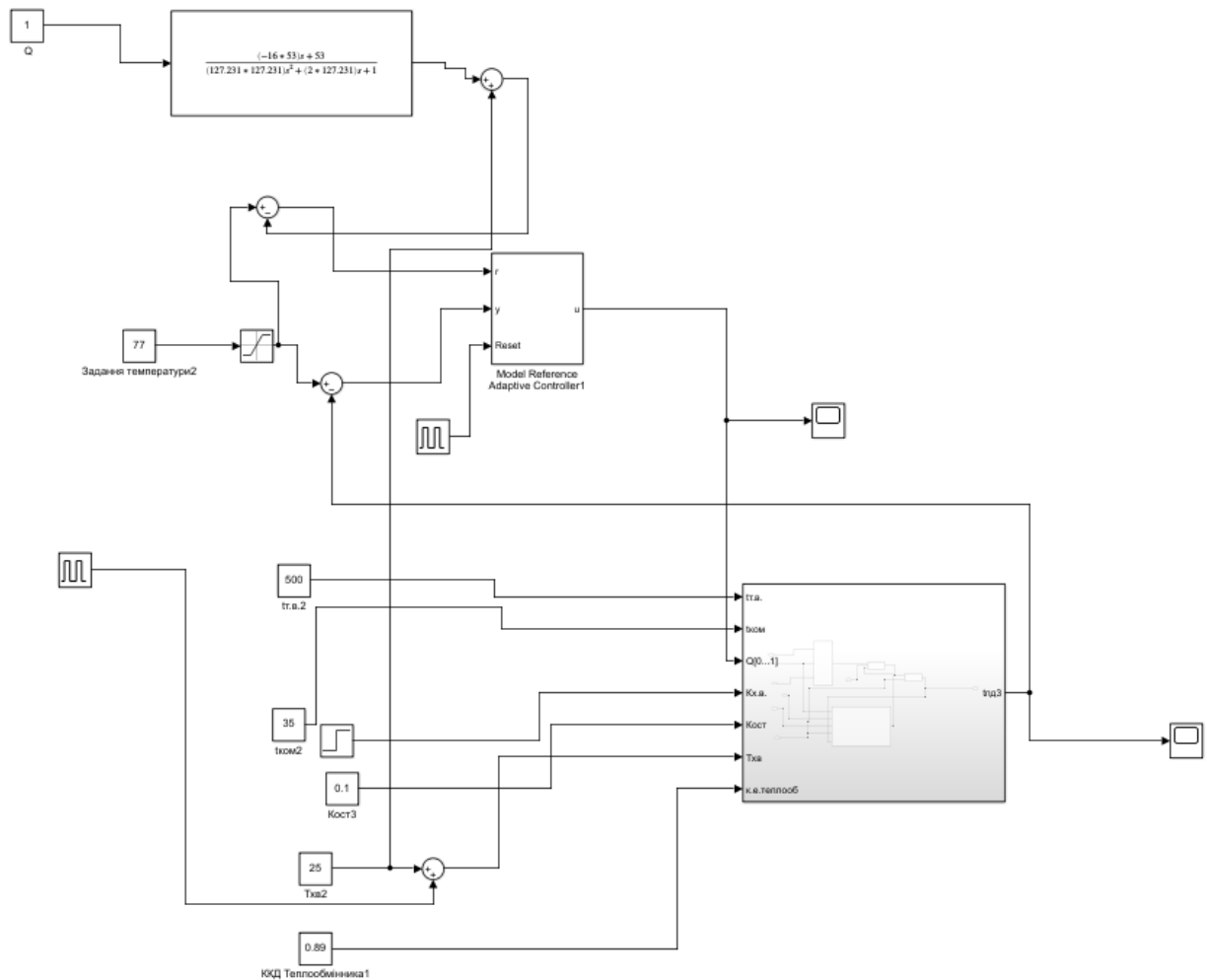


Рисунок 3.26 – Імітаційна модель адаптивної системи

Як можна побачити з графіку рисунку 3.27, при зміні температури холодної води адаптивна система за час 16 хвилин наближає дану систему до еталонної моделі. Після 16 хвилин регулювання динамічна помилка не перевищує 0,1 °С. Зменшити час адаптації можна за рахунок збільшення кроку адаптації, але це призведе до збільшення динамічної помилки. Отже, задаючи крок адаптації можна впливати на час адаптації та на динамічну помилку

регулювання у випадку коливань температури холодної води, що надходить із системи водопостачання.

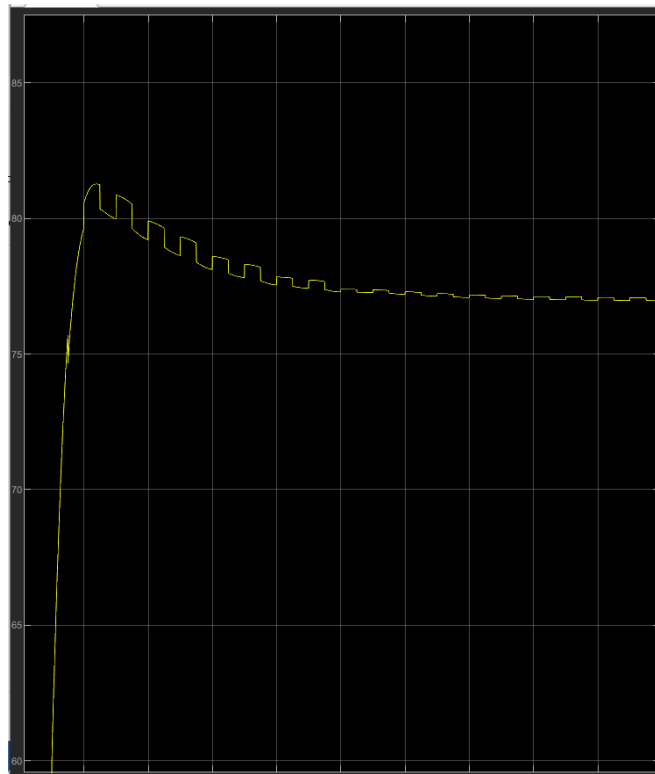


Рисунок 3.27 – Залежність температура води у баці від часу при змінній температурі холодної води теплообмінної системи з адаптивною системою

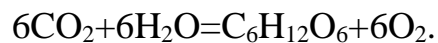
3.8 Висновки до розділу 3

На основі математичної моделі теплообмінної системи була побудована імітаційна модель і запропонована її структурна схема. Була промодельована теплообмінна система з ПД-регулятором і без нього. Визначена ефективність ПД-регулятора. У випадку використання ПД-регулятора тривалість перехідного процесу зменшилась у 6 разів. При змінних початкових умовах показана неефективність ПД-регулятора та запропонована адаптивна система регулювання температурою гарячої води.

Задача підвищення енергоефективності процесу горіння твердого палива у піролізному котлі вирішується створенням адаптивної системи керування цим процесом.

4 РЕСУРСОЗБЕРЕЖЕННЯ ЗА РАХУНОК ВИКОРИСТАННЯ ВУГЛЕЦЕВОГО ГАЗУ ДЛЯ ТЕПЛИЧНИХ ГОСПОДАРСТВ

Одним з параметрів мікроклімату теплиць, що не завжди враховується, є концентрація вуглецевого газу CO_2 в повітрі теплиці. Вихідним положенням для дослідження питання необхідності контролю та регулювання концентрації CO_2 за один з параметрів мікроклімату теплиці було пов'язано з особливостями вирощування рослин, а саме процесом фотосинтезу. Як відомо ще з біології, що в рослинах під впливом світлової енергії за участю хлорофілу утворюються органічні сполуки з вуглецевого газу та води. Хімічна формула такої реакції має вигляд:



Хлорофіли, що містяться в хлоропластах рослин, головним чином знаходяться у листях. У кожній з клітин листа знаходиться від 20 до 100 хлоропластів, тобто структурних складових клітин, що перетворюють CO_2 у глюкозу $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$.

Виходячи з вище наведених фактів напрошуються висновки, що для збільшення врожайності рослин необхідно збільшувати кількість вуглецевого газу та води. Кількість світла повинна бути достатньою для процесу фотосинтезу. Враховуючи ресурсозбережну спрямованість даної роботи, важливо знайти оптимум між кількістю необхідного світла для фотосинтезу та концентрацією CO_2 з урахуванням наявності хлоропластів, кількість яких залежить від площі листа рослини. Знайшовши такий оптимум треба побудувати та дослідити систему керування мікрокліматом теплиці, яка би підтримувала такий оптимум.

Отже, вихідними положеннями для побудови та дослідження ресурсозбережної системи керування мікрокліматом теплиці є керування подачею вуглецевого газу залежно від площі листа рослини та підтримання

оптимуму між параметрами освітленості та концентрацією CO_2 . Будемо вважати, що кількості води є достатньо для процесу фотосинтезу та розвитку рослин.

Для з'ясування доцільності контролю та регулюванню CO_2 варто проаналізувати вплив вуглецевого газу на процес росту рослин та визначити оптимальне значення CO_2 для рослин. Наступним етапом буде аналіз генераторів CO_2 та знаходження оптимуму між витратами вуглецевого газу та освітленістю. Завершальним кроком буде побудова і дослідження математичної й імітаційної моделей системи керування.

4.1 Вплив вуглецевого газу на ріст рослин

Утворення в хлоропластах рослин цукрів з води та вуглецевого газу під впливом світла називається фотосинтезом. Під час фотосинтезу виділяється вільний кисень, який потрапляє до атмосфери Землі. Тому рослини називають «легенями» планети. В повітрі докілья вміст вуглецевого газу становить приблизно 0,004 % по відношенню до об'єму повітря атмосфери. В абсолютних одиницях – 400 частин на мільйон. У міжнародній практиці такі малі частки прийнято позначати «частка на мільйон» (англ. ppm – part per million). Тому надалі для позначення відносної концентрації вуглецевого газу будемо використати одиниці вимірювання ppm.

Незважаючи на відсутність кольору і запаху та малий вміст у атмосфері Землі вуглецевий газ є дуже важливим для підтримання життя на планеті. Рослини споживають вуглецевий газ під час фотосинтезу та виділяють його під час дихання, але споживають набагато більше газу, ніж видихають, створюючи дефіцит CO_2 в повітрі, що обмежує потенціальні можливості подальшого росту. Концентрація CO_2 в повітрі не є незмінною. Вона залежить від багатьох факторів: від пори року, часу доби, наявності рослин, водойм, промислових підприємств, транспорту, людей, тварин тощо. Але в цілому у відкритому повітрі концентрація вуглецевого газу змінюється в малих обсягах.

Інший стан притаманний для закритих приміщень. Так, вдень, коли відбуваються процеси фотосинтезу, концентрація CO_2 в теплиці стрімко спадає, обмежуючи процес утворення глюкози, що сповільнює ріст рослин. Було виявлено [86] зменшення концентрації вуглецевого газу у приміщенні теплиць вдень майже у 2 рази до 150-200 ppm. Вночі концентрація CO_2 стрімко зростає через відсутність процесу фотосинтезу без світла та дихання рослин, під час якого рослини споживають кисень і виділяють вуглецевий газ. В цей час уже рослинам бракує кисню, що може також несприятливо впливати на їх життєдіяльність. Але навіть у закритому приміщенні кисню вистачає для дихання рослин вночі і залишається проблема лише з вуглецевим газом вдень під час фотосинтезу.

Збільшення концентрації CO_2 вдень до 800-1000 ppm сприятливо впливає на врожайність культур. Було проведені дослідження [86] і виявлено, що при збільшенні лише концентрації CO_2 вдвічі, врожайність одних рослин збільшилася на 40-100 % (для рослин з C_3 -фотосинтезом), а інших – лише на 10-25 % (для рослин з C_4 -фотосинтезом). Така відмінність впливу збільшення концентрації вуглецевого газу на ріст обумовлено різними механізмами фотосинтезу (C_3 -, C_4 -, CAM-фотосинтез).

Підтвердженням значного збільшення маси рослин з C_3 -фотосинтезом при збільшенні концентрації CO_2 є результати досліджень [87, 88] (рис. 4.1) для рослин з різним типом фотосинтезу.

Не вдаючись в деталі механізмів фотосинтезу варто зазначити, що майже 95 % всіх рослин світу здійснюють C_3 -фотосинтез [87, 89]. Лише такі чотири сільськогосподарські культури як кукурудза, просо, сорго та цукрова тростина мають C_4 -фотосинтез. Для інших сільськогосподарських рослин збільшення концентрації CO_2 суттєво вплине на їх розвиток.

Подальше збільшення концентрації вуглецевого газу спочатку призводить до збільшення врожайності, але після деякого оптимуму шкідливо впливає на їх розвиток. Залежність швидкості росту від концентрації CO_2 наведена на рисунку 4.2. Варто зазначити, що така залежність є усередненою,

але для більшості рослин найбільше зростання врожайності відбувається при концентраціях вуглецевого газу у повітрі в межах від 800 ppm до 1400 ppm. Автори [87] вважають що навіть концентрація у 1500 ppm, яка була під час крейдяного періоду Землі є корисною для рослин. Подальше підвищення концентрації CO₂ негативно впливає на розвиток рослин і при досягненні значення 1800 ppm є токсичним для них.

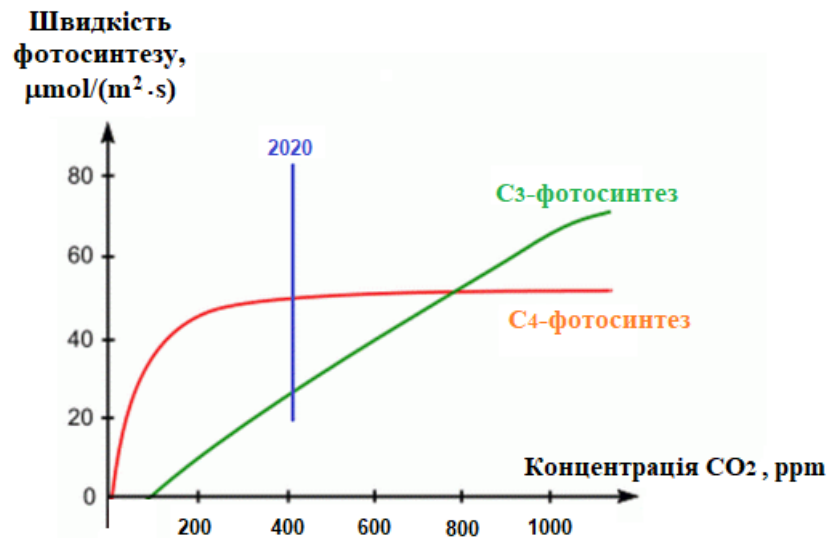


Рисунок 4.1 – Залежність швидкості фотосинтезу від концентрації вуглецевого газу для рослин з C₃- та C₄-фотосинтезом [88]

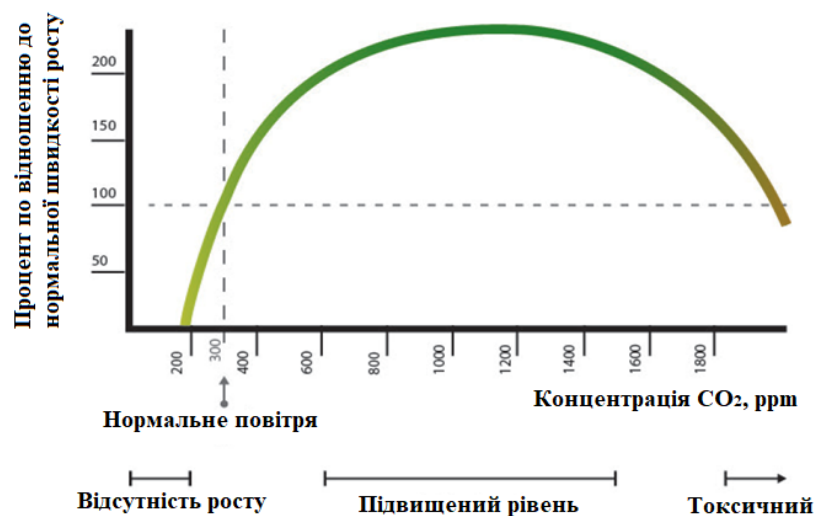


Рисунок 4.2 – Залежність швидкості росту рослин від концентрації вуглецевого газу в повітрі [86]

Для експериментального підтвердження наведених вище тверджень проведемо аналіз декількох досліджень з впливу концентрації CO₂ на ріст різних культур.

Ще на початку минулого століття ставили експерименти, в яких було виявлено збільшення врожайності деяких культур при збільшенні концентрації вуглецевого газу в повітрі [87]. В 1920 році роботи були опубліковані результати експериментів в Німеччині, що підтверджували значне збільшення врожайності картоплі при збільшенні концентрації CO₂. Тоді вуглецевий газ навіть назвали «дорогоцінним повітряним добривом». Протягом останнього століття експерименти з вуглецевим газом не припинялися. В експериментах досліджували розвиток різних культур при підвищеній концентрації CO₂. Результати одного з таких експериментів [87] наведені на рисунку 4.3.



Рисунок 4.3 – Експериментальне підтвердження доктора Шервуда Ідсо про вплив підвищеної концентрації вуглецевого газу на ріст сосон [87]

На рисунку 4.3 доктор Шервуд Ідсо на прикладі сосон показує на скільки збільшився їх розмір залежно від концентрації CO₂. Для порівняння він взяв сосну, яка росла без додавання вуглецевого газу і сосни, що вирощувалися з

його додаванням через кожні 150 ppm. Як видно з результатів дослідження доктора Ідсо збільшення концентрації CO₂ майже вдвічі (+300 ppm) спричинило дворазове збільшення висоти сосни (тобто, майже на 100 %). Але цей ефект продовжує впливати і на подальше збільшення висоти дерева у випадку концентрації у 835 ppm.

Підтвердженням таких досліджень є стаття [90], в якій досліджувався вплив вуглецевого газу на коріння і на надземні частини рослини (рис. 4.4). З графіку видно, що суха вага коріння мало змінюється при зміні CO₂ в повітрі, в той час як суха вага надземної частини рослини показала стрімке зростання, яке поширилося до концентрації вуглецевого газу у 1200 ppm. Оскільки суха маса коріння набагато менша за масу стебла та листя рослини, то стрімке зростання останніх в більшій ступені відбивається на збільшенні сухої маси всієї рослини.

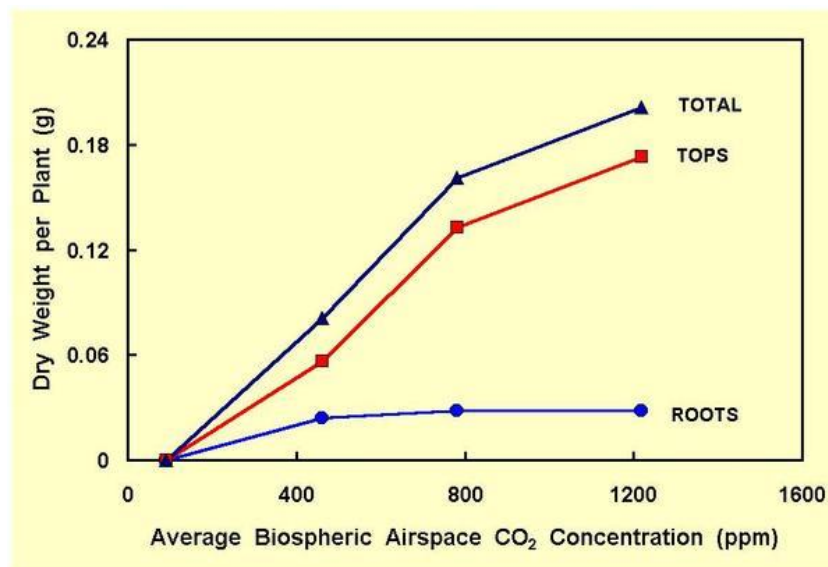


Рисунок 4.4 – Графіки залежності сухої кореневої (roots), надземної (tops) та загальної (total) маси рослин від концентрації CO₂ [90]

Навпаки, зменшення концентрації CO₂ спричиняє пригніченню розвитку рослин, а при концентрації у 92 ppm повну їх загибель.

Наведений вище аналіз робіт показав доцільність підвищення концентрації вуглецевого газу у приміщенні теплиці у 2-3 рази до рівня 800-1400 ppm.

Експеримент, який визначив напрямок моїх досліджень, наведений в роботі [91]. Автори [91] для експерименту взяли однакові рослини і висіяли їх у скляні банки з однаковою кількістю ґрунту. Розташували такі банки на підвіконні. Одна банка була герметично закрита без додавання CO₂. Будемо вважати, концентрація останнього найімовірніше відповідала 350-400 ppm. Другу скляну банку закрили і додали надлишковий вуглецевий газ. Нажаль у роботі не наводять концентрацію цього газу. Кожні декілька днів протягом трьох тижнів вимірювали висоту рослин.

В ході експерименту автор виявив кращий розвиток рослин у скляній банці без додаткового вмісту вуглецевого газу порівняно із його надлишком. Автор зробив висновок, що надлишок CO₂ здійснює негативний вплив на розвиток рослини, хоча й спочатку сподівався на протилежний результат.

На мою думку поясненням результатів експерименту [91] є, по-перше, не відоме значення концентрації вуглецевого газу у другій банці. Не виключено, що там концентрація могла перевищувати 1800 ppm і, отже, бути отрутною для розвитку рослин. Іншим фактором, є той факт, що для фотосинтезу потрібно ще й світло. Тому додавання CO₂ без збільшення освітленості ніяк не вплине на процеси фотосинтезу. Більш того, молекули вуглецевого газу гірше пропускають сонячне світло, відбиваючи його, що є гальмівним фактором для процесу фотосинтезу.

Отже, з дослідів цієї роботи можна зробити висновок, що позитивний результат у збільшенні врожайності за рахунок збільшення концентрації вуглецевого газу в зачиненому об'ємі (у нашому випадку у приміщенні теплиці) може бути досягнутий лише при пропорційному збільшенні освітленості поверхні листів рослин і достатньої для фотосинтезу кількості води. При чому, для ресурсозбережного керування концентрацією CO₂ й

освітленістю рослин треба підтримувати їх оптимум, щоб світла вистачало саме для фотосинтезу, а не було надлишковим.

Сучасні системи контролю параметрів мікроклімату теплиці та довкілля, збалансування подачі поживних речовин, системи освітлення з використанням різних типів джерел світла, відновлювані джерела енергії тощо досягли високого рівня досконалості. Незважаючи на популярність використання промислових тепличних господарств, що обумовлено застосуванням їх автоматизації та новітніх технологій, деякі системи, які суттєво впливають на врожайність тепличних культур, ще знаходяться на початкових стадіях розвитку. Єдиним фактором, що обмежує досягнення отримання максимального росту рослин є кількість вуглецевого газу у повітрі теплиці, необхідного для фотосинтезу. Отже, додавання CO₂ дає потенційні можливості збільшення врожайності сільськогосподарських культур, що вирощують у тепличних господарствах, але при цьому треба враховувати переваги і недоліки збільшення концентрації вуглецевого газу.

Переваги від додавання CO₂ [86]:

- збільшення врожайності та швидкості росту рослин за рахунок збільшення процесу фотосинтезу;
- рослини дозрівають швидше, що дає можливість заощадити на теплоенергоносіях, а також на витратах на оплату роботи людей у теплиці. У деяких випадках зменшення тривалості вирощування може бути використано для повторного вирощування цієї культури у теплиці;
- додавання CO₂ змінює якість продукції, особливо це стосується квітів – збільшуються їх розміри і кількість, що суттєво впливає на їх вартість;
- використовуючи певні генератори CO₂, що працюють за рахунок спалювання, наприклад, природного газу, відбувається не лише насичення повітря вуглецевим газом, а й її обігрів та зменшуються викиди парникових газів у атмосферу;

– зменшується випаровування води рослинами та більш ефективно вона використовується саме для збільшення зеленої маси рослин за рахунок участі її у процесі фотосинтезу.

Недоліками від додавання CO₂ є такі [86]:

– потрібні додаткові витрати на купівлю, впровадження та обслуговування системи генерування та контролю вуглецевого газу;

– деякі генератори CO₂ можуть виділяти такі шкідливі для рослин і людей гази як чадний газ, етилен, оксид азоту, діоксид сірки тощо, які утворюються при неповному згоранні, що може призвести до загибелі рослин, забруднення довкілля та отруєння людини, яка працює у теплиці. Для запобігання цьому треба встановлювати додаткові системи контролю шкідливих речовин;

– отримати максимальний врожай за рахунок лише збільшення концентрації CO₂ не можливо, якщо не оптимізувати й інші параметри, наприклад температуру, освітленість та вологість. Є експериментальні роботи [91], в яких виявлено негативний вплив додавання вуглецевого газу на ріст рослин у теплиці без збільшення освітленості;

– різні росли на різних стадіях росту в різній мірі реагують на додавання CO₂. Рослини, що здійснюють C₄-фотосинтез, мало чутливі до збільшення концентрації вуглецевого газу у повітрі, тому ефект від його додавання може бути несуттєвим або взагалі відсутнім;

– насичення теплиці вуглецевим газом обмежує можливість провітрювань теплиць, оскільки це зменшить концентрацію CO₂ в приміщенні та призведе до забруднення атмосфери парниковими газами;

– у теплиці складно підтримувати певну концентрацію вуглецевого газу через провітрювання та його нерівномірну витрату рослинами в процесі фотосинтезу вдень та видихання вночі;

– неконтрольоване та надмірне насичення повітря теплиці CO₂ (більше 1800 ppm, див. рис. 4.2) може пригнічувати ріст рослин та призвести до їх

загибелі. Також його концентрація більша за 5000 ppm є отруйною й для людини.

У доповнення до цього також варто зазначити, що концентрацію, тривалість і час додавання вуглецевого газу треба вибирати залежно від багатьох факторів. Якщо швидкість росту парникової культури задовольняє виробника, то витратити гроші на впровадження системи генерування та контролю вуглецевого газу не має сенсу. Також потрібно аналізувати витрати на таку систему і прибуток з продажу додаткового врожаю. Можливо доцільно використовувати систему збагачення CO₂ лише взимку та весною або під час певної стадії росту рослини, у всі інші періоди її можна вимкнути для зменшення витрат. Оскільки фотосинтез рослин збільшується після сходу сонця, досягає максимуму опівдні й стрімко зменшується під час його заходу, то в теплиці варто систему генерації вуглецевого газу вмикати вдень під час процесу фотосинтезу, закриваючи вентиляційні отвори, а вночі (коли рослини видихають CO₂) навпаки вимикати генератор CO₂ і здійснювати вентиляцію теплиці. Збільшувати тривалість фотосинтезу, і навіть зробити його цілодобовим, можна за рахунок використання штучного освітлення, особливо для вирощування овочів та листової зелені в гідропонних теплицях. В такому випадку система насичення повітря теплиці вуглецевим газом є обов'язковою, оскільки останній витрачається протягом доби без відновлення.

Логічним буде дослідження способів генерування CO₂ та генераторів для утворення вуглецевого газу.

4.2 Способи отримання вуглецевого газу [86]

Вуглецевий газ є одним з газів, присутніх в атмосфері Землі. Його концентрація є змінною, але в середньому складає 350-400 ppm. Для утворення вуглецевого газу в штучних умовах існує декілька способів, наведених нижче, але варто врахувати, що в багатьох із них одночасно й утворюються супутні гази такі як чадний газ, етилен, озон, оксид азоту, діоксид сірки тощо, які шкодять розвитку рослин та можуть призвести до їх загибелі. Наприклад,

лише 50 ppm є згубним для рослин. Тому при насиченні повітря теплиць потрібно обов'язково контролювати наявність та концентрацію перерахованих вище газів.

Розглянемо методи та принцип генерування CO₂.

Природний вуглецевий газ.

Оскільки вуглецевий газ є вільним і важчим за повітря, він стелиться над поверхнею ґрунту теплиці. Природний вуглецевий газ, що видихають рослини вночі, за допомогою вентилятора можна підняти вгору до листів рослин. Але при цьому його концентрація не на багато буде перевищувати концентрацію CO₂ в довкіллі. Використання вентиляторів є найпростішим способом збільшення концентрації CO₂ саме біля фітопластів, найбільша кількість яких знаходиться у листях рослин. Іншим природним способом утворення CO₂ є видихання його людьми та тваринами. Люди, які знаходяться у теплиці також видихають вуглецевий газ, який потрібний рослинам для фотосинтезу.

Такий метод збагачення повітря CO₂ є непридатним для автоматизованих теплиць, оскільки він дає можливість незначно збільшувати концентрацію вуглецевого газу, а автоматизація зменшує кількість персоналу, що працює у теплиці до мінімуму.

Резервуари зі стиснутим вуглецевим газом

Одним з найбільш популярним методом збільшення концентрації CO₂ у теплиці є використання резервуарів зі стисненим газом. В таких резервуарах вуглецевий газ знаходиться у стисненому рідкому стані. За допомогою випарника його випаровують (переводять в газоподібний стан), після чого через отвори полівінілхлоридних (ПВХ) труб рівномірно розподіляють по всій площі теплиці.

Незважаючи на всю простоту цього методу він має ряд недоліків. По-перше, такий метод можна використовувати лише для невеликих теплиць, оскільки резервуари мають не великий об'єм (рис. 4.5), недостатній для тривалого насичення повітря великої теплиці вуглецевим газом.

По-друге, для відновлення кількості газу в резервуарі потрібно завозити його за допомогою вантажівок, що робить такий метод дорогим. Для оцінки кошторису використання такого методу можна навести результати [87]. Згідно з їх даними для підтримання концентрації вуглецевого газу від 1200 ppm до 1500 ppm протягом двох тижнів в теплиці розміром 20 м² (5×4 м²) витрачається газу CO₂ на суму від 800 грн. до 2000 грн.



Рисунок 4.5 – Резервуар для зберігання стисненого рідкого вуглецевого газу

Третім недоліком є велика ціна обладнання для зберігання вуглецевого газу під тиском. Наприклад, резервуар об'ємом 10 м³, наведений на рисунку 4.5, коштує 119 тис. грн. Треба також врахувати й додаткове обладнання таке як витратоміри, давачі та регулятори тиску, електромагнітні клапани, давачі CO₂ тощо.

Отже, такий метод є дорогим і може бути корисним у випадку вирощування цінних дорогих культур таких як медичний канабіс (в Європейському Союзі вирощування медичного канабісу дозволено, в Україні – заборонено законодавством), женьшень тощо. Також більш ефективно та екологічно заповнювати такі резервуари викидами CO₂, що створюють промислові підприємства. В такому випадку резервуари використовують для накопичування вуглецевого газу та постачання в теплиці в заданих об'ємах.

Це дає можливість не лише збільшити площі теплиць, але й зробити постачання CO_2 безкоштовним. Більш того можна отримати додатковий прибуток від зменшення забруднення довкілля. Такий метод збагачення повітря теплиці CO_2 доцільно використовувати або для невеликих теплиць, або у сукупності з промисловими підприємствами.

Генератори вуглецевого газу

Продуктами спалювання природного газу або пропану є вуглецевий газ. Таке явище використовують в генераторах CO_2 . При згоранні природного газу окрім вуглецевого газу також утворюється тепло, яке можна витратити на обігрів теплиці. Як показано в роботі [86] для насичення повітря теплиці вуглецевим газом до концентрації 1500 ppm генератором CO_2 , наведеним на рисунку 4.6, витрати за рік становлять приблизно 120 грн. на 1 м² рослин.



Рисунок 4.6 – Генератор CO_2 для комерційної теплиці, що може працювати як на пропані так і на природному газі [86, 87, 92]

Такий генератор коштує від 40 тис. грн. до 100 тис. грн. Один такий генератор може забезпечити концентрацію CO_2 до 1500 ppm теплицю площею

до 442 м² [92]. Недоліком таких генераторів є можливість утворення чадного газу, шкідливого як для рослин так і для людей, під час його неповного згорання при недостатній кількості кисню. Це вимагає додаткових витрат на встановлення додаткової системи контролю шкідливих домішок і газів. Також для використання такого генератора необхідне постійне постачання спалюваного газу, тобто потрібні додаткові витрати для підведення до теплиці мережі природного газу або пропану, якщо така теплиця не газифікована. Інша проблема пов'язана з необхідністю вимкнення горілки при досягненні заданої концентрації CO₂ та наступним ввімкненням її через можливість виходу з ладу системи запалювання, що є вибухонебезпечним.

Враховуючи вартість такого генератора (але ж він дешевший за резервуар для зберігання CO₂) та потужності, цей метод краще використовувати для великих промислових теплиць, щоб зменшити витрати на одиницю вирощеної продукції.

Якщо теплиця має невеликі розміри, то можна використати менші генератори CO₂, які являють собою звичайні горілки. У випадку відсутності підключення до газової мережі у невеликих теплицях можна використати балони з природним газом або пропаном (рис. 4.7).

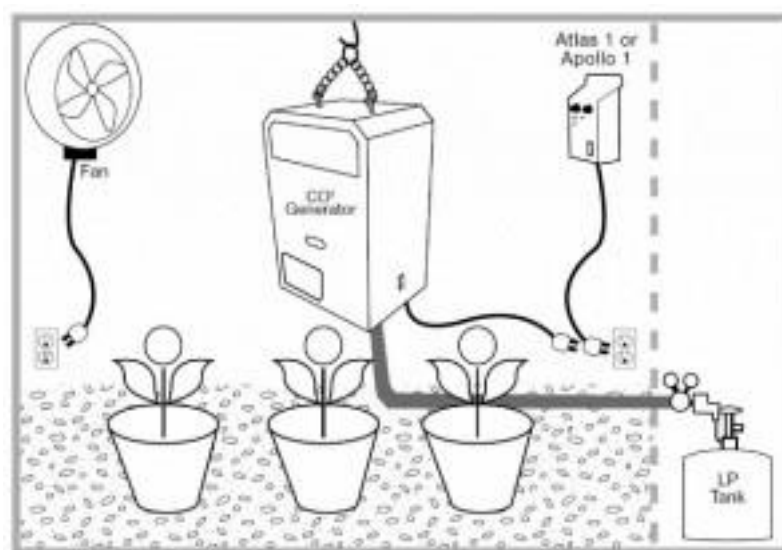


Рисунок 4.7 – Використання генераторів CO₂ для невеликих теплиць [93]

Витрати на купівлю балонів з вуглецевим газом для підтримання концентрації CO_2 в межах від 800 ppm до 1200 ppm у теплиці площею до 50 м² становлять від 250 грн. до 350 грн. на місяць. Враховуючи, що період росту більшості рослин становить 3-4 місяці, то витрати на балони з вуглецевим газом на увесь період вирощування культури знаходиться в межах 1 тис. грн.

На рисунку 4.7 введені такі позначення:

CO_2 Generator – генератор вуглецевого газу;

LP Tank – балон з пропаном, при використанні природного газу балон позначається NG Tank;

Fan – вентилятор;

Atlas 1 or Apollo 1 – давач концентрації вуглецевого газу.

Газові двигуни для отримання CO_2

Альтернативним методом для генерування вуглецевого газу для великих комерційних тепличних господарств є використання газових двигунів. В такій системі (рис. 4.8) газовий двигун виробляє не лише тепло для опалення теплиць та вуглецевий газ для процесу фотосинтезу рослин, але ще й електричну енергію для освітлення та інших потреб тепличного господарства.

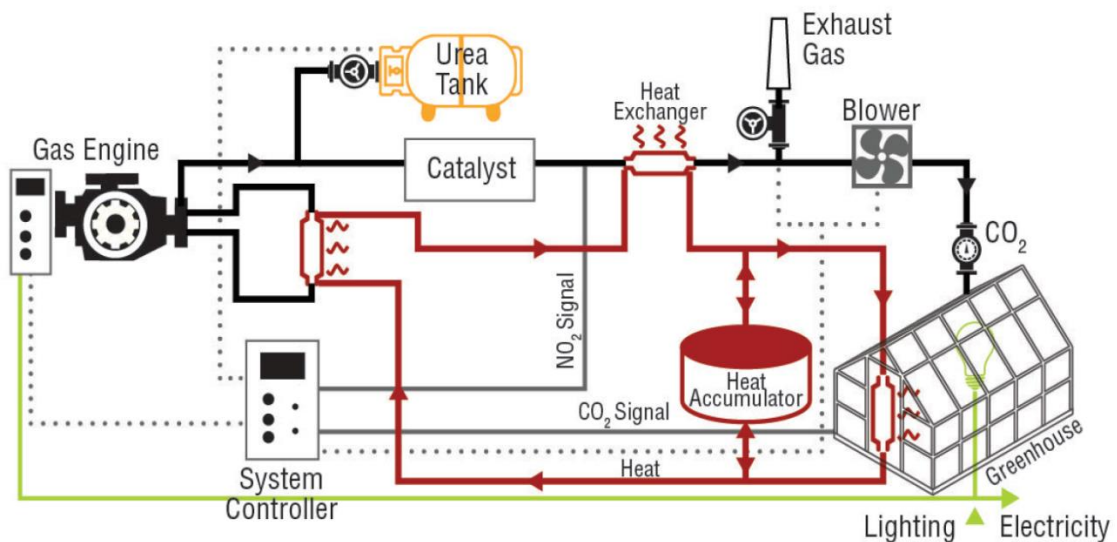


Рисунок 4.8 – Використання газового двигуна для обігріву, освітлення та збагачення повітря теплиці вуглецевим газом [86]

Газовий двигун (gas engine) за своїм принципом роботи схожий на двигун внутрішнього згоряння, але за паливо використовує газ. Спалений газ нагріває двигун та обертає його вал. Охолодження двигуна відбувається за рахунок рідини, яка через теплообмінник передає своє тепло воді системи опалення теплиці (показано червоним на рис. 4.8). Подальше нагрівання води відбувається від нагрітого вихлопного газу у теплообміннику (heat exchanger). Нагріта вода акумулюється у теплозбірнику (heat accumulator) та використовується для обігріву теплиці, після чого процес нагрівання води повторюється.

Вихлопні гази (показано чорним на рис. 4.8), окрім CO_2 , можуть містити й інші шкідливі для рослин домішки. Тому для очищення вуглецевого газу використовують каталітичний нейтралізатор (catalyst). Після нейтралізатора встановлені давачі шкідливих газів, сигнали з яких (NO_2 signal) потрапляє на контролер (system controller). Щоб не допустити потрапляння шкідливих газів до теплиці відпрацьований газ із шкідливими домішками (exhaust gas) через додаткові фільтри викидається у довкілля.

Також вихлопні гази мають високу температуру. Якщо подати такий газ у теплицю, то він викличе опік рослин та їх загибель. Тому у теплообміннику (heat exchanger) відбувається охолодження вуглецевого газу до температури до $55\text{ }^\circ\text{C}$.

Якщо концентрація CO_2 нижча за задану, то вмикається повітродувка (blower) і вуглецевий газ спрямовується у теплицю. За додаткове джерело вуглецевого газу також використовується резервуар для сечовини (urea tank).

Вироблена двигуном електрична енергія потрапляє для освітлення теплиці (показано зеленим на рис. 4.8) та використовується й для інших потреб.

Роботою всієї системи керує системний контролер (system controller).

Незважаючи на високу вартість такої системи, що може досягати 3 млн. грн., одного такого двигуна є достатньо для забезпечення теплом,

електрикою та вуглецевим газом тепличного господарства площею до 4 га, тобто 75 грн. на кожний 1 м², що можна окупити за один врожай.

Розкладання і бродіння

Окрім людини та тварин вуглецевий газ виділяють й різні бактерії та мікроби. Вони у процесі своєї життєдіяльності споживають органічні речовини, якими можуть бути як різні органічні відходи так і залишки рослин. Це можна використати не лише для утворення вуглецевого газу, необхідного для фотосинтезу рослин, але й для утилізації залишок рослин та утворення компосту, який містить багато споживних речовин та можна використати за органічні добрива. Все що потрібно для такого процесу – органічні відходи, бактерії та ємність, куди можна все покласти (рис. 4.9). Для регулювання концентрації CO₂ використаний насос.



Рисунок 4.9 – Обладнання для утворення вуглецевого газу за допомогою процесу розкладання органічних відходів [86]

Витрати на реалізацію розкладання є мінімальними, оскільки завжди при вирощуванні рослин залишаються органічні відходи; процес розкладання органічних залишків здійснюють у пластикових контейнерах, вартість яких також мала.

Незважаючи на переваги (утилізація, компост, CO_2) такого методу він має деякі обмеження. По-перше, для отримання достатньої концентрації вуглецевого газу потрібно багато субстрату та місця, що зменшить площі культур у теплиці. По-друге, складно контролювати та керувати кількістю CO_2 , оскільки утворення останнього мікроорганізмами відбувається повільно. По-третє, об'ємів CO_2 може бути достатнім для невеликих теплиць та кімнатних садів. По-четверте, побічно до вуглецевого газу мікроорганізми виділяють інші гази, які зазвичай мають неприємний запах. Останній недолік (неприємний запах) на цей час вирішений за рахунок використання особливих бактерій та герметизації контейнерів для бродіння.

Окрім бактерій, для отримання вуглецевого газу використовують і дріжджі. В цьому випадку у герметичний пластиковий контейнер завантажують цукор, воду й дріжджі. Останні в результаті процесу бродіння виділяють не лише CO_2 , але й етанол, який під час спалення виділяє тепло і перетворюється у вуглецевий газ.

Перевагами методу бродіння порівняно з розкладанням є більша швидкість отримання вуглецевого газу та утворення етанолу, який є органічним паливом. Недоліками окрім необхідності великого простору для процесу бродіння, неприємного запаху та складнощів у контролі та регулюванні концентрації CO_2 є ще додаткові витрати на цукор та дріжджі.

Загальними недоліками методів утворення вуглецевого газу за рахунок розкладання та бродіння є обмеженість їх використання для великих комерційних тепличних господарств та складність їх автоматизації.

Сухий лід

Сухий лід являє собою твердий стан вуглецевого газу, в який він переходить при температурі у -73 °C. Сухий лід коштує не багато. При нагріванні він переходить у газоподібний стан, насичуючі повітря CO_2 . Під час нагрівання він поглинає тепло, охолоджуючи повітря. Отже, такий спосіб доцільно використовувати лише влітку для додаткового охолодження теплиці.

Також сухий лід краще використовувати для невеликих теплиць площею до 10 м².

Перевагами цього методу є низька вартість сухого льоду, мінімальні витрати на обладнання та можливість регулювання випаровування CO₂ за рахунок зміни температури нагрівання. Витративши на купівлю сухого льоду до 100 грн. можна отримати й підтримувати концентрацію вуглецевого газу 1300 ppm у повітрі теплиці площею 10 м² протягом доби. Для підтримання постійної концентрації CO₂ сухий лід поділяють на невеличкі шматочки, яких вистачає до двох годин, через цей термін додають інші. Важливо під час сублімації сухого льоду контролювати концентрацію вуглецевого газу, оскільки вона може досягти значень у 2000 ppm і вище, що буде токсичним для рослин та вб'є їх. Також є труднощі із зберіганням сухого льоду, оскільки треба мати камери, в яких підтримується температура нижча за -78 °С. Необережне доторкання до сухого льоду, що знаходиться при такій температурі, також може нашкодити людині.

Хімічний метод

Як відомо з курсу хімії, що під час деяких хімічних реакцій можуть виділятися гази, в тому числі й вуглецевий газ. Найяскравішою реакцією виділення CO₂, що часто використовують в харчовій промисловості, є хімічна реакція при додаванні кислоти (наприклад, оцтової) до харчової соди. Такий спосіб отримання вуглецевого газу можна автоматизувати за рахунок дозування подачі кислоти у харчову соду. Але для хімічного методу потрібні великі об'єми обох реагентів, що робить метод дорогим. Також для насичення усієї теплиці достатньою кількістю вуглецевого газу необхідно багато часу. Тому хімічний метод доцільно використовувати у малих об'ємах, наприклад для проведення експериментів, коли витрати на обладнання для інших методів насичення повітря CO₂ є великими.

В результаті аналізу методів отримання CO₂ найефективнішим методом був визнаний метод спалювання природного газу в генераторі вуглецевого газу (рис. 4.6), якщо не використовуються промислові викиди CO₂. Інші

методи мають малу продуктивність або великі витрати на обладнання як під час використання газових двигунів.

4.3 Зв'язок концентрації вуглецевого газу з іншими параметрами мікроклімату теплиці

Якісно проаналізуємо вплив на ріст тепличних культур додавання CO_2 у сукупності з такими параметри як освітленість, волога, температура та поживні речовини.

Вуглецевий газ та освітленість

Як було розглянуто раніше ріст рослин відбувається за рахунок процесу фотосинтезу, в якому беруть участь вуглецевий газ, вода і світло. Швидкість фотосинтезу залежить від кількості CO_2 у повітрі. Але каталізатором для фотосинтезу є світло. Якщо освітленість поверхні листя є недостатньою, то менша кількість вуглецевого газу буде використовуватися в процесі фотосинтезу, швидкість якого буде зменшуватись. Збільшення кількості світла збільшить швидкість фотосинтезу до певної межі. Таку межу називають точкою насичення світла. Це означає, що світла достатньо, щоб увесь вуглецевий газ брав участь у процесі фотосинтезу. Подальше збільшення освітленості ніяк не відіб'ється на процесі фотосинтезу. Тобто, додаткові витрати на освітлення будуть зайвими. Досягнення точки насичення світла відповідає ресурсозбережному керуванню та сприяє збільшенню швидкості росту та кількості врожаю.

При збільшенні концентрації вуглецевого газу для досягнення точки насичення світла необхідно пропорційно збільшувати освітленість, що, в свою чергу, прискорить процес фотосинтезу рослин. Таке прискорення фотосинтезу дасть можливість збільшити врожайність та зменшити термін вирощування тепличних культур.

Вуглецевий газ та волога

Що стосується води, яка бере участь у процесі фотосинтезу, при підвищенні концентрації CO_2 витрати води збільшуються, але додатковий

вуглецевий газ у повітрі впливає на зменшення витрат води під час дихання рослин. Підвищення концентрації вуглецевого газу сприяє закриттю устиць, через які рослини видихають CO_2 і випаровують вологу. Завдяки зниженню випаровування води рослини більш ефективно витрачають воду на процес фотосинтезу і вимагають менших її витрат на полив та зрошення. Більш того, закриття продихових клітин, зменшення випаровування води та збільшення швидкості фотосинтезу сприяють кращому зростанню рослин в умовах нестачі вологи. Отже, додавання вуглецевого газу зменшує витрати води рослинами і дає можливість зберігати воду, особливо в умовах її дефіциту, що є фактором ресурсозбереження.

Вуглецевий газ і температура

Температура довкілля впливає на фізичні, хімічні та біологічні процеси, в тому числі й на процеси фотосинтезу. При збільшенні температури процеси фотосинтезу прискорюються, сприяючи росту рослин. Враховуючи, що температура лише впливає на швидкість споживання рослиною вуглецевого газу, то при збільшенні концентрації CO_2 треба збільшувати швидкість процесу фотосинтезу за рахунок підвищення температури.

На рисунку 4.10 наведені графіки залежності фотосинтезу від температури повітря без додавання вуглецевого газу (чорна лінія) та з підвищеним вмістом CO_2 (синя лінія).

Порівнюючи ці два графіки можна зробити висновок, що при збільшеній концентрації CO_2 швидкість фотосинтезу стрімко зростає. Також з графіків видно, що для досягнення максимальної швидкості фотосинтезу при додаванні вуглецевого газу треба також збільшувати температуру листя рослини. Подальше збільшення температури призведе до погіршення процесу фотосинтезу та зменшення його швидкості, але навіть не оптимальне значення температури при підвищеній концентрації CO_2 показує вищу швидкість фотосинтезу, ніж без додавання вуглецевого газу.

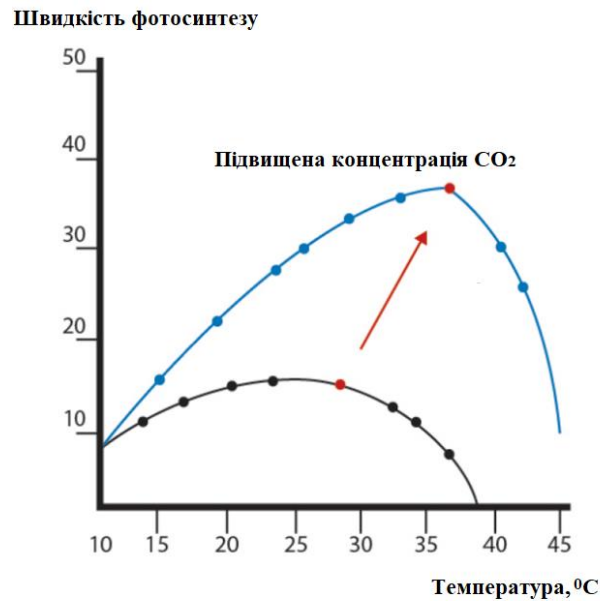


Рисунок 4.10 – Залежності швидкості фотосинтезу від температури без додавання (чорна лінія) і з додаванням (синя лінія) вуглецевого газу [86]

Вуглецевий газ і поживні речовини

Логічним є, що збільшення швидкості фотосинтезу при додаванні вуглецевого газу спричиняє посилений ріст коренів та листя рослин. Це, в свою чергу, збільшує споживання корінням рослин поживних речовин, що містяться у ґрунті. Тому зазвичай у тепличних господарствах при збільшенні концентрації вуглецевого газу у повітрі також збільшують кількість органічних і мінеральних добрив. Враховуючи, що кожний вид рослин не однаково споживає різні мінеральні елементи і сполуки, на цей час не розроблено точних рекомендацій щодо оптимального співвідношення між додаванням CO₂ та поживними речовинами. Загальними рекомендаціями є одночасне збільшення концентрації добрив при додаванні вуглецевого газу. З іншого боку є дослідження, в яких виявлено зменшення вмісту деяких елементів в рослинах, що росли при підвищеній концентрації CO₂. Це може свідчити про зменшення потреб рослин у деяких елементів при додаванні вуглецевого газу.

Стосовно співвідношення концентрації CO₂ та поживних речовин питання є недостатньо вивченим і вимагає подальших досліджень.

4.4 Моделювання параметрів мікроклімату теплиці [94]

Для виявлення оптимального співвідношення між концентрацією вуглецевого газу та освітленістю використаємо математичну модель росту рослини та імітаційне моделювання в середовищі Matlab Simulink. Початковими умовами вибору математичної моделі були такі:

- метою математичного моделювання є визначення оптимальних співвідношень між параметрами мікроклімату для мінімізації матеріальних та енергетичних витрат на вирощування одиниці врожаю;
- математична модель повинна являти собою динамічний баланс вуглецевого газу;
- за параметри мікроклімату вибрані температура повітря в теплиці, концентрація вуглецевого газу, освітленість;
- в моделі мікроклімату будемо враховувати деякі параметри клімату довкілля;
- в моделі росту повинні враховуватися біологічні процеси в рослині та вплив параметрів мікроклімату на їх швидкість;
- для мінімізації біологічних процесів, що розглядаються в математичній моделі росту, виберемо рослину, що не утворює квіток і не вимагає опилення. В роботі моделювання росту рослини здійснювалося для салату. Із біологічних процесів, що впливають на врожайність, враховували лише процес фотосинтезу;
- врожайність рослини будемо оцінювати за сухою масою рослини та розміром листя на одиницю ґрунту;
- моделі, що описують економічні показники та елементи систем керування, не є метою наведеного математичного моделювання;
- враховуючи критичні наукові публікації стосовно нових математичних моделей теплиць, за основу виберемо модель, що має експериментальну перевірку на адекватність, і спростимо її. У першому наближенні за

найпростішу модель, що враховує більшість з поставлених вимог, візьмемо математичну модель Ван Хентена [95].

Для перевірки адекватності моделі росту біли проведені експериментальні дослідження. За тепличну культуру був вибраний салат. Як стверджує Ван Хентен, експериментальні результати підтвердили математичну модель росту салату з високим ступенем кореляції (відхилення не перевищували 5%). Такі твердження підштовхнули до вивчення моделі росту Ван Хентена, аналізу та виявлення можливості її вдосконалення або спрощення.

Збільшення ваги салату оцінювалося за сухою масою салату, причому остання була поділена на дві складові: структурна X_{str} та неструктурна X_{nstr} суха маса. Структурна складова являє собою такі структурні компоненти як цитоплазма та клітинні стінки. Неструктурна суха маса містить утворенні за допомогою процесу фотосинтезу крохмаль, глюкозу та сахарозу.

В моделі Ван Хентена вважається, що на збільшення неструктурної складової (X_{nstr}) впливають процеси фотосинтезу, дихання та збільшення маси структурної складової. Збільшення маси структурної складової (X_{str}) пропорційно до її маси. Отже, рівняння росту Ван Хентена мають такий вигляд [95]:

$$\begin{aligned} \frac{dX_{nstr}}{dt} &= c_{\alpha} \times f_{photosyn} - v_{grow} \times X_{str} - f_{transp} - \frac{(1-c_{\beta})}{c_{\beta}} \times v_{grow} \times X_{str}; \\ \frac{dX_{str}}{dt} &= v_{grow} \times X_{str}, \end{aligned} \quad (4.1)$$

де $f_{photosyn}$ – швидкість збільшення маси рослини за рахунок фотосинтезу;
 f_{transp} – зменшення маси рослини в процесі видихання вуглецевого газу;
 v_{grow} – питома швидкість росту структурної складової, $[c^{-1}]$;
 c_{α} , c_{β} – коефіцієнти;
 $v_{grow} \times X_{str}$ – зменшення маси неструктурної складової за рахунок перетворення її у структурну;

коефіцієнт $((1 - c_\beta) / c_\beta)$ враховує збільшення втрат маси на синтез і дихання при рості рослини, тобто її структурної складової; для салату $c_\beta = 0,8$, а $((1 - c_\beta) / c_\beta) = 0,25$;

коефіцієнт c_α розрахований з тим припущенням, що в процесі фотосинтезу відбувається перетворення вуглецевого газу у глюкозу, а відношення молекулярних мас глюкози та вуглецевого газу становлять $30/44 = 0,68$, тобто $c_\alpha = 0,68$.

Вже на цьому етапі досліджень рівняння росту Ван Хентена для неструктурної складової можна спростити до вигляду

$$\frac{dX_{nstr}}{dt} = c_\alpha \times f_{photosyn} - \frac{v_{grow}}{c_\beta} \times X_{str} - f_{transp}. \quad (4.2)$$

Недоліком моделі (4.2) є складність оперативного визначення сухої маси рослини в процесі реального часу. Усунути його можна, якщо перейти від маси сухої рослини до площі її листя. Експериментально отримана формула для салату [95] має вигляд:

$$S_{leaf} = (1 - c_T) \times k_{leaf} \times X_{str}, \quad (4.3)$$

де $(1 - c_T)$ – коефіцієнт, що виражає яку частину від загальної структурної маси складає листя; для салату $(1 - c_T) = 0,85$;

k_{leaf} – коефіцієнт площі листя, що показує яка площа листа відповідає одиниці маси сухої структурної складової рослини. Для салату експериментально було визначено, що $k_{leaf} = 0,075 \text{ [m}^2 \times \text{g}^{-1}\text{]}$.

Якщо кількість рослин на одиницю площі дорівнює n , то можна визначити масу однієї рослини поділивши X_{str} на n і тоді вираз (4.3) набуде такого вигляду [95]:

$$S_{leaf} = \left(\frac{(1-c_T) \times k_{leaf} \times X_{str}}{n} \right). \quad (4.4)$$

Інший недолік моделі росту (4.2) полягає у складності відокремити структурну складову від неструктурної. Такий поділ на складові важливий при подальшому використанні врожаю у процесі перероблення на виробництві. Що стосується салату, до якого адаптована ця модель, то його зазвичай вживають у сирому вигляді та продають за вагою в цілому, не поділяючи на складові. Тому перейдемо у моделі (4.2) від мас структурної (X_{str}) і неструктурної (X_{nstr}) складових до загальної маси рослини ($X_{general}$), враховуючи, що

$$X_{general} = X_{str} + X_{nstr}. \quad [g \times m^{-2}] \quad (4.5)$$

Експериментальні данні з вирощування салату [95] показали, що маса сухої структурної складової однієї рослини становила 2 g, а неструктурної – лише 0,7 g. Отже, суха маса неструктурної складової становить приблизно 25 % ($0,7 \times 100 / 2,7 = 26$ %) від загальної маси рослини і можна записати, що $X_{str} = 0,75 X_{general}$, $X_{nstr} = 0,25 X_{general}$.

За результати математичної моделі та експерименту з вирощування салату нами були зроблені оціночні розрахунки моделі росту (4.2), з яких виявили, що збільшення маси рослини відбувається виключно за рахунок фотосинтезу. Втратою маси рослини за рахунок дихання можна знехтувати. При цьому похибка моделі росту для тепличних умов не перевищить 1 %, а модель набуде такого вигляду:

$$\frac{dX_{general}}{dt} = c_{\alpha} \times f_{photosyn}. \quad [g \times m^{-2} \times s^{-1}] \quad (4.6)$$

З цієї моделі випливає, що збільшення маси рослини відбувається за рахунок процесу фотосинтезу, а вплив інших процесів незначний, що підтверджується біологічними дослідженнями.

Збільшення ваги неструктурної складової рослини за рахунок процесу фотосинтезу можна описати таким емпіричним виразом [95]:

$$f_{photosyn} = \{1 - \exp(-c_K \times k_{leaf} \times (1 - c_T) \times X_{str})\} \times f_{photosyn.max}, \quad (4.7)$$

де c_K – коефіцієнт, що враховує спосіб орієнтації листу. У випадку горизонтальної орієнтації листу рослини, що називають планофілами, коефіцієнт $c_K = 0,9$; у випадку вертикальної орієнтації листу рослини, що називають еректофілами, $c_K = 0,3$. Салат є більше планофільною культурою, ніж еректофільною, оскільки його листя знаходяться в горизонтальній площі. Тоді виберемо $c_K = 0,9$;

$f_{photosyn.max}$ – швидкість збільшення маси рослини за рахунок фотосинтезу у випадку повного покриття поверхні ґрунту листями, [$g \times m^{-2} \times s^{-1}$];

$(1 - c_T)$ – коефіцієнт, що виражає яку частину від загальної структурної маси складає листя. Для салату $(1 - c_T) = 0,85$;

множник $k_{листя} \times (1 - c_T) \times X_{str}$ називають індексом площі листя;

вираз у фігурних дужках (7) $\{1 - \exp(-c_K \times k_{leaf} \times (1 - c_T) \times X_{str})\}$ показує у скільки разів швидкість збільшення маси рослини за рахунок фотосинтезу менша від максимально можливої при повному покритті ґрунту листями. Він враховує, що листя покривають ґрунт не повністю. У випадку повного покриття ґрунту листями рослини цей вираз дорівнює одиниці.

Оскільки швидкість фотосинтезу залежить від концентрації вуглецевого газу, інтенсивності світлового випромінювання температури та площі листя Ван Хентен пропонує записати таку залежність у вигляді [95]:

$$f_{photosyn.max} = \frac{c_{rad,phot} \times I_{light} \times g_{CO_2} \times \rho_{CO_2} \times (CO_2 - \Gamma)}{c_{rad,phot} \times I_{light} + g_{CO_2} \times \rho_{CO_2} \times (CO_2 - \Gamma)}, \quad (4.8)$$

де $c_{rad, phot}$ – ефективність використання світла – частка випромінення, яке бере участь у процесі фотосинтезу, $[g \times J^{-1}]$;

I_{light} – потужність фотосинтетично активного світлового випромінення на одиницю площі поверхні теплиці, $[W \times m^{-2}]$;

g_{CO_2} – провідність листів для дифузії вуглецевого газу крізь їх поверхню, $[m/s]$;

ρ_{CO_2} – густина вуглецевого газу; $\rho_{CO_2} = 1,83 \times 10^{-3} [g \times m^{-3}]$;

CO_2 – концентрація вуглецевого газу в повітрі $[ppm]$;

Γ – точка компенсації вуглецевого газу, яка відповідає фотодиханню при високому рівні освітленості $[ppm]$. Точка компенсації залежить від температури так [95]:

$$\Gamma = c_{\Gamma} \times c_{comp}^{0,1T-2}, \quad (4.9)$$

де c_{Γ} – точка компенсації вуглецевого газу при температурі 20 °C; $c_{\Gamma} = 40 [ppm]$;

c_{comp} – коефіцієнт, що враховує вплив температури на точку компенсації; $c_{comp} = 2$.

Ефективність використання світла $c_{rad, phot}$ можна розрахувати за таким виразом [95]:

$$c_{rad,phot} = c_{eff} \times \frac{CO_2 - \Gamma}{CO_2 + 2\Gamma}, \quad (4.10)$$

де c_{eff} – ефективність використання світла під час високої концентрації вуглецевого газу; $c_{eff} = 17 \times 10^{-6} [g \times J]$.

Провідність листів для дифузії вуглецевого газу крізь їх поверхню g_{CO_2} складається з двох фізичних провідностей і одної хімічної. До фізичних провідностей відносяться провідність приповерхневого шару g_{bound} та устьична провідність g_{stom} , до хімічної провідності – провідність карбоксилування $g_{хімічна}$. Зв'язок між перерахованими провідностями можна записати у вигляді [95]:

$$\frac{1}{g_{CO_2}} = \frac{1}{g_{bound}} + \frac{1}{g_{stom}} + \frac{1}{g_{carb}}. \quad (4.11)$$

Провідність приповерхневого шару g_{bound} залежить від швидкості вітру, різниці температур листя та тепличного повітря. Експериментально визначено, що для салати при різниці температур $5\text{ }^\circ\text{C}$ та швидкості вітру $0,1\text{ m/s}$, що характерно для теплиці, $g_{bound} = 0,007\text{ [m} \times \text{s}^{-1}]$.

Устьична провідність залежить від стану рослини та наявності факторів стресу для рослини. При відсутності стресу експериментально визначена устьична провідність салату для вуглецевого газу становила $0,005\text{ [m} \times \text{s}^{-1}]$.

Провідність карбоксилування g_{carb} залежить від температури. Для салату вона набуває максимального значення $g_{carb,max} = 0,004$ при температурі $17,5\text{ }^\circ\text{C}$ і наближається до нуля при температурах 5 і $40\text{ }^\circ\text{C}$.

Для діапазону температур від $5\text{ }^\circ\text{C}$ до $40\text{ }^\circ\text{C}$ провідність карбоксилування може бути описана таким виразом [95]:

$$g_{carb} = c_{carb,1} \times T^2 + c_{carb,2} \times T + c_{carb,3}, \text{ [m} \times \text{s}^{-1}] \quad (4.12)$$

де $c_{carb,1} = -1,32 \times 10^{-5}\text{ [m} \times \text{s}^{-1} \times \text{ }^\circ\text{C}^{-2}]$;

$c_{carb,2} = 5,94 \times 10^{-4}\text{ [m} \times \text{s}^{-1} \times \text{ }^\circ\text{C}^{-1}]$;

$c_{carb,3} = -2,64 \times 10^{-3}\text{ [m} \times \text{s}^{-1}]$.

4.5 Результати та обговорення [94]

Ресурсозбережність керування полягає в регулюванні освітленістю теплиці залежно від концентрації вуглецевого газу при умові отримання максимального врожаю за рахунок максимальної швидкості фотосинтезу рослини. Будемо виходити з того що, освітлення рослини повинно повністю вистачати для процесу фотосинтезу, але при цьому треба враховувати сонячне світло. Описати керування потужністю випромінювання лампи можна за допомогою виразу (4.8), який являє собою баланс між концентрацією вуглецевого газу (CO_2) та потужністю світла (I_{light}), необхідного для максимально повного фотосинтезу. Знайдемо зв'язок між ними, поділивши чисельник і знаменник на множник $c_{rad, phot} \times I_{light}$:

$$f_{photosyn.max} = \frac{g_{CO_2} \times \rho_{CO_2} \times (CO_2 - \Gamma)}{1 + \frac{g_{CO_2} \times \rho_{CO_2} \times (CO_2 - \Gamma)}{c_{rad, phot} \times I_{light}}} \quad (4.13)$$

З цього виразу можна отримати зв'язок між концентрацією вуглецевого газу (CO_2) та потужністю світла (I_{light}), що беруть участь у процесі фотосинтезу. Проблемою для виявлення такого зв'язку є відсутність даних про максимальну швидкість фотосинтезу. Для її вирішення реалізуємо вираз (4.13) та здійснимо моделювання в Simulink.

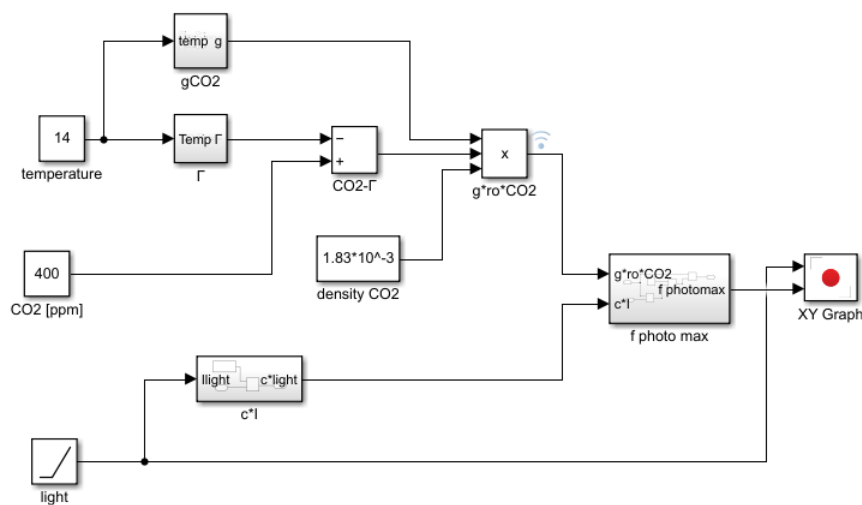


Рисунок 4.11 – Модель у Matlab Simulink, що реалізує вираз (4.13)

Підсистеми, використані в цій моделі, наведені на рисунках 4.12-4.15.

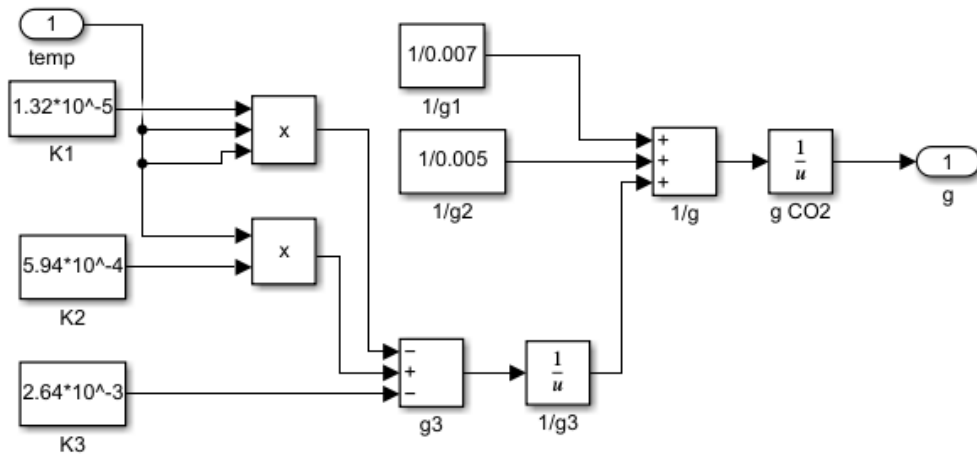


Рисунок 4.12 – Підсистема Simulink, що реалізує формули (4.11), (4.12)

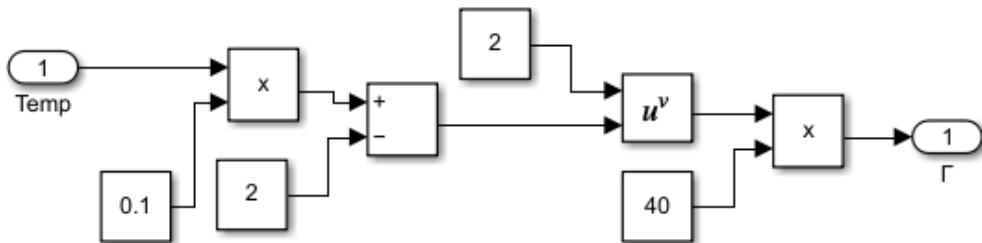


Рисунок 4.13 – Підсистема Simulink, що реалізує формулу (4.9)

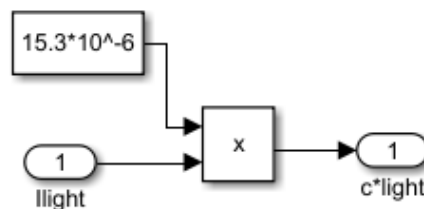


Рисунок 4.14 – Підсистема Simulink, що реалізує добуток ефективність використання світла та потужності світлового випромінення

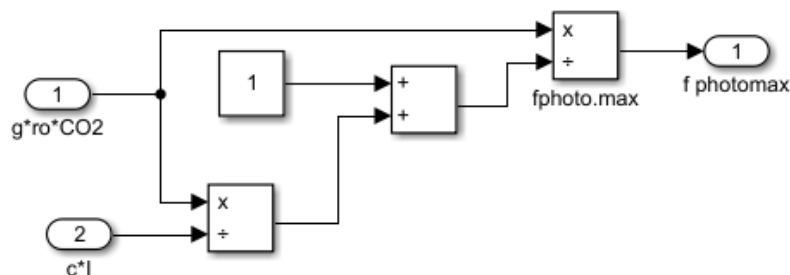


Рисунок 4.15 – Підсистема Simulink, що реалізує формулу (4.13)

Під час моделювання визначалася залежність швидкості фотосинтезу від потужності світлового випромінювання при різних значеннях концентрації вуглецевого газу, що змінювалася від 400 ppm до 1200 ppm з кроком у 200 ppm (рис. 4.16).

Для кожного випадку виявлялося значення потужності світла, при якому відбувалося насичення, що вказувало на недоцільність збільшення потужності, оскільки воно майже не впливало на швидкість фотосинтезу. Результати досліджень наведені в таблиці 4.1.

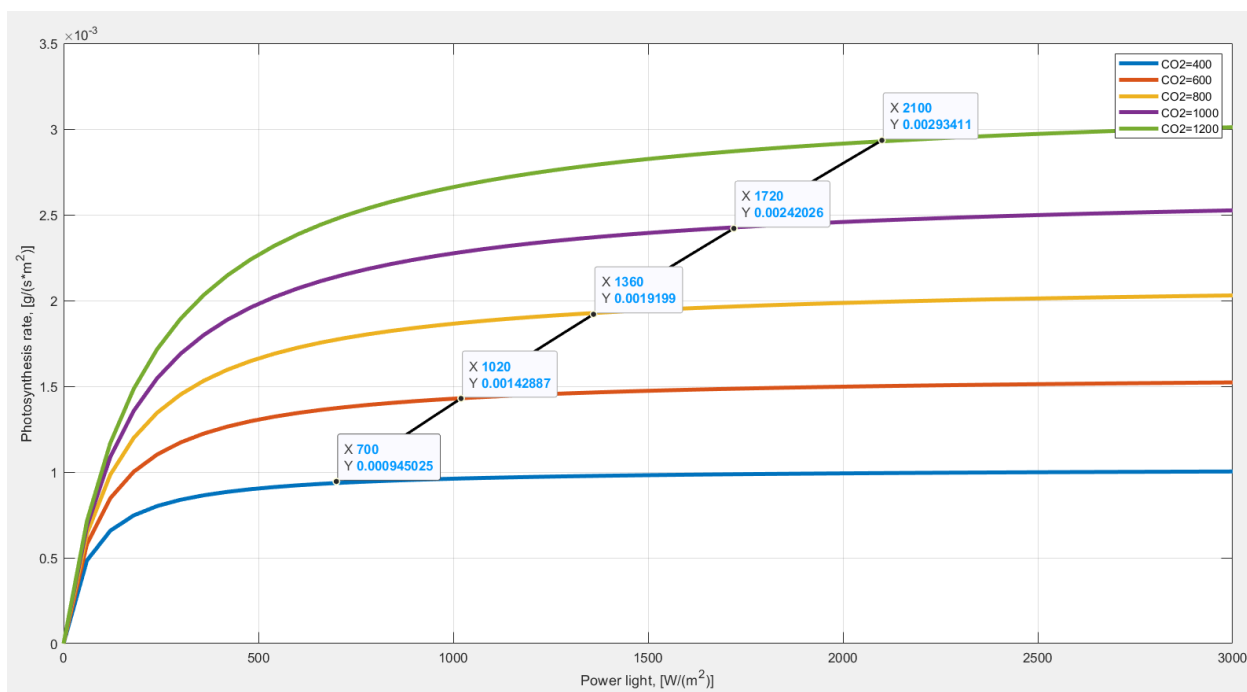


Рисунок 4.16 – Графіки залежності швидкості фотосинтезу від освітленості при концентрації CO₂ 400, 600, 800, 1000, 1200 ppm

Таблиця 4.1 – Результати моделювання у Matlab Simulink

Концентрація CO ₂ , [ppm]	400	600	800	1000	1200
Потужність світла, [W / m ²]	700	1000	1400	1700	2100
Співвідношення, [ppm × W ⁻¹ × m ²]	0,57	0,6	0,57	0,59	0,57
Усереднене значення потужності світла, [W / m ²]	700	1020	1360	1720	2100
Відносна похибка усереднення, %	0	2	2,9	1,2	0

З таблиці 4.1 видно, співвідношення концентрації вуглецевого газу до потужності світла, що бере участь в процесі фотосинтезу, знаходиться в межах від 0,57 до 0,6 [ppm × W⁻¹ × m²]. На графіках рисунка 4.16 була побудована усереднювальна пряма, яка відповідає насиченню швидкості фотосинтезу рослин. З рисунка 4.16 визначено, що збільшення потужності освітлення вище за точку насичення може змінити швидкість фотосинтезу не більше, ніж на 5%. Отже, регулювати потужність світла на одиницю площі теплиці можна відповідно до концентрації CO₂ з урахуванням коефіцієнта 0,57.

4.6 Висновки до розділу 4

Використання спрощеної математичної моделі та імітаційного моделювання в середовищі Matlab Simulink надало можливість виявити співвідношення між концентрацією вуглецевого газу [ppm] і освітленістю рослин теплиці [W/m²], при якому відбувається фотосинтез з максимальною питомою швидкістю. Для салату воно становить 0,57. Оптимум питомої швидкості фотосинтезу салату відповідає концентрації CO₂ 950 ppm при питомій потужності освітлення 542 [W × m⁻²]. Отримане співвідношення може бути переглянуте для інших тепличних культур та вимог до врожайності з урахуванням витрат на освітлення. Для салату воно може бути збільшене з метою економії електроенергії. Запропонована методика може бути використана для дослідження інших співвідношень параметрів мікроклімату

теплиці, узявши за основу рівняння енергетичного балансу або балансу водяної пари.

Отриманні результати будуть використані для побудови та дослідження ресурсозбережної системи керування мікрокліматом теплиці за рахунок керування подачею вуглецевого газу залежно від площі листя рослини та підтримання оптимуму між параметрами освітленості та концентрацією CO₂.

ВИСНОВКИ

Комплексне ресурсозбереження повинне здійснюватися на всіх стадіях життєвого циклу автоматизованих технологічних об'єктів. Воно досягається за рахунок раціонального використання ресурсів та їх економії. В роботі приділяється увага матеріальним та енергетичним складовим ресурсозбереження.

Показано, що підвищити ефективності функціонування автоматизованих технологічних об'єктів можна на основі комплексної розробки та впровадження інтелектуальних ресурсозберігаючих технологій функціонування технічного обладнання на стадіях життєвого циклу. Одним із шляхів підвищення ресурсозбереження є науково-обґрунтований вибір параметрів і режимів керування технологічними процесами.

Зменшити витрати матеріалів можна за рахунок більш точного регулювання параметрів технологічних процесів та використання ресурсозбережних технологій.

В розділах 1 та 2 наведені дослідження з ресурсозбереження щодо вибору режимів керування, синтезу регуляторів та системи керування на прикладі підготовки та транспортування газу.

В розділі 3 запропоновано за рахунок утилізації твердих відходів отримувати тепло. Показано, що завдяки використанню новітніх технологій і вибору режимів роботи системи керування можна значно підвищити ККД котла та зменшити шкідливі викиди у довкілля.

В розділі 4 досліджується питання використання димних газів підприємств для тепличних господарств. Це дає змогу збільшити врожайність тепличних сільськогосподарських культур в 1,5-2 рази і зменшити забруднення довкілля та парниковий ефект.

Перелік джерел посилання

1. Акульшин О. І., Акульшин О. О., Бойко В. С., Дорошенко В. М., Зарубін Ю. О. Технологія видобування, зберігання і транспортування нафти і газу: навч. посіб. Івано-Франківськ: факел, 2003. 434 с.
2. Ширковский А. И. Разработка и эксплуатация газовых и газоконденсатных месторождений: учеб. пособ. Москва: недра, 1987. 309 с.
3. Кубанов А. Н., Исмагилов П. П., Слугин И. И., Федулов Д. М., Снежко Д. Н. Опыт применения пластинчатых теплообменников на промышленных установках подготовки природных газов. *Вести газовой науки: Актуальные проблемы добычи газа*. 2018. № 1 (33). С.136–142.
4. Камский П. Автоматизация установки комплексной подготовки газа на базе отказоустойчивой системы S7-400H. *Современные технологии автоматизации*. 2012. № 2. С.30–37.
5. Витковский С. А., Дубинский В. И. Автоматизированная система управления установкой подготовки попутного нефтяного газа. *Современные технологии автоматизации*. 2009. № 4. С.26–32.
6. Гурбанов А. Н., Искендеров Е. Х. Использование метанола в качестве ингибитора гидратообразования в газовой промышленности. *Розвідка та розробка нафтових і газових родовищ*. 2010. № 4(37). С. 113–117.
7. Колчин А. В., Коробков Г. Е., Янчушка А. П., Ямалетдинова К. Ш. Повышение эффективности использования метанола в магистральной системе транспорта газа на этапе подготовки. *Успехи современного естествознания*. 2018. № 1. С.102–108.
8. Лаврухин Р. С. Разработка и внедрение АСУТП установки комплексной подготовки газа. *Автоматизация в промышленности*. 2016. № 8. С.19–24.
9. Лежнев М. В., Рапопорт Э. Я., Данилушкин И. А. Численное моделирование процессов теплопереноса в противоточном теплообменном аппарате. *Моделирование и оптимизация динамических систем и систем с*

распределёнными параметрами: труды пятой всерос. науч. конф. с международ. участием. Часть 2. (г. Самара, 29–31 мая 2008 г.) Самара, 2008. С. 66–69.

10. Vychuzhanin V. V. Setting regulator parameters in a programmable logic integral circuit for automatic control systems of heat exchangers. *Applied Aspects of Information Technology. Information Measuring and Control Systems*. 2019. Vol.2 No.4. P. 328–344.

11. Прокопов А. В., Кубанов А. Н., Истомин В. А., Федулов Д. М., Цацулина Т. С. Современное состояние технологий промышленной подготовки газа газоконденсатных месторождений. *Вести газовой науки*. 2015. № 3 (23). С. 100–108.

12. Пушнов Б. В., Долганов И. М., Дукарт С. А. Технико-экономический анализ способов подготовки углеводородного газа на месторождениях-сателлитах. *Газовая промышленность*. 2019. № 7 (787). С. 94–101.

13. Володін С., Мирончук В. Підвищення працездатності трубопровідної арматури в технологічних процесах. *Scientific Works*. 2017. Том 80(1). С. 49–53.

14. Гарганеев А. Г., Каракулов А. С., Ланграф С. В. Электропривод запорной арматуры: монография. Томск: Издательство Томского политехнического университета, 2012. 157с.

15. Truong Quang Dinh, Kyoung Kwan Ahn, Jong-Il Yoon, Maolin Jin, Chin Tae Choi. Design of an online tuning modified-grey fuzzy PID controller for nonlinear systems. *Fluid Power and Mechatronics (FPM): materials internat. conf.* (Beijing, China, 17-20 August 2011). Beijing, 2011. P. 481–486.

16. Кайзер К. Х., Бешта О. С., Єрмолаєв І. О. Стан і перспективи розвитку електроприводів трубопровідної арматури. *Електромеханічні і енергозберігаючі системи*. Кременчук, 2012. Випуск 3/(19). С.125-127.

17. Малютин Д. М. Сравнение основных характеристик многооборотных электроприводов трубопроводной арматуры с

характеристиками отечественных и зарубежных аналогов. *Известия ТулГУ. Технические науки*. Тула, 2011. Вып. 5. Ч. 2. С. 41–60.

18. Smirnov Y. S. Yurasova E. V., Funk T A. Energoinformatics of a gearless mechatronic systems. *Procedia Engineering*. 2015. Vol.129. P. 992– 996.

19. Kulinchenko H., Masliennikov A., Bahuta V., Chervyakov V. Assessment of efficiency of electric drive of valve. *Східно-Європейський журнал передових технологій*. Харків, 2019. № 4/8 (100). P. 36–44.

20. Adhul S. V., Nandagopal J. L., Revathi H. Control electronics module for flow control valve using FPGA. *Power and Computing Technologies: materials international conf. on circuit , (ICCPCT)*. (Kollam, India, Apr. 20-21, 2017). Kollam, 2017. P. 1–5.

21. Ланчаков Г. А., Кульков А. Н., Зиберт Г. К. Технологические процессы подготовки природного газа и методы расчета оборудования: монография. Москва: Москва: Недра, 2000. С. 202–212.

22. Истомин В. А., Колинченко И. В., Деревягин А. М., Селезнев С. В. Метод точки росы для оценки капельного уноса углеводородов в процессе подготовки газа валанжинских залежей. *Наука и техника в газовой промышленности*. Санкт-Петербург, 2006. № 4. С.37–41.

23. Бусыгин И. Г., Бусыгина Н.В., Николаев В. В. Основные процессы физической и физико-химической переработки газа: учеб. пособ. Москва: ОАО Издательство «Недра», 1998. 184 с.

24. Писарев М. О., Долганов И. М., Ивашкина Е. Н. Моделирование работы разделителей жидкости установки подготовки газа и газового конденсата в технологии низкотемпературной сепарации. *Фундаментальные исследования*. Томск, 2015. № 6-1. С. 63–66.

25. Горбійчук М. І., Кулинин Н. Л. Математична модель процесу низькотемпературної сепарації газу. *Науковий вісник національного технічного університету нафти і газу*. Івано-Франківськ, 2003. №1(13). С. 88–92.

26. Семёнов Н. М. Моделирование гравитационного газового сепаратора. *Вестник науки Сибири*. 2012. №1(2). С. 139–145.

27. Сурков М. Ю., Сидорова А. А. Исследование и разработка модели горизонтального сепаратора установки и подготовки нефти. *Молодежь и современные информационные технологии: сборник трудов 12-й междунаро. науч.-практ. конф. студентов, аспирантов и молодых учёных, г. Томск, 17-20 февраля 2020 г. Томск, 2020. С. 254–255.*

28. Кулінченко Г. В., Леонтьєв П. В. Завдання оптимального керування установкою комплексної переробки природного газу. *Фізичні процеси та поля технічних і біологічних об'єктів: матеріали XII міжнар. наук.-тех. конф., м. Кременчук, 8-10 листоп. 2013 р. Кременчук, 2013. С. 23–24.*

29. Белов М. П., Рассудов Л. Н., Тигист Т. Т. Расчет переходных процессов в магистральных трубопроводах на основе инвертирования трансцендентных передаточных функций. *Известия СПбГЭТУ «ЛЭТИ»*. Санкт-Петербург, 2003. №1. С. 3–6.

30. Åström K. J., Hägglund T. *Advanced PID control: ISA: The Instrumentation, Systems, and Automation Society*. NC: Research Triangle Park, 2006. 460 p.

31. Мишанов М. С., Гладышев И. С., Байдали С. А. Методы расчета регуляторов одноконтурных САУ. *Современные техника и технологии: материалы 17-й Международ. науч.-практ. конф., г. Томск, 18-22 апреля 2011 г. 2011. С. 396–397.*

32. Жмудь В. А., Димитров Л. В. Основные ошибки при оптимизации регуляторов для замкнутых систем управления. *Автоматика и программная инженерия*. Новосибирск, 2016. №2(16). С. 47–61.

33. Денисенко В. В. ПИД-регуляторы: принципы построения и модификации. Ч.1. *Современные технологии автоматизации*. Москва, 2006. №4. С. 66–74.

34. Денисенко В. В. ПИД-регуляторы: вопросы реализации. Ч.2. *Современные технологии автоматизации*. Москва, 2008. №1. С. 86–99.

35. Евсеенко О. Н. Обзор существующих типов регуляторов температуры тепловых объектов. *Вісник НТУ «ХПИ»*. Харків, 2016. № 15 (1187). С. 16–21.
36. Кулінченко Г. В., Павлов А. В., Леонтьєв П. В. Формування підходу до побудови регулятора процесу низькотемпературної сепарації природного газу. *Вісник Вінницького політехнічного інституту*. Вінниця, 2015, № 6 (123). С. 9–17.
37. Ткачов Р. Ю. О практической реализации регулятора Ресвика. *ABIA-2006: матеріали 7-й міжнар. наук.-практ. конф., м. Київ, 25-27 вересня 2006 р.* Київ. С. 65–69.
38. Гоголь И. В., Ремизова О. А., Сыроквашин В. В., Фокин А. Л. Синтез робастных регуляторов для объекта с запаздыванием с использованием традиционных законов регулирования. *Известия высших учебных заведений. Приборостроение*. Санкт-Петербург, 2019. Т. 62, № 3. С. 199–207.
39. Фуртат И. Б. Адаптивное управление объектом с запаздыванием по управлению без использования прогнозирующих устройств. *Управление большими системами*. Москва, 2012. Выпуск 40. С. 144–163.
40. Крих Г. Б., Матіко Г. Ф., Кріль Б. А. Моделирование системы керування з регулятором на підставі внутрішньої моделі. *Науковий вісник НЛТУ України*. Львів, 2019. т. 29, № 9. С. 161–168.
41. Getu B. N. Modelling and Analysis of a Nonlinear System using Simulink. *International Conference on Electrical and Computing Technologies and Applications (ICECTA): materials*, Ras Al Khaimah, United Arab November 19-21, 2019. Ras Al Khaimah, 2019. P. 1-4.
42. Лозгачев Г. И. Синтез модальных регуляторов по передаточной функции замкнутой системы. *Автоматика и Телемеханика*. Москва, 1995. №5. С. 49–55.
43. Михалевич С. С., Байдали С. А., Чучалин И. П., Москалев В. А. Алгоритм моделирования систем автоматического управления методом пространства состояний. *Известия Томского политехнического университета*. Томск, 2012. Т. 321. № 5. С. 233–237.

44. Федотов И. А. Синтез ПИД-регуляторов на основе методов пространства состояний и техники линейных матричных пространств. *Вестник Нижегородского университета им. Н.И. Лобачевского*. Нижний Новгород, 2014. № 4 (1). С. 445–455.

45. Крыжановская Ю. А. Синтез модального регулятора для дискретных систем управления. *Проектирование инженерных и научных приложений в среде MATLAB*: Труды II науч. конф., г. Москва, 25-26 мая 2004 г. Москва, 2004. С. 1000–1005.

46. Прокопьев А. П., Иванчура В. И., Емельянов Р. Т. Параметрический синтез модели регулятора нелинейной системы управления модальным методом. *Journal of Siberian Federal University. Engineering & Technologies*. Красноярск, 2017. 10(4). С. 497–507.

47. Капалин В. И., Данг Ван Уи. Синтез нелинейных систем управления по заданным показателям качества. *Системи обробки інформації*. Харків, 2001. выпуск 6(16). С. 239–241.

48. Воевода А. А., Иванов А. Е. Пример модального синтеза для нелинейного объекта с использованием нелинейных обратных связей. *Сборник научных трудов НГТУ*. Новосибирск, 2013. № 2 (72). С. 3–9.

49. Борисевич А. В. Применение метода продолжения решения по параметру для линеаризации по обратной связи и идентификации нелинейных систем управления. *Интернет-журнал «НАУКОВЕДЕНИЕ»*. Москва, 2013. №1. С. 1–16.

50. Филлюшов В. Ю. Примеры нелинейных обратных связей для нелинейных объектов. *Сборник научных трудов НГТУ*. Новосибирск, 2016. № 3(85). С. 61–70.

51. Гурлова Н. А., Давыдова Д. Н., Филатов М. В., Костюк А. И. Синтез управления гибким манипулятором с использованием линеаризации обратной связью. *Информационные системы и технологии ИСТ-2017*: материалы международ. науч.-тех. конф., г. Нижний Новгород, 21 апреля 2017 г. Нижний Новгород, 2017. С. 656–662.

52. Сигова О. Б., Кротков Е. А. Моделирование процесса подготовки газа к транспортировке. *Математическое моделирование и краевые задачи*. Самара, 2009. часть 2. С. 161–165.

53. Корнієнко В. І. Автоматизація оптимального керування процесами дроблення і здрібнювання руд: монографія. Дніпропетровськ: Національний гірничий університет, 2013. 193с.

54. Писаренко А. В., Татауров М. П. Синтез безошукОВОї адаптивної системи методом функції Ляпунова з використанням спостерігаючого пристрою. *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*. Харків, 2015. 1/2 (73). С. 55–60.

55. Kulichenko H., Leontiev P., Drozdenko O. Development of extreme regulator of separation moisture from the gas stream. *ScienceRise ISSN 2313-8416*. Tallin Estonia, 2021. No. 2 (73). P. 14–23.

56. Andreev S. M., Sologubov A. Yu., Parsunkin B. N. Synthesis of seeking automatic optimization system for process combustion fuel. *Russian Internet Journal of Industrial Engineering*. 2016. vol.4, no.1. P. 74–83.

57. Rubanov V. G., Bushuev D. A. Simulation of extremum seeking control systems using Matlab and Simulink as mean of dynamics analysis. *Научные ведомости БелГУ*. Белгород, 2012. №19 (138), 24/1. P. 169–175.

58. Петров И. В. Программируемы контроллеры. Стандартные языки и приемы прикладного проектирования. Под ред. В.П. Дьяконова. Москва: СОЛОН-Пресс, 2004. 256с.

59. Байкова Т. В., Ларин Д. М., Емельянов А. В., Митенов А. А., Стеньгач А. А. Разработка программного обеспечения SCADA «Лабораторные системы» для решений по автоматизации программно-технических комплексов уровня экспериментальной установки. *Молодежь в науке: сборник докладов 15-й науч.-тех. конф., г. Саров 25-27 окт. 2016 г.* Саров, 2016. С. 446–452.

60. Kulinchenko H. Simulation of the excess expander gas pressure utilization plant / H. Kulinchenko, A. Panych, P. Leontiev, V. Zhurba // *ScienceRise*. – 2022. – No. 3 (80). P. 3–13. – ISSN 2313-8416. DOI: 10.21303/2313-8416.2022.002545

61. Кику А. Г. Синтез укорочених моделей динамічних об'єктів / А. Г. Кику, Е. Ю. Рева // *Адаптивні системи автоматичного управління : міжвідомчий науково-технічний збірник*. – 2008. – № 13 (33). – С. 77–82.

62. Павлюков М. С. Зменшення порядку моделі електроприводу ланки зварювального маніпулятора / М. С. Павлюков, І. М. Ляшенко, Б. І. Приймак // *Матеріали конференції «Сучасні проблеми електро енерготехніки та автоматики»*, НТУУ «КПІ ім. Ігоря Сікорського». – Київ: НТУУ «КПІ ім. Ігоря Сікорського». – 2018. – С. 540–543.

63. Freitas F. D. Gramian-based reduction method applied to large sparse power system descriptor models / F. D. Freitas, J. Rommes, N. Martins // *IEEE Transactions on Power Systems*. – 2008. – Vol. 23, Issue 3. – P. 1258–1270. DOI: 10.1109/TPWRS.2008.926693

64. Rugh W. J. Research on gain scheduling / W. J. Rugh, J. S. Shamma // *Automatica*. – 2000. – Vol. 36, Issue 10. – P. 1401–1425. DOI: 10.1016/S0005-1098(00)00058-3

65. Bilfeld N. V. PID Controller design with control system toolbox of MATLAB / N. V. Bilfeld // *Technical sciences*. – 2015. – № 3–4 (37–38). – P. 11–20.

66. Шеремет О. І. Теоретичні аспекти синтезу релейних регуляторів для електроприводів постійного струму / О. І. Шеремет, О. О. Ткаченко // *Науковий вісник Донбаської державної машинобудівної академії*. – 2017. – № 3 (24Е). – С. 97–102.

67. Kulinchenko H. Development of the method of constructing the expander turbine rotation speed regulator / H. Kulinchenko, V. Zhurba, A. Panych, P. Leontiev // *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. – 2023. – Vol. 2, No. 2 (122). – P. 44–52. DOI: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2023.276587>.

68. Ващишак Ірина Романівна/ Мультипаливний котел на теплових трубках // Науковий вісник НЛТУ України . 2018. №1.

69. Канигін О.В. Підвищення ефективності газових жаротрубних водогрійних котлів Дисертація здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за 05.14.06 – Технічна теплофізика та промислова теплоенергетика, 144 – Теплоенергетика. - Київ – 2018, 246 с.

70. Olli Sippula, Kati Huttunen, Jouni Hokkinen, Sara Kärki, Heikki Suhonen, Tuula Kajolinna, Miika Kortelainen, Tommi Karhunen, Pasi Jalava, Oskari Uski, Pasi Yli-Pirilä, Maija-Riitta Hirvonen, Jorma Jokiniemi Emissions from a fast-pyrolysis bio-oil fired boiler: Comparison of health-related characteristics of emissions from bio-oil, fossil oil and wood // Elsevier Volume 248, May 2019, Pages 888-897

71. С. Ф. Кудашев, М. Н. Сарайкин Анализ существующих видов пиролизных котлов

72. О. В. Шаповал, Н. В. Чепурна, М. А. Кириченко Аналіз ефективності роботи повітряного теплового насоса залежно від коливань температури зовнішнього повітря // Вентиляція, освітлення та теплогазопостачання. Вип. 37, 2021. – С. 24-30.

73. К. В. Юхимчук, В. В. Петрусь Порівняльний аналіз використання теплових насосів та газових котлів для теплопостачання багатоповерхового житлового будинку 2019 р.
<https://ir.lib.vntu.edu.ua/bitstream/handle/123456789/25029/52975.pdf?sequence=2&isAllowed=y>

74. Bezrodnyi M., Lysenko T., Oslovskyy S. Thermodynamic efficiency of heat pump heating and ventilation scheme using the heat of ground and ventilation emissions // Science and Technology of the XXI Century : the XIX All-Ukrainian Students R&D Conference Proceeding, (Kyiv, November 29, 2018) / National Technical University of Ukraine „Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute“. – Part I. – Kyiv, 2018. – P. 122.

75. Галянчук І. Р. Моделювання конвективних теплопередавальних систем парових котлів ТЕС – Автореферат дисертації на здобуття наукового ступеня канд. техн. наук за спец. «05.14.06 – Технічна теплофізика та промислова теплоенергетика», Львів – 2020 р. – 20 с.

76. Пыльнев В. Г., Звегинцева А. М., Назаренко М. О. Построение математической модели системы автоматического регулирования пиролизного котла // WORLD SCIENCE: PROBLEMS AND INNOVATIONS: сборник статей XXXIII Международной научно-практической конференции – Пенза: МЦНС «Наука и Просвещение». – 2019. – С. 104-110.

77. Elie Tawil P. E. Boiler Classification and Application <https://www.cedengineering.com/userfiles/Boiler%20Classification%20and%20Application.pdf>

78. ГАЗОГЕНЕРАТОР. ПИРОЛИЗНЫЕ КОТЛЫ. // Газогенератор URL: <http://gazogenerator.com/oborudovanie/gazogenerator-piroliznye-kotly/> (дата звернення: 22.11.2021).

79. Redfern, Kyle D., "Utilization of pyrolysis oil in industrial scale boilers" (2013). Graduate Theses and Dissertations. 13067. <https://lib.dr.iastate.edu/etd/13067>

80. Принцип работы пиролизного твердотопливного котла длительного горения // Гидпроект URL: <http://gidproekt.com/princip-raboty-piroliznogotverdotoplivnogo-kotla-dlitelnogo-goreniya.html> (дата звернення: 22.11.2021).

81. Расчет мощности и расхода дров // Самогрейка URL: <http://samogreyka.ru/raschet-moshhnosti.html> (дата звернення: 22.11.2021).

82. ШИЛИН, А.А. УПРОЩЕНИЕ МОДЕЛИ СЛОЖНОЙ ТЕПЛООБМЕННОЙ СИСТЕМЫ ДЛЯ РЕШЕНИЯ ЗАДАЧИ РЕЛЕЙНОГО УПРАВЛЕНИЯ [Электронный ресурс] / А.А. ШИЛИН, В.Г. БУКРЕЕВ. — Электрон. журн. — Москва: МАИК "Наука/Интерпериодика", 2014.

83. Шилин А.А., Букреев В.Г., Койков К.И. Математическая модель нелинейной системы с запаздыванием // Приборы и системы. Управление, контроль, диагностика. 2013. № 6. С. 3–10

84. Ziegler J.G., Nichols N.B. Optimum settings for automatic controllers // Trans. ASME. 1942. Vol. 64. P. 7599768.

85. Лукас В.А. Теория автоматического управления. – М.: Недра, 1990.

86. Greenhouse Carbon Dioxide Supplementation / URL: <https://extension.okstate.edu/fact-sheets/greenhouse-carbon-dioxide-supplementation.html> (дата звернения: 28.12.2022).

87. CO2 and crops: NAS vs. Science / URL: <https://wattsupwiththat.com/2019/01/21/co2-and-crops-nas-vs-science/> (дата звернения: 28.12.2022).

88. Remote Control of Greenhouse Vegetable Production with Artificial Intelligence—Greenhouse Climate, Irrigation, and Crop Production [Silke Hemming](#), [Feije de Zwart](#), [Anne Elings](#) et. Sensors 2019, 19(8), 1807.

URL: <https://www.mdpi.com/1424-8220/19/8/1807/htm> (дата звернения: 28.12.2022).

89. Effects of Rising Atmospheric Concentrations of Carbon Dioxide on Plants / URL: <https://www.nature.com/scitable/knowledge/library/effects-of-rising-atmospheric-concentrations-of-carbon-13254108/> (дата звернения: 28.12.2022).

90. Center Experiment #3: Final Results / URL: http://www.co2science.org/education/experiments/center_exp/experiment3/exp3_final.php (дата звернения: 28.12.2022).

91. How Do Increased Carbon Dioxide Levels Affect Plant Growth? / URL: <https://csef.usc.edu › History › Projects › J2321> (дата звернения: 28.12.2022).

92. Johnson CO2 Generator / URL: <https://www.greenhousemegastore.com/collections/co2-generators/products/johnson-co2-generator?variant=42701237289159> (дата звернения: 28.12.2022).

93. Using CO2 Generator w. Marijuana / URL: https://greencultured.co/using-co2-generator-w-marijuana-grow-rooms/?utm_referrer=https%3A%2F%2Fwww.google.com%2F (дата звернення: 28.12.2022).

94. Sokolov S. (2023). Optimization of greenhouse microclimate parameters considering the impact of CO2 and light. Journal of Engineering Sciences, Vol. 10(1), pp. G14-G21, doi: [10.21272/jes.2023.10\(1\).g2](https://doi.org/10.21272/jes.2023.10(1).g2).

95. Van Henten E. J. Greenhouse climate management: an optimal control approach. – Wageningen University and Research, 1994.