

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»
ІМ. І. СІКОРСЬКОГО

Інженерно-хімічний факультет

(повна назва інституту/факультету)

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

(повна назва кафедри)

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

_____ А.І. Жученко
(підпис) (ініціали, прізвище)

“ ____ ” _____ 2019 р.

Дипломний проект

на здобуття ступеня бакалавра

з напрямку підготовки 6.050202 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології»

на тему: Автоматизація процесу вакуумної мембранної дистиляції

Виконав студент 4 курсу, групи ЛА-51

_____ Береза Олег Миколайович _____

(прізвище, ім'я, по батькові)

(підпис)

Керівник _____ к. т. н., доцент Ладієва Л. Р. _____

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

(підпис)

Консультант Охорона праці _____ к. т. н., доцент Ковтун І.М. _____

(назва розділу)

(посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали)

(підпис)

Рецензент _____

(посада, науковий ступінь, вчене звання, науковий ступінь, прізвище та ініціали)

(підпис)

Засвідчую, що у цьому дипломному проекті немає запозичень з праць інших авторів без відповідних посилань.

Студент _____
(підпис)

Київ – 2019 року

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»

ІМ. І. СІКОРСЬКОГО

Інженерно-хімічний факультет

(повна назва інституту/факультету)

Кафедра автоматизації хімічних виробництв

(повна назва кафедри)

До захисту допущено

Завідувач кафедри

_____ А.І. Жученко
(підпис) (ініціали, прізвище)

“ ___ ” _____ 2019 р.

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА

на здобуття ступеня бакалавра

з напрямку підготовки 6.050202 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології»

на тему: Автоматизація процесу вакуумної мембранної дистиляції

Виконав студент 4 курсу, групи ЛА-51

_____ Берега Олег Миколайович

(прізвище, ім'я, по батькові)

_____ (підпис)

Керівник _____ к. т. н., доцент Ладієва Л. Р.

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

_____ (підпис)

Консультанти

Охорона праці

(назва розділу)

_____ к. т. н., доцент Ковтун І.М.

(посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали)

_____ (підпис)

_____ (назва розділу)

_____ (посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали)

_____ (підпис)

_____ (назва розділу)

_____ (посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали)

_____ (підпис)

_____ (назва розділу)

_____ (посада, вчене звання, науковий ступінь, прізвище, ініціали)

_____ (підпис)

Київ – 2019 року

**Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»
ім. І. Сікорського**

Інститут (факультет) Інженерно-хімічний факультет
(повна назва)

Кафедра Автоматизації хімічних виробництв
(повна назва)

Рівень вищої освіти – перший (бакалаврський)

Напрямок підготовки 6.050202 Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології

(код і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

_____ А.І. Жученко
(підпис) (ініціали, прізвище)

« ____ » _____ 2019 р.

ЗАВДАННЯ

на дипломний проект студенту

Березі Олегу Миколайовичу

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проекту Автоматизація процесу вакуумної мембранної дистиляції,
керівник проекту Ладієва Леся Ростиславівна, к. т. н., доцент
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від «12» травня 2019 р. № 1525

2. Термін подання студентом проекту _____

3. Вихідні дані до проекту система керування, що забезпечує задані часові показники якості процесу керування

4. Зміст пояснювальної записки

Аналіз процесу вакуумної мембранної дистиляції; розробка схеми автоматизації процесу; математичне моделювання мембранного модуля; синтез та дослідження системи керування мембранного модуля; охорона праці.

5. Перелік графічного матеріалу (із зазначенням обов'язкових креслеників, плакатів, презентацій тощо) Схема автоматизації процесу вакуумної мембранної дистиляції, принципова електрична схема дистанційного керування електричних двигунів, монтажньо-комутаційна схема до системи дистанційного керування та технологічних блокувань.

6. Консультанти розділів проекту

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Охорона праці	Ковтун І.М., доцент		

7. Дата видачі завдання _____

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання дипломного проекту	Термін виконання етапів проекту	Примітка
1	Аналіз процесу вакуумної мембранної дистиляції	1.04.2019	
2	Розробка схеми автоматизації	08.04.2019	
3	Отримання математичної моделі мембранного модуля	20.04.2019	
4	Дослідження статичного і динамічного режимів об'єкта керування	23.04.2019	
5	Синтез системи керування	06.05.2019	
6	Розробка креслень	25.05.2019	
7	Охорона праці	03.06.2019	

Студент

_____ (підпис)

Берега О. М.
(ініціали, прізвище)

Керівник проекту

_____ (підпис)

Ладієва Л. Р.
(ініціали, прізвище)

Реферат

Дипломний проект присвячений розв'язанню задачі проектування та дослідження системи керування процесом вакуумної мембранної дистиляції для концентрації біоетанолу.

В дипломному проекті проведено дослідження процесів у мембранному модулі, і на основі нього складено математичну модель процесу вакуумної мембранної дистиляції. Визначено новий критерій керування, проведено автоматизацію, вибрані прилади для автоматизації, сформовані статичні та динамічні характеристики, проведено оптимізацію параметрів роботи процесу, розраховано витратомір змінного перепаду тиску.

За результатами досліджень теми дипломного проекту опубліковано тезисні доповіді на 2 конференції, подано патент на корисну модель.

Пояснювальна записка до дипломного проекту має обсяг 65 сторінок та містить 26 рисунків, 3 таблиці, 12 літературних джерела.

Результати роботи можуть бути використані та впроваджені в системах керування процесом вакуумної мембранної дистиляції для зменшення енергетичних витрат для якісного перебігу процесу.

Ключові слова: мембрана, дистиляція, вакуум, концентрація, парціальний тиск, розрідження, мембранний модуль, біоетанол, математична модель, система керування.

Abstract

The diploma project is devoted to solving the problem of designing and researching the control system of the vacuum membrane distillation process for the concentration of bioethanol.

In the diploma project the research of processes in the membrane module was carried out, and on the basis of it the mathematical model of the process of vacuum membrane distillation was made. The new control criterion was determined, automation was carried out, the selected devices for automation, the static and dynamic characteristics were formed, the optimization of the parameters of the work of the process was carried out, the flowmeter of the alternating pressure drop was calculated.

According to the research results of the topic of the thesis project, these reports have been published at 2 conferences, a patent for a useful model has been submitted.

The explanatory note to the diploma project has a volume of 65 pages and contains 26 figures, 3 tables, 12 literary sources.

The results of the work can be used and implemented in vacuum membrane distillation process control systems to reduce energy costs for the qualitative flow of the process.

Key words: membrane, distillation, vacuum, concentration, partial pressure, rarefaction, membrane module, bioethanol, mathematical model, control system.

ЗМІСТ

Вступ.....	5
1. Технологічний процес вакуумної мембранної дистиляції.....	6
1.1 Процес вакуумної мембранної дистиляції як об’єкт керування	6
1.2 Варіанти автоматизації процесу мембранної дистиляції.....	29
2. Математичне моделювання процесу вакуумної мембранної дистиляції.....	33
2.1 Математична модель мембранного модуля як об’єкта керування....	33
2.2 Моделювання статички процесу вакуумної мембранної дистиляції.....	36
2.3 Моделювання динаміки процесу вакуумної мембранної дистиляції.....	40
3. Автоматична система керування.....	44
3.1 Налаштування ПІ-регулятора за допомогою MATLAB SISOtool....	44
4. Технічні засоби автоматизації.....	46
4.1 Розрахунок метрологічних характеристик вимірювального каналу.....	46
4.2 Розрахунок витратоміра змінного перепаду тиску.....	50
5. Динамічна оптимізація процесу вакуумної мембранної дистиляції.....	55
5.1 Оптимальне керування.....	55
6. Охорона праці.....	62
6.1. Шум і вібрація.....	62
6.2. Виробниче освітлення.....	64
6.3. Електробезпека.....	64
6.4 Повітря робочої зони.....	66
6.5 Вибухопожежонебезпека.....	68

ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ				
З	Л	№ докум.	Підп	Дат
Розроб	Берега О.			
Перев	Ладієва Л.			
Реценз				
Затв.	Жученко А.			
Процес вакуумної мембранної дистиляції			Лім.	Арк.
			4	75
НТУУ “КПІ”, ІХФ, ЛА-51				

Висновок.....71

Список використаної літератури.....72

					ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	
3	А	№ докум.	Підп	Д		5

- вітрова енергетика використовується при трансформації енергії руху повітряних мас в інші форми енергії. Це давня технологія використовувалася в вітряних млинах, а також для приведення в рух засобів пересування, здійснення важкої фізичної роботи. Енергію вітру відносять до відновлюваних джерел, вона екологічно чиста.

- газифікація вугілля – це процес трансформації вугілля в штучні газові або рідкі палива, які є менш екологічно шкідливими.

Одним з найперспективніших джерел альтернативної енергетики є біологічне паливо – біоетанол

Розглянемо технологію виготовлення біоетанолу детальніше.

Етанол виробляють методом бродіння глюкози (цукрів, сахарози та інших) у безкисневому середовищі спиртовими дріжджами. Раніше етанол, що виготовляли таким шляхом, застосовувався у виробництві алкогольних напоїв і лише незначні частини, отримані за допомогою хімічних реакцій, використовували у промисловості. За останні 25 років ситуація радикально змінилася. Наразі лише 15% етанолу використовують у виробництві алкогольних напоїв, інше – як домішки до пального для двигунів внутрішнього згорання.

Етанол утворений з біомаси і застосовується як додаток до пального, називають паливним етанолом, або біоетанолом.

Біоетанол – це продукт біоконверсії вуглеводовмісної сировини (біомаса та/або органічні фракції відходів) з визначеною кількістю супутніх та денатуруючих домішок.

Чи не будь-який матеріал рослинного походження може бути використаний для виготовлення біоетанолу. Всі рослини містять цукри, які можуть бути підготовлені для виробництва біоетанолу в процесі так званої "біохімічної конверсії (перетворення)." Рослинну сировину також можна перетворити в біоетанол. Для цього потрібно сировині надати впливу тепла і хімічних речовин у процесі, що називається «термохімічна конверсія».

					ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	
3	А	№ докум.	Підп	Д		

Ячмінь	58	370	2150
Жито	30	340	1020

Біоетанол комбінують з бензином у різних співвідношеннях для використання в якості палива для автомобілів [1].

Існують різні види палива з вмістом біоетанолу, наприклад:

E-5, E-10 – це бензин з вмістом біоетанолу 5 та 10 % відповідно. Такий вид палива реалізують більшість автозаправних станцій у США та країнах ЄС. Автомобілі, що виготовлені після 2000 року можуть функціонувати на сумішах біоетанолу з бензином (з вмістом біоетанолу до 10%) без шкідливого впливу на двигуна та без жодних змін у конструкції.

E85 – суміш біоетанолу з бензином, що містить від 51% до 83% етанолу, в залежності від географічного положення країни та пори року. Однак використання такого виду пального у автомобілях зі звичайним бензиновим двигуном протизаконне та може призвести до його поломки. Такий вид палива можуть використовувати автомобілі, що називаються FFV ([flexible-fuel vehicles](#)) – автомобілі з «гнучким двигуном», які можуть спалювати паливо з будь-якою концентрацією біоетанолу. Дані автомобілі використовують таке паливо, як E-15, E-20, E-30 та інші суміші з вмістом біоетанолу до 85%.

Найбільш поширенні FFV зазнали у Бразилії. У 2010 році до виготовлення автомобілів з гнучким двигуном долучилися Chevrolet, Fiat, Ford, Peugeot, Renault, Volkswagen, Honda, Mitsubishi, Toyota, Citroen, Nissan і KiaMotors.

Кількість автомобілів із «гнучким двигуном» у 2004 році складала 22% від загальної кількості проданих автомобілів, 73% – у 2005 р. 87,6% – у липні 2008 року і досягли кількісного рекорду 94% у серпні 2009 року. У 2009 році кількість автомобілів з гнучким двигуном досягла позначки у 10 млн. Нині у Бразилії не залишилося жодного легкового автомобіля, який використовував би чистий бензин. З 2007 року у Бразилії запроваджена вимога щодо обов'язкової концентрації біоетанолу не менше 25%.

У країнах ЄС з 2003 по 2010 роки обов'язковий вміст біоетанолу у складі палива становив 5,75 %. До 2020 року плануються підвищити цей показник до 10%.

Ідея застосування біоетанолу як палива для автомобілів з'явилася ще у 1903 році, Генрі Форд сконструював автомобіль Model T, що споживав лише рослинний спирт, що був отриманий шляхом конверсії насіння конопель. Форд був переконаний, що "Етиловий спирт – паливо майбутнього". Проте в той час значної популярності набули нафтопохідні палива, які були значно дешевшими, і використовувати біопалива стало не доцільно, аж до часів II Світової Війни (під час війни у Німеччині виготовляли спиртове паливо з картоплі, після війни зацікавленість у розвитку біопаливної промисловості знову зменшилась).

Однак хронічна нестача палив, ряд проблем, пов'язаних з енергетичною незалежністю, усвідомлення можливості швидкого вичерпання традиційних видів палива, змусила науковців та Уряди багатьох країн активізувати дослідження виробництва та застосування біопалива.

У 2005 році Конгрес США видав Закон "Про Енергетичну політику" (EnergyPolicyAct 2005), який змушував використовувати 4 млрд. галонів біопалива, з 2006 року. До 2012 року обсяг біопалива у в порівнянні зі звичайним паливом згідно із Законом, мав зрости до 7,5 млрд. гал.

У 2005 році США стали найбільшим виробником біоетанолу у світі. Відсоток біоетанолу на ринку палива в США зростає за обсягом з 1 % у 2000 році до більше ніж 3 % у 2006 році та до 10 % у 2011 році. Внутрішні виробничі потужності з 2000 року до 2012 зросли більш ніж у дев'ять разів, з 1,63 млрд. гал до 14,9 млрд. гал.

Стосовно Бразилії, у 1975 році указ Президента про Програму виробництва етанолу (Programa Nacional do Alcool) було прийнято. За цією програмою зобов'язувались виготовити 3,5 млрд. л біоетанолу з цукрової тростини до 1980 року. З 1976 року уряд Бразилії зобов'язав додавати біоетанол до бензину у межах від 10 до 22 %. У 1993 році обов'язковий вміст

3	A	№ докум.	Підп	Д					

ДП.ЛA-51.01.00.001.ПЗ

біоетанолу склав 22 %. У 2003 році було визначено мінімальний та максимальний вміст: 20 % та 25 % відповідно. Загалом виготовлення біоетанолу у Бразилії з 1975 року зросло у 49 разів. Бразилія є другою за величиною країною за виробленням біоетанолу та найбільшим експортером цього палива у світі.

Світове виробництво паливного етанолу збільшилось втричі з 2000 по 2007 рік з 17107 млн. л до 49550 млн. л. З 2000 року виготовлення біоетанолу мало тенденцію до зростання, і лише у 2011 році помічено незначне зменшення обсягів виробництва. З 2007 по 2012 виготовлення біоетанолу збільшилось ще на 71 % і склало 85088 млн. л.

У 2011 році США та Бразилія виготовили 87,1% загального виробництва біоетанолу, яке зупинилося на позначці у 22,36 млн. гал. До того ж США змогли досягти лідерства, виготовивши 13,9 млн. гал. У Бразилії виготовлення біоетанолу в тому ж році склало 5,6 млн. гал.

Відповідно до прогнозу Міжнародного Енергетичного Агентства плановий обсяг виготовлення біоетанолу у світі у 2020 р. за оптимістичним прогнозом становитиме 281,5 млрд. л, за песимістичним – 187,5 млрд. літрів.

У загальному вигляді технологія одержання біоетанолу складається з двох основних етапів, а саме: виробництва спирту-сирцю та зневоднення етанолу. Основна частка біоетанолу виробляється з використанням 4-ступеневого процесу:

1. Сировину для виробництва біоетанолу подрібнюють для швидшої обробки;
2. Цукор екстрагується із сировини, або ж крохмаль та целюлоза перетворюються на цукор;
3. Бактерії поглинають цукор та в процесі бродіння утворюється біоетанол та діоксид вуглецю як побічний продукт.
4. На останньому етапі етанол доочищують, зневоднюють та денатурують.

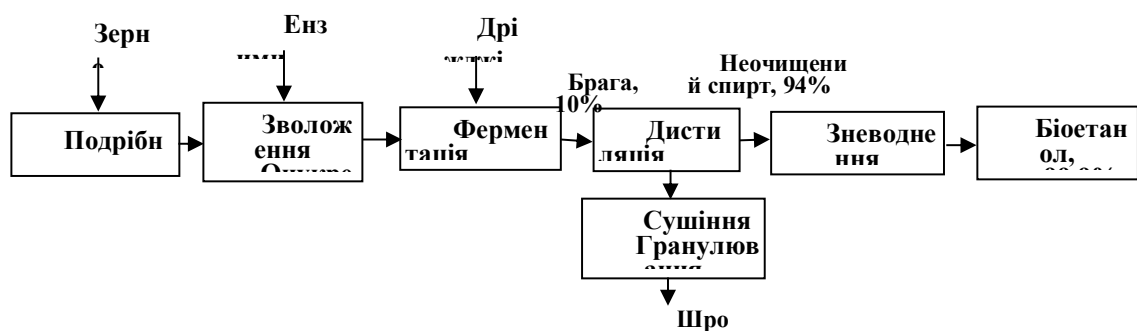
Щоб простежити повний процес виробництва біоетанолу із зернової

3	A	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	

сировини, візьмемо для прикладу один із найбільших заводів компанії, що знаходиться у місті Лільбольн (Франція) [2].

На заводі переробляють 820 тис. т злакових у рік, що отримують з 100 тис. га посівів. При цьому в рік виробляють 300 тис м³ біоетанолу та 240 тис. т супутніх продуктів, так званого дрешу (сухої барди).

Виробництво біоетанолу на заводі Лільбольн компанії Tereos відбувається у кілька послідовних етапів (рис. 1.1.1).



Рис

1.1 – Структурна схема виробництва біоетанолу із зернової сировини

Спочатку відбувається збір сировини. Потім зерно розбивають на дрібні гранули, що робить крохмаль, який міститься в ньому, більш сприйнятливим до ферментативного гідролізу. Після цього отриману грубу муку зволожують та перемішують. Далі, до отриманої маси додають ензими двох типів за температури 90 °С. При цьому відбувається розбивання в'язкості та молекул крохмалю на дрібніші сполуки. Наступний етап – оцукрення. Цей процес зумовлює виділення глюкози, яка знаходиться в крохмалі. Далі насичена дріжджами глюкоза перемішується і переходить на етап зброджування. Уся глюкоза у процесі бродіння перетворюється на спирт. Після чого відбувається дистиляція, як результат її, отримують 94-%вий спирт. Проте щоб додавати його до бензину необхідно видалити з етанолу домішки води. Для цього етанол проходить процес зневоднення до 99,9% на молекулярних ситах. Після цього отримують кінцевий продукт – біоетанол [3].

3	А	№ докум.	Підп	Д		ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ

Побічним продуктом виробництва біоетанолу є рідка післяспиртова барда, з якої отримують суху. Суху барду піддають сушінню за температури 400 °С, потім з неї формують гранули, що мають 6 мм у діаметрі. Такі гранули містять 32% білкових речовин і можуть використовуватись як готовий корм для тварин.

Розглянемо процес виготовлення біоетанолу з цукровмісної сировини. У світі найпоширенішою цукровмісною культурою для виробництва біоетанолу є цукрова тростина. Однак вирощування її в межах території України є неможливим зважаючи на кліматичні умови. Тому розглянемо технологію виробництва біоетанолу із цукрових буряків – сировини, що є другою у світі за поширеністю культурою для виробництва біоетанолу.

Існує декілька шляхів виробництва біоетанолу з цукрових буряків. Так, його можна виробляти з дифузійного соку, цукрового сиропу (дорого коштує, оскільки вимагає спеціального технологічного устаткування), меляси, зеленої патоки, першого відтоку утфелів, другого відтоку утфелів або їх сумішей.

Нині найпоширенішим способом виробництва біоетанолу є його виробництво за використання меляси – побічного продукту виробництва цукрових буряків. Мелясу одержують при кристалізації цукру як залишковий маточний розчин. В середньому при виробництві цукру із 1 т цукрових буряків одержують 3,5-4,4 меляси.

Мелясу можна використовувати як сировину для виробництва дріжджів та комбікормів, однак набагато ефективнішою є її переробка на біоетанол. Біоконверсією меляси можливо одержувати не лише біоетанол, а ще й біогаз, за рахунок метанової ферментації відходів виробництва біоетанолу – післяспиртової барди.

Під час виробництва біоетанолу з меляси спочатку здійснюється зброджування мелясного суслу. Мелясу готують до зброджування шляхом підкислення соляною кислотою, збагачення джерелами азотистого і фосфорного живлення, внесення антисептика, що забезпечує повний

3	А	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	

бактерицидний ефект при збереженні активності протягом тривалого часу навіть за високих температур [4].

Зброджування здійснюється за технологією, що поєднує в собі найбільш прогресивні способи культивування дріжджів і анаеробного бродіння суслу із застосуванням штама дріжджів, який має підвищену спиртоутворювальну здатність та осмофільні властивості.

Для забезпечення певної якості кінцевого продукту потрібно дуже ретельно підходити до засобів очищення й концентрації етанолу. Одним з основних процесів концентрації етанолу є мембранна дистиляція. Розглянемо які варіанти мембранної дистиляції є, і який найзручніший і найвигідніший буде для нашого процесу [6].

Сутність процесу мембранної дистиляції полягає у проникненні пари рідини крізь пористу мембрану. Постійний інтерес дослідників, до процесу мембранної дистиляції, що виражається у зростаючій кількості публікацій, зумовлений низкою унікальних властивостей цього процесу, а саме: можливістю одержання високочистого дистиляту при незначному впливі осмотичних ефектів, використанням низькоенергетичних теплоносіїв і робочих тисків, близьких до атмосферного. Мембранна дистиляція є одним з термомембранних процесів, перебіг якого відбувається під дією градієнта температури. При його здійсненні два (або принаймні один) розчини розділені мікропористою гідрофобною мембраною і перебувають за різних температур. Рідина не повинні змочувати стінки пор мембрани, а різниця тисків по різні сторони мембрани мусить бути нижче капілярного тиску. За таких умов рідина не буде заповнювати пори мембрани, і крізь мембрану може проходити тільки пар, який випаровується з боку рідини з більш високою температурою, де тиск пари вищий, і конденсується з боку рідини з нижчою температурою. Мембрана в процесі розділення безпосередньо участі не бере, а виконує функцію бар'єра між двома рідинами. Селективність процесу визначається умовами рівноваги в системі рідина – пар. Якщо всі компоненти рідкої суміші є леткими, через мембрану з найбільшою

швидкістю проникатиме той компонент, парціальний тиск якого в паровій фазі вище. Якщо одна з рідин являє собою водний розчин солі, то крізь мікропористу гідрофобну мембрану проникатиме тільки водяна пара, що дозволяє отримати воду досить високої чистоти. Мембранна дистиляція (МД) є неізотермічним процесом мембранного розділення, і все ще потребує значних наукових та технологічних досліджень для широкої промислової реалізації. Як і в інших процесах мембранного розділення, рушійною силою МД є різниця хімічних потенціалів по різні сторони мембран, яка у випадку МД пов'язана з температурою та різницею тисків насиченої пари розчинника по обидва боки мембрани. Починаючи з 2000 р. ряд авторів розглядають МД як альтернативу традиційним методам очистки стічних вод та водопідготовки в харчовій промисловості, як метод концентрування та виділення неорганічних кислот та цінних компонентів розчинів, знесолення солонуватих і морських вод, шахтних вод, розширення сировинної основи для отримання високоякісної питної води, ультрачистої води, концентрування фруктових соків. Окрім того, можливість використання відпрацьованого тепла та / або альтернативних джерел енергії, таких як сонячна та геотермальна, а також поєднання мембранної дистиляції з іншими процесами в інтегрованих системах робить цей процес перспективним у промислових масштабах. Більш низькі температури, ніж у звичайній дистиляції, нижчий експлуатаційний гідростатичний тиск, ніж у баромембранних процесів (зворотного осмосу, нанофільтрації, ультрафільтрації та мікрофільтрації), можливість концентрування розчинів нелетких органічних і неорганічних речовин до концентрацій, близьких до межі їхньої розчинності, зробили цей метод надзвичайно привабливим порівняно з будь-яким іншим сучасним методом розділення. На жаль, з комерційної точки зору, до останнього часу не було реалізовано закладених в наукових основах МД широкого практичного використання. Основними перешкодами у цьому є недостатня якість гідрофобних мембран, неефективні з точки зору масо- та теплообміну конструкції мембранних модулів,

					ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	
3	А	№ докум.	Підп	Д		

становить 100–300 мкм. Необхідність підтримання постійної величини гідрофобності мембран у процесі їхньої експлуатації є найголовнішим критичним і обмежувальним фактором для цього процесу, який перешкоджає широкому промислового застосуванню МД. У зв'язку з цим неможливо використовувати МД технологію для розділення розчинів і сумішей, що містять поверхнево-активні речовини, які, адсорбуючись на поверхні мембран, знижують поверхневий натяг і сприяють змочуванню водою гідрофілізованої початково гідрофобної поверхні пористої мембрани. Наведені нижче дані характеризують поверхневий натяг γ_1 , 103 мН/м деяких рідин при 200 С: вода ($\gamma_1 = 72,8$), гліцерин ($\gamma_1 = 63,4$), формаїд ($\gamma_1 = 58,2$), етанол ($\gamma_1 = 22,8$), метанол ($\gamma_1 = 22,6$), н-Гексан ($\gamma_1 = 18,4$). Мембранна дистиляція – єдиний мембранний процес, в якому мембрана не бере безпосередньої участі у процесі розділення, її функція зводиться до ролі бар'єра між двома фазами (рис. 1.1.2).

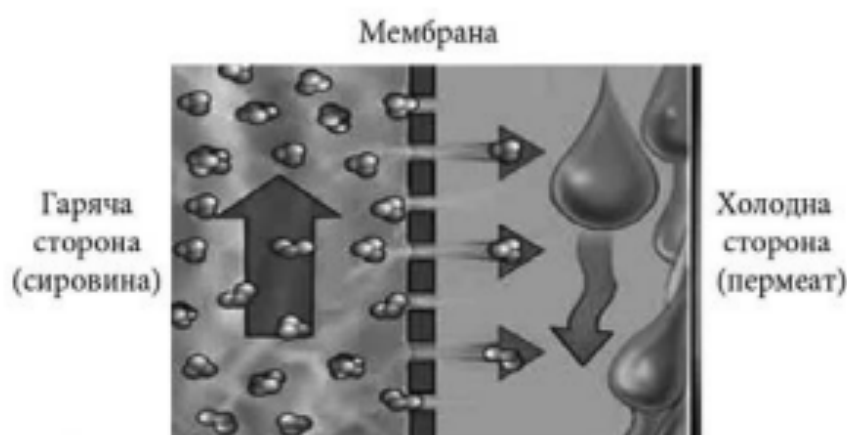
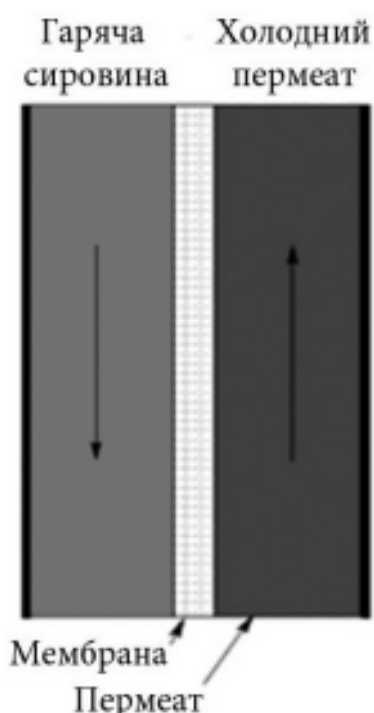


Рис. 1.2 – Загальний принцип процесу мембранної дистиляції

Селективність процесу цілком визначається рівновагою рідина – пара, яка при цьому встановилася. Отже, компонент із найвищим парціальним тиском має найбільшу швидкість транспорту. Так, у разі сольових розчинів, наприклад хлориду натрію, у воді виникає лише тиск пари води, оскільки тиском пари солі можна знехтувати, і тільки вода проникатиме крізь мембрану, причому з дуже високою селективністю. Мембранна дистиляція належить до процесу, для здійснення якого необхідно забезпечити такі умови: мембрана має бути пористою з достатньо високим вмістом відкритих

транспортних пор; мембрана не повинна змочуватися робочим середовищем (зазвичай водним розчином), оскільки в іншому разі за рахунок капілярних сил пори миттєво заповняться рідиною; крізь пори мембрани має переноситися тільки пара; мембрана не повинна змінювати рівновагу пара – рідина у процесі розділення компонентів розчину; щонайменше один бік мембрани має контактувати з робочою рідиною; для кожного компонента розчину рушійною силою масопереносу є градієнт парціального тиску в паровій фазі. Неможливо застосовувати мембранну дистиляцію для очищення (розділення) розчинів, компоненти яких мають температуру кипіння, близьку до температури кипіння води, оскільки при розділенні такої суміші ймовірний перехід іншої речовини разом з водою крізь мембрану. Існує кілька різновидів проведення мембранної дистиляції, пов'язаних із технологічними варіантами процесу:

Контактна (DCMD – direct contact membrane distillation) – процес, у якому рідина контактує безпосередньо з обома боками мембрани: 1) гарячий розчин, який підлягає обробці (сировина), контактує з поверхнею одного боку мембрани; 2) холодна рідина, яка омиває приймальний бік мембрани, є середовищем для конденсації пари, що проходить на цей бік мембрани (рис. 1.3).



3	А	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	

Рис. 1.3 – Схема контактної мембранної дистиляції

Цей процес має високу питому продуктивність, до $75 \text{ л/м}^2 \cdot \text{год}$ пермеату, при селективності – близько 98–99 %.

МД з повітряним прошарком (AGMD – air gap membrane distillation) – процес, в якому пара, що пройшла крізь пори мембрани конденсується на охолоджуваній поверхні, що перебуває на певній відстані від мембрани, і рідина, яка в цьому випадку конденсується, не контактує з мембраною (рис. 1.4). Цей процес має високу селективність ($>99,99 \%$), проте досить низьку продуктивність – до $20 \text{ л/м}^2 \cdot \text{год}$.

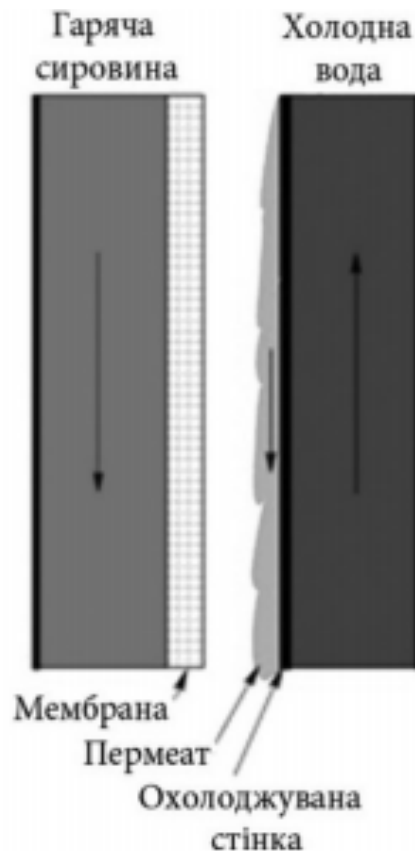


Рис. 1.4 – Схема мембранної дистиляції з повітряним прошарком

МД зі зниженим тиском (вакуумна) (VCMD – vacuum membrane distillation) – процес, в якому створюється розрідження (вакуум) в об'ємі між приймальним боком мембрани і корпусом мембранного елемента; конденсація пермеату відбувається за межами мембранного модуля (рис. 1.5).

3	А	№ докум.	Підп	Д				ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	



Рис. 1.5 – Схема мембранної дистиляції зі зниженим тиском (вакуумна)

МД з газом-носієм (з продуванням газу) (SWGMD – sweep gas membrane distillation) – процес, в якому газовий потік інертного газу (зазвичай азот) подається з певною швидкістю вздовж поверхні мембрани з приймального її боку; пара пермеату, що виноситься разом із газовим потоком, конденсується за межами мембранного модуля (рис. 1.6). Такий процес має високу селективність (>99,99 %) і високу продуктивність – до 50–70 л/м² · год.

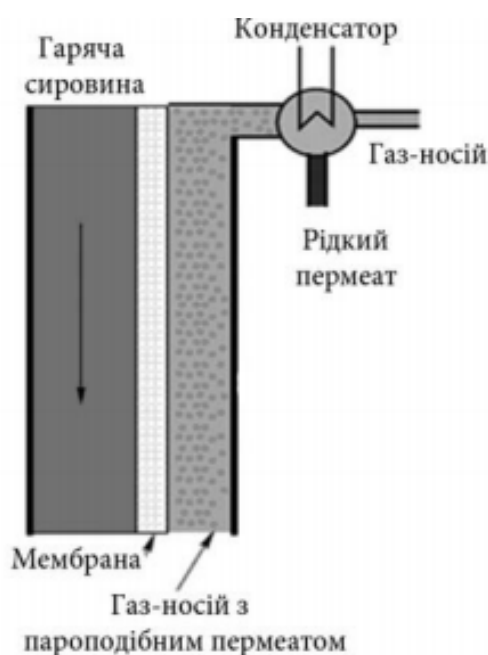


Рис. 1.6 - Схема мембранної дистиляції у газовому потоці

3	А	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ

Осмотична (osmotic membrane distillation) – у приймальній частині мембранного елемента використовується розчин із високим вмістом низькомолекулярної солі (наприклад, NaCl); при цьому пароподібний пермеат проникає крізь пористу гідрофобну мембрану з розчину із низьким осмотичним тиском у потік розчину солі з високим осмотичним тиском. Така мембранна дистиляція використовується для розділення термочутливих сумішей, які не можна нагрівати, окрім того, має чудову селективність, однак надзвичайно низьку продуктивність. Типова схема МД установки (варіант DCMD) складається з гарячого та холодного кола. Гаряче коло нагріває розчин, що підлягає обробці (сировину), та подає його на мембрану, а в холодне коло конденсується дистилят (пермеат) (рис. 6). Гаряче та холодне коло складаються з двох термостатів, двох теплообмінників та насосів для подачі робочого розчину по гарячому колу та холодній воді – по холодному колу. В гарячому колі робочий розчин за допомогою насоса потрапляє в теплообмінник, в який подається термостатичний теплоносій, і потім надходить до гарячої частини мембранної комірки, випаровується крізь мембрану і конденсується на поверхні холодної води, якою ж і відводиться з комірки циркулюючою холодною водою, температура якої постійно підтримується з допомогою холодильника з відповідним теплоносієм. Концентрований гарячий розчин повертається до ємності з робочим розчином, звідки знову подається насосом в гаряче коло. Нині для мембранної дистиляції використовують усі типи існуючих модулів: плоскорамні; трубчасті; порожнисто-волоконні, капілярні; рулонні .

Ефективність проведення МД значною мірою залежить від конструкції мембранного модуля. Головним параметром при оптимізації його конструкції є рівень температурної поляризації. З точки зору теплопередачі найбільш вдалою конфігурацією є порожнисто-волоконні модулі або плоскокамерні з малим зазором мембранного каналу. Менше досліджено процес МД у рулонних модулях. Використання трубчастих модулів з низькою щільністю упаковки мембран, які до того ж мають значну товщину, доцільне лише в

ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ

окремих випадках, наприклад, при концентруванні в'язких розчинів. Процес мембранної дистиляції залежить від багатьох технологічних параметрів. Деякі з них, зокрема, тип мембранної дистиляції, спосіб відведення конденсату та тип мембрани для розділення суміші вибирають при проектуванні установки і, вони, зазвичай, залишаються постійними при подальшій роботі. Розглянемо докладніше параметри, які можна варіювати при проведенні процесу з метою його оптимізації. Основними з них є: температура робочого розчину; якісний та кількісний його склад; параметри процесу (інтенсивність перемішування (турбулізація) для зниження впливу концентраційної та температурної поляризації тощо. Температура робочого розчину суттєво впливає на питому продуктивність мембрани у процесі мембранної дистиляції, яка практично експоненційно зростає з підвищенням температури. У цьому випадку для МД особливий інтерес становить залежність питомої продуктивності від: температури робочого розчину; температури води холодного кола (пермеату); різниці температур у гарячому та холодному колах. На ефективність МД розділення, безперечно, впливає якісний та кількісний склад розчину. Встановлено, що при МД обробці розчинів із концентрацією нижче 10 % мас. селективність процесу наближується до 100 %, а при подальшому зростанні концентрації до 20 % мас. – несуттєво знижується до 99 %. На відміну від селективності, яка незначною мірою залежить від концентрації розчину в досить широкому діапазоні концентрацій, при зростанні концентрації солей питома продуктивність процесу МД зменшується в кілька разів, а при концентрації близько 20 %–30 % мас розділення подібних сумішей методом мембранної дистиляції стає економічно не вигідним.

Таки чином, проаналізувавши дані наукових та практичних досліджень, можна зробити висновок, що при правильному підборі мембрани селективність і питома продуктивність незначно залежать від природи електроліту у початковому розчині. У свою чергу концентрація електроліту також мало впливає на селективність, але її зростання в процесі роботи

суттєво знижує питому продуктивність МД процесу. Як і для більшості мембранних процесів, для МД характерні явища концентраційної та температурної поляризації, що негативно впливають на продуктивність та селективність процесу. Інтенсивна турбулізація розчинів забезпечує ефективне зниження впливу концентраційної та температурної поляризації, за рахунок чого суттєво підвищується питома продуктивність мембрани. Окрім розглянутих вище технологічних параметрів, на ефективність процесу мембранної дистиляції можуть впливати й інші фактори. Наприклад, швидкість розділення суттєво залежить від орієнтації апарата в полі сил земного тяжіння. У режимі з теплою нижньою стінкою та у режимі вертикального гнізда масовий потік у 4–6 разів більше, ніж у режимі з теплою верхньою стінкою. Збільшення масового потоку пов'язане із впливом вільної конвекції, яка збільшує швидкість теплообміну, у результаті чого зростає градієнт температур крізь мембрану. До технологічних переваг МД процесу можна віднести такі:

- можливість використання низькоенергетичної теплоти;
- невисокі вимоги до попереднього очищення стічних вод (за винятком ПАР);
- відсутність надлишкових робочих тисків;
- задовільна продуктивність, навіть при високих і дуже високих концентраціях розчинених речовин, близьких до межі розчинення;
- висока якість пермеату (води) з можливістю одностадійного отримання апірогенної та стерильної води;
- відносна проста конструкція модулів та установок;
- широкі можливості використання у багатьох галузях промисловості.

Обмеженнями МД можна вважати:

- ефективне розділення тільки нелетких компонентів;
- необхідна практично повна відсутність ПАР у робочому розчині;
- необхідність технологічного забезпечення максимально можливого зменшення впливу температурної та концентраційної поляризації на процес.

3	А	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	

Використання мембранної дистиляції для розділення водно-органічних сумішей є альтернативою методам первапорації та ректифікації при обробці сумішей із низьким вмістом органічної речовини. Мембранна дистиляція апробована насамперед для розділення водно-етанольних сумішей. При цьому концентрація етанолу в пермеаті в стаціонарному режимі процесу підвищується 2–3 рази, а продуктивність щодо пермеату досягає 10 кг/(м² · год) і більше, що значно перевищує продуктивність за первапорації. Однак у цих процесах проникність мембрани та її селективні властивості змінюються в часі, що зумовлено змочуванням пор у міру зростання вмісту спирту.

Крім концентрування неорганічних сполук, мембранна дистиляція широко використовується для концентрування органічних сполук. Основними споживачами подібних концентратів є харчова та фармацевтична промисловості. Вибір мембранної дистиляції з великої кількості методів концентрування зумовлений високою селективністю процесу, прийнятною продуктивністю, економічним апаратурним оформленням. Однак у цій сфері основною перевагою мембранної дистиляції є низькі температури робочих розчинів, що дозволяє зберегти біологічно активні органічні сполуки, і не допустити їхнього термічного розкладання. Існують установки концентрування етилового спирту, розчинів цукру, ферментів. Цікавим і перспективним є застосування МД для концентрування фруктових соків.

Мембранна дистиляція є одним з високоефективних процесів мембранного розділення. Насамперед застосування мембранної дистиляції набуло значного поширення у процесах знесолення і концентрування розчинів електролітів. Великий інтерес становить порівняння техніко-економічних аспектів мембранної дистиляції з іншими методами знесолення розчинів. Сьогодні дослідники мають досить обмежені відомості про економічну ефективність мембранної дистиляції, оскільки значна кількість отриманих результатів є комерційною таємницею, що належить фірмам-виробникам. Однак, навіть сам факт, що мембранна дистиляція широко застосовується і у посушливих районах нашої планети, і на морських судах,

					ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	
3	А	№ докум.	Підп	Д		

і космічних кораблях, свідчить про те, що економічні переваги мембранної дистиляції безсумнівно великі. Проведена економічна оцінка процесу мембранної дистиляції дає підстави вважати, що для мембранної дистиляції недоцільно використовувати сучасні політетрафторетиленові мікрофільтраційні мембрани через їх високу вартість. Дослідний зразок МД установки з площею робочої поверхні мембрани 50 м² мав продуктивність 1 т/год. Істотно знизити економічні витрати на проведення процесу мембранної дистиляції можливо при використанні схеми з рекуперацією теплоти. У цьому випадку початковий розчин із температурою 20° С являв собою відфільтровану морську воду, яка надходила у теплообмінник, де вона нагрівалась до температури 80° С, після чого надходила в другий теплообмінник, де її нагрівали ще на 10° С. Після цього нагрітий розчин подавали в мембранний апарат, де він частково випаровувався, охолоджуючись до 50° С. При цьому потік концентрату частково рециркулює в теплообмінник, де він нагріває потік дистиляту, який при цьому нагрівається від 45 до 85° С. Проходячи через теплообмінник, дистилят охолоджується з 85° С до 53° С змішаним потоком концентрату і вихідного розчину. При проведенні мембранної дистиляції за цією схемою можна отримувати 4 кг дистиляту на 1 кг витраченої пари, таким чином, ця установка за ефективністю практично така сама як чотирикорпусний випарний апарат. Слід врахувати, що в цій схемі вказані температури наведені для прикладу і можуть змінюватись при оптимізації роботи конкретної установки. Встановлено, що економічна ефективність мембранної дистиляції знижується зі зростанням температури робочого розчину і при 90° С досягає мінімальної вартості отримання високоякісної води за традиційною технологією (2 дол/м³) [5].

Характерними рисами МД є мале споживання енергії на циркуляцію потоків, не жорсткі вимоги до міцності трубопроводів, а отже, можливість виготовлення апаратів із полімерних матеріалів, що значно знижує вартість та вагу установки. Проведено також економічну оцінку компактної

3	А	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	

мембранної дистиляції опріснювальної установки продуктивністю 50 кг/год, де використовується сонячна енергія. Капітальні витрати дорівнювали від 10 до 15 тис. дол., при цьому вартість отримання 1 л дистиляту становила 1–1,5 цента, що вище вартості опріснення води зворотним осмосом. Однак такі геліоопріснювальні мембранно-дистиляційні установки можуть бути корисні для віддалених районів пустель, завдяки високому ступеню автономності та мінімальній попередній підготовці початкової води. Мембранна дистиляція економічно вигідніша, ніж використання зворотного осмосу з іонним обміном, причому, незважаючи на те, що вона поступається іонному обміну за сумою витрат, експлуатаційні витрати при цьому істотно нижчі.

Отже, для нашого процесу ми обираємо вакуумну мембранну дистиляцію.

Процес вакуумної мембранної дистиляції буде проходити за наступних умов: 20 -70 ° С, концентрація етанолу від 0,25 до 5% Вт / Вт, тиск 2000-6000 РА і Рейнольдс 50-2700. Для математичного опису процесу було проведено аналіз Парето і показав, що умови експлуатації і мембранні властивості впливають на змінні процесу різними способами. Наприклад, обидва значення потоку збільшуються з температурою, діаметром пор і пористістю; але товщина мембрани негативно позначається на потоці води (для етанолу не був значним).

З іншого боку, підвищення тиску, діаметр пор або пористість зменшує концентрацію етанолу. При вакуумній мембранній дистиляції за даними параметрами прогнозується концентрація етанолу в 8,8 раз вище, ніж концентрація сировини.

Завдяки сприятливим природно-кліматичним умовам біоетанол в Україні можна виробляти як з крохмалевмісних, так і з цукровмісних сільськогосподарських культур.

У сільському господарстві України наявні значні резерви підвищення урожайності та збільшення валового виробництва сировинних культур для біопалива, без суттєвого скорочення виробництва сільськогосподарської

продукції та експорту, за дотримання умов внутрішньої продовольчої безпеки, що підтверджується висновками ННЦ «Інституту аграрної економіки».

Завдяки річному виробництву зерна у 46 млн. тонн та потенціалу збільшення обсягів до 100 млн. тонн Україна має змогу забезпечувати не лише продовольчу безпеку, а й за рахунок підвищення продуктивності аграрного виробництва та його переорієнтації з експорту сировини на внутрішню переробку, повинна сприяти ефективному вирішенню проблем енергозабезпечення держави в короткі терміни.

Виробництво біоетанолу можливе на спиртових і цукрових заводах, переобладнаних для цього виробництва. На цукрових заводах можливе виробництво за кількома напрямками, зокрема: на цукровому заводі монтують цех з виробництва біоетанолу – завод виробляє цукор за існуючою технологією, а з продукції переробки солодких коренеплодів – біоетанол, або передбачається виробництво біоетанолу із інших проміжних продуктів цукрового виробництва – цукрового сиропу, соку, відтоків утфелів. Також можна розглядати виробництво біоетанолу із меляси на спиртовому заводі, що знаходиться на незначній відстані від цукрового заводу [1].

Що ж стосується вартості біоетанолу, враховуючи можливість зниження собівартості етанолу внаслідок уникнення процесів очищення та зменшення його концентрації порівняно з етанолом вищого очищення, а також враховуючи економію у витраті чистого бензину, застосування бензоспиртових палив з об'ємною часткою етанолу до 10% в умовах України є економічно доцільним, не кажучи вже про часткове зниження дефіциту нафти за рахунок використання газохолу та поліпшення екологічного становища в Україні. Починаючи з 1999 року паливний етиловий спирт під торговою маркою «ВКД» (високооктанова киснево-вмісна добавка до бензинів) виробляється в Україні. Технологія та нормативно-технічна документація ВКД розроблені в УкрНДІспиртбіопрод.

ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ

3

А

№ докум.

Підп

Д

Згідно із Законом України “Про альтернативні види палива” вміст біоетанолу в бензинах моторних, що виробляються та/або реалізуються на території України, рекомендований не менше як 5% у 2013 році, обов’язковий не менше як 5% у 2014-2015 рр, а з 2016 – обов’язковий вміст біоетанолу повинен бути не менше як 7%. На жаль, в умовах сьогодення дію закону тимчасово призупинено. Це пов’язано з багатьма чинниками: недостатня потужність заводів, що виробляють біоетанолу, у забезпеченні необхідної його кількості (впровадження виробництва біоетанолу в промислових обсягах вимагає технічного переоснащення), обмеженість фінансування, несприятливий інвестиційний клімат для залучення зовнішніх інвестицій, неможливість стимулювання розвитку галузі державою та інші.

3	А	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	

1.2 Варіанти автоматизації процесу мембранної дистиляції.

Одним способом автоматичного керування процесом контактної мембранної дистиляції є регулювання подачі теплоносія у нагрівач, який відрізняється тим, що, подачу теплоносія в підігрівач регулюють в залежності від поточного значення перепаду температур на виході з мембранного модуля з корекцією по концентрації розчину на виході (рис. 1.7) [6].

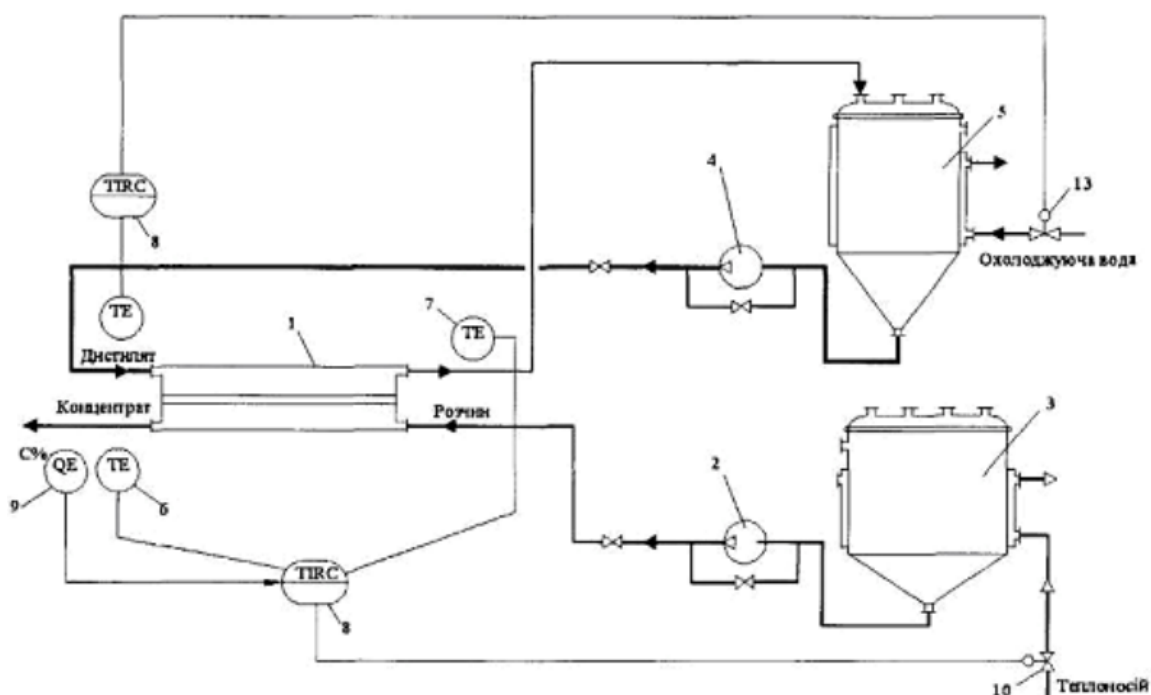


Рис. 1.7 – Схема автоматизації процесу мембранної дистиляції з керуванням за подачею теплоносія у нагрівач залежно від даного перепаду температур з корекцією на виході з мембранного модуля

Ще одним способом автоматичного керування процесом контактної мембранної дистиляції є регулювання подачі теплоносія у нагрівач. Подачу теплоносія визначають в залежно від поточного значення перепаду температур розчину та дистилату на виході з мембранного модуля (рис. 1.8) [7].

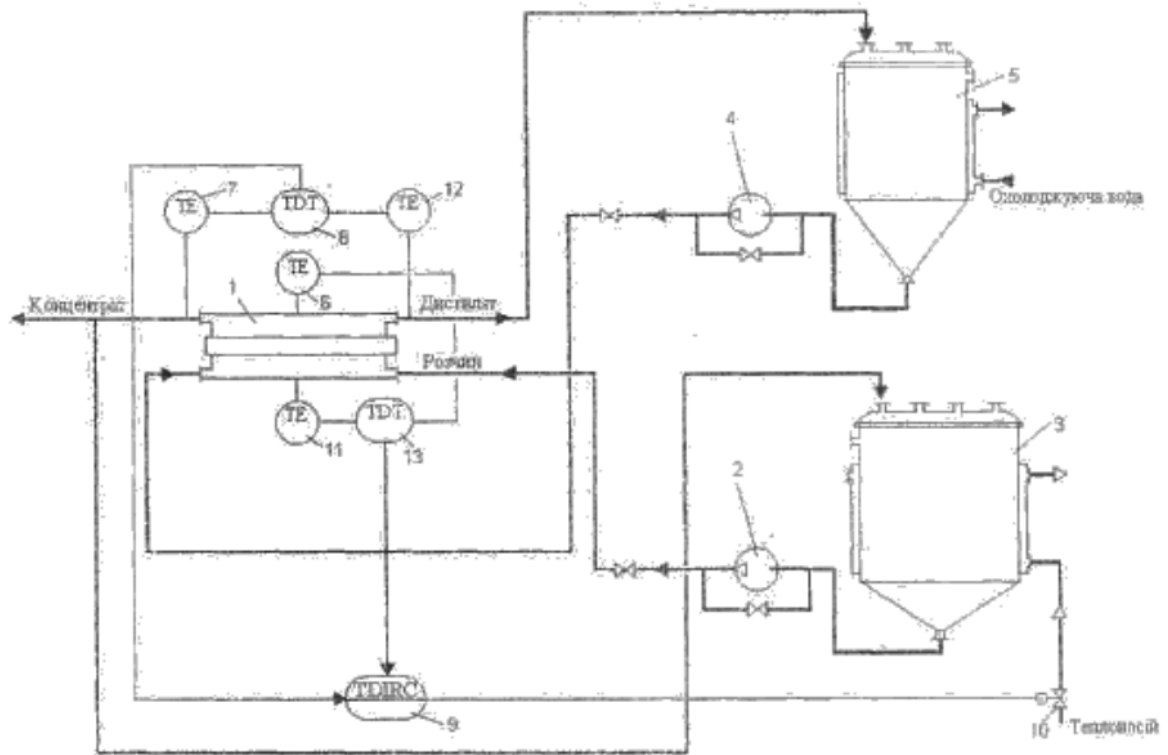


Рис. 1.8 – Схема автоматизації процесу мембранної дистиляції з керуванням за подачою теплоносія у нагрівач залежно від даного перепаду температур на виході з мембранного модуля

Також можливий і іший варіант автоматичного керування процесом контактної мембранної дистиляції. В ньому подачу теплоносія в підігрівач регулюють в залежно від поточного значення перепаду температур на виході з мембранного модуля з корекцією по перепаду температур на вході в мембранний модуль (рис. 1.9) [8].

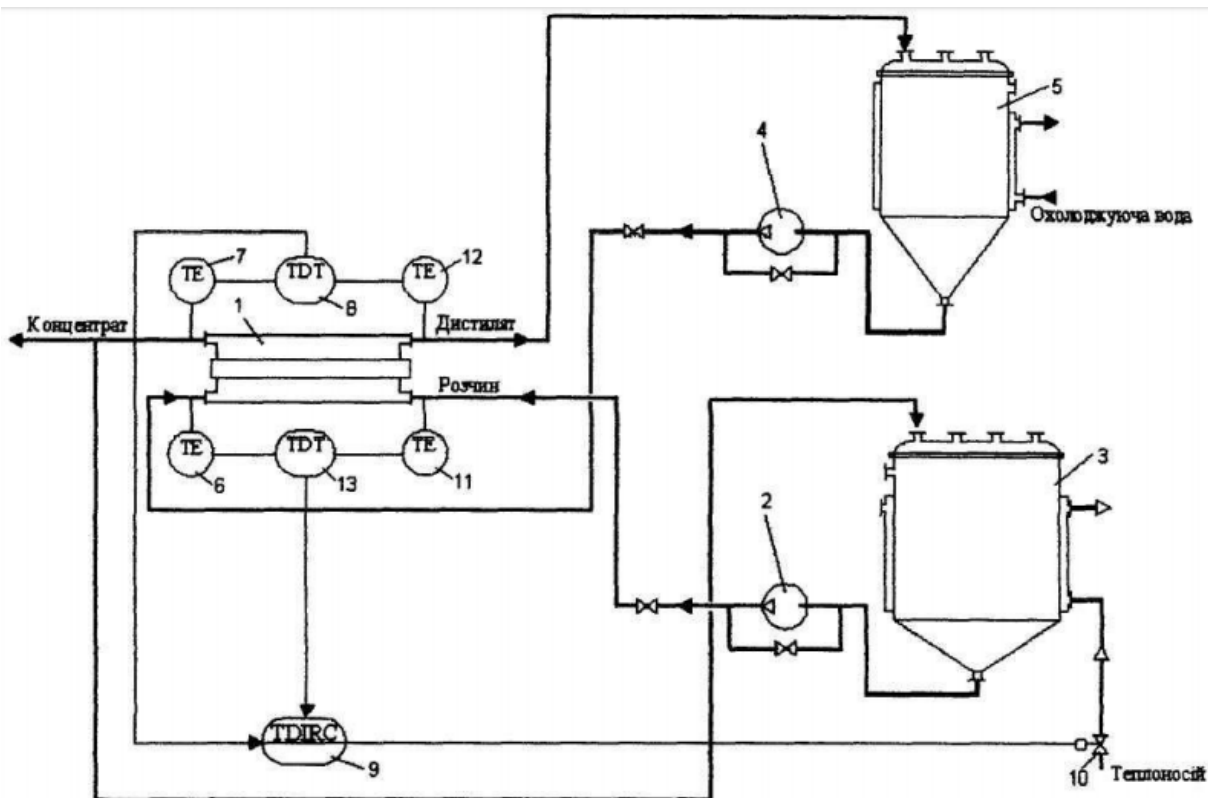


Рис. 1.9 – Схема автоматизації процесу мембранної дистиляції з керуванням за подачою теплоносія у нагрівач залежно від даного перепаду температур з корекцією на виході з мембранного модуля

Найцікавішою моделлю є автоматичне керування процесом вакуумної мембранної дистиляції шляхом регулювання подачі розрідження в камеру конденсації пари. Подачу розрідження регулюють у мембранному модулі в залежності від поточного значення перепаду температур на виході з мембранного модуля (рис. 1.10) [9].

3	А	№ докум.	Підп	Д

ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ

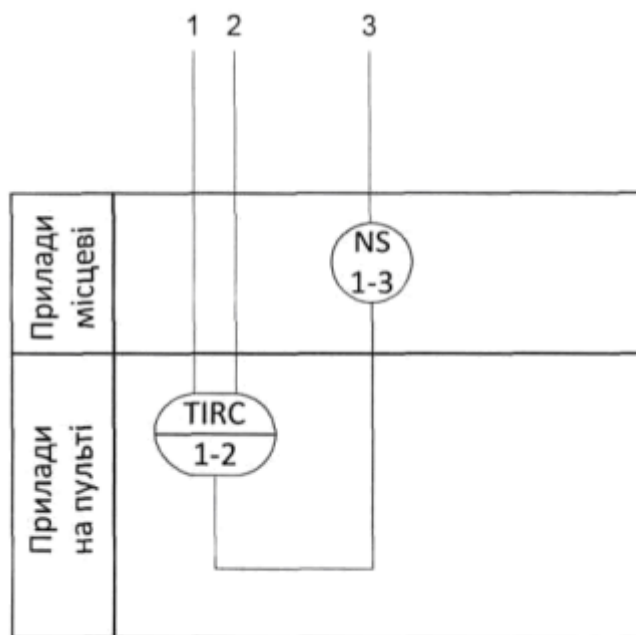
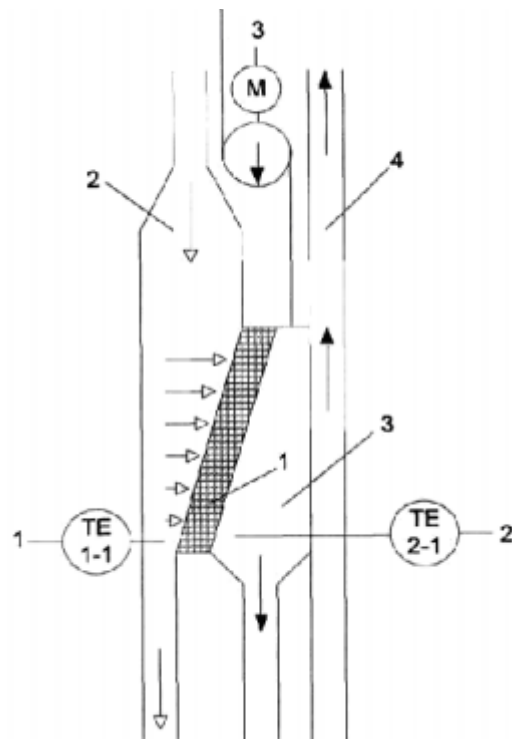


Рис. 1.10 – Схема автоматизації процесу мембранної дистиляції з керуванням за подачею розрідження в зону дистиляту залежно від даного перепаду температур на виході з мембранного модуля

2. Математичне моделювання процесу вакуумної мембранної дистиляції

2.1 Математична модель мембранного модуля як об'єкта керування

Для математичного моделювання обираємо мембранний модуль, як основний об'єкт процесу. Керування здійснюється ступенем розрідження у камері дистилляту.

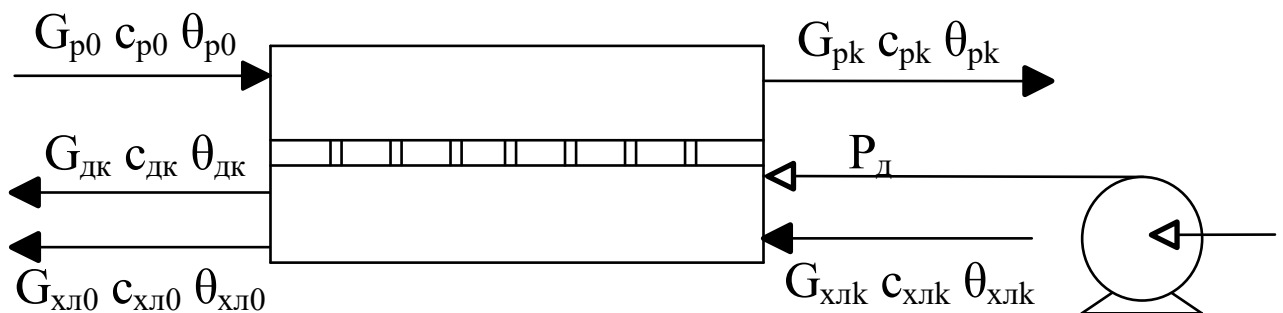


Рис. 2.1 – Розрахункова схема мембранного модуля

На рис. 2.1 зображено розрахункову схему дистиляції, яка дегідратує етанол до заданої концентрації. Даний об'єкт має наступні параметри:

$G_{p0}, G_{хл}$ – витрата розчину на виході та вході в апарат, кг/с;

θ_{p0}, θ_{pk} – температура розчину на вході та виході апарата, °К;

$\theta_{хл0}, \theta_{хлк}$ – температура холодоагенту на вході та виході апарату, °К;

$c_p, c_{хл}$ – теплоємність розчину та холодоагенту, Дж/(кг*К);

Структура об'єкта являє собою звичайну посудину розділену на дві частини молекулярною решіткою.

Принцип роботи полягає в тому, що етанол поступає до мембрани і в порах переходить в газоподібний стан під дією градієнту парціального тиску парів етанолу на мембрані переходить крізь пори мембрани і конденсується в зоні пермеату. Для стабільної роботи системи потрібно підтримувати сталу температуру розчину на вході в об'єкт, в діапазоні від 60 до 80 °С. По обидва

					ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	
3	А	№ докум.	Підп	Д		

Таблиця 2.1 – Значення основних параметрів процесу

Назва	Позначення	Числове значення	Розмірність
Температура розчину на вході	θ_{p0}	338	К
Температура розчину на виході	θ_{pk}	333	К
Температура холодоагенту на вході	$\theta_{xл0}$	293	К
Температура холодоагенту на виході	$\theta_{xлк}$	303	К
Витрата сировини	G_{p0}	0,006	кг/с
Теплоємність сировини	c_p	3897	Дж/(кг*К)
Теплоємність холодоагенту	$c_{xл}$	4200	Дж/(кг*К)
Коефіцієнт теплопередачі	k_1	69,869	Вт/(м ² *К)
Коефіцієнт теплопередачі	k_2	7,112	Вт/(м ² *К)
Площа поверхні теплообміну	F	$4,5 \cdot 10^{-3}$	м ²

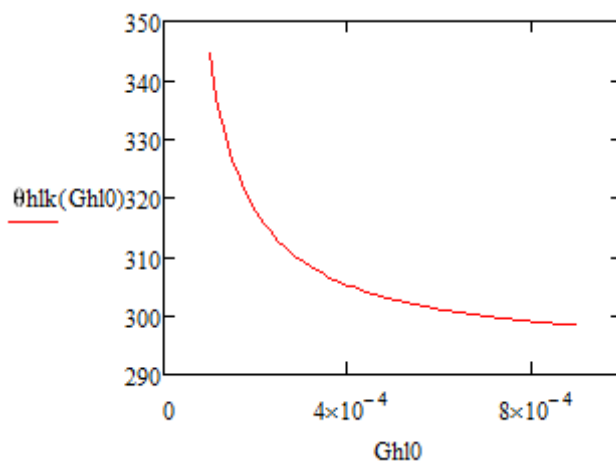


Рис. 2.5 – Статична характеристика за каналом $G_{хл0} - \theta_{хлк}$

4. «Тиск в каналі дистилляту – концентрація етанолу»

$$C_1(P_{дк}) = \frac{G_{p0} C_{p0} - \xi_1 F_1 C_2 \frac{\theta_{дк} * (-k_1 F_1 - k_2 F_2) - P_{дк} \beta F r + \theta_{хлк} k_2 F_2}{k_1 F_1 + \xi_1 \beta F r} - \xi_2 \theta_{дк} F_1 C_2}{G_{pk}} \quad (2.1.9)$$

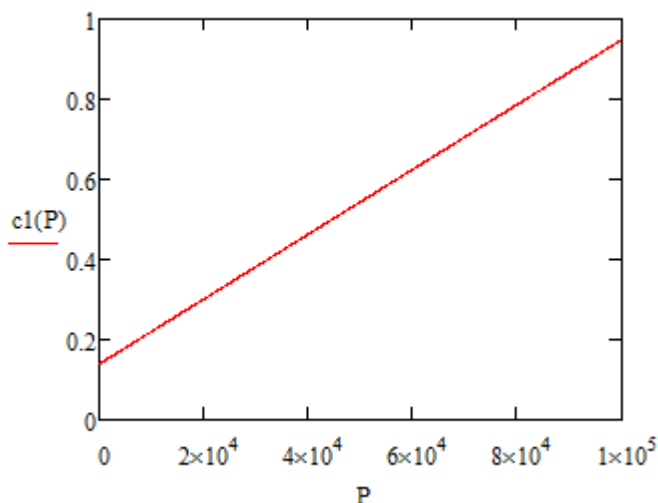


Рис. 2.6 – Статична характеристика за каналом $P - c_1$

2.3 Моделювання динаміки процесу вакуумної мембранної дистиляції

Розглянемо рівняння динаміки процесу вакуумної мембранної дистиляції:

$$\begin{aligned} c_{p0}\theta_{p0} - k_1F_1(\theta_{pk} - \theta_{дк}) - \beta(\xi_1\theta_{pk} - \xi_2\theta_{дк})Fr - G_{pk}c_{pk}\theta_{pk} = \\ = V_p\rho_p c_p \frac{d\Delta\theta_{pk}}{dt} \end{aligned} \quad (2.2.1)$$

$$\begin{aligned} k_1F_1(\theta_{pk} - \theta_{дк}) + \beta(\xi_1\theta_{pk} - \Delta P_{дк})Fr - k_2F_2(\theta_{дк} - \theta_{хлк}) = \\ = V_d\rho_d c_d \frac{d\Delta\theta_{дк}}{dt} \end{aligned} \quad (2.2.2)$$

$$G_{хл0}(c_{хл0}\theta_{хл0} - c_{хлк}\theta_{хлк}) + k_2F_2(\theta_{дк} - \theta_{хлк}) = V_{хл}\rho_{хл}c_{хл} \frac{d\Delta\theta_{хлк}}{dt} \quad (2.2.3)$$

$$G_{p0}c_{p0} - \beta F_1(\xi_1\theta_{pk} - \xi_2\theta_{дк})C_2 - G_{pk}C_1 = m_p \frac{d\Delta c_1}{dt} \quad (2.2.4)$$

Лінеаризуємо рівняння:

$$\begin{aligned} \Delta G_{p0}c_{p0}\theta_{p0} - k_1F_1(\Delta\theta_{pk} - \Delta\theta_{дк}) - \beta(\xi_1\Delta\theta_{pk} - \xi_2\Delta\theta_{дк})Fr - \\ - G_{pk}c_{pk}\Delta\theta_{pk} = V_p\rho_p c_p \frac{d\Delta\theta_{pk}}{dt} \end{aligned} \quad (2.2.5)$$

$$\begin{aligned} k_1F_1(\Delta\theta_{pk} - \Delta\theta_{дк}) + \beta(\xi_1\Delta\theta_{pk} - \Delta P_{дк})Fr - k_2F_2(\Delta\theta_{дк} - \Delta\theta_{хлк}) = \\ = V_d\rho_d c_d \frac{d\Delta\theta_{дк}}{dt} \end{aligned} \quad (2.2.6)$$

$$\Delta G_{хл0}(c_{хл0}\theta_{хл0} - c_{хлк}\theta_{хлк}) + k_2F_2(\Delta\theta_{дк} - \Delta\theta_{хлк}) = V_{хл}\rho_{хл}c_{хл} \frac{d\Delta\theta_{хлк}}{dt} \quad (2.2.7)$$

$$G_{p0}c_{p0} - \beta F_1(\xi_1\Delta\theta_{pk} - \xi_2\Delta\theta_{дк})C_2 - G_{pk}C_1 = m_p \frac{d\Delta c_1}{dt} \quad (2.2.8)$$

Приведемо систему до вигляду:

$$\Delta\theta_{pk}(-\beta F\xi_1 r - k_1 F_1 - G_{pk} c_{pk}) + \Delta\theta_{дк}(k_1 F_1 - \beta F\xi_2 r) + \Delta G_{p0} c_{p0} \theta_{p0} = \\ = V_p \rho_p c_p \frac{d\Delta\theta_{pk}}{dt} \quad (2.2.9)$$

$$\Delta\theta_{pk}(\beta F\xi_1 r + k_1 F_1) + \Delta\theta_{дк}(-k_1 F_1 - k_2 F_2) - \Delta\theta_{хлк} k_2 F_2 - \Delta P_{дк} \beta F r = \\ = V_A \rho_A c_A \frac{d\Delta\theta_{дк}}{dt} \quad (2.2.10)$$

$$\Delta G_{хл0} c_{хл0} \theta_{хл0} - \Delta\theta_{хлк}(G_{хл0} c_{хлк} - k_2 F_2) + k_2 F_2 \Delta\theta_{дк} = V_{хл} \rho_{хл} c_{хл} \frac{d\Delta\theta_{хлк}}{dt} \quad (2.2.11)$$

$$G_{p0} c_{p0} - \Delta\theta_{pk} \beta \xi_1 F_1 C_2 + \beta \xi_2 F_1 C_2 \Delta\theta_{дк} - G_{pk} \Delta C_1 = m_p \frac{d\Delta C_1}{dt} \quad (2.2.12)$$

Рівняння стану має вигляд:

$$\frac{dX}{dt} = AX + BU \quad (2.2.13)$$

В якому А і В являють собою:

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & a_{13} & a_{14} \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} & a_{24} \\ a_{31} & a_{32} & a_{33} & a_{34} \\ a_{41} & a_{42} & a_{43} & a_{44} \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} b_1 \\ b_2 \\ b_3 \\ b_4 \end{bmatrix}$$

Запишемо отримані коефіцієнти матриць А і В:

$$a_{11} = \frac{-\beta F\xi_1 r - k_1 F_1 - G_{pk} c_{pk}}{V_p \rho_p c_p}; \quad a_{12} = \frac{k_1 F_1 - \beta F\xi_2 r}{V_p \rho_p c_p}; \quad a_{13} = 0; \quad a_{14} = 0;$$

$$a_{21} = \beta F \xi_1 r + k_1 F_1 \frac{\beta F \xi_1 r + k_1 F_1}{V_d \rho_d c_d}; \quad a_{22} = \frac{-k_1 F_1 - k_2 F_2}{V_d \rho_d c_d}; \quad a_{23} = \frac{k_2 F_2}{V_d \rho_d c_d}; \quad a_{24} = 0;$$

$$a_{31} = 0; \quad a_{32} = \frac{k_2 F_2}{V_{хлл} \rho_{хлл} c_{хлл}}; \quad a_{33} = \frac{G_{хлл0} c_{хллк} - k_2 F_2}{V_{хлл} \rho_{хлл} c_{хлл}}; \quad a_{34} = 0;$$

$$a_{41} = \frac{\beta \xi_1 F_1 c_2}{m_p}; \quad a_{42} = \frac{\beta \xi_2 F_1 c_2}{m_p}; \quad a_{43} = 0; \quad a_{44} = \frac{G_p k}{m_p};$$

$$b_1 = \frac{c_{p0} \theta_{p0}}{V_p \rho_p c_p};$$

$$b_2 = \frac{\beta F r}{V_d \rho_d c_d};$$

$$b_3 = \frac{c_{хлл0} \theta_{хлл0}}{V_{хлл} \rho_{хлл} c_{хлл}};$$

$$b_4 = 0;$$

Побудуємо перехідні характеристики за допомогою пакету MATLAB:

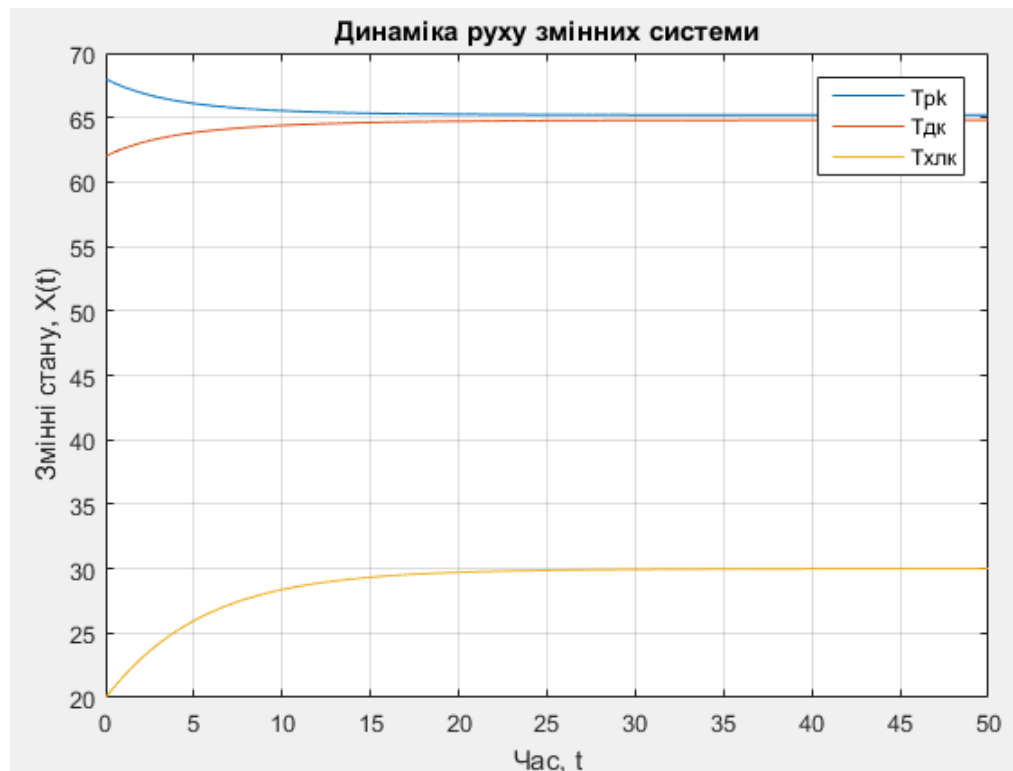


Рис. 2.7 – Перехідна характеристика процесу за каналами $G_{r0} - \theta_{pk}$,

$P - \theta_{dk}$, $G_{xл0} - \theta_{xлк}$

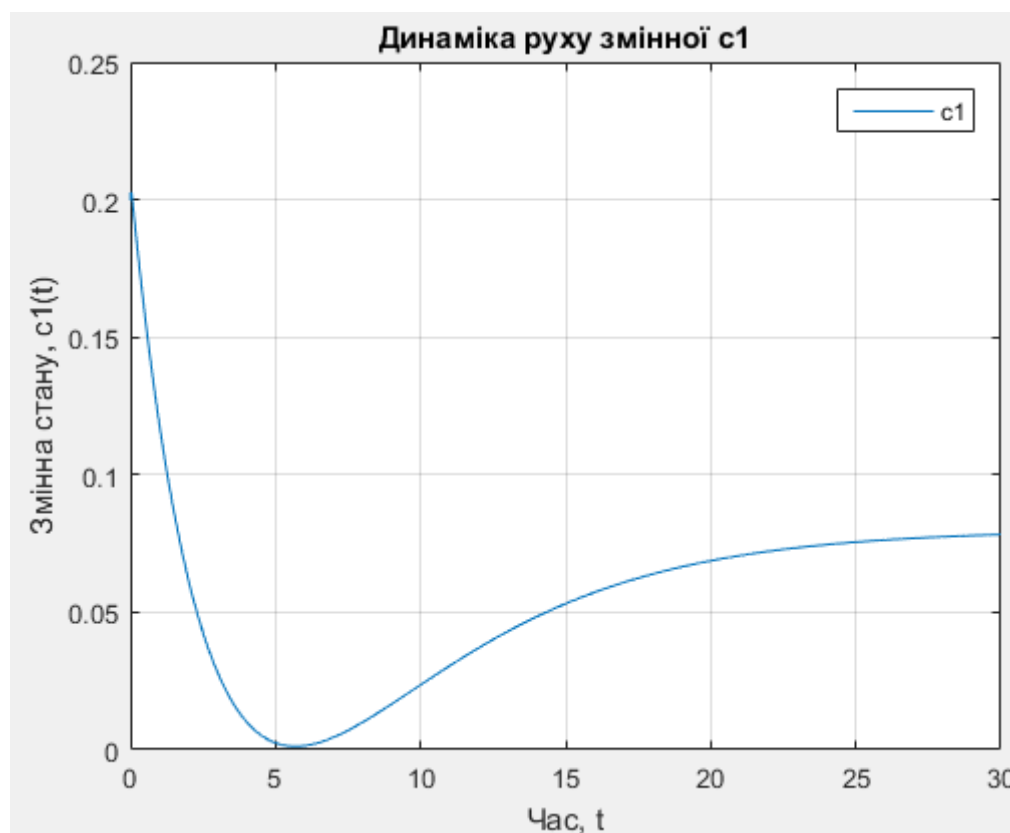
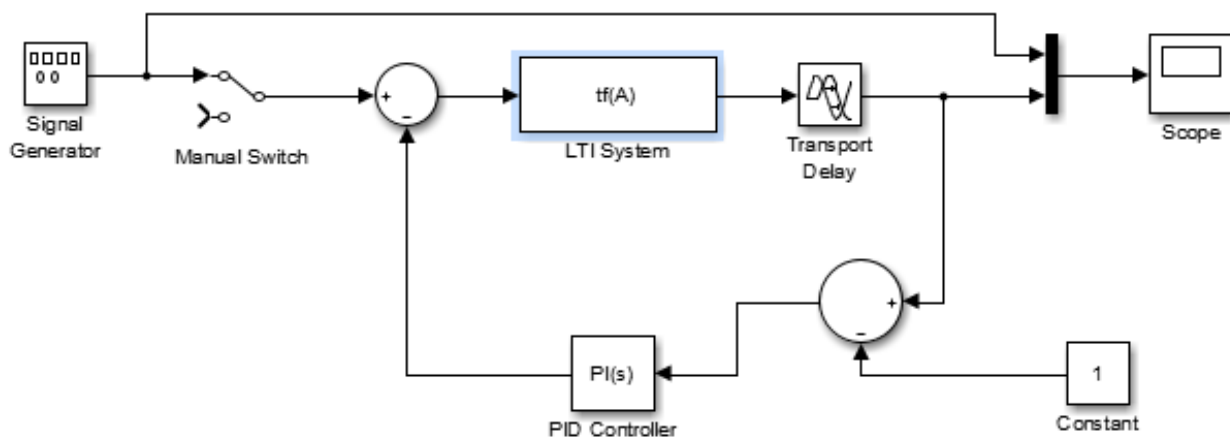


Рис. 2.8 – Перехідна характеристика процесу за каналом $P - c_1$

3. Автоматична система керування

3.1 Налаштування ПІ-регулятора за допомогою пакету MATLAB SISOtool

Виконаємо налаштування ПІ-регулятора методом перехідного режиму в середовищі Matlab. Для налаштування ПІ-регулятора в середовищі MATLAB потрібно побудувати схему (рис. 3.1)



**Рис. 3.1 – Схема для налаштування ПІ регулятора в середовищі
MATLAB**

Для налаштування регулятора використовується підпрограма PID Tuner (Рис. 3.2).

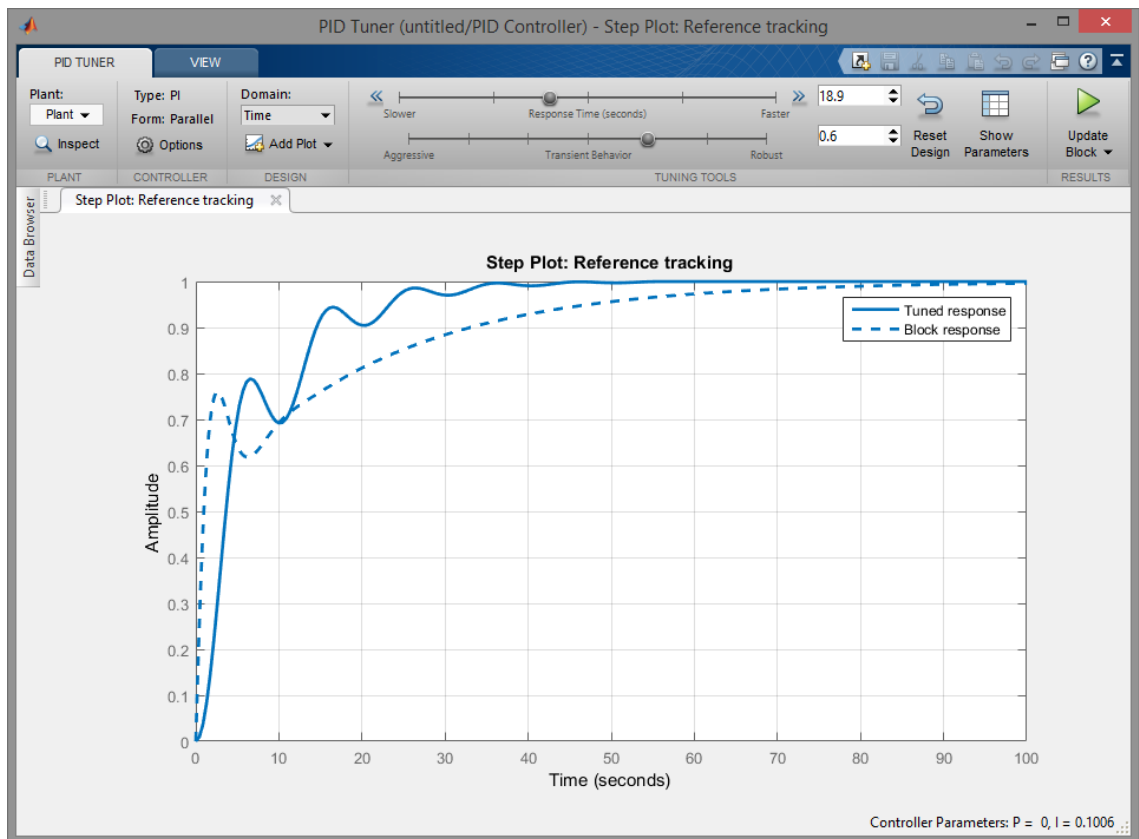


Рис. 3.2 – Вікно підпрограми PID Tuner

За перехідною характеристикою були обрані наступні параметри налаштування ПІ-регулятора:

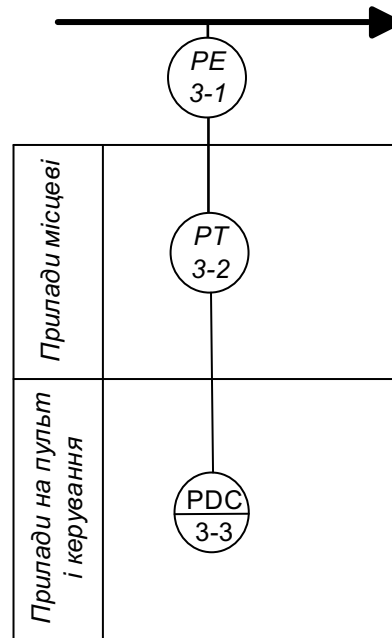
- Пропорційна складова $k=1$;
- Інтегральна складова $T=0,5$.

Перехідна характеристика процесу (рис 3.3) [11].

4 Технічні засоби автоматизації

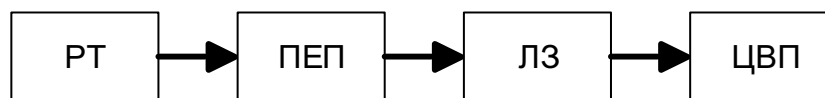
4.1 Розрахунок метрологічних характеристик вимірювального каналу

8.1 Схему системи автоматичного контролю витрати рідини розроблено у вигляді:



1-1 – Сапфір; 1-2 – Перетворювач пневмоелектричний; 1-3 – цифровий вторинний прилад;

8.2 Структурну схему розробленого контура автоматичного контролю температури на базі манометричного термометра представимо у вигляді:



Використані позначення: РТ – вимірювач тиску; ПЕП – пневмоелектричний перетворювач; ЛЗ – лінії зв'язку; ЦВП – цифровий вторинний прилад.

Скориставшись додатками, виберемо необхідні ТЗА, що відповідають умовам задачі: Сапфір з граничнодопустимою основною ($\gamma_{зв,доп}$) похибкою ($K_{ТДКС} = \gamma_{зв,доп}$) 0,25 %; перетворювач пневмоелектричний $K_{ТІМ} = 1$, діапазоном вимірювання (ДВ): 0,8...1 МПа, $P_{вих} = 20...100$ кПа; лінії зв'язку (ЛЗ) класу точності 0,4; індикатор

$$\sigma_{\text{BK}} = \sqrt{\sigma_{\text{PT}}^2 + \sigma_{\text{Дп}}^2 + \sigma_{\text{ЛЗ}}^2 + \sigma_{\text{ІТМ}}^2} =$$

$$= \sqrt{0,255^2 + 0,102^2 + 0,408^2 + 0,204^2} = 0,532 \text{ кПа}$$

8.8 Розрахуємо граничнодопустиму абсолютну похибку вимірювального каналу:

$$\Delta_{\text{допBK}} = \pm K_{\text{H}_{0,95}} \sigma_{\text{BK}} = \pm 1,96 \cdot 0,532 = \pm 1,04272 \text{ кПа}$$

та граничнодопустиму зведену похибку вимірювального каналу:

$$\gamma_{\text{допBK}} = \pm \frac{\Delta_{\text{допBK}}}{\text{ДВ}} \cdot 100\% = \pm \frac{1,04272}{(1 - 0,8)} \cdot 100\% = \pm 0,52136\%$$

Таким чином, аналізований вимірювальний канал витрати відповідає класу точності 1, а дійсне значення вимірюваного тиску $P_{\text{д}} = P_{\text{вим}} \pm 1,04272 \text{ кПа}$ з імовірністю $P_{\text{д}} = 0,95$.

3	А	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	

4.2 Розрахунок витратоміра змінного перепаду тиску

1. Вид вимірюваного середовища – вода.
2. Параметри вимірюваного середовища:
 - 2.1. Температура – 30 °C;
 - 2.2. Тиск – 0,28 МПа.
3. Максимальна витрата (Q_{\max}) – $15,53 \times 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$.
4. Середня витрата ($Q_{\text{ср}}$) – $12,5 \times 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$.
5. Допустима втрата тиску на звужувальному пристрої – не регламентується.
6. Тип звужувального пристрою – діафрагма камерна ДКС.
7. Матеріал звужувального пристрою – Сталь Х17.
8. Внутрішній діаметр трубопроводу (D_{20}) – 0,1 м.
9. Матеріал трубопроводу – Сталь 20.
10. Тип дифманометра – ДСС-711.
11. Наявність місцевого опору – немає.

1. Визначення даних, яких не вистачає для розрахунку

- 1.1. Барометричний тиск $P_6 = 736 \cdot 13,595 \cdot 10^{-4} = 1 \text{ кгс}/\text{см}^2$.
- 1.2. При температурі 30 °C поправковий множник – $k_t' = 1,0002$ (додаток 2).
- 1.3. $D = D_{20} \cdot k_t' = 50 \cdot 1,0002 = 50,01 \text{ мм}$.
- 1.4. За додатком 3 знаходимо густину води:
при $t=30 \text{ °C}$ і $P = 1 \text{ кгс}/\text{см}^2$ $\rho = 995,6 \text{ кг}/\text{м}^3$;
- 1.5. За додатком 10 знаходимо динамічну в'язкість води в робочих умовах:
 $\mu = 38 \cdot 10^{-6} \text{ кгс} \cdot \text{с}/\text{м}^2$.
- 1.6. Абсолютна шорсткість трубопроводу $k = 0,1 \text{ мм}$ (додаток 12).

ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ

7.Перевірка обмежень на число Re

Число Рейнольдса для мінімальної витрати, визначене в п.5.1 розрахунку, дорівнює $Re = 322490$. Мінімальне допустиме число Рейнольдса при кінцевому значенні

$$m=0,19 \text{ (п.2.7) } Re_{\min} = 20000.$$

Умова $Re > Re_{\min}$ виконується, тому розрахунок продовжуємо.

8.Визначення діаметру отвору звужувального пристрою

2.5. За додатком 2 визначаємо поправочний множник на теплове розширення

$$k_t^2 = 1,0002.$$

2.6. $k_t = \sqrt{k_t^2} = 1,0002$, $k_t \approx 1$.

2.7. Діаметр отвору сопла Вентурі при температурі 20 °C (2.76).

$$d_{20} = \frac{D}{k_t} \cdot \sqrt{m} = \frac{100}{1} \cdot \sqrt{0,19} = 42,4264 \text{ мм.}$$

9.Перевірка розрахунку

9.1. Витрату, що відповідає граничному номінальному перепадові тиску, знаходимо за формулою (2.77)

$$Q_0 = 0,01252 \cdot \alpha \cdot k_t^2 \cdot d_{20}^2 \cdot \sqrt{\frac{\Delta P_H}{\rho}} = 0,01252 \cdot 0,99913 \cdot 1 \cdot (42,4264)^2 \cdot \sqrt{\frac{6300}{995,6}} = 56,64$$

м³/год.

9.2. Відносне відхилення витрати, що відповідає граничному номінальному перепадові тиску, від заданої верхньої межі (2.83)

$$\delta_Q = \left(\frac{Q_0}{Q_{0 \max}} - 1 \right) \cdot 100\% = \left(\frac{56,64}{54,828} - 1 \right) \cdot 100\% = 3,3 \%$$

9.3. Оскільки $|\delta_Q| < 0,2$ розрахунок виконано правильно.

3	А	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ				

5. Динамічна оптимізація процесу вакуумної мембранної дистиляції

5.1 Оптимальне керування

В загальному випадку якість системи керування можна характеризувати інтегральною оцінкою

$$\frac{dX}{dt} = AX + BU \quad (5.1.1)$$

$$Y = CX + DU \quad (5.1.2)$$

A – характеристична матриця стану, B – матриця розподілу керування, C – матриця виходу, D – матриця динаміки.

Потрібно забезпечити досягнення заданого цільового стану $X_d = 0$ з найменшими можливими втратами ресурсу керування. Якість керування визначається квадратичним критерієм:

$$I = \frac{1}{2} \int [q * (c_1 - c_1^{30}) + rP_A^2] dt \rightarrow \min \quad (5.1.3)$$

Далі система зводиться до перетворення Ріккати.

$$\lambda = PX \quad (5.1.4)$$

Отримуємо рівняння Ріккати:

$$\frac{dP}{dt} = -PA - A^T P + PBR^{-1}B^T P - Q$$

3	A	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	

Виведені залежності, визначають лінійний оптимальний регулятор з матричним коефіцієнтом підсилення K . Для візуального представлення використаємо середовище Matlab. [12]

```
function Lin_Reg
disp('Matrix A')
A=[-0.226 0.14 0 0; 0.3136 -0.13 0.05556 0; 0 0.181 -0.23 0; 0.172 0.111 0
0.222]
disp('Matrix B')
B=[12780; 0.00001; -1185; 0]
disp('Matrix Q')
Q=eye(4)
disp('Matrix R')
R=10000
disp('Matrix N')
N=[]
disp('x0')
x0=[338 338 273 0.2]'
xd=[333 340 303 0.8]'
ud=0.3
tf=30
dt=0.01
n=tf/dt
[K P E]=lqr(A,B,Q,R,N);
K
P
E
SA=size(A); SA=SA(1); SB=size(B); SB=SB(2);
x=zeros(SA,n); u=zeros(SB,n-1);
x(:,1)=x0;
for i=1:n-1,
```

```

u(:,i)=ud-K*(x(:,i)-xd);
x(:,i+1)=(A*(x(:,i)-xd)+B*(u(:,i)-ud))*dt+x(:,i);
end
plot(0:dt:tf-dt,x), grid
title('Динаміка руху змінних системи'); xlabel('Час, t');
ylabel('Змінні стану, X(t)'); legend('x_1','x_2','x_3','x_4')
figure(2)
plot(dt:dt:tf-dt,u),grid
title('Динаміка зміни керування'); xlabel('Час, t'); ylabel('керування, u(t)');
legend('u')

```

Результати роботи програми:

```
>> Lin_Reg_My
```

Matrix A:

A =

```

-0.2260  0.1400    0    0
 0.3136 -0.1300  0.0556    0
    0  0.1810 -0.2300    0
 0.1720  0.1110    0  0.2220

```

Matrix B:

B =

```

 1.0e+04 *
 1.2780
 0.0000
-0.1185
    0

```

Matrix Q:

Q =

3	A	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	

1 0 0 0
0 1 0 0
0 0 1 0
0 0 0 1

Matrix R:

R =
1000000

Matrix N:

N =
[]

Вектор початкових умов x0:

x0 =
68.0000
62.0000
20.0000
0.2000

Вектор заданих значень відхилень xd:

xd =
65.2000
64.8000
30.0000
0.0800

Вектор заданих значень відхилень ud:

ud =

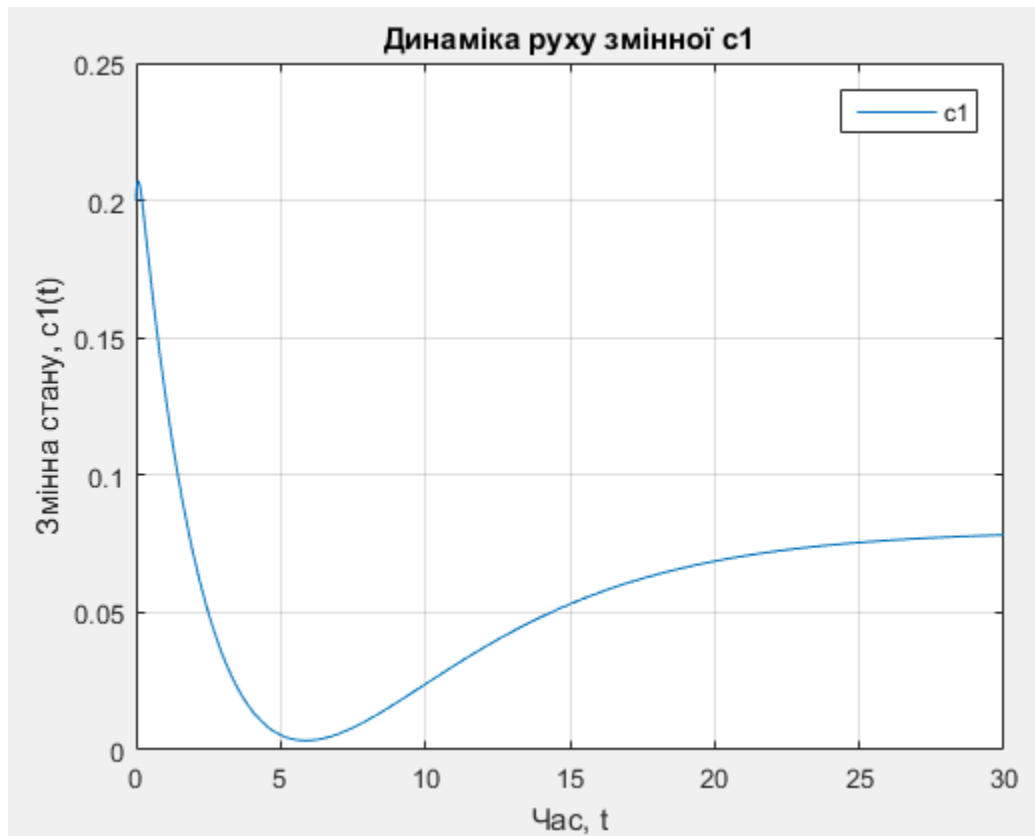


Рис. 5.3 – Перехідна характеристика об'єкту за каналом «тиск в каналі дистилляту – концентрація c1»

$$I_{к.з.} = U_{ф}/(z_0 + z) = 220/(0,4 + 0,2) = 367 \text{ А} > 300 \text{ А}$$

ГОСТ 12.1.030-81/91.

6.4 Повітря робочої зони

До параметрів, що необхідно контролювати в робочій зоні можна віднести:

- температура повітря робочої зони
- вологість повітря
- швидкість руху повітря

Нормальне теплове самопочуття має місце, коли тепловиділення ($Q_{тв}$) організму людини повністю сприймаються навколишнім середовищем ($Q_{тн}$), тобто коли має місце тепловий баланс ($Q_{тв}=Q_{тн}$). У цьому випадку температура внутрішніх органів залишається постійною на рівні $36,6^{\circ}\text{C}$.

Зниження температури навколишнього середовища за всіх інших однакових умов призводить до зростання тепловіддачі шляхом конвекції та випромінювання і може зумовити переохолодження організму. Підвищення швидкості руху повітря погіршує самопочуття, оскільки сприяє підсиленню конвективного теплообміну та процесу тепловіддачі при випаровуванні поту.

При підвищенні температури повітря мають місце зворотні явища. При температурі повітря понад 30°C працездатність людини починає падати. За такої високої температури практично все тепло, що виділяється, віддається у навколишнє середовище при випаровуванні поту. При підвищенні вологості піт не випаровується, а стікає краплинами з поверхні шкіри.

Недостатня вологість призводить до інтенсивного випаровування вологи зі слизових оболонок, їх пересихання та розтріскування, забруднення хвороботворними мікробами.

Вода та солі, котрі виносяться з організму людини з потом, повинні замінюватися, оскільки їх втрата призводить до згущення крові та порушення діяльності серцево-судинної системи.

3	А	№ докум.	Підп	Д	ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ				

В приміщеннях підтримуються такі показники повітря: температура $t = 20-23 \text{ }^\circ\text{C}$, вологість $w = 40-60 \%$, переміщення повітря $v = 0,2 \text{ м с}$.
Оптимальні параметри мікроклімату вказані в таблиці 6.4.1

Таблиця 6.4.1 - Оптимальні параметри мікроклімату при роботі категорії Ia

Параметр	Холодний період року	Теплий період року
Температура повітря, $^\circ\text{C}$	22-24 $^\circ\text{C}$	23-25 $^\circ\text{C}$
Відносна вологість повітря, %	40-60%	40-60%
Швидкість руху повітря, м/с	0,1 м/с	0,1 м/с

ДСН 3.3.6.042-99

Технічні засоби, що забезпечують безпеку органів дихання: респіратор газопилозахисний «Клен - ГП», та респіратор ШБ – 1 «Лепесток – 200».

Умови повітря робочої зони забезпечуються завдяки вище перерахованим технічним заходам, що відповідає.

6.5 Вибухопожежонебезпека

1) На проєктованій схемі в приміщенні використовуються вибухопожежонебезпечні речовини – етанол, що може утворювати вибухонебезпечні паро газо повітряні суміші, при спалахуванні яких розвивається розрахунковий надлишковий тиск вибуху в приміщенні. Найменша допустима концентрація парів етанолу в повітрі 1 г/м^3 . Таким чином приміщення належить до категорії А. Клас зони - 2.

ОНТП24-86

2) На проєктованій установці пожежі і вибухи можливі на наступних ділянках: приміщення де встановлені насоси та приміщення де знаходиться мембранні модулі. Можливі причини загоряння: розгерметизація фланців трубопроводів, арматури що може призвести до потрапляння мастила в робочу зону, коротке замикання електроустаткування з ушкодженою ізоляцією.

Висновок

В дипломному проекті бакалавра розроблена схема автоматизації процесу вакуумної мембранної дистиляції. Найважливішим апаратом є мембранний модуль. Для даного апарату розроблена математична модель, як об'єкта керування. Показані входи і виходи в апарат, побудовані статичні та динамічна характеристики апарату.

На основі математичної моделі і динамічних характеристик було проведено розрахунок регулятора.

Проведені основні технічні розрахунки зокрема: вимірювального каналу та витратоміра.

В дипломі, як оригінальна частина, була проведена динамічна оптимізація.

На основі даного дипломного проекту було подано патент на спосіб автоматичного керування процесом мембранної дистиляції.

					ДП.ЛА-51.01.00.001.ПЗ	
3	А	№ докум.	Підп	Д		

13. Основи охорони праці: Навчальний посібник / За ред. проф. В.В. Березуцького. – Х.: Факт, 2005. – 480с.