

ЗМІСТ

РЕФЕРАТ

ABSTRACT

ВСТУП.....	10
1. ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ.....	11
1.1 Використання мембранних процесів.....	11
1.2 Типи мембран.....	12
1.3 Опис процесу мембранної дистиляції.....	15
1.4 Види мембранної дистиляції.....	19
1.5 Постановка задачі дослідження.....	23
2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ.....	24
2.1 Аналіз існуючих моделей мембранної дистиляції.....	24
2.2 Температурна поляризація в процесі мембранної дистиляції.....	27
2.3 Концентраційна поляризація в процесі мембранної дистиляції.....	29
2.4 Масообмін в процесі мембранної дистиляції.....	31
2.5 Математична модель процесу.....	33
2.6 Розрахунку математичної моделі процесу мембранної дистиляції.....	38
3. АНАЛІЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ.....	43
3.1 Отримання характеристик для системи керування процесом мембранної дистиляції....	43
3.2 Показники якості перехідного процесу.....	45
4. ОПТИМАЛЬНЕ ПРОГРАМНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ.....	47
4.1 Дослідження існуючих структур оптимального керування.....	47
4.2 Оптимального керування процесом мембранної дистиляції з використанням рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана.....	49
4.3 Оптимального керування процесом мембранної дистиляції з використанням неквадратичного функціонала якості.....	53

4.4 Порівняння результатів дослідження оптимального керування процесу мембранної дистиляції.....	58
5. СТАРТАП – ПРОЕКТ «АВТОМАТИЧНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ».....	60
5.1 Опис ідеї стартап-проекту.....	60
5.2 Визначення слабких, сильних та нейтральних характеристик ідеї проекту.....	62
5.3 Технологічна здійсненність ідеї проекту.....	63
5.4 Характеристика потенційних клієнтів.....	64
5.5 Фактори загроз.....	65
5.6 Фактори можливостей.....	66
5.7 Ступеневий аналіз конкуренції на ринку.....	66
5.8 Аналіз конкуренції в галузі за М. Портером.....	69
5.9 Обґрунтування факторів конкурентоспроможності.....	70
5.10 Порівняльний аналіз сильних та слабких сторін стартап-проекту.....	70
5.11 SWOT – аналіз стартап-проекту.....	71
5.12 Вибір цільових груп потенційних споживачів.....	71
5.13 Визначення базової стратегії розвитку.....	72
5.14 Визначення базової стратегії конкурентної поведінки.....	73
5.15 Визначення стратегії позиціонування.....	74
5.16 Визначення ключових переваг концепції потенційного товару.....	75
5.17 Визначення меж встановлення ціни.....	75
5.18 Формування системи збуту.....	76
5.19 Концепція маркетингових комунікацій.....	77
ВИСНОВОК.....	79
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	80
ДОДАТОК.....	84
Додаток Д1.....	85
Додаток Д2.....	86

ПЕРЕЛІК СКОРОЧЕНЬ

МД – мембранна дистиляція

КМД – контактна мембранна дистиляція

АСР – автоматизована система регулювання

ТУ – теорія управління

РЕФЕРАТ

Темою дослідження магістерської дисертації – «Моделювання і оптимальне керування процесом мембранної дистиляції». Магістерська дисертація містить 94 сторінок пояснювальної записки, 19 ілюстрацій, 20 таблиць та 18 бібліографічних найменувань.

Об'єктом дослідження магістерської дисертації – технологічний процес мембранної дистиляції.

Метою проекту є створення оптимального програмного керування технологічним процесом.

Проведено дослідження та аналіз технологічного процесу, дослідження особливостей протікання процесу. Створено математичну модель, що описує проходження процесу мембранної дистиляції. було розроблено оптимальне програмне керування на основі застосування рівняння Гамільтон-Якобі-Белмана та оптимальне програмне керування з використанням неквадратичного функціонала. Був виконаний порівняльний аналіз отриманих результатів оптимального керування.

Розроблені методи оптимального програмного керування технологічним процесом можуть бути використанні для виробництв з даним технологічним процесом.

Розроблено стартап-проект «Автоматичне керування процесом мембранної дистиляції».

Відповідно до теми магістерської дисертації було надруковано 1 наукову статтю у фаховому виданні, 4 тези конференцій, отримано патент на корисну модель.

Ключові терміни: МЕМБРАННА ДИСТИЛЯЦІЯ, МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ, ТЕМПЕРАТУРНА ПОЛЯРИЗАЦІЯ, КОНЦЕНТРАЦІЙНА ПОЛЯРИЗАЦІЯ, ОПТИМАЛЬНЕ КЕРУВАННЯ, РІВНЯННЯ ГАМІЛЬТОНА-ЯКОБІ-БЕЛМАНА.

ABSTRACT

The theme of the research of the master's thesis is "Modeling and optimal control of the process of membrane distillation". The master's thesis contains 94 pages of explanatory note, 19 illustrations, 20 tables and 18 bibliographical titles.

The object of research of a master's dissertation is the technological process of membrane distillation.

The purpose of the project is to create optimal technological control of the technological process.

The research and annealing of the technological process, studying of the oscillations of the process proceeding have been carried out. A mathematical model describing the process of membrane distillation is created. an optimal program control was developed based on the application of the Hamilton-Jacobi-Bellman equation and optimal program control using non-quadratic functionality. A comparative analysis of the results of optimal control was carried out.

The developed methods of optimal software control of the technological process can be used for manufacturing with this technological process.

A startup project "Automatic control of membrane distillation process" was developed.

In accordance with the theme of the master's thesis, 1 scientific article was published in a professional edition, 4 theses of conferences, a patent for a utility model was obtained.

Key terms: MEMBRANE DISTILLATION, MATHEMATICAL MODELING, TEMPERATURE POLARIZATION, CONCENTRATION POLARIZATION, OPTIMAL CONTROL, HAMILTON-YAKOBI-BELMAN equation.

ВСТУП

Процеси розділення рідких і газоподібних систем відіграють важливу роль в багатьох галузях народного господарства. Так, для здійснення процесів розділення рідких сумішей, наприклад, застосовують такі методи як перегонка, ректифікація, екстракція, адсорбція і ін. Однак найбільш універсальним методом поділу є поділ з використанням напівпропускних мембран, тобто процеси мембранної дистиляції. Найбільш широке застосування мембранні процеси знаходять при обробці води і водних розчинів для промислових підприємств, очищення стічних вод та процесах водопідготовки. Значні перспективи має застосування напівпропускних мембран для проведення екологічного моніторингу.

Процес мембранної дистиляції є складним для повного математичного моделювання. Проте у останні роки математичний опис данного процесу набув більш високого ступення розробки. Розробка математичного опису є важлив етапом для подальшої розробки Автоматизованої системи управління технологічним процесом мембранної дистиляції та набуває все більшого значення при розв'язуванні певних задач.

Для здійснення якісного управління об'єктом, системою досягнення бажаного стану керованого процесу використовують певні методи оптимального управління, як вибір і здійснення найкращої програми впливу на параметри управління процесу. Однією з перших задач для знаходження оптимального управління процесом – знаходження критерія оптимального управління. Завдяки вірно представленому критерію оптимального управління можуть бути розв'язані та досягнуті різні технічні, економічні та інші показники автоматизованої системи управління процесом мембранної дистиляції.

1. ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ

1.1 Використання мембранних процесів

Синтетичні полімерні мембрани і мембранні процеси вивчають понад 100 років. Однак тільки 40 років тому, коли перші синтетичні мембрани стали комерційним матеріалом, з'явилися можливості для реалізації їх технічних додатків. Мембрани можуть бути використані в різних процесах поділу, а порівняльна простота і енергетична ефективність мембранних процесів роблять майбутнє мембранної технології досить багатообіцяючим. В останні роки інтерес до цієї області залишається високим. Очищення і розділення різних розчинів пов'язані з екологічною безпекою і енергетичною ефективністю процесів мають перспективи широкого впровадження цих методів.

Ряд авторів починаючи з 2000 років розглядають МД як альтернативу традиційним методам очистки стічних вод та водопідготовки в промисловості.

У сільському господарстві вода використовується на виробничі потреби (миття технологічного обладнання, санітарно-гігієнічне прибирання приміщень, використання води для парових та водогрійних котлів малої продуктивності і т.д.). Залежно від цілей водоспоживання до води пред'являються відповідні вимоги щодо вмісту в ній мінеральних солей.

МД використовують для знесолення солонуватих і морських вод, шахтних вод, отримання високоякісної питної води, ультрачистої води. Метод мембранної дистиляції має низку переваг у порівнянні з традиційними методами (дистиляція, електродіаліз, зворотний осмос та ін.). МД є новим перспективним методом поділу розчинів нелетких речовин. Можливості та умови його застосування по відношенню до різних розчинів вивчені недостатньо, чітко не визначено типи і марки мембран, найбільш придатних для цілей МД, не розроблені інженерні методи розрахунку промислових апаратів, не отримані дані по масопереносним характеристикам, необхідні для цих розрахунків. Вирішення цих завдань є досить актуальним і становить значний теоретичний і практичний інтерес.

Також МД використовується для концентрування неорганічних кислот та виділення цінних компонентів з розчинів.

1.2 Типи мембран

Мембрана – відкрита нерівноважна система, на стінках якої підтримуються різні склади суміші, під дією зовнішніх сил різної природи. Це матеріал, який створює бар'єр між двома розчинами і залишається непроникним для певних частинок, молекул або речовин і в той же час не створює перешкод основному потоку. Деяким компонентів мембрана дозволяє проникнути з потоком, але інші не проникають і концентруються в прикордонній зоні. Мембрани можуть мати однорідну або неоднорідну структуру. Мембрани також можуть бути класифіковані (рис. 1.1) щодо їх діаметра їх пір, вони діляться на 3 категорії за розміром пір: мікропористі ($d < 2$ нм), мезопористі ($2 \text{ нм} < d < 50 \text{ нм}$) і макропористі ($d > 50 \text{ нм}$) [1].

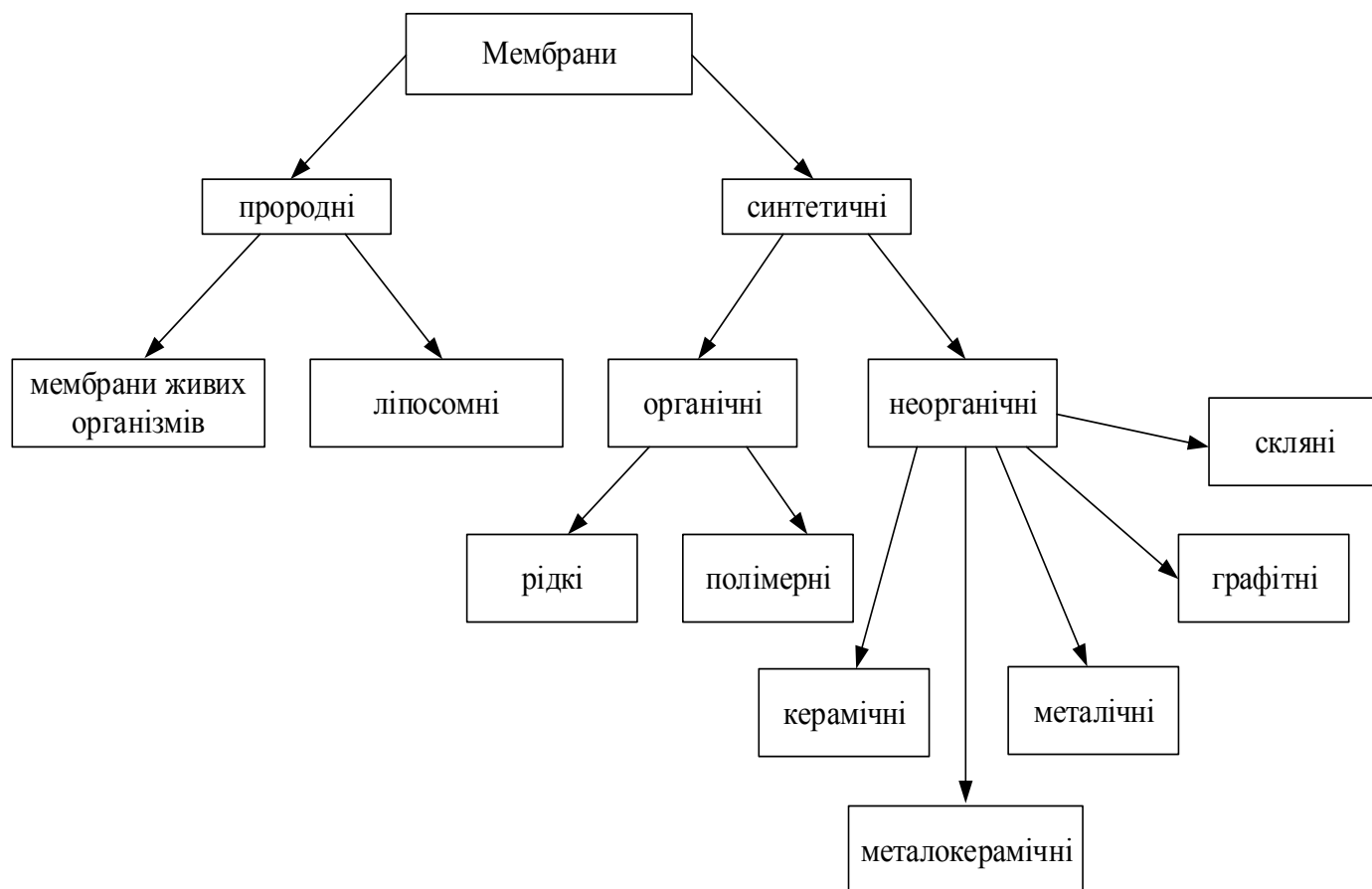


Рис. 1.1. Класифікація мембран за матеріалом і походженням

Мембрани бувають нейтральними або зарядженими, перенесення частинок активним чи пасивним. Останній може бути ініційований тиском, різницею концентрації, хімічно або електрично обумовленим градієнтом мембранним процесом.

Як правило мембрани ділять на 3 групи: неорганічні, полімерні і біологічні. Синтетичні мембрани виробляють з безлічі різних матеріалів. Вони можуть виготовлятися з органічних і неорганічних матеріалів, включаючи тверді як метал і кераміка, однорідних плівок (полімерних), змішаних твердих (полімерних сумішей, скла з домішками) і рідких.

Найбільш поширені штучні мембрани - полімерні мембрани. Вони поділяються по поверхневому хімічному складом, структурою, морфології і способу виготовлення. Хімічні та фізичні властивості синтетичних мембран і колективні субстанції також як ініціює сила визначаються індивідуальними особливостями мембранного сепараційного процесу. Найбільш часто використовувані ініціюють сили в індустріальних мембранних процесах – тиск і різниця концентрації [1]. Крім того, тільки на полімерних плівках вдалося створити анізотропію, тобто різну щільність по товщині мембрани. Без анізотропії питома продуктивність мембран настільки низька, що втрачається сенс будь-якого їх практичного застосування. Коли ж все опір масопереносу зосереджено в тонкій шкірці активного шару, питома продуктивність зростає в тисячі разів. Сьогодні на ринку мембран 76% припадає на полімерні мембрани, хоча вони мають певні недоліки:

- низька механічна міцність;
- хімічна деградація за рахунок гідролізу, окислення і т.п .;
- обмеження по температурі;
- мікробний вплив (полімер як субстрат);
- радіаційне руйнування.

Усе разом узятє призводить до скорочення ресурсу мембран зазвичай до 1 року, в деяких випадках до 3 років, після чого мембрани підлягають повній заміні.

З 80-х років на ринку з'являються мембрани з неорганічних матеріалів – кераміки і графіту. Вже сьогодні їх частка на ринку 24%, при тому, що особливості їх технології

обмежують можливість застосування мембран процесами мікро- і ультрафільтрації. Неорганічні мембрани практично позбавлені недоліків полімерних, але мають дуже великий власний недолік - крихкість. Це лімітує їх геометричну форму - трубки або багатоканальні блоки. Наслідком такої форми, відповідно, великої товщини стінок є дуже низька питома продуктивність, яка веде до великим капітальним витратам на виготовлення установок (велика площа мембран, підвищена матеріаломісткість і т.д.). Проте, частка неорганічних мембран в обсязі продажів постійно неухильно зростає.

Унікальним мембранним продуктом на світовому ринку є керамікометалеві мембрани. Це складні мембрани з двох матеріалів - пористої металевої підкладки і активного керамічного шару. Оскільки для їх виготовлення використовуються нанодисперсні керамічні матеріали, неорганічні мембрани, даної конструкційної характеристики володіють гнучкістю, що по суті робить їх мембранами третього покоління. За технологічними параметрами мембрани такої конструкції можна порівняти з кращими полімерними мембранами:

- розмір пор від 0,03...1,0 мкм (тобто клас ультра-і мікрофільтрації);
- питома продуктивність з міжнародного об'єкту порівняння – чистої води – 250...4000 л / м² год;
- всі переваги неорганічних мембран;
- термін служби не менше 10 років (передбачуваний);
- випускаються у вигляді пластин 287 x 287, трубок з діаметром понад 10 мм, можуть зварюватись в аркуші більшого розміру;
- загальна товщина до 200 мкм, товщина активного шару до 10 мкм.

Нові мембранні апарати розроблені універсальними для будь-якої галузі промисловості. Змінним елементом в них буде тільки лише мембрана, яку необхідно підібрати для кожного конкретного випадку. Змінним параметром мембрани є розмір пір, через які здійснюється фільтрація. Дуже ефективним є застосування нових мембран і апаратів для очищення води, забрудненої нафтою і нафтопродуктами, від місць видобутку нафти до зливових стоків нафтобаз.

1.3 Опис процесу мембранної дистиляції

Процес мембранної дистиляції є одним з термомембранних процесів, що протікають під дією градієнта температури. Однією з особливостей процесу є те що функції мембрани зводиться до ролі бар'єра між двома фазами, тобто мембрана не бере безпосередньої участі у процесі розділення і не впливає на хімічний склад отриманої продукції, як додатковий компонент. При здійсненні процесу мембранної дистиляції дві рідини або два розчини розділені мікропористою мембраною і підтримуються при різних температурах. По різні боки від мембрани різниця тисків повинна бути нижче капілярного тиску. При таких умовах рідина не буде заповнювати пори мембрани, і через мембрану може проходити тільки пар, який випаровується з боку рідини з більш високою температурою, де тиск пара більш високе, і конденсується з боку рідини з більш низькою температурою. Транспорт речовини через мембрану здійснюється в три стадії: випаровування рідини з боку з більш високою температурою, перенесення пара через пори мембрани і конденсація пари з боку з більш низькою температурою. Таким чином, мембрана в процесі поділу безпосередньо не бере участь, і її роль зводиться до ролі бар'єру між двома рідинами. Селективність процесу визначається умовами рівноваги в системі рідина-пар. Якщо всі компоненти рідкої суміші є летючими, через мембрану з найбільшою швидкістю буде проникати той компонент, парціальний тиск якого в паровій фазі вище. Якщо одна з рідин є водним розчином солі, то через мікропористу гідрофобную мембрану буде проникати тільки водяна пара, і таким шляхом можна отримати дуже чисту воду. [2]

Мембрани, що застосовуються для процесу мембранної дистиляції, не повинні змочуватись рідиною. Рідка крапля утворює з твердим матеріалом [2] контактний кут q , за величиною якого можна оцінити здатність мембранної пори змочуватися рідиною (рис. 1.2).

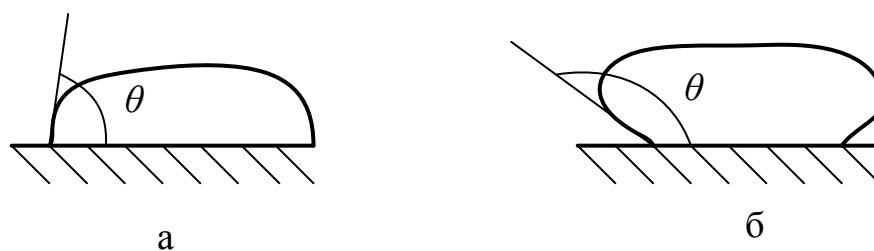


Рис. 1.2. Контактний кут рідкої краплі і поверхні твердого матеріалу

Рідкий меніск, що має форму сферичного сегмента і увігнутий в сторону рідини що утворюється при проникненні рідини в циліндричний капіляр радіуса R , якщо рідина змочує стінки капіляра ($q < 90^\circ$), і в сторону пара в іншому випадку. Відповідно до формули Лапласа, тиск по різні боки від поверхні меніска буде відрізнятися на величину:

$$\Delta p = -\frac{2\sigma}{R} \cos q$$

Тут σ – коефіцієнт поверхневого натягу на межі поділу рідина-пар. Таким чином, при змочуванні ($q < 90^\circ$) рідина мимовільно заповнює пори мембрани (під дією капілярних сил). Якщо $q > 90^\circ$, то $\Delta p > 0$ і рідина буде проникати в мембрану тільки при наявності різниці тисків по різні боки від мембрани, що перевищує величину Δp .

Цей перепад тисків залежить від трьох чинників: розміру пір, поверхневого натягу і величини контактного кута. Як правило, змочування спостерігається в тому випадку, коли полімер має високі значення поверхневої енергії, тому щоб уникнути проникнення рідини через мембрану необхідно використовувати мікропористі мембрани з матеріалів з низькою поверхневою енергією. Розподіл пор за розмірами має бути досить вузьким [2]. Для практичної реалізації процесу мембранної дистиляції застосовуються мікрофільтраційні мембрани з політетрафторетилену, поліпропілену або полівініліденфториду. Потік речовини через мембрану залежить від її пористості. Але збільшення пористості зазвичай супроводжується збільшенням розміру пір. Мембрана повинна мати високу пористість 70...80 % з розміром пір порядку 0,2...1,0 мкм. Мембрана повинна мати достатню механічну міцність і мати можливо меншу товщину.

Потік речовини через мембрану при проведенні процесу мембранної дистиляції описується за допомогою наступного феноменологічного рівняння:

$$J = B\Delta p; \quad (1.1)$$

B – коефіцієнт пропорційності характеризує такі властивості мембрани, як природа матеріалу, структура пір, пористість, розподіл пор за розмірами, товщина мембрани. Δp – різниця парціальних тисків залежить тільки від різниці температур по різні боки від мембрани. За допомогою гідродинамічних умовами здійснення процесу, тобто швидкості рідини з двох сторін від мембрани і конструкцією модулів визначають – різницю температур.

На рис. 3 представлена схема процесу мембранної дистиляції. Процес реалізується наступним чином. У мембранний модуль 1 за допомогою насоса 2 з нагрівача 3 подається розчин, що підлягає обробці. Дистилят, тобто розчинник, з охолоджувача 4 за допомогою насоса 5 також подається у мембранний модуль.

Температури розчину та дистиляту на виході з мембранного модуля вимірюють за допомогою первинних перетворювачів 8 і 9, відповідні сигнали надходять в обчислювальний пристрій 10. Розчин з гарячого кола потрапляє до мембранного модуля 1 і випаровується крізь мембрану. Дистилят конденсується з боку холодного кола. Концентрований розчинник з боку гарячого кола повертається до ємності, звідки знову подається насосом 2 в гаряче коло. Для збору концентрату відводиться окрема ємність з відповідною системою для збору концентрату.

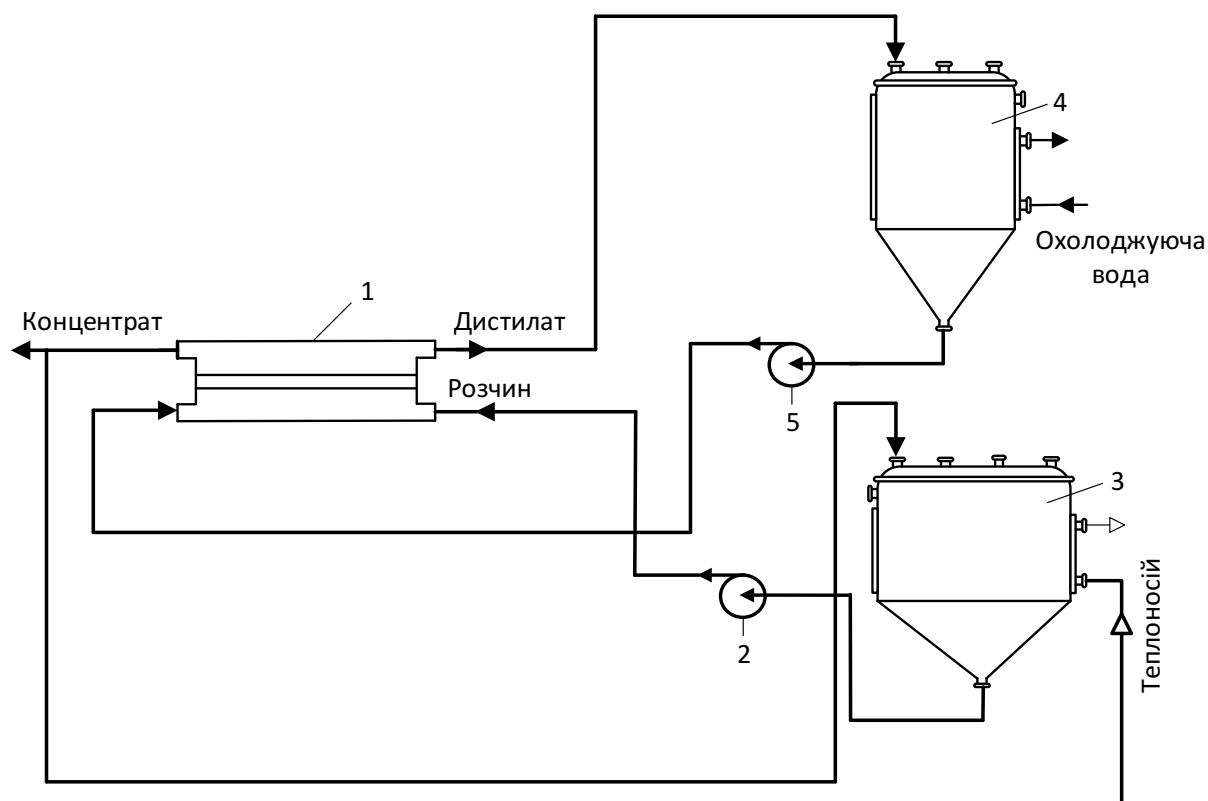


Рис. 1.3. Схема процесу мембранної дистиляції

На підставі здійсненого аналізу особливостей технологічного процесу контактної мембранної дистиляції визначено необхідні для його контролю вимірювані параметри, обрано місця відбору вимірювальної інформації.

Також була розроблена схема атоматизації процесу мембранної дистиляції, яка представлена (ЛА61м.14.МД.00.001.С1) у додатку, та роброблена до схеми атоматизації процесу відповідні специфікації необхідних приладів, які представленні у додатку.

Вказані вище результати стадій процесу та відповідно проведений до них аналіз параметрів, що контролюється чи регулюється, аналіз норм технологічних режимів та допустимих відхилення, а також вимоги до схеми атоматизації наведені у таблиці 1.1.

Таблиця 1.1. Параметри контролю виробництва

№ п/п	Найменування стадії процесу (технологічний об'єкт), місце заміру параметра	Найменування параметра, що контролюється чи регулюється	Норми техно- логічного режиму та допустимі відхилення	Вимоги до схеми автоматизації (контроль, регулювання, сигналізація)
1	2	3	4	5
1	Розчин на вході в мембранний модуль, трубопровід	Температура	50...80 °С	Контроль, реєстрація, показання
2	Концентрація розчину на виході, трубопровід	Концентрація	1...10 г/л	Контроль
3	Охолоджувальна вода на вході в мембранний модуль, трубопровід	Температура	15...18 °С	Контроль, реєстрація, показання
4	Дистилят, трубопровід	Температура	20...50 °С	Контроль, реєстрація, показання

1.4 Види мембранної дистиляції

Існує декілька видів проведення процесу мембранної дистиляції. Широке застосування мембранні процеси знаходять під час обробки води, очищення стічних вод. Одним з перспективних мембранних процесів є контактна мембранна дистиляція (DCMD – direct contact membrane distillation).

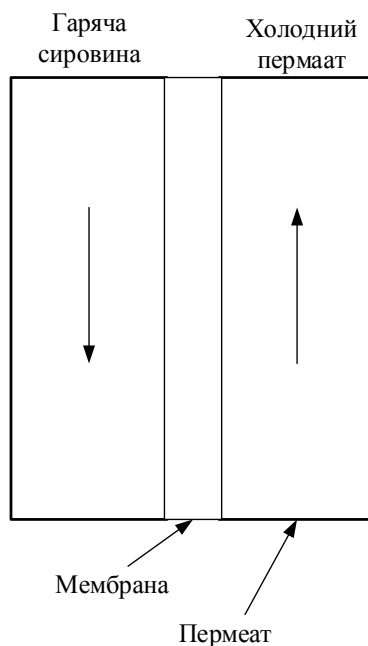


Рис. 1.4. Контактної мембранної дистиляції

На тривалість процесу поділу за допомогою КМД (рис. 1.4) особливий вплив мають температури розчину і дистиляту, і швидкість протікання потоків в мембранних каналах. Так, перепад температур між розчином і дистилятом сприяє інтенсифікації випаровування, перенесення пара крізь пори мембрани і їх конденсації в потоці дистиляту. При цьому обмежувальним фактором є термостійкість мембрани. Збільшення швидкості похитування рідин значно зменшує ефект концентраційної і температурної поляризації, що сприяє інтенсифікації масообміну між потоками розчину і дистиляту. Оскільки однією з необхідних умов перебігу процесу є існування в порах мембрани пароповітряної прошарку, крізь яку відбувається масопереніс, а застосована мікропориста мембрана має середній діаметр пор $0,1 \dots 0,5$ мкм, існування такого прошарку можливе за умови перепаду тиску розчину по обидва боки мембрани, що не перевищує $0,01$ Па. Збільшення тиску може привести до витіснення пароповітряної прошарку з пір мембрани. Особливо великого значення набуває автоматичне підтримування тиску. Селективність процесу коливається в межах $97 \dots 99$ %, максимально доступна продуктивність дистиляту на сьогодні становить $75 \text{ л} / \text{м}^2 \cdot \text{год}$. [3]

Мембранна дистиляція з повітряним прошарком (AGMD – air gap membrane distillation) – мембранний процес, в якому пара проходить крізь пори та конденсується

на охолоджуваній стороні мембрани, що знаходиться на певній відстані від мембрани. Рідина, що конденсується, не контактує з мембраною (рис. 1.5). Процес мембранна дистиляція з повітряним прошарком має високу селективність, що становить майже 99,99 %. Недоліком даного процесу є досить низька продуктивність процесу до $20 \text{ л / м}^2 \cdot \text{год}$.

Вакуумна мембранна дистиляція (VCMD – vacuum membrane distillation) в даному процесі створюється розрідження, тобто вакуум, в об'ємі між мембраною з боку гарячого розчину і корпусом мембранного модуля; конденсація дистиляту відбувається за межами мембранного модуля (рис.1.6).[3]

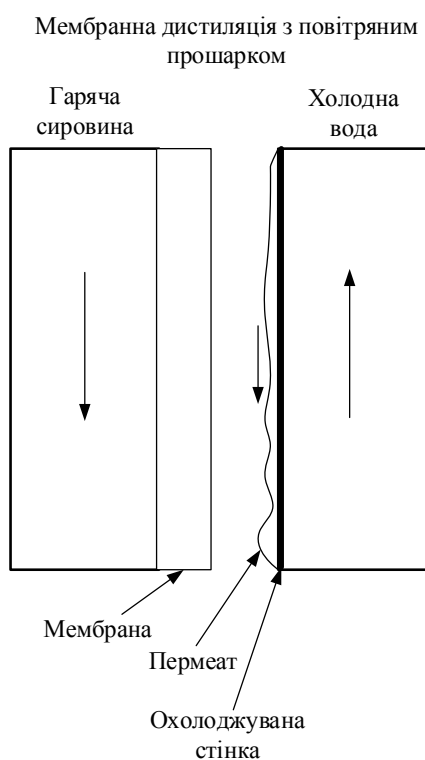


Рис. 1.5. Мембранна дистиляція з повітряним прошарком

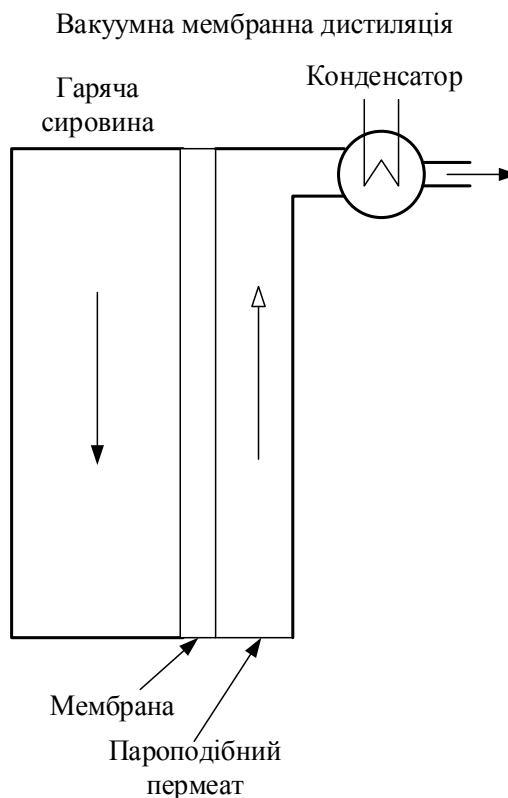


Рис. 1.6. Вакуумна мембранна дистиляція

Мембранна дистиляція з газом-носієм (SWGMD – sweep gas membrane distillation) – процес, в якому газовий потік інертного газу 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. 1.7). Селективність процесу становить наближено 99,99 %, продуктивність процесу висока до $50 \dots 70 \text{ л / м}^2 \cdot \text{год.}$ [3]

Протікання процесу мембранної дистиляції залежить від різних технологічних параметрів. Таких як: тип процесу мембранної дистиляції, тип матеріалу та конструкції мембрани для розділення суміші, який вибирають при проектуванні установки та залишаються постійними при подальшій роботі.

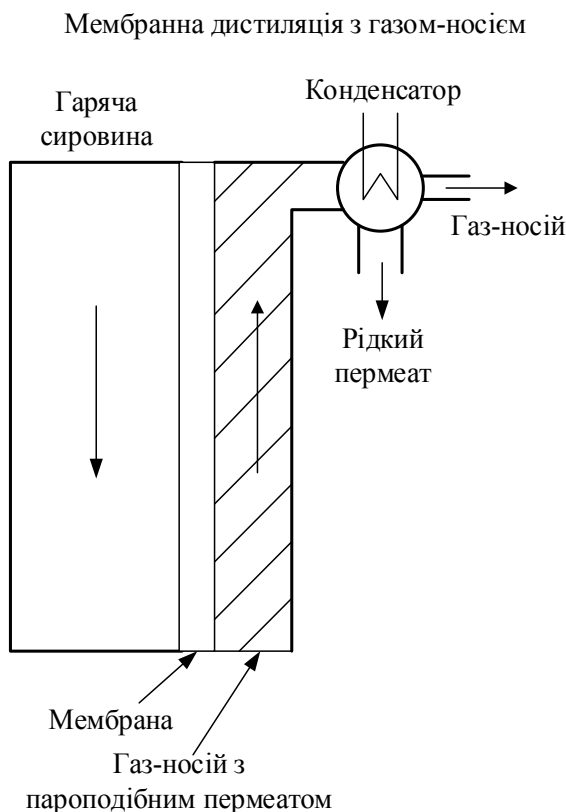


Рис. 1.7. Мембранна дистиляція з газом-носієм

1.5 Постановка задачі дослідження

Основною задачею дослідження магістерської дисертації – є створення оптимального програмного керування для управління процесу мембранної дистиляції [4], проаналізувати отриманні результати та вибрати кращий варіант оптимального керування процесом, що дозволяла б у подальшому використанні раціонально споживати ресурси сировини, та зберігати високі технічні та економічні умови проходження процесу.

В процесі дослідження та розробки необхідно провести математичне моделювання процесу мембранної дистиляції. Створити математичний опис процесу температурної поляризації для розчину та дистилату, та математичний опис процесу концентраційної поляризації у каналі розчину.

Зробити розрахунки данної математичної моделі та представити відповідні графічні результати розробки.

2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ

2.1 Аналіз існуючих моделей мембранної дистиляції

Для розробки математичної моделі процесу мембранної дистиляції використовується реалізація двох підходів. Перший підхід – це емпіричний підхід. Емпіричний підхід отримав найбільше практичне розповсюдження, він оснований на використанні виразів, що враховують продуктивність і селективність процесу. Вирази для продуктивності і селективності отримані отримують при узагальненні даних великого експериментального матеріалу. Проте емпіричний метод має ряд певних недоліків: вузька область застосування використання виразів, недостатнє теоретичне обґрунтування даних виразів.

Другий підхід – феноменологічний. Цей підхід оснований на наближеннях аналітичних розв'язках рівнянь з опису тепломасопереносу. Дані рівняння отримані при певних припущеннях, які суттєво спрощують розрахунки. Проте ці припущення часто призводять до значних помилок, що не дозволяють точно встановити фізико-хімічні властивості МД.

Значні успіхи у розробці математичних моделей процесу МД відбулись в останнє десятиріччя вченими Угрозовим В.В., Золотарьовим П.П., Тімашевим С.Ф., котрі створили математичну модель мембранної дистиляції [4]. Ними було проаналізовано вплив гідродинамічних властивостей течії розчину і дистиляту, врахований розмір пор і конструкційні особливості мембран. Було досліджено вплив температурних режимів на питомий масовий потік пари через мембрану в процесі мембранної дистиляції. [4] Розподіл швидкостей і температур розчину впливає на тепловіддачу від розчину до поверхні мембрани у поперечному напрямку каналу і залежний від характеристик мембрани – потік пари.

Для врахування розподілу по висоті каналів математична модель процесу знесолення природних вод доповнена швидкістю і температурами у динаміці. Було прийнято припущення, що мембрана є ідеальною. Ідеальна мембрана пояснювалась наступним, що в мембрані не пошкоджений селективний шар та конструкційні характеристики мембрани високі. Разом з тим науковці не приділили уваги

врахуванню так важливих характеристик протікання процесу, як температурна та концентраційна поляризації.

У 2008 році Жулінским О.А. була запропонована математична модель динаміки процесу мембранної дистиляції [4], яка враховує розподіл температури не лише у подовжньому напрямку, математична модель також враховувала розподіл температур у поперечному напрямку каналу мембрани.

Розроблена математична модель процесу контактної мембранної дистиляції для концентрування розчину. Дана модель була використана для керування процесом. Особливістю математичної моделі є врахуванням зміни проникності мембрани впродовж її експлуатації. За допомогою лабораторної установки було перевірено адекватність даної моделі.

Рівняння [4] математичної моделі, що описують процес переносу в поперечному напрямку каналів каналах мембранного модуля за допомогою конвекції і одночасно теплопровідності у, мають вигляд:

- для каналу розчину:

$$\frac{\partial Q_f}{\partial t} + U_r \frac{\partial Q_f}{\partial x} + V_f \frac{\partial Q_f}{\partial y} = a_f \frac{\partial^2 Q_f}{\partial y^2}; \quad (2.1)$$

- для каналу дистиляту:

$$\frac{\partial Q_p}{\partial t} + U_p \frac{\partial Q_p}{\partial x} + V_p \frac{\partial Q_p}{\partial y} = a_p \frac{\partial^2 Q_p}{\partial y^2}; \quad (2.2)$$

де Q_f , Q_p – відповідно температура розчину і дистиляту;

U_f , V_f – швидкість розчину по довжині і висоті каналу мембрани;

U_p , V_p – швидкість дистиляту по довжині і висоті каналу мембрани;

a_f , a_p – коефіцієнти температуропровідності розчину і дистиляту.

Сучасні дослідження математичного опису процесу мембранної дистиляції активно ведуться на міжнародній науковій арені. У 2011 році групою вчених Eleiwi, Fadi; Ghaffour, Noredine; Alsaadi, Ahmad S. була представлена робота [7], яка пропонує математичну динамічну модель для процесу мембранної дистиляції. Модель заснована на 2D рівняннях адекватної дифузії (ADE), яка описує механізми

тепло- і масоперенесення в мембранному модулі. Модель вивчає поведінку процесу в часі, що змінюється і статичний стан фази, що сприяють зростанню продуктивності процесу, особливо коли воно зумовлене періодичним енергопостачанням, такими як сонячна енергія.

Модель експериментально підтверджена на етапі стаціонарного стану, де потік вимірюється для різних входних температур подачі. Більш того, експериментальне підтвердження включає фазу варіації часу, коли діапазон температури входної подачі 30 °C ... 75 °C приріст 0,1 °C зі певними проміжками часу.

Була запропонована математичну модель динаміки для процесу МД, яка розглядає часову еволюцію механізмів тепло та масопереносу в потоках розчину та пермеату.

В данній моделі вважаюся, що конвективний тепловий потік домінує вздовж довжини мембрани, а теплове випромінювання, яке відповідає за перенесення тепла через сухі пори мембрани (теплопоглинання) є домінуючим вздовж напрямку до мембрани. Завдяки цим припущенням ми розглядаємо швидкість обертання на осі z , щоб бути постійною під час роботи процесу, не зважаючи на швидкість осі на осі x (рис. 2.1).

Представленно 2D модель:

$$\frac{\partial T(x,z,t)}{\partial t} + v_z^k \frac{\partial T(x,z,t)}{\partial z} + v_x^k \frac{\partial T(x,z,t)}{\partial x} = a^k \left(\frac{\partial^2 T(x,z,t)}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T(x,z,t)}{\partial z^2} \right); \quad (2.3)$$

$$k = \{f, p\}, 0 < t < \tau_{fin}, x \in [0, x_{fm}] \cup [x_{pm}, X], 0 < z < Z;$$

де $k = \{f, p\}$ відноситься до каналу розчину і пермеату, відповідно;

$v_x^k, k = \{f, p\}$ швидкість розчину по напрямку потоку відповідній координаті x ;

$v_z^k, k = \{f, p\}$ швидкість пермеату по напрямку потоку відповідній координаті z .

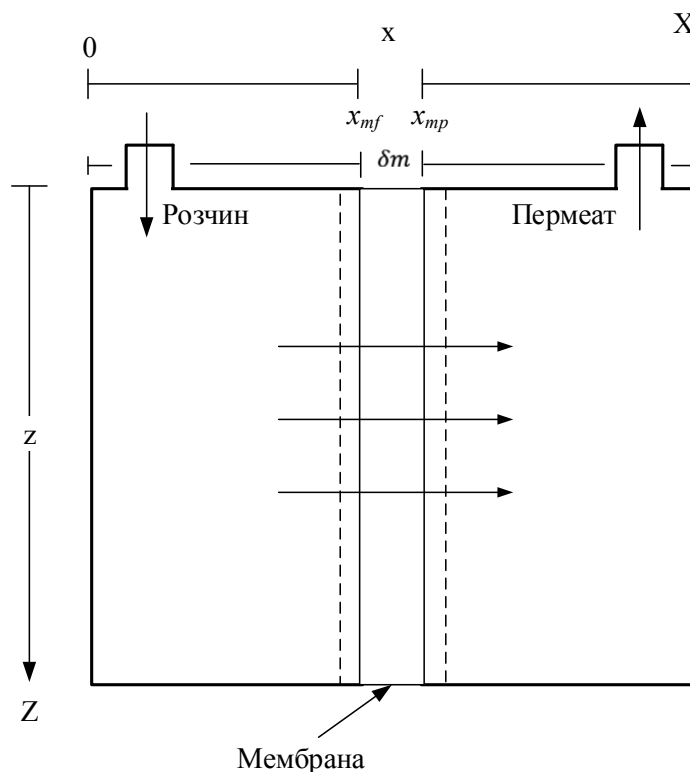


Рис. 2.1. Розподіл координат математичної моделі процесу мембранної дистиляції

2.2 Температурна поляризація в процесі мембранної дистиляції

Процес мембранної дистиляції описується тепло- масообміну. Проникність мембрани і градієнт тиску парів контролює механізм масообміну. Перенос маси в порах мембрани прямо пропорційний градієнту тиску пара рівняння 1.

Різниця парціальних тисків залежить тільки від різниці температур по різні боки від мембрани. У свою чергу, різниця температур визначається гідродинамічними умовами здійснення процесу. [2] Тобто швидкістю рідини з двох сторін від мембрани і конструкцією модулів. Від них буде залежати так звана температурна поляризація (рис. 2.2). Вона призводить до зменшення рушійної сили процесу. При проведенні процесу мембранної дистиляції речовина переноситься через мембрану у вигляді пари. Теплота, необхідна для пароутворення, підводиться до поверхні мембрани з об'єму рідини. В результаті температура буде знижуватися у напрямку до мембрани. Різниця температур рідини вдалині від поверхні мембрани і поблизу її поверхні називається температурною поляризацією [2].

Питома потік тепла через будь-яку поверхню, паралельну мембрані, в стаціонарних умовах буде однаковий. Позначимо цю величину через Q . Коефіцієнти

тепловіддачі для більш нагрітої і менш нагрітої рідин позначимо через α_p і α_d відповідно. Аналогічним чином температури двох рідин у ядрі потоку і біля поверхні позначимо через T_p , T_d , T_{mp} , T_{md} . Потік тепла від більш гарячої рідини до поверхні мембрани можна обчислити за допомогою рівняння тепловіддачі:

$$\theta = \alpha_p (T_p - T_{mp}). \quad (2.4)$$

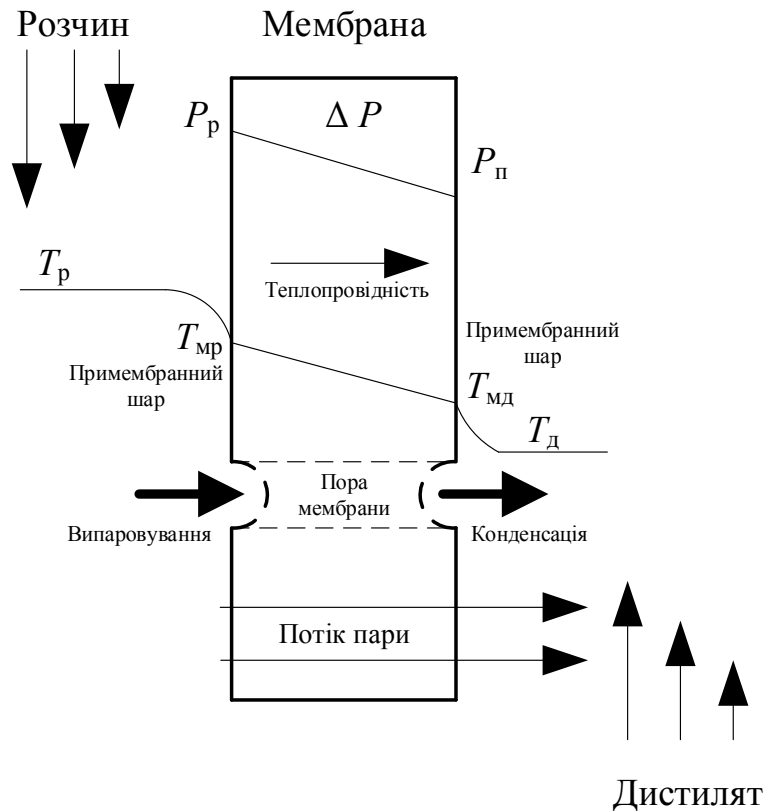


Рис. 2.2. Температурна поляризація

де T_p – температура розчину, K ; T_{mp} – температура розчину у примембранному шарі, K ; T_{md} – температура дистиляту у примембранному шарі, K ; T_d – температура дистиляту, K .

Питома потік тепла через будь-яку поверхню, паралельну мембрані, в стаціонарних умовах буде однаковий. Позначимо цю величину через θ . Коефіцієнти тепловіддачі для більш нагрітої і менш нагрітої рідин позначимо через α_p і α_d відповідно. Аналогічним чином температури двох рідин у ядрі потоку і біля поверхні позначимо через T_p , T_d , T_{mp} , T_{md} . Потік тепла від більш гарячої рідини до поверхні мембрани можна обчислити за допомогою рівняння тепловіддачі:

$$\theta = \alpha_p (T_p - T_{mp}). \quad (2.5)$$

Через мембрану тепло переноситься:

- теплопровідності λ ;

- у вигляді прихованої теплоти пароутворення δ проникають через мембрану парів:

$$\theta = \lambda / \delta (T_{\text{мр}} - T_{\text{мд}}) + J. \quad (2.6)$$

Рівняння тепловіддачі від поверхні мембрани до більш холодної рідини виглядає так:

$$\theta = \alpha_{\text{д}} (T_{\text{мд}} - T_{\text{д}}). \quad (2.7)$$

З цих співвідношень випливає наступне вираз для розрахунку перепаду температур через мембрану:

$$T_{\text{мр}} - T_{\text{мд}} = \frac{T_{\text{р}} - T_{\text{д}} - J \left(\frac{1}{\alpha_{\text{р}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{д}}} \right)}{1 + \frac{\lambda}{\delta} \left(\frac{1}{\alpha_{\text{р}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{д}}} \right)}. \quad (2.8)$$

Отримана формула показує, що температурна поляризація зростає при збільшенні потоку речовини через мембрану. Зростання рушійної сили процесу та збільшення коефіцієнта теплопровідності мембрани. [2]

Від коефіцієнта теплопровідності полімеру залежить ефективний коефіцієнт теплопровідності мембрани, з якого виготовлена мембрана, та пористість мембрани. Коефіцієнт теплопровідності пара, що заповнює пори мембрани. Збільшення коефіцієнтів тепловіддачі призводить до зниження температурної поляризації. [2]

2.3 Концентраційна поляризація в процесі мембранної дистиляції

Під час процесу опріснення розчину (морської води) через перенесення розчинника – води через мембрану у її поверхні збільшується концентрація розчинених речовин в порівнянні з їх вмістом в обсязі вихідного розчину. Таке явище називається концентраційною поляризацією (рис. 2.3).

Через підвищення концентрації розчинених речовин у поверхні мембрани знижуються її селективність і питома продуктивність. Оскільки у поверхні мембрани відношення концентрацій розчинених речовин експоненціально зростає зі

збільшенням питомої продуктивності, концентраційна поляризація може стати фактором, що лімітує проникність мембран.

При підвищеній концентрації речовин у розділяє поверхні мембрани остання може частково руйнуватися або модифікуватися. Зусилля, спрямовані на створення нових високопродуктивних мембран, можуть виявитися марними, якщо одночасно не вживати заходів, що знижують негативний вплив концентраційної поляризації. Для цього, як правило, застосовують способи, пов'язані з інтенсифікацією масопереносу від поверхні мембран в обсяг потоку вихідного розчину, що має на меті вирівнювання концентрації у поверхні мембрани і в об'ємі розчину.

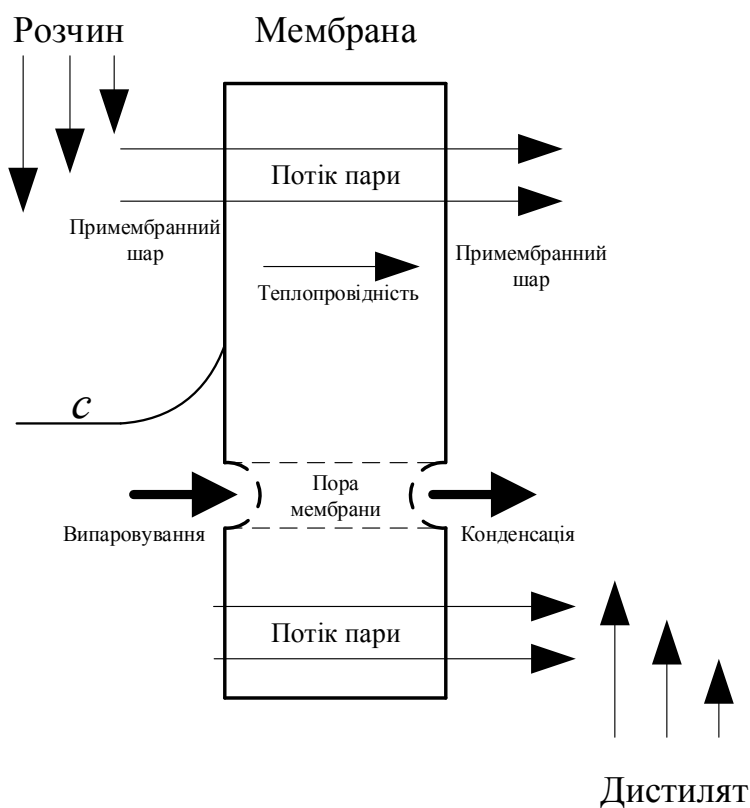


Рис. 2.3. Концентраційна поляризація

де c – концентрація розчину.

Такі заходи зазвичай зводяться до наступного:

- підвищення температури розчину;
- перемішування.

Зазвичай використовується один з типів перемішування:

- з підведенням механічної енергії: перемішування мішалками, вібрація мембрани, пульсація розділяється розчину;
- без механічної енергії: збільшення швидкості, звернення потоку, посилення природної конвекції;
- зміни конфігурації каналів: короткі канали, вузькі канали, турбулізуючими вставки.

Згадані способи зменшення концентраційної поляризації пов'язані зі значними ускладненнями апаратного проектування для проходження процесу мембранної дистиляції та організації даного процесу.

2.4 Масообмін в процесі мембранної дистиляції

Процес контраційної поляризації описаний на рисунку 10. Використовуючи дану схему проведемо опис процесу масообміну.

Виділимо відповідні області та потоки. Області потоків розчину та дистиляту – це об'ємні частини ядер потоків уздовж мембрани. Вони характеризуються постійністю властивостей компонентів розчину і дистиляту за винятком незначних градієнтів тиску в напрямках, паралельних поверхні мембран.

Області примембранних шарів – це "пов'язані" з мембраною шари рідини. В примембранному шарі з боку розчину через малі пори і окремі дефекти мембрани мають місце три процеси. Дифузія розчиненої речовини уздовж мембрани, адсорбція на поверхні мембранни і розчинення. Різниця в "розчинні" компонентів розчину обумовлює селективні властивості мембрани.

По відношенню до методу ультрафільтрації, селективні властивості мембрани будуть характеризуватися співвідношенням розмірів пор і макромолекул поділюваних компонентів.[7] Проте при феноменологічному описі така деталізація має великого значення. Через тонкопористу структуру активного шару концентрація всередині мембрани поблизу поверхні значно менше, ніж зі боку розчину. Співвідношення цих концентрацій зазвичай називають коефіцієнтом розподілу або коефіцієнтом розчинності.

В області примембранного шару з боку дистилляту ця величина близька до одиниці через крупнопористу структуру дренажного шару мембрани, хоча і має місце певний ефект десорбції розчиненої речовини з мембрани.

Область мембрани – це активний і дренажний шари мембрани. Перший – дуже щільний з мікропористою структурою, другий – пористий з більшою величиною пор, що характерно для анізотропних асиметричних мембран. Дифузія і конвекція – здійснюється шляхом перенесення розчиненої речовини в активному шарі. Вважається що концентрація розчиненої речовини знижується по товщині цього шару по експоненті.[5]

Вплив дренажного шару, тобто крупнопористі частини матриці мембрани, проявляється в додатковому гідравлічному опорі потоку розчинника і внаслідок цього деяке зниження селективності, тому що при збільшенні тиску в області примембранного шару з боку гарячого розчину зростає і "розчинність".

Оскільки, при здійсненні мембранних процесів масообмін обумовлений взаємодією всіх розглянутих потоків, так для зіставлення їх взаємного впливу, тобто ступеня сполучення, необхідно слідувати певного загального принципу. Одним з таких принципів є релаксаційний формалізм нерівноважної термодинаміки. Аналізу основ кінетичної і термодинамічної теорії молекулярної релаксації і даних по релаксації поступальних, обертальних і особливо коливальних ступенів свободи, а також по релаксації дисоціації, іонізації приділено значну увагу в останні роки досліджень.[5]

2.5 Математична модель процесу

Першочерговою задачею розробки системи керування та подальших досліджень процесу є розробка математичної моделі, тобто математичного опису протікання процесу. Процес мембранної дистиляції супроводжується фазовими переходами, які визначається теплообміном і масообміном.

Різниця парціальних тисків парів розчинника по різні боки пор мембрани, яка створюється у повітрі над менісками рідини – є рушійною силою процесу мембранної дистиляції. Знаходження парціального тиску залежить від температурної та концентраційної поляризації. В свою чергу температурна поляризація залежить від температури відповідного потоку і температурного поля у каналах розчину і дистиляту. Концентраційна поляризація – від компонентного складу розчину, де необхідно враховувати як розподіл концентрацій компонентів. Дані характеристики процесу описують процес теплопереносу та масопереносу.

У процесі мембранної дистиляції теплопереніс здійснюється у три стадії. Перша стадія процесу теплопереносу – перенесення тепла від потоку розчину до поверхні мембрани, друга стадія – це перенесення тепла крізь мембрану, третя стадія теплопереносу – перенесення тепла від приймаючої поверхні мембрани з примембранного шару до потоку дистиляту.

Внаслідок дії теплопровідності температура у потоці розчину відрізняється від температури розчину яка знаходиться у примембранному, що під дією температурної поляризації. Надскладна дифузія окремих компонентів суміші відбувається під дією градієнта концентрації, що описує масопереніс в процесі мембранної дистиляції.

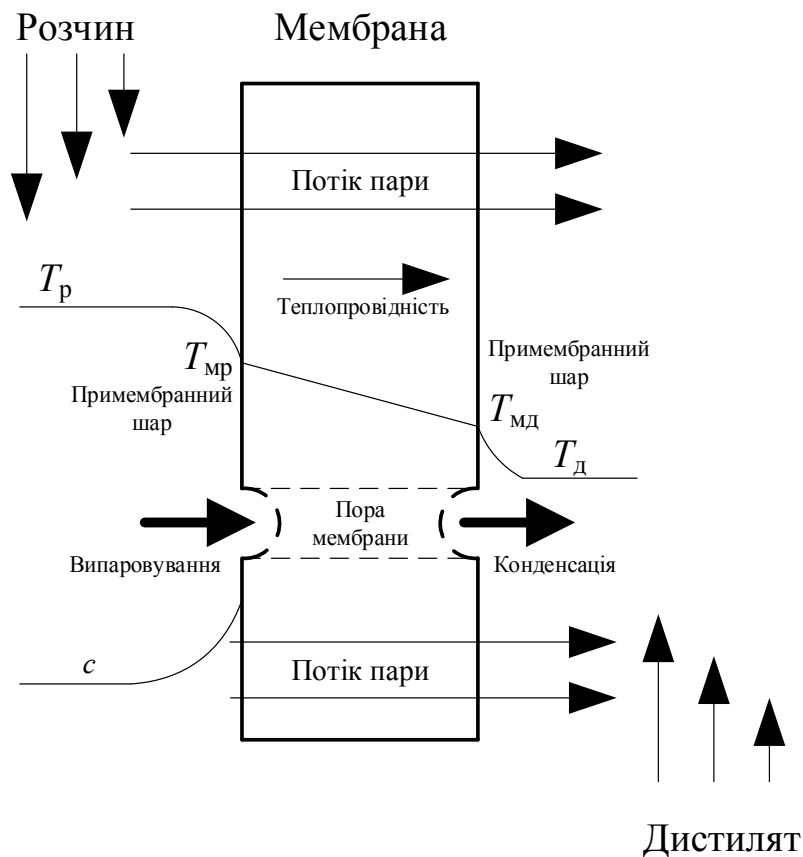


Рис. 2.4. Температурна та концентраційна поляризація процесу мембранної дистиляції

де T_p – температура розчину, K ; T_{mr} – температура розчину у примембранному шарі, K ; T_{md} – температура дистилату у примембранному шарі, K ; T_d – температура дистилату, K ; c – концентрація розчину.

Розробка системи математичних співвідношень було виконано при дослідженні протікання процесу температурної та концентраційної поляризації у мембранному просторі. Наявність температурної та концентраційної поляризації приводить до необхідності розгляду процесу як системи математичних рівнянь з розподіленими параметрами.

Представлено система рівнянь тепло- масообміну, що складається з рівняння тепло- масообміну для розчину, тепло- масообміну для дистилату, рівняння концентрації.

Оскільки теплопереніс відбувається у три стадії, описуємо першу стадію процесу переносу з врахуванням масопереносу, використавши для цього отриманні дослідження про вплив концентраційної поляризації. Елементарний об'єм розчину з

урахуванням дифузії компонентів розчину та одночасної теплопровідності у поперечному напрямку каналів, було складено рівняння динаміки каналу розчину:

$$\frac{\partial T_p}{\partial t} + V_{px} \frac{\partial T_p}{\partial x} + U_{py} \frac{\partial T_p}{\partial y} = a_p \frac{\partial^2 T_p}{\partial y^2} + D_s \frac{\partial c}{\partial y} \frac{\partial T_p}{\partial y} \quad (2.9)$$

з початковими умовами:

$$0 < x < X; 0 < y < Y; 0 < t < T;$$

$$T_p(x, y, 0) = 70; (2) T_p(0, y, t) = 0; \quad (2.10)$$

де T_p – температура розчину, K;

U_{py}, V_{px} – швидкості розчину у поперечному і подовжньому напрямках відповідно, м/с;

a_p – коефіцієнт теплопровідності розчину, м²/с;

D_s – коефіцієнт дифузії, м²/с.

При описі дифузійного переносу пари у поруватих середовищах мембрани використовується рівняння, що описує молекулярну, кнудсенівську дифузію та перехідний режим течії. Співвідношення середньої довжини вільного пробігу молекул до діаметру пор – є визначальним параметром режиму течії. Потік пари крізь мембрану пропорційний до перепаду тиску пару розчинника на протилежних мембранних поверхнях. Крім того, проникність мембрани залежить від температури, тиску, складу пароповітряної суміші і структури мембрани. Від температури і компонентного складу середовищ на поверхні і в об'ємах потоків розчину та дистилату – залежить градієнт тиску. Тому розрахунок трансмембранного потоку можна реалізувати тільки при сумісному вирішенні рівнянь тепломасопереносу методом послідовних наближень. Для обчислення локального масового потоку пари було використано співвідношення для випадку перенесення пари у порах мембрани шляхом молекулярної дифузії [4]:

$$J_r = \frac{M_n \bar{D}_n \bar{p}}{\delta R T_m} \ln \left(\frac{p_d - p_{md}(T_d)}{p_p - p_{mp}(T_p)} \right) \quad (2.11)$$

де M_n – молекулярна маса водяної пари, кг/кмоль;

D_{Π} – ефективний коефіцієнт взаємної дифузії пари в повітрі, $\text{м}^2/\text{с}$;

$p_{\text{мр}}$ – тиск пароповітряної суміші у примембранному шарі з боку гарячого розчину, Па;

$p_{\text{мд}}$ – тиск пароповітряної суміші примембранному шарі з боку холодного розчину (дистилляту), Па;

$p_{\text{р}}$ – парціальний тиск парів розчинника (водяної пари) у каналі гарячого потоку (розчину), Па;

$p_{\text{д}}$ – парціальний тиск парів розчинника (водяної пари) у каналі холодного потоку (дистилляту), Па;

R – універсальна газова стала, Дж/(Кмоль К);

$T_{\text{м}}$ – температура мембрани, К.

Граничні умови на поверхні мембрани з боку гарячого розчину з урахуванням передачі тепла через мембрану:

$$\frac{\partial T_{\text{р}}(X, y, t)}{\partial x} = \frac{Jr - \frac{\lambda_{\text{м}}}{\delta} (T_{\text{р}}(X, y, t) - T_{\text{д}}(X))}{\lambda_{\text{р}}} \quad (2.12)$$

де $\lambda_{\text{м}}$ – коефіцієнт теплопровідності розчину, Вт/(м·К);

Jr – потік пара;

δ – товщина мембрани, м;

$\lambda_{\text{р}}$ – коефіцієнт теплопровідності розчину, Вт/(м·К).

За аналогією з рівнянням динаміки для розчину складемо рівняння динаміки для потоку дистилляту з урахуванням розподілу температури дистилляту вздовж каналу і по висоті каналу мембрани:

$$\frac{\partial T_{\text{д}}}{\partial t} + V_{\text{д}x} \frac{\partial T_{\text{д}}}{\partial x} + U_{\text{д}y} \frac{\partial T_{\text{д}}}{\partial y} = a_{\text{д}} \frac{\partial^2 T_{\text{д}}}{\partial y^2} \quad (2.13)$$

з початковими умовами:

$$0 < x < X; 0 < y < Y; 0 < t < T;$$

$$T_d(x, y, 0) = 30; \quad T_d(0, y, t) = 0; \quad (2.13.1)$$

де T_d – температура розчину та дистилляту відповідно, K ;

U_{dy}, V_{dx} – швидкості дистилляту у поперечному і подовжньому напрямках відповідно, m/s ;

a_d – коефіцієнт теплопровідності дистилляту, m^2/s .

З урахуванням передачі тепла через мембрану граничні умови на поверхні мембрани з боку дистилляту:

$$\frac{\partial T_d(X, y, t)}{\partial x} = \frac{Jr - \frac{\lambda_m}{\delta}(T_p(X, y, t) - T_d(X))}{\lambda_d} \quad (2.14)$$

де λ_d – коефіцієнт теплопровідності дистилляту, $W/(m \cdot K)$.

Особливість розробленої математичної моделі, що описує процес мембранної дистилляції, полягає у врахуванні концентраційного розподілу. У процесі поділу рідких систем через мембрану проходить переважно розчинник, а розчинена речовина затримується мембраною. В примембранному шарі, що знаходиться біля поверхні мембрани, концентрація компонентів розчиненої речовини значно підвищується. Концентраційною поляризацією називають відношення концентрації у примембранному шарі до її концентрації в розділяючому розчині у ядрі потоку. Вплив концентраційної поляризації на процеси мембранного поділу є негативний. При впливі даного явища зростає термічний опір, зменшується продуктивність мембранного процесу, пошкоджується селективний шар та знижується рушійна сила процесу поділу, що також суттєво впливає на продуктивність процесу. Рівняння динаміки має вигляд:

$$\frac{\partial c}{\partial t} + V_x \frac{\partial c}{\partial x} + U_y \frac{\partial c}{\partial y} = D_s \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} \quad (2.15)$$

з початковими умовами:

$$0 < x < X; \quad 0 < y < Y; \quad 0 < t < T; \quad c(0, y, t) = 0; \quad (2.16)$$

де U_x, V_y – швидкості у поперечному і подовжньому напрямках відповідно, m/s ;

c – концентрація компоненти у розчині;

D_s – коефіцієнт дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$.

Граничні умови на поверхні мембрани з боку гарячого розчину, що описує процес концентрування компонентів:

$$\frac{\partial c(X,y,t)}{\partial x} = D_s [c(x, l_p, t) - c(x, l_p + \delta, t)] \quad (2.17)$$

Граничні умови на поверхні мембрани, якщо зовнішні стінки мембранного модуля для каналів розчинника і дистилату теплоізолювані:

$$T_p(x, 0, t) = 70; \quad T_d(x, 0, t) = 30; \quad c(x, 0, t) = 0,13; \quad (2.18)$$

Рівняння, що враховують розподіл температури розчину і дистилату у подовжному і поперечному напрямках комірки мембранного модуля (2.9), (2.14) з граничними умовами на поверхнях мембрани з боку гарячого розчину (2.13) і з боку холодного дистилату (2.14), що доповнено рівнянням динаміки для опису процесу концентраційної поляризації (2.16) та граничними умовами з боку гарячого розчину для концентрації компонент (2.17) представляють собою систему співвідношень математичної моделі процесу мембранної дистиляції. [4]

2.6 Розрахунку математичної моделі процесу мембранної дистиляції

Система рівнянь розв'язувалась числовим пошаровим методом.

Для розрахунку математичної моделі рівняння задавалися у дискретній формі:

- рівняння динаміки для каналу потоку гарячого розчину у поперечному та повздовжньому напрямку з врахуванням дифузії:

$$\begin{aligned} & \frac{T_{p,i,z,j+1} - T_{p,i,z,j}}{\Delta t} + V_{px_i} \frac{T_{p,i,z,j} - T_{p,i-1,z,j}}{\Delta x} + U_{py_z} \frac{T_{p,i,z,j} - T_{p,i,z-1,j}}{\Delta y} = \\ & = a_p \frac{T_{p,i,z+1,j} - 2T_{p,i,z,j} + T_{p,i,z-1,j}}{\Delta y^2} + D_s \left(\frac{c_{i,z,j} - c_{i,z-1,j}}{\Delta y} \right) \left(\frac{T_{p,i,z,j} - T_{p,i,z-1,j}}{\Delta y} \right); \end{aligned} \quad (2.18)$$

- рівняння динаміки для каналу потоку холодного дистилату у поперечному та повздовжньому напрямку:

$$\begin{aligned} & \frac{T_{d,i,z,j+1} - T_{d,i,z,j}}{\Delta t} + V_{dx_i} \frac{T_{d,i,z,j} - T_{d,i-1,z,j}}{\Delta x} + U_{dy_z} \frac{T_{d,i,z,j} - T_{d,i,z-1,j}}{\Delta y} = \\ & = a_d \frac{T_{d,i,z+1,j} - 2T_{d,i,z,j} + T_{d,i,z-1,j}}{\Delta y^2}; \end{aligned} \quad (2.19)$$

- рівняння динаміки концентрації у каналі потоку гарячого розчину у поперечному та повздовжньому напрямку:

$$\begin{aligned} \frac{c_{i,z,j+1} - c_{i,z,j}}{\Delta t} + V_{xi} \frac{c_{i,z,j} - c_{i-1,z,j}}{\Delta x} + U_{yz} \frac{c_{i,z,j} - c_{i,z-1,j}}{\Delta y} = \\ = D_s \frac{c_{i,z+1,j} - 2c_{i,z,j} + c_{i,z-1,j}}{\Delta y^2}, \end{aligned} \quad (2.20)$$

Порядок розрахунку рівнянь наступний:

На першому етапі задається розподіл швидкостей на вхідному перерізі і перше наближення. Наступним етапом задаємо розподіл температур розчинника, рівняння (2.18), (2.10) і дистилляту, рівняння (2.19), (2.13.1) на вхідному перерізі. Зовнішні стінки мембранного модуля для каналів розчинника і дистилляту теплоізовані, задаємо вхідні температури (2.18). Знаходимо температури на поверхнях мембрани, враховуючи передачу тепла та записуємо граничні умови для відповідних каналів розчину (2.13) та дистилляту (2.15). Для вирішення рівнянь теплопереносу у мембранному каналі спочатку задавалися розподілення швидкості та температури по висоті на вході в канал.

Таблиця 2. Вихідні дані для проведення розрахунків

Параметр	Позначення параметра	Одиниця вимірювання	Значення
Довжина модуля	l	m	0,5
Ширина каналу	d	m	0,3
Висота каналу	h	m	0,08

Продовження таблиці 2. Вихідні дані для проведення розрахунків

Параметр	Позначення параметра	Одиниця вимірювання	Значення
Крок дискретизації за часом	dt	c	0,01
Швидкість подачі розчину	u_p	m/c	0,1
Швидкість подачі дистиляту	u_d	m/c	0,1
Температура розчину на вході в ММ	Θ_{pH}	K	$66 + 273 = 339$
Температура дистиляту на вході в ММ	Θ_{pD}	K	$20 + 273 = 293$
Початкова концентрація розчину	b_{pH}	kg/kg	0,1
Густина розчину на вході в ММ	ρ_{pH}	kg/m^3	1114
Густина дистиляту на вході в ММ	ρ_{pD}	kg/m^3	998,24
Теплоємність розчину на вході в ММ	c_{pH}	$J/(kg \cdot K)$	3429
Теплоємність дистиляту на вході в ММ	c_{pD}	$J/(kg \cdot K)$	4184,8

Продовження таблиці 2. Вихідні дані для проведення розрахунків

Параметр	Позначення параметра	Одиниця вимірювання	Значення
Динамічна в'язкість розчину	μ_p	Па·с	$1,7 \cdot 10^{-3}$
Динамічна в'язкість дистилляту	μ_d	Па·с	$1,002 \cdot 10^{-3}$
Теплопровідність розчину	λ_p	Вт/(м·К)	0,528
Теплопровідність дистилляту	λ_d	Вт/(м·К)	0,5995
Коефіцієнт поруватості мембрани	ε	—	0,8
Тиск пароповітряної суміші на теплій поверхні мембрани	p_e	Па	20310
Тиск пароповітряної суміші холодній поверхні мембрани	p_x	Па	9883
Товщина мембрани	δ_M	м	0,0004
Теплопровідність мембрани	λ_M	Вт/(м·К)	0,04

На рис. 12 представлено графік температурного поля у якому розподіл відбувається по висоті мембранного модуля. В залежності від відстані входу розчину температура з боку розчину починає зменшуватися, а температура з боку дистилату – підвищуватись, тобто відбувається, раніше описаний у п.п. 2.2, процес температурної поляризації.

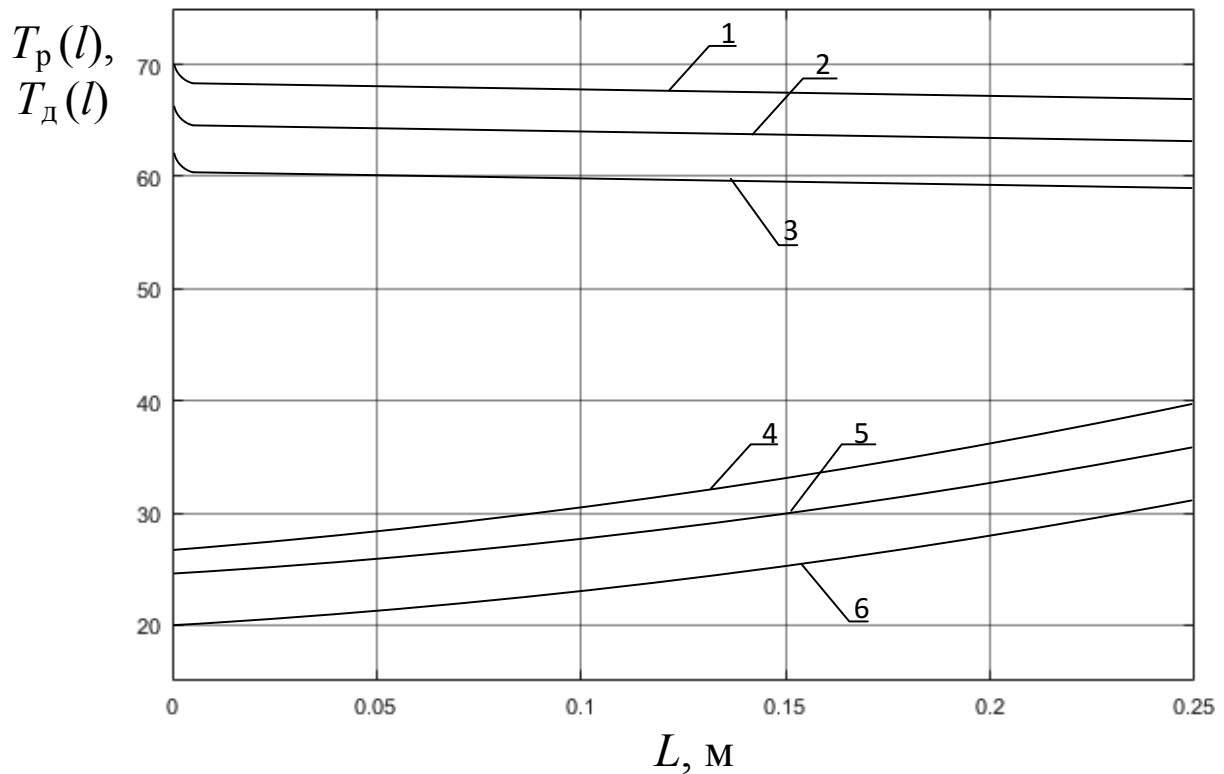


Рис. 2.5. Розподіл температур по висоті мембранного модуля у примембранному шарі,

де температура розчину: 1 – 0,05 см, 2 – 0,14 см, 3 – 0,2 см; температура дистилату: 6 – 0,05 см, 5 – 0,14 см, 4 – 0,2 см.

3. АНАЛІЗ СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ

3.1 Отримання характеристик для системи керування процесом мембранної дистиляції

В процесі розробки системи автоматизованого керування процесом мембранної дистиляції необхідно отримати передавальну функцію та перехідна характеристику процесу. Отримані в результаті дослідження характеристики повинні збігатися з інформацією про транзитивні характеристики обраного каналу керування та в подальшому бути використана для розробки математичної моделі процесу мембранної дистиляції.

Зважаючи на всі особливості проходження процесу МД, передавальну функцію було вирішено розглядати для каналу " температура розчину на виході з мембранного модуля – швидкість подачі розчину на вхід в мембранний модуль ". Для досягнення поставлених цілей використовується нестандартна апроксимаційна структура, яка має форму замкнутого контуру, представлену на рис 3.1. Така структура дозволяє об'єднувати процеси згладжування та ідентифікації в рамках одного алгоритму.

Для згладжування експериментальних даних використовувалась замкнута система, як показано нижче:

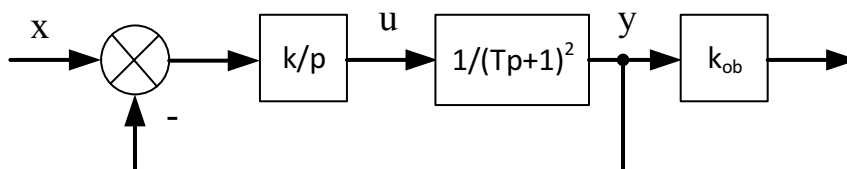


Рис. 3.1. Структурна схема апроксимації

Оскільки коефіцієнт переміщення об'єкта k_{ob} у присутності транзитивної характеристики визначається як висота транзитивної характеристики, визначається нормований (зворотний до коефіцієнта передачі) апроксимуюча структура.

Коефіцієнт передачі нормованої структури дорівнює одиниці; результуюча функція передачі виглядає так:

$$W(p) = \frac{\frac{k}{(T_p+1)^n p}}{\frac{k}{1 + \frac{k}{(T_p+1)^n p}}} = \frac{k}{(T_p+1)^n p+k} \quad (3.1)$$

Структура (3.1), має лише три фактори (k, T, n) , які підлягають визначенню, можуть мати будь-який показник $(n+1)$ за умови, що $n \geq 1$; шляхом вибору k функція (3.1) може бути виконана як коливна, так і аперіодична.[9] За допомогою елементарних перетворень функція (3.1) може бути перетворена на:

$$W(p) = \frac{1}{1 + \sum_{s=1}^{n+1} a_s p^s}; \quad (3.2)$$

Спочатку розглянемо алгоритм визначення k, T, n . Для цього буде використано метод ідентифікації. Для цього ми представимо (3.1) як:

$$W(p) = \frac{k}{k+p+nTp^2+\frac{n(n-1)}{2}T^2p^3+\dots}; \quad (3.3)$$

Після певних математичних перетворень з чисельником і знаменником рівняння (3.3) ми отримаємо:

$$W(p) = 1 - \frac{1}{k}p + \frac{1}{k}\left(\frac{1}{k} - nT\right)p^2 + \dots; \quad (3.4)$$

Тут p фактор був дещо спрощений. Необхідні для розрахунку фактори можуть бути визначені з відповідної перехідної характеристики за формулами представленими нижче:

$$e_x = (-1)^s F_s, \quad 1 \leq s \leq Ne,$$

$$\text{де } F_s = \int_0^t (F_s - F_{s-1}) dt,$$

$$F_s = \lim_{t \rightarrow \infty} F_s(t), \quad F_0(t) = h_n(t).$$

$$\begin{cases} -\frac{1}{k} = e_1 \\ \frac{1}{k}\left(\frac{1}{k} - nT\right) = e_2 \end{cases} \quad (3.5)$$

Визначивши $h(t)$ необхідної кількості факторів e_s , порівнюючи фактори функції (3.4) з відповідними їй компонентами. В результаті ми отримаємо систему двох

рівнянь (3.5) з трьома невідомими: k , T , n . З даної системи (3.5) будуть визначенні ці невідомі, розрахунок цих невідомих представлено нижче:

$$k = -\frac{1}{e_1};$$

$$-e_1(-e_1 - nT) = e_2 \rightarrow nT = \frac{e_2 - e_1^2}{e_1};$$

$$v = e_2 - e_1^2; \quad R = \frac{v}{e_1};$$

$$T = \frac{R}{n}.$$

В результаті усіх виконаних перетворень та пошук невідомих, кінцева передавальна функція, яка буде використовуватися у подальших дослідженнях процесу, має вигляд:

$$W(p) = \frac{70}{40,3p^2 + 10,89p + 1}; \quad (3.6)$$

3.2 Показники якості перехідного процесу

Для отримання перехідної характеристика всі розрахункові роботи велися за допомогою програмного середовища *Matlab*. Перехідна характеристика процесу мембранної дистиляції має вигляд (рис. 3.2). Одною з важливих властивостей системи є якість перехідного процесу. Визначемо наступні показники якості перехідної характеристики процесу (рис. 3.2) [6, 7]:

1. Припустима помилка системи $\delta = \pm 0.14$.
2. Час перехідного процесу t_n – проміжок часу від початку перехідного процесу до того часу, коли коливання остаточно увійдуть у зону припустимої помилки $\pm \delta$, де $t_n = 45$ с.
3. Абсолютне перегулювання – модуль різниці між максимальним та усталеним значенням вихідного сигналу $\sigma_{абс} = |y_{\max} - y_{уст}| = 5$;
4. Відносне перерегулювання – це відношення абсолютного перегулювання до усталеного значення. Система вважається доброю, якщо $\sigma_{відн} < 0.25$. $\sigma_{відн} = \sigma_{абс} / y_{уст} = 0,09$.

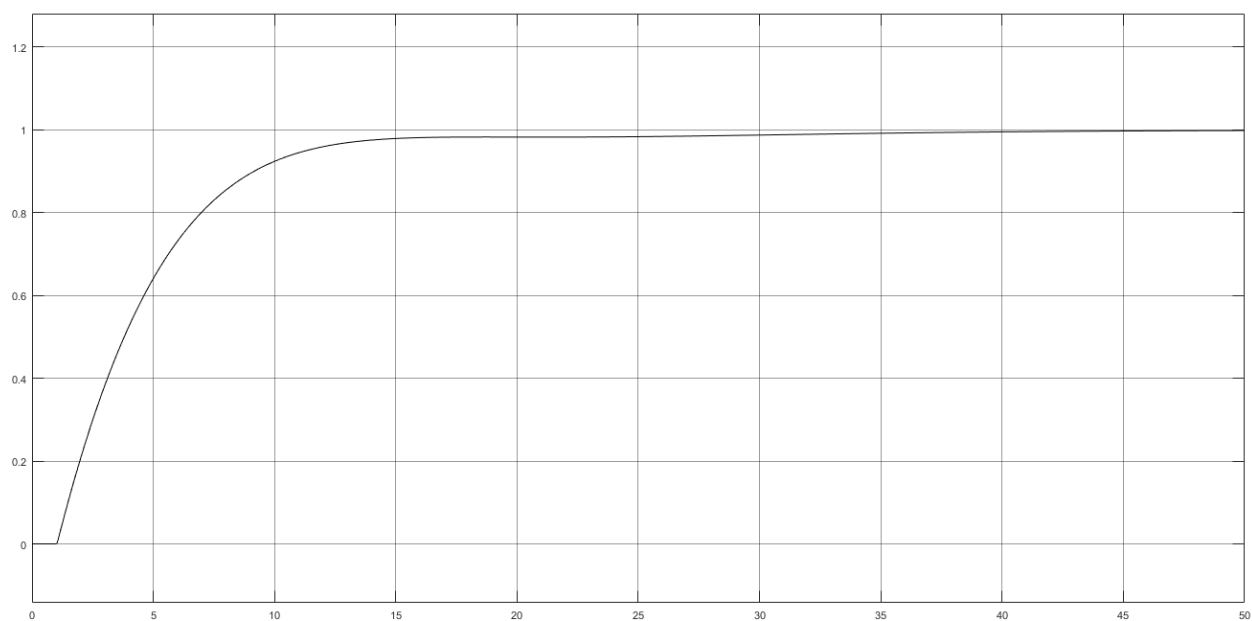


Рис. 3.2. Перехідна характеристика « швидкість подачі розчину на вхід в мембранний модуль – температура розчину на виході з мембранного модуля»

4. ОПТИМАЛЬНЕ ПРОГРАМНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ

4.1 Дослідження існуючих структур оптимального керування

Отримання високоякісної і чистої води з вод різного складу, з стічних вод, використовуючи концентрування солей з промивних вод можуть вирішуватись за допомогою перспективного методу мембранної дистиляції. Оптимізації цього процесу підвищує ефективність процесу. При оптимальному керуванні процесом головна задача полягає у виборі критерію оптимальності та методу розв'язку задачі оптимізації. [8]

Авторами роботи [8] запропоновано побудову оптимального лінійного закону керування як задачі багатокритеріальної оптимізації з використанням методу досягнення цілі Гембіки. І порівняли результати даних видів, тобто дослідили отримані результати оптимального керування: лінійно квадратичною оптимізацією і з лінійно квадратичним регулятором з інтегральною складовою.

Для оптимального керування був обраний квадратичний показником якості [8]:

$$J = \int_0^{\infty} [(X - X^{zd})^T Q (X - X^{zd}) + r(u - u^{zd})^2] dt \rightarrow \min; \quad (4.1)$$

де Q – матриця вагових коефіцієнтів, r – ваговий коефіцієнт.

Оптимальне керування обчислювалося у вигляді:

$$u - u^{zd} = -K(X - X^{zd}); \quad (4.2)$$

де K – оптимальна матрична ланка зворотного зв'язку.

Для порівняння отриманих результатів використано досліджувальні методи метод.

Графіки зміни змінних стану для оптимального керування показано на рисунку 4.1.

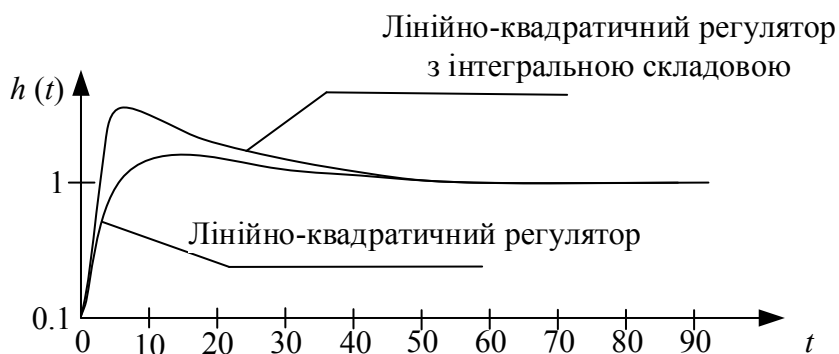


Рис. 4.1. Динаміка руху зміни стану $X(t)$

З рис. 4.1 видно, що застосування лінійного-квадратичного регулятора для пошуку оптимального керування для системи зі зворотнім зв'язком покращує якість керування.

Також були проведенні дослідження задача оптимізації статичних режимів роботи плоско камерних мембранних модулів при експлуатації установки процесу КМД розглядалась. Даний процес з відповідними техніко-економічною оцінкою має всі підстави конкурувати з такими традиційними мембранними технологіями, як зворотній осмос чи ультрафільтрація. Причому ефективність даного процесу може значно зрости при оптимізації всього процесу.

В результаті даного дослідження було отримано рівняння для знаходження оптимальної швидкості розчину W , так як воно відповідає мінімуму питомої собівартості процесу. Отримали залежність, що дозволяє розрахувати $W_{\text{оп}}$ для різних технологічних і конструктивних параметрах. Для перевірки наявності оптимуму, використовували матрицю Гессе яка є додатньо визначеною. [9]

Це підтвердило наявність ізольованого локального мінімуму. В результаті чисельного аналізу за розробленою методикою розрахунку оптимальних технологічних параметрів процесу контактної мембранної дистиляції показав наявність чітко вираженого екстремуму функції цілі від швидкості подачі розчину. Це дозволяє на стадії проектування провести оптимізацію за основним конструктивним параметром – товщиною мембрани.

4.2 Оптимального керування процесом мембранної дистиляції з використанням рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана

Розробка методів ефективної очистки стічних вод необхідно введення принципів стійкого розвитку передбачає, що забруднені токсичними компонентами з метою зберігання екологічної рівноваги в природі. Досягненню цієї мети служить мембранна технологія, а в окремому випадку процес мембранної дистиляції. В процесі розділення основним елементом є гідрофобна полімерна мембрана, яка представляє селективний бар'єр, крізь який проходять пари розчинника. Під дією градієнту температур переніс пари розчинника відбувається по обидві сторони мембрани. [10]

Рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана – диференціальне рівняння в часткових похідних, що грає центральну роль в теорії оптимального керування. Рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана як необхідна умова оптимальності отримано при припущенні, що данна функція є гладкою (безперервно диференціюється). Це припущення не впливає з умови задачі оптимального управління і часто не виконується, тому стосовно завдань оптимального управління метод динамічного програмування вимагає обґрунтування, і в тих випадках, коли обґрунтування немає, метод динамічного програмування може бути використаний як евристичний прийом. При певних умовах метод динамічного програмування дає достатня умова оптимальності. У тому випадку, коли функція є негладкою, достатня умова оптимальності дає теорема В. Г. Болтянского. В її формулюванні використовується поняття кусковогладкої безлічі. Тут тільки відзначимо, що будь-яка замкнута гладка поверхня розмірності, меншою є кусковогладкою безліччю. Гладкою поверхнею або гладким різноманіттям розмірності в просторі називається безліч точок, що задовольняють системі рівнянь:

$$\varphi_i(x_1, \dots, x_n) = 0, \quad i = 1, \dots, k;$$

де $\varphi_i(x_1, \dots, x_n) = 0$ – гладкі функції та їх градієнти лінійно незалежні.

На підставі теореми Болтянского можна рекомендувати наступний порядок вирішення задач оптимального управління. Випишується рівняння Гамільтона-Якобі-

Беллмана. Знаходяться функції, що задовольняють цьому рівнянню в різних областях простору де похідні цих функцій неперервні. Далі, якщо вдається безперервно «склеїти» отримані функції, то «склеєна» функція, як правило, і є шукана функція Гамільтона-Якобі-Беллмана. Щоб переконатися в цьому, потрібно перевірити, чи є безлічю, де похідні знайденої функції розривні, кусковогладкі.

Розв'язок рівняння є функція значення, яка дає оптимальне значення для керованої динамічної системи. Рівняння є достатньою умовою для оптимального рішення. Синтезовано закон оптимального керування методом динамічного програмування для процесу мембранної дистиляції. [8] Перевагою методу динамічного програмування є те, що він дозволяє знаходити оптимальне керування, тобто дозволяє вирішувати задачу синтезу оптимального регулятора. Недоліком методу динамічного програмування є те, що він вихідну задачу оптимального керування зводить до вирішення нелінійного рівняння в часткових похідних.

Представимо математичну модель об'єкта в формі диференціальних рівнянь Коші:

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = x_2; \\ \dot{x}_2 = -\frac{1}{T_2}x_1 - \frac{T_1}{T_2}x_2 + \frac{k}{T_2}u; \end{cases} \quad (4.3)$$

Вибрано мінімізуючий функціонал якості [1], при якому забезпечується висока якість регулювання швидкості і суттєво спрощується процедура аналітичного конструювання:

$$I = \int_0^\infty [qx_1^2 + ru^2]dt \rightarrow \min, \quad (4.4)$$

де q, r – вагові коефіцієнти, що визначають обмеження на змінні стану і керувальний вплив;

$x_1 = T_p - T_p^{3D}$ – де T_p температура розчину на виході з мембранного модуля, T_p^{3D} – задана температура розчину на виході з мембранного модуля;

$u = W$ – де W швидкість подачі розчину на вході в мембранний модуль.

Функціональне рівняння Беллмана для системи диференціальних рівнянь (4.3) і критерію узагальненої роботи (4.4) має вигляд:

$$qx_1^2 + ru^2 + \frac{\partial S}{\partial x_1} x_2 + \frac{\partial S}{\partial x_2} \left(-\frac{1}{T_2} x_1 - \frac{T_1}{T_2} x_2 + \frac{k}{T_2} u \right) = 0, \quad (4.5)$$

де S – функція Беллмана.

Реалізуючи процедуру пошуку екстремуму, отримаємо закон оптимального керування в явному вигляді:

$$u = \frac{-k}{2rT_2} \frac{\partial S}{\partial x_2}. \quad (4.6)$$

Підставляючи (4.6) в (4.5) здійснюємо замикання системи і отримуємо модифіковане рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана:

$$qx_1^2 + \frac{\partial S}{\partial x_1} x_2 + \frac{\partial S}{\partial x_2} \left(-\frac{1}{T_2} x_1 - \frac{T_1}{T_2} x_2 \right) = 0. \quad (4.7)$$

Розв'язок рівняння будемо знаходити у вигляді квадратичної форми:

$$S = K_{11}x_1^2 + 2K_{12}x_1x_2 + K_{22}x_2^2. \quad (4.8)$$

Підставляючи (4.8) в (4.7) і прирівнюючи коефіцієнти при однакових ступенях змінних стану, отримаємо систему лінійних алгебраїчних рівнянь:

$$\frac{q}{2} - \frac{1}{T_2} x_2 K_{12} = 0;$$

$$K_{11} - \frac{1}{T_2} K_{22} - \frac{T_1}{T_2} K_{12} = 0;$$

$$K_{12} - \frac{T_1}{T_2} K_{22} = 0.$$

В явному вигляді вирази для коефіцієнтів функції Гамільтона-Якобі-Беллмана запишуться:

$$K_{11} = \frac{2qT_1}{T_2^2} \left(\frac{1}{T_2} + 1 \right);$$

$$K_{12} = \frac{2q}{T_2};$$

$$K_{22} = \frac{2qT_1}{T_2^2}.$$

Квадратична форма, яка задовольнить рівнянню Гамільтона-Якобі-Беллмана, буде функцією Гамільтона-Якобі-Беллмана, якщо вона є позитивно-визначена, тоді функція Гамільтона-Якобі-Беллмана:

$$S = \frac{2qT_1}{T_2^2} \left(\frac{1}{T_2} + 1 \right) x_1^2 + \frac{4qT_1}{T_2} x_1x_2 + \frac{2qT_1}{T_2^2} x_2^2; \quad (4.9)$$

Ця система має наступні рішення:

$$K_{11} = 0,054; K_{12} = 0,184; K_{22} = 0,05, \quad (4.10)$$

Оптимальне керування має вигляд:

$$u^* = \frac{-2rk}{T_2} \left(q \frac{1}{T_2} x_1 + q \frac{T_1}{T_2^2} x_2 \right). \quad (4.11)$$

Оптимальне керування процесом мембранної дистиляції було розроблене для математичної моделі цього процесу. Математична модель була представлена у вигляді диференціальних рівнянь Коші. Знайдено розв'язок рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана для вирішення задачі оптимального керування процесом.

Необхідно зазначити, що варіаційні методи дозволяють знаходити оптимальне управління як функцію часу. Перевагою методу динамічного програмування є те, що він дозволяє знаходити оптимальне управління як функцію фазових координат, тобто дозволяє вирішувати задачу синтезу оптимального регулятора. Недоліком методу динамічного програмування є те, що він вихідну задачу оптимального управління зводить до вирішення важковирішуваними нелінійного рівняння в часткових похідних.

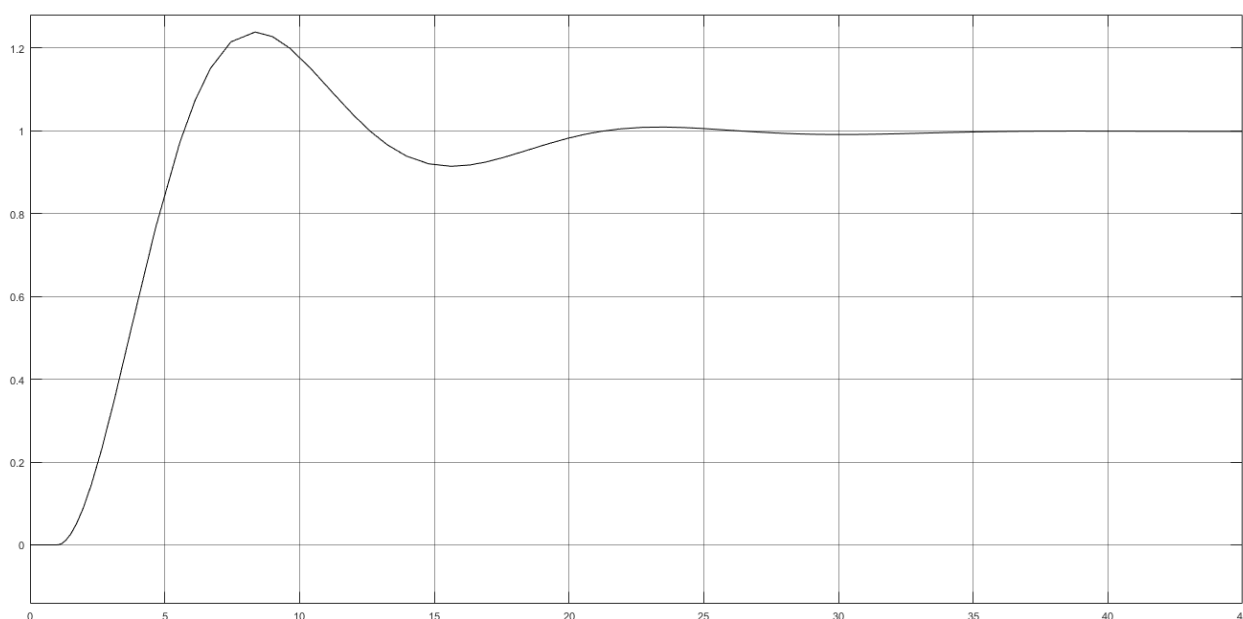


Рис. 4.2. Перехідна характеристика «швидкість подачі розчину на вхід в мембранний модуль – температура розчину на виході з мембранного модуля » з використанням оптимального керування

При порівнянні графіків перехідної характеристики (рис. 4.2) до застосування оптимального керування і перехідної характеристики (рис. 3.2) після оптимізації, можна

зробити висновок що час встановлення усталеного режиму після оптимізації зменшився до 36 секунд, проте з'явилося перерегулювання.

4.3 Оптимального керування процесом мембранної дистиляції з використанням неквадратичного функціонала якості

Рішення завдання синтезу цифрових регуляторів спирається на формалізм методу динамічного програмування, який дозволяє отримати наближене рівняння в приватних похідних для дискретних систем, що є аналогом рівняння Гамільтона-Якобі-Белмана для безперервних систем. Знайдений новий вид функції, оцінювальної керуючий вплив, і дозволяє знайти рішення задачі синтезу в замкнутій формі.

Представимо математичну модель об'єкта в формі диференціальних рівнянь Коші:

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = x_2; \\ \dot{x}_2 = -\frac{1}{T_2}x_1 - \frac{T_1}{T_2}x_2 + \frac{k}{T_2}u; \end{cases} \quad (4.12)$$

$$I = \sum_{n=0}^{\infty} [V(x) + v(u)] \rightarrow \min \quad (4.13)$$

де $V(x)$ – позитивно визначена неквадратична функція, оцінююча якість перехідного процесу;

$v(u) = W(u)$ – функція оцінки керуючого впливу, $W(u)$ – швидкість подачі розчину на вхід в мембранний модуль.

Функція визначає $V(x)$ якість перехідного процесу, та визначається за допомогою відповідного полінома:

$$V(x) = \sum_{i=1}^m \alpha_{1i} x_i^2 + \sum_{i=1}^m \alpha_{2i} x_i^4 \quad (4.14)$$

де $\alpha = q(T_p - T_p^{3d})$, T_p – температура розчину на виході з мембранного модуля, T_p^{3d} – задана температура розчину на виході з мембранного.

Запишемо функціональне рівняння Беллмана першого наближення:

$$q(T_p - T_p^{3d})x^2 + W(u) + \frac{\partial S}{\partial x} \left(-\frac{1}{T_2}x_1 + \frac{k}{T_2}u \right) + \frac{1}{2} \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \left(-\frac{1}{T_2}x_1 + \frac{k}{T_2}u \right)^2 = 0 \quad (4.15)$$

Нехай функція зі Wu визначається співвідношенням $W(u) = Pu^2$.

Тоді отримуємо оптимальне управління

$$u(x) = -\frac{k}{2T_2P_1(x)} \left(\frac{\partial S}{\partial x} - \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \frac{1}{T_2}x \right). \quad (4.16)$$

де $P_1(x) = p + \left(\frac{k^2}{2T_2^2} \right) \left(\frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \right)$ – це узагальнена вагова константа. Підставляючи (4.16) в (4.15), отримуємо модифіковане рівняння Гамільтона-Якобі-Белмана в часткових похідних в замкнутій формі, що може використовуватись для дискретних систем:

$$q(T_p - T_p^{3d})x^2 - \frac{\partial S}{\partial x} \frac{1}{T_2}x + \frac{1}{2} \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \left(\frac{1}{T_2}x \right)^2 = \frac{k^2}{4T_2P_1(x)} \left(\frac{\partial S}{\partial x} - \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \frac{1}{T_2}x \right)^2 \quad (4.17)$$

Отримане рівняння, що визначає шукану оптимальну функцію відомим рівнянням Гамільтона Якобі-Беллмана для безперервних систем. Структура рівняння (4.17) аналогічна неперервному випадку, однак узагальнена вагова константа $P_1(x)$ залежить від змінної стану, враховуючи той факт, що $S(x)$ неквадратична функція.

Наступним кроком рішення є проблема пошуку, обґрунтування та вибору функції $v(u)$ для рівняння Беллмана першого наближення. Здійснимо еквівалентну перетворення функції оцінки керуючого впливу і представимо її у наступному вигляді:

$$v(u) = P_1(x)u^2 - \frac{k^2}{2T_2^2} \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} u^2 = pu^2 \quad (4.18)$$

Подібна форма запису даної функції оцінки оптимального управління дозволяє виділити вид узагальненої вагової константи в мінімізуючому функціоналі та виконати аналогію з безперервними системами при формуванні необхідного функціоналу якості оптимального програмного керування.

Необхідно зауважити, що функція оцінки керування $v(u)$ – є напіввизначеною, тобто вона залежить від параметрів функції Гамільтона-Якобі навіть в нелінійному випадку. При використанні виразу узагальненої вагової константи для неквадратичного функціоналу, то вираз $v(u)$ буде перетворюватись у наступну функцію:

$$v'_1(u) = P_1(x)u^2 - \frac{k^2}{2T_2^2} \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} u^2 \quad (4.19)$$

де $P_1 = p - \frac{1}{2} \frac{k^2}{T_2^2} \frac{\partial^2 S}{\partial x^2}$ – квадратична функція Гамільтона-Якобі, яка відповідає рішенням лінійної квадратичної задачі.

Тоді рівняння Гамільтона-Якобі-Белмана (4.16) трансформується та буде визначатися наступним співвідношенням:

$$q(T_p - T_p^{3d})x^2 - \frac{\partial S}{\partial x} \frac{1}{T_2} x + \frac{1}{2} \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \left(\frac{1}{T_2} x \right)^2 = \frac{k^2}{4T_2^2 c_1} \left(\frac{\partial S}{\partial x} - \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \frac{1}{T_2} x \right)^2 \quad (4.20)$$

Виконуючи порівняння функцій $v(u)$ і зі $v'_1(u)$ необхідно визначити, що $v(u)$ зберігає позитивну визначеність. Функція ж зі $v'_1(u)$ зберігає позитивну визначеність тільки в "малих" значеннях.

При досить великих значеннях x функція $S(x)$, яка визначається рівнянням (4.19), не володіє властивостями функції Гамільтона-Якобі, хоча процедура вирішення завдання отримання оптимального керування має більшу обчислювальну простоту.

Розглянемо тепер рішення задачі пошуку оптимального керування та проблему вибору функції $v(u)$, для цього враховуємо функціональне рівняння Беллмана другого наближення.

Для рівняння (4.12) і неквадратичного функціоналу якості (4.13) рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана має наступний вигляд:

$$q(T_p - T_p^{3D})x^2 + W(u) + \frac{\partial S(x)}{\partial x} \left(-\frac{1}{T_2}x_1 + \frac{k}{T_2}u \right) + \frac{1}{2} \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \left(-\frac{1}{T_2}x_1 + \frac{k}{T_2}u \right)^2 + \frac{1}{6} \frac{\partial^3 S}{\partial x^3} \left(-\frac{1}{T_2}x_1 + \frac{k}{T_2}u \right)^3 = 0 \quad (4.21)$$

Критерій якості керуючого впливу, що дозволяє отримати рішення задачі оптимального керування системи в замкнутому вигляді, визначається наступним співвідношенням:

$$v_2(u) = P_1(x)u^2 - \frac{k^2}{2T_2^2} \left(\frac{\partial^2 S}{\partial x^2} - \frac{\partial^3 S}{\partial x^3} \frac{1}{T_2}x \right) u^2 - \frac{k^3}{6T_2^2} \frac{\partial^3 S}{\partial x^3} u^3 \quad (4.22)$$

Процедура мінімізації (4.21) приводить до отримання оптимального програмного керування управління:

$$u(x) = -\frac{k}{2T_2P_1(x)} \left[\frac{\partial S}{\partial x} - \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \frac{1}{T_2}x + \frac{1}{2} \frac{\partial^3 S}{\partial x^3} \left(\frac{1}{T_2}x \right)^2 \right] \quad (4.23)$$

де узагальнена вагова константа набуває наступного вигляду

$$P_1(x) = p + \frac{k^2}{2T_2^2} \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} + \frac{k^2}{2T_2^2} \frac{\partial^3 S}{\partial x^3} \frac{1}{T_2}x.$$

Підставляючи (4.23) в (4.21) отримаємо рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана другого наближення в замкнутій формі.

$$\begin{aligned} q(T_p - T_p^{3D}) - \frac{\partial S}{\partial x} \frac{1}{T_2}x + \frac{1}{2} \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \left(\frac{1}{T_2}x \right)^2 + \frac{1}{6} \frac{\partial^3 S}{\partial x^3} \left(\frac{1}{T_2}x \right)^3 = \\ = \frac{k^2}{4T_2^2P_1(x)} \left[\frac{\partial S}{\partial x} - \frac{\partial^2 S}{\partial x^2} \frac{1}{T_2}x + \frac{1}{2} \frac{\partial^3 S}{\partial x^3} \left(\frac{1}{T_2}x \right)^2 \right]^2 \end{aligned} \quad (4.24)$$

Подібні співвідношення для $v(u)$ і $P_1(x)$ та відповідну процедуру пошуку для знаходження оптимального керування можна отримати, спираючись на функціональне рівняння Гамільтона-Якобі-Беллмана третього наближення. Однак, воно потребує використання великого математичного апарату та не завжди є доцільним у використанні.

Таким чином, рішення задачі знаходження оптимального керування дозволяє отримати наступні результати. Для заданої моделі керованого об'єкта (4.12) і функціоналу (4.13), (4.18) нелінійне управління (4.16) є рішенням задачі отримання оптимального програмного керування та мінімізуючого критерію якості.

Загального методу розв'язання нелінійного рівняння (4.20) не існує. Тому рішення рівняння апроксимуємо степеневим рядом, в результаті отримаємо:

$$S(x) = K_1 x^2 + K_2 x^4 \quad (4.25)$$

Визначаємо коефіцієнти K використовуючи нелінійне рівняння Ріккати:

$$p_{r0} K_1^2 - p_{r1} K_1 - p_{r2} = 0$$

$$\text{де } p_{r0} = \frac{k^2}{T_2^2}; \quad p_{r1} = q(T_p - T_p^{3D}) \frac{k^2}{T_2^2} + 2p \frac{1}{T_2} + P_1 \frac{1}{T_2^2}; \quad p_{r2} = q(T_p - T_p^{3D})p.$$

Для рівняння другого наближення (4.24) параметри K визначаються аналогічним рівнянням типу Ріккати:

$$n_0 + n_1 K_1 + n_2 K_2 = n_{12} K_1 K_2$$

$$\text{де } n_0 = q(T_p - T_p^{3D})p; \quad n_2 = 4 \frac{1}{T_2} p + 6 \frac{1}{T_2^2} p + 4 \frac{1}{T_2^3} p + 6x_1 \frac{k^2}{T_2^2};$$

$$n_1 = q(T_p - T_p^{3D}) \frac{1}{T_2^2}; \quad n_{12} = 4 \frac{k^2}{T_2^2} + 12 \frac{k^2}{T_2^2} \frac{1}{T_2^2} + 8 \frac{k^2}{T_2^2} \frac{1}{T_2^3}$$

Отже використовуючи рівняння (4.25) та враховуючи попередні розрахунки параметрів K для другого наближення отримаємо:

$$S = q(T_p - T_p^{3D}) \frac{1}{T_2^2} x^2 + 4 \frac{1}{T_2} p + 6 \frac{1}{T_2^2} p + 4 \frac{1}{T_2^3} p + 6x_1 \frac{k^2}{T_2^2} x^4; \quad (4.26)$$

Ця система має наступні рішення:

$$K_1 = 0,004; \quad K_2 = 0,092.$$

Далі отриманні результати використовувались для пошуку оптимального керування процесом мембранної дистиляції. В результаті обробки отриманих даних та використання раніше представленної математичної моделі процесу

мембранної дистиляції була отриманна перехідна характеристика процесу. Час виходу процесу на усталений режим дорівнює 25 с.

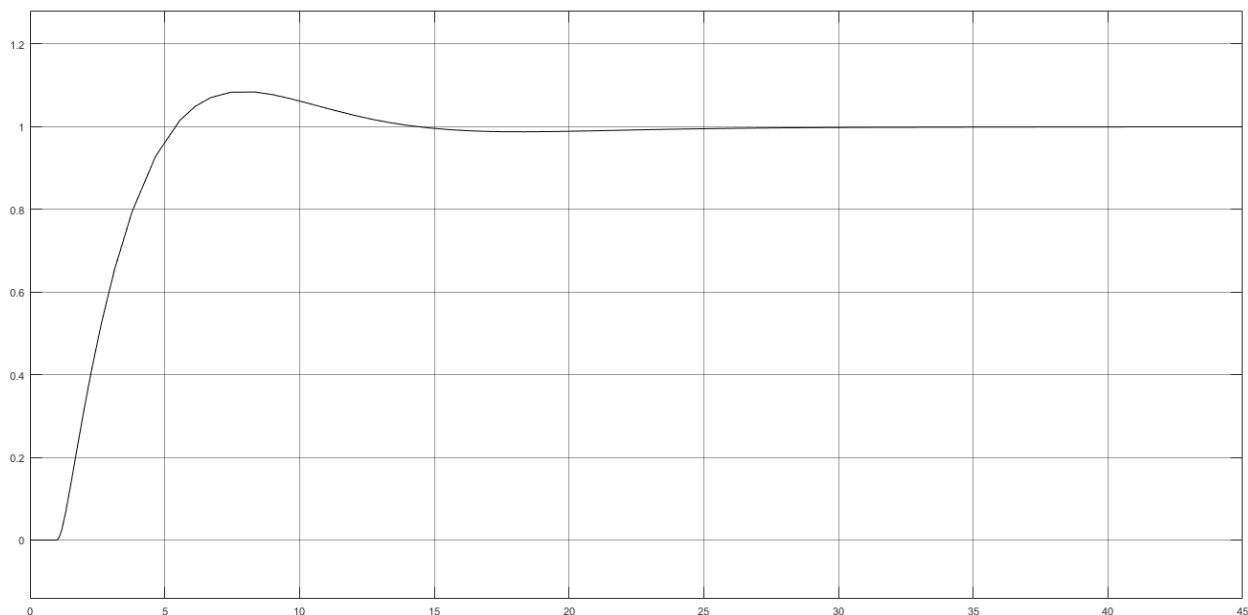


Рис. 4.2. Перехідна характеристика « швидкість подачі розчину на вхід в мембранний модуль – температура розчину на виході з мембранного модуля » з використанням оптимального керування

4.4 Порівняння результатів дослідження оптимального керування процесу мембранної дистиляції

В данному розділі був здійснений пошук оптимального програмного керування процесом мембранної дистиляції. Перший тип розв'язання даної задачі знаходження оптимального керування здійснювався за допомогою використання рівняння Гамільтона-Якобі-Белмана. В результаті дослідження була отримана перехідна характеристика процесу керування. В даному виді оптимального керування присутнє значне перерегулювання, проте час виходу системи на усталений режим 36 с.

Другий вид пошуку оптимального керування процесу мембранної дистиляції був досліджений з використанням рівняння Гамільтона-Якобі-Белмана другого типу та з неквадратичним функціоналом якості. В результаті дослідження була отримана перехідна характеристика процесу керування. В даному виді оптимального керування з неквадратичним функціоналом якості присутнє незначне перерегулювання в

порівнянні з першим видом оптимального керування. Час виходу системи на усталений режим був значного менший і дорівнює 28 с.

Можна зробити висновок про те що оптимальне програмне керування з використанням рівняння Гамільтона-Якобі-Белмана другого типу та з неквадратичним функціоналом якості з кращим проходженням керування та є значно ефективнішою для використання керуванням процесу мембранної дистиляції. Розрахунки та представлення графічних матеріалів велись за допомогою програмного пакета *MATLAB*.

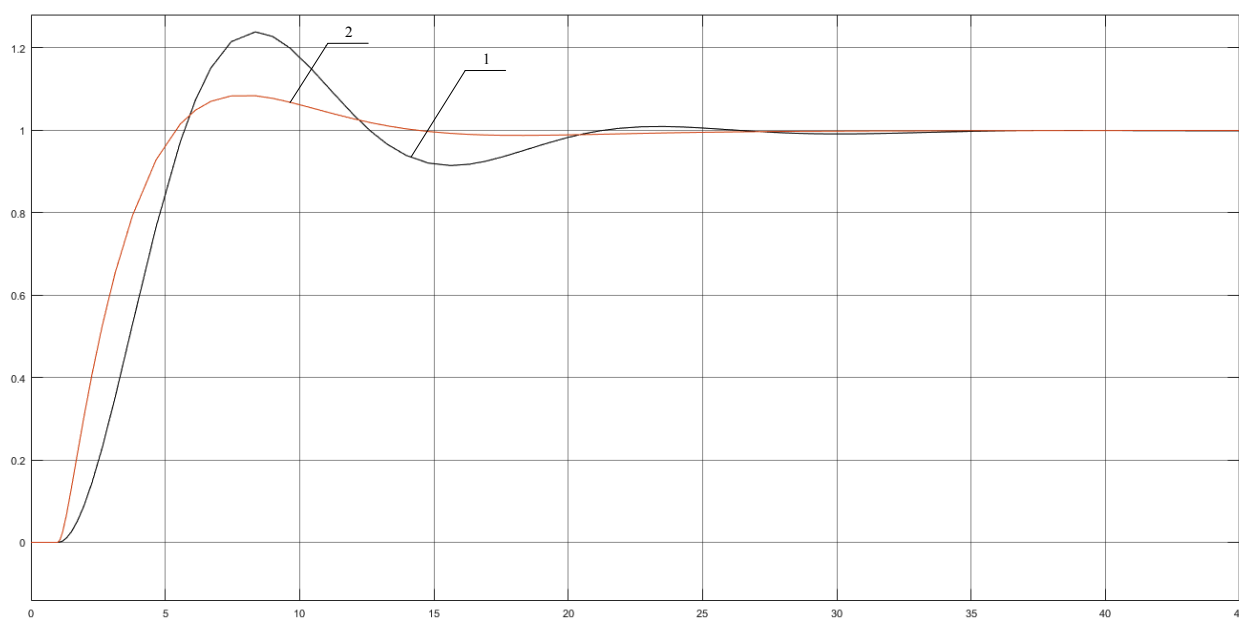


Рис. 4.4. Перехідні характеристики «швидкість подачі розчину на вхід в мембранний модуль – температура розчину на виході з мембранного модуля» з використанням оптимального керування: 1 – оптимальне керування з використанням рівняння Гамільтона-Якобі-Белмана; 2 – оптимальне керування з використанням неквадратичного функціонала якості.

5. СТАРТАП – ПРОЕКТ «АВТОМАТИЧНЕ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ»

5.1 Опис ідеї стартап-проекту

За останні 40 років кількість прісної води на кожну людину в світі зменшилася на 60 %. Недолік прісної води на цей момент відчувають понад 80 країн світу, розташованих переважно засушливих областях, що становлять близько 60% всієї поверхні земної суші. Загальний обсяг води на Землі складає приблизно 1400 млн куб. км, з яких тільки 2.5 % (близько 35 млн куб. км) - прісна вода. Морська вода становить близько 98% всіх водних ресурсів планети. Для опріснення морської води ефективно використовувати мембранні технології, а саме мембранну дистиляцію.

Мембрани можуть бути використані в різних процесах поділу, а порівняльна простота і енергетична ефективність мембранних процесів роблять майбутнє мембранної технології досить багатообіцяючим.[12] В останні роки інтерес до цієї області залишається високим. Очищення і розділення різних розчинів пов'язані з екологічною безпекою і енергетичною ефективністю процесів мають перспективи широкого впровадження цих методів.

МД використовують для знесолення солонуватих і морських вод, шахтних вод, отримання високоякісної питної води, ультрачистої води. Метод мембранної дистиляції має низку переваг у порівнянні з існуючими традиційними методами. МД є новим перспективним методом поділу розчинів нелетких речовин. Можливості та умови його застосування по відношенню до різних розчинів вивчені недостатньо, чітко не визначено типи і марки мембран, найбільш придатних для цілей МД, не розроблені інженерні методи розрахунку промислових апаратів, не отримані дані по масопереносним характеристикам, необхідні для цих розрахунків. Вирішення цих завдань є досить актуальним і становить значний теоретичний і практичний інтерес для опріснення морських вод.

Існує спосіб автоматичного керування мембранною дистиляцією шляхом регулювання пропускної здатності мембрани по усередненому розподілу температури розчину по каналу мембранного модуля за допомогою зміни витрат

теплоносія. Температура дистилляту передбачається сталою, тому вимірювання її розподілу не ведеться. [11, 12]

Визначення пропускної здатності мембрани потрібно почати з врахування усередненого розподілу температур розчину, проте цього не завжди достатньо. Найбільш близьким за технічною суттю до ідеї даного стартап-проекту є спосіб автоматичного керування мембранною дистиляцією шляхом регулювання пропускної здатності мембрани по перепаду температури розчину і температури дистилляту на виході з мембранного модуля. [11, 12]

Проте є більш ефективний показник для ведення процесу – це перепад температур розчину і дистилляту на вході в мембранний модуль, який є рушійною силою процесу [13].

Основна ідея стартап-проекту – підвищення точності керування процесом мембранної дистиляції, збільшення часу безперервної роботи мембранного модуля.

Це досягається тим, що подачу теплоносія регулюють за допомогою обчислювального модуля в залежності від коефіцієнта пропускної здатності мембрани P_{Π} , який визначається за формулою [11, 12, 13]:

$$P_{\Pi} = \frac{Z_{p1} - Z_{p2}}{\varepsilon S (\xi_1 t_{p2} - \xi_2 t_{d2})} \quad (5.1)$$

де Z_{p1} – витрата розчину на вході в мембранний модуль, кг/с;

Z_{p2} – витрата розчину на виході з мембранного модуля, кг/с;

ε – поруватість мембранного модуля;

S – площа мембранного модуля, м²;

t_{p2} – температура розчину на виході з мембранного модуля, К;

t_{d2} – температура дистилляту на виході з мембранного модуля, К;

ξ_1, ξ_2 – коефіцієнти для перерахунку парціальних тисків парів розчинника на зі сторони входу та виходу у мембранний модуль відповідно.

Таблиця 5.1 – Опис ідеї стартап-проекту

<i>Напрямки застосування</i>	<i>Вигоди для користувача</i>
Підвищення точності керування процесом мембранної дистиляції [11, 12]	Збільшення часу безперервної роботи мембранного модуля [11, 12]

5.2 Визначення слабких, сильних та нейтральних характеристик ідеї проекту

Таблиця 5.2 – Визначення сильних, слабких та нейтральних характеристик проекту

№ п/ п	Техніко- економічні характерист ики ідеї	(потенційні) това- ри/концепції конкурентів			W (слабка сторон а)	N (нейтра льна сторона)	S (сильн а сторо на)
		Мій проект	Конкур ент1	Конкурент2			
1	Продуктивність	60-75 м ³ /год	50-55 м ³ /год	50-55 м ³ /год			+
2	Показник селективності	99,8%	99,8%	99,8%		+	
3	Термін дії	85 тис тон	70 тис тон	70 тис тон			+

5.3 Технологічна здійсненність ідеї проекту

На рис. 5.1 подана схема реалізації способу.

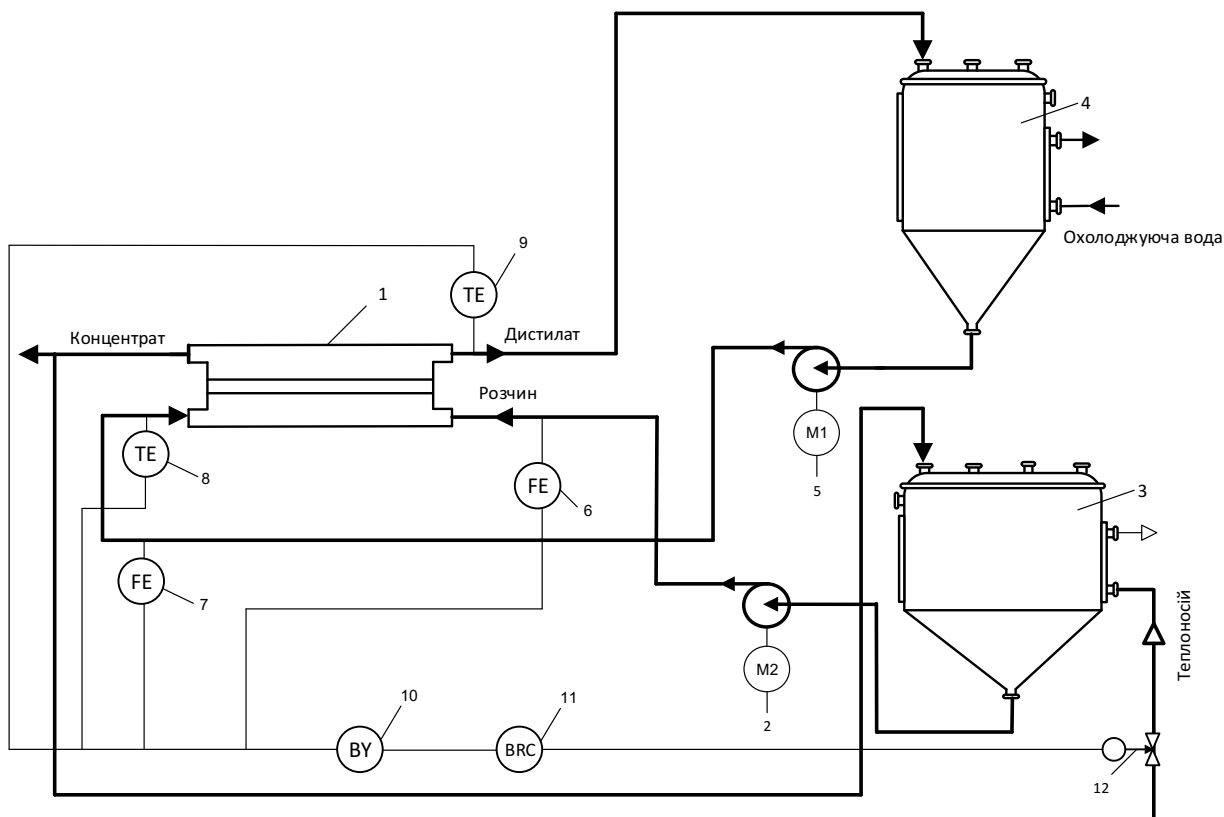


Рис. 5.1. Схема автоматичного керування процесом мембранної дистиляції

Спосіб реалізується наступним чином. У мембранний модуль 1 за допомогою насоса 2 з нагрівача 3 подається розчин, що підлягає обробці. Дистилат (розчинник) з охолоджувача 4 за допомогою насоса 5 також подається у мембранний модуль. Температури розчину та температуру дистилату на виході з мембранного модуля вимірюють за допомогою первинних перетворювачів 8 і 9, відповідні сигнали надходять в обчислювальний пристрій 10. Витрати розчину, на вході в мембранний модуль та на виході з нього вимірюється первинними перетворювачами 6 і 7 відповідно. Обчислювальний пристрій 10 рахує коефіцієнт пропускну здатності мембрани P_n за формулою (5.1). Сигнал з обчислювального пристрою поступає на вхід регулятора 11, який формує сигнал на виконавчий механізм 12 для зміни подачі теплоносія. [11, 12, 13]

5.4 Характеристика потенційних клієнтів

Таблиця 5.3 – Характеристика потенційних клієнтів [14, 15, 16]

<i>№ п/ п</i>	<i>Потреба, що формує ринок</i>	<i>Цільова аудиторія (цільові сегменти ринку)</i>	<i>Відмінності у поведінці різних потенційних цільових груп клієнтів</i>	<i>Вимоги споживачів до товару</i>
	Потреба, яку задовольняє товар (згідно концепції потенційного товару)	Визначення потенційних цільових груп клієнтів, що можуть бути зацікавлені у задоволенні потреби	Фактори, що формують поведінку клієнта, тобто стандарти, технічні регламенти, інші фактори цінового та нецінового характеру. Особливості придбання та експлуатації товару	- до продукції - до компанії-постачальника
1	Енергоефективні мембрани	Великі та середні підприємства водоресурсів	ДСТУ 878-93	ДСТУ 878-93 Води мінеральні питні. Технічні умови

Продовження таблиці 5.3 – Характеристика потенційних клієнтів

2	Довгострокова експлуатація фільтра, висока селективність	.Малі підприємства водоресурсів	ДСТУ ГОСТ 27384:2005	ДСТУ ГОСТ 27384:2005 Вода. Норми похибки вимірювань показників складу і властивостей
---	--	---------------------------------	----------------------	---

5.5 Фактори загроз

Загрози існують скрізь і при застосуванні даної технології також є загрози. Для попередження таких ситуацій необхідно встановлювати якісні системи керування.

Таблиця 5.4 – Фактори загроз

<i>№ n/n</i>	<i>Фактор</i>	<i>Зміст загрози</i>	<i>Можлива реакція компанії</i>
1	Швидке забруднення мембрани	Мала температура вхідного розчину	Ремонт або налаштування обладнання (теплообмінника)
2	Вихідний розчин не відповідає нормам	Низька якість керування процесом	Ремонт або налаштування системи керування
3	Низька ступінь селективності	Низька якість керування процесом	Ремонт або налаштування системи керування

5.6 Фактори можливостей

Таблиця 5.5 – Фактори можливостей

<i>№ n/n</i>	<i>Фактор</i>	<i>Зміст можливості</i>	<i>Можлива реакція компанії</i>
1	Більш ефективний показник ведення процесу	Обладнання дає можливості збільшення обсягу виробництва	Збільшення обсягу виробництва
2	Регулювання за допомогою обчислювального модуля	Отримання більшого прибутку, наголошення на якості використання нашої продукції	Отримання більшого прибутку

5.7 Ступеневий аналіз конкуренції на ринку

Таблиця 5.6 - Ступеневий аналіз конкуренції на ринку [14, 15, 16]

<i>Особливості конкурентного середовища</i>	<i>В чому проявляється дана характеристика</i>	<i>Вплив на діяльність підприємства (можливі дії компанії, щоб бути конкурентоспроможною)</i>
1. Вказати тип конкуренції - олігополія	Конкуренція, на ринку з небагатьма великими продавцями товарів, здатними суттєво впливати на ціни реалізації цих товарів; модель ринкової структури.	1. Цілеспрямована робота по зниженню витрат і збільшенню ефективності виробництва; 2. Відмова від найбільш дорогих і найменше ефективних технологічних операцій.

Продовження таблиці 5.6 - Ступеневий аналіз конкуренції на ринку

2. За рівнем конкурентної боротьби - національний	Поширення продукту в межах держави.	Географічним бар'єром входу на ринок для потенційних конкурентів є неможливість (або утрудненість) переміщення товарів між територіями внаслідок: неприступності транспортних засобів для переміщення товарів; значних додаткових витрат на перетинання кордонів ринку; втрата рівня якості та необхідних властивостей товару у процесі транспортування.
3. За галузевою ознакою - міжгалузева	Основною галузю діяльності є очищення стічних вод методом зворотнього осмосу з використанням знань з галузі науки нанотехнологій.	Основна конкурентна перевага, за рахунок збільшення техніко-економічних показників перебігу процесу.

Продовження таблиці 5.6 - Ступеневий аналіз конкуренції на ринку

4. Конкуренція за видами товарів: - товарно- видова	Дана характеристика полягає в тому, що конкурують товари одного виду але з різними конструкційними показниками фільтрів.	Залучення іновацій технологій надає конкурентну перевагу зарахунок підвищення якості фільтрації.
5. За характером конкурентних переваг - нецінова	Дана характеристика визначає лідера на ринку за якісними показниками продукції	Перевагою над конкурентами є кращі конструкційні параметри, що в свою чергу збільшують селективність процесу.
6. За інтенсивністю - марочна	Товарна марка надає можливість споживачеві швидко розрізнати товари різних виробників	Таким чином, товарний знак, що визнаний покупцем на ринку, та в очах споживачів має високу репутацію, також є гарантом успіху, а отже і засобом реклами товарів та фірми, якій він належить.

5.8 Аналіз конкуренції в галузі за М. Портером

Після аналізу конкуренції проводиться більш детальний аналіз умов конкуренції в галузі (табл. 5.7). [14, 15, 16]

Таблиця 5.7 - Аналіз конкуренції в галузі за М. Портером

	<i>Прямі конкуренти в галузі</i>	<i>Потенційні конкуренти</i>	<i>Постачальники</i>	<i>Клієнти</i>	<i>Товари-замінники</i>
<i>Складові аналізу</i>	<i>Навести перелік прямих конкурентів</i>	<i>Визначити бар'єри входження в ринок</i>	<i>Визначити фактори сили постачальників</i>	<i>Визначити фактори сили споживачів</i>	<i>Фактори загроз з боку замінників</i>
	ПАТ Ecosoft	Підприємство різко розвивається і впроваджує нові технології	Підприємство відслідковує нові технології	Для потенційних клієнтів головною умовою є якість продукції	Замінників на даний момент не існує.
Висновки	Оцінюючи сучасний стан можна зробити висновок, що в даній області дуже мало прямих конкурентів	Оскільки конкурентів мало, то вихід на ринок є реальним	Незважаючи на відслідковування нових іновацій конкурентами технологія не була відтворена	Дані матеріали широко використовуються у підприємствах	Замінників на ринку по виготовленню високоякісних заготовок немає

5.9 Обґрунтування факторів конкурентоспроможності

Після всіх аналізів визначається та обґрунтовується перелік факторів конкурентоспроможності (табл. 5.8). [14, 15, 16]

Таблиця 5.8- Обґрунтування факторів конкурентоспроможності

<i>№ п/п</i>	<i>Фактор конкурентоспроможності</i>	<i>Обґрунтування (наведення чинників, що роблять фактор для порівняння конкурентних проектів значущим)</i>
1.	Збільшення обсягу виробництва	Обладнання дає можливості збільшення обсягу виробництва
2.	Висока якість продукції	Регулювання за допомогою обчислювального модуля

5.10 Порівняльний аналіз сильних та слабких сторін стартап-проекту

За визначеними факторами конкурентоспроможності (табл. 5.8) проводиться аналіз сильних та слабких сторін стартап-проекту (табл. 5.9). [14, 15, 16]

Таблиця 5.9 - Порівняльний аналіз сильних та слабких сторін «Використання модифікованих мундштуків у формуванні вуглецевих виробів»

<i>№ п/п</i>	<i>Фактор конкурентоспроможності</i>	<i>Бали 1-20</i>	<i>Рейтинг товарів-конкурентів у порівнянні з виробленими з використанням ідей стартапу</i>						
			<i>-3</i>	<i>-2</i>	<i>-1</i>	<i>0</i>	<i>+1</i>	<i>+2</i>	<i>+3</i>
1.	Збільшення обсягу виробництва	17				+			
2.	Висока якість продукції	20			+				

5.11 SWOT – аналіз стартап-проекту

Таблиця 5.10 - SWOT- аналіз стартап-проекту

Сильні сторони: Слабкі сторони: -висока якість готової продукції -великий попит в промисловості	Недовгостроковість використання, заміна мембранно модуля
Можливості: -Вихід на міжнародний ринок - соціально-політична стабільність; - обслуговування додаткових груп споживачів	Загрози: -Інфляція -велика ймовірність виникнення нових конкурентів (в т. ч. іноземних); -соціально-політична нестабільність

5.12 Вибір цільових груп потенційних споживачів

Розроблення ринкової стратегії першим кроком передбачає визначення стратегії охоплення ринку: опис цільових груп потенційних споживачів.

Таблиця 5.11 – Вибір цільових груп потенційних споживачів

<i>№ п/п</i>	<i>Опис профілю цільової групи потенційних клієнтів</i>	<i>Готовність споживачів сприйняти продукт</i>	<i>Орієнтовний попит в межах цільової групи (сегменту)</i>	<i>Інтенсивність конкуренції в сегменті</i>	<i>Простота входу у сигменті</i>
1	Великі та середні підприємства водоресурсів	Першочерговість даного продукту, купівельна можливість	Високий	Середня	Новій продукції важко зайти у сигмент

Продовження таблиці 5.11 – Вибір цільових груп потенційних споживачів

2	Великі та середні підприємства не пов'язанні водоресурсів	Купівельна можливість, додаткова продукція	Низький	Середня	Новій продукції важко зайти у сегмент
3	Малі підприємства водоресурсів	Зацікавлена у продукції, низька купівельна можливість	Середній	Висока	Новій продукції легко та швидко зайти у сегмент
Які цільові групи обрано: <i>середні та великі підприємства водоресурсів та водопідготовки</i>					

5.13 Визначення базової стратегії розвитку

Проаналізувавши сегменти потенційних груп споживачів, було обрано цільові групи. Для вибраних цільових груп буде запропоновано свою схему автоматичного керування для процесу мембранної дистиляції у водопідготовці та визначено стратегію охоплення ринку. Стратегія диференційованого маркетингу, оскільки проводиться робота з кількома видами сегментів, розробляючи для них окремо програми ринкового впливу. Необхідно сформулювати базову стратегію розвитку для роботи в обраних сегментах ринку (табл.5.12).

Таблиця 5.12 - Визначення базової стратегії розвитку

<i>№ n/n</i>	<i>Обрана альтернатива розвитку проекту</i>	<i>Стратегія охоплення ринку</i>	<i>Ключові конкурентно- спроможні позиції відповідно до обраної альтернативи</i>	<i>Базова стратегія розвитку</i>
1	Мембранні різнотипові фільтри для підприємств	Цільовий маркетинг	Енергоефективні мембрани	Стратегія спеціалізації
2	Побудові мембранні фільтри	Ускладнений недиференційований маркетинг	Довгострокова експлуатація фільтра, висока селективність	Стратегія спеціалізації

5.14 Визначення базової стратегії конкурентної поведінки

Наступним кроком є вибір стратегії конкурентної поведінки, представлений у таблиці 5.13.

Таблиця 5.13 - Визначення базової стратегії конкурентної поведінки

<i>№ n/n</i>	<i>Чи є проект «першопрохідцем» на ринку?</i>	<i>Чи буде компанія шукати нових споживачів, або забирати існуючих у конкурентів?</i>	<i>Чи буде компанія копіювати основні характеристики товару конкурента, і які?</i>	<i>Стратегія конкурентної поведінки</i>
1	Великі та середні підприємства водоресурсів = Ні	Забирати існуючих	Ні	Стратегія виклику лідера

Продовження таблиці 5.13 - Визначення базової стратегії конкурентної поведінки

2	Малі підприємства водоресурсів = Ні	Шукати нових	Так, компактність конструкції, простоту використання	Стратегія наслідування лідеру
---	-------------------------------------	--------------	--	-------------------------------

5.15 Визначення стратегії позиціонування

Таблиця 5.14 - Визначення стратегії позиціонування

<i>№ п/п</i>	<i>Вимоги до товару цільової аудиторії</i>	<i>Базова стратегія розвитку</i>	<i>Ключові конкурентно-спроможні позиції власного стартап-проекту</i>	<i>Вибір асоціацій, які мають сформувати комплексну позицію власного проекту (три ключових)</i>
1. Великі та середні підприємства водоресурсів	Якість, енергоефективність, надійсть, зручне конструкційне обслуговування	Стратегія спеціалізації	Якість, енергоефективність, надійсть.	Якість, надійсть, енергоефективність.
2. Малі підприємства водоресурсів	Техніко-економічні показники, технічне обслуговування, довгострокова експлуатація	Стратегія спеціалізації	Техніко-економічні показники, технічне обслуговування.	Якість, надійсть, доступність.

5.16 Визначення ключових переваг концепції потенційного товару

Таблиця 5.15 - Визначення ключових переваг концепції потенційного товару

<i>№ n/n</i>	<i>Потреба</i>	<i>Вигода, яку пропонує товар</i>	<i>Ключові переваги перед конкурентами (існуючі або такі, що потрібно створити)</i>
1	Вторинна та первинна очистка води.	Повторне використання технічної води, зменшення енергетичних затрат на очистку рідини.	Використання іноваційних нанотехнологій, висока надійність установки.
2	Демвнералізація	Енергетичних затрат на очистку рідини.	Висока селективність процесу.

5.17 Визначення меж встановлення ціни

Таблиця 5.16 - Визначення меж встановлення ціни

<i>№ n/n</i>	<i>Рівень цін на товари □ замінники</i>	<i>Рівень цін на товари □ аналоги</i>	<i>Рівень доходів цільо □ вої групи споживачів в рік.</i>	<i>Верхня та нижня межі вста □ новлення ціни на то □ вар/послугу</i>
1	865 725 грн	921 725 грн	44 563 600 грн	121789- 3486399 грн
2	546 345 грн	588 799 грн	38 230 080 грн	
3	295 689 грн	199 589 грн	26 850 000 грн	

5.18 Формування системи збуту

Таблиця 5.17 - Формування системи збуту [18]

<i>№ п/п</i>	<i>Специфіка закупівельної поведінки цільових клієнтів</i>	<i>Функції збуту, які має виконувати постачальник товару</i>	<i>Глибина каналу збуту</i>	<i>Оптимальна система збуту</i>
	1-а стадія: визнання наявності потреби. 2-я стадія: прийняття рішення про конкретні шляхи та джерела задоволення потреби. 3-я стадія: укладення угоди.	Прогноз планування перспективних каналів збуту; Вибір прямого чи опосередкованого каналу збуту; Вибір оптимальних каналів збуту, маршрутів збуту, розміщення складів. [17]	Канал нульового рівня (канал прямого маркетингу). Він складається з виробника, що безпосередньо продає товар клієнту.	Традиційна - незалежні один від одного виробники та посередники.

5.19 Концепція маркетингових комунікацій

Таблиця 5.18 - Концепція маркетингових комунікацій

<i>№ n/n</i>	<i>Специфіка поведінки цільових клієнтів</i>	<i>Канали комунікацій, якими користуються цільові клієнти</i>	<i>Ключові позиції, обрані для позиціонування</i>	<i>Завдання рекламного повідомлення</i>	<i>Концепція рекламного звернення</i>
	Зміни в макросередовищі, а саме, економічна ситуація в країні, рівень науково-технічного прогресу, зміна форми власності; Зміни обставин у покупця, зміни його фінансового стану, зміни в ціні даного товару.	Заплановані канали комунікації	Енергоефективність	Залучення нових споживачів	Рекламне повідомлення повинно бути актуальним, оригінальним і виробляти вражаючий вплив на споживача.

	[17]				
--	------	--	--	--	--

Був представлений аналіз стартап-проекту «Автоматичного керування процесом мембранної дистиляції» для виробництв водоочистки та водопідготовки. Дослідженню усі позитивні та негативні сторони використання обчислювального модуля для підвищення точності керування процесом мембранної дистиляції, можемо зробити висновки, що ідея є актуальною для застосування та має позитивний вплив на технічні та економічні показники процесу. Дана розробка найбільш підходить для виробничих підприємств великих та малих потужностей.

ВИСНОВОК

У данній магістерській дисертації було проведено пошук оптимального керування процесом мембранної дистиляції. Для цього на початковому етапі був проаналізований технологічний процес мембранної дистиляції. Також були досліджені особливості масопереносу та теплопереносу процесу мембранної дистиляції.

Було створено математичну модель процесу, особливістю якої є врахування процесу концентраційної поляризації. Дану модель було розраховано та представлено графічний вигляд температурної поляризації у процесі мембранної дистиляції.

У магістерській дисертації проводився аналіз різних типів оптимального програмного керування. Реалізовано оптимальне керування з використанням рівняння Гамільтона-Якобі-Белмана та оптимальне керування з використанням рівняння Гамільтона-Якобі-Белмана та неквадратичних функціоналом якості. Представлені результати були проаналізовані та порівняні.

Був розроблений стартап-проект, завдяки якому можливо використовувати більш ефективні технічні та економічні показники процесу.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Опис і принцип мембранних процесів [Електронний ресурс] / ni.biz.ua – портал навчальної інформації – Бібліогр.: с. 1. – Режим доступу: <http://ni.biz.ua/16-8/47395.html>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.
2. Тертишний О. О., Тертишна О. В. Конспект лекцій з курсу „Процеси та апарати хімічної технології”, розділ «Мембранні процеси» для студентів II-V курсів усіх спеціальностей [Текст] / Укл.: О. О. Тертишний, О. В. Тертишна. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2011. – 79 с. . – Бібліогр.: с. 14, 58-68.
3. Очищення рідини мембранними та електромембранними методами [Електронний ресурс] / Гальчевський Ю.Л., Гертов С.П. Методичні вказівки до лабораторних робіт з дисципліни "Автоматизація проектування електротехнічних систем": В 2 ч. Ч. 1, проектування 2D / під заг. ред. проф. В.С. Блінцова. – Миколаїв: НУК, 2005. – 35 с. – Бібліогр.: с. 13. – Режим доступу: <https://studfiles.net/preview/1849488/page:13/>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.
4. Жулинський О.А. Оптимальне керування та моделювання процесом мембранної дистиляції [Текст]: Дис. канд. техн. наук: Спец.:05.13.07/О.А. Жулинський; НТУУ КПІ. - Київ, 2008 - С. 116 – 119
5. «Створення паладій-срібних мембран і дослідження їх властивостей» реферат [Електронний ресурс] / Ukrbukva.net, – 10 с. – Бібліогр.: с. 5 - 6. –Режим доступу: <http://ukrbukva.net/page,5,122829-Sozдание-palladiiy-serebryanyh-membran-i-issledovanie-ih-svoystv.html>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.
6. «Показник якості перехідного процесу САК» Методичні вказівки до виконання лабораторних та контрольних робіт з дисципліни «Теорія автоматичного керування» [Електронний ресурс] / StudFiles, – 16 с. – Бібліогр.: с. 10. –Режим доступу: <https://studfiles.net/preview/5084798/page:4/>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.
7. «Дослідження САК з корегуючими пристроями» Методичні вказівки до виконання лабораторних та контрольних робіт з дисципліни «Теорія автоматичного керування», Лабораторна робота №4 [Електронний ресурс] / StudFiles, – 16 с. – Бібліогр.: с. 10. – Режим доступу: <https://studfiles.net/preview/5082938/page:10/>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.

8. Жулинський О.А. Оптимальне керування та моделювання процесом мембранної дистиляції [Текст]: Дис. канд. техн. наук: Спец.:05.13.07/О.А. Жулинський; НТУУ КПІ. - Київ, 2008 - С. 116 – 119
9. Ладієва Л. Р., Дубік Р. М. Оптимальне керування процесом контактної мембранної дистиляції [Електронний ресурс] / Автоматика. Автоматизация. Электротехнические системы и комплексы, №2 (24).– К.: Вид-во Херсонського національного технічного університету, 2009. – 202 с. – Бібліогр.: с. 152–156. – 200 пр. – ISBN 2076-2887. – Режим доступу: <http://aaecs.org/ladva-lr-dubk-rm-optimalne-keruvannya-procesom-kontaktno-membranno-distilyac.html>. – Загол. з екрана. – Мова рус.
10. Дубік Р. М., Ладієва Л. Р. Математична модель розділення неоднорідних рідких систем [Електронний ресурс] / Автоматика. Автоматизация. Электротехнические системы и комплексы, №1 (23).– К.: Вид-во Херсонського національного технічного університету, 2009. – 211 с. – Бібліогр.: с. 49–54. – 200 пр. – ISBN 5-7763-8361-7. – Режим доступу: <http://aaecs.org/dubk-rm-ladva-lr-matematichna-model-rozdlennya-neodnordnih-rdkih-sistem.html>. – Загол. з екрана. – Мова рус.
11. Спосіб автоматичного керування процесом мембранної дистиляції [Текст]: пат. 122634 Україна : МПК В01Д 3/42 (2006.01) / Р. М. Дубік, Л. Р. Ладієва, Т. В. Савицька; заявник і патентовласник НТУУ «КПІ». — № u2017 04751; заявл. 17.05.2017; опубл. 25.01.2018, Бюл. № 2
12. Спосіб автоматичного керування процесом мембранної дистиляції [Текст]: пат. 69081 Україна : МПК В01Д 3/42 (2006.01) / Р. М. Дубік, Л. Р. Ладієва; заявник і патентовласник НТУУ «КПІ». — № u2011 09695 ; заявл. 03.08.2011; опубл. 25.04.2012, Бюл. № 8
13. Спосіб автоматичного керування процесом мембранної дистиляції [Текст]: пат. 68019 Україна : МПК В01Д 3/42 (2006.01) / Р. М. Дубік, Л. Р. Ладієва; заявник і патентовласник НТУУ «КПІ». — № u2011 10504 ; заявл. 29.08.2011; опубл. 12.03.2012, Бюл. № 5

14. Аналіз ринкових можливостей запуску стартап-проекту [Електронний ресурс] / Стартап-проект. – 5 с. – Бібліогр.: с. 2. – Режим доступу: <https://infopedia.su/14x1475c.html>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова рус.
15. Гавриш О. А. Розроблення стартап-проекту [Електронний ресурс] / Методичні рекомендації до виконання розділу магістерської дисертації для студентів інженерних спеціальностей./ За заг. ред. О. А. Гавриша, 2016. – 28 с. – Бібліогр.: с. 7–26. – Режим доступу: <http://docplayer.net/65954552-Rozroblennya-startap-proektu.html>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.
16. Гавриш О. А. Розроблення стартап-проекту [Електронний ресурс] / Методичні рекомендації до виконання розділу магістерської дисертації для студентів інженерних спеціальностей./ За заг. ред. О. А. Гавриша, 2016. – 28 с. – Бібліогр.: с. 7–26. – Режим доступу: <http://info.z-pdf.ru/32raznoe/64592-1-kiivskiy-politehnicniy-institut-imeni-igorya-sikorskogo-rozroblennya-startap-proektum.php>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова рус.
17. Фактори, що впливають на поведінку споживача: Спожиринок. [Електронний ресурс] / Національний педагогічний університет ім. М. П. Драгоманова, 2014. – 13 с. – Бібліогр.: с. 13. – Режим доступу: <https://studfiles.net/preview/5604057/page:13/>, вільний. – Загол. з екрана. – Мова рус.
18. Савельєвим Ю. Д. Розроблення стартап-проекту [Електронний ресурс] / магістерська дисертація «Використання конвуляційних нейронних мереж для генерації структурної моделі обличчя» НТУУ «КПІ імені І. Сікорського», 2017. – 98 с. – Бібліогр.: с. 64-81. – Режим доступу: http://cad.kpi.ua/attachments/093_2017dm_Savelyev.pdf /, вільний. – Загол. з екрана. – Мова укр.
19. Торопов А. В., Торопова Л. В. Оптимальное управление электродвигателем роторного колеса на базе ПЛК с применением концепции метода Пирсона [Текст] / А. В. Торопов, Л. В. Торопова // Електрифікація та автоматизація гірничих робіт. – 2014. – № 25. – С. 144–148. – Бібліогр.: с. 144–148. – ISSN 18100546.

20. Бурбан А. Ф. Мембранна дистиляція в процесах водопідготовки, знесолення та очищення стічних вод [Текст] / А. Ф. Бурбан, О. Ворон, Д. Білько, Н. Антонюк // Київ: Наукові записки НаУКМА. Т. 157, Хімічні науки і технології / Національний університет "Києво-Могилянська академія". - 2014. - Т. 157 : Хімічні науки і технології. - С. 17 - 18, 2014.

Додаток