

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ**  
**СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ**

Кваліфікаційна наукова  
праця на правах рукопису

**КОСТЮЧЕНКО ЄВГЕН ВОЛОДИМИРОВИЧ**

УДК 66.06:66.063:66.063.94

**ДИСЕРТАЦІЯ**

**КОНЦЕНТРУВАННЯ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ МАЛОЛЕТКИХ РІДИН В  
ПЛІВКОВОМУ АПАРАТІ З ПРОТОКОМ НЕЙТРАЛЬНОГО ГАЗУ**

Спеціальність 161 – хімічні технології та інженерія  
Галузь знань – хімічна та біоінженерія

Подається на здобуття наукового ступеня  
доктора філософії

Дисертація містить результати власних досліджень.  
Використання ідей, результатів і текстів інших  
авторів мають посилання на відповідне джерело \_\_\_\_\_ Костюченко Є.В.

Науковий керівник:  
Лукашов Володимир Костянтинович,  
доктор технічних наук, професор

Суми – 2021

## АНОТАЦІЯ

Костюченко Є.В. Концентрування водних розчинів малолетких рідин в плівковому апараті з протоком нейтрального газу. – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора філософії за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія. – Сумський державний університет, Суми, 2021.

Дисертаційна робота присвячена дослідженню закономірностей процесу концентрування водних розчинів малолетких рідин у стікаючій плівці випаровуванням в перехресний потік нейтрального газу і використанню результатів цих досліджень для створення нової конструкції концентратора та методики його розрахунку. Такий концентратор дозволяє проводити безвакуумне концентрування розчинів при температурі нижче температури їх кипіння, що, зважаючи на високі температури кипіння малолетких рідин, дає можливість знизити енерговитрати й відмовитися від дефіцитних видів палива, що використовується для нагрівання розчину.

Відповідно до мети та поставлених задач, дослідження мали характер комплексних, оскільки були використані як теоретичні так експериментальні методи, які знайшли своє застосування у концентруванні водних розчинів. Теоретичні дослідження проводили використовуючи метод математичного моделювання, який полягав у формулюванні спрощених фізичних уявлень про процеси, що вивчаються, і опис їх системою диференціальних та інтегральних рівнянь. Розрахунки, пов'язані з моделюванням і обробкою експериментальних даних проводили за допомогою програмного забезпечення Microsoft Excel, Mathcad.

У дисертації наведені результати моделювання гідродинаміки і тепломасоперенесення стікаючої плівки індивідуальної (однокомпонентної) рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу з використанням розробленої математичної моделі. Ці результати показали закономірності зміни товщини, швидкості стікання і температури плівки за її довжиною, а також

температури газу над плівкою. Встановлено, що інтенсивність випаровування рідини з плівки при її перехресному напрямку руху щодо газового потоку більше, ніж при прямоточному напрямку і може перевищувати інтенсивність випаровування при протиточному напрямку. Температура плівки рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу, при віддаленні від її початкового перерізу досягає усталеного значення, а при подальшому збільшенні відстані від цього перерізу рідина повністю випаровується. Розроблено алгоритм розрахунку відстаней, на яких відбуваються ці явища. Температура газу над плівкою за довжиною плівки змінюється несуттєво, але за своїм характером ця зміна відповідає зміні температурі плівки, і також досягає усталеного значення.

В ході експериментальних досліджень використовували методи фізичного моделювання із застосуванням теорії подібності, статистичної обробки експериментальних даних. Вхідні та вихідні параметри досліджуваних процесів на експериментальній установці визначали манометричним, термометричним і об'ємним методами вимірювання. А концентрацію водних розчинів гліцерину, який використовувався в якості модельної рідини, вимірювали ареометричним і рефрактометричним методами.

На підставі експериментального дослідження тепломасоперенесення в стікаючій плівці води, що випаровується в перехресний потік повітря, встановлені значення коефіцієнта тепловіддачі від поверхні до стікаючої з неї плівки, а також коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від плівки до повітряного потоку. Показано, що залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від початкового потоку рідини проходять через мінімум, відповідний  $Re_{ж} \approx 500$ , що свідчить про перехід від ламінарного режиму течії плівки до турбулентного в умовах, що розглядаються. Встановлено залежність цих коефіцієнтів від параметрів процесу тепломасоперенесення для обох режимів. На підставі математичної обробки експериментальних даних були отримані емпіричні рівняння для їх розрахунку.

Отримані результати математичного моделювання та експериментального дослідження випаровування індивідуальної рідини зі стікаючої її плівки стали основою для розробки математичної моделі і дослідження процесу концентрування

водних розчинів малолетких рідин в стікаючій плівці випаровуванням в перехресний потік нейтрального газу. За допомогою цієї моделі встановлено закономірності зміни складу розчину за довжиною плівки та інтенсивності процесу концентрування. Показано, що концентрація розчину на початку плівки змінюється лінійно, потім відбувається її різкий підйом, що триває до повного випаровування води. Такий характер зміни концентрації розчину за довжиною плівки пов'язаний з розподілом температури плівки. Різкий підйом концентрації відповідає усталеному значенню температури. Встановлено, що інтенсивність процесів концентрування зростає зі зменшенням початкового потоку розчину і його початкової концентрації, а також зі збільшенням початкової температури розчину, температури поверхні стінки, на якій стікає плівка й початкової температури повітря, що надходить в простір над плівкою. Зі збільшенням швидкості повітря інтенсивність концентрування падає.

Проведено експериментальне дослідження процесу концентрування водних розчинів гліцерину в їх стікаючій плівці в умовах випаровування в потік повітря, в результаті якого визначені коефіцієнти тепло – і масовіддачі, що являються параметрами розробленої математичної моделі. Встановлено, що в дослідженому діапазоні зміни параметрів процесу для низько концентрованих розчинів гліцерину, як і для води, характерний перехід від ламінарного режиму стікання плівки до турбулентного, для розчинів з підвищеною концентрацією гліцерину такий перехід відсутній і плівка стікає тільки в ламінарному режимі.

У дисертації на основі експериментальних досліджень показано прояв капілярних ефектів за умов стіканні плівки рідини, що випаровується в перехресний газовий потік, який виражається зменшенням ширини плівки. Також встановлені закономірності цього зменшення для плівок води й водних розчинів гліцерину залежно від параметрів процесу стікання. Для води і водних розчинів гліцерину така зміна ширини плівки може досягати 50-80%. Найбільший вплив на зменшення ширини плівки за таких умов дають початковий потік рідини та температура поверхні стікання. Для коригування поверхні випаровування плівки, визначеної на основі технологічного розрахунку, була введена величина ширини середньої поверхні випаровування плівки. Результатами експериментального дослідження впливу

параметрів процесу стікання плівки води й водних розчинів гліцерину на ширину середньої поверхні випаровування стали узагальнені емпіричні закономірності, що пов'язують коригувальний коефіцієнт з основними параметрами процесу стікання.

На основі проведених в дисертаційній роботі теоретичних і експериментальних досліджень закономірностей стікання і тепломасоперенесення в плівці рідини, а також моделювання процесу концентрування водних розчинів малолетких рідин в стікаючій плівці розроблена нова конструкція і методика розрахунку плівкового концентратора таких розчинів. Конструкція заснована на використанні плоско-паралельної (пластинчастої) насадки, що дозволяє забезпечити перехресну взаємодію стікаючої плівки рідини з газовим потоком. Елементи насадки (пластини) мають внутрішні порожнини, де проходить теплоносій, що нагріває плівку розчину, яка стікає з її зовнішньої поверхні. Методика розрахунку випробувана на конкретному прикладі розрахунку концентратора водного розчину гліцерину. Її апробація показала, що для підвищення концентрації цього розчину від 6 до 30% (мас.) з продуктивністю в 2,0 т/год необхідна робоча висота плоско – паралельної насадки рівна 1,62 м. Розроблену методику розрахунку такого апарату та ескізний проект на концентратор прийнятий Державним науково – дослідним інститутом хімічних продуктів у розробку директивного технологічного процесу та проектування фази регенерації відпрацьованої кислотної суміші виробництва нітратів целюлози.

Результати дисертаційних досліджень впроваджені в учбовий процес при викладанні дисциплін «Процеси і апарати хімічних виробництв» та «Технологія виробництва спеціальних високомолекулярних сполук» на кафедрі хімічної технології високомолекулярних сполук Шосткинського інституту СумДУ.

**Ключові слова:** концентрування, випаровування, тепломасоперенесення, стікаюча плівка, перехресний потік, малолетка рідини, нейтральний газ, розчин, математична модель, ustalена температура, плоско-паралельна насадка.

## ABSTRACT

Kostiuchenko Y.V. Concentrating aqueous solutions of some low-volatile liquids in a film apparatus with a flow of neutral gas. – Qualification academic work under manuscript copyright.

The thesis for obtaining the Doctor of Philosophy by specialty 161 «Chemical technology and engineering». – Sumy State University of the Ministry of Education and Science of Ukraine. Sumy, 2021.

The thesis is devoted to the study of the regularities of the process of concentration of aqueous solutions of some low-volatile liquids in a flowing diaper by evaporation into a cross flow of neutral gas and the use of the results to create a new kind of the concentrator. Such kind of a concentrator makes possible vacuum-free concentration of solutions at temperatures below their boiling point, which, due to the high boiling points of volatile liquids, helps to reduce energy consumption and to avoid the scarce types of fuel used while heating the solution.

The thesis presents the results of modeling the hydrodynamics and heat and mass transferring of a flowing film of an individual (of one component) liquid evaporating into a cross flow of a neutral gas using the created mathematical model. The results demonstrate the regularities of changes in the thickness, flow rate and temperature of the film along its length, as well as the temperature of the gas above the film. It was found that the intensity of evaporation of liquid from the film during its cross-interaction with the gas flow is higher than during direct-flow interaction and can exceed the rate of evaporation during counter current interaction. The temperature of a liquid film evaporating into a cross flow of a neutral gas, with distance from its initial cross section, reaches an equilibrium value, and with a further increasing the distance from this section, the liquid evaporates completely. There has been developed an algorithm for calculating the distances at which these phenomena appear. The temperature of the gas above the film along the length of the film changes insignificantly, but by its natural characteristics this change is associated with the temperature of the film and reaches an equilibrium value, in addition.

On the basis of an experimental study of heat and mass transfer in a flowing film of water evaporating into a cross flow of air, the values of the heat transfer coefficient from the surface to the film flowing along it, as well as the coefficients of heat and mass transfer from the film to the air flow, have been established. The dependence of these coefficients on the parameters of the heat and mass transfer process showed the presence of a transition from the laminar mode of film flow to the turbulent one at the value of the number  $Re_{\text{ж}} \approx 500$ . Mathematical processing of the experimental data made it possible to obtain empirical equations for calculating the heat and mass transfer coefficients.

The obtained results of mathematical modeling and experimental study of the evaporation of an individual liquid from its flowing down film became the basis for the development of a mathematical model and study of the process of concentration of aqueous solutions of some low-volatile liquids in a flowing film by evaporation into a cross flow of neutral gas. Using this model, the regularities of changes in the composition of the solution along the length of the film and the intensity of the concentration process were established. It is shown that the concentration of the solution at the beginning of the film changes linearly, then there is a abrupt rise, continuing until the complete evaporation of water. This kind of a change in the concentration of the solution along the length of the film is associated with the temperature distribution of the film. The abrupt rise of concentration corresponds to the state temperature value.

An experimental study of the process of concentration of aqueous solutions of glycerin in their flowing film in the conditions of evaporation into an air stream was carried out, as a result of which the heat and mass transfer coefficients were determined, which are the parameters of the developed mathematical model. It was found that, in the investigated range of variation of the process parameters, for low-concentration solutions of glycerol, as well as for water, it is common to observe the transition from a laminar mode of film flow to a turbulent one, for solutions with an increased concentration of glycerol, such a transition is absent and the film flows down only in a laminar mode.

The thesis presents experimental data on a decrease in the width of a liquid film flowing down a heated flat surface, associated with capillary effects. For water and aqueous solutions of glycerin, such a change in the width of the film can reach 50-80%. The natural

characteristic of the change in the width of the film along its length and the obtained empirical dependences for its assessment are established.

On the basis of the results obtained in the thesis, the study of the process of concentrating aqueous solutions of some low-volatile liquids, a new design and method for calculating a film concentrator have been developed. The design is based on the use of a plane-parallel (lamellar) packing, which makes possible a cross-flow interaction. The elements (plates) of the packing have internal cavities through which the coolant passes, heating the solution film flowing down their outer surface. The calculation technique was tested on specific parameters of the concentration process.

**Keywords:** concentration, evaporation, heat and mass transfer, flowing film, cross flow, low volatile liquid, neutral gas, solution, mathematical model, equilibrium temperature, plane-parallel packing.

### **Наукові праці, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації**

1. Лукашов В.К., Романько С.М., Середа В.И., Костюченко Е.В. Теплоперенос при концентрировании раствора серной кислоты испарением в поток нейтрального газа. *Вопросы химии и химической технологии* (Scopus). 2018. № 4. С. 110-119. (Особистий внесок: проаналізовано експериментальні дані та отримав коефіцієнти для розрахунку теплових характеристик процесу концентрування).

2. Lukashov V.K., Kostiuchenko Y.V., Timofeev S.V. Hydrodynamics of a Liquid Film Downflow on a Flat Surface in Evaporation Conditions into a Flow of Neutral Gas. *Journal of Engineering Sciences* (Google Scholar). 2019. Vol. 6, № 1 P. 19-24. DOI: 10.21272/jes.2019.6(1).f4 (Особистий внесок: проведено розрахунки, на основі яких було встановлено закономірності зміни товщини і швидкості руху плівки за висотою поверхні при різному характері взаємодії плівки з потоком нейтрального газу).

3. Лукашов В.К., Костюченко Е.В., Шевцова Т.М. Моделирование теплопереноса в стикающей плівке рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу. *Питання хімії та хімічної технології* (Scopus). 2020. №. 3, С. 108-



115. *(Особистий внесок: приймав участь у розробці математичної моделі, розробці алгоритму розрахунку та провів розрахунки, які дозволили встановити закономірності теплоперенесення стікаючої з нагрітої поверхні плівки рідини).*

4. Lukashov V.K., Kostiuhenko Y.V., Timofeev S.V., Ochowiak M. An experimental study of heat and mass transfer in a falling liquid film evaporation into a crossflow of neutral gas. *Journal of Engineering Sciences* (Google Scholar). 2020. Vol. 7, № 1. P. 30-38, DOI: 10.21272/jes.2020.7(1).f3. *(Особистий внесок: проведено експериментальні дослідження на основі яких отримав емпіричні рівняння для розрахунку коефіцієнтів тепло і – масовіддачі).*

5. Лукашов В.К., Костюченко Є.В., Серода В.І. Концентрування водних розчинів малолетких рідин в стікаючій плівці випаровуванням у перехресний газовий потік. *Питання хімії та хімічної технології* (Scopus). 2021. № 3. С. 113-120. *(Особистий внесок: приймав участь в розробці математичної моделі процесу концентрування, провів експериментальні дослідження і розрахунки на основі яких встановлені закономірності зміну складу розчину стікаючої плівки).*

### **Наукові праці, які засвідчують апробацію матеріалів дисертації.**

6. Костюченко Є.В., Лукашов В.К. Математична модель стікання плівки рідини в умовах випаровування в перехресний потік нейтрального газу. *Хімічна технологія: наука, економіка та виробництво*: матеріали IV Міжнародної науково–практичної конференції, м. Шостка, 14–16 листопада 2018 р. / Шосткинський інститут СумДУ, СумДУ. Суми, 2018. С. 149–150. *(Особистий внесок: проведено розрахунки та підготував текст тез доповідей).*

7. Костюченко Є.В., Романько С.М., Лукашов В.К. Взаємодія фаз при стіканні плівки рідини в умовах випаровування в потік нейтрального газу. *Ефективні процеси та обладнання хімічних виробництв та пакувальної техніки* : Збірник доповідей VIII Всеукраїнської науково–практичної конференції, м. Київ, 13–14 грудня 2018 р. / КПІ ім. Ігоря Сікорського, Київ, 2018. С. 12–15. *(Особистий внесок: проведено розрахунки, на основі яких було встановлено закономірності зміни товщини і швидкості руху*

плівки за висотою поверхні при різному характері взаємодії плівки з потоком нейтрального газу).

8. Костюченко Е.В., Лукашов В.К. Експериментальне дослідження тепломасопереносу в апаратах зі стікаючою плівкою рідини, що випаровується в перехресний газовий потік. *Ефективні процеси та обладнання хімічних виробництв та пакувальної техніки* : Збірник доповідей XI Всеукраїнської науково–практичної конференції, м Київ, 4–5 червня 2020 р. / КПІ ім. Ігоря Сікорського, Київ, 2020. С. 40–42. (Особистий внесок: проведено експериментальні дослідження на основі яких отримані залежності коефіцієнтів тепло і – масовіддачі).

9. Костюченко Е.В., Лукашов В.К. Математична модель теплопереносу при випаровуванні стікаючої плівці рідини в перехресний газовий потік. *Сучасні технології у промисловому виробництві* : Матеріали та програма VII Всеукраїнської науково–технічної конференції, м. Суми, 21–24 квітня 2020 р. / СумДУ, Суми, 2020. С. 280–281. (Особистий внесок: приймав участь у розробці математичної моделі, та підготовки тез доповідей ).

10. Костюченко Е.В., Лукашов В.К. Експериментальне дослідження зміни ширини стікаючої плівки рідини. *Сучасні технології у промисловому виробництві*. Матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково–технічної конференції, м. Суми, 20–23 квітня 2021 р. / СумДУ, Суми, 2021. С. 196–197. (Особистий внесок: проведення експериментальних досліджень та розрахунків).

11. Lukashov V.K. Kostiuchenko Y.V., Timofeev S.V. Modeling heat and mass transfer during evaporation in the film apparatus with cross movement phases. *Chemical Technology and Engineering*. 3rd International Scientific Conference, с. Lviv, June 21-24<sup>th</sup>, 2021 y. / Lviv Polytechnic National University, Lviv. 2021, 48-50 p. (Особистий внесок: приймав участь в розробці математичної моделі процесу концентрування, провів експериментальні дослідження і розрахунки).

**Наукові праці, які додатково відображають наукові результати дисертації.**

12. Апарат для концентрування розчину сірчаної кислоти : пат. №134162 Україна : С01В 17/88. № и 2018 10018 ; заявл. 08.10.18 ; опуб. 10.05.19, Бюл. №9. 4 с.  
*(Особистий внесок: брав участь в розробці конструкції концентратора).*

## ЗМІСТ

Стор.

|   |    |
|---|----|
| ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ.....  | 15 |
| ВСТУП.....  | 17 |
| РОЗДІЛ 1 АНАЛІЗ СТАНУ ПРОБЛЕМИ КОНЦЕНТРУВАННЯ РОЗЧИНІВ<br>МАЛОЛЕТКИХ РІДИН.....             | 23 |
| 1.1 Загальні відомості про процес концентрування розчинів .....                             | 23 |
| 1.1.1 Концентрування розчинів випаровуванням розчинника .....                               | 23 |
| 1.1.2 Випаровування рідких середовищ у нейтральний газ.....                                 | 25 |
| 1.1.3 Швидкість випаровування розчинів.....   | 27 |
| 1.2 Способи та апаратурне оформлення процесу концентрування розчинів<br>випаровуванням..... | 29 |
| 1.3 Закономірності гравітаційного руху плівки рідини з вертикальної поверхні ...            | 34 |
| 1.3.1 Рух плівки рідини в ізотермічних умовах .....   | 34 |
| 1.3.2 Прояв капілярних ефектів при стіканні рідкої плівки.....                              | 35 |
| 1.4 Тепломасоперенесення у плівці стікаючої рідини .....                                    | 39 |
| Висновки до розділу 1 .....   | 42 |
| РОЗДІЛ 2 ОБҐРУНТУВАННЯ ВИБОРУ НАПРАВЛЕННЯ Й РОЗРОБКА<br>МЕТОДИКИ ДОСЛІДЖЕННЯ.....           | 44 |
| 2.1 Обґрунтування вибору напрямлення дослідження. Постановка задач<br>дослідження .....     | 44 |
| 2.2 Опис експериментальної установки.....   | 45 |
| 2.3 Методика проведення експериментального дослідження .....                                | 48 |
| 2.4 Методика визначення середніх коефіцієнтів тепло – і масовіддачі .....                   | 50 |
| 2.5 Методики визначення концентрації розчинів .....   | 54 |
| Висновки до розділу 2 .....   | 55 |

|   |     |
|---|-----|
| РОЗДІЛ 3 ЗАКОНОМІРНОСТІ СТІКАННЯ І ТЕПЛОМАСООБМІНУ ПЛІВКИ РІДИНИ, ЩО ВИПАРОВУЄТЬСЯ В ПЕРЕХРЕСНИЙ ПОТІК НЕЙТРАЛЬНОГО ГАЗУ .....                | 56  |
| 3.1 Дослідження гідродинаміки стікання плівки рідини, що випаровується, з вертикальної плоскої поверхні .....                                 | 56  |
| 3.1.1 Розробка математичної моделі стікання плівки.....   | 56  |
| 3.1.2 Результати дослідження стікання плівки .....  | 61  |
| 3.2 Моделювання теплопереносу в стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу.....                          | 65  |
| 3.2.1 Розробка математичної моделі теплопереносу .....  | 65  |
| 3.2.2 Результати математичного моделювання закономірностей теплоперенесення .....   | 70  |
| 3.3 Експериментальне дослідження тепломасоперенесення в стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу ..... | 75  |
| Висновки до розділу 3 .....   | 84  |
| РОЗДІЛ 4 КОНЦЕНТРУВАННЯ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ МАЛОЛЕТКИХ РІДИН У СТІКАЮЧІЙ ПЛІВЦІ ВИПАРОВУВАННЯМ В ПЕРЕХРЕСНИЙ ПОТІК НЕЙТРАЛЬНОГО ГАЗУ .....        | 86  |
| 4.1 Розробка математичної моделі процесу концентрування.....  | 86  |
| 4.2 Експериментальне визначення параметрів математичної моделі процесу концентрування .....   | 89  |
| 4.3 Результати дослідження процесу концентрування.....  | 96  |
| 4.4 Експериментальне дослідження зміни ширини плівки розчину, що стікає з нагрітої поверхні .....   | 101 |
| 4.4.1 Закономірності зміни ширини стікаючої плівки рідини.....  | 102 |
| 4.4.2 Визначення ширини середньої поверхні випаровування плівки .....   | 107 |
| Висновки до розділу 4 .....   | 111 |

|  |     |
|--|-----|
| РОЗДІЛ 5 РОЗРОБКА КОНСТРУКЦІЇ ТА МЕТОДИКИ РОЗРАХУНКУ ПЛІВКОВОГО КОНЦЕНТРАТОРА З ПЕРЕХРЕСНИМ ПОТОКОМ ГАЗА ..... | 113 |
| 5.1 Опис конструкції та роботи концентратора .....   | 113 |
| 5.2 Розробка методики розрахунку концентратора розчинів малолетких рідин...                                    | 117 |
| Висновки до розділу 5 .....  | 121 |
| ВИСНОВКИ.....  | 123 |
| СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ .....   | 125 |
| ДОДАТКИ.....   | 145 |

## ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

- $a$  – коефіцієнт температуропровідності,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;
- $B$  – атмосферний тиск, Па;
- $b$  – ширина поверхні, м;
- $C$  – концентрація (масова частка) розчиненої речовини, %;
- $c$  – питома теплоємність Дж/кг·градус;
- $D_r$  – коефіцієнт дифузії пари в газовій фазі,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;
- $d_r$  – вологовміст газу (повітря), кг води/кг сух.газу;
- $F$  – площа поверхні,  $\text{м}^2$ ;
- $G_r$  – масовий потік сухого нейтрального газу (повітря), кг/с;
- $g$  – прискорення вільного падіння,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;
- $H$  – висота робочої поверхні (поверхні стікання плівки), м;
- $K$  – коефіцієнт теплопередачі, Дж/м<sup>2</sup>·с·гр;
- $L$  – масовий потік (витрата) рідкої фази (розчину), кг/с;
- $M$  – маса пари, що утворилася, кг;
- $m$  – маса одного кіломоля, кг/кмоль;
- $P$  – тиск, загальний тиск, Па;
- $Q$  – тепловий потік, Дж/с;
- $q$  – питомий тепловий потік, Дж/м<sup>2</sup>·с;
- $R$  – газова стала, Дж/кмоль·гр;
- $r$  – теплота пароутворення, Дж/кг;
- $t$  – температура, °С;
- $u$  – швидкість, швидкість руху рідини в плівки, м/с;
- $V$  – об'ємна витрата нейтрального газу (повітря), м<sup>3</sup>/с;
- $v$  – швидкість руху нейтрального газу (повітря), м/с;
- $w$  – швидкість випаровування (питомий масовий потік пари), кг/м<sup>2</sup>·с;
- $x$  – поперечна координата, масова частка випаровуваного компонента (води) в рідкій фазі;

$y$  – масова частка випаровуваного компонента (води) в газовій фазі;

$z$  – поздовжня координата;

$\alpha_{пл}, \alpha_{пов}, \alpha_{т}$  – коефіцієнт тепловіддачі: від поверхні стікання до плівки; від поверхні стікання яка не покрита плівкою до газового потоку; від поверхні плівки до газового потоку, Дж/м<sup>2</sup>·с·гр;

$\beta$  – коефіцієнт масовіддачі випаровуваної речовини (води) від поверхні плівки до газової фази, кг/м<sup>2</sup>·с·Па;

$\Gamma$  – лінійна масова густина зрошення поверхні, кг/м · с

$\gamma_{ос}$  – питомий об'єм вологого повітря (навколишнього середовища), м<sup>3</sup>/кг

$\Delta$  – відстані між поверхнею стікання плівки і огорожувальною стінкою (зазор між пластинами плоско-паралельної насадки), м;

$\delta$  – товщина плівки, м.

$\lambda$  – теплопровідність, Дж/м·с·гр;

$\mu$  – динамічний коефіцієнт в'язкості, Н·с/м<sup>2</sup>;

$\nu$  – кінематичний коефіцієнт в'язкості, м<sup>2</sup>/с;

$\rho$  – густина, кг/м<sup>3</sup>;

$\tau$  – час, с;

$\psi$  – масова частки води у розчині, %;

Індекси: г – газ (повітря); ж – рідина (розчин); вип – випаровування; пл – плівка; ос – навколишнє середовище; в – пара випаровуваної рідини; вн – насичена пара; ст – стінка; тн – теплоносій.



## ВСТУП

**Актуальність теми.** Концентрування водних розчинів малолетких рідин широко розповсюджене в промисловості. У хімічній галузі воно використовується у виробництві кислот (сульфатної, фосфорної та ін.), багатоатомних спиртів (гліцерину і етиленгліколю), для регенерування відпрацьованих нітруючих сумішей у виробництві вибухових речовин (наприклад, нітратів целюлози, тринітротолуолу) та в інших виробництвах. Всі ці виробництва є багатотоннажними і забезпечують значну частину обсягу продукції галузі. Відповідно концентруванню підлягає величезна кількість водних розчинів малолетких рідин. Наприклад, тільки у виробництві такої вибухової речовини як нітрата целюлози на 1 тону отриманої продукції утворюється до 20 тонн слабкого розчину сульфатної кислоти, який необхідно концентрувати.

У зв'язку з цим слід враховувати, що концентрування водних розчинів малолетких рідин є енерговитратним процесом через випаровування великої кількості води, а зважаючи на високі температури кипіння цих рідин, для нагрівання їх розчинів потрібні високотемпературні теплоносії, які отримують спалюванням дефіцитних видів палива (природний газ, мазут). Тому зниження температури розчинів малолетких рідин при їх концентруванні є важливим завданням розвитку зазначених виробництв.

Перспективним напрямком вирішення цієї задачі є введення в систему концентрування газу, який є нейтральним (інертним) щодо компонентів розчину. Це дозволяє проводити процес концентрування при температурі нижче температури кипіння розчину. Необхідна продуктивність обладнання, що використовується для проведення такого процесу, забезпечується за рахунок збільшення поверхні випаровування, що найбільш ефективно досягається при застосуванні плівкових апаратів. З точки зору введення нейтрального газу в такому випадку інтерес представляють апарати з перехресною взаємодією рідкого і газового потоків. У застосуванні до концентрування водних розчинів малолетких рідин така організація взаємодії потоків дозволяє створити раціональну компоновку апарату й забезпечити підвищення рушійної сили процесу за рахунок зниження парціального тиску пари в

газовому потоці.

Таким чином тема дисертаційної роботи, присвяченої розробці високоефективних апаратів для концентрування водних розчинів малолетких рідин, є актуальною науково–практичною задачею.

**Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами.** Дисертаційну роботу виконано у відповідності до наукового напрямку кафедри хімічної технології високомолекулярних сполук Шосткинського інституту СумДУ згідно зареєстрованої теми «Процеси тепло – масопереносу у плівкових випарних апаратах з протокою нейтрального газу» (номер державної реєстрації 0120U104117). Цей напрямок відповідає завданням Державної цільової програми створення та освоєння виробництв боєприпасів та продуктів спеціальної хімії.

**Мета і завдання дослідження.** Метою даної дисертаційної роботи є дослідження закономірностей процесу концентрування водних розчинів малолетких рідин випаровуванням з їх стікаючої плівки в перехресний потік нейтрального газу і розробка на підставі цих досліджень конструкції й методики розрахунку плівкового концентратора таких розчинів.

Для досягнення цієї мети в роботі були поставлені наступні завдання:

- розробити математичну модель, що описує гідродинаміку стікаючої плівки рідини, яка випаровується в потік нейтрального газу, та за її допомогою встановити закономірності зміни товщини і швидкості руху плівки для прямого, протиточного і перехресного напрямків руху потоків;

- провести експериментальне дослідження тепломасоперенесення в стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу, і отримати емпіричні рівняння, які зв'язують коефіцієнт тепловіддачі від поверхні стікання до плівки, а також коефіцієнти тепло – і масовіддачі від плівки до газового потоку, з параметрами цього процесу;

- розробити математичну модель, що описує тепломасоперенесення у стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу, та на її підставі, використовуючи експериментальні коефіцієнти тепло - масовіддачі, встановити закономірності тепловіддачі у цих умовах;

- провести математичне моделювання процесу концентрування розчину малолеткої рідини в його стікаючій плівці в умовах випарування у перехресний потік нейтрального газу та експериментальне дослідження процесу концентрування водних розчинів гліцерину, як модельної малолеткої рідини, в цих умовах;

- оцінити зміну ширини стікаючої плівки рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу, в умовах впливу термокапілярного і концентраційнокапілярного ефектів;

- розробити конструкцію і методику розрахунку плівкового концентратора водних розчинів малолетких рідин з перехресним потоком нейтрального газу.

**Об'єкт дослідження** – процес концентрування розчинів у плівкових апаратах.

**Предмет дослідження** – концентрування водних розчинів малолетких рідин у стікаючій плівці випаровуванням у перехресний потік нейтрального газу.

**Методи дослідження.** Теоретичні дослідження в дисертаційній роботі проводили використовуючи метод математичного моделювання, який полягав у формулюванні спрощених фізичних уявлень про процеси, що вивчаються, і опис їх системою диференційних та інтегральних рівнянь. Диференціальні рівняння в даному випадку розв'язували чисельним методом явної схеми Ейлера. При проведенні експериментальних досліджень використовували методи фізичного моделювання із застосуванням теорії подібності, статистичної обробки експериментальних даних. Вхідні та вихідні параметри досліджуваних процесів на експериментальній установці визначали манометричним, термометричним і об'ємним методами вимірювання. Концентрацію водних розчинів гліцерину, який використовувався в якості модельної рідини, вимірювали ареометричним і рефрактометричним методами. Розрахунки, пов'язані з моделюванням і обробкою експериментальних даних проводили за допомогою програмного забезпечення Microsoft Excel, Mathcad, КОМПАС-3D.

**Наукова новизна отриманих результатів.** На основі проведених досліджень у дисертаційній роботі отримано такі нові результати:

– набули подальшого розвитку математичні моделі стікання плівки рідини, а також моделі тепломасоперенесення в ній, в частині обліку випаровування в перехресний потік нейтрального газу, і проведено на них дослідження цих процесів;

– уточнені закономірності зміни товщини плівки і її швидкості стікання в умовах випаровування в газовий потік, на основі яких показано, що інтенсивність випаровування рідкої плівки при її перехресному напрямку руху щодо газового потоку більше, ніж при прямоточному напрямку й протиточному напрямках;

– уточнені значення коефіцієнтів тепловіддачі від поверхні до плівки рідини, що стікає з неї, а також тепло – і масовіддачі від плівки в перехресний газовий потік, й отримані емпіричні рівняння для розрахунку цих коефіцієнтів;

– уперше розроблена математична модель процесу концентрування водного розчину малолеткої рідини в плівці, що стікає з вертикальної стінки в умовах випаровування в перехресний потік нейтрального газу, яка дозволила встановити закономірності зміни складу розчину плівці за висотою;

– уперше показано, що зміна концентрації водного розчину малолеткої рідини за довжиною плівки при його концентруванні випаровуванням в перехресний потік нейтрального газу пов'язана з розподілом температури за довжиною плівки, при цьому концентрація спочатку зростає лінійно з підвищенням температури плівки, потім її зміна характеризується різким підйомом при виході температури на усталене значення, яке триває до повного випаровування води;

– уперше встановлені закономірності зменшення ширини рідкої плівки, що стікає з плоскої нагрітої поверхні, пов'язаного з термокапілярним і концентраційнокапілярним ефектами, а також отримані емпіричні залежності для оцінки цього зменшення в застосуванні до води й водних розчинів гліцерину.

**Практичне значення отриманих результатів.** На підставі проведених досліджень розроблено конструкцію концентратора розчинів малолетких рідин випаровуванням у перехресний потік нейтрального газу, яка в застосуванні до концентруванню водних розчинів сульфатної кислоти захищена патентом на корисну модель. Розроблено методику розрахунку такого апарату. Ескізний проект на концентратор прийнятий Державним науково – дослідним інститутом хімічних продуктів у розробку директивного технологічного процесу та проектування фази регенерації відпрацьованої кислотної суміші виробництва нітратів целюлози (акт впровадження від 06.06.2021 (Додаток Б).

Результати дисертаційних досліджень впроваджені в учбовий процес при викладанні дисциплін «Процеси і апарати хімічних виробництв» та «Технологія виробництва спеціальних високомолекулярних сполук» на кафедрі хімічної технології високомолекулярних сполук Шосткинського інституту СумДУ (акт впровадження від 15.05.2021 (Додаток В).

**Особистий внесок здобувача** полягає у проведенні критичного аналізу стану проблеми концентрування малолетких рідин в плівковому концентраторі з перехресним потоком нейтрального газу, створення експериментальної установки, розробці і апробації методик експериментального дослідження, проведенні експериментальних досліджень, обробці і узагальненні експериментальних даних, моделюванні процесу концентрування водного розчину гліцерину випаровуванням у перехресний потік нейтрального газу, розробці пропозицій щодо апаратного оформлення цього процесу і методики його розрахунку. Внесок автора в роботах, опублікованих у співавторстві, наведений у списку праць за темою дисертації.

**Апробація результатів дисертаційної роботи.** Основні положення дисертаційної роботи доповідались і обговорювались на міжнародних та всеукраїнських наукових і науково–практичних конференціях, а саме: IV Міжнародній науково–практичній конференції «Хімічна технологія: наука економіка та виробництво» (м. Шостка, 2018р.); VIII Всеукраїнській науково–практичній конференції «Ефективні процеси та обладнання хімічних виробництв та пакувальної техніки» (м. Київ, 2018р.); VII Всеукраїнській науково–технічній конференції «Сучасні технології у промисловому виробництві» (м. Суми, 2020р.); XI Всеукраїнській науково–практичній конференції «Ефективні процеси та обладнання хімічних виробництв та пакувальної техніки» (м. Київ, 2020р.); VIII Всеукраїнській науково–технічній конференції «Сучасні технології у промисловому виробництві» (м. Суми, 2021р.); III Міжнародній науково–практичній конференції «Хімічна технологія та інженерія» (м. Львів, 2021р.).

**Публікації.** За результатами дисертаційної роботи опубліковано 12 наукових праць: 5 статей, зокрема 5 – у фахових виданнях з переліку МОН України, з яких 3 –

у виданнях, що включені до наукометричної бази даних Scopus, 6 тез доповідей у матеріалах конференцій, отримано патент України на корисну модель.

**Структура та обсяг дисертації.** Дисертація складається з анотації, вступу, п'яти розділів, висновків, списку використаних джерел, додатків. Загальний обсяг дисертації становить 162 сторінок. Дисертація містить 47 рисунків та 2 таблиці за текстом. Список використаних джерел у кількості 190 найменувань на 20 сторінках. 4 додатків розміщені на 18 сторінках.

## РОЗДІЛ 1

### АНАЛІЗ СТАНУ ПРОБЛЕМИ КОНЦЕНТРУВАННЯ РОЗЧИНІВ МАЛОЛЕТКИХ РІДИН

#### 1.1 Загальні відомості про процес концентрування розчинів

Концентруванням прийнято називати процес підвищення вмісту розчиненої речовини в розчині до заданої концентрації. Цей процес може здійснюватися різними методами: випарюванням (відгонкою) розчинника [1-3], виморожуванням [4-6], електродіалізом [7], зворотним осмосом [8-10]. Основне промислове значення має випарювання, інші методи використовуються обмежено, часто тільки в лабораторній практиці.

##### 1.1.1 Концентрування розчинів випарюванням розчинника

Процес концентрування розчинів випарюванням розчинника заснований на переході його молекул з поверхні рідкої фази в газову (парову) і часткового повернення їх назад [11]. У певних умовах настає динамічна рівновага цих потоків, що відповідає деякому тиску насиченої пари.

У загальному випадку процесу концентрування в газову (парову) фазу надходять молекули як розчинника, так і розчиненої речовини. Кількість молекул кожного компонента розчину залежить від летючості цих компонентів, які визначаються тиском насиченої пари. Відповідно всі речовини умовно можна розділити на летючі ( $P_n \approx 0$ ), мало (важко) летючі ( $P_n > 0$ ) і легколетючі ( $P_n \gg 0$ ).

Використовуючи відносну летючість, рівну  $\alpha = P_n/P_{np}$ , де  $P_n$  – тиск насиченої пари розчиненої речовини;  $P_{np}$  – тиск насиченої пари розчинника, можна вважати, що процес концентрування відбувається в умовах  $\alpha < 1$  ( $P_n < P_{np}$ ) і розчинник, що відганяється, як правило, не є цільовим продуктом. На практиці його пар викидається

в атмосферу або використовується як вторинний теплоносій [1]. Зазвичай це відбувається при концентруванні водних розчинів.

Для малолетких рідин характерно низький тиск насиченої пари і висока температура кипіння. Представниками таких речовин, є: сульфатна кислота ( $P_{\text{н}} = 0,133 \text{ Па}$ ;  $t_{\text{кип}} = 337^{\circ}\text{C}$ ); фосфорна (ортофосфорна) кислота ( $P_{\text{н}} = 4,0 \text{ Па}$ ;  $t_{\text{кип}} = 158^{\circ}\text{C}$ ); гліцерин ( $P_{\text{н}} = 0,4 \text{ Па}$ ;  $t_{\text{кип}} = 290^{\circ}\text{C}$ ); етиленгліколь ( $P_{\text{н}} = 8,0 \text{ Па}$ ;  $t_{\text{кип}} = 197^{\circ}\text{C}$ ); ці речовини розчиняються у воді, яка має такі показники:  $P_{\text{н}} = 2305 \text{ Па}$ ;  $t_{\text{кип}} = 100^{\circ}\text{C}$ .

Особливий випадок являють собою розчини малолетких рідинних речовин, що утворюють з розчинником азеотропні суміші. При малих вмістах розчиненої речовини концентрування таких розчинів протікає так само як і для розчинів нелетких речовин, коли розчинена речовина в парах практично відсутня. З наближенням значення концентрації речовини в розчині до азеотропної точки її вміст у парах збільшується й при досягненні азеотропної точки вміст розчиненої речовини в рідкій і паровій фазах стає однаковим. Подальше концентрування такого розчину, як і розділення сумішей у випадку дистиляції, стає неможливим [12; 13].

Як приклад азеотропного розчину малолеткої речовини можна розглядати водний розчин сульфатної кислоти, зміну складу рідкої й парової фаз при його концентруванні наведено в таблиці 1.1 [12].

Аналіз представлених в таблиці 1.1 даних показує, що до масової частки кислоти в розчині рівної 80% випаровується тільки вода, вище цього значення починає випаровуватися також кислота, а при масовій частці кислоти в розчині 98,3% (азеотропна точка) склад фаз стає однаковим і концентрування не відбувається. Це відрізняє концентрування розчинів малолетких речовин, які утворюють з розчинником азеотропні суміші, від концентрування розчинів, що не утворюють такі суміші, і розчинів нелетких речовин, коли на всьому діапазоні зміни складу розчину випаровується тільки розчинник.



Таблиця 1.1 – Зміна складу фаз при концентруванні розчину сульфатної кислоти

| масова частка H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , % |         | масова частка H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , % |  |
|--|---------|--|--|
| у рідині   | у парах | у рідині   | у парах  |
| 80   | 0       | 92   | 12,7   |
| 81   | 0,003   | 93   | 17,4   |
| 82   | 0,01    | 94   | 28,0   |
| 83   | 0,02    | 95   | 40,8   |
| 84   | 0,06    | 96   | 58,8   |
| 85   | 0,14    | 97   | 72,2   |
| 86   | 0,25    | 98   | 85,0   |
| 87   | 0,45    | 98,3   | 98,3   |
| 88   | 1,1     | 99   | 67,5 % H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> +<br>+32,5 % SO <sub>3</sub> (вільний) |
| 89   | 2,1     |  |  |
| 90   | 3,6     | 100  | 33,8 % H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> +<br>+66,2 % SO <sub>3</sub> (вільний) |
| 91   | 7,2     |  |  |

### 1.1.2 Випаровування рідких середовищ у нейтральний газ

Процес концентрування розчинів можна проводити в умовах, коли не досягається між фазами рівновага, наприклад, під вакуумом або при випаровуванні в потік нейтрального (інертного) газу [1; 12; 14; 15].

Наявність вакууму дозволяє концентрувати розчини при більш низькій температурі, що важливо для речовин схильних до розкладання, в тому числі й малолетких [12]. Однак такий спосіб концентрування призводить до значних енерговитрат і вимагає складного та дорогого устаткування. У цьому відношенні більш перспективним є концентрування випаровуванням у потік нейтрального газу [16; 17].

Особливістю випаровування в присутності нейтрального стосовно компонентів розчину газу є зменшення парціального тиску парів компонентів відповідно до закону

Дальтона, що дозволяє знизити температуру процесу концентрування й проводити його без кипіння [18-20]. Наявність же над поверхнею розчину потоку нейтрального газу інтенсифікує процес концентрування в результаті зниження концентрації випаровуваної речовини над цією поверхнею за рахунок видалення його пари.

Інтерес до зазначених явищ став причиною появи ряду публікацій, присвячених дослідженню випаровування рідини в присутності нейтрального газу.

У роботах Дильмана В.В. зі співробітниками [21-25] досліджено молекулярні та конвективні потоки в парогазовій фазі при випаровуванні в присутності нейтрального газу. Встановлено, що в умовах випаровування в нерухомій системі молекулярна дифузія втрачає стійкість і при досягненні деякого критичного часу виникає конвективний потік, що помітно збільшує швидкість випаровування. Показано, що якщо молекулярна маса випаровуваного компонента більша за молекулярну масу нейтрального газу, то випаровування відбувається в режимі молекулярної дифузії, якщо менше – то режим випаровування конвективний. Перехід до конвективного режиму пояснюється тим, що густина утворюваної пари менше густини нейтрального газу, і більш легкий пар прямує вгору, а більш важкий газ – вниз.

Питання випаровування рідких середовищ у нерухому газову фазу з урахуванням молекулярних і конвективних потоків, що виникають при цьому, розглянуті також у роботах інших авторів [26-31].

Описані вище закономірності випаровування в нерухомий нейтральний газ можуть бути перенесені й на рухомі його потоки, якщо їх відносити до прикордонного шару виникаючому поблизу поверхні рідини. При цьому роль нейтрального газу ще більше зростає у зв'язку з тим, що він виконує функцію носія утворюючої пари [32]. Молекули, що відриваються від поверхні рідини, захоплюються потоком нейтрального газу й, у своїй більшості, не повертаються на поверхню, що підвищує коефіцієнт випаровування.

У роботі [33] проведені експериментальні та теоретичні дослідження кінетики випаровування бінарної рідкої суміші в потік нейтрального газу при помірних швидкостях масоперенесення. На основі отриманих результатів автори стверджують, що в умовах проведення досліджень суміш азеотропного складу не є перешкодою для

поділу її на складові компоненти в процесі випаровування в потік нейтрального газу. Вони відзначають, що процес випаровування бінарної суміші в потік нейтрального газу в розглянутих умовах нерівноважний й склад суміші значною мірою залежить від кінетичних параметрів.

Практичне застосування процесу випаровування в потік нейтрального газу знайшло в перегонці та ректифікації вуглеводневих сполук при використанні в якості нейтрального газу водяної пари з метою зниження температури процесу і запобігання розкладу недостатньо стійких сполук [34].

Концентрування водних розчинів сульфатної кислоти в барботажному концентраторі при використанні топкових газів в якості теплоносія, що нагріває розчин, також можна розглядати як випаровування в потік нейтрального газу. Про це свідчить більш низька температура розчину в апараті (220-250 °С) порівняно з його температурою кипіння (283-308 °С) при високій температурі подаваних в апарат топкових газів (800-900 °С) [12]. Однак у розрахунках цього процесу ефект присутності нейтрального газу не враховували.

### 1.1.3 Швидкість випаровування розчинів

Процес випаровування розчину характеризується швидкістю випаровування – величиною, що представляє собою густину потоку пари, що надходить в простір над рідиною, яка визначається згідно виразу

$$w = \frac{1}{F} \frac{dM}{dt}, \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с} \quad (1.1)$$

Для розрахунку швидкості випаровування рідких середовищ запропоновано ряд теоретичних моделей, з яких найбільш відомою є кінетична модель Ленгмюра–Кнудсена [35-37]. Однак отримане на основі цієї моделі рівняння обґрунтовано додатне тільки для вакууму. У ряді робіт робилися спроби ввести в рівняння Ленгмюра–Кнудсена коефіцієнт, який враховує дифузію парів у газову фазу й відповідно залежить від властивостей речовин, що випаровуються [38-41]. Але такий підхід не пояснює залежність цього коефіцієнта від ряду факторів, у тому числі й від швидкості рухомого над поверхнею рідкої фази газу.

Відомі роботи, в яких процес випаровування рідини розглядається з теорії трансляційного руху молекул у рідині з оцінкою ймовірності їх виходу з вільної поверхні [42; 43]. Отримані теоретичні залежності дозволяють розраховувати швидкість випаровування в широкому інтервалі температур – від температури кристалізації до температури кипіння. Даній моделі властиві такі недоліки, що і моделі Ленгмюра–Кнудсена, вона не враховує дифузію випаровуваної речовини в газову фазу.

На підставі дифузійної моделі випаровування отримано рівняння Гарднера [44]. Воно безпосередньо враховує дифузію пари в газову фазу, але також включає коефіцієнт, значення якого визначається умовами проведення досліду. Тому для практичних розрахунків, наприклад, розрахунків інтенсивності випаровування нафтопродуктів при аварійних розливах, широко використовуються емпіричні рівняння [45; 46]. Водночас порівняльні розрахунки з використанням цих рівнянь показують значний розкид одержуваних результатів [47].

Поникаров С. И. зі співробітниками [48; 49] робили спробу математичного моделювання випаровування з поверхні розчинів у застосуванні до аварійних потоків небезпечних рідких середовищ. Запропонована модель, яка описує дифузійний потік з поверхні рідини при правильному виборі варіанту розрахунку – або із застосуванням допущення про ідеальне перемішування рідини, або з урахуванням тепломасообміну в рідкій фазі. Застосування першого варіанту обмежене для деяких розрахунків і часто призводить до завищених результатів. При обліку тепломасообміну в рідкій фазі необхідно використовувати коефіцієнт ефективної дифузії, що призводить значення до швидкості випаровування, заниженим у порівнянні з дослідними даними.

Відповідно експериментальне визначення швидкості випаровування за конкретних умов залишається єдиним підходом при інженерних розрахунках.

У роботі [50] розроблена методика і проведено експериментальне дослідження процесу випаровування води з розчину аміачної селітри. У результаті встановлено зміну маси розчину в часі при різних його концентраціях. Показано, що зі збільшенням концентрації розчину швидкість випаровування зменшується.

Панин Г. Н. і Брезгунов В. С. [51] експериментально визначали вплив концентрації солі у морській воді на її випаровування. Методика дослідження полягала у зважуванні ванночок з водою, що містить різну кількість морської солі, поверхня якої відкрита для випаровування. Досліди проводили при температурі 20 °С, вологість повітря перебувала в межах 50-55%. Отримані залежності показали, що чим вища концентрація солі у воді, тим нижче швидкість випаровування. При солоності води вище 25% спостерігається значне відхилення від лінійного закону Рауля. Встановлена експоненційна залежність швидкості випаровування від концентрації розчину.

Люлин Ю.В., Кобов О. А. [52] провели експериментальне дослідження динаміки випаровування з поверхні горизонтального шару рідини під дією потоку інертного газу. На підставі проведених досліджень встановлені залежності швидкості випаровування від витрати газу, температури рідини й товщині її шару, отримані відповідні кореляційні залежності.

У роботах [15; 53] експериментально визначали швидкість випаровування водного розчину сульфатної кислоти в потік нейтрального газу (повітря), що рухається над поверхнею розчину. В дослідях визначали як змінюється в часі вміст води в розчині та його маса. Це дозволило встановити залежність швидкості випаровування від масової частки води в розчині

$$w = w_0 e^{kx}, \quad (1.2)$$

де  $w_0$  і  $k$  – експериментально визначені коефіцієнти, для яких отримані емпіричні рівняння.

Для інших розчинів малолетких рідин такі дані відсутні.

## **1.2 Способи та апаратурне оформлення процесу концентрування розчинів випаровуванням**

Зазвичай розчини концентрують у випарних апаратах різної конструкції в умовах їх кипіння (об'ємного випаровування) [1; 35]. Однак, у зв'язку з тим, що розчини малолетких рідин мають високу температуру кипіння, для їх нагрівання до

температури кипіння потрібні високотемпературні теплоносії. Наприклад, при концентруванні водного розчину сульфатної кислоти використовують топкові гази з температурою 600-1000 °С, які отримують спалюванням дефіцитних палив (природний газ, мазут) [12; 13]. Використання вакууму для зниження температури кипіння [1; 12; 54], як зазначалося вище, ускладнює обладнання і призводить до додаткових енерговитрат.

Концентрування розчинів без кипіння відбувається тільки за рахунок випаровування з вільної поверхні розчину, що знижує продуктивність цього процесу. Підвищити її в цьому випадку можна зменшуючи парціальний тиск парів випаровуваних компонентів над розчином, що досягається при введенні нейтрального газу, або збільшуючи поверхню випаровування. Можливість збільшення поверхні залежить від апаратного оформлення процесу концентрування.

За способом створення поверхні випаровування розчину апарати для концентрування розчинів малолетких рідин розділяються на ємнісні, крапельні та плівкові.

Ємнісні апарати для концентрування розчинів найбільш поширені в промисловості, в тому числі і для розчинів малолетких рідин. В останньому випадку нагрівання розчину в них може здійснюватися як через стінку, що відокремлює розчин від теплоносія, так і в результаті безпосереднього контакту розчину з теплоносієм, як правило, газоподібного [12; 55-61]. Поверхнею випаровування в цих апаратах є вільна поверхня розчину, а також внутрішня поверхня парових, при кипінні розчину, або газових бульбашок, що утворюються при барботажі теплоносія через шар розчину. Основним недоліком таких апаратів є порівняно низька продуктивність через малу поверхню випаровування.

У крапельних апаратах розчин диспергується на найдрібніші краплі потоком нагрітого газу, що забезпечує велику поверхню випаровування і нагрівання розчину за рахунок передачі теплоти від газу до крапель [12; 57; 60; 62-65]. Найбільш поширеним крапельним апаратом є труба Вентури – пристрій, що складається з двох послідовно з'єднаних за допомогою циліндричної горловини конусів, канфузора який

звужується і дифузора який розширюється [57]. Нагрітий газ входить у конфузор, куди за допомогою сопел подається також концентрований розчин. Газ, проходячи через трубу Вентури, розганяється до високих швидкостей (не менше 160 м/с) і диспергує розчин на краплі розміром 100-400 мкм. Газокапельний потік, в якому відбувається інтенсивне випаровування розчинника, прямує в циклон – сепаратор, де сконцентрований розчин відокремлюється від парогазового потоку.

Розвитком крапельного способу концентрування розчинів стала організація цього процесу у вихровому потоці [57; 66; 67]. Розроблений концентратор [68; 69], що представляє собою колону, в якій при великих швидкостях вихрового потоку топкових газів відбувається диспергування розчину й інтенсивне випаровування розчинника.

У крапельних апаратах при високій швидкості газу й величезній поверхні випаровування процес концентрування протікає дуже інтенсивно. Однак для цього необхідно використовувати високотемпературні (800-1000 °С) топкові газы, одержувані спалюванням природного газу або мазуту. Крім того такі апарати дозволяють організувати тільки прямоточну взаємодію фаз і мають більший гідравлічний опір.

Перспективним напрямком у концентруванні розчинів малолетких речовин являється випаровування розчинника з тонких плівок розчину. Такий спосіб дозволяє організувати більшу поверхню випаровування незалежно від подачі газу, а також, враховуючи незначні величини термічного й дифузійного опору в рідкій фазі, забезпечити високу інтенсивність міжфазного тепломасоперенесення. Крім того плівкові апарати дозволяють організувати різні варіанти взаємодії фаз. Підведення теплоти для нагрівання розчину в цих апаратах може здійснюватися як через стінку апарату, так і від газового теплоносія, що контактує з вільною поверхнею плівки [12].

Через зазначені переваги, плівкові апарати широко використовуються в промисловості для здійснення тепломасообмінних процесів у системі "рідина – газ (пар)", результати досліджень яких узагальнені в багатьох монографіях [70-73], а також представлені в більш пізніх публікаціях, аналіз яких наведено нижче.

У плівкових апаратах поверхнею випаровування є вільна поверхня рідкої плівки, що формується на робочій поверхні насадки, розміщеній в апараті. В залежності від виду насадки розрізняють трубчасті плівкові апарати [74-80] і плівкові апарати з плоскопараллельною (листовою) насадкою [72; 82-87]. Також використовуються роторно-плівкові апарати та апарати з обертовим барабаном [74; 88-90]. У них відсутня насадка, а плівка рідини формується на внутрішній поверхні корпусу апарату за допомогою обертового ротора або самого корпусу (барабана). Однак такі апарати мають невелику поверхню випаровування відповідно, порівняно малу продуктивність, а наявність обертового елемента конструкції ускладнює й здорожує апарат.

Трубчасті плівкові апарати мають найбільше застосування для концентрування розчинів. Підведення теплоти для нагрівання розчину в них, як правило, здійснюється через стінки труб, а випаровування розчинника відбувається в потік власної пари [72; 74]. Їхнє вдосконалення спрямоване на турбулізацію рідкої плівки і газового потоку, що інтенсифікує тепломасоперенесення [82]. Конструктивно це досягає установкою спіралей, тангенціальним вводом потоків, створенням гвинтових шорсткостей [79-81].

Відома установка для концентрування водного розчину такої малолеткої речовини, як сульфатна кислота, з використанням трубчастого плівкового апарату [12]. У ньому плівка розчину кислоти стікає з внутрішньої поверхні труб, які з зовнішнього боку обігривається за допомогою парової сорочки. Розчин попередньо нагривається до температури кипіння, потім через розподільник надходить у трубу, де відбувається основний процес концентрування до масової частки кислоти в розчині 92-94%. Наявність вакууму дозволяє використовувати гріючий пар при тиску 20 ат ( $\approx 210^{\circ}\text{C}$ ).

Недоліком трубчастих плівкових апаратів являється відсутність можливості організувати перехресний напрямок потоків при подачі нейтрального газу. У той же час літературні дані показують, що з точки зору підвищення ефективності проведеного технологічного процесу представляє інтерес перехресна взаємодія рідкої



плівки і газового потоку [91-95]. Таку можливість дають плівкові апарати з плоскопараллельною насадкою.

За даними публікацій [72; 83] плоскопараллельна насадка набирається з ряду вертикально розташованих пластин, скріплених між собою стяжками з дистанційними прокладками. Зверху насадки розміщується пристрій, що розподіляє рідину на пластинах. Рідина утворює на обох сторонах кожної пластини вертикально стікаючі плівки, а газ (пар) рухається у гору через канали які розташовані між пластинами.

Згідно авторського свідоцтва №1599070 СРСР [82] канали між пластинами плоскопараллельної насадки в напрямку руху газу можуть мати змінний переріз з переходом від прямокутної форми до трикутної.

В авторському свідоцтві №738647 СРСР [84] запропоновано пластини плоскопараллельної насадки встановлювати з можливістю повороту й між пластинами розміщувати теплообмінні труби.

За патентом № 2500468 РФ [86] насадковий модуль масообмінної колони містить безліч вертикальних, що проходять паралельно, гофрованих пластин, розташовані так, щоб гофри змінених пластин були розташовані хрест–нахрест.

У патенті №2515330 РФ [87] запропонована насадка, що складається з вертикальних паралельних листів, які з обох сторін покриті синтетичним (полімерним) ворсом з певними характеристиками ворсинок. За твердженням авторів така конструкція дозволяє забезпечити розвинену поверхню контакту фаз і високу інтенсивність масообміну.

Загалом достоїнством плоскопараллельної насадки являється можливість створення великої поверхні контакту між рідиною й газом, її значний вільний переріз (85-95%) [72], що обумовлює високу пропускну здатність обох фаз і низький гідравлічний опір. У той же час в існуючих плівкових апаратах з плоскопараллельною насадкою не вирішено питання поверхневого нагріву рідини, теплопередача до рідинної плівки може здійснюватися тільки контактним способом від газового потоку. А для цього, через низький коефіцієнт тепловіддачі від газу, він повинен мати високу температуру.

### 1.3 Закономірності гравітаційного руху плівки рідини з вертикальної поверхні

#### 1.3.1 Рух плівки рідини в ізотермічних умовах

Плівкова течія рідини вивчається протягом багатьох десятиліть, починаючи з перших робіт Нуссельта (1916 р) і Кольборна (1934 р) [96]. Незважаючи на це воно продовжує привертати увагу дослідників і в цей час, що пов'язано з розвитком технологій, які використовують цей вид руху рідини.

В ізотермічних умовах руху рідини в плівці зазвичай розглядають в наближенні прикордонного шару й описують рівняннями руху й нерозривності [70; 96]. Розв'язок цієї системи для встановленої течії при відсутності тертя на вільній поверхні плівки дозволило визначити розподіл швидкості рідини за товщиною плівки.

У роботі [97] задача стікання плівки рідини з плоскої вертикальної поверхні вирішувалася в двомірній постановці з урахуванням випаровування. Однак представлена модель не враховує можливість присутності над поверхнею плівки потоку нейтрального газу.

Особливістю гравітаційного руху плівки рідини на вертикальній поверхні являється його нестійкість навіть у діапазоні навантажень за рідиною, обмеженою нижньою межею, яка визначається умовами змочування поверхні, і верхнім, відповідним умовою захлинання [72]. Вже при ламінарному режимі течії плівки, що реалізується при невеликій густині зрошення, на вільній поверхні плівки з'являються хвилі, пов'язані з капілярними силами й за своїми характеристиками є двомірними [99]. З підвищенням густини зрошення хвилі стають тривимірними й при подальшому її зростанні хвилеутворення набуває хаотичного характеру (перехід до турбулентного режиму).

Хвильовому руху рідкої плівки присвячена велика кількість публікацій [99-109]. У той же час серед дослідників немає єдиної думки про значення числа Рейнольдса, що відповідають зазначеним вище переходам від одного режиму до іншого. Це пов'язано з плавною зміною хвильових характеристик плівки на межах між

режимами, котрі визначаються досить умовно [98; 99]. Слід враховувати, що реальна поява хвиль на поверхні плівки спостерігається в зоні поверхні, зміщеної вниз за потоком навіть при невеликих числах Рейнольдса ( $Re_{ж} \leq 400$ ). Отже значну частину довжини плівки можна вважати без хвильовою [110].

У роботах [111; 112] проведено дослідження впливу газового потоку, що створює постійне дотичне напруження на поверхні рідини, на течію і розвиток нестійкості вертикальної рідкої плівки в ламінарному режимі. Розраховані хвильові характеристики та області нестійкості плівки в умовах противотечійного й прямооточного руху газу.

Актершев С.П. у роботі [113] теоретично досліджував стійкість течії плівки рідини в умовах спрямованого під кутом турбулентного газового потоку. Наведені для випадку вертикальної плівки й горизонтального потоку газу розрахунки показали, що наявність перехресного газового потоку суттєво збільшує область хвильової нестійкості плівки.

Гешевым П. И. [114] запропонована модель розрахунку товщини турбулентної плівки, яка рухається під дією сил тяжіння й тертям супутного газового потоку. Побудовані явні формули для товщини плівки залежно від числа Рейнольдса й фактора тертя газового потоку. Порівняння розрахунків за запропонованою моделлю з наявними в літературі експериментальними даними для ламінарно-хвильових режимів показало, що відхилення знаходиться в межах 10%-20%. Це свідчить, що рішення, отримані для без хвильових плівок, можуть бути застосовані в широкому діапазоні чисел Рейнольдса.

### **1.3.2 Прояв капілярних ефектів при стіканні рідкої плівки**

Розглянута вище задача руху плівки рідини значно ускладнюється, якщо плівка стікає з нагрітої поверхні. У цьому випадку, в результаті тепловіддачі від поверхні, навіть при рівномірному нагріванні плівки, температура рідини змінюється за висотою поверхні, що впливає на її характеристики, які залежать від температури.

Особливе значення має градієнт поверхневого натягу на вільній поверхні плівки, наслідком якого є термокапілярний ефект (ефект Марангони) [115].

Для вивчення цього ефекту Прокудина Л.А. [116] запропонувала математичну модель хвильової течії неізотермічної плівки рідини, параметри якої враховують градієнти температури й відповідно термокапілярні сили на поверхні плівки. Результати обчислювальних експериментів показали спрямованість термокапілярного ефекту як на посилення хвилеутворення, так і на його гасіння.

У роботі [117] наведено теоретичні дослідження умов виникнення конвективної нестійкості на вільній поверхні шару рідини. Результати дослідження показали, що механізм нестійкості визначається підйомними й термокапілярними силами, співвідношення між якими залежить від критичних чисел Релея і Марангони, а також від товщини шару рідини. Нестійкість викликається термокапілярними силами механізмом при наявності тонкого шару, підйомні сили відіграють визначальну роль при товстому шарі.

Такмазьян А. К. і Шкадов В. Я. [118] на підставі рівняння Нав'є–Стокса показали можливість руху плівки рідини під дією термокапілярних сил у напрямку протилежному дії масових сил.

Загалом аналіз літературних даних показує, що в нагрітих гравітаційно стікаючих плівках рідини термокапілярні ефекти посилюють хвильову нестійкість плівок. Їхня нелінійна взаємодія призводить до порушення двовимірного хвильового режиму та утворення хвиль у поздовжньому напрямку. Подальший розвиток цієї нестійкості може призводити до розриву плівки й формування струменевих течій [119; 124]. Також види розвитку нестійкості плівкових течій розглянуті в більш пізніх роботах [120-129].

Важливе значення має розвиток термокапілярного ефекту в умовах випаровування плівки. Теоретичний аналіз руху тонкого шару рідини в таких умовах дано в роботах Гончаровой О.Н. зі співавторами [130-133], а також у дослідженні Гордеевой В.Ю. і Люшина А.В. [134]. В останній роботі встановлено, що наявність термокапілярного ефекту може призводити до втрати стійкості руху тонкого шару рідини з утворенням пальцеподібної структури його поверхні.

У роботі [135], на основі експериментального дослідження течії плівки фреону на вертикальній нагрітій поверхні при випаровуванні в середовище власної пари, показано, що для такої течії має місце не розтікання рідини, а її стягування вниз за потоком. Причиною цього явища автори роботи пояснюють інтенсивним випаровуванням рідини в області контактної лінії рідина – пар – поверхня, де плівка має мінімальну товщину. Це випаровування не компенсується капілярним підтоком рідини в результаті чого встановлюється контактний кут, який стає більше рівноважного кута змочування. Зміна кривизни міжфазної поверхні під дією капілярних сил призводить до того, що плівка переходить у струмкову (ривулентну) течію. Для якого характерне стягування рідини вниз за потоком навіть при рівноважному куті змочування. Дослідженню струмкових течій присвячено ряд робіт [136-140].

Градiєнт поверхневого натягу в рідкій плівці й відповідно деформація її поверхні (ефект Марангони) виникають не тільки при зміні температури плівки, але й при зміні концентрації розчиненої речовини [141]. Неоднорідний розподіл розчиненої речовини призводить до появи на поверхні плівки напруги, і як результат, до розвитку капілярної конвекції. Ця конвективна течія спрямована в бік збільшення концентрації. Очевидно, що при плівковому концентруванні розчинів концентраційнокапілярний ефект повинен проявлятися поряд з термокапілярним ефектом.

Зуев А.Л. і Костарев К.Г. [141] провели аналіз особливостей концентраційнокапілярної конвекції в тонкому шарі неоднорідного розчину поверхнево – активної речовини (ПАВ) поблизу вільної поверхні шару. Ними встановлено, що інтенсивність цієї конвекції пропорційна градієнту поверхневого натягу й вона має яскраво виражений нестационарний характер. У роботі [142] ці автори експериментально досліджували гідродинамічні ефекти, обумовлені концентраційною неоднорідністю розчинів ПАВ. Вони показали, що спостережувані явища суттєво відрізняються від своїх термокапілярних аналогів. За їх твердженням причини розбіжності пов'язані з адсорбцією молекул домішок на міжфазній поверхні

й у значній відмінності характерних часів дифузії речовини й температуропровідності.

Вивченню механізму виникнення та розвитку концентраційнокапілярного ефекту присвячено цикл робіт Бириха Р.В., Денисовой М.О. та Костарева К. Г. [143-148]. У них розглянуто теоретичні моделі концентраційної конвекції, що виникає при локальному внесенні розчину ПАВ під вільну поверхню рідини. Встановлено залежність течії від його структури й часу для різних граничних умов. Експериментально визначено характер розвитку конвективної конвекції, яка пов'язана з граничною концентрацією. Величина граничної концентрації залежить від початкового вмісту ПАВ в розчині, а також від характерного розміру вільної поверхні. Граничний характер розвитку концентраційної конвекції обумовлений наявністю на вільній поверхні рідини адсорбційного шару неконтрольованих домішок. Руйнування цього шару відбувається тільки при появі певного перепаду концентрації ПАВ.

Гордеева В.Ю. у своїй дисертації [149] досліджувала вплив концентраційнокапілярного ефекту на динаміку тонкого шару рідини в умовах її випаровування. На відміну від попередніх робіт, в яких ПАВ вводилося в рідину локально, в даному дослідженні рідина являла собою розчин ПАВ певної концентрації. Результати дослідження показали, що збільшення числа Марангони знижує стійкість плівки, а випаровування навпаки її стабілізує. У роботі [150] за участю цього автора повідомляється про дослідження процесу випаровування тонкого шару полярної рідини (води) в умовах, коли на його вільній поверхні знаходиться розчинене ПАВ (сурфактант). Вказується, що наявність на границі "рідина – повітря" домішок суттєво змінює динаміку шару.

Як показує аналіз вищенаведених робіт концентраційно капілярний ефект у плівці рідини на відміну від термокапілярного менш вивчений, що пов'язано зі складністю його дослідження.

#### 1.4 Тепломасоперенесення у плівці стікаючої рідини

Концентрування розчинів випаровуванням у плівкових апаратах являється тепломасобмінним процесом. Згідно з існуючими уявленнями, тепломасоперенесення у плівці рідини, що стікає без кипіння з поверхні нагрітої стінки включає тепловіддачу від стінки до плівки, нагрівання рідини, супроводжується пароутворенням на вільній поверхні плівки, тепло – і масовіддачу від цієї поверхні в контактуючу з нею середовище. При цьому необхідно враховувати можливість зворотної тепловіддачі від середовища до плівки.

Тепловіддача від поверхні стінки до плівки і нагрівання рідини в даний час являються найбільш розробленими процесами. У літературі представлені узагальнені залежності та методики розрахунку [71; 60]. Подальший розвиток цих процесів пов'язаний з їх математичним моделюванням та експериментальними дослідженнями для конкретних практичних задач [151-156].

Актершев С.П. зі співавторами в [151] представили рішення задачі о нагріві ламінарної стікаючої плівки рідини в умовах постійного теплового потоку на стінці з урахуванням тепловіддачі на поверхні розділу рідина – нерухомий газ. На підставі цього рішення запропонований напіваналітичний метод визначення поля температури в рідкій плівці, що дозволив оцінити відстань, на якій встановлюється усталений розподіл температури. У роботі [152] автори враховують рух плівки під дією газового потоку, а в [153] наявність хвилеподібного утворення на її поверхні. В останньому випадку показано, що при числах  $Re < 10$  основний внесок у теплоперенос дає теплопровідність. Зі збільшенням числа  $Re$  з'являється зона циркуляції й роль конвекції різко зростає. Значення числа  $Re$ , при якому конвекція вносить істотний внесок у теплоперенос, залежить від довжини хвилі й числа Прандтля.

Експериментальне дослідження теплообміну поверхні нагрівача розміром  $150 \times 150$  мм зі стікаючою з неї плівки рідини в діапазоні чисел  $Re = 5-375$  проведено в роботі [154]. Отримані дані про залежність температури поверхні стікання й локального теплового потоку від поздовжньої координати в умовах хвильового

формування в плівці струменів. Показано, що інтенсифікація тепловіддачі до плівки при малих чисел  $Re$  відбувається в області формування струменів.

У дисертаційній роботі [156] показані результати теплообміну між плівкою гарячої води, що стікає внутрішньою поверхнею контактної труби і зовнішнім холодоагентом у застосуванні до реакторів мікробіологічного синтезу. Обробка експериментальних даних дозволила визначити коефіцієнти тепловіддачі й вплив на теплообмін шорсткості поверхні.

Випаровуванню й тепломасоперенесенню від поверхні плівки рідини в середовище, що контактує з нею, також присвячена велика кількість публікацій. Математичне моделювання цих процесів представлено в роботах [157-160].

Чернявский О.М. [157] побудував систему рівнянь, яка дозволила описати теплообмін у стікаючій хвильовій плівці рідини в умовах нестационарного теплового навантаження й визначити такі параметри розпаду плівкової течії, як час очікування скипання й час повного локального випарювання. Використовуючи цю систему автор привів чисельне моделювання теплообміну й встановив залежність часу очікування скипання від густини теплового потоку, яка задовільно узгоджується з експериментальними даними.

Автори статті [159] запропонували математичну модель і провели на її основі дослідження тепломасоперенесення при плівковому випарному охолодженні твердих тіл у застосуванні до теплового захисту носових частин літальних апаратів. Отримані аналітичні рішення для визначення температури тіла, швидкостей витрати і випару рідкого охолоджувача.

У роботі [160] створена математична модель і наведені експериментальні дослідження процесу випаровування плівки рідини в конфузори теплообмінного елемента кінцевого випарного апарату. Модель включає рівняння руху, теплообміну, балансу рідини та умову Стефана на границі плівки. В результаті інтегрування рівнянь отримані дані розподілу температури й швидкості рідини в плівці. Отримані розрахункові вирази для середнього за поверхнею конфузора числа Нуссельта й довжини шляху випаровування, розрахунок з використанням яких, за даними авторів, дає гарне узгодження з експериментом.



Експериментальні дослідження теплопереносу в стікаючій плівці рідини при випаровуванні представлені в циклі робіт, які виконані під керівництвом Павленка Н.П. [161-166]. У цих роботах в якості рідин утворюючих плівку були використані рідкий азот і бінарна суміш фреонів. Поверхні, якими стікала плівка мали різну геометрію, а вільна поверхня плівки хвильову структуру. На підставі результатів досліджень встановлені режими, при яких поверхнєве випаровування переходить в кипіння. У режимі поверхневого випаровування коефіцієнт тепловіддачі визначається витратою рідини й слабо залежить від теплового потоку. Для бінарної суміші отримано кількісні дані щодо вимірювання її складу [163]. Показало, що кількість леткого компонента в плівці змінюється значно швидше, ніж загальна витрата рідини.

На відміну від попередніх публікацій з теплопереносу в плівках рідини, в яких досліджувалося випаровування в середовище власних парів, у роботі [167] розроблена математична модель випаровування плівки, що рухається спільно з газом. Речовина, що випаровується тут розглядається як домішок у газовій фазі, яка не розчиняється в рідині.

Теплообмін плівки охолоджуваної води з навколишнім повітрям експериментально досліджували автори робіт [168; 169]. У дослідженнях оцінено вплив різних факторів на процес тепловіддачі від вільної поверхні плівки. Встановлено, що інтенсивність теплообміну істотно підвищується за рахунок зміни рельєфу поверхні, з якої стікає вода. На підставі узагальнення експериментальних даних отримані емпіричні залежності для визначення коефіцієнтів тепловіддачі.

У роботі [170] досліджено тепло – і масообмін плівки рідини з протитечійно рухомим газом. Встановлено нелінійний характер зміни коефіцієнтів тепло – і масовіддачі за довжиною потоку. Визначено розміри початкових ділянок залежно від параметрів контактуючих фаз. Отримані емпіричні залежності для розрахунку коефіцієнтів тепло – і масовіддачі на початковій ділянці та на ділянці стабілізованого теплообміну.

Модель, що описує між-фазний тепло-і масообмін в плівці рідини в застосуванні до процесу абсорбції, представлена в роботі [171].

Клюєв Н.И. досліджував масопереніс при плівковому випаровуванні рідини, що стікає з плоскої вертикальної стінки з використанням математичної моделі, в якій процес випаровування розглядався як течія з вдувом маси [172].

Харьков В.В. і Николаев А.Н. [173] провели експериментальні дослідження масовіддачі рідини, що стікає в трубчатому контактному елементі плівкового апарату. Встановлено, що зміна коефіцієнта масовіддачі в плівці залежить від середньовитратної швидкості газового потоку й густини зрошення рідини.

Автори робіт [174] експериментально визначали коефіцієнти масовіддачі в рідкій фазі при плівковій течії. Отримані коефіцієнти порівнювали з їхніми значеннями, які розраховували за теоретичними залежностями й критеріальними рівняннями, взятими з літератури. Порівняння показало їх відповідність теоретичним значенням, встановленим на підставі аналітичного рішення, наведеного в [175].

## **Висновки до розділу 1**

З аналізу стану проблеми концентрування розчинів малолетких рідин впливають нижчеподані висновки:

1. Основним способом концентрування розчинів являється випарювання розчинника. Для водних розчинів малолетких рідин, які не утворюють з водою азеотропні суміші й утворюючих, але з концентрацією, яка знаходиться на відстані від азеотропної точки, можна вважати, що при їх концентруванні випаровується тільки вода.

2. Є досить багато відомостей про використання нейтрального газу в технологічних процесах, але досліджень ефектів, які він створює, недостатньо для врахування його дії при концентруванні розчинів малолетких рідин, що ускладнює розрахунок і моделювання такого процесу.

3. Незважаючи на велику кількість теоретичних досліджень швидкості випаровування рідин, єдиним підходом при інженерних розрахунках залишається її експериментальне визначення. Для малолетких розчинів, які випаровуються в потік нейтрального газу, експериментальні дані практично відсутні.

4. Найбільш ефективним з точки зору можливості збільшення поверхні випаровування та інтенсифікації тепломасообміну при концентруванні розчинів являються плівкові апарати. Більшу перспективу серед них мають плівкові апарати з перехресним напрямком рідкого й газового потоків. Однак наявних даних недостатньо для розробки таких концентраторів розчинів малолетких рідин.

5. Плівкові течії рідин і тепломасоперенесення в них продовжують привертати увагу дослідників у зв'язку з розвитком використовуваних їх технологій. Однією з таких технологій є концентрування розчинів малолетких рідин, що випаровуються в перехресний потік нейтрального газу, відомості про дослідження якої в літературі відсутні.

## РОЗДІЛ 2

### ОБҐРУНТУВАННЯ ВИБОРУ НАПРАВЛЕННЯ Й РОЗРОБКА МЕТОДИКИ ДОСЛІДЖЕННЯ

#### 2.1 Обґрунтування вибору напрямлення дослідження. Постановка задач дослідження

Процес концентрування водних розчинів малолетких рідких речовин випаровуванням широко розповсюджене в промисловості. Введення в систему "розчин – пар води" нейтрального (інертного) стосовно компонентів розчину газу, дозволяє проводити його при температурі нижче температури кипіння розчину, що важливо для малолетких рідин, які мають високу температуру кипіння. Це дає можливість зменшити розкладання чутливих до високої температури речовин і використовувати низькотемпературні теплоносії для нагрівання розчину. Зниження в цьому випадку продуктивності процесу може бути компенсовано збільшенням поверхні випаровування, що найбільш ефективно досягається при використанні плівкових апаратів.

Перспективними, з точки зору введення нейтрального газу, являються плівкові апарати з перехресним напрямком рідкої плівки й газового потоку. У цьому випадку відбувається не тільки зниження парціального тиску водяної пари в просторі над плівкою за рахунок введення нейтрального газу, але й швидка евакуація пара газовим потоком, що також підвищує інтенсивність тепломасоперенесення при випаровуванні. Даних для розробки таких апаратів у літературі недостатньо.

У зв'язку з цим метою даної дисертаційної роботи було встановлення закономірностей процесів концентрування водних розчинів малолетких рідин у плівці, що стікає з нагрітої поверхні, в умовах випаровування в перехресний потік нейтрального газу й розробка на їх основі конструкції концентратора цих розчинів, а також методики його розрахунку.

Для досягнення цієї мети були поставлені наступні задачі дослідження:

- розробити математичну модель, що описує гідродинаміку стікаючої плівки рідини, яка випаровується в потік нейтрального газу, та за її допомогою встановити закономірності зміни товщини і швидкості руху плівки для прямого, протиточного і перехресного напрямків руху потоків;

- провести експериментальне дослідження тепломасоперенесення в стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу, і отримати емпіричні рівняння, які зв'язують коефіцієнт тепловіддачі від поверхні стікання до плівки, а також коефіцієнти тепло – і масовіддачі від плівки до газового потоку, з параметрами цього процесу;

- розробити математичну модель, що описує тепломасоперенесення у стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу, та на її підставі, використовуючи експериментальні коефіцієнти тепло - масовіддачі, встановити закономірності теплоперенесення у цих умовах;

- провести математичне моделювання процесу концентрування розчину малолеткої рідини в його стікаючій плівці в умовах випарування у перехресний потік нейтрального газу та експериментальне дослідження процесу концентрування водних розчинів гліцерину, як модельної малолеткої рідини, в цих умовах;

- оцінити зміну ширини стікаючої плівки рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу, в умовах впливу термокапілярного і концентраційнокапілярного ефектів;

- розробити конструкцію і методику розрахунку плівкового концентратора водних розчинів малолетких рідин з перехресним потоком нейтрального газу.

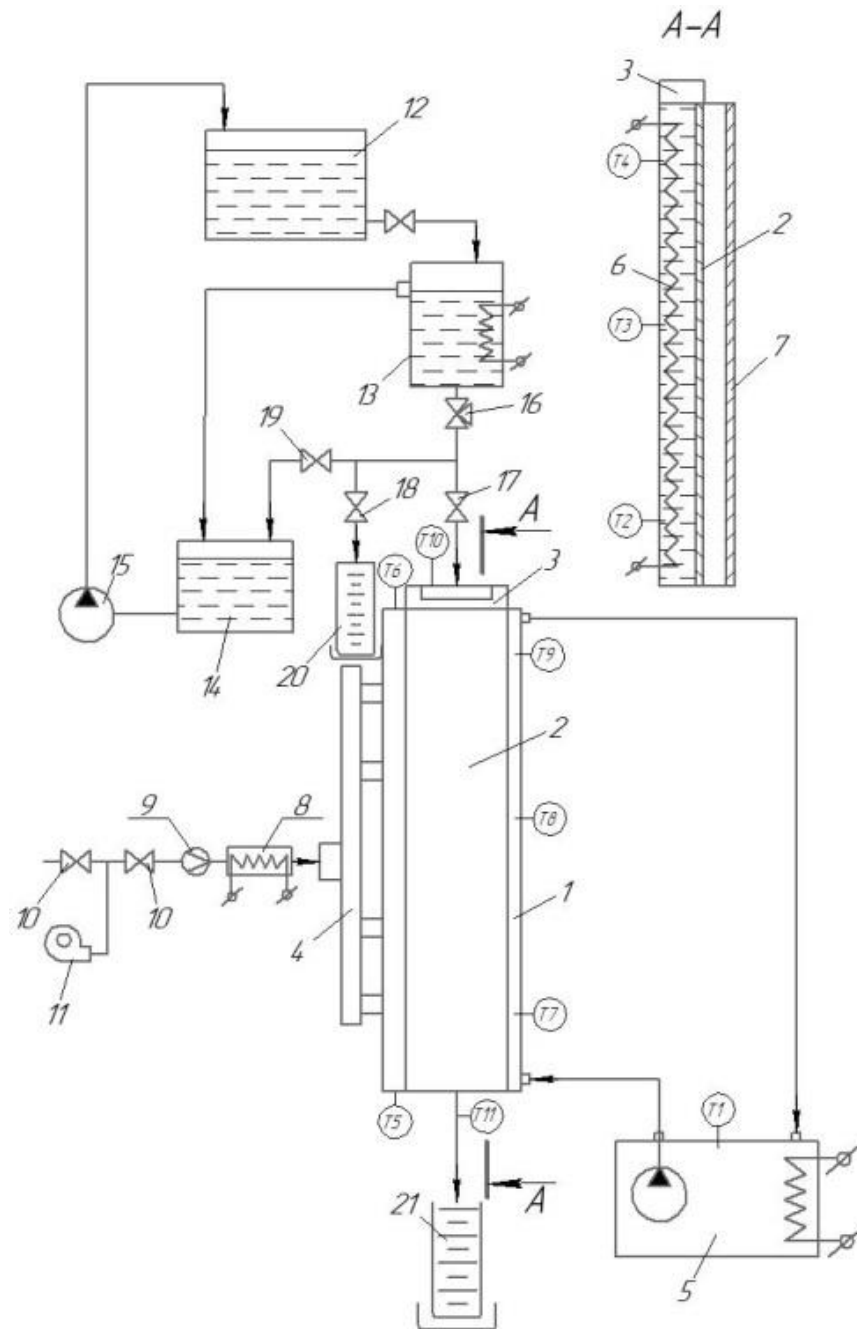
## **2.2 Опис експериментальної установки**

Експериментальне дослідження процесів тепломасоперенесення в стікаючій з плоскої нагрітої поверхні плівки рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу, і концентрування водних розчинів малолетких рідин в цих умовах проводили на установці (рис. 2.1), що являє собою модель основного елемента плівкового апарата, конструкція якого представлена в [176].

Основним вузлом установки є прямокутна ємність 1, виготовлена з листової сталі марки Ст3, зі стінкою 2, зовнішня (робоча) поверхня якої служить для стікання плівки рідини. Розміри цієї поверхні: висота  $H = 800$  мм, ширина  $b = 100$  мм. Зверху на ємність 1 встановлено розподільник рідини 3 для рівномірного її розподілу на поверхні і формування ширини плівки. На одній з довгих сторін ємності суміжною зі стінкою закріплений газорозподільник 4, що має на всій висоті щілину шириною 3 мм, спрямовану на робочу поверхню стінки 2.



Рисунок 2.1 – Загальний вигляд експериментальної установки.



- 1 – ємність з теплоносієм; 2 – стінка з робочою поверхнею; 3 – розподільник рідини; 4 – газорозподільник; 5 – термостат; 6 – електронагрівач; 7 – огорожувальна стінка; 8 – електронагрівач повітря; 9 – витратометр; 10 – вентиль регулювальний для повітря; 11 – повітрорудка; 12 – ємність витратна; 13 – бочок напірний; 14 – збірник; 15 – насос циркуляційний; 16 – вентиль регулювальний для рідини; 17, 18, 19 – вентиля запірні; 20, 21 – циліндри мірні.

Рисунок 2.2 – Схема експериментальної установки

Ємність 1 заповнена високотемпературним теплоносієм (гліцерином), який контактує з внутрішньою поверхнею стінки 2. Циркуляція й нагрів теплоносія здійснюється за допомогою рідинного термостата 5. Для рівномірного нагріву стінки 2 і забезпечення заданої температури, всередині ємності 1 розміщений додатковий електронагрівач 6. На відстані 18 мм від робочої поверхні стінки 2 розташована огорожувальна стінка 7, виготовлена з прозорого матеріалу, що дозволяє проводити візуальні спостереження за течією рідини. До газорозподільника 4 приєднаний повітропровід, на якому встановлено електронагрівач повітря 8, витратомір повітря 9, регулюючі вентиля 10. Повітропровід з'єднаний з повітродувкою 11, що забезпечує подачу повітря на робочу поверхню.

Установка має систему подачі рідини, яка складається з витратної ємності 12, напірного бака 13 з електронагрівачем, збірника 14, циркуляційного насоса 15, регулюючого вентиля 16, запірних вентилів 17, 18, 19, мірних циліндрів 20 і 21. Вона укомплектована датчиками температури (термопара) CX817 ТХА К-типу (діапазон вимірювання 0-400, точність вимірювання 0.1 °С) для вимірювань температури: теплоносія в термостаті 5 (Т1) і в ємності 1, розташовані за її висотою (Т2, Т3, Т4); рідини в розподільнику рідин (Т10) і стікаючої з робочої поверхні (Т11). Також вона укомплектована лабораторними термометрами марки ТЛ-50 (шкала вимірювання 0-250, ціна поділок 1 °С) для вимірювань температури повітря в газорозподільнику (Т5, Т6) і на виході з простору між стінками 2 і 7, розташовані за його висотою (Т7, Т8, Т9).

### **2.3 Методика проведення експериментального дослідження**

Експерименти проводили в такій послідовності. З витратної ємності 12 рідину подавали в напірний бак 13 при закритих вентилях 17, 18. Після його заповнення відкривали вентиль 18 і регулюючим вентилям 16 встановлювали її певну витрату, яку заміряли за допомогою мірного циліндра 20 при відкритому вентилі 18 і закритому вентилі 19. Після завершення вимірювання витрати рідини закривали вентиль 18 і відкривали вентиль 17, в результаті чого рідина надходила в



розподільник 3, який формує плівку рідини заданої ширини на робочій поверхні стінки 2. Витрату рідини, що стікає з цієї поверхні вимірювали мірним циліндром 21.

Наступними діями включали термостат 5, додатковий електронагрівач 6, електронагрівач бака 13 і встановлювали задані температури теплоносія, а також рідини, що надходить в розподільник 3. Потім вмикали повітродувку 11, електронагрівач 8 і за допомогою вентилів 10 за витратоміром 9 встановлювали витрату повітря, що надходить на газорозподільник 4, з подальшим перерахунком на швидкість повітря в просторі між стінками 2 і 7. Додатково швидкість повітря також контролювали періодичними замірами за допомогою переносного анемометра на виході з цього простору. У якості рідин в експериментах використовували воду, водний розчин гліцерину (малолетка рідина) різної концентрації, яка змінювалася в межах від 5,9 до 28,9%.

Вхідними параметрами в даному дослідженні були: витрата  $L_0$  (кг/с) і температура  $t_{ж0}$  (°C) рідини в розподільнику 3, прийняті за характеристики початкового перерізу плівки, що формується розподільником 3; швидкість  $v$  (м/с) і температура  $t_{г0}$  (°C) повітря, що надходить у простір між стінками 2 і 7; температура теплоносія  $t_{тн}$  (°C) в ємності 1, а при дослідженні процесу концентрування розчинів також початкова концентрація розчиненої речовини у вихідному розчині  $C_0$  (%). Діапазон зміни цієї концентрації як і висота робочої поверхні ( $H$ ) визначалися чутливістю застосованих методів визначення концентрації розчину. У цьому дослідженні для визначення концентрації розчинів використовували ареометричний і рефрактометричний методи (п. 2.5).

Вихідними параметрами були: витрата  $L$  (кг/с) і температура  $t_{пл}$  (°C) рідини, що стікає з робочої поверхні, а також концентрація  $C$  (%) у разі використання розчину, прийняті за характеристики кінцевого перерізу плівки; температура повітря  $t_{г}$  (°C) на виході з простору між робочою поверхнею й огорожувальною стінкою, що визначається як середнє значення вимірювань цієї температури за висотою зазначеного простору; температура робочої поверхні  $t_{ст}$  (°C), на якій стікає плівка, що розраховується за температурою теплоносія  $t_{тн}$ .

За цими параметрами, з урахуванням параметрів навколишнього середовища: температури  $t_{oc}$  (°C), відносної вологості  $\varphi$  (%) і атмосферного тиску  $B$  (Па), розраховували середні за робочою поверхнею коефіцієнти тепловіддачі від цієї поверхні до плівки  $\alpha_{пл} \left( \frac{Дж}{м^2 \cdot c \cdot гр} \right)$ , а також коефіцієнти тепловіддачі  $\alpha_T \left( \frac{Дж}{м^2 \cdot c \cdot гр} \right)$  і масовіддачі при випаровуванні води  $\beta \left( \frac{кг}{м^2 \cdot c \cdot Па} \right)$  від вільної поверхні плівки (поверхні випаровування) в газовий потік, за допомогою наведеної нижче методики (п. 2.4).

Попередні досліди показали, що ширина плівки може змінюватися зі збільшенням відстані від її початкового перерізу залежно від умов проведення процесу. Тому при проведенні експериментальних досліджень, на ряді з вимірами зазначених вище параметрів процесу, оцінювали ширину плівки у фіксованих її перерізах за висотою робочої поверхні на відстанях 0,15; 0,30; 0,45; 0,6; 0,8 м від початкового перерізу. Заміри ширини плівки проводили за допомогою штангенциркуля з ціною поділки 0,05 мм. За цими даними для кожного досліду будували границі плівки і за допомогою пакету прикладних програм "КОМПАС-3D" визначали площу поверхні між цими границями, яку приймали за поверхню випаровування  $F_{вип}$  (м<sup>2</sup>). У розрахунках цю поверхню замінювали середньою поверхнею випаровування з прямолінійними кордонами плівки і площею, що дорівнює площі виміреної поверхні  $F_{вип}$ . Характеристикою цієї середньої поверхні є її ширина, визначена як  $b_{вип} = F_{вип}/H$ .

## 2.4 Методика визначення середніх коефіцієнтів тепло – і масовіддачі

Середні за робочою поверхні висотою  $H$  і шириною  $b$  коефіцієнти тепло – і масовіддачі визначали використовуючи підхід, який враховує потоки теплоти переданої в газову фазу з паром і в результаті теплообміну між рідкою й газовою фазами [177]. У цьому випадку для стікаючої плівки рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу рівняння теплового балансу можна записати в наступному вигляді:

– для плівки рідини

$$Q_H + Q_{пл0} - Q_{пл} - Q_{п} \pm Q_T = 0 \quad (2.1)$$

– для газової фази, що знаходиться над плівкою

$$Q_{г0} + Q_{п} \pm Q_T \pm Q_{пов} - Q_{г} - Q_{пот} = 0, \quad (2.2)$$

де члени рівняння (2.1) і (2.2) виражають потоки теплоти (Дж/с):

$Q_H = K_{пл}(t_{тн} - t_{плс})b_{пл}H$  – підведена до плівки через стінку від теплоносія;

$Q_{пл0} = \rho_{ж0} c_{ж0} u_{пл0} t_{пл0} b_{пл} \delta_0$  – з рідиною, що надходить з розподільника;

$Q_{пл} = \rho_{жк} c_{жк} u_{плк} t_{плк} b_{пл} \delta_k$  – з рідиною, що стікає з робочої поверхні;

$Q_{п} = wrb_{пл}H$  – що переноситься в газову фазу з паром;

$Q_T = \alpha_T(t_{плс} - t_{гс})b_{пл}H$  – що передається при міжфазному теплообміні (знак "+"

– від газу, знак "-" – від плівки);

$Q_{г0} = \rho_{г0} c_{г0} t_{г0} vH\Delta$  – що надходить у простір над плівкою з потоком газу;

$Q_{пов} = \alpha_{пов}(t_{стн} - t_{гс})(b - b_{пл})H$  – що передається в газову фазу при теплообміні між газовим потоком і робочою поверхнею, яка не покрита плівкою (знак "+" – від поверхні, знак "-" – від газу);

$Q_{г} = \rho_{гк} c_{гк} t_{г} vH\Delta$  – що виходить з простору над плівкою з потоком газу.

$Q_{пот} = K_{ос}(t_{гс} - t_{ос})bH$  – що втрачається в навколишнє середовище через огорожувальну стінку.

З рівняння (2.1) в результаті підстановки виразів його членів і подальшого перетворення отримали формулу

$$K_{пл} = \frac{\rho_{жк} c_{жк} u_{плк} t_{плк} \delta_k b_k - \rho_{ж0} c_{ж0} u_{пл0} t_{пл0} \delta_0 b_0}{(t_{тн} - t_{плс})H} + \frac{wr}{t_{тн} - t_{плс}} \pm \alpha_T \frac{t_{плс} - t_{гс}}{t_{тн} - t_{плс}}. \quad (2.3)$$

Формула (2.3) дозволяє за заміряними під час проведеного експерименту параметрами процесу концентрування розчину розраховувати середній за довжиною плівки коефіцієнт теплопередачі від теплоносія до плівки. При цьому значення швидкості руху й товщини плівки в її початковому й кінцевому перерізах обчислюються за отриманими нижче (розділ 3) залежностями (3.9) і (3.10) при  $z = 0$  і  $z = H$ . Середні значення температури плівки  $t_{плс}$  і газу  $t_{гс}$  визначаються як середньоарифметичні величини від їх значень на вході й виході. Такі характеристики як густина  $\rho_{ж}$  і питома теплоємність  $c_{ж}$  розчину, в загальному випадку залежні від його температури й концентрації, брали за відповідними значеннями цих величин.

Для індивідуальних рідин (води) вони залежать тільки від температури й, у розглянутому в даних дослідженнях діапазоні її зміни, можуть вважатися постійними й прийматися за середньою температурою плівки.

З метою узагальнення експериментальних даних значення коефіцієнта  $K_{пл}$  перераховували на коефіцієнт тепловіддачі від поверхні до плівки  $\alpha_{пл}$  за формулою, отриманою на основі відомих співвідношень

$$\alpha_{пл} = \frac{K_{пл} \alpha_{тн} \lambda_{ст}}{\alpha_{тн} \lambda_{ст} - K_{пл} (\lambda_{ст} + \delta_{ст} \alpha_{тн})},$$

де  $\alpha_{тн}$  – коефіцієнт тепловіддачі від теплоносія до контактуючої з ним внутрішньої поверхні стінки,  $\frac{Дж}{м^2 \cdot c \cdot гр}$ ;  $\lambda_{ст}$  – теплопровідність стінки,  $\frac{Дж}{м \cdot c \cdot гр}$ ;  $\delta_{ст}$  – товщина стінки, м.

З рівняння (2.2) отримана формула для розрахунків коефіцієнта тепловіддачі від поверхні плівки до газового потоку

$$\begin{aligned} \pm \alpha_t = & \frac{(c_{г0} \rho_{г0} t_{г0} - c_{гc} \rho_{гc} t_{гc}) v \Delta}{(t_{плc} - t_{гc}) b_{пл}} - \frac{wr}{t_{плc} - t_{гc}} - \alpha_{пов} \frac{t_{ст0} - t_{гc}}{t_{плc} - t_{гc}} \cdot \frac{b - b_{пл}}{b_{пл}} + \\ & + K_{oc} \frac{t_{гc} - t_{oc}}{t_{пл} - t_{гc}} \cdot \frac{b}{b_{пл}} \end{aligned} \quad (2.4)$$

Температуру поверхні стінки, непокритою плівкою,  $t_{стн}$  приймаємо рівній температурі теплоносія, а температуру поверхні  $t_{ст}$ , за якою стікає плівка, визначали за формулою, отриманою з рівняння тепловіддачі

$$t_{ст} = t_{плc} + \frac{K_{пл} (t_{тн} - t_{плc})}{\alpha_{пл}}.$$

Коефіцієнт теплопередачі від газового потоку, що перебуває над плівкою, до навколишнього середовища  $K_{oc}$ , який входить у формулу (2.4), визначали за відомими залежностями, що виражають тепловіддачу від газового потоку до огорожувальної стінки і від цієї стінки в навколишнє середовище з урахуванням товщини й теплопровідності огорожувальної стінки.

Густини та питомі теплоємності вологого газу (повітря) на вході та виході з простору між стінками, які входять до формули (2.4), визначали з використанням відомих залежностей

$$\rho_{r0} = \frac{(B - P_{B0})(1 - d_{r0})}{287(273 + t_{r0})}; \rho_r = \frac{(B - P_B)(1 - d_r)}{287(273 + t_r)};$$

$$c_{r0} = 1 \cdot 10^3 + 1.97 \cdot 10^3 d_{r0}; c_r = 1 \cdot 10^3 + 1.97 \cdot 10^3 d_r,$$

Вологовміст газу на вході  $d_{r0}$  і на виході  $d_r$  із простору між стінками визначали наступним чином. За вимірними параметрами навколишнього середовища виражали її вологовміст  $d_{oc}$  і питомий об'єм  $\gamma_{oc}$ .

Далі використовуючи вираз (3.14) розраховували масову витрату абсолютно сухого повітря  $G_r$   $\left(\frac{\text{кг}}{\text{с}}\right)$ . Враховуючи, що  $d_{r0} = d_{oc}$ , обчислювали вологовміст газу на виході із простору між стінками

$$d_r = \frac{L_0 - L}{G_r} + d_{r0}$$

і за цим значенням  $d_r$  розраховували парціальний тиск пари над плівкою  $P_B$  з використанням формули (3.12), приймаючи, що  $P = B$ .

Середній коефіцієнт масовіддачі води з плівки розчину для кожного конкретного дослідів визначали виходячи з рівняння масовіддачі (3.11)

$$\beta = \frac{w}{P_{BH} - P_B}, \quad (2.5)$$

де швидкість випаровування води з розчину  $w$  обчислювали як

$$w = \frac{L_0 \psi_0 - L \psi}{b_{пл} H}. \quad (2.6)$$

Для водного розчину малолеткої рідини, яка утворює з водою азеотропну суміш, при значеннях концентрації розчиненої речовини, що наближаються до азеотропної точки, коли разом з водою випаровуватися розчинена речовина, швидкість випаровування такого розчину обчислюватися за допомогою виразу

$$w_p = \frac{L_0 - L}{b_{пл} H}. \quad (2.7)$$

У випадку індивідуальної рідини вираз (2.7) використовували для обчислення її швидкість випаровування  $w$  замість виразу (2.6).

## 2.5 Методики визначення концентрації розчинів

Концентрацію розчиненої речовини в розчині можна визначати різними методами: титрометричним, фотоколометричним, ареометричним (за густиною розчину), рефрактометричним [178-180]. У даних дослідженнях, через необхідність великої кількості вимірювань концентрації розчину за час проведення досліду, використовували ареометричний і рефрактометричний методи, які застосовувалися залежно від обсягу відібраної проби розчину.

Ареометричний метод заснований на вимірюванні густини розчину за допомогою стандартних ареометрів з подальшим визначенням табличного значення концентрації. Для проведення вимірювань використовували набір ареометрів АОН – 5 (ГОСТ 18481) з ціною поділки  $0,5 \text{ кг/м}^3$  ( $0,0005 \text{ г/см}^3$ ) в комплекті з циліндром для ареометрів 1-39/350 і термометром лабораторним ТЛС – 4 (ТУУ 33,2 – 14307481 – 0,35:2005) з діапазоном вимірювань  $0-55^\circ\text{C}$  і ціною поділки  $0,1^\circ\text{C}$ . Вимірювання густини проводили відповідно до ГОСТ 18995. 1–73. За отриманими значеннями густини за допомогою довідкових таблиць для конкретного розчину визначали концентрацію.

В основу рефрактометричного методу покладено явище рефракції – переломлення променя світла при його проходженні з одного прозорого середовища в інше.

Вимірювання показника переломлення досліджуваних речовин проводили на рефрактометрі ИРФ – 454БМ. Основними елементами, якого являється нижня призма, верхня призма, окуляр, дзеркало, освітлювальна призма. У зв'язку з тим, що показник переломлення досліджуваного розчину значною мірою залежить від температури, при вимірюваннях її необхідно підтримувати постійною. Для цього в оправках призм рефрактометра передбачені камери, через які пропускають термостатовану воду. Для контролю температури встановлений термометр лабораторний ТЛС – 4 (ТУУ 33, 2 – 14307481 – 0,35:2005) з діапазоном вимірювань  $0-55^\circ\text{C}$  і ціною поділки  $0,1^\circ\text{C}$ . Вимірювання концентрації гліцерину у водному розчині проводили в "білому світлі" (денному). Перед вимірами попередньо перевіряли

нульову точку приладу за дистильованою водою. Для цього 1-2 краплі її наносили на нижню призму й закривали верхньою призмою. Промінь світла направляли дзеркалом приладу на освітлювальну призму, встановлювали окуляр рукояткою на різкість видимості за шкалою приладу й візирної лінії. Окуляр переміщували до збігу візирної лінії з кордоном світлотіні. При правильному встановленні приладу межа світлотіні при 20 °С збігається з поділкою 1,333 шкали показника переломлення. Після чого призми насухо витирали м'якою тканиною й піпеткою наносили краплі досліджуваної речовини на нижню призму рефрактометра. Спостерігаючи в окуляр, обертанням рукоятки компенсатора дисперсії, встановлювали розпливчастість і райдужність забарвлення границі світлотіні. Пересуванням окуляра домагалися повного збігу граничної лінії з візирним показником і відраховували показник переломлення речовини за нижньою шкалою рефрактометра. Вимірювання проводили 2-3 рази, і брали середнє значення. Далі за таблицями переломлення для конкретної речовини знаходили її відсотковий вміст у розчині. Рефрактометричний метод менш чутливий порівняно з ареометричним у застосуванні до водного розчину гліцерину, але він дозволяє проводити вимірювання в малих кількостях розчину.

## **Висновки до розділу 2**

1. На підставі аналізу проблеми концентрування розчинів малолетких рідин обґрунтовано напрямки і поставлені задачі дослідження процесу концентрування цих розчинів.

2. Створена експериментальна установка й розроблена методика проведення на ній дослідження процесів тепломасоперенесення стікаючої плівки рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу й концентрування розчинів в цих умовах.

3. Розроблено методику розрахунку, що дозволяє на підставі експериментальних даних визначити коефіцієнти тепло – і масовіддачі.

4. Для вимірювання концентрації малолеткої речовини – гліцерину в його водному розчині обрано й освоєно ареометричний і рефрактометричний методи.

## РОЗДІЛ 3

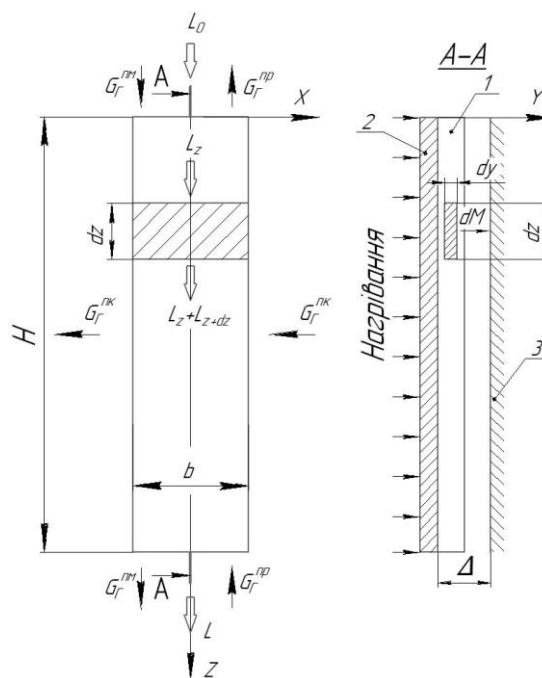
### ЗАКОНОМІРНОСТІ СТІКАННЯ І ТЕПЛОМАСООБМІНУ ПЛІВКИ РІДИНИ, ЩО ВИПАРОВУЄТЬСЯ В ПЕРЕХРЕСНИЙ ПОТІК НЕЙТРАЛЬНОГО ГАЗУ

#### 3.1 Дослідження гідродинаміки стікання плівки рідини, що випаровується, з вертикальної плоскої поверхні

Задачею даного дослідження було визначення зміни товщини й швидкості стікання плівки рідини в напрямку її руху в умовах випаровування в газовий потік. Дослідження проводили на розробленій математичній моделі, що враховує різний характер взаємодії плівки й газового потоку [181; 182].

##### 3.1.1 Розробка математичної моделі стікання плівки

Математичну модель стікання плівки рідини в умовах випаровування в потік нейтрального газу будували виходячи зі схеми, наведеної на рисунку 3.1.



1 – плівка рідини; 2 – стінка з поверхнею стікання; 3 – огорожувальна стінка.

Рисунок 3.1 – Розрахункова схема стікання рідинної плівки.



Згідно з цієї схеми плівка рідини 1 рухається під дією сили тяжіння на поверхні вертикальної стінки 2, яка рівномірно нагрівається з зовнішнього боку. У цьому випадку теплота від поверхні передається рідині, в результаті чого вона випаровується в простір, обмежений стінкою 3. У цей простір надходить потік нейтрального газу, який захоплює пар рідини й виносить його за межі поверхні.

Приймаємо, що стікання плівки рідини відбувається в ізотермічних умовах, вважаємо температуру рідини постійною й однаковою у повному об'ємі плівки. Розглядаючи рух плівки на достатній відстані від верхнього краю поверхні, приймаємо його встановленим й таким, що відбувається в ламінарному режимі без хвилеутворення. При цьому тертям між газом і рідиною, а також зміну тиску за висотою поверхні нехтуємо. Вважаємо, що характеристики плівки постійні за її шириною.

Рівняння руху плівки рідини можна одержати розглядаючи виділений у ній елемент об'ємом  $b \, dy \, dz$  (переріз А–А на рис. 3.1). У цьому випадку, виражаючи сили тертя, що виникають при русі рідини на передній і задній гранях елемента через дотичні напруження, виражені на підставі закону внутрішнього тертя як  $\mu_{\text{ж}} \frac{\partial u}{\partial y}$ , і використовуючи основний принцип динаміки з урахуванням вищенаведених припущень, рівняння руху запишемо в наступному вигляді

$$\rho_{\text{ж}} \frac{\partial u}{\partial y} u = \rho_{\text{ж}} g + \mu_{\text{ж}} \frac{\partial^2 u}{\partial y^2}. \quad (3.1)$$

Рівняння нерозривності виведемо розглянувши елемент плівки об'ємом  $b \delta dz$ , (рис. 3.1) через верхню межу якого проходить масовий потік рідини, рівний

$$L_z = \rho_{\text{ж}} b u_{\text{пл}} \delta,$$

і через нижню межу – рівний

$$L_{z+dz} = \rho_{\text{ж}} b \left( u_{\text{пл}} + \frac{\partial u_{\text{пл}}}{\partial z} dz \right) \left( \delta + \frac{\partial \delta}{\partial z} dz \right),$$

де  $u_{\text{пл}}$  – швидкість руху плівки (середня швидкість рідини в перерізі плівки), м/с;  $\delta$  – товщина плівки, м. Вважаємо, що зміна масового потоку рідини відбувається за рахунок її випаровування через поверхню  $b dz$  передньої грані елемента. При цьому

випаровуванням через поверхні його лівої й правої грані нехтуємо. Тоді потік рідини, що перетворюється на пар дорівнює

$$dL = L_z - L_{z+dz}. \quad (3.2)$$

Цей потік можна виразити

$$dL = wbdz, \quad (3.3)$$

де  $w$  – швидкість випаровування (питомий потік пара),  $\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$ .

Підставляючи залежність (3.3) в (3.2) і виражаючи потоки через їх складові, отримаємо рівняння нерозривності в наступному вигляді

$$\rho_{\text{ж}} d(\delta u_{\text{пл}}) = wdz. \quad (3.4)$$

Рівняння (3.1) та (3.4) доповнимо:

1) рівнянням масовіддачі від поверхні плівки

$$dM = \beta(P_{\text{вн}} - P_{\text{в}})F d\tau, \quad (3.5)$$

2) рівнянням матеріального балансу газової фази за рідиною, що випаровується

$$dM = G_{\Gamma}(d_{\Gamma} - d_{\Gamma 0})d\tau, \quad (3.6)$$

де  $G_{\Gamma}$  – потік нейтрального газу (індекси на рис. 1: ПМ – прямотік; ПР – протитечія; ПК – перехресна взаємодія),  $\frac{\text{кг}}{\text{с}}$ ;

3) рівнянням відносного вмісту речовини, що випаровується в газовій фазі, яку записуємо виходячи з рівнянь стану (Клапейрона) для пари й нейтрального газу

$$P_{\text{в}} m_{\text{в}} = d_{\Gamma} P_{\Gamma} m_{\Gamma}, \quad (3.7)$$

де  $m_{\text{в}}, m_{\Gamma}$  – маси одного кіломоля випарної речовини і нейтрального газу,  $\text{кг/кмоль}$ ;

4) рівнянням, що виражає закон Дальтона

$$P = P_{\text{в}} + P_{\Gamma}. \quad (3.8)$$

Представлена система рівнянь (3.1, 3.4, 3.5-3.8) описує гідродинаміку стікання плівки рідини з плоскої поверхні в умовах випаровування рідини в потік нейтрального газу.

Для того, щоб вирішити рівняння руху використовуємо наступний підхід. Якщо прийняти, що випаровування рідини з вільної поверхні плівки не впливає на профіль розподілу локальної швидкості руху рідини на осі  $Y$  (у поперечному перерізі плівки),

то за граничних умов  $y = 0; u = 0$  и  $y = \delta; \frac{\partial u}{\partial y} = 0$  (відсутня сила тертя на вільній поверхні плівки) можна використовувати класичне рішення рівняння руху, представлене в [70; 96]

$$u = \frac{\rho_{\text{ж}} g \delta^2}{2\mu_{\text{ж}}} \left(1 - \frac{y^2}{\delta^2}\right).$$

Відповідно, усереднена швидкість руху рідини за її об'ємом, що проходить в одиницю часу через поперечний переріз плівки, отримаємо залежність для визначення швидкості руху плівки

$$u_{\text{пл}} = \frac{\rho_{\text{ж}} g \delta^2}{3\mu_{\text{ж}}}. \quad (3.9)$$

Величина  $(\delta u_{\text{пл}})$  у рівнянні (3.4) являє собою лінійну (віднесена до змоченої ширини поверхні) об'ємну густину зрошення ( $\text{м}^2/\text{с}$ ). Перейшовши до лінійної масової густини зрошення  $\Gamma = \rho_{\text{ж}}(\delta u_{\text{пл}})$ , проінтегруємо рівняння (3.4) в межах від  $z = 0$  до поточного  $z$  і відповідно від  $\Gamma = \Gamma_0$  до поточного значення  $\Gamma$ . У результаті з урахуванням залежності (3.9) маємо

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\mu_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}^2 g} (\Gamma_0 - wZ)}, \quad (3.10)$$

де  $\Gamma_0 = \frac{L_0}{b}$  – початкова лінійна масова густина зрошення,  $\frac{\text{кг}}{\text{м}\cdot\text{с}}$ .

Виразивши швидкість випаровування відповідно до (1.1)

з рівняння (3.5) маємо

$$w = \beta(P_{\text{вн}} - P_{\text{в}}). \quad (3.11)$$

Також з рівнянь (3.7) і (3.8) виразимо

$$P_{\text{в}} = \frac{d_{\text{г}} m_{\text{г}} P}{m_{\text{в}} + d_{\text{г}} m_{\text{г}}}. \quad (3.12)$$

Прирівнявши ліві частини рівнянь (3.5) і (3.6), після відповідних перетворень з урахуванням залежності (3.12), отримаємо квадратичне рівняння

$$d_{\text{г}}^2 + p d_{\text{г}} - q = 0, \quad (3.13)$$

коефіцієнт  $p$  і вільний член  $q$  якого, в залежності від напрямку руху фаз і відповідного вираження поверхні випаровування, визначаються за такими формулами:

для прямої течії

$$p = \frac{m_B}{m_\Gamma} - d_{\Gamma 0} + \frac{\beta \cdot b \cdot z}{G_\Gamma} (P - P_{BH}),$$

$$q = \frac{m_B}{m_\Gamma} \left( d_{\Gamma 0} + \frac{\beta \cdot b \cdot z}{G_\Gamma} P_{BH} \right);$$

для протитечії

$$p = \frac{m_B}{m_\Gamma} - d_{\Gamma 0} + \frac{\beta \cdot b \cdot (H-z)}{G_\Gamma} (P - P_{BH});$$

$$q = \frac{m_B}{m_\Gamma} \left( d_{\Gamma 0} + \frac{\beta \cdot b \cdot (H-z)}{G_\Gamma} P_{BH} \right);$$

для перехресної течії

$$p = \frac{m_B}{m_\Gamma} - d_{\Gamma 0} + \frac{\beta \cdot b \cdot H}{G_\Gamma} (P - P_{BH}),$$

$$q = \frac{m_B}{m_\Gamma} \left( d_{\Gamma 0} + \frac{\beta \cdot b \cdot H}{G_\Gamma} P_{BH} \right).$$

Позитивний дійсний корінь рівняння (3.13) являє собою значення відносного вмісту речовини, що випаровується в газову фазу (для води – вологовміст).

Отримані в результаті вирішення системи рівнянь вищенаведеного математичного опису залежності (3.9-3.13) дозволяють при відомих значеннях коефіцієнта масовіддачі  $\beta$  проводити розрахунки і моделювання гідродинаміки стікання плівки рідини з плоскої поверхні в умовах випаровування в потік нейтрального газу. Початковими даними для розрахунку є такі величини:  $v$  – швидкість нейтрального газу, м/с;  $L_0$  – початковий масовий потік рідини, кг/с;  $b$  – ширина поверхні, м;  $H$  – висота поверхні стікання плівки, м;  $\Delta$  – відстань від поверхні до огорожувальної стінки, м;  $t_{ж}$  – температура рідини, °С;  $t_{\Gamma 0}$  – початкова температура нейтрального газу, °С;  $t_{oc}$  – температура навколишнього середовища, °С;  $\varphi_{oc}$  – відносний вміст речовини, що випаровується, у навколишньому середовищі, %;  $B$  – атмосферний тиск, Па.

Розрахунок проводимо відповідно до нижченаведеного алгоритму.

1. Приймаємо в першому наближенні температуру газової фази рівної  $t_{\Gamma c} = (t_{ж0} + t_{\Gamma 0})/2$  з подальшим її уточненням за результатами вирішення теплової задачі.

2. Використовуючи довідкові дані, за величиною  $t_\Gamma$  визначаємо значення кінематичної в'язкості нейтрального газу  $\nu_\Gamma$  і коефіцієнта дифузії пари в нейтральний газ, необхідні для обчислення коефіцієнта масовіддачі  $\beta$ , а також тиск насиченої пари

$P_{\text{вн}}$ ; за величиною  $t_{\text{ж}}$  – значення  $\rho_{\text{ж}}$  і  $\mu_{\text{ж}}$ ; за величиною  $t_{\text{ос}}$  – значення тиску парціальної пари в навколишньому середовищі  $P_{\text{ос}}$ . Далі за допомогою відомих формул обчислюємо значення вмісту випаровуваної речовини в навколишньому середовищі  $d_{\text{ос}}$  і питомий об'єм навколишнього середовища, що містить цю речовину  $\gamma_{\text{ос}}$ .

3. Розраховуємо об'ємну витрату нейтрального газу для прямої течії й протитечії  $V = vb\Delta$ , для перехресної течії  $V = vH\Delta$  і його масову витрату

$$G_{\text{г}} = \frac{V}{\gamma_{\text{ос}}} \quad (3.14)$$

4. Задаючись кроком на поздовжній координаті від  $z = 0$  до  $z = H$ , для кожного його значення розраховуємо:

– відносний вміст речовини, що випаровується в газовій фазі  $d_{\text{г}}$  за рівнянням (3.13), попередньо визначивши коефіцієнт  $p$  і вільний член  $q$  для конкретного напрямку руху фаз;

– парціальні тиски пари цієї речовини в газовій фазі  $P_{\text{в}}$  за формулою (3.12);

– швидкість випаровування  $w$  за рівнянням (3.11);

– товщину плівки  $\delta$ , використовуючи формулу (3.10);

– швидкість руху плівки  $u_{\text{пл}}$  за формулою (3.9).

За результатами розрахунку встановлюємо зміну товщини й швидкості руху плівки за висотою поверхні.

### 3.1.2 Результати дослідження стікання плівки

Дослідження закономірностей стікання плівки рідини з плоскої поверхні в умовах випаровування в потік нейтрального газу проводили, використовуючи описаний вище алгоритм розрахунку. При цьому в якості рідини приймали воду, а нейтрального газу – повітря. Необхідні для розрахунку значення коефіцієнта масовіддачі  $\beta$  визначали за відомою емпіричною формулою Джиллиланда і Шервуда [83]. Отримані результати представляли у вигляді залежностей зміни товщини й швидкості руху плівки за висотою поверхні при різних напрямках руху плівки та

повітря: прямої, протитечії і перехресній течії, а також при різних гідродинамічних і температурних режимах її стікання в умовах перехресної взаємодії.

Аналіз цих залежностей показує, що товщина плівки й швидкість її стікання у всіх випадках зменшуються за висотою поверхні внаслідок випаровування води. Із співставлення зазначених залежностей при різному характері взаємодії плівки з повітряним потоком (рис. 3.2) випливає, що зменшення товщини й швидкості руху плівки при перехресній взаємодії перевищує їх зменшення при прямої і порівняно з протитечією і навіть дещо більше. Це свідчить про більш високу інтенсивність випаровування при перехресному русі даних потоків.

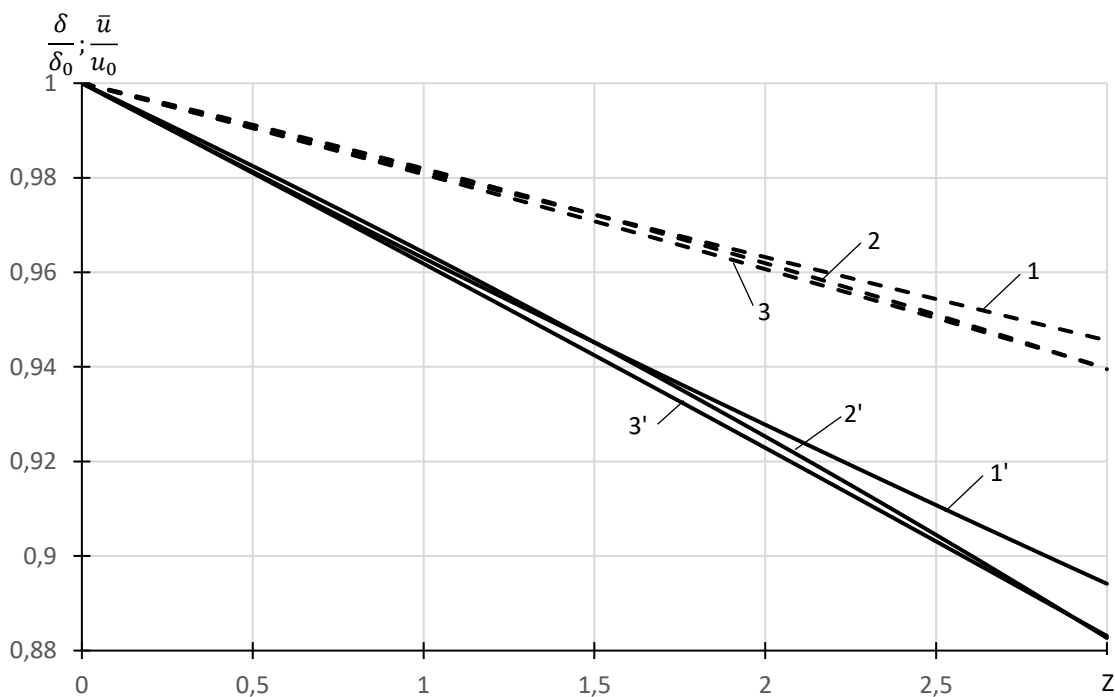


Рисунок 3.2 – Вплив напрямків руху плівки та повітря на зміни товщини (пунктирні лінії) і швидкості руху (суцільні лінії) плівки ( $t_{ж} = 80^{\circ}\text{C}$ ;  $t_{г0} = 20^{\circ}\text{C}$ ;  $v = 10\text{м/с}$ ;  $L_0 = 0.005\text{ кг/с}$ ): 1 (1') – прямої; 2 (2') – протитечії; 3 (3') – перехресній рух потоків.

Така особливість перехресної взаємодії потоків пов'язана з особливістю випаровування [183] в пароповітряну суміш і швидким відведенням пари від поверхні плівки, що знижує його парціальний тиск у повітряному потоці на всьому шляху руху плівки й відповідно збільшує рушійну силу процесу випаровування.

Вплив гідродинамічних режимів на закономірності стікання плівки при перехресному русі (рис. 3.3) характеризується більш інтенсивним падінням товщини й швидкості руху плівки зі збільшенням швидкості повітря, що пов'язано з підвищенням коефіцієнта масовіддачі й відповідно швидкості випаровування. Зі збільшенням масового потоку води, що надходить у плівку, зменшення товщини й швидкості руху плівки навпаки відбувається менш інтенсивно.

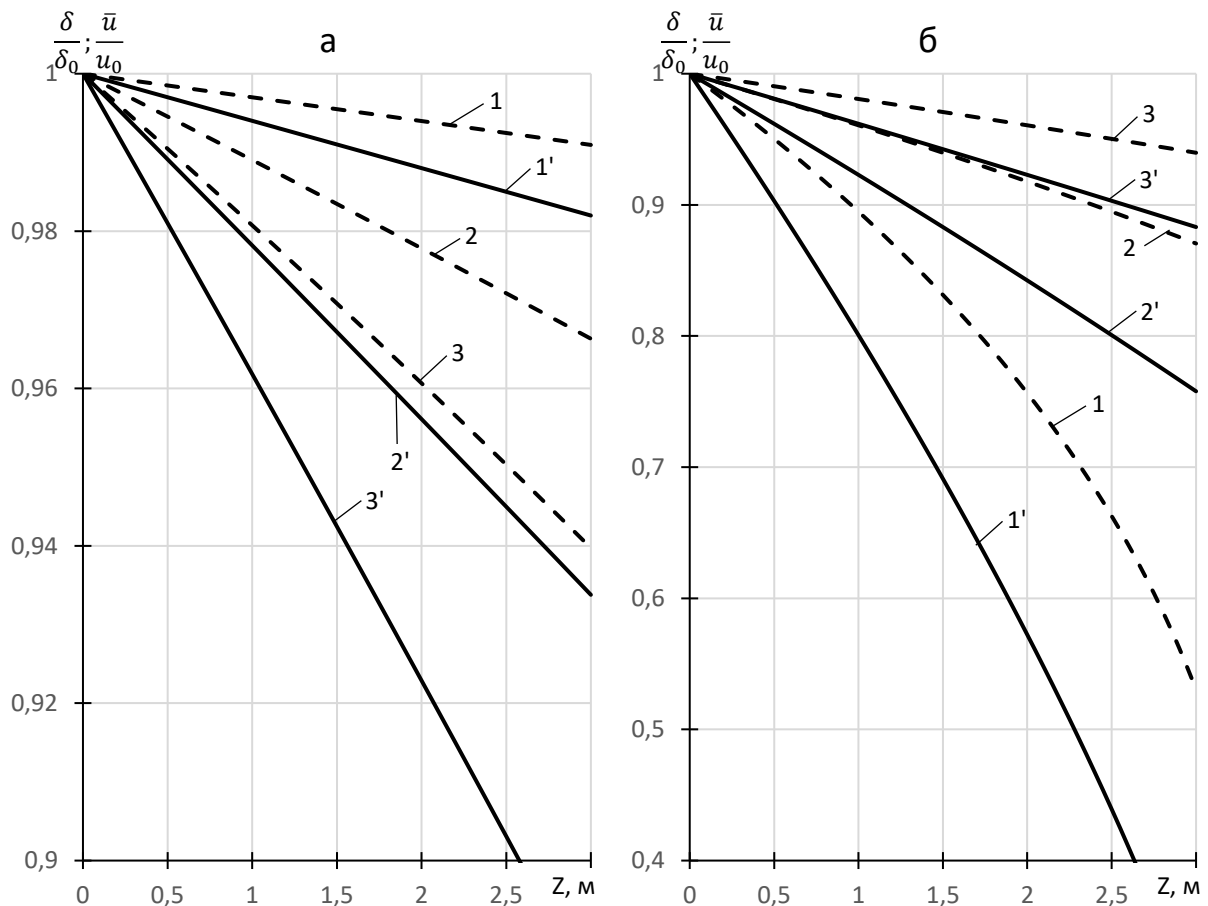


Рисунок 3.3 – Вплив гідродинамічних режимів процесу стікання плівки води на зміну її товщини (пунктирні лінії) і швидкості руху (суцільні лінії) при перехресному русі потоків: а – швидкості повітря ( $t_{ж} = 80^{\circ}\text{C}$ ;  $L_0 = 0,005$  кг/с;  $t_{г0} = 20^{\circ}\text{C}$ ): 1 (1') –  $v = 1,0$  м/с, 2 (2') –  $v = 5,0$  м/с, 3 (3') –  $v = 10,0$  м/с; б – початкового масового потоку води ( $t_{ж} = 80^{\circ}\text{C}$ ;  $v = 10,0$  м/с;  $t_{г0} = 20^{\circ}\text{C}$ ): 1 (1') –  $L_0 = 0,001$  кг/с, 2 (2') –  $L_0 = 0,0025$  кг/с, 3 (3') –  $L_0 = 0,005$  кг/с.

Дослідження впливу температурних режимів на закономірності стікання плівки при перехресному русі потоків проводили в умовах відсутності кипіння води в плівці ( $t_{ж} < 100^{\circ}\text{C}$ ). Розрахунки показують, що в цьому випадку збільшення як температури

води, що надходить у плівку, так і температури повітря, що подається до поверхні, призводить до більш інтенсивного зменшення товщини й швидкості руху плівки (рис. 3.4).

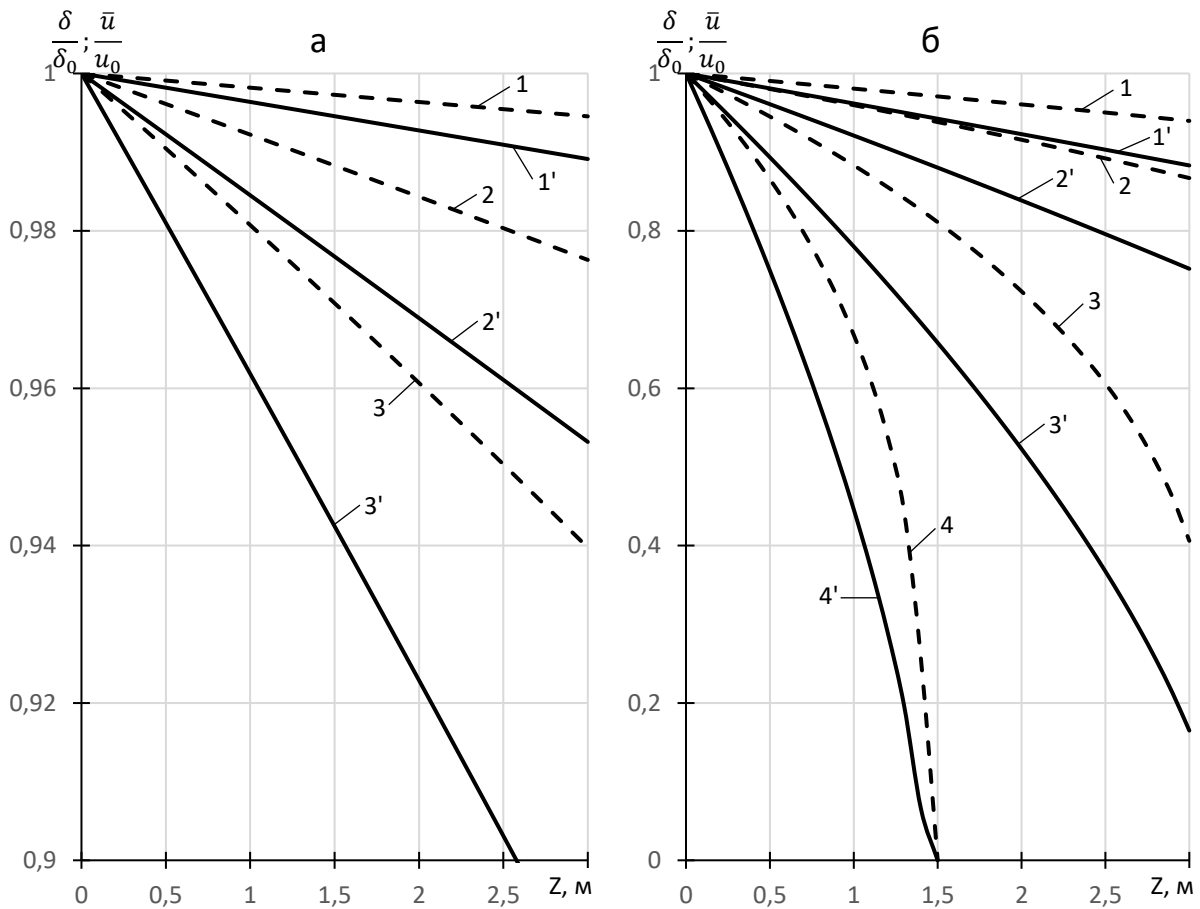


Рисунок 3.4 – Вплив температурних режимів процесу стікання плівки води на зміну її товщини (пунктирні лінії) і швидкості руху (суцільні лінії) при перехресному русі потоків: а – початкової температури води ( $v = 10$  м/с;  $L_0 = 0.005$  кг/с;  $t_{r0} = 20^\circ\text{C}$ ): 1 (1') –  $t_{ж} = 20^\circ\text{C}$ , 2 (2') –  $t_{ж} = 50^\circ\text{C}$ , 3 (3') –  $t_{ж} = 80^\circ\text{C}$ ; б – початкової температури повітря ( $t_{ж} = 80^\circ\text{C}$ ;  $v = 10$  м/с;  $L_0 = 0.005$  кг/с): 1 (1') –  $t_{r0} = 20^\circ\text{C}$ , 2 (2') –  $50^\circ\text{C}$ , 3 (3') –  $100^\circ\text{C}$ , 4 (4') –  $150^\circ\text{C}$ .

Встановлено, що при значних початкових температурах повітря ( $t_{r0} > 100^\circ\text{C}$ ) досягати повне випаровування води на малих відстанях від початку плівки (рис. 3.4б).

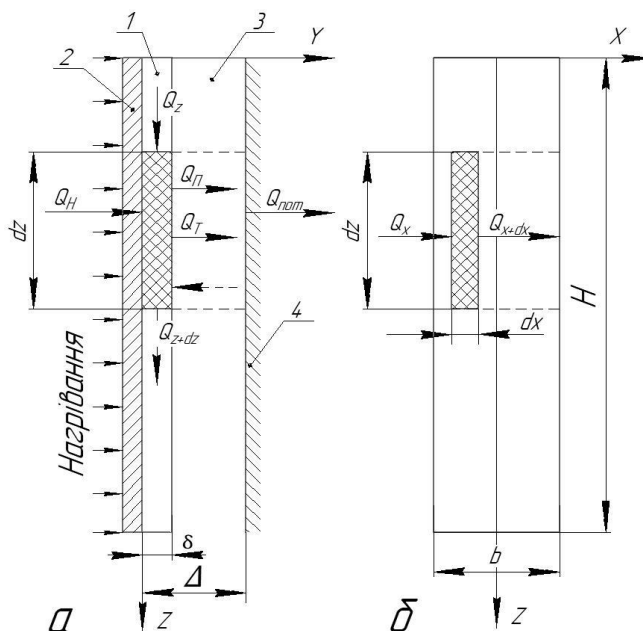


### 3.2 Моделювання теплопереносу в стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу

Моделювання теплопереносу в стікаючій плівці рідини, що випаровується в газовий потік, в даному випадку проводили з метою встановлення закономірностей зміни температури плівки в напрямку її руху й температури газового потоку як в напрямку руху плівки так і в поперечному напрямку [184; 185]. Зазначені закономірності є основою для розробки математичної моделі процесу концентрування розчинів у стікаючій плівці в умовах випаровування в перехресний потік нейтрального газу.

#### 3.2.1 Розробка математичної моделі теплопереносу

Розробку математичної моделі теплопереносу у вказаних умовах проводили на основі схеми теплових потоків, які представлені на рисунку 3.5.



1 – плівка рідини; 2 – нагріта стінка; 3 – газова фаза; 4 – обмежуюча стінка

Рисунок 3.5 – Схема теплових потоків при перехресному русі стікаючої плівки рідини і газового потоку: а – плівка і газова фаза; б – газова фаза.

Відповідно до цієї схеми плівка 1 рухається під дією сили тяжіння з поверхні вертикальної стінки 2, рівномірно нагрітої із зовнішньої сторони. Теплота від поверхні передається плівці і в результаті її нагрівання рідина випаровується в простір обмежений стінкою 4. У цей простір у поперечному напрямку рівномірно за висотою нагрітої стінки надходить потік нейтрального газу. Він захоплює пару і виносить його за межі плівки. Приймаємо температуру поверхні нагрітої стінки постійною, рух плівки й газового потоку, а також теплоперенесення в них такими, що встановилися. Тертям між газом і рідиною нехтуємо. Вважаємо, що теплообмін між плівкою й потоком газу відбувається як за рахунок потоку теплоти, що переноситься з парою, так і за рахунок теплообмінного потоку, що виникає в результаті контакту фаз. І якщо перший потік завжди спрямований від рідкої в газову фазу, то другий, залежно від умов, може мати й зворотний напрямок.

Допускаючи, що характеристики рідини плівки в її поперечному перерізі постійні, виділимо в плівці елемент висотою  $dz$  (рис. 3.5а), для якого запишемо рівняння теплового балансу

$$dQ_H \pm dQ_T + dQ_{пл(z)} - dQ_{пл(z+dz)} - dQ_{п} = 0, \quad (3.15)$$

де потоки теплоти (Дж/с):

– що підводиться від нагрітої поверхні

$$dQ_H = \alpha_{пл} \cdot (t_{ст} - t_{пл}) \cdot b_{пл} \cdot dz,$$

– що передається у міжфазному теплообміні (знак "+" від газової фази, "-" від рідкої фази)

$$dQ_T = \alpha_T \cdot (t_{пл} - t_T) \cdot b_{пл} \cdot dz,$$

– що надходить з рідкою фазою

$$dQ_{пл(z)} = q \cdot \delta \cdot b_{пл},$$

де  $q$  – питомий потік теплоти, що переноситься рідиною,  $\frac{Дж}{м^2 \cdot с}$ ;

– що переноситься в газову фазу з парою

$$dQ_{п} = w \cdot r \cdot b \cdot dz,$$

– що виходить із елемента рідкої фази, який запишемо з урахуванням зміни товщини плівки в результаті випаровування рідини

$$dQ_{\text{пл}(z+dz)} = b \cdot \left( q + \frac{\partial z}{\partial z} \cdot dz \right) \cdot \left( \delta + \frac{\partial \delta}{\partial z} \cdot dz \right).$$

У розрахунках будемо враховувати, що питомий тепловий потік, який переноситься рідиною плівки, дорівнює

$$q = c_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot u_{\text{пл}} \cdot t_{\text{пл}}. \quad (3.16)$$

Вводячи величину лінійної (віднесеної до змоченої ширини поверхні, з якої стікає плівка) густину потоку теплоти  $\delta q$  (Дж/м·с) і підставляючи наведені вище вирази теплових потоків у рівняння (3.15), після відповідних перетворень отримаємо звичайне диференціальне рівняння вигляду

$$\frac{d(\delta q)}{dz} = f(dq, z), \quad (3.17)$$

$$\text{де } f(dq, z) = \alpha_{\text{пл}} \cdot t_{\text{ст}} \pm \alpha_{\text{т}} \cdot t_{\text{г}} - w \cdot r - \frac{\alpha_{\text{пл}} \pm \alpha_{\text{т}}}{c_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot u_{\text{пл}} \cdot \delta} \cdot (\delta q),$$

Враховуючи, що газовий потік спрямований поперек руху плівки, розглянемо елемент газової фази шириною  $dx$ , розташований над елементом плівки висотою  $dz$  (рис. 3.5б). Для цього елемента газової фази запишемо рівняння теплового балансу

$$dQ_{\text{х}} + dQ_{\text{п}} \pm dQ_{\text{т}} - dQ_{(\text{х}+d\text{х})} - dQ_{\text{пот}} = 0, \quad (3.18)$$

Члени рівняння (3.18) виражають потоки теплоти (Дж/с):

– що надходить з потоком газу

$$dQ_{\text{х}} = q_{\text{г}} \cdot \Delta \cdot dz,$$

де  $q_{\text{г}}$  – питомий потік теплоти, що переноситься газом, Дж/м<sup>2</sup>·с;

– що принесена з парою рідини;

$$dQ_{\text{п}} = w \cdot r \cdot dx \cdot dz;$$

– що передана при міжфазному теплообміні (знак "+" від рідкої фази, "-" від газової фази);

$$dQ_{\text{т}} = \alpha_{\text{т}} \cdot (t_{\text{пл}} - t_{\text{г}}) \cdot dx \cdot dz;$$

– що виходить з потоком газу;

$$dQ_{(\text{х}+d\text{х})} = \left( q_{\text{г}} + \frac{\partial q_{\text{г}}}{\partial x} \right) \cdot \Delta \cdot dz;$$

– що втрачається через огороджувальну стінку.

$$dQ_{\text{пот}} = K_{\text{ос}} \cdot (t_{\text{г}} - t_{\text{ос}}) \cdot dx \cdot dz;$$

Величину питомого потоку теплоти, що переноситься газом, та входить у вищенаведені вирази приймаємо рівною

$$q_{\Gamma} = c_{\Gamma} \cdot \rho_{\Gamma} \cdot v \cdot t_{\Gamma}, \quad (3.19)$$

Підставляючи вищенаведені вирази теплових потоків у рівняння (3.18), після відповідних перетворень, також одержимо звичайне диференціальне рівняння

$$\frac{dq_{\Gamma}}{dx} = f(q_{\Gamma}, x), \quad (3.20)$$

$$\text{де } f(q_{\Gamma}, x) = \frac{w \cdot r - \alpha_{\Gamma} \cdot t_{\text{пл}} + K_{\text{ос}} \cdot t_{\text{ос}}}{\Delta} - \frac{(K_{\text{ос}} - \alpha_{\Gamma}) \cdot q_{\Gamma}}{c_{\Gamma} \cdot \rho_{\Gamma} \cdot v \cdot \Delta},$$

Дана математична модель, поряд з рівняннями (3.17) і (3.20), які являють собою рівняння теплоперенесення в рідкій плівці і газовому потоці, також включає отримані в роботі [184] рівняння: руху рідини в плівці; нерозривності плівки; масовіддачі від вільної поверхні плівки; матеріального балансу газової фази з речовини, що випаровується; відносного вмісту випарюваної речовини в газовій фазі; закону Дальтона.

Для вирішення такої системи рівнянь використовуємо найпростіший чисельний метод явної схеми Ейлера. У цьому випадку дискретизуючи розрахунковий інтервал, відповідний до заданої висоти поверхні, на осі  $Z$  від  $z_0 = 0$  до  $z_n = H$  з прийнятою величиною кроку, замінимо похідну в лівій частині рівняння (3.17) різницеvim аналогом для деякого  $i$ -го поперечного перерізу плівки  $z_i$  (рис. 3.6),

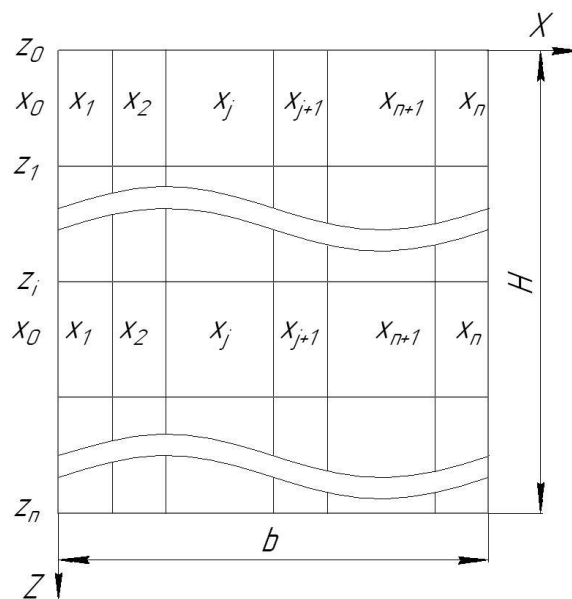


Рисунок – 3.6. Схема розрахунків характеристик плівки та газового потоку:

$i$  – номер перерізу плівки;  $j$  – номер перерізу газового потоку.

$$\frac{d(\delta q)}{dz} \approx \frac{(\delta q)_{i+1} - (\delta q)_i}{z_{i+1} - z_i}.$$

Рівняння (3.16) у цьому випадку можна записати в наступному вигляді

$$\frac{(\delta q)_{i+1} - (\delta q)_i}{z_{i+1} - z_i} = f_i,$$

$$\text{де } f_i = \alpha_{\text{пл}} \cdot t_{\text{ст}} \pm \alpha_{\text{т}} \cdot t_{\text{т}i} - w_i \cdot r_i - \frac{\alpha_{\text{пл}} \pm \alpha_{\text{т}}}{c_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot u_{\text{пл}i} \cdot \delta_i} \cdot (\delta q)_i,$$

звідки, використовуючи вираз (3.16), після відповідних перетворень, отримаємо рекурентну формулу вигляду

$$t_{\text{пл}(i+1)} = \frac{c_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot u_{\text{пл}i} \cdot \delta_i - (\alpha_{\text{пл}} \pm \alpha_{\text{т}}) \cdot (z_{i+1} - z_i)}{c_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot u_{\text{пл}(i+1)} \cdot \delta_{i+1}} \cdot t_{\text{пл}i} + \frac{(\alpha_{\text{пл}} \cdot t_{\text{ст}} \pm \alpha_{\text{т}} \cdot t_{\text{т}i} - w_i \cdot r_i) \cdot (z_{i+1} - z_i)}{c_{\text{ж}} \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot u_{\text{пл}(i+1)} \cdot \delta_{i+1}}, \quad (3.21)$$

де  $t_{\text{т}i}$ ,  $w_i$ ,  $r_i$ ,  $u_{\text{пл}i}$ ,  $\delta_i$  – середні величини за шириною плівки, постійні на кроці  $z_{(i+1)} - z_i$ .

Формула (3.21) дозволяє при відомих значеннях параметрів плівки й газового потоку в перерізі  $z_i$  визначити температуру рідини в перерізі плівки  $z_{(i+1)}$  і в наступних перерізах розрахункового інтервалу. При цьому середню за шириною плівки температуру газової фази над перерізом плівки  $z_i$ , що входить у формулу (3.21), можна визначити вирішуючи диференціальне рівняння (3.20) описаним вище методом. Розрахунковим інтервалом у цьому випадку є ширина плівки, дискретизація якої на осі  $X$  від  $x_0 = 0$  до  $x_n = b$  із заданим кроком дозволяє замінити похідну в лівій частині рівняння (3.20) різницеvim аналогом для деякого  $j$ -го поздовжнього щодо плівки перерізу газової фази  $x_j$  над плівкою в межах кроку  $z_{(i+1)} - z_i$ .

У результаті одержимо рекурентну формулу вигляду

$$t_{\text{т}(j+1)} = \frac{c_{\text{г}j} \cdot \rho_{\text{г}j} \cdot v \cdot \Delta - (K_{\text{ос}} \pm \alpha_{\text{т}}) \cdot (x_{j+1} - x_j)}{c_{\text{г}(j+1)} \cdot \rho_{\text{г}(j+1)} \cdot v \cdot \Delta} t_{\text{т}j} + \frac{(w_j \cdot r_j \pm \alpha_{\text{т}} \cdot t_{\text{пл}i} - K_{\text{ос}} \cdot t_{\text{ос}}) \cdot (x_{j+1} - x_i)}{c_{\text{г}(j+1)} \cdot \rho_{\text{г}(j+1)} \cdot v \cdot \Delta}, \quad (3.22)$$

яка за відомих значеннях параметрів для  $x_j$  дозволяє визначити температуру газової фази в її перерізі  $x_{(j+1)}$  і далі в інших поздовжніх перерізах газової фази.

При моделюванні теплоперенесення розрахунки проводимо в такій послідовності.

Спочатку встановлюємо залежність  $t_{\text{т}} = f(x)$ . Для цього, використовуючи результати, отримані в п. 3.1.1 [181] при вирішенні гідродинамічної задачі і виходячи з початкових умов при  $z_0$  для плівки, а також при  $x_0$  для газового потоку,

розраховуємо для кожного перерізу  $x_j$  на кроці  $z_{i+1} - z_i$  (рис. 3.6) значення швидкості випаровування рідини  $w_j$  і за формулою (3.22) значення температури газової фази  $t_{rj+1}$  з урахуванням того, що значення  $t_{rj}$  відоме в результаті послідовного розрахунку, починаючи із заданого  $t_{r0}$ .

При цьому табличний показник питомої теплоти пароутворення  $r_j$  визначаємо для кожного перерізу  $x_j$  відповідно до значення  $t_{rj}$ , вважаючи його постійним на кроці  $x_{j+1} - x_j$  у межах кроку  $z_{(i+1)} - z_i$  (рис. 3.6). За результатами такого розрахунку проводимо чисельне інтегрування отриманої залежності  $t_r = f(x)$ , а також залежностей  $w = f(x)$  і  $r = f(x)$  за шириною плівки і обчислюємо середнє значення  $t_{ri}$ ,  $w_i$ ,  $r_i$  у межах кроку  $z_{i+1} - z_i$ .

Потім за формулами, отриманими при розв'язку гідродинамічної задачі [181], на кроці  $z_{i+1} - z_i$  розраховуємо величини товщини плівки  $\delta_i$  і швидкість її руху  $u_{плі}$ , а також за формулою (3.21) середню температуру рідини в перерізі плівки  $z_i$ .

За результатами розрахунків будемо залежності  $t_r = f(x)$ ;  $t_r = f(z)$ ;  $t_{пл} = f(z)$ , що характеризують теплоперенесення у системі "плівка рідини – газовий потік".

### **3.2.2 Результати математичного моделювання закономірностей теплоперенесення**

Дослідження проводили за припущеннями, що рідиною, яка стікає з нагрітої поверхні, є вода, а нейтральним газом – повітря. Необхідні для розрахунків значення коефіцієнтів тепловіддачі від поверхні стінки до плівки  $\alpha_{пл}$  та масовіддачі води від плівки до газової фази  $\beta$  визначали за формулами, які приведені нижче (п. 3.3), з урахуванням конкретного режиму руху плівки. Коефіцієнт тепловіддачі  $K_{ос}$  визначали за залежностями, що виражають тепловіддачу від газового потоку до обмежуючої стінки і від цієї стінки в навколишнє середовище. Коефіцієнт тепловіддачі від плівки до газової фази  $\alpha_r$  визначали з формули (3.22) за відомого значення температури газової фази на першому кроці  $x_0 - x_1$  (рис. 3.6). Такий підхід заснований на тому, що на цьому досить малому кроці можна знехтувати зміною

температури газу і вважати, що вона дорівнює  $t_{г0}$ . Отримане значення  $\alpha_T$  приймали постійним за шириною плівки.

Результати розрахунків представляли у вигляді графіків зміни температури плівки і температури газу за висотою нагрітої поверхні, а також зміни температури газу над плівкою за її шириною, при різних режимних параметрах теплоперенесення.

На рисунку 3.7 показаний вплив температури поверхні, з якої стікає плівка, на зміну температури плівки за висотою поверхні.

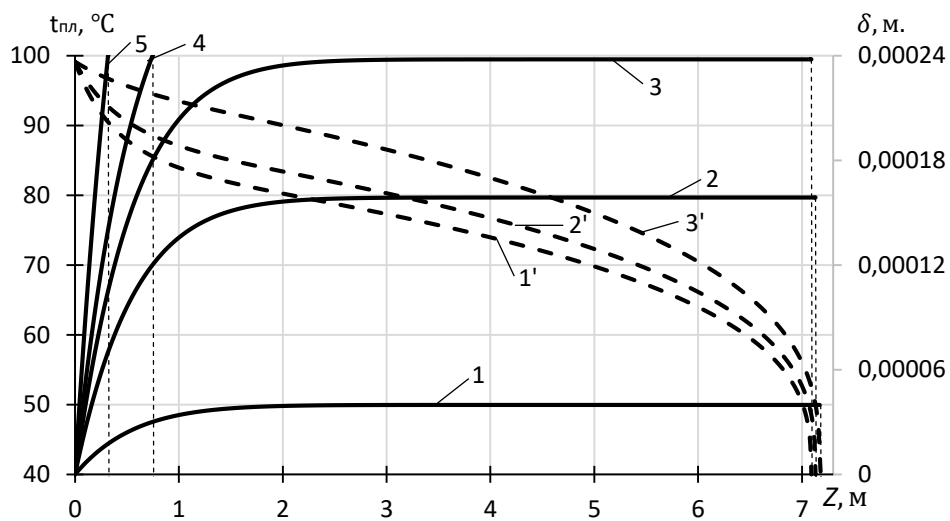


Рисунок – 3.7. Зміни температури (суцільні лінії) і товщини (пунктирні лінії) плівки за висотою нагрітої поверхні ( $L_0 = 0,0065$  кг/с;  $v = 0,75$  м/с;  $t_{пл0} = 40$  °C;  $t_{г0} = 125$  °C) за різних її температур: 1 –  $t_{ст} = 50$  °C; 2 – 80 °C; 3 – 100 °C; 4 – 120 °C; 5 – 177 °C.

На цьому графіку нанесені також розрахункові криві зміни товщини плівки, які зменшуються за висотою поверхні в результаті випаровування рідини. Як впливає з цих даних температура плівки в усіх випадках зростає при зі збільшенням відстані від початкового перерізу плівки і за певних умов ( $t_{ст} < 100$  °C) досягає усталеної температури (суцільні лінії 1, 2, 3), яка залишається постійною доти, поки рідина повністю не випарується (показано пунктирними перпендикулярами на вісь Z). Про повне випаровування свідчить значення товщини плівки  $\delta = 0$  (пунктирні лінії 1', 2', 3'). Доцільно зазначити, що відстань, на якій відбувається повне випаровування рідини слабо залежить від температури поверхні, коли вона  $t_{ст} < 100$  °C (суцільні

лінії). У випадку, коли  $t_{ct} > 100$  °С, температура плівки швидко доходить до температури кипіння води і плівка руйнується (суцільні лінії 4 і 5).

Температура газу в цих же умовах (рис. 3.8а) змінюється за висотою поверхні несуттєво (у межах одного градуса), але за своїм характером ця зміна відповідає розподілу температури в плівці рідини.

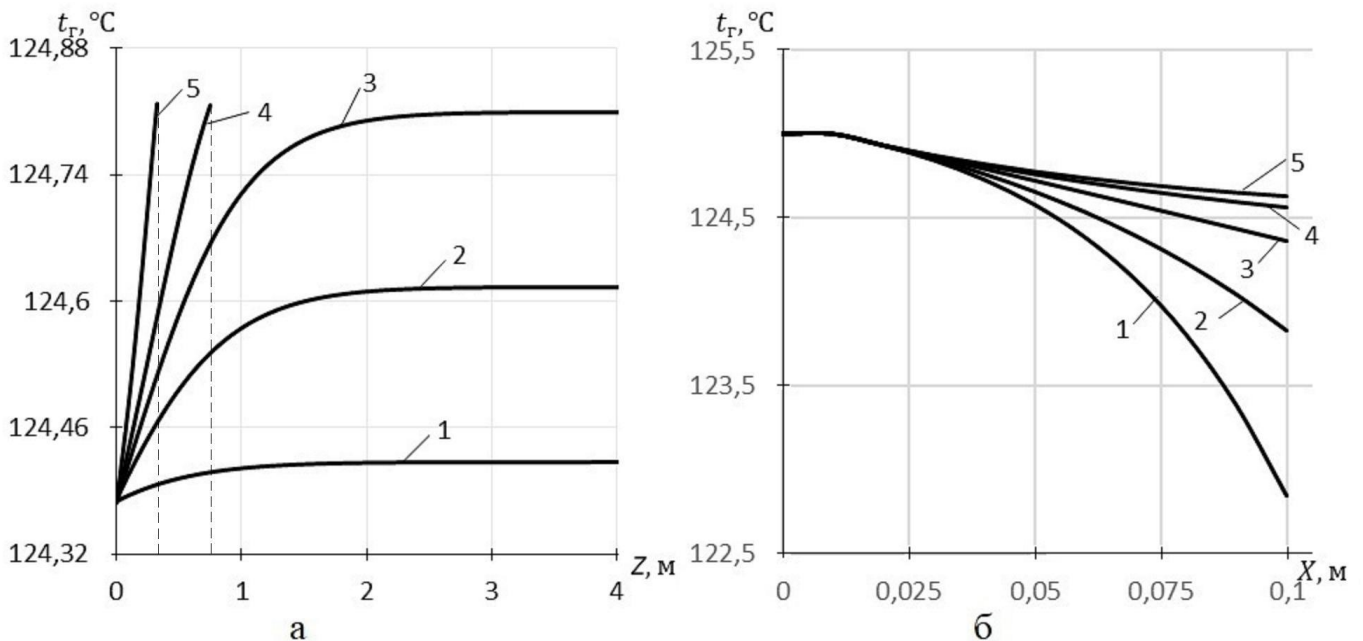


Рисунок – 3.8. Зміна температури газу над плівкою ( $L_0 = 0,0065$  кг/с;  $v=0,75$  м/с;  $t_{пл0} = 40$  °С;  $t_{г0} = 125$  °С): а – за висотою нагрітої поверхні (1 –  $t_{ct} = 50$  °С; 2 – 80 °С; 3 – 100 °С; 4 – 120 °С; 5 – 177 °С), б – за шириною поверхні при  $t_{ct} = 150$  °С (1 –  $Z = 0$  м; 2 – 0,5 м; 3 – 1,0 м; 4 – 1,5 м; 5 – 2,0 м).

Приблизно на тій же відстані від початкового перерізу при  $t_{ct} < 100$  °С вона також досягає усталеного значення, яке залишається постійним при віддаленні від початкового перерізу. Зі збільшенням температури поверхні це усталене значення зростає (криві 1, 2, 3). При температурі  $t_{ct} > 100$  °С температура газу не досягає усталеного значення у зв'язку з руйнуванням плівки при кипінні рідини (води).

У поперечному напрямку (за шириною поверхні) температура газу над плівкою спочатку падає (рис. 3.8б), потім, зі збільшенням відстані від початкового перерізу, це падіння зменшується і при досягненні відстані, на якому в поздовжньому напрямку вона приймає усталене значення, падіння стає незначним (криві 4 і 5).



Дослідження впливу витратних параметрів плівки і газу на зміну температури за висотою поверхні плівки показало, що зі збільшенням початкового потоку рідини інтенсивність зміни цієї температури зменшується (рис. 3.9). Відповідно відстані, на яких досягається усталена температура і відбувається повне випаровування рідини, збільшується. При всіх значеннях цього параметру усталена температура плівки має приблизно однакову величину, яка наближається до температури поверхні.

Швидкість газу слабо впливає на зміну температури плівки за висотою поверхні (рис. 3.10). Усталена температура плівки має приблизно однакову величину при всіх значеннях швидкості газу, що наближається до температури поверхні, але відстань, на якій відбувається повне випаровування плівки, зі зростанням швидкості газу зменшується.

Що стосується температурних параметрів процесу перенесення, то, як показали розрахунки, зі збільшенням початкової температури рідини інтенсивність зміни температури плівки за висотою поверхні збільшується, відповідно зменшується відстань, на якому досягається усталена температура (рис 3.11).

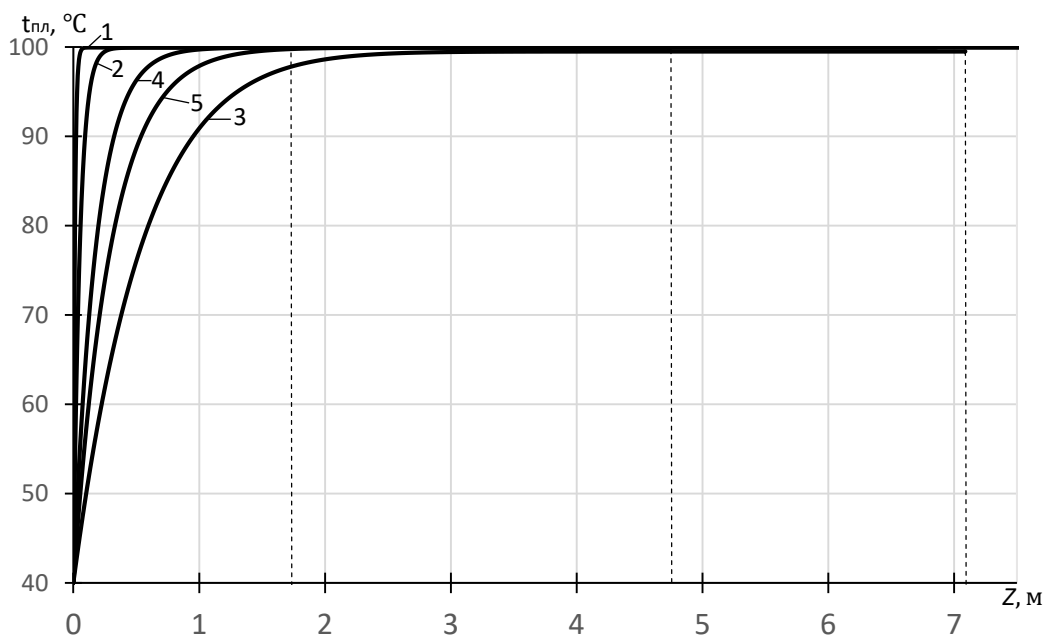


Рисунок 3.9 – Вплив початкового потоку рідини на зміни температури плівки за висотою поверхні ( $t_{ст} = 100^{\circ}\text{C}$ ;  $v = 0,75\text{м/с}$ ;  $t_{пл0} = 40^{\circ}\text{C}$ ;  $t_{г0} = 125^{\circ}\text{C}$ ): 1 –  $L_0 = 0.00171\text{ кг/с}$ ; 2 –  $0,00443\text{ кг/с}$ ; 3 –  $0,0065\text{ кг/с}$ ; 4 –  $0,0138\text{ кг/с}$ ; 5 –  $0,025\text{ кг/с}$ .

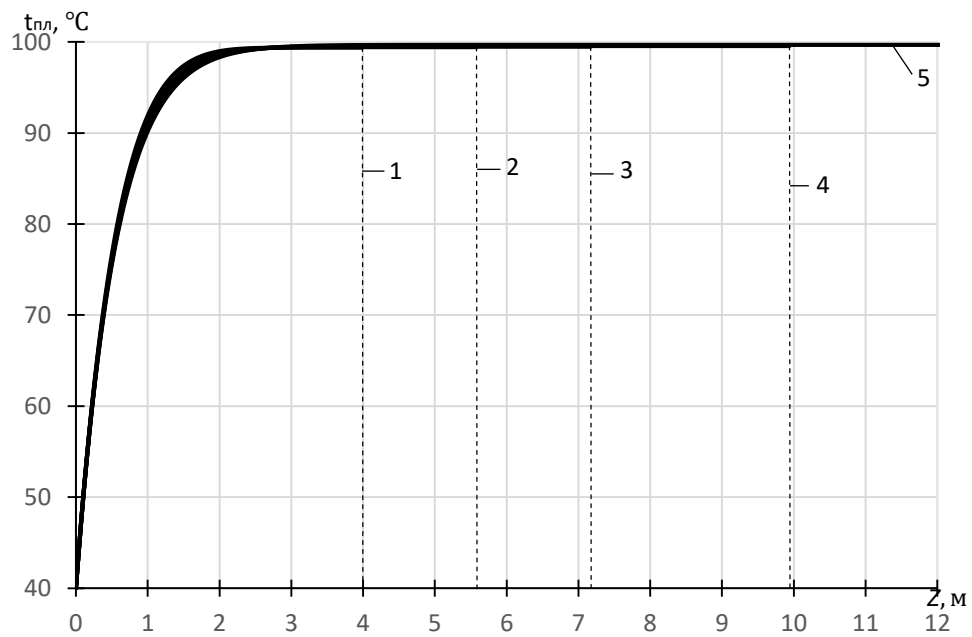


Рисунок 3.10 – Вплив початкової швидкості газу на зміну температури плівки за висотою поверхні ( $t_{ст} = 100^{\circ}\text{C}$ ;  $L_0 = 0,0065\text{м/с}$ ;  $t_{пл0} = 40^{\circ}\text{C}$ ;  $t_{г0} = 125^{\circ}\text{C}$ ): 1 –  $v = 0,25\text{м/с}$ ; 2 –  $0,5\text{м/с}$ ; 3 –  $0,75\text{м/с}$ ; 4 –  $1,0\text{м/с}$ ; 5 –  $1,5\text{м/с}$ .

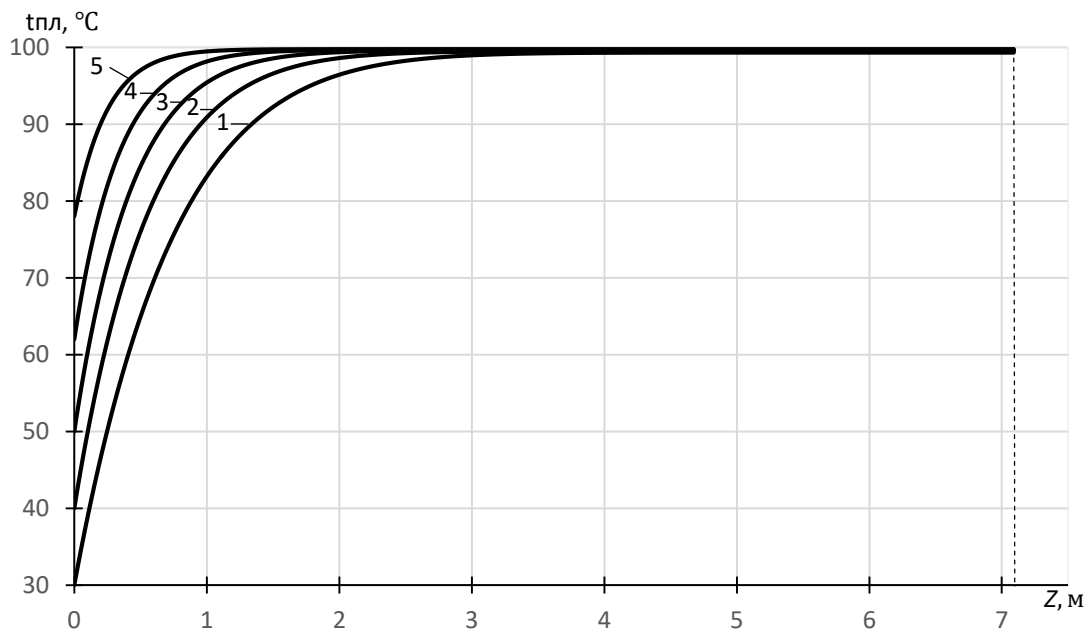


Рисунок 3.11 – Вплив початкової температури рідини на зміну температури плівки за висотою поверхні ( $t_{ст} = 100^{\circ}\text{C}$ ;  $L_0 = 0,0065\text{ кг/с}$ ;  $v = 0,75\text{ м/с}$ ;  $t_{г0} = 125^{\circ}\text{C}$ ): 1 –  $t_{пл0} = 30^{\circ}\text{C}$ ; 2 –  $40^{\circ}\text{C}$ ; 3 –  $50^{\circ}\text{C}$ ; 4 –  $62^{\circ}\text{C}$ ; 5 –  $78^{\circ}\text{C}$ .

Величина усталеної температури плівки і відстань, на якій плівка повністю випаровується, не залежать від початкової температури рідини.

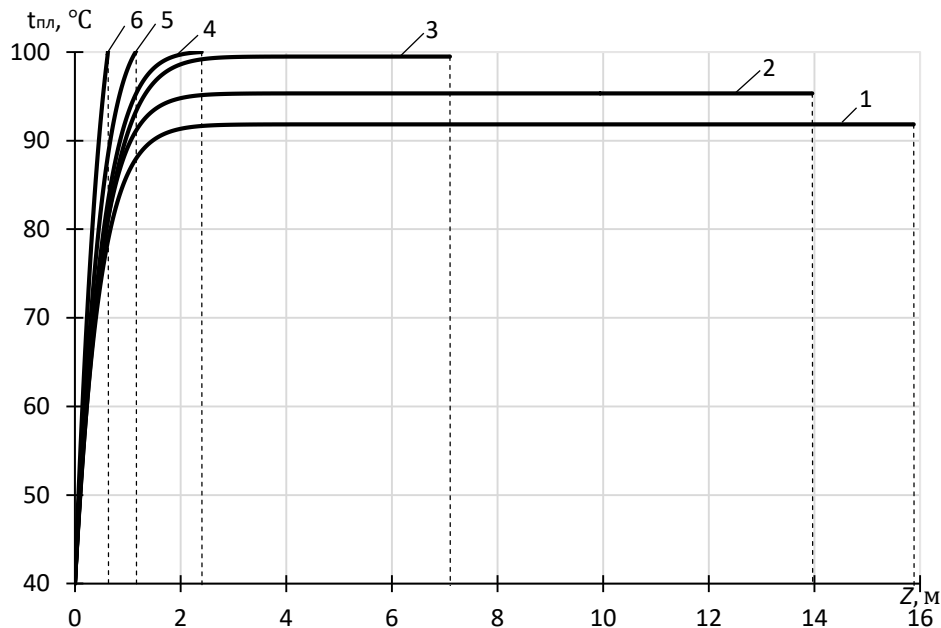


Рисунок 3.12 – Вплив початкової температури газу на зміну температури плівки рідини за висотою поверхні ( $t_{ст} = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $L_0 = 0,0065 \text{ кг/с}$ ;  $v=0,75 \text{ м/с}$ ;  $t_{пл0} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$ ): 1 –  $t_{r0} = 56 \text{ }^\circ\text{C}$ ; 2 –  $80 \text{ }^\circ\text{C}$ ; 3 –  $125 \text{ }^\circ\text{C}$ ; 4 –  $150 \text{ }^\circ\text{C}$ ; 5 –  $170 \text{ }^\circ\text{C}$ ; 6 –  $207 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Зі збільшенням початкової температури газу інтенсивність зміни температури плівки також зростає, відстань на якій відбувається повне випаровування рідини зменшується (рис. 3.12), а усталена температура плівки наближається до температури поверхні (криві 1, 2, 3, 4). У тому випадку, коли температура поверхні рівна або більша за температуру кипіння рідини, усталена температура плівки не досягається (криві 5 і 6), рідина раніше переходить у стан кипіння й плівка руйнується.

### 3.3 Експериментальне дослідження тепломасоперенесення в стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу

Задачею експериментального дослідження тепломасоперенесення в даному випадку було визначення середніх за робочою поверхнею коефіцієнтів тепло – і масовіддачі в стікаючій плівці індивідуальної (однокомпонентної) рідини.

Результати дослідження представляли у вигляді залежностей коефіцієнтів тепловіддачі від робочої поверхні до плівки  $\alpha_{пл}$ , тепловіддачі  $\alpha_T$  і масовіддачі  $\beta$  від поверхні плівки в газовий потік від вхідних параметрів процесу випаровування [186; 187].

Аналіз впливу початкового потоку (густини зрошення поверхні) рідини на зазначені коефіцієнти показав, що характер залежностей всіх коефіцієнтів від цього параметра приблизно однаковий (рис. 3.11).

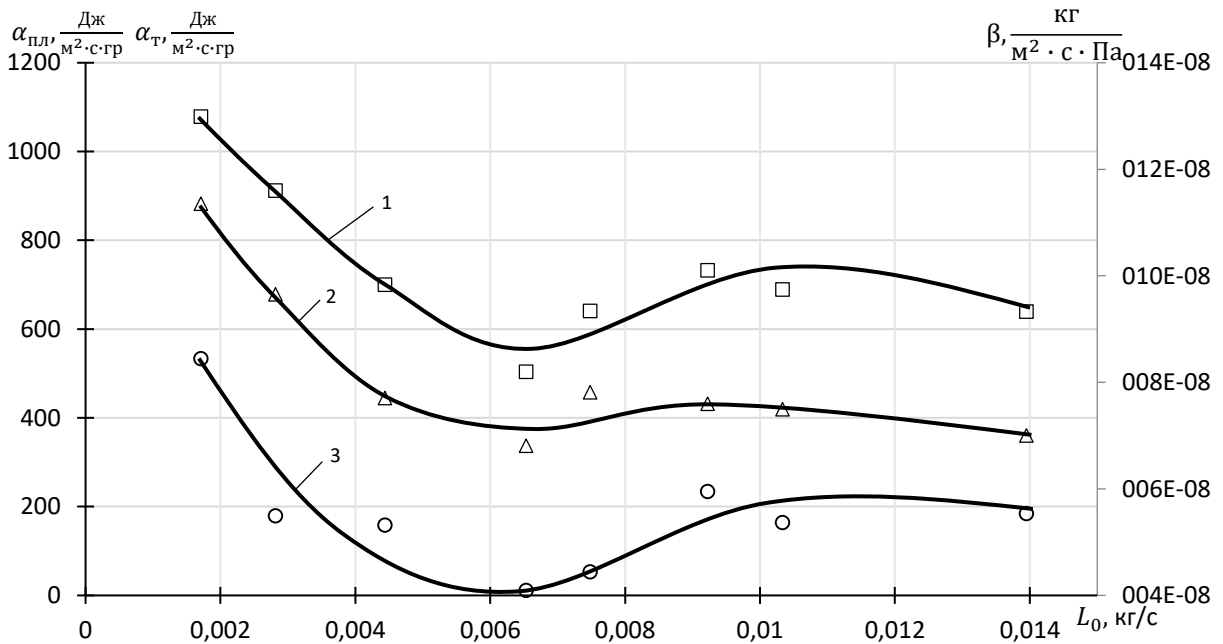


Рисунок 3.13 – Залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від початкової витрати рідини: 1-  $\alpha_{пл} = f(L_0)$ ; 2-  $\alpha_T = f(L_0)$ ; 3-  $\beta = f(L_0)$ .

Зі збільшенням потоку рідини коефіцієнти тепло – і масовіддачі спочатку зменшуються, досягають мінімального значення, потім починають зростати. Такий екстремальний характер цих залежностей підтверджується літературними даними у застосуванні до коефіцієнта тепловіддачі від поверхні до плівки [70]. Він пояснюється переходом від ламінарного режиму руху плівки до турбулентного (рис. 3.14).

У ламінарному режимі зі збільшенням потоку рідини зростає товщина плівки, що призводить до зменшення коефіцієнта тепловіддачі від поверхні до плівки, і як наслідок з рисунку 3.13, також і коефіцієнтів тепловіддачі і масовіддачі від плівки до газової фази.



Рисунок 3.14 – Фотографія стікаючої плівки: а – ламінарний режим; б – турбулентний режим.

При переході до турбулентного режиму інтенсивність тепломасоперенесення зростає, але це зростання обмежується порівняно невеликими значеннями зазначених коефіцієнтів, а при подальшому збільшенні витрати рідини спостерігається їх деяке зменшення (рис. 3.13). Це можна пояснити тим, що за своєю природою стікання плівки рідини з вертикальної поверхні має нестійкий хвильовий характер [70]. При великих витратах рідини звичайні двомірні хвилі, що мають місце на поверхні плівки в ламінарному режимі, в турбулентному режимі в умовах випаровування й перехресного газового потоку можуть переходити в тривимірні хвилі з великою амплітудою, коли пульсації товщини й швидкості руху плівки перевищують їх середні значення [99]. Це дозволяє припустити, що такий нестійкий рух плівки призводить до зниження інтенсивності тепломасоперенесення.

Представлення наведених на рисунку 3.13 залежностей у безрозмірних змінних  $Nu_{пл}$ ,  $Nu_T$ ,  $Sh$  і  $Re_{ж}$ , що виражають відповідні коефіцієнти тепло – і масовіддачі, а також витрата рідини, дозволяють лінеаризувати ці залежності в логарифмічних координатах (рис. 3.15), де  $Nu_{пл} = \frac{\alpha_{пл}}{\lambda_{ж}} \left(\frac{v_{ж}^2}{g}\right)^{1/3}$ ;  $Nu_T = \frac{\alpha_T}{\lambda_T} \left(\frac{v_T^2}{g}\right)^{1/3}$ ;  $Sh = \frac{\beta}{D_T} \left(\frac{v_T^2}{g}\right)^{1/3}$ ;  $Re_{ж} = \frac{4\Gamma_0}{\mu_{ж}}$ ;  $\nu_{ж}$  – кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини м<sup>2</sup>/с;  $D_T$  – коефіцієнт дифузії пари в газовій фазі, м<sup>2</sup>/с.

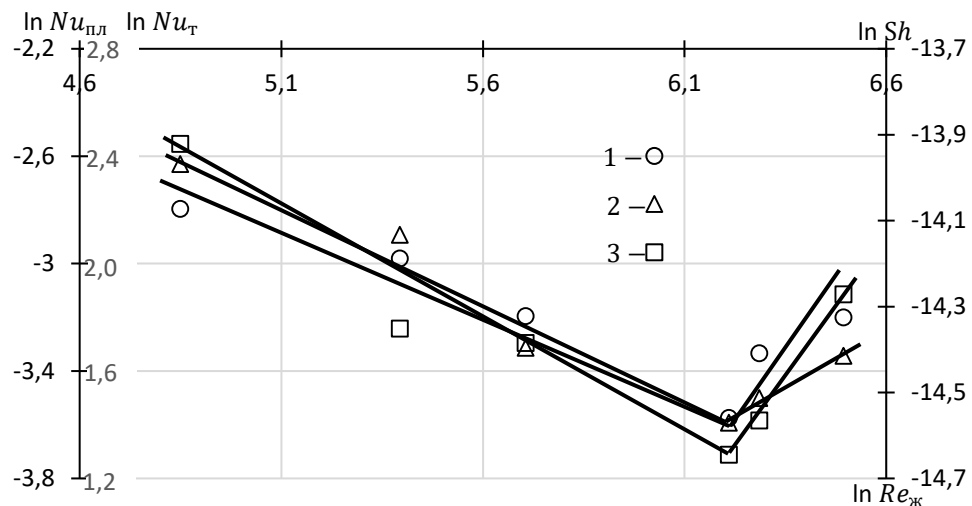


Рисунок 3.15 – Залежність безрозмірних коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від критерію Рейнольдса: 1-  $Nu_{пл} = f(Re_{ж})$ ; 2-  $Nu_T = f(Re_{ж})$ ; 3-  $Sh = f(Re_{ж})$ .

Характерний злам прямих на графіку лінеаризованих залежностей дає можливість визначити критичне значення критерію Рейнольдса, яке, як слідує з рисунку 3.15, приблизно однакове для всіх цих коефіцієнтів і дорівнює  $Re_{ж\text{кр}} \approx 500$ . Подальше дослідження залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від вхідних параметрів процесу тепломасоперенесення приводили роздільно для ламінарного ( $Re_{ж} < Re_{ж\text{кр}}$ ) і турбулентного ( $Re_{ж} > Re_{ж\text{кр}}$ ) режимів стікання плівки.

Результати цих досліджень показали (рис. 3.16), що коефіцієнти  $\alpha_{пл}$  в обох режимах стікання плівки зростає лінійно зі збільшенням швидкості газу, але в ламінарному режимі його зростання відбувається інтенсивніше (рис. 3.16).

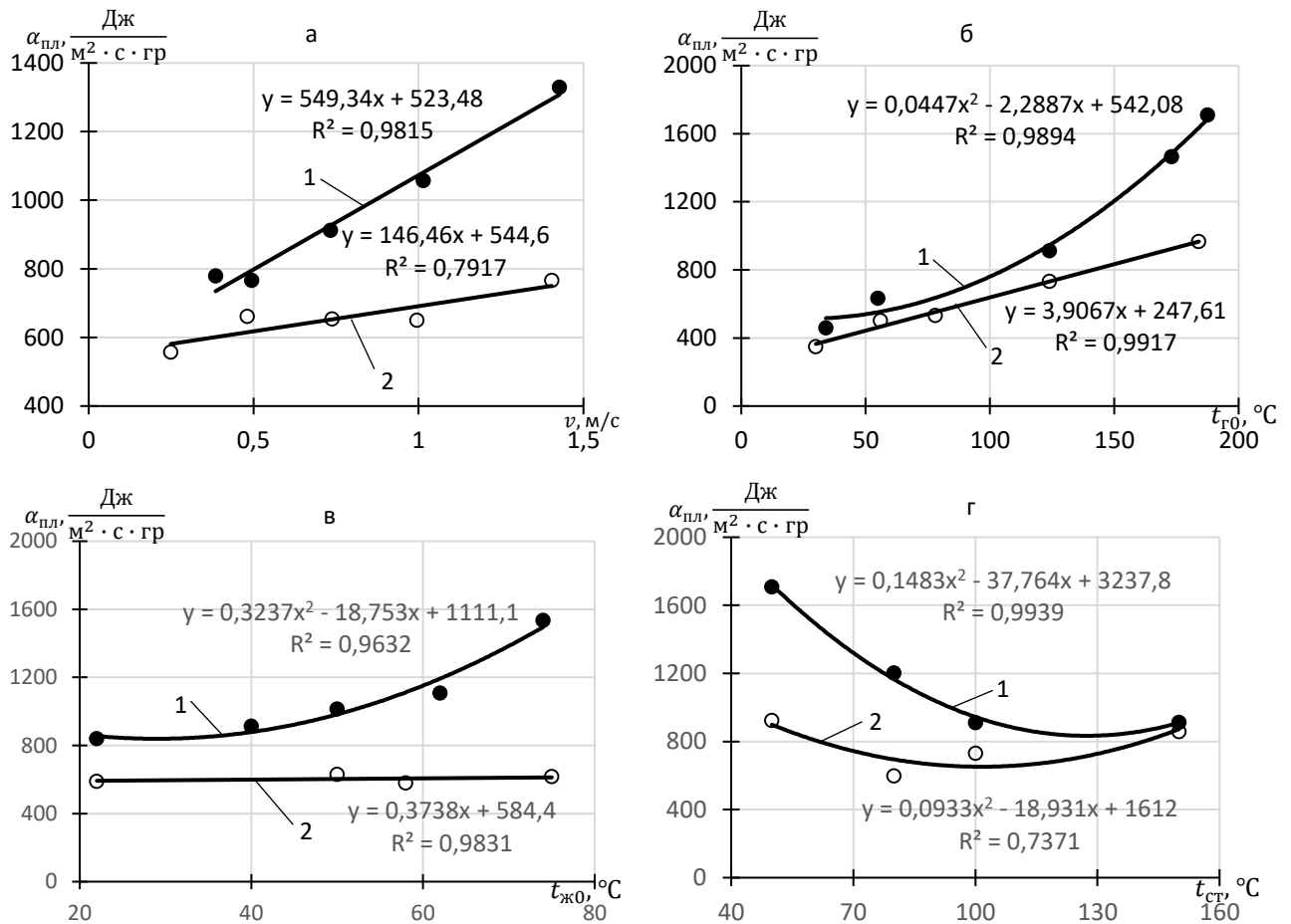


Рисунок 3.16 – Залежність коефіцієнта тепловіддачі від поверхні до плівки від параметрів процесу тепломасоперенесення: 1 –  $Re_{ж} < Re_{ж\text{кр}}$ ; 2 –  $Re_{ж} > Re_{ж\text{кр}}$ .

Також зростає коефіцієнт  $\alpha_{пл}$  зі збільшенням початкової температури газу (рис. 3.16б). Вплив режимів стікання плівки в цьому випадку полягає також в більш інтенсивному його зростанні в ламінарному режимі, ніж в турбулентному. Для першого режиму характерна параболічна залежність, для другого – лінійна. Зростання коефіцієнта  $\alpha_{пл}$  в відповідності з параболічною функцією в ламінарному режимі спостерігається і для його залежності від початкової температури рідини, в той час як при турбулентному режимі ця температура практично не впливає на коефіцієнт  $\alpha_{пл}$  (рис. 3.16в).

Більш складний характер має залежність коефіцієнта  $\alpha_{пл}$  від температури поверхні стінки як при ламінарному, так і турбулентному режимах (рис. 3.16г). Спочатку зі збільшенням температури поверхні коефіцієнт  $\alpha_{пл}$  зменшується, потім після досягнення температури, приблизно відповідної температури кипіння рідини

(100°C), починає збільшуватися. В обох режимах стікання плівки залежність  $\alpha_{пл} = f(t_{ст})$  наближатися до параболічної функції.

Що стосується коефіцієнта тепловіддачі від плівки в газову фазу  $\alpha_T$ , то для всіх параметрів процесу тепломасоперенесення, за винятком швидкості газу, з їх збільшенням характерне зростання цього коефіцієнта для обох режимів стікання плівки (рис. 3.17).

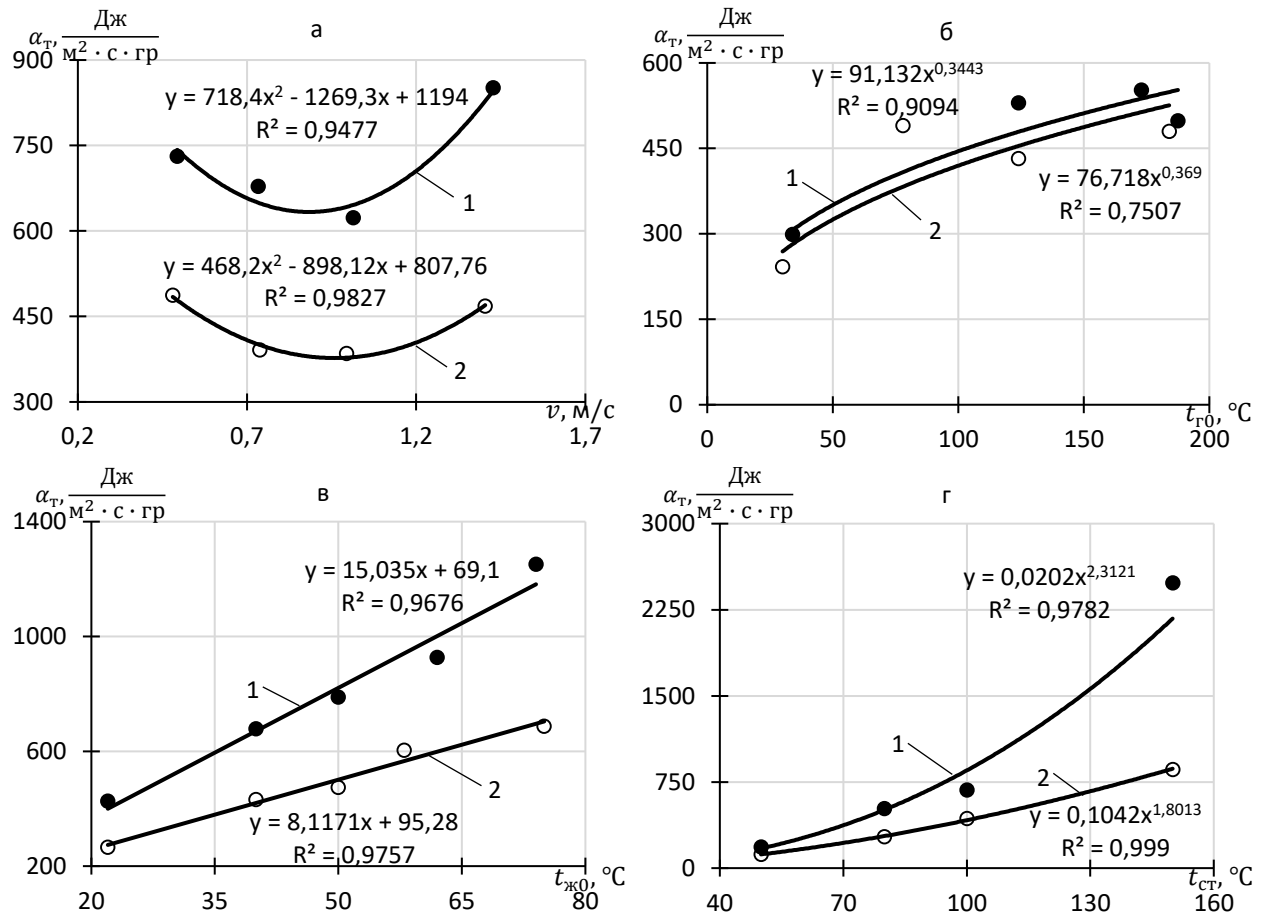


Рисунок 3.17 – Залежність коефіцієнта тепловіддачі від плівки в газовий потік від параметрів процесу тепломасоперенесення: 1–  $Re_{ж} < Re_{ж\text{кр}}$ ; 2–  $Re_{ж} > Re_{ж\text{кр}}$ .

Залежність  $\alpha_T = f(v)$  має явно екстремальний характер як для ламінарного, так і для турбулентного режимів (рис. 3.17а). Зі збільшенням швидкості газу коефіцієнт  $\alpha_T$  також спочатку падає, потім досягнувши мінімального значення при швидкості газу  $v \approx 1,0$  м/с, починає зростати. Для обох режимів стікання плівки ця залежність досить добре відповідає параболічній функції. Можна припустити, що такий характер залежності  $\alpha_T = f(v)$  пов'язаний з ламінарно–турбулентним переходом у газовій фазі



зі зростанням швидкості газу й проявом дотичних напружень на міжфазній границі в умовах хвильового руху плівки.

Особливістю впливу інших параметрів процесу тепломасоперенесення на коефіцієнт  $\alpha_T$  являється практичний збіг (в межах розкиду експериментальних точок) залежності  $\alpha_T = f(t_{г0})$  в ламінарному і турбулентному режимах (рис. 3.17б) а також більш висока інтенсивність зростання коефіцієнта  $\alpha_T$  в ламінарному режимі, ніж в турбулентному зі збільшенням температури рідини (рис. 3.17в) і температури поверхні (рис. 3.17г), причому залежність  $\alpha_T = f(t_{ж0})$  має лінійний характер.

Залежності коефіцієнта масовіддачі від плівки рідини в газовий потік  $\beta$  від швидкості газу на відміну від таких залежностей коефіцієнта тепловіддачі має різний характер для ламінарного і турбулентного режимів (рис. 3.18а).

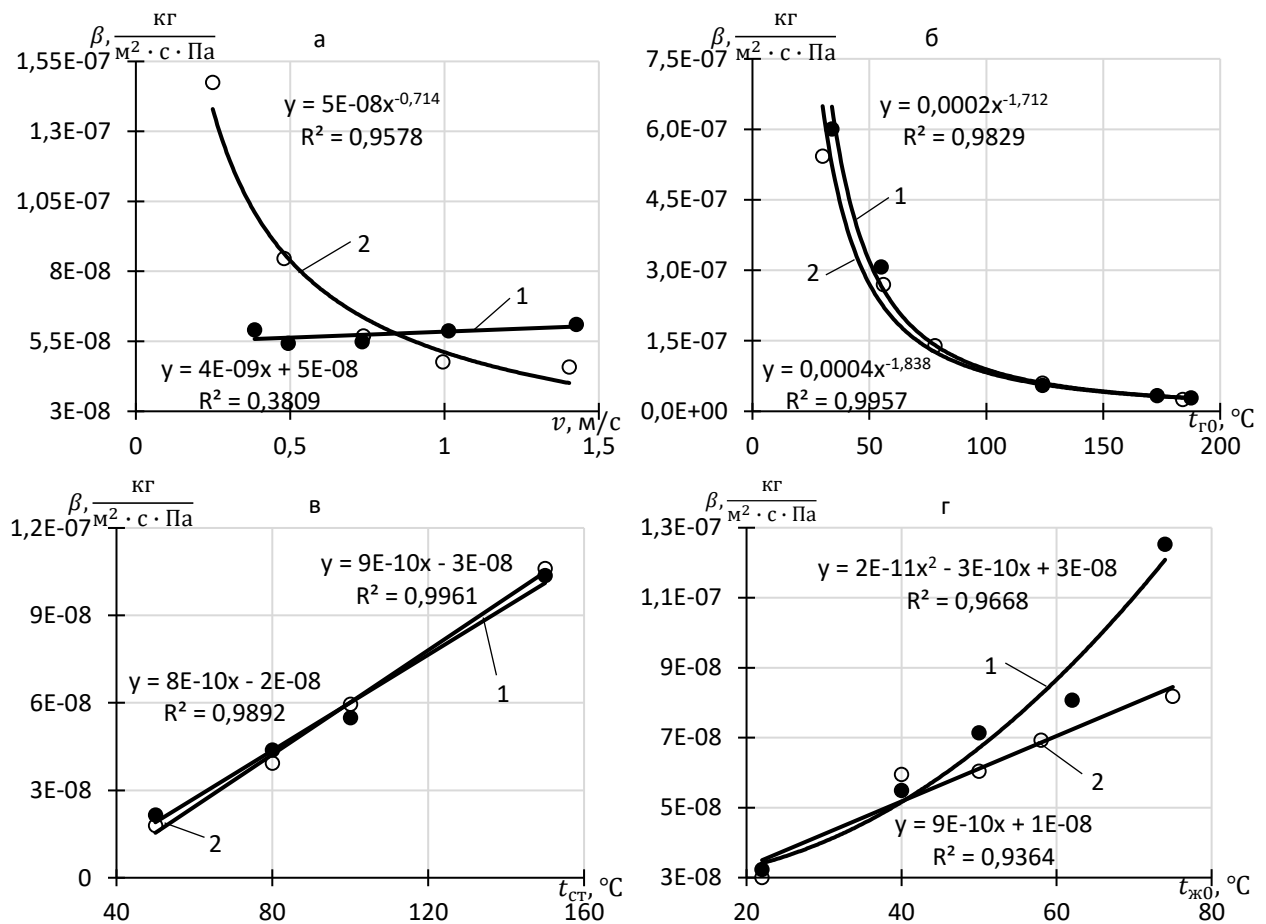


Рисунок 3.18 – Залежність коефіцієнта масовіддачі в газовий потік від параметрів процесу тепломасоперенесення: 1-  $Re_{ж} < Re_{ж\text{кр}}$ ; 2-  $Re_{ж} > Re_{ж\text{кр}}$ .

Для ламінарного режиму коефіцієнт  $\beta$  зменшується зі збільшенням швидкості газу, причому інтенсивність зменшення більше в діапазоні малих швидкостей, ніж у діапазоні більших. При малих швидкостях значення коефіцієнта  $\beta$  менше його значень, ніж в турбулентному режимі, при великих – вони більше. Для турбулентного режиму спостерігається невелике зростання коефіцієнта  $\beta$  зі збільшенням швидкості газу практично відповідає лінійній функції. Залежності коефіцієнта  $\beta$  від початкової температури газу (рис. 3.18б) і температури поверхні (рис. 3.18в) практично збігаються для обох цих режимів. Зі збільшенням початкової температури газу коефіцієнт  $\beta$  падає, спочатку інтенсивно (приблизно до 100°C), потім падіння відбувається менш інтенсивно. Зі збільшенням температури поверхні коефіцієнт  $\beta$  також зростає відповідно до лінійної функції. Зі збільшенням початкової температури рідини коефіцієнт  $\beta$  зростає в обох режимах стікання плівки: більш інтенсивно, відповідно до параболічної функції, при ламінарному режимі й менш інтенсивно, відповідно до лінійної функції, при турбулентному режимі (рис. 3.18г).

Таким чином, коефіцієнти тепло – і масовіддачі залежать практично від усіх початкових параметрів процесу тепломасоперенесення, за винятками початкової температури рідини від якої не залежить коефіцієнт  $\alpha_{пл}$  при турбулентному режимі (рис. 3.16в). Слабко проявляється залежність коефіцієнта  $\beta$  від швидкості газу в ламінарному режимі (рис. 3.18а).

Математичну обробку експериментальних даних проводили з використанням методів узагальнених змінних, що дозволило виразити залежності безрозмірних коефіцієнтів тепло – і масовіддачі  $Nu_{пл}$ ,  $Nu_T$ ,  $Sh$ , від критеріїв:  $Re_{ж}$ ;  $Re_{г}$ ;  $Pr_{ж}$ ;  $Pr_{г}$ ;  $Sc$ , де  $Re_{г} = \frac{vl_{екв}}{\nu_{г}}$  – критерій Рейнольдса для газового потоку;  $Pr_{ж} = \frac{\nu_{ж}}{a_{ж}}$  – критерій Прандтля для рідкої плівки;  $Pr_{г} = \frac{\nu_{г}}{a_{г}}$  – критерій Прандтля для газового потоку;  $Sc = \frac{\nu_{г}}{D_{г}}$  – критерій Шмидта для газового потоку;  $l_{екв} = \sqrt{\frac{4H\Delta}{\pi}}$  – характерний розмір газового потоку, м.

Враховуючи значний вплив на коефіцієнти тепло – і масовіддачі температури поверхні, яка не відображається в зазначених критеріях, в ці залежності додатково

ввели симплекси  $t_{ст}/t_{г0}$  и  $t_{ст}/t_{ж0}$ . Також враховували, що критерії  $Re_{ж}$  і  $Pr_{ж}$ ,  $Re_{г}$  і  $Pr_{г}$ ,  $Re_{г}$  і  $Sc$  являються взаємозалежними через температури рідини й газу, що ускладнювало обробку даних, отриманих при однофакторному експерименті. Тому замість взаємозалежних критеріїв були використані критерії Пекле  $Pe_{ж} = Re_{ж} \cdot Pr_{ж}$ ;  $Pe_{г} = Re_{г} \cdot Pr_{г}$ ;  $Pe_{g} = Re_{г} \cdot Sc$ , відповідно для рідкої плівки, газового потоку й дифузійний для газового потоку.

У результаті такої обробки експериментальних даних отримано наступні емпіричні рівняння:

– для ламінарного режиму

$$Nu_{пл} = 0,0717 Pe_{ж}^{-0,58} Re_{г}^{0,43} \left( \frac{t_{ст}}{t_{г0}} \right)^{-0,61}, \quad (3.23)$$

яке застосовуються в межах зміни безрозмірних перемінних:  $562 \leq Pe_{ж} \leq 2140$ ;  $1992 \leq Re_{г} \leq 782$ ;  $0,4 \leq t_{ст}/t_{г0} \leq 1,2$ , з середньоквадратичним відхиленням (стандартною похибкою) між розрахунковими та експериментальними значеннями коефіцієнта  $\alpha_{пл}$ , що дорівнює  $S = 0,0074 \frac{Дж}{м^2 \cdot c \cdot гр}$  (розрахованими за 13 дослідями);

$$Nu_{т} = 22,1 \cdot 10^3 Pe_{г}^{-0,73} Re_{ж}^{-0,74} \left( \frac{t_{ст}}{t_{ж0}} \right)^{2,02}, \quad (3.24)$$

застосовуються при  $1362 \leq Pe_{г} \leq 3677$ ;  $127 \leq Re_{ж} \leq 497$ ;  $1,25 \leq t_{ст}/t_{ж0} \leq 2,5$ , с  $S = 1,854 \frac{Дж}{м^2 \cdot c \cdot гр}$  для коефіцієнта  $\alpha_{т}$  (за 11 дослідями);

$$Sh = 1,06 \cdot 10^{-6} Pe_{g}^{0,12} Re_{ж}^{-0,51} \left( \frac{t_{ст}}{t_{ж0}} \right)^{1,41}, \quad (3.25)$$

застосовуються при  $1715 \leq Pe_{g} \leq 4977$ ;  $127 \leq Re_{ж} \leq 497$ ;  $1,25 \leq t_{ст}/t_{ж0} \leq 3,75$ , с  $S = 0,31 \cdot 10^{-7} \frac{кг}{м^2 \cdot c \cdot Па}$  для коефіцієнта  $\beta$  (за 12 дослідями);

– для турбулентного режиму

$$Nu_{пл} = 0,378 \cdot 10^{-4} Pe_{ж}^{0,72} Re_{г}^{0,15} \left( \frac{t_{ст}}{t_{г0}} \right)^{0,06}, \quad (3.26)$$

застосовуються при  $2140 \leq Pe_{ж} \leq 3187$ ;  $1263 \leq Re_{г} \leq 7293$ ;  $0,398 \leq t_{ст}/t_{г0} \leq 1,181$ , с  $S = 0,0054 \frac{Дж}{м^2 \cdot c \cdot гр}$  для коефіцієнта  $\alpha_{пл}$  (за 12 дослідями);

$$Nu_{т} = 0,213 Pe_{г}^{-0,88} Re_{ж}^{0,34} \left( \frac{t_{ст}}{t_{ж0}} \right)^{1,56}, \quad (3.27)$$

застосовуються при  $894 \leq Pe_T \leq 5190$ ;  $497 \leq Re_{ж} \leq 741$ ;  $1,25 \leq t_{ст}/t_{ж0} \leq 3,75$ , с  $S = 0,495 \frac{Дж}{м^2 \cdot с \cdot гр}$  для коефіцієнта  $\alpha_T$  (за 12 дослідями);

$$Sh = 0,178 \cdot 10^{-6} Pe_g^{-0,7} Re_{ж}^{0,81} \left( \frac{t_{ст}}{t_{ж0}} \right)^{1,63}, \quad (3.28)$$

застосовуються при  $874 \leq Pe_g \leq 5046$ ;  $497 \leq Re_{ж} \leq 741$ ;  $1,25 \leq t_{ст}/t_{ж0} \leq 3,75$ , с  $S = 0,84 \cdot 10^{-7} \frac{кг}{м^2 \cdot с \cdot Па}$  для коефіцієнта  $\beta$  (за 13 дослідями).

Наведені рівняння дозволяють розраховувати наближені значення середніх коефіцієнтів тепло – і масовіддачі в стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу.

### Висновки до розділу 3

1. Розроблені математичні моделі гідродинаміки і тепломасоперенесення стікаючої з плоскої вертикальної поверхні плівки рідини, що випаровується в потік нейтрального газу, на яких досліджені основні закономірності цих процесів.

2. Дослідження гідродинаміки стікаючої плівки рідини, що випаровується в газовий потік, показала, що товщина й швидкість руху плівки зменшується за час його руху. Інтенсивність випаровування рідини при перехресному напрямку руху потоків більше, ніж при прямоточному напрямку, порівнянне і може перевищувати інтенсивність випаровування при протиточному напрямку.

3. На підставі математичного моделювання тепломасоперенесення стікаючої плівки рідини в умовах її перехресного напрямку руху щодо газового потоку встановлено характер зміни температур плівки й газового потоку за висотою поверхні стікання, а також температури газу за шириною плівки. Показано, що температура плівки при віддаленні від її початкового перерізу досягає усталеного значення, а при подальшому видаленні рідини може повністю випаруватися. Розроблено алгоритм розрахунку відстані, на якому досягаються ці явища.

4. Експериментально встановлено значення коефіцієнтів тепловіддачі від поверхні до стікаючої з неї плівки рідини, а також коефіцієнтів тепловіддачі і

масовіддачі від плівки в перехресний потік газу, які є параметрами розроблених математичних моделей.

5. Показано, що залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від початкового потоку рідини проходять через мінімум, відповідний  $Re_{ж} \approx 500$ , що свідчить про перехід від ламінарного режиму течії плівки до турбулентного в умовах, що розглядаються. Встановлено залежність цих коефіцієнтів від параметрів процесу тепломасоперенесення для обох режимів. На підставі математичної обробки експериментальних даних отримані емпіричні рівняння для їх розрахунку

## РОЗДІЛ 4

### КОНЦЕНТРУВАННЯ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ МАЛОЛЕТКИХ РІДИН У СТІКАЮЧІЙ ПЛІВЦІ ВИПАРОВУВАННЯМ В ПЕРЕХРЕСНИЙ ПОТІК НЕЙТРАЛЬНОГО ГАЗУ

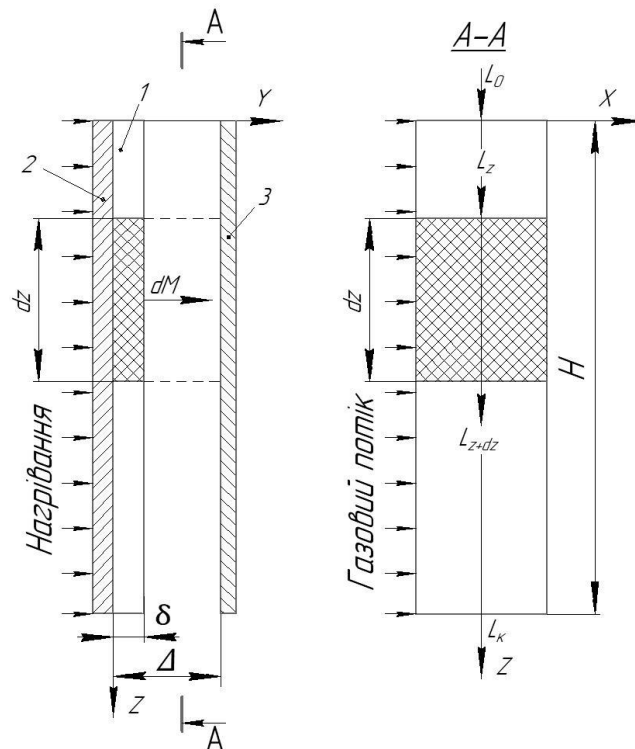
У даному розділі представлені результати дослідження процесу концентрування розчину малолеткої рідини у стікаючій плівці в умовах випаровування в перехресний потік нейтрального газу, метою якого було встановлення закономірності зміни складу розчину за довжиною плівки. Дослідження проводили на математичній моделі з експериментальним визначенням параметрів моделі – коефіцієнтів тепло – і масовіддачі для водного розчину гліцерину [188].

#### 4.1 Розробка математичної моделі процесу концентрування

Розглянемо процес концентрування розчину малолеткої необмежено розчинної у воді рідкої речовини (гліцерин, сульфатна кислота та ін.).

Будемо вважати, що випаровується тільки вода. Такий підхід має підставу для розчинів малолетких речовин, що не утворюють з водою азеотропних сумішей, наприклад, гліцерин. Для речовин, що утворюють з водою азеотропні суміші, таких як, сульфатна кислота, таке допущення справедливе при значеннях концентрації цих речовин в розчині, які віддалені від азеотропної точки. Коли концентрація розчиненої речовини наближається до азеотропної точки, ця речовина починає випаровуватися разом з водою й склад парів обох компонентів стає близьким до складу розчину.

У даному випадку процес концентрування організований так (рис. 4.1), що розчин у вигляді плівки 1 рухається під дією сили тяжіння з поверхні вертикальної плоскої стінки 2, нагрітої до заданої температури, яка підтримується постійною.



1 – плівка розчину; 2 – стінка з поверхнею стікання; 3 – огорожувальна стінка.

Рисунок 4.1 – Схема організації процесу концентрування розчину

Випаровування відбувається з поверхні плівки в простір, який огорожений стінкою 3, зовнішня поверхня якої контактує з навколишнім середовищем. У цей простір перпендикулярно руху плівки надходить потік нейтрального газу, який захоплює пар випаровуваної речовини і виносить її за межі поверхні плівки.

Математична модель в даному випадку ґрунтується на фізичних уявленнях і допущеннях, запропонованих при моделюванні гідродинаміки і теплопереноса в стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу (розділ 3). Відповідно математичний опис процесу концентрування розчину в цих умовах включає такі рівняння: руху рідини в плівці (3.1); нерозривності плівки (3.4); масовіддачі від вільної поверхні плівки в газову фазу (3.5); матеріального балансу газової фази за речовиною, що випаровується (3.6); відносного вмісту речовини, що випаровується в газову фазу (записане на основі рівняння Клапейрона) (3.7); рівняння, що виражає закон Дальтона (3.8); теплопереноса в рідкій плівці (3.17); теплопереноса в газовому потоці (3.20). Відмінність у застосуванні цих рівнянь для процесу концентрування в тому, що в даному випадку враховуємо залежність

характеристик розчину (густини, в'язкості, питомої теплоємності) від його температури й складу, які змінюються при русі плівки.

Для визначення зміни складу розчину в стікаючій плівці, цю систему рівнянь доповнимо рівнянням матеріального балансу за випаровуваною речовиною (водою), записаною для елемента плівки об'ємом  $b\delta dz$  (рис. 4.1)

$$-d(\psi L) = ydM, \quad (4.1)$$

де  $L = \rho_{\text{ж}} u_{\text{пл}} \delta b_{\text{пл}}$  – масовий потік (витрата) розчину, кг/с;  $M$  – масовий потік водяної пари від поверхні плівки, кг/с.

Переходячи до лінійної масової густини зрошення  $\Gamma = \rho_{\text{ж}} u_{\text{пл}} \delta$  і виражаючи масовий потік пари води з рівняння масовіддачі (3.5)

$$ydM = \beta(P_{\text{вн}} - P_{\text{в}})b_{\text{пл}}dz, \quad (4.2)$$

рівняння (4.1) при  $b_{\text{пл}}(z) = \text{const}$  запишемо в наступному вигляді

$$-\frac{d(\psi\Gamma)}{dz} = \beta(P_{\text{вн}} - P_{\text{в}}), \quad (4.3)$$

Систему рівнянь, що описують процес концентрування розчину в стікаючій плівці в розглянутих умовах, вирішували чисельно, роздільно для плівки розчину з сіткою в поздовжньому напрямку за довжиною плівки і для газового потоку з сіткою в поперечному напрямку з використанням методу явної схеми Ейлера відповідно до розрахункової схеми (рис. 3.6).

Рівняння (4.3) у цьому випадку вирішуємо наступним чином: Дискретизуючи розрахунковий інтервал, що відповідає заданій висоті поверхні стікання, на осі  $Z$  від  $z_0 = 0$  до  $z_n = H$  із прийнятою величиною кроку, замінимо похідну в лівій частині рівняння (4.3) різницеvim аналогом для деякого  $i$ -го поперечного перерізу плівки  $z_i$

$$-\frac{d(\psi\Gamma)}{dz} \approx \frac{(\psi\Gamma)_{i+1} - (\psi\Gamma)_i}{z_{i+1} - z_i}.$$

Тоді рівняння (4.3) запишемо

$$\frac{(\psi\Gamma)_{i+1} - (\psi\Gamma)_i}{z_{i+1} - z_i} = \beta(P_{\text{вн}i} - P_{\text{в}i}),$$

звідки, використовуючи вираз для лінійної масової густини зрошення, після відповідних перетворень, отримаємо рекуррентну формулу виду



$$\psi_{i+1} = \frac{\rho_{жi} u_{плi} \delta_i}{\rho_{ж(i+1)} u_{пл(i+1)} \delta_{(i+1)}} \psi_i + \frac{\beta(P_{внi} - P_{вi})}{\rho_{р(i+1)} u_{пл(i+1)} \delta_{(i+1)}} (z_{(i+1)} - z_i). \quad (4.4)$$

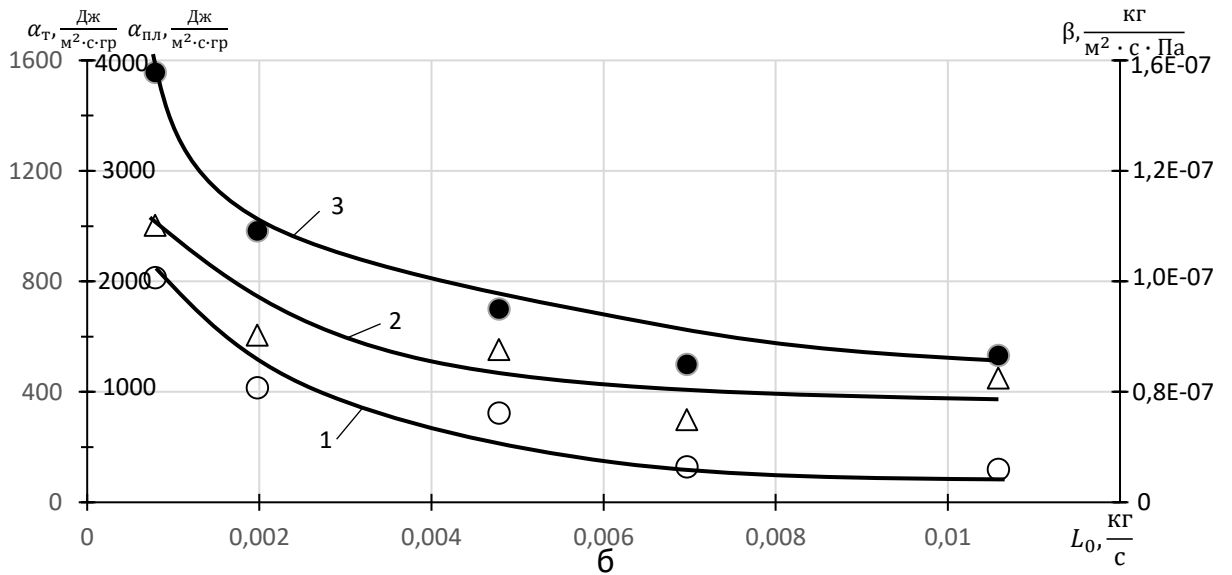
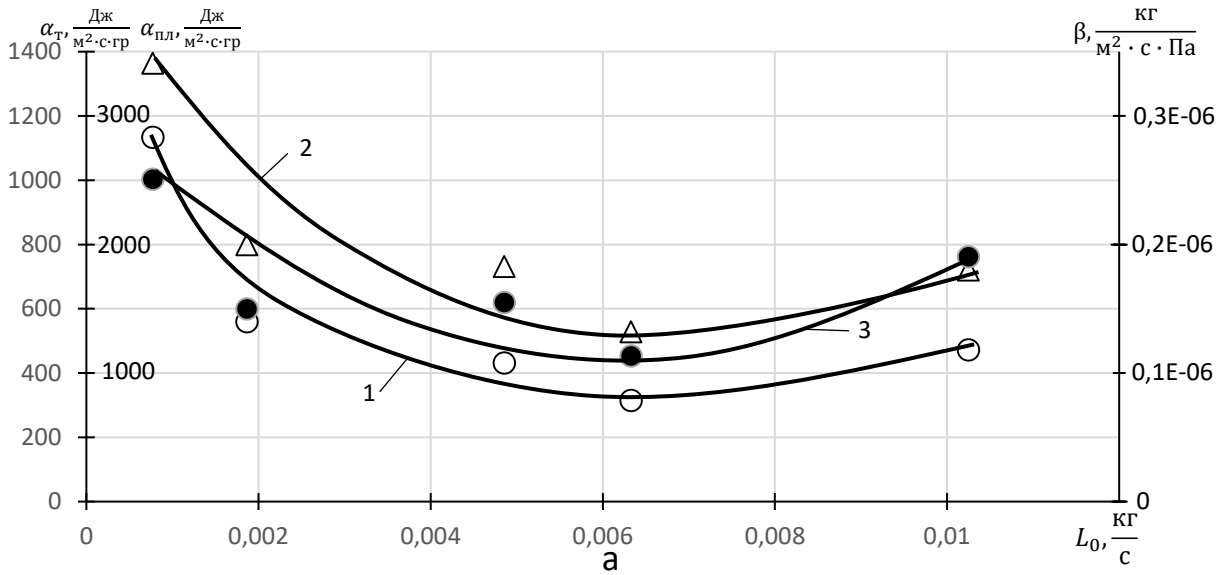
Формула (4.4) дозволяє розраховувати зміну масової частки води в розчині стікаючої плівки в умовах випаровування в перехресний потік нейтрального газу й, використовуючи вираз  $C_{i+1} = 1 - \psi_{i+1}$ , визначати концентрацію розчиненої речовини в розчині. Розрахунок проводимо допускаючи, що гідродинамічні закономірності стікання плівки розчину аналогічні закономірностям стікання індивідуальної (однокомпонентної) рідини. Для цього на поздовжній осі  $Z$  задаємося кроком  $z_{i+1} - z_i$  і на кожному кроці, за наведеним в (п. 3.1.1) залежностям, розраховуємо товщину плівки  $\delta_i$ , швидкість її руху  $u_{плi}$ , вологовміст газу  $d_{Гi}$  і парціальний тиск  $P_{вi}$ , вважаючи, що значення температур плівки  $t_{плi}$  і газу  $t_{Гi}$  відомі в результаті послідовного розрахунку, починаючи з заданих початкових значень  $t_{пл0}$  і  $t_{Г0}$ . На відміну від плівки індивідуальної рідини, що стікає в ізотермічних умовах (п. 3.2.1), у цьому випадку враховуємо на кожному кроці  $z_{i+1} - z_i$  зміну густини  $\rho_{жi}$  і в'язкості  $\mu_{жi}$  розчину залежно від його температури й складу. Температури газу  $t_{Г(i+1)}$ , і  $t_{пл(i+1)}$  для кожного наступного кроку розраховуємо за рекуррентними формулами, наведеними в (п. 3.2.1), в яких, на ряду з урахуванням зміни зазначених характеристик розчину, враховуємо зміну його питомої теплоємності.

## 4.2 Експериментальне визначення параметрів математичної моделі процесу концентрування

У даному випадку визначали середні за поверхнею стікання плівки коефіцієнти тепло – і масовіддачі в процесі концентрування водних розчинів малолекулярної рідини, котрі являються, поряд зі швидкістю випаровування розчину, що входить у рівняння (3.17) і (3.2), параметрами математичної моделі процесу концентрування. Результати експериментального визначення коефіцієнтів тепло – і масовіддачі в стікаючій плівці водних розчинів гліцерину представляли у вигляді їх залежностей від параметрів процесу концентрування. Що стосується швидкості випаровування розчину, то для водних розчинів гліцерину її значення розраховували за коефіцієнтом масовіддачі

відповідно до залежності (4.2) виходячи з допущення, що випаровується тільки вода. У разі концентрування розчинів, що утворюють з водою азеотропну суміш, для визначення швидкості випаровування при наближенні концентрації розчину до азеотропної точки, необхідно мати додаткові експериментальні дані. При швидкості випаровування водних розчинів сульфатної кислоти може бути використана емпірична залежність (1.2).

Аналіз залежностей коефіцієнтів тепло і масовіддачі від початкового потоку розчину показує, що їх характер (рис 4.2) визначається концентрацією розчину.



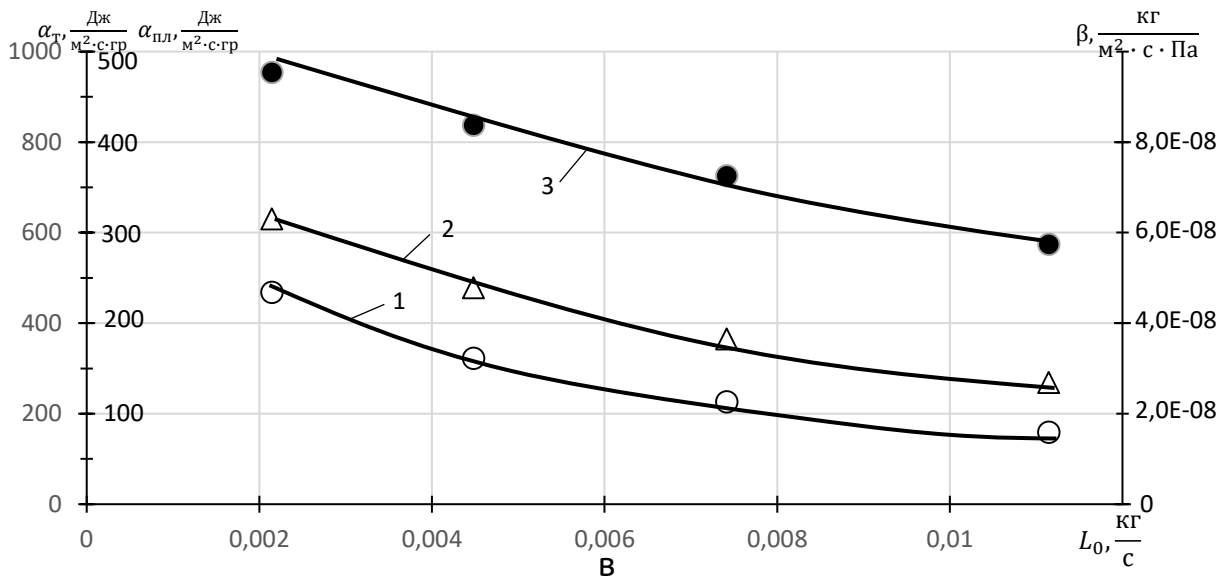


Рисунок 4.2 – Залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від початкової витрати розчину при різних його концентраціях (1 –  $\alpha_{пл}$ ; 2 –  $\alpha_T$ ; 3 –  $\beta$ ): а – 6%, б – 15%; в – 30%.

Якщо для розчину, що містить 6% гліцерину, ці залежності, також як і для води (п. 3.3), проходять через мінімум, що виражає перехід від ламінарного режиму стікання плівки до турбулентного (рис 4.2а), то для 15% – го розчину (рис 4.2б), і тим більше для 30% – го розчину (рис 4.2в), характерна відсутність такого мінімуму. Коефіцієнти тепло – і масовіддачі при вмісті гліцерину в розчині 15% і більше монотонно зменшуються зі зростанням початкової витрати розчину, що дозволяє припустити про наявність в цих умовах тільки ламінарного режиму стікання плівки у зв'язку зі збільшенням в'язкості розчину. Зменшення коефіцієнта тепло – і масовіддачі в даному випадку, також як і для води (п. 3.3), можна пояснити зростанням товщини плівки зі збільшенням початкового потоку розчину (густини зрошення поверхні).

Інші параметри процесу концентрування впливають на коефіцієнти тепло – і масовіддачі наступним чином (на прикладі 15% розчину гліцерину).

Коефіцієнти тепло – і масовіддачі зростають зі збільшенням початкової температури розчину (рис. 4.3) і зменшуються зі збільшенням початкової концентрації розчину (рис. 4.4).

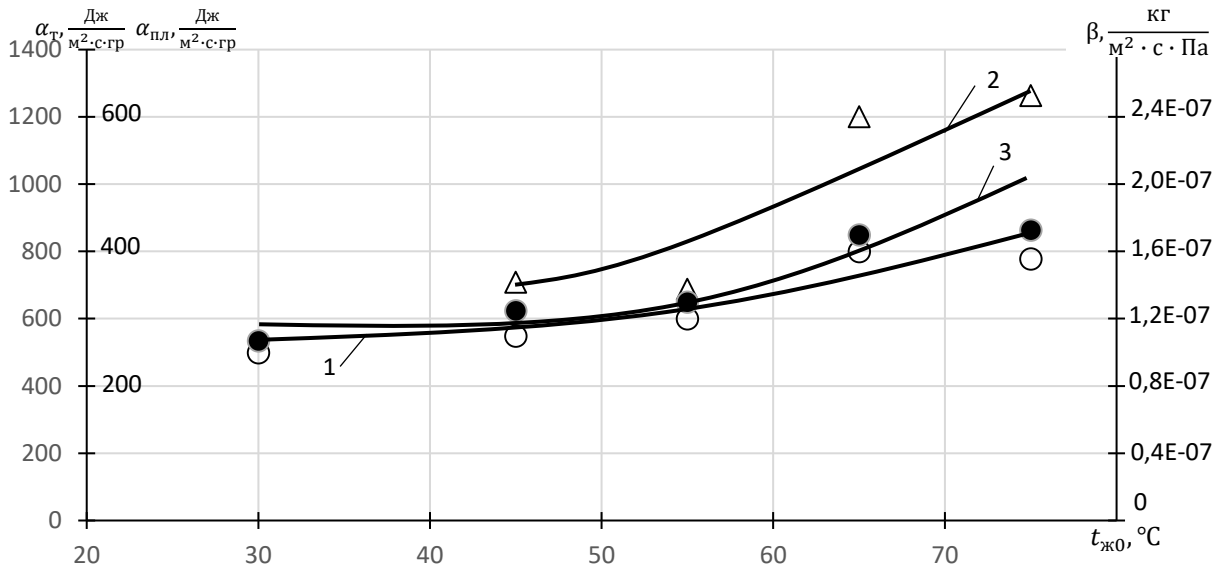


Рисунок 4.3 – Залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від початкової температури розчину ( $L_0 = 0,002 \text{ кг/с}$ ;  $\nu = 0,75 \text{ м/с}$ ;  $t_{г0} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{ст} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $C_0 = 15\%$ ) 1 –  $\alpha_{пл}$ ; 2 –  $\alpha_T$ ; 3 –  $\beta$ .

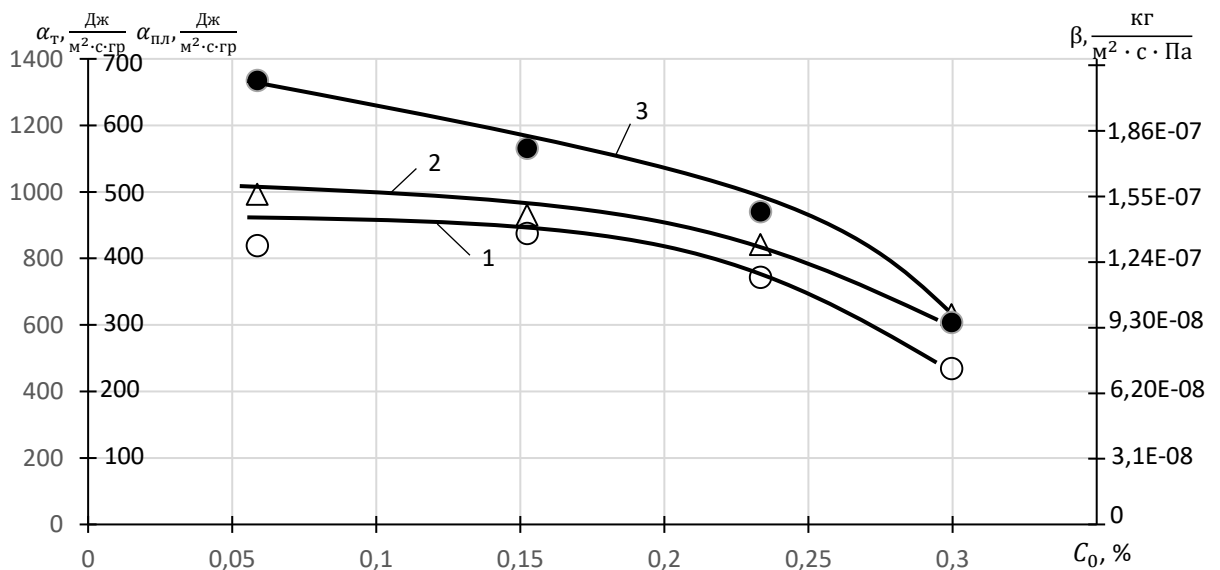


Рисунок 4.4 – Залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від початкової концентрації розчину ( $L_0 = 0,0021 \text{ кг/с}$ ;  $t_{ж0} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $\nu = 0,75 \text{ м/с}$ ;  $t_{г0} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{ст} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$ ) 1 –  $\alpha_{пл}$ ; 2 –  $\alpha_T$ ; 3 –  $\beta$ .

Зі збільшенням швидкості повітря, що подається в простір над плівкою, спостерігається зростання коефіцієнтів тепловіддачі й зменшення коефіцієнта масовіддачі води в газову фазу (рис. 4.5).

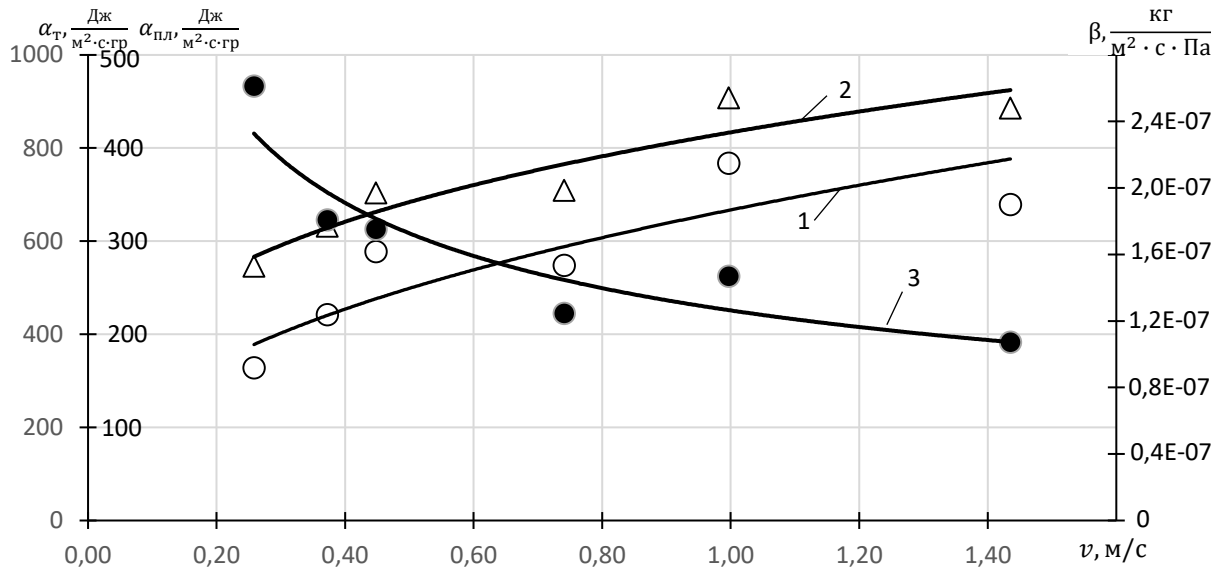


Рисунок 4.5 – Залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від швидкості повітря в просторі над плівкою ( $L_0 = 0,002 \text{ кг/с}$ ;  $t_{\text{ж}0} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{\text{г}0} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{\text{с}т} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $C_0 = 15\%$ ) 1 –  $\alpha_{\text{пл}}$ ; 2 –  $\alpha_T$ ; 3 –  $\beta$ .

З підвищенням початкової температури повітря зростає коефіцієнт тепловіддачі від поверхні до плівки, але зменшуються коефіцієнти тепловіддачі та масовіддачі від плівки в повітряний потік (рис. 4.6).

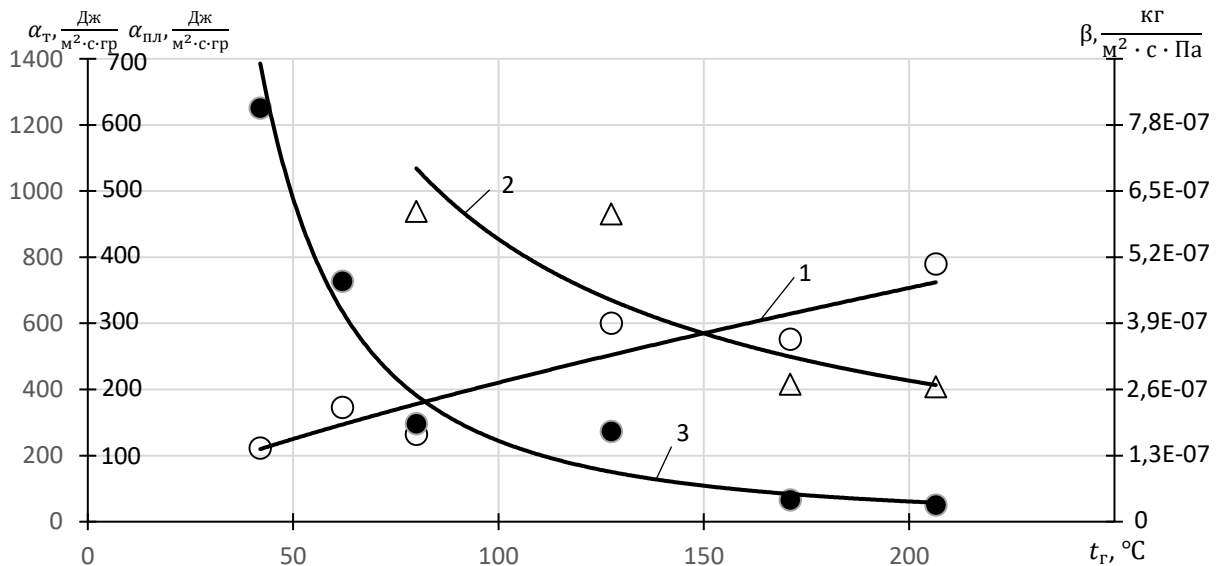


Рисунок 4.6 – Залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від початкової температури повітря, що подається в простір над плівкою ( $L_0 = 0,002 \text{ кг/с}$ ;  $v = 0,75 \text{ м/с}$ ;  $t_{\text{ж}0} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{\text{с}т} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $C_0 = 15\%$ ) 1 –  $\alpha_{\text{пл}}$ ; 2 –  $\alpha_T$ ; 3 –  $\beta$ .

Падіння коефіцієнта масовіддачі в обох цих випадках можна пояснити тим, що зі збільшенням подачі повітря відбувається зменшення парціального тиску пари води в просторі над плівкою, а зі збільшенням температури повітря підвищується тиск насиченої водяної пари. Це, відповідно до формули (2.5), призводить до зменшення коефіцієнта масовіддачі.

Підвищення температури поверхні стінки, з якої стікає плівка, призводить до зменшення коефіцієнта тепловіддачі від поверхні до плівки й до збільшення коефіцієнтів тепловіддачі та масовіддачі від вільної поверхні плівки в газову фазу над нею (рис. 4.7).

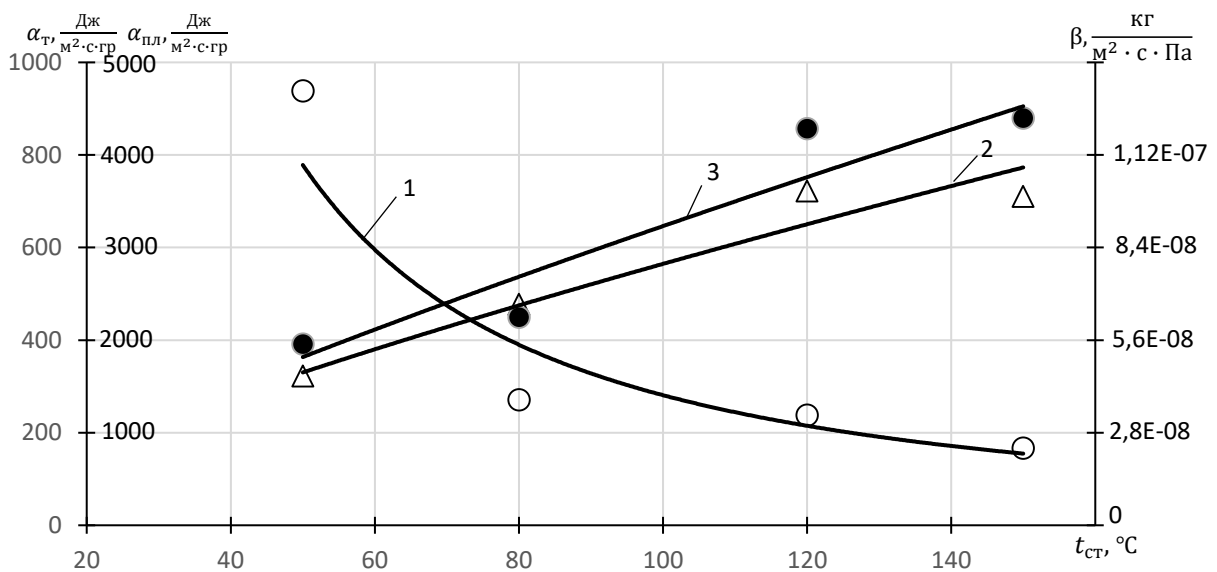


Рисунок 4.7 – Залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі від температури поверхні робочої стінки ( $L_0 = 0,00195 \text{ кг/с}$ ;  $v = 0,75 \text{ м/с}$ ;  $t_{ж0} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $t_{г0} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $C_0 = 15\%$ ) 1 –  $\alpha_{пл}$ ; 2 –  $\alpha_T$ ; 3 –  $\beta$ .

Таким чином, всі параметри процесу концентрування розчину гліцерину впливають на коефіцієнти і тепло – і масовіддачі, причому їх зв'язок характеризується різними залежностями. У таблиці 4.1 наведено результати апроксимації цих залежностей за допомогою пакету програм Microsoft Excel.

Таблиця 4.1 – Функції, що апроксимують залежності коефіцієнтів тепло – і масовіддачі у стікаючій плівці водного розчину гліцерину від параметрів процесу концентрування

| Параметр процесу              | Постійні параметри   | Функція   | Коефіцієнт детермінації $R^2$ |
|-------------------------------|--|---|-------------------------------|
| Початкова витрата розчину     | $t_{ж0} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$v = 0,745 \text{ м/с}$<br>$t_{г0} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$t_{ст} = 120^\circ\text{C}$<br>$C_0 = 15\%$ | $\alpha_{пл} = 10,298 \cdot L_0^{-0,747}$   | $R^2 = 0,919$                 |
|                               |  | $\alpha_T = 10^7 \cdot L_0^2 - 189440 \cdot L_0 + 1069,9$                           | $R^2 = 0,86$                  |
|                               |  | $\beta = 6 \cdot 10^{-9} \cdot L_0^{-0,444}$  | $R^2 = 0,962$                 |
| Початкова температура розчину | $L_0 = 0,0019 \text{ кг/с}$<br>$v = 0,745 \text{ м/с}$<br>$t_{г0} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$t_{ст} = 120^\circ\text{C}$<br>$C_0 = 15\%$          | $\alpha_{пл} = 0,1208 \cdot t_{ж0}^2 + 1,7848 \cdot t_{ж0} + 812,69$                | $R^2 = 0,87$                  |
|                               |  | $\alpha_T = 0,2098 \cdot t_{ж0}^2 - 3,4173 \cdot t_{ж0} + 389,1$                    | $R^2 = 0,831$                 |
|                               |  | $\beta = 10^{-11} \cdot t_{ж0}^2 + 3 \cdot 10^{-10} \cdot t_{ж0} + 9 \cdot 10^{-8}$ | $R^2 = 0,918$                 |
| Початкова швидкість повітря   | $L_0 = 0,0019 \text{ кг/с}$<br>$t_{ж0} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$t_{г0} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$t_{ст} = 120$<br>$C_0 = 15\%$           | $\alpha_{пл} = -920,08 \cdot v^2 + 2117,8 \cdot v + 229,59$                         | $R^2 = 0,839$                 |
|                               |  | $\alpha_T = 833,81 \cdot v^{0,2859}$  | $R^2 = 0,895$                 |
|                               |  | $\beta = 10^{-7} \cdot v^{-0,451}$  | $R^2 = 0,865$                 |
| Початкова температура повітря | $L_0 = 0,0019 \text{ кг/с}$<br>$t_{ж0} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$v = 0,745 \text{ м/с}$<br>$t_{ст} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$C_0 = 15\%$  | $\alpha_{пл} = -0,0005 \cdot t_{г0}^2 + 6,4301 \cdot t_{г0} + 191,7$                | $R^2 = 0,88$                  |
|                               |  | $\alpha_T = -0,0148 \cdot t_{г0}^2 - 0,7565 \cdot t_{г0} + 1133,4$                  | $R^2 = 0,826$                 |
|                               |  | $\beta = 0,0016 \cdot t_{г0}^{-1,999}$  | $R^2 = 0,935$                 |

Продовження таблиці 4.1

|  |  |  |               |
|--|--|--|---------------|
| Початкова температура робочої поверхні | $L_0 = 0,0019 \text{ кг/с}$<br>$t_{ж0} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$v = 0,745 \text{ м/с}$<br>$t_{г0} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$C_0 = 15\%$                          | $\alpha_{пл} = 0,7101 \cdot t_{ст}^2 - 175,87 \cdot t_{ст} + 11474$          | $R^2 = 0,916$ |
|  |  | $\alpha_{т} = -0,0396 \cdot t_{ст}^2 + 12,1 \cdot t_{ст} - 199,04$           | $R^2 = 0,96$  |
|  |  | $\beta = -10^{-12} \cdot t_{ст}^2 + 10^{-9} \cdot t_{ст} + 2 \cdot 10^{-9}$  | $R^2 = 0,904$ |
| Початкова концентрація розчину         | $L_0 = 0,0019 \text{ кг/с}$<br>$t_{ж0} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$v = 0,745 \text{ м/с}$<br>$t_{г0} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$<br>$t_{ст} = 120 \text{ }^\circ\text{C}$ | $\alpha_{пл} = -27562 \cdot C_0^2 + 6867,3 \cdot C_0 + 1363,4$               | $R^2 = 0,99$  |
|  |  | $\alpha_{т} = -7127,3 \cdot C_0^2 + 1115 \cdot C_0 + 945,91$                 | $R^2 = 0,985$ |
|  |  | $\beta = -10^{-6} \cdot C_0^2 - 2 \cdot 10^{-8} \cdot C_0 + 2 \cdot 10^{-7}$ | $R^2 = 0,992$ |

Отримані функції можуть бути використані при розрахунках і моделюванні процесу концентрування водних розчинів гліцерину.

### 4.3 Результати дослідження процесу концентрування

Дослідження процесу концентрування водного розчину малолеткої рідини проводили на розробленій математичній моделі у застосуванні до розчину гліцерину у воді з використанням експериментальних значень коефіцієнтів тепло – і масовіддачі, отриманих у п. 4.2. Результати розрахунків представляли як графіки залежності зміни відносної концентрації гліцерину в розчині за довжиною стікаючої плівки  $C/C_0 = f(z)$  від параметрів процесу концентрування.

На рис. 4.8 представлені такі залежності для різних початкових потоків розчину в зіставленні з розподілом температури розчину в плівці.



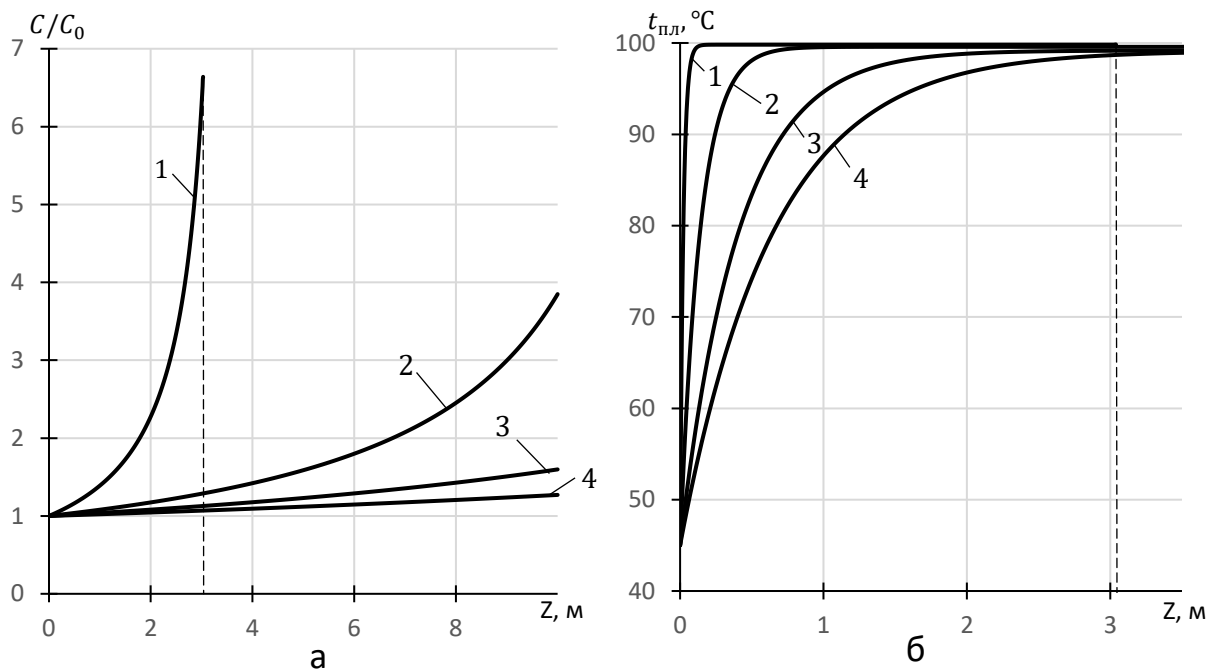


Рисунок 4.8 – Залежність зміни концентрації гліцерину в розчині за довжиною плівки при різних початкових потоках розчину (а), в зіставленні з розподілом температури розчину в плівці (б) ( $t_{ж0}=45\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;  $v=0,75\text{ м/с}$ ;  $t_{г0}=125\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;  $t_{ст}=100\text{ }^{\circ}\text{C}$ ;  $C_0=15\%$ ): 1 –  $L_0=0,00186\text{ кг/с}$ ; 2 –  $0,00485\text{ кг/с}$ ; 3 –  $0,00632\text{ кг/с}$ ; 4 –  $0,0102\text{ кг/с}$ .

Аналіз цих залежностей показує, що зміна концентрації розчину за довжиною плівки на початку плівки має характер близький до лінійного, потім відбувається її різкий підйом до повного випаровування води (крива 1 на рис. 4.8а). Співставлення цих залежностей з розрахунковим розподілом температури розчину в плівці (рис. 4.8б) дозволяє припустити, що їх лінійний характер на початку плівки пов'язаний з виходом температури розчину в плівці на усталене значення. Після досягнення усталеної температури плівки спостерігається підйом концентрації за довжиною плівки [189].

Виражаючи інтенсивність процесу концентрування розчину через відстань стікання плівки, на якому досягається задана концентрація розчину, в даному випадку можна відзначити, що зі зменшенням початкової витрати розчину гліцерину інтенсивність концентрування зростає. Це пов'язано зі зменшенням товщини плівки й відповідно зі збільшенням масовіддачі при випаровуванні води.

Встановлено, що інтенсивність концентрування водного розчину гліцерину зростає зі збільшенням початкової температури розчину (рис. 4.9), початкової температури повітря (рис. 4.10), температури робочої поверхні (рис. 4.11).

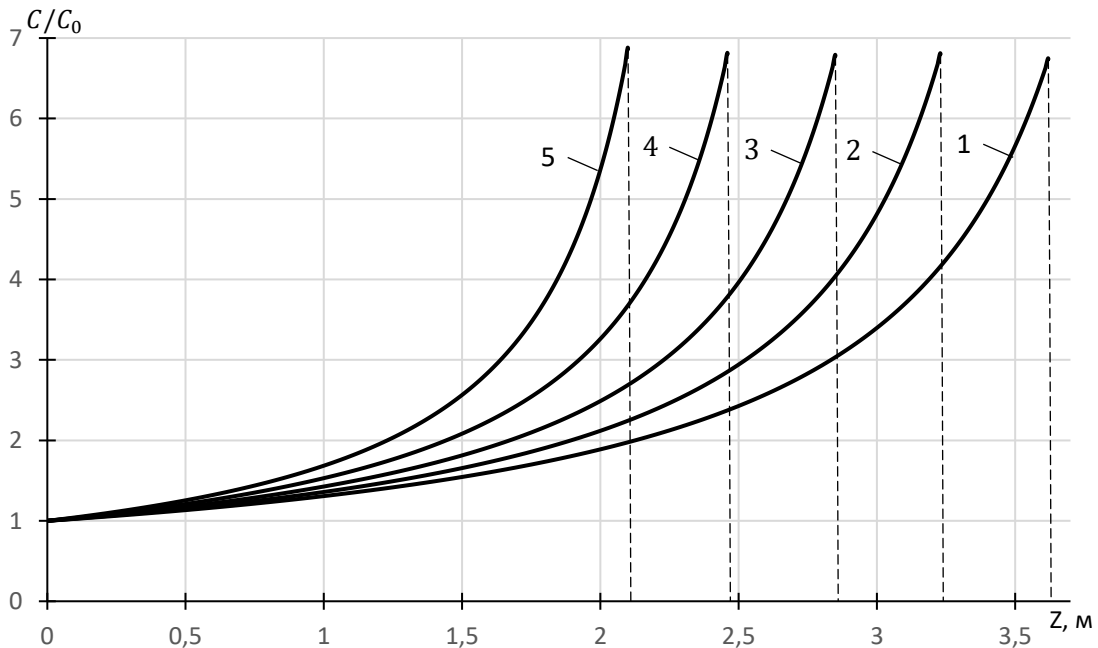


Рисунок 4.9 – Вплив початкової температури розчину на зміну концентрації гліцерину в розчині за довжиною плівки ( $L_0=0,002$  кг/с;  $v=0,75$  м/с;  $t_{r0}=125$  °С;  $t_{cr}=100$  °С;  $C_0=15\%$ ) 1 –  $t_{ж0}=30$  °С; 2 – 45 °С; 3 – 55 °С; 4 – 65 °С; 5 – 75 °С.

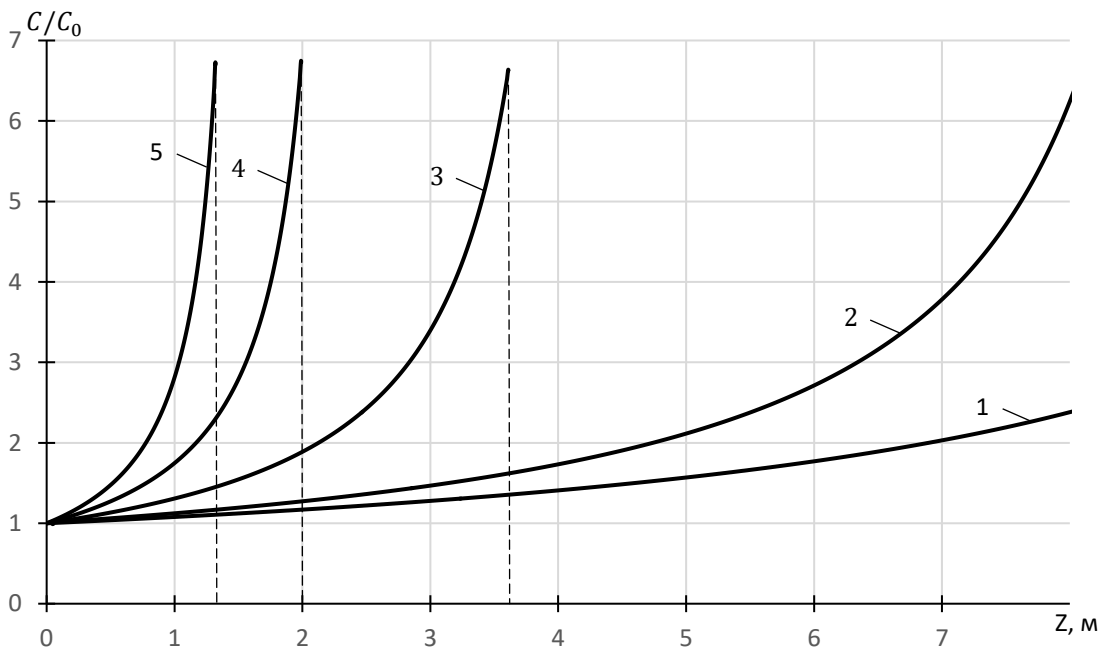


Рисунок 4.10. Вплив початкової температури повітря на зміну концентрації гліцерину в розчині за довжиною плівки ( $L_0=0,002$  кг/с;  $v=0,75$  м/с;  $t_{ж0}=45$  °С;  $t_{cr}=100$  °С;  $C_0=15\%$ ) 1 –  $t_{r0}=62$  °С; 2 – 80 °С; 3 – 127,5 °С; 4 – 171 °С; 5 – 206,5 °С.

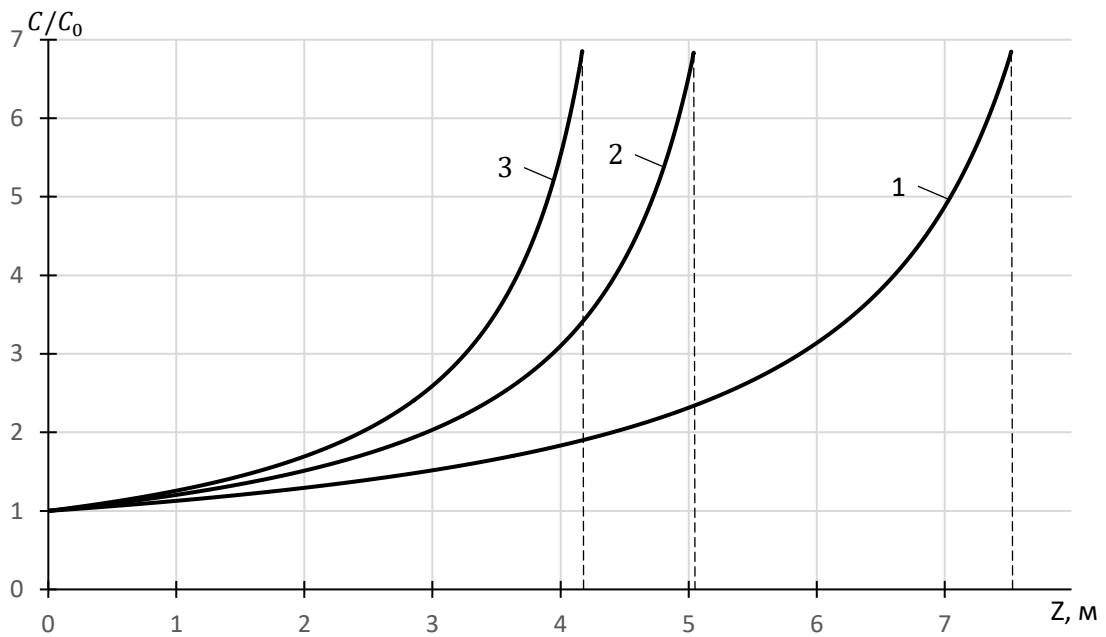


Рисунок 4.11 – Вплив початкової температури робочої поверхні на зміни концентрації гліцерину в розчині за довжиною плівки ( $L_0=0,002$  кг/с;  $v=0,75$  м/с;  $t_{ж0}=45$  °С;  $t_{г0}=125$  °С;  $C_0=15\%$ ) 1 –  $t_{ст}=50$  °С; 2 – 80 °С; 3 – 100.

Особливий характер має вплив швидкості повітря, що подається в простір над плівкою. Виявлено, що інтенсивність концентрування зростає зі зменшенням швидкості повітря (рис. 4.12).

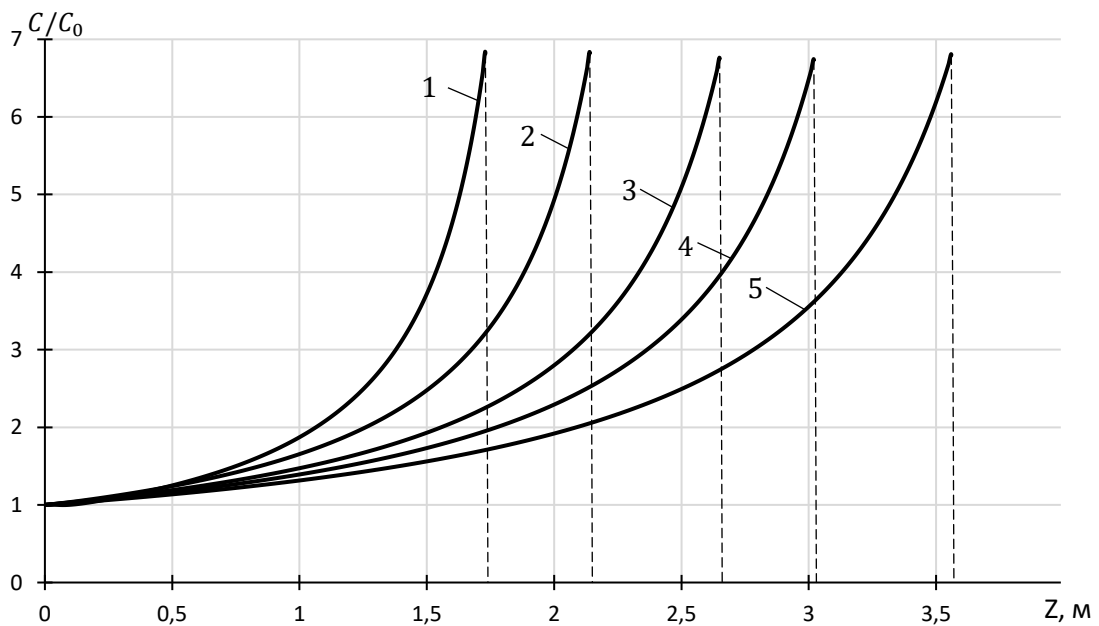


Рисунок. 4.12 – Вплив швидкості повітря на зміну концентрації гліцерину в розчині за довжиною плівки ( $L_0=0,00204$  кг/с;  $t_{ж0}=45$  °С;  $t_{г0}=125$  °С;  $t_{ст}=100$  °С;  $C_0=15\%$ ) 1 –  $v_1=0,258$  м/с; 2 – 0,445 м/с; 3 – 0,741 м/с; 4 – 0,997 м/с; 5 – 1,435 м/с.

Це можна пояснити тим, що, незважаючи на зростання, згідно з експериментальними даними (п. 4.2), коефіцієнтів тепловіддачі, коефіцієнт масовіддачі води в газову фазу зменшується. Останнє пов'язане з тим, що збільшення подачі нейтрального газу в простір над плівкою призводить до змінення парціального тиску пари води  $P_v$  в цьому просторі і відповідно до формули (2.5) зменшує коефіцієнт масовіддачі  $\beta$ .

Із залежностей зміни концентрації гліцерину в розчині за довжиною плівки при різних його початкових концентраціях у вихідному розчині (рис. 4.13) слідує, що менш концентрований розчин вимагає більшої відстані для повного випаровування води, незважаючи на те, що швидкість випаровування води зростає зі зменшенням концентрації розчиненої речовини в розчині.

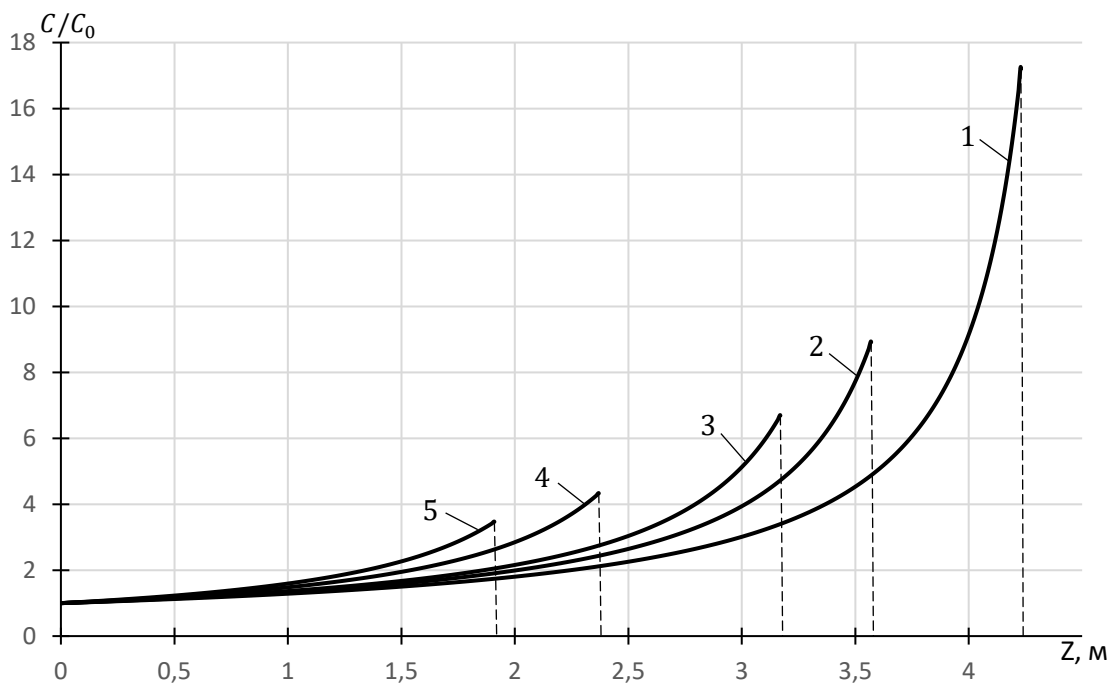


Рисунок 4.13 – Залежність зміни концентрації гліцерину в розчині за довжиною плівки при різних його концентраціях у вихідному розчині ( $L_0=0,00204$  кг/с;  $t_{ж0}=45$  °С;  $v=0,75$  м/с;  $t_{r0}=125$  °С;  $t_{cr}=100$  °С): 1 –  $C_0=5,9$  %; 2 – 11,4 %; 3 – 15,0 %; 4 – 23,3 %; 5 – 28,9 %.

Порівняння результатів розрахунків, проведених з використанням запропонованої математичної моделі процесу концентрування в застосуванні до водного розчину

гліцерину з вимірюваними на експериментальній установці значеннями концентрації гліцерину в розчині, що стікає знизу робочої поверхні ( $H = 0,8$  м), показала досить хорошу їх відповідність на прикладі її залежності від початкового потоку розчину (рис. 4.14).

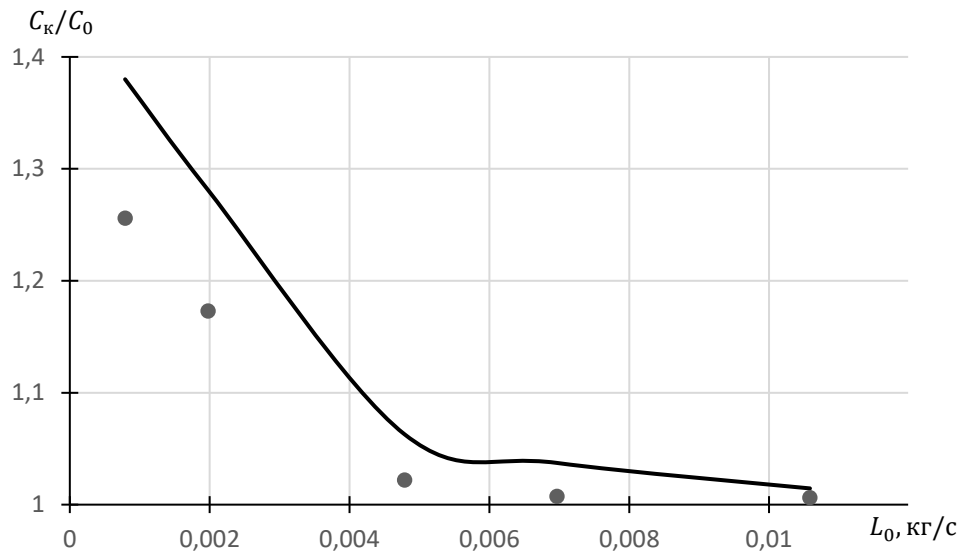


Рисунок 4.14 – Порівняння розрахункових і експериментальних значень концентрацій гліцерину в його водному розчині, що стікає знизу робочої поверхні

Розбіжність між результатами розрахунків і експериментальними даними знаходиться в межі 10%.

#### 4.4 Експериментальне дослідження зміни ширини плівки розчину, що стікає з нагрітої поверхні

У ході проведення експериментального дослідження тепломасоперенесення в стікаючій плівці рідини в умовах випаровування в перехресний газовий потік було виявлено явище зміни ширини плівки за її довжиною [186; 190]. Воно полягає у зменшенні ширини плівки, що стікає з нагрітої поверхні, порівняно з ненагрітою. Як показали дослідні дані величина цього зменшення залежно від умов стікання може досягати 50% і більше від початкової ширини. Така зміна ширини плівки має важливе значення в практиці використання плівкових течій, в тому числі й при концентруванні розчинів малолетких рідин, у зв'язку з тим, що впливає на площу поверхні випаровування плівки. На підставі аналізу літературних даних (розділ 1) таку зміну

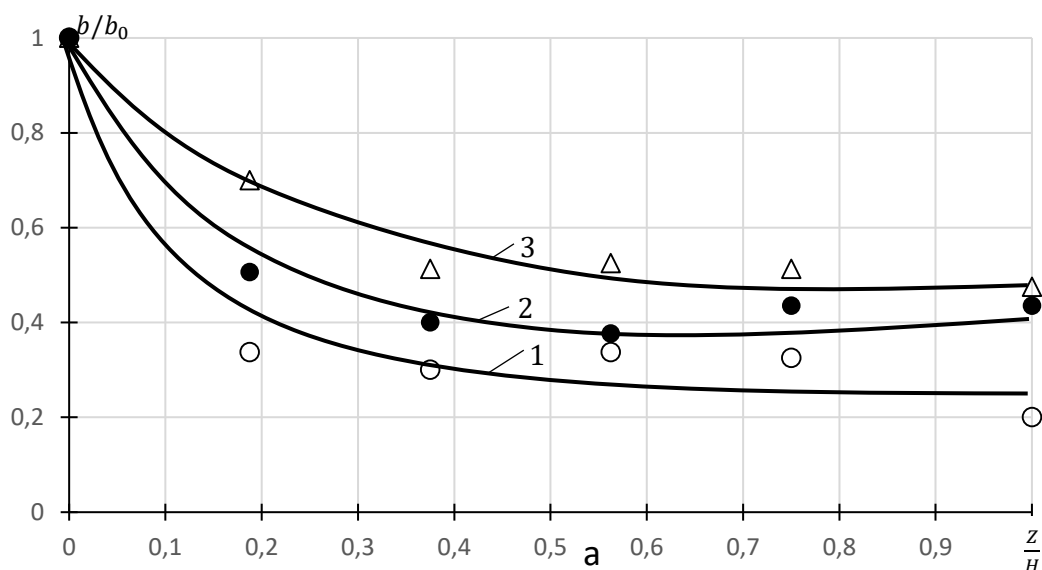
ширини плівки можна пояснити капілярними ефектами: термокапілярним, в умовах нагріву плівки, а в разі концентрування розчину, також і концентраційнокапілярним. Поява цих ефектів пов'язана з градієнтом поверхневого натягу, що виникає на вільній поверхні плівки при зміні її температури й складу розчину. Його наявність призводить до деформації плівки [135].

Для виявлення закономірностей зміни ширини плівки розчину за її довжиною з метою уточнення площі поверхні випаровування в плівковому апараті проведено експериментальне дослідження цього явища в умовах випаровування рідини, що стікає, в перехресний потік нейтрального газу (повітря).

#### 4.4.1 Закономірності зміни ширини стікаючої плівки рідини

Результати експериментального визначення зміни ширини плівки води й водних розчинів гліцерину за висотою робочої поверхні представляли у вигляді залежностей  $b/b_0 = f(z/H)$ , при різних параметрах процесу випаровування.

На рисунку 4.15 показано вплив початкового потоку рідини на зміну ширини плівки, з якого слідує, що ширина плівки у всіх випадках різко зменшується на початковій ділянці плівки.



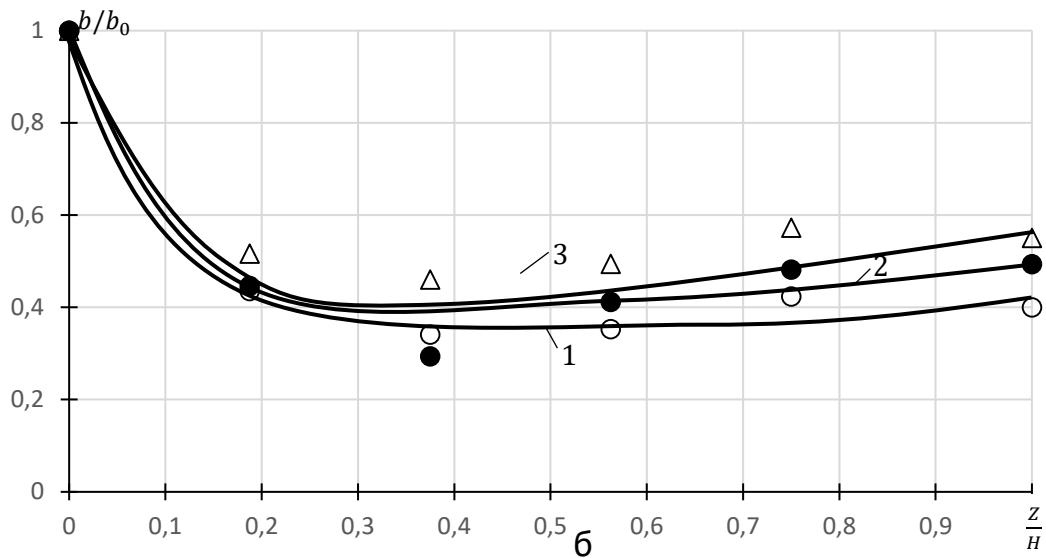


Рисунок 4.15 – Вплив початкового потоку рідини на зміну ширини плівки за її довжиною ( $t_{ж0}=40$  °C;  $v=0,75$  м/с;  $t_{г0}=125$  °C;  $t_{ст}=100$  °C;  $C_0=0\%$ ): а – ламінарний режим стікання (1 –  $L_0=0,00171$  кг/с; 2 –  $0,00444$  кг/с; 3 –  $0,00653$  кг/с); б – турбулентний режим стікання (1 –  $L_0=0,00748$  кг/с; 2 –  $0,0103$  кг/с; 3 –  $0,0139$  кг/с).

Ступінь зменшення ширини плівки залежить від початкової витрати рідини й досягає 70% від її початкової ширини. На характер зміни ширини плівки в даному випадку впливає режим стікання плівки. При ламінарному режимі ( $Re_{ж} < 500$ ) ступінь зменшення ширини плівки збільшується зі зменшення початкового потоку рідини (рис. 4.15а). Для турбулентного режиму ( $Re_{ж} > 500$ ) характерно деяке збільшення ширини плівки за її довжиною після спаду на початковій ділянці (рис. 4.15б).

Вплив інших параметрів процесу на зміну ширини плівки розглядався для ламінарного режиму стікання плівки як такий, що має біль практичне значення.

Значний вплив на зміну ширини плівки надає температура робочої поверхні (рис. 4.16).

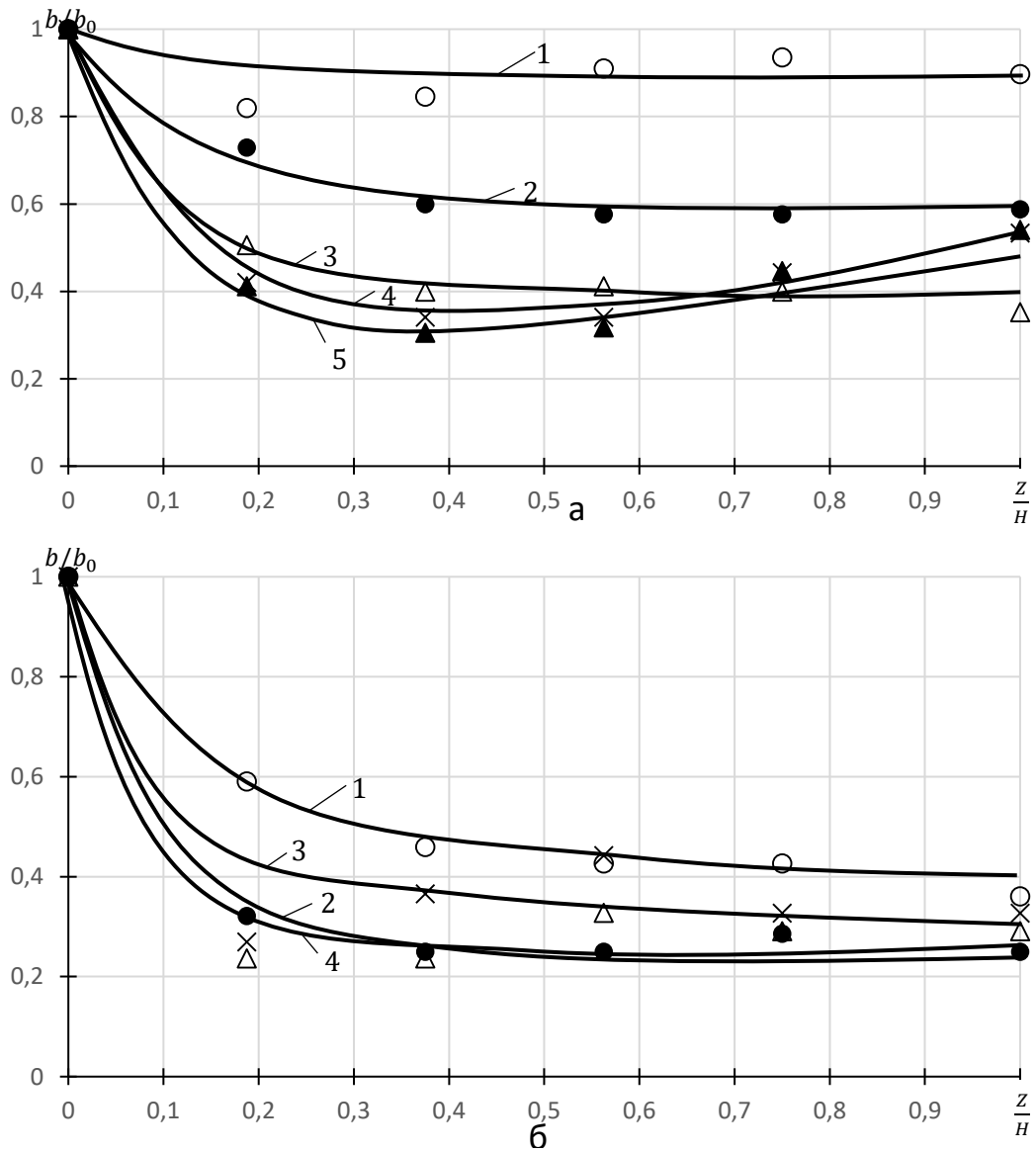


Рисунок 4.16 – Вплив температури робочої поверхні на зміну ширини плівки за її довжиною: а – для води ( $L_0 = 0,0068$  кг/с;  $t_{ж0} = 40$  °С;  $v = 0,75$  м/с;  $t_{г0} = 125$  °С;  $C_0 = 0\%$ ): 1 –  $t_{ст} = 50$  °С; 2 – 80 °С; 3 – 100 °С; 4 – 150 °С; 5 – 174 °С; б – для розчину гліцерину ( $L_0 = 0,00195$  кг/с;  $t_{ж0} = 45$  °С;  $v = 0,75$  м/с;  $t_{г0} = 125$  °С;  $C_0 = 15\%$ ): 1 –  $t_{ст} = 50$  °С; 2 – 80 °С; 3 – 120 °С; 4 – 150 °С.

Представлені дані для води ( $C_0 = 0\%$ ) (рис. 4.16а) і водного розчину гліцерину ( $C = 15\%$ ) (рис. 4.16б) показують, що зі збільшенням температури поверхні ширина плівки за її довжиною в обох випадках зменшується, для води іноді з деяким збільшенням за межами початкової ділянки плівки й більш інтенсивно для розчину, ніж для води. Останнє дозволяє припустити про прояв концентраційнокапілярного ефекту.



Менш виражений вплив на ступінь зменшення ширини плівки початкової температури рідини й концентрації гліцерину у вихідному розчині. При цьому спостерігається деяка тенденція зростання ширини плівки зі збільшенням початкової температури рідини (рис. 4.17) і її зменшення зі зростанням концентрації вихідного розчину (рис. 4.18). При цьому для розчину також характерно більш інтенсивне зменшення ширини плівки.

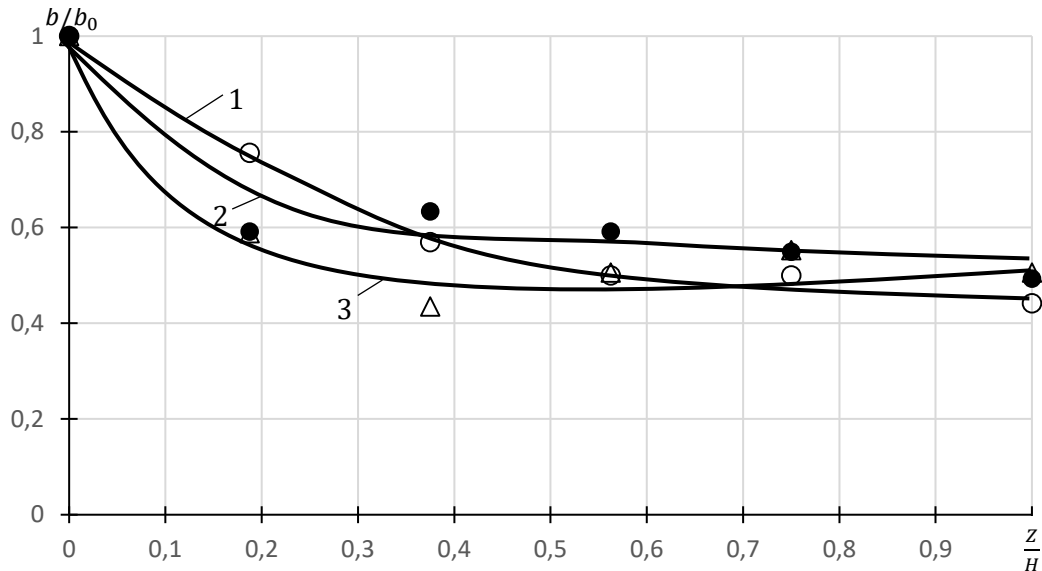


Рисунок 4.17 – Вплив початкової температури води на зміну ширини плівки за її довжиною ( $L_0 = 0,0068$  кг/с;  $v=0,75$  м/с;  $t_{r0}=125$  °С;  $t_{cr}=100$ ;  $C_0=0\%$ ): 1 –  $t_{ж0}=30$  °С; 2 –  $40$  °С; 3 –  $50$  °С.

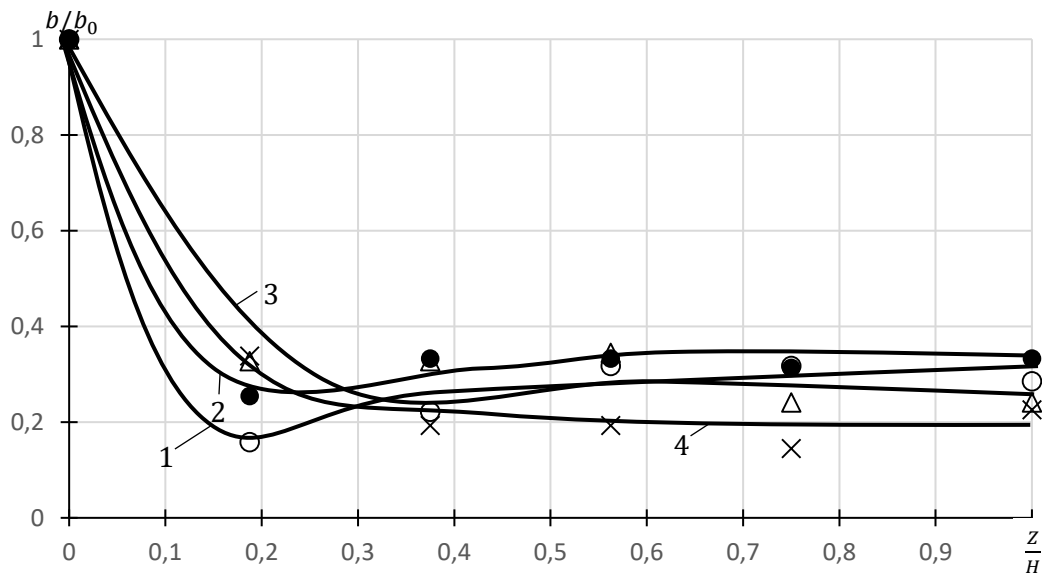


Рисунок 4.18 – Вплив початкової концентрації розчину на зміну ширини плівки за її довжиною ( $L_0 = 0,0021$  кг/с;  $t_{ж0}=45$  °С;  $v=0,75$  м/с;  $t_{r0}=125$  °С;  $t_{cr}=120$ ): 1 –  $C_0=11,4\%$ ; 2 –  $15,0\%$ ; 3 –  $23,4\%$ ; 4 –  $28,9\%$ .

Вплив швидкості і початкової температури повітря, що подається в простір над плівкою, на зміну ширини плівки знаходиться в межах розкиду експериментальних точок (рис. 4.19).

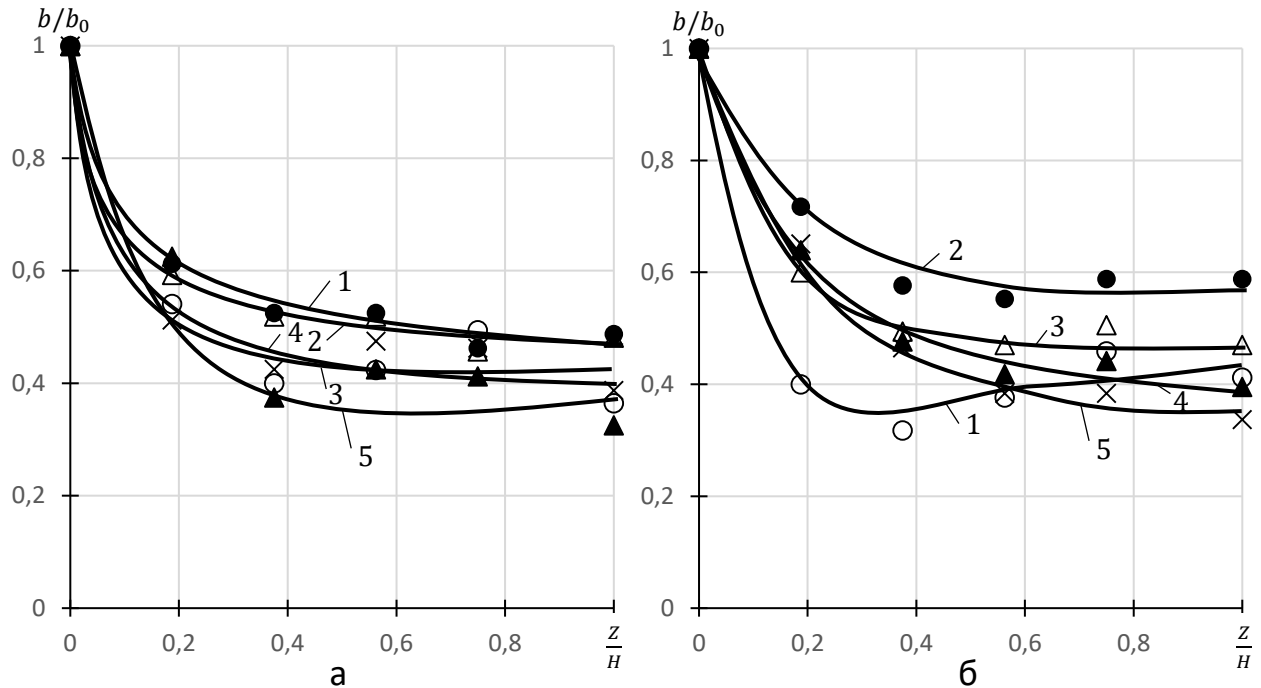


Рисунок 4.19 – Вплив параметрів повітря, що подається в простір над плівкою, на зміну ширини плівки за її довжиною: а – швидкість повітря ( $L_0=0,0067$  кг/с;  $t_{ж0}=40$  °С;  $t_{r0}=125$  °С;  $t_{ст}=120$ ;  $C_0=0\%$ ): 1 –  $v=0,249$  м/с; 2 –  $0,492$  м/с; 3 –  $0,736$  м/с; 4 –  $1,046$  м/с; 5 –  $1,528$  м/с; б – початкової температури повітря ( $L_0=0,0066$  кг/с;  $t_{ж0}=40$  °С;  $v=0,75$  м/с;  $t_{ст}=100$ ;  $C_0=0\%$ ): 1 –  $t_{r0}=56$  °С; 2 –  $80$  °С; 3 –  $125$  °С; 4 –  $174$  °С; 5 –  $207$  °С.

Таким чином, основний вплив на зміну ширини плівки за її довжиною надає початковий потік рідини (густина зрошення робочої поверхні) й температура цієї поверхні. Можна припустити, що це пов'язано відповідно з товщиною плівки й ступенем її нагріву за довжиною, характеристиками, які визначають градієнт поверхневого натягу на вільній поверхні плівки.

#### 4.4.2 Визначення ширини середньої поверхні випаровування плівки

Зміна ширини стікаючої плівки рідини за її довжиною призводить до відхилення реальної величини її поверхні випаровування від розрахованої через початкову ширину і викликає необхідність коригувати площу цієї поверхні при проведенні практичних розрахунків. Для цього введена середня поверхня випаровування плівки (розділ 2), яка характеризується експериментально визначеною шириною  $b_{\text{вип}}$ . Коригування полягає у використанні ширини  $b_{\text{вип}}$  у розрахункових залежностях замість ширини плівки  $b_{\text{пл}}$ .

Експериментальні дослідження щодо визначення ширини середньої поверхні випаровування включали встановлення залежностей цієї ширини від параметрів процесу концентрування і отримання емпіричних рівнянь для її розрахунку.

Аналіз залежності ширини середньої поверхні випаровування від параметрів процесу концентрування показує, що вона зростає зі збільшенням початкового потоку як води, так і розчину гліцерину. У той же час ці залежності мають різний характер (рис. 4.20).

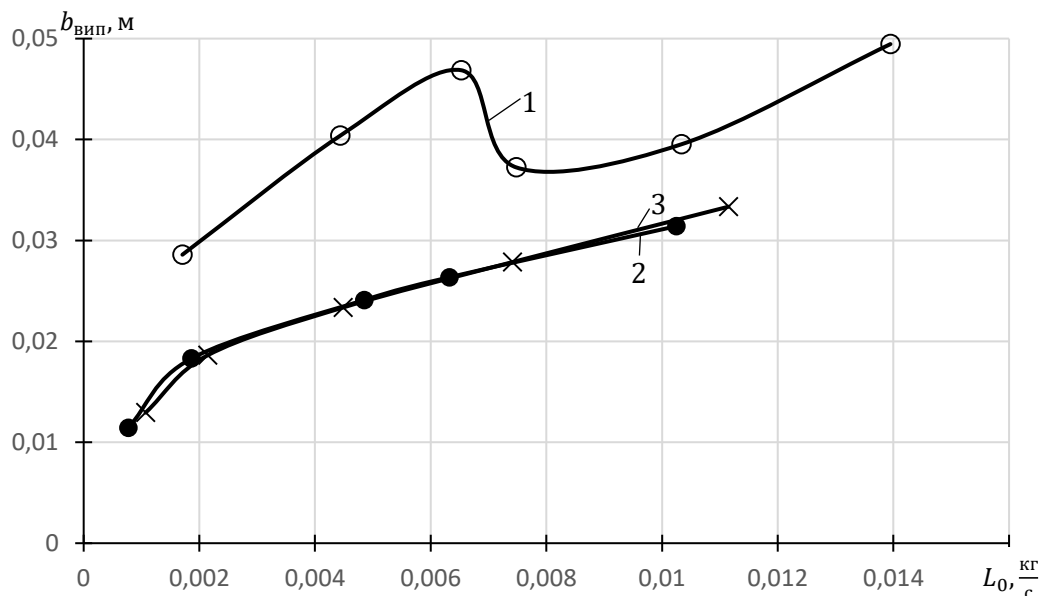


Рисунок 4.20 – Закономірності ширини середньої поверхні випаровування від початкового потоку води й водних розчинів гліцерину: 1 – вода; 2 – розчин гліцерину  $C_0=5,9\%$ ; 3 –  $28,9\%$ .

Залежність для води характеризується стрибкоподібним переходом (розривом) на більш низькі значення  $b_{\text{вип}}$  при витраті, що приблизно відповідає числу Рейнольдса  $Re_{\text{ж}} \approx 500$ , це підтверджує наявність ламінарного і турбулентного режимів стікання плівки. Для розчину гліцерину такий розрив відсутній навіть для розчину 5,9% –вої концентрації (в результаті усереднення зміни ширини плівки за її довжиною), що можна пояснити наявністю тільки ламінарного режиму з підвищеною в'язкістю розчину. Надалі будемо розглядати ламінарний режим для обох рідин.

Зі збільшенням температури робочої поверхні ширина середньої поверхні випаровування плівки зменшується (рис. 4.21), спочатку різко, потім при наближенні до  $t_{\text{ст}} = 100$  °С більш плавно з виходом практично на постійне значення. При цьому перехід від води до розчину гліцерину призводить до значного зменшення  $b_{\text{вип}}$ , в той час як концентрація розчину в розглянутих межах її зміни практично не впливає на цю залежність.

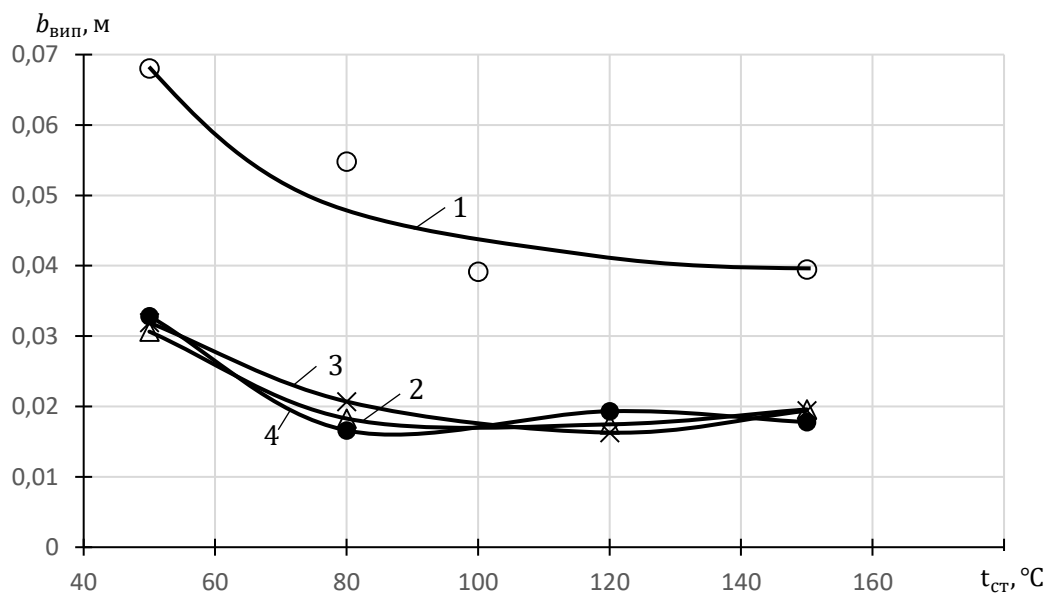


Рисунок 4.21 – Залежності ширини середньої поверхні випаровування від температури робочої поверхні для води й водних розчинів гліцерину: 1 – вода; 2 – розчин гліцерину  $C_0=5,9\%$ ; 3 – 15,0%; 4 – 28,9%.

Інші параметри процесу концентрування, включаючи концентрацію гліцерину в розчині, як показали експериментальні дані (рис. 4.22), практично не впливають на ширину середньої поверхні випаровування.

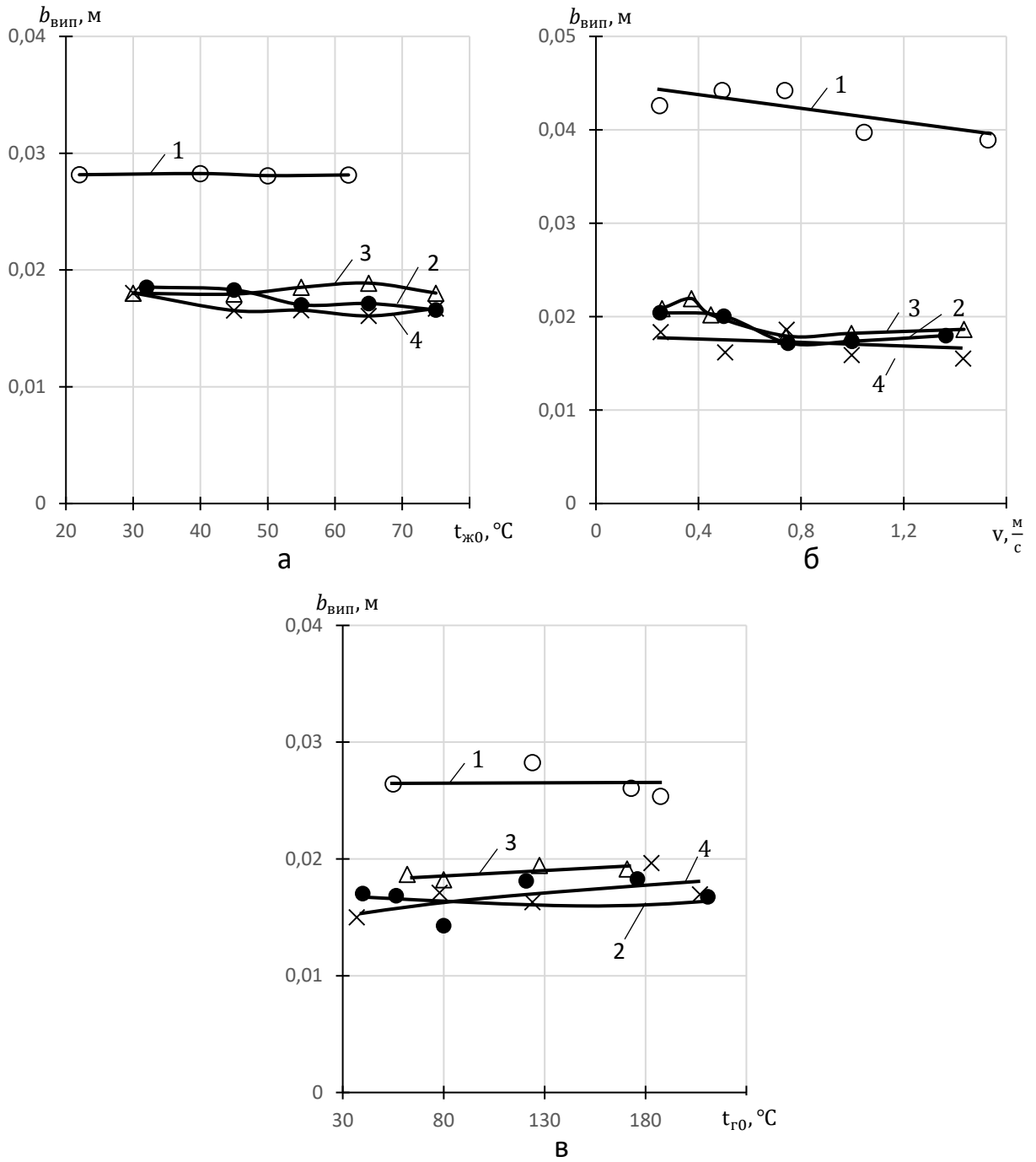


Рисунок 4.22 – Залежності ширини середньої поверхні випаровування від параметрів процесу концентрування для води й водних розчинів гліцерину (1 – вода; 2 – розчин гліцерину  $C_0=5,9\%$ ; 3 –  $15,0\%$ ; 4 –  $28,9\%$ ): а – початкової температури рідини; б – швидкості повітря; в – початкової температури повітря.

Слід зазначити, що у всіх випадках ширина середньої поверхні випаровування плівки розчинів гліцерину на 30-40% менше, ніж для води. Це дозволяє припустити,

що тут, поряд з термокапілярним, можливо проявляється концентраційнокапілярний ефект.

З результатів експериментального визначення ширини середньої поверхні випаровування рідкої плівки випливає, що основними параметрами, які визначають цю ширину плівки являється початковий потік рідини й температура поверхні, за якої стікає плівка. Обробка експериментальних даних дозволила одержати вираз, що зв'язує ширину середньої поверхні випаровування з початковою шириною плівки в наступному вигляді

$$b_{\text{вип}} = kb_0, \quad (4.5)$$

де коригувальний коефіцієнт  $k$  визначається за допомогою емпіричних рівнянь:

– для води

$$k_{\text{в}} = 42,5 \cdot L_0^{0,355} \cdot t_{\text{ст}}^{-0,549}$$

– для гліцерину

$$k_{\text{г}} = 5,6 \cdot L_0^{0,235} \cdot t_{\text{ст}}^{-0,287}$$

Наведені рівняння можна застосувати у наступних межах зміни вхідних параметрів  $0,79 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг}}{\text{с}} < L_0 < 11,15 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг}}{\text{с}}$ ;  $50^\circ\text{C} < t_{\text{ст}} < 150^\circ\text{C}$ .

Співставлення розрахункових і експериментальних значень ширини середньої поверхні випаровування плівок води і 15% – вого розчину гліцерину (рис. 4.23), показує їх досить хорошу відповідність. Середньоквадратичне відхилення цих значень становить: для води  $S = 0,0026$ ; для розчину гліцерину  $S = 0,0030$ .

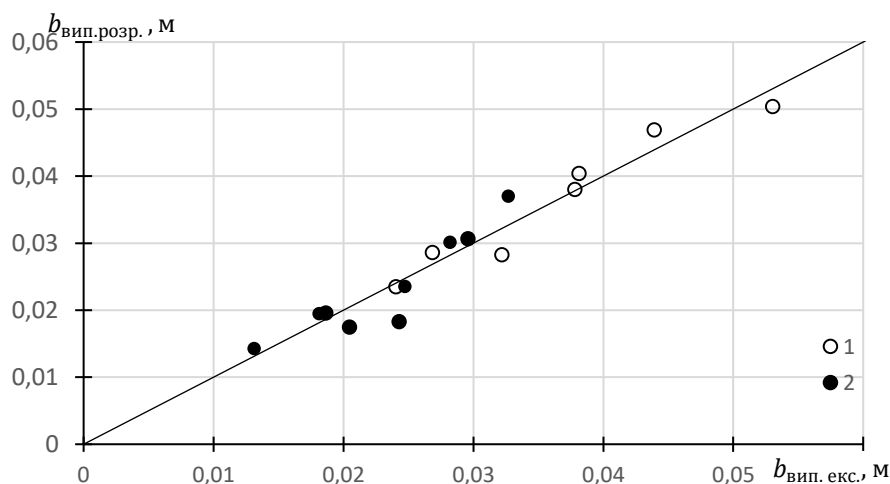


Рисунок 4.23 – Порівняння розрахункових і експериментальних значень ширини середньої поверхні випаровування: 1 – вода; 2 – 15%–вий розчин гліцерину.

Для наближеної оцінки ширини середньої поверхні випаровування плівки можна використовувати значення коригувального коефіцієнта.

$$k = 0,2 \div 0,5$$

де верхнє значення відноситься до води, до нижнього значення наближаються водні розчини малолетких рідин.

## Висновки до розділу 4

1. На підставі розробленої математичної моделі процесу концентрування водних розчинів малолетких рідин в стікаючій плівці випаровуванням в перехресний потік нейтрального газу й проведених експериментальних досліджень цього процесу в застосуванні до розчину гліцерину як модельної малолеткої рідини, встановлені закономірності зміни складу розчину за довжиною плівки та інтенсивності процесу концентрування.

2. Встановлено, що спочатку плівки зміна концентрації розчину за її довжиною має характер близький до лінійного, потім відбувається різкий підйом концентрації, що триває до повного випаровування води. Показано, що така закономірність зміни складу розчину плівки пов'язана з розподілом температури розчину за її довжиною. Підйом концентрації відповідає досягненню усталеної температури.

3. Інтенсивність процесів концентрування зростає зі зменшенням початкового потоку розчину і його початкової концентрації, а також зі збільшенням початкової температури розчину, температури поверхні стінки, на якій стікає плівка й початкової температури повітря, що надходить в простір над плівкою. Зі збільшенням швидкості повітря інтенсивність концентрування падає.

4. На підставі експериментальних досліджень встановлено, що для низькоконцентрованих водних розчинів гліцерину, як і для води характерний перехід від ламінарного режиму стікання плівки до турбулентного, з підвищенням концентрації розчину плівка рухається тільки в ламінарному режимі. Для цього режиму визначені коефіцієнти тепло – і масовіддачі, які являються параметрами розробленої математичної моделі процесу концентрування.

5. Виявлено зменшення ширини плівки рідини, стікаючої з нагрітої поверхні в умовах випаровування в перехресний газовий потік, яке для води й водних розчинів гліцерину може досягати 50-80%. Встановлено характер зміни ширини плівки цих середовищ за її довжиною. Для врахування зміни поверхні випаровування в плівкових випарниках і концентраторах введена величина ширини середньої поверхні випаровування плівки й отримані залежності для її оцінки в застосуванні до води й водного розчину гліцерину.



## РОЗДІЛ 5

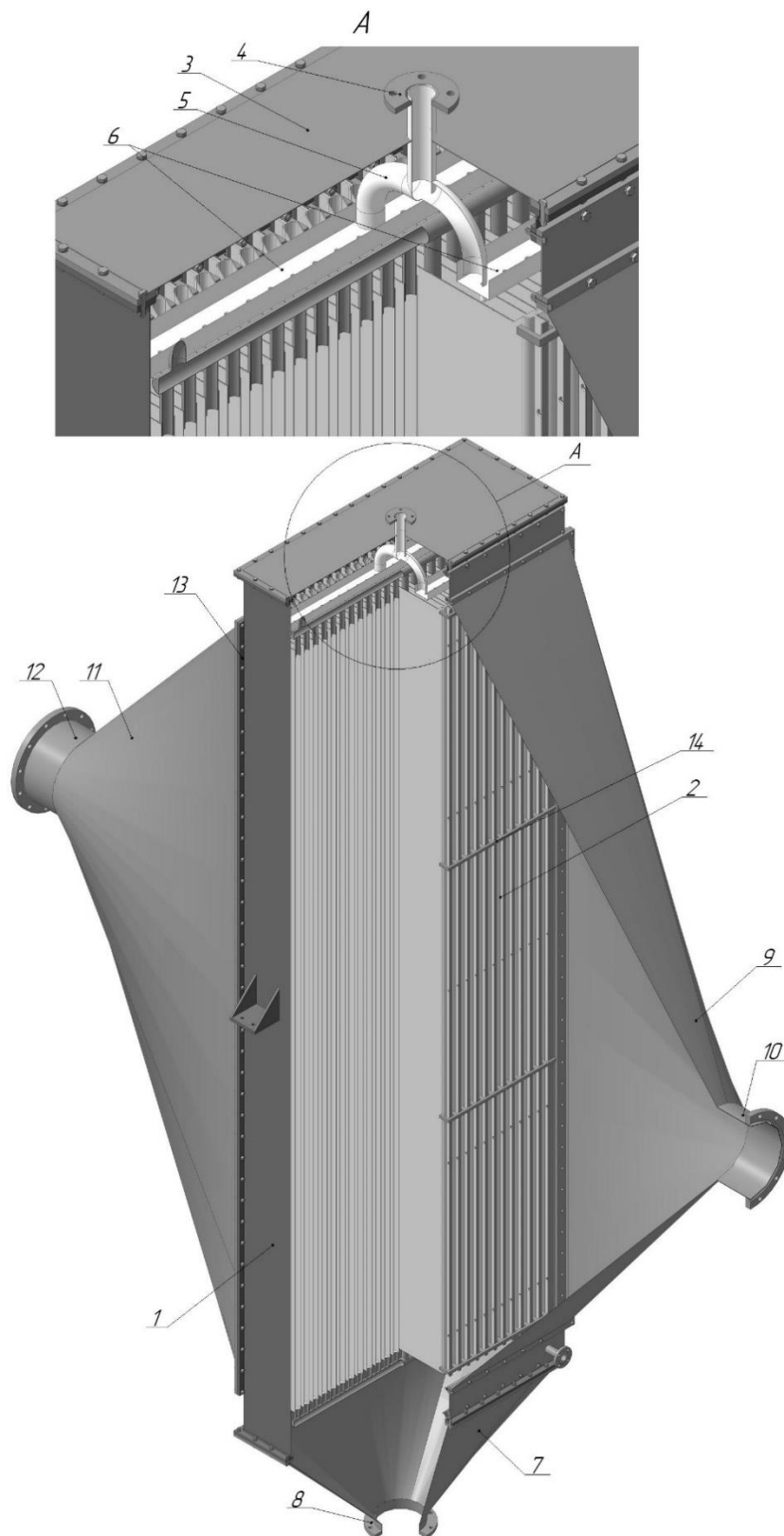
### РОЗРОБКА КОНСТРУКЦІЇ ТА МЕТОДИКИ РОЗРАХУНКУ ПЛІВКОВОГО КОНЦЕНТРАТОРА З ПЕРЕХРЕСНИМ ПОТОКОМ ГАЗА

#### 5.1 Опис конструкції та роботи концентратора

Концентратор являє собою апарат з плоско–паралельною насадкою у вигляді пластин, що дозволяє організувати перехресний напрямок руху рідкої плівки і газового потоку. На відміну від відомих конструкцій такої насадки, в даному випадку її пластини мають внутрішні порожнини для проходу теплоносія, наприклад, насиченої водяної пари. Це дозволяє забезпечити нагрівання плівки концентрованого розчину незалежно від газового потоку.

Основним елементом концентратора є корпус і розміщений в ньому нерозбірний пакет плоских порожнистих пластин 2 (рис. 5.1 і 5.2). Зверху корпус закритий плоскою кришкою 3 із закріпленням у ній штуцером 4 для введення розчину. Штуцер з'єднаний з коліном 5 для подачі розчину в розподільні лотки 6. Знизу корпус закритий днищем 7 зі штуцером 8 який, служить для виведення концентрованого розчину. На бічних стінках корпусу, з боку вертикальних ребер пластин 2, приєднані газові камери: дифузорна 9 зі штуцером 10 для введення газу і конфузорна 11 зі штуцером 12 для виведення відпрацьованого газу.

Дифузорна камера за допомогою болтового з'єднання кріпиться безпосередньо до стінки корпусу, конфузорна – до прямокутної рами 13, що служить також для кріплення пластин насадки.



1 – корпус; 2 – пластини; 3 – кришка; 4, 8 – штуцера для введення й виведення розчину; 5 – коліно для подачі розчину; 6 – розподільні лотки; 7 – днище; 9, 11 – газові камери дифузорна й конфузорна; 10, 12 – штуцера для введення й виведення газу; 13 – рама для кріплення пластин; 14 – стяжки.

Рисунок 5.1 – Загальний вид концентратора

Пластини в пакет збираються (рис. 5.2) за допомогою рами 13 і стяжок 14 з дистанційними виступами, які заходять в зазори між пластинами, що забезпечує задану величину зазорів. На рамі 13 також закріплені штуцери 15 і 16, що служать відповідно для підведення пари в колектор 17 і відведення конденсату з колектора 18. Ці колектори за допомогою патрубків 19 з'єднані з внутрішніми порожнинами пластин насадки. Пластини мають бічні стінки, на зовнішніх поверхнях яких стікає плівка розчину. Зверху на пластини встановлені бортики 20 з вирізами для стікання розчину на поверхні пластин. Пакет пластин насадки встановлюється в корпус за допомогою опор.

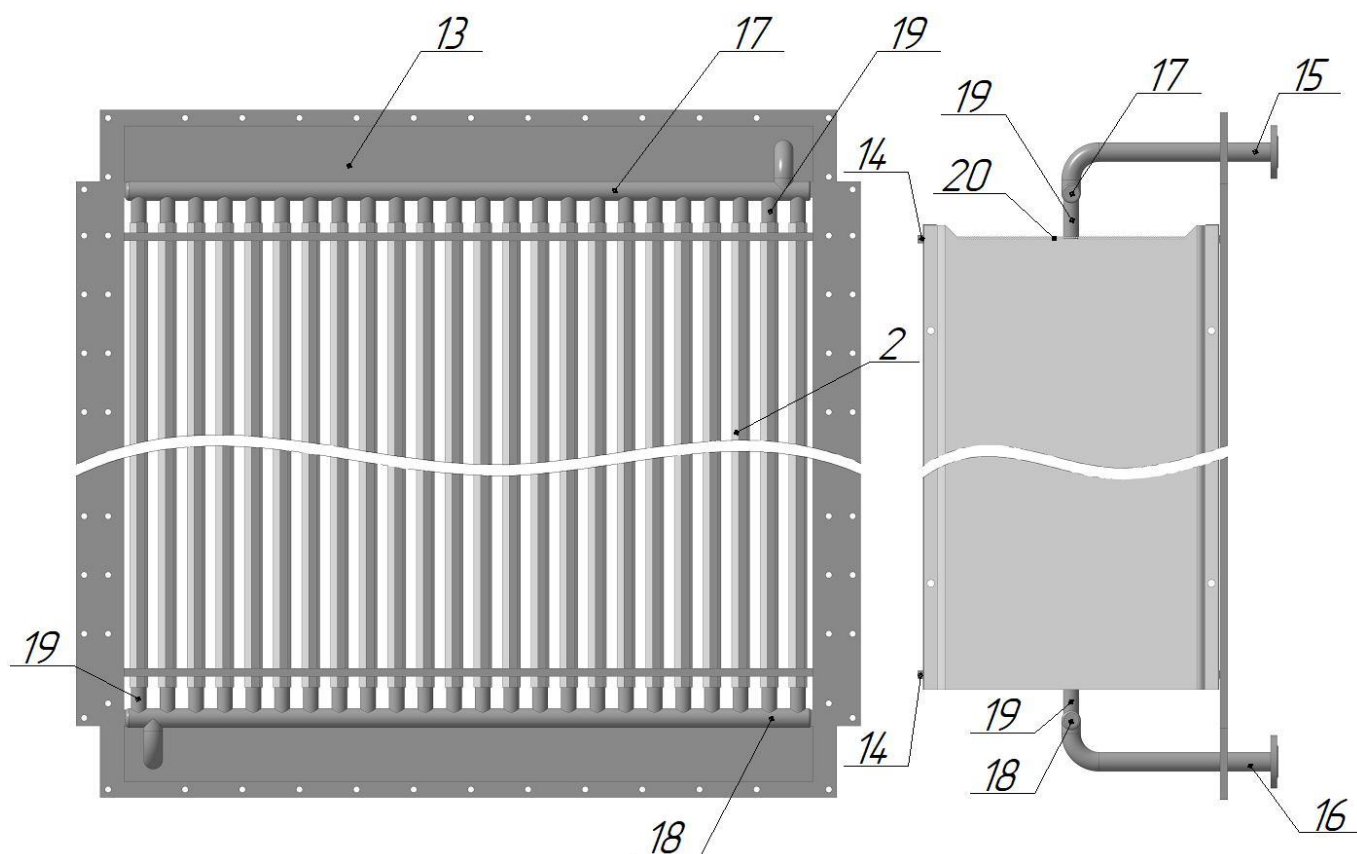


Рисунок 5.2 – Збірка пакета пластин насадки

Робота концентратора здійснюється наступним чином. Розчин, що концентрується, подається через штуцер 4 в коліно 5, яке розподіляє розчин в лотки 6, звідки він надходить на верхні ребра пластин, які обмежені бортиками 20 і, розподіляючись за шириною пластин, стікає через вирізи в бортиках на їх поверхні.

У результаті утворюється плівка розчину, яка рухається вниз з цих поверхонь і стікає в днище 7. Із днища концентрований розчин виводиться з концентратора через штуцер 8. Наявність певного обсягу розчину під днище забезпечує гідравлічний затвор, перешкоджаючи проходу газу через штуцер 8.

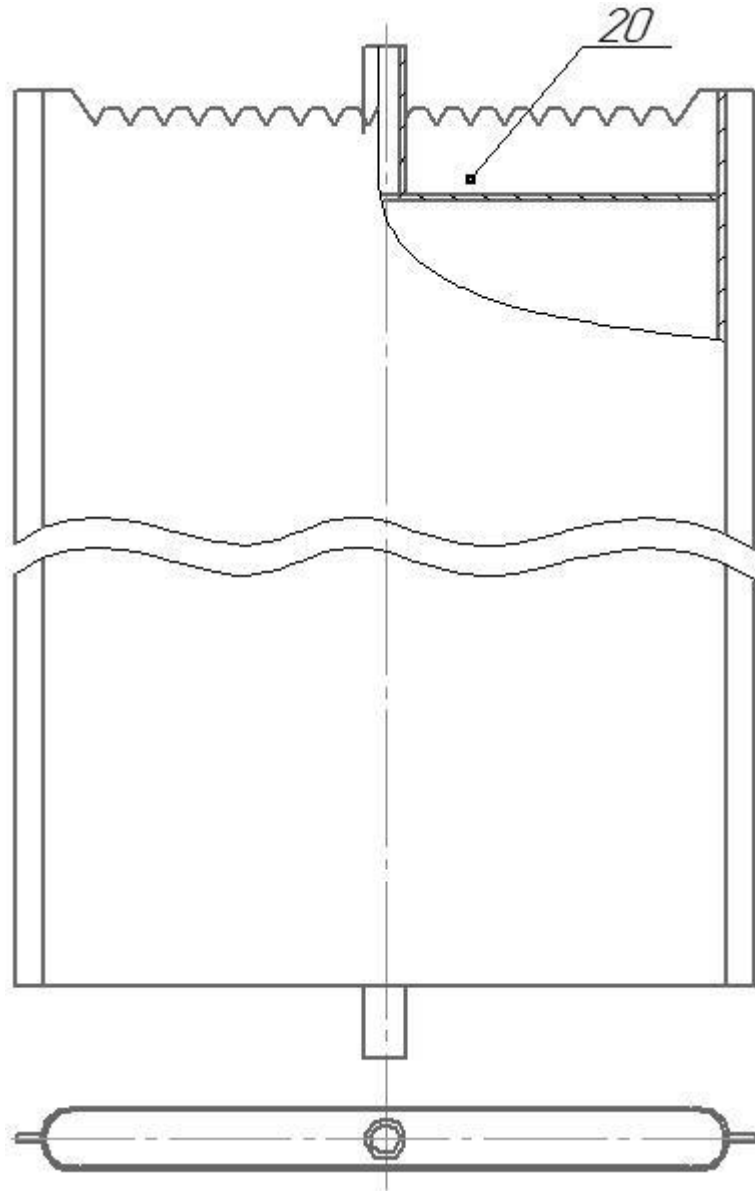


Рисунок 5.3 – Конструкція пластини

Гріючий пар надходить через штуцер 15 в колектор 17 і розподіляється між пластинами насадки за допомогою патрубків 19. Контактуючи зі стінками пластин він нагріває їх до заданої температури. Теплота від зовнішніх поверхонь пластин передається плівці розчину, що призводить до випаровування води й концентруванню розчину.

Газ, наприклад, повітря через штуцер 10 подається в дифузорну газову камеру 9 і, розподіляючись за висотою корпусу 1, проходить в зазори між пластинами насадки, де він захоплює пар, що утворюється при випаровуванні води з плівки розчину, і виносить його в конфузорну газову камеру 11. Потім у вигляді парогазової суміші через штуцер 12 видаляється з апарату.

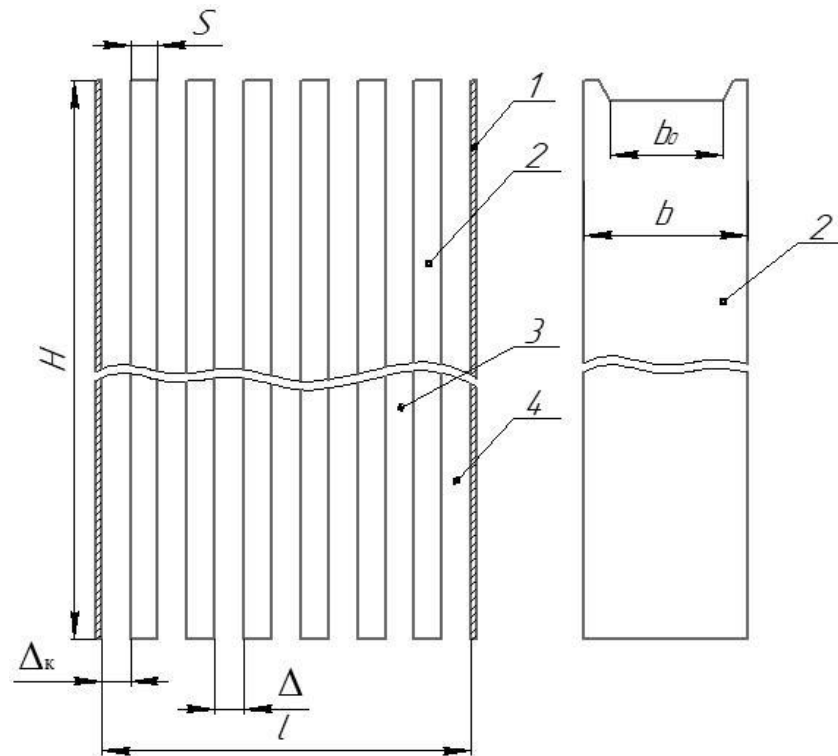
Розроблена конструкція цього апарату запатентована для концентрування водного розчину малолеткої рідини – сульфатної кислоти [176].

## 5.2 Розробка методики розрахунку концентратора розчинів малолетких рідин

Метою розрахунку являється визначення основних розмірів апарату та режиму його роботи, які забезпечують задану концентрацію розчинів.

Перед початком розрахунку, зазвичай відомі такі параметри процесу концентрування, які приймаємо за вихідні дані: продуктивність апарату за концентрованим розчином  $L_A$ , кг/год; початкова температура розчину, що концентрується  $t_{ж0}$ , °С; початкова концентрація розчину  $C_0$ , %(мас); кінцева концентрація розчину  $C_k$ , %(мас); початкова температура газу (повітря)  $t_{г0}$ , °С; температура теплоносія (водяної пари)  $t_{тн}$ , °С; параметри навколишнього середовища ( $t_{oc}$ , °С;  $\varphi_{oc}$ , %;  $B$ , Па).

Для проведення розрахунку попередньо задаємо: число пластин насадки  $n$ , шт; ширину  $b$ , м і висоту  $H$ , м робочої поверхні пластин; товщину пластин  $s$ , м; величину зазору між пластинами  $\Delta$ , м (відстань між крайніми пластинами й стінкою корпусу апарату (рис. 5.4) може бути прийнята також рівною  $\Delta$ ); швидкість повітря між пластинами  $v$ , м/с.



1 – корпус апарату; 2 – пластина насадкa; 3 – зазор між пластинами; 4 – зазор між корпусом апарату і крайньою пластиною.

Рисунок 5.4 – Розрахункова схема концентратора

За цими даними проводимо розрахунок зміни концентрації розчину за висотою робочої поверхні і визначаємо концентрацію  $C_k$ , яка відповідає висоті  $H$ . При її невідповідності необхідному значенню змінюємо висоту робочої поверхні пластин, а при необхідності коригуємо інші задані величини, і розрахунок повторюємо.

Розрахунок проводимо в такій послідовності.

1. Обчислюємо значення початкового потоку плівки, що утворюється на робочій поверхні пластини з урахуванням того, що кожна пластина має дві робочі поверхні

$$L_0 = \frac{L_A}{7200 \cdot n}, \text{ кг/с}$$

2. Обчислюємо початкову лінійну масову густину зрошення

$$\Gamma_0 = \frac{L_0}{b_0}, \text{ кг/м} \cdot \text{с.}$$

3. За температурою  $t_{ж0}$  і концентрацією  $C_0$  визначаємо довідкові значення величин  $\rho_{ж0}$ ,  $\mu_{ж0}$ ,  $c_{ж0}$ ,  $a_{ж0}$ ,  $\lambda_{ж0}$  для початкового перерізу плівки.

4. Обчислюємо значення середньої температури повітря над початковим перерізом плівки, використовуючи вираз

$$t_{\Gamma c} = \frac{t_{ж0} + t_{\Gamma 0}}{2},$$

і за цією температурою визначаємо довідкові значення величин  $\nu_{\Gamma}$ ,  $D_{\Gamma}$ ,  $\lambda_{\Gamma}$ , які відповідають даному перерізу.

5. За параметрами початкового перерізу плівки обчислюємо значення комплексів:  $Re_{ж} = \frac{4\Gamma_0}{\mu_{ж0}}$ ;  $Pr = \frac{\nu_{ж0}}{\alpha_{ж0}}$ ;  $Pe_{ж} = Re_{ж} \cdot Pr_{ж}$ ;  $Re_{\Gamma} = \frac{\nu \cdot l_{екв}}{\nu_{\Gamma}}$ ;  $Sc = \frac{\nu_{\Gamma}}{D_{\Gamma}}$ ;  $Pe_g = Re_{\Gamma} \cdot$

$$Sc, \text{ где } l_{экв} = \sqrt{\frac{4H\Delta}{\pi}}.$$

6. Застосовуючи емпіричні рівняння (3.23-3.25), обчислюємо значення чисел  $Nu_{пл}$ ;  $Nu_{\Gamma}$ ;  $Sh$  і відповідні їм значення коефіцієнтів тепловіддачі  $\alpha_{пл}$ ;  $\alpha_{\Gamma}$  та коефіцієнт масовіддачі  $\beta$ , використовуючи вирази  $Nu_{пл} = \frac{\alpha_{пл}}{\lambda_{ж0}} \left(\frac{\nu_{ж0}^2}{g}\right)^{1/3}$ ;  $Nu_{\Gamma} = \frac{\alpha_{\Gamma}}{\lambda_{\Gamma}} \left(\frac{\nu_{\Gamma}^2}{g}\right)^{1/3}$ ;  $Sh = \frac{\beta}{D_{\Gamma}} \left(\frac{\nu_{\Gamma}^2}{g}\right)^{1/3}$ . При цьому вважаємо, що температура робочої поверхні пластин насадки  $t_{ст}$ , що входить у рівняння (3.23-3.25), дорівнює  $t_{ст} = t_{тн}$ .

7. Використовуючи відомі залежності для визначення параметрів навколишнього середовища, розраховуємо значення вологовмісту й питомого об'єму  $d_{ос}$ ,  $\gamma_{ос}$  і, враховуючи, що  $d_{\Gamma 0} = d_{ос}$ , також значення густини й питомої теплоємності  $\rho_{\Gamma 0}$  і  $c_{\Gamma 0}$  повітря, що входить в апарат.

8. Переходячи від швидкості повітря до його об'ємної витрати в зазорі між двома пластинами

$$V = \nu H \Delta,$$

визначаємо з виразу (3.14) масову витрату абсолютно сухого повітря  $G_{\Gamma}$ , кг/с у цьому зазорі.

9. Задаємось кроком  $z_{i+1} - z_i$  за висотою робочої поверхні, де  $i$  – номер перерізу плівки, і кроком  $x_{j+1} - x_j$  в напрямку руху газового потоку за шириною плівки з урахуванням виразу (4.5), де  $j$  – номер перерізу газового потоку на кроці  $z_{i+1} - z_i$  (рис. 3.6).

10. Для кожного кроку  $x_{j+1} - x_j$  на кроці  $z_{i+1} - z_i$  розраховуємо:

а) вологовміст повітря  $d_{rj}$  у перерізі  $x_j$  за рівнянням (3.13), попередньо визначивши коефіцієнт  $p_j$ , і вільний член  $q_j$ , що входять в це рівняння (для перерізу  $x_0$  кроку  $j = 1$  приймаємо  $d_{r0} = d_{oc}$  і  $t_{r0}$  за вихідними даними); при цьому приймаємо, що загальний тиск у газовій фазі дорівнює атмосферному  $P = B$ , і коригуємо значення ширини плівки при визначенні  $p_j$  і  $q_j$  з урахуванням виразу (4.5);

б) парціальний тиск водяної пари в газовій фазі  $P_{vj}$  за формулою (3.12) і значення швидкості випаровування  $w_j$  за формулою (3.11), де  $P_{внj}$  – довідкова величина яка береться за температурою  $t_{rj}$ , відомою для кожного кроку  $x_{j+1} - x_j$  за результатами послідовного розрахунку, починаючи від  $t_{r0}$ ;

в) температуру повітря  $t_{r(j+1)}$  в перерізі  $x_{j+1}$  за формулою (3.22) з урахуванням того, що довідкові величини, які входять у формулу (3.22), визначаються за температурою  $t_{rj}$  і постійні протягом кроку  $x_{j+1} - x_j$ ; у зв'язку з тим, що потік повітря обмежений стінками корпусу апарату тільки біля крайніх пластин насадки (рис. 5.4) коефіцієнт теплопередачі в навколишнє середовище у формулі (3.22) можна виключити приймаючи  $K_{oc} = 0$ .

11. За результатами попередніх розрахунків встановлюємо табличні функції  $t_{rj}(x_j)$ ,  $w_j(x_j)$ ,  $P_{vj}(x_j)$  і обчислюємо середні за шириною плівки значення  $t_{ri}$ ,  $w_i$ ,  $P_{vi}$  в межах кроку  $z_{i+1} - z_i$ . Для цього використовуємо такі формули усереднення:  $t_{ri} = \frac{1}{b_{пл}} \int_0^{b_{пл}} t_{rj}(x_j) dx$ ;  $w_i = \frac{1}{b_{пл}} \int_0^{b_{пл}} w_j(x_j) dx$ ;  $P_{vi} = \frac{1}{b_{пл}} \int_0^{b_{пл}} P_{vj}(x_j) dx$ , в яких інтеграли беруться чисельними методами. За значеннями  $t_{ri}$  визначаємо довідкові величини  $r_i$  і  $P_{внi}$ , що являться середніми за шириною плівки на кроці  $z_{i+1} - z_i$ .

12. На кожному кроці  $z_{i+1} - z_i$  для перерізу плівки, відповідного до координати  $z_{i+1}$ , розраховуємо швидкість руху плівки  $u_{пл(i+1)}$ , її товщину  $\delta_{i+1}$ , температуру плівки  $t_{пл(i+1)}$  і масову частку води в розчині  $\psi_{i+1}$ , використовуючи відповідно формули (3.9), (3.10), (3.21), (4.4) і вважаючи, що значення цих величин у перерізі  $z_i$  відомі в результаті послідовного розрахунку, починаючи з заданих їх початкових значень  $u_{пл0}$ ,  $\delta_0$ ,  $t_{ж0}$ ,  $\psi_0$ . Значення довідкових величин, що входять у зазначені



формули визначаємо за температурою  $t_{пл i}$  і масової частки води  $\Psi_i$ , приймаючи їх постійними в межах кроку  $z_{i+1} - z_i$ .

13. За обчисленою залежністю масової частки води в розчині від поздовжньої координати  $\psi(z)$ , використовуючи вираз  $C = 1 - \psi$ , визначаємо концентрацію розчину, що стікає знизу пластин насадки, при  $z = H$  і зіставляємо її з необхідним значенням.

14. Послідовним наближенням, як зазначено вище, розраховуємо робочу висоту апарату. Для визначення ширини апарату використовуємо вираження  $l = s_n + \Delta(n - 1) + 2\Delta_n$ , який слідує з рисунку 5.4.

### 5.3 Приклад розрахунку концентратора водного розчину гліцерину

Вихідні дані для розрахунку: продуктивність апарату за концентрованим розчином  $L_A = 2000$  кг/ч; температура концентрованого розчину  $t_{ж0} = 45^\circ\text{C}$ ; початкова концентрація розчину  $C_0 = 6\%$  (мас); кінцева концентрація розчину  $30\%$  (мас); початкова температура повітря  $t_{г0} = 125^\circ\text{C}$ ; температура теплоносія  $t_{тн} = 100^\circ\text{C}$ ; температура навколишнього повітря  $t_{oc} = 20^\circ\text{C}$ ; вологість навколишнього повітря  $\varphi_{oc} = 65\%$ ; атмосферний тиск  $B = 101308$  Па.

Попередньо задаємо: число пластин  $n = 50$  шт; ширину робочої поверхні пластин  $b = 0.2$  м (приймаємо рівною початковій ширині плівки  $b = b_0$ ); величину зазору між пластинами  $\Delta = 0,015$  м; товщину пластин  $s = 0.02$  м; швидкість повітря в зазорі між пластинами  $v = 0.6$  м/с. Розрахунок приведено в додатку. В результаті розрахунку встановлені основні розміри концентратора:

- робоча висота апарату (насадки) 1,62 м;
- ширина апарату за пакетом насадки 1,765 м.

### Висновки до розділу 5

1. Запропонована конструкція плівкового концентратора розчинів з плоско-паралельною насадкою дозволяє організувати перехресну взаємодію стікаючої плівки

рідини з газовим потоком. Апарат запатентований для концентрування водного розчину малолеткої рідини – сульфатної кислоти.

2. На основі теоретичних і експериментальних досліджень закономірностей стікання і тепломасоперенесення в плівці рідини, а також моделювання процесу концентрування водних розчинів малолетких рідин в стікаючій плівці розроблена методика розрахунку плівкового концентратора таких розчинів.

3. Методика випробувана на конкретному прикладі розрахунку концентратора водного розчину гліцерину. Апробація показала, що для підвищення концентрації цього розчину від 6 до 30% (мас.) з продуктивністю в 2,0 т/год необхідна робоча висота плоско – паралельної насадки рівна 1,62 м.

## ВИСНОВКИ

Основні наукові та практичні результати дисертаційної роботи полягають в наступному.

1. Розроблена математична модель гідродинаміки стікання рідкої плівки в умовах її випаровування в потік нейтрального газу за допомогою якої встановлені закономірності зміни товщини і швидкості руху плівки за її довжиною, а також показано, що інтенсивність випаровування плівки при її перехресному напрямку руху щодо газового потоку більше, ніж при прямоточному напрямку й може перевищувати інтенсивність випаровування при протиточному напрямку.

2. На підставі експериментальних досліджень тепломасоперенесення в стікаючій плівці води, що випаровується в перехресний потік повітря, отримані емпіричні рівняння, які зв'язують коефіцієнт тепловіддачі від поверхні до плівки, що стікає з неї, а також коефіцієнти тепло – і масовіддачі від плівки до газового потоку, з параметрами цього процесу. Показано, що залежності коефіцієнтів тепло – масовіддачі від початкового потоку рідини проходять через мінімум, який відповідає  $Re_{ж} \approx 500$ , що свідчить про перехід від ламінарного режиму руху плівки до турбулентного.

3. Розроблена математична модель тепломасоперенесення в стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу, на підставі якої встановлено, що температура плівки при віддаленні від її початкового перерізу досягає усталеного значення, а при подальшому збільшенні цієї відстані рідина повністю випаровується. Розроблено алгоритм розрахунку відстаней, на яких відбуваються ці явища.

4. На підставі досліджень гідродинаміки і теплоперенесення розроблена математична модель та проведено модулювання процесу концентрування розчинів малолетких рідин в їх стікаючій плівці випаровуванням в перехресний потік нейтрального газу, на підставі якої встановлено характер зміни концентрації розчину.

5. В результаті експериментального дослідження виявлено зменшення ширини рідкої плівки, що стікає з нагрітої плоскої поверхні пов'язане з термокапілярним і

концентраційнокапілярним ефектами, що виникають на вільній поверхні плівки, яке для води й водних розчинів гліцерину може досягати 50-80%. Встановлено характер такої зміни ширини плівки цих середовищ за її довжиною і отримані емпіричні залежності оцінки цієї зміни.

6. На основі результатів проведених досліджень розроблена конструкція й методика розрахунку плівкового концентратора водних розчинів малолетких рідин з перехресним потоком нейтрального газу.

## СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Таубман Е.И. Выпаривание. Москва : Химия, 1982. 323 с.
2. Способ выпаривания текучих продуктов и устройство для его осуществления : пат. 2500449 РФ : В01D1/22. № 2012124885/05 ; заявл. 14.06.2012 ; опубл. 10.12.2013, Бюл. № 34. 51 с
3. Маньков А.В., Минухин Л.А. Концентрирование технологических пищевых растворов в выпарных установках с тепловым насосом. *Аграрный вестник Урала*. 2018. № 3 (170). С. 55-58.
4. Антипов С.Т., Овсянников В.Ю., Кондратьева С.И., Бостынец Н.И. Термодинамические особенности процесса концентрирования жидких сред вымораживанием. *Современные наукоемкие технологии*. 2014. № 5 (часть 1). С. 159-159.
5. Бурдо О.Г., Мордынский В.П., Харенко Д.А. Концентрирование сахарных растворов в аппаратах блочного вымораживания. *Харчова наука і технологія*. 2012. № 1(18). С. 128-130.
6. Русинова А.А., Полежаев Ю.М., Матерн А.И. Концентрирование растворов вымораживанием (обзор). *Аналитика и контроль*. 1999. № 4. С. 4-10.
7. Гуляева Е.С., Беренгартен М.Г. Перенос ионов через ионообменные мембраны в процессе электродиализного концентрирования. *Вода: химия и экология*. 2011. №10 С. 77-81.
8. Способ концентрирования водных растворов биологически активных веществ и установка для его реализации : пат. 2323036 РФ : В01D61/02. № 2006121054/15 ; заявл. 15.06.2006 ; опубл. 27.04.2008, Бюл. № 12. 9 с.
9. Долниковский В.И., Полянский К.К. Обратный осмос. Перспективы использования в молочной промышленности. *Известия вузов. Пищевая технология*. 1990. № 1. С. 5-13.
10. Тихонов С.Л., Лазарев В.А., Муратов А.А. Безотходная мембранная технология переработки молочной сыворотки. *Индустрия питания*. 2017. № 1(2). С. 60-71.

11. Кнунянц И.Л. Химическая энциклопедия : в 5т. Москва : Советская энциклопедия, 1990. 671 с.
12. Лебедев А.Я. Установки для денитрации и концентрирования серной кислоты. Москва : Химия, 1972. 240 с.
13. Справочник сернокислотчика / Под ред. К.М. Малина. Москва : Химия, 1971. 744 с.
14. Бурдо О.Г., Ружицкая Н.В., Резниченко Т.А., Резниченко Д.Н. Моделирование процесса концентрирования пищевых растворов в микроволновом вакуум–выпарном аппарате. *Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій*. 2017. Т. 81, № 1. С. 153-157.
15. Романько С.М. Процес концентрування розчину сульфатної кислоти випаровуванням у потік нейтрального газу за зовнішнього підведення теплоти: дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08. Суми, 2019. 190 с.
16. Спосіб концентрування сірчаної кислоти : пат. 97392 Україна : С01В17/88. № u 2014 11114 ; заявл. 13.10.2014 ; опубл. 10.03.2015, Бюл. №5. 6 с.
17. Лукашов В.К., Романько С.Н., Тимофеев С.В., Гудзовский А.Н. Безвакуумный способ снижения температуры концентрирования серной кислоты. *Хімія та сучасні технології*: тези доп. VII Міжнародної наук. техн. конф, м. Дніпропетровськ, 27-29 квітня. 2015 р. / ДВНЗ УДХТУ. Дніпропетровськ, 2014. С. 25-26.
18. Серафимов Л.А., Фролкова А.В. Соблюдение первого закона Коновалова в процессе ректификации с инертным газом. *Вестник МИТХТ*. 2008. Т. 3, № 2. С. 45-52.
19. Фролкова А.В. Физико–химические основы ректификации многокомпонентных азеотропных смесей: автореф. дис. на здоб. наук. ступ. канд. техн. наук : 05.17.04. Москва, 2008. 26 с.
20. Крель Э. Руководство по лабораторной перегонке. Москва : Химия, 1980. 520 с.
21. Липатов Д.А. Динамика нестационарного испарения в условиях естественной конвекции в газовой фазе : дисс. на здоб. наук. ступ. канд. техн. наук: 05.17.08. Москва, 2006. 163 с.

22. Дильман В.В., Лохтов В.А. Кинетика нестационарного испарения. *Доклады Академии наук*. 2007. Т. 416, № 4. С. 506–508.

23. Каширская О.А., Лохтов В.А., Дильман В.В. Явление гистерезиса в процессе испарения – конденсации в присутствии инертных газов. *Доклады Академии наук*. 2010. Т. 432, № 4. С. 496-498.

24. Борадачева Ю.В., Лохтов В.А., Дильман В.В., Кулов Н.Н. Кинетика стационарного испарения однокомпонентных жидкостей в инертный газ. *Теоретические основы химической технологии*. 2011. Т. 45, № 6. С. 615-620.

25. Каширская О.А., Лохтов В.А., Дильман В.В. О различии в скоростях испарения и конденсации в присутствии инертного газа. *Теоретические основы химической технологии*. 2010. Т. 44, № 5. С. 521-527.

26. McBain G.D., Suehrcke H., Harris J.A. Evaporation from an open cylinder (Испарение из открытого цилиндра). *Intern. Journal of Heat and Mass Transfer*. 2000. Vol. 43. p. 2117-2128.

27. Sklabinskyi V., Liaposhchenko O., Pavlenko I., Lytvynenko O., Demianenko M. Modelling of Liquid's Distribution and Migration in the Fibrous Filter Layer in the Process of Inertial-Filtering Separation / *Advances in Design, Simulation and Manufacturing. DSMIE 2018*. In: Ivanov V. et al. (eds) Lecture Notes in Mechanical Engineering. Springer, Cham. 2019. P. 489–497.

28. Обвинцева Н.Ю. Моделирование межфазного массопереноса в условиях естественной конвекции : автореф. дис. на здобуття наук. ступ. канд. фіз.-мат. наук : 05.13.18. Москва, 2009. 24 с.

29. Измайлов Ю.Г. Кинетика испарения жидкостей в среде неконденсирующегося газа : автореф. дис. на здобуття наук. ступ. докт. хім. наук : 02.00.04. Челябинск, 1992. 41 с.

30. Atamanyuk V., Gnativ Z., Kindzera D., Janabayev D., Khusanov A., Kaldybaeva B. Hydrodynamics of Cotton Filtration Drying. *Chemistry & Chemical Technology*. 2020. Vol. 14, № 3. P. 426–432.

31. Каминский В.А., Обвинцева Н.Ю. О режимах испарения бинарных растворов. *Теоретические основы химической технологии*. 2007. Т. 41, № 5. С. 536-542.
32. Бальчугов А.В., Семенов И.А., Подоплелов Е.В. Массообмен при испарении жидкости в поток газа. *Сборник научных трудов АГТА*. 2005. № 1. С. 38-45.
33. Лотхов В.А., Малюсов В.А., Жаворонков Н.М. Влияние кинетики на селективность процесса испарения. *Доклады Академии наук СССР*. 1984. Т. 275, № 4. С. 934.
34. Багатуров С.А. Основы теории и расчёта перегонки и ректификации. Москва : Химия, 1974. 440 с.
35. Несмеянов А.Н. Давление пара химических элементов. Москва : Издательство Академии наук, 1961. 396 с.
36. Реков Ю.В. Анализ условий формирования конденсированных фаз на поверхности кремневых прутков–подложек. *Технологический аудит и резервы производства*. 2012. № 6/2(8). С. 19-20.
37. Ралис Р.В., Яблонский Г.С., Слободов А.А. Определение давления насыщенного пара низколетучих веществ на основе изучения скорости испарения методом термогравиметрического анализа. *Научно-технический вестник информационных технологий, механики и оптики*. 2015. Т. 15, № 6. С. 1072-1080.
38. Wunderlich В. *Thermal Analysis of Polymeric Materials*. Berlin : Springer, 2005. 907 с.
39. Elder J.P. Sublimation measurements of pharmaceutical compounds by isothermal thermogravimetry (Измерения сублимации фармацевтических соединений методом изотермической термогравиметрии). *Journal of Thermal Analysis and Colorimetry*. 1997. Vol. 49. p. 897–905.
40. Гумницький Я., Атаманюк В., Симак Д., Данилюк О. Тепломасообмін під час взаємодії твердого тіла з рідким реагентом. *Scientific Works*. 2017. Т. 81, № 1. С. 50-54.
41. Pieterse N., Forke W.W. Diffusion–controlled evaporation through a stagnant gas: Estimating low vapour pressures from thermogravimetric data (Диффузионно-



контролируемое испарение через застойный газ: Оценка низких давлений пара по термогравиметрическим данным). *Thermochimica Acta*. 2003. Vol. 1. p. 191–198.

42. Марков И.И., Хащенко А.А., Вечер О.В. О скорости испарения жидкости с ее свободной поверхности и с поверхности нагрева. *Сборник научных трудов*. 2002. № 6. С. 48-55.

43. Хащенко А.А., Вечер О.В., Дискаева Е.И. Исследование температурной зависимости скорости испарения жидкостей со свободной поверхности и скорости кипения жидкости на твердой поверхности нагрева. *Известия Алтайского государственного университета*. 2016. № 1(89). С. 84-87.

44. Дринберг С.А. Растворители для лакокрасочных материалов. Ленинград : Химия, 1986. 208 с.

45. Методика по нормированию и определению выбросов вредных веществ в атмосферу. Москва : НК Роснефть. 2004. 21 с.

46. Методические указания по оценке последствий аварийных выбросов опасных веществ (РД-03-26-2007). Москва : Научно–технический центр по безаварности в промышленности, 2008. 124 с.

47. Хлуднев С.А., Рябчиков С.А., Шумихин А.Г. К вопросу о кинетике испарения опасных веществ с поверхности аварийных проливов на объектах нефтехимического профиля. *Промышленная и экологическая безопасность, охрана труда*. 2007. № 4(6). С. 61-62.

48. Салин А.А., Галеев А.Д., Поникаров С.И. Математическая модель процесса испарения с поверхности аварийного пролива бинарного раствора. *Вестник Казанского технологического университета*. 2010. № 8. С. 445-448.

49. Салин А.А. Методика прогнозирования последствий аварийных проливов бинарных растворов: автореф. дис. на здобуття наук. ступ. канд. тех. наук : 05.26.03. Казань, 2013. 19 с.

50. Сахаров И.Ю., Махоткин И.А., Махоткин А.Ф., Сахаров Ю.Н. Экспериментальное исследование процесса испарения воды из растворов аммиачной селитры. *Вестник Казанского технологического университета*. 2015. Т. 18, № 22. С. 41-43.

51. Панин Г.Н., Брезгунов В.С. О влиянии солености воды на ее испарение. *Известия РАН. Физика атмосферы и океан*. 2007. Т. 43, № 5. С. 718-720.

52. Люлин Ю.В., Кабов О.А. Измерение массовой скорости испарения в горизонтальном слое жидкости, частично открытом в движущийся газ. *Письма в журнал технической физики*. 2013. Т. 39, № 17. С. 88-94.

53. Lukashov V., Romanko S., Timofeev S., Protsenko A. The Evaporation of components from a sulfuric acid solution during it concentrating in the air flow (Выпаривание компонентов из раствора серной кислоты во время его концентрирования в потоке воздуха). *Chemistry and Chemical Technology*. 2017. Vol. 11, № 3. P. 344-348.

54. Устройство для удаления влаги в вакууме : пат. 2432537 РФ : F26B5/04. № 2010112173/06 ; заявл. 29.03.2010 ; опубл. 27.10.2011, Бюл. №30. 7 с.

55. Концентратор серной кислоты : пат. 2075324 РФ : B01D1/14. № 5062100/26 ; заявл. 14.09.1992, опубл. 20.03.1997. 6 с.

56. Yukhymenko M, Artyukhov A, Ostroha R, Artyukhova N, Krmela J, Bocko J. Multistage Shelf Devices with Fluidized Bed for Heat-Mass Transfer Processes: Experimental Studies and Practical Implementation. *Applied Sciences*. 2021. Vol. 11, № 3: 1159. P. 1-20.

57. Гиндич В.И., Забелин Л.В., Марченко Г.Н. Производство нитратов целлюлозы. Регенерация отработанных и рекуперированных нитрационных кислотных смесей. Москва : НПО "Инфам ТЭН", 1991. 216 с.

58. Алабовский А.Н., Удыма П.Г. Аппараты погружного горения. Москва : Изд-во МЭИ, 1994. 250 с.

59. Varukha D. A., Smirnov V. A., Edl M., Demianenko M. M., Yukhymenko M. P., Pavlenko I. V., Liaposhchenko O. O. Simulation of separation and air classification processes of aerodisperse systems in the shelving device. *Journal of Engineering Sciences*. 2018. Vol. 5, № 1. P. 5-9.

60. Zhining Z., Zhonghai L. Concentrating dilute sulfuric acid by spray evaporator (Концентрирование разбавленной серной кислоты с помощью распылительного испарителя). *Chemical Engineering and Processing*. 2007. Vol. 46, №1 2. P. 1310-1316.

61. Кочетков С.П., Смирнов Н.Н., Ильин А.П. Концентрирование и очистка экстракционной фосфорной кислоты : монография. Иваново : Иван. гос. хим.-технол. ун-т., 2007. 304 с.

62. А. с. 1505896 СССР, МПК С01В17/88. Способ концентрирования серной кислоты / К. В. Нейперт, В.С. Суцев, А.Г. Шутс. № 422479/23-26 ; заявл. 06.04.87 ; опубл. 07.09.89, Бюл. № 33.

63. Ved V., Tovazhnyansky L., Tolchinsky Y., Mussabekov A., Suigenbayeva A., Saipov A, The Longitudinal Flow of Oil and Petroleum Products in the Channels and Pipes: Part II. *Chemical Engineering Transactions*. 2019. Vol. 76. P. 625-630.

64. Ведь В.Е., Надиров К.С., Бондаренко В.П., Жантасов М.К., Бимбетова Г.Ж., Орынбасаров А.К., Зият А.Ж. Определение длин стабилизации базовых моделей течения нефтей и нефтепродуктов в ламинарном диапазоне по числу Рейнольдса. *Вестник ЕНУ им. Л.Н. Гумилева*. 2017. № 2(117), Ч. 2, С. 129-133.

65. А. с. 1281511 СССР, МПК С01В17/88. Способ концентрирования серной кислоты / Р.Г. Сафин, В.П. Андрианов, В.Б. Пузаков. № 3916956/31-26 ; заявл. 24.06.85 ; опубл. 07.01.87, Бюл. № 91.

66. Махоткин А.Ф., Петров В.И., Халитов Р.А., Махоткин И.А. Новые технологии и аппараты для решения экологических проблем производства энергонасыщенных материалов. *Бутлеровские сообщения*. 2015. Т. 41, № 1. С. 163-167.

67. Способ концентрирования серной кислоты : пат. 2016842 РФ : С01В17/88. № 4945951/26 ; заявл. 18.06.1991 ; опубл. 30.07.1994. 6 с.

68. Колонна для концентрирования кислот : пат. 2414419 РФ : С01В17/88. № 2009120453/05 ; заявл. 25.05.2009 ; опубл. 20.03.2011, Бюл. №8. 10 с.

69. Забелин Л.В. Очистка воздуха от кислотных выбросов в производствах нитратов целлюлозы / Л.В. Забелин // Извест. Томского политехн. ун-та. – 2003. – Т.306, №1. – С. 83-88.

70. Воронцов Е.Г., Тананайко Ю.М. Теплообмен в жидкостных пленках. Киев : Техника, 1972. 196 с.

71. Тананайко Ю.М., Воронцов Е.Г. Методики расчета и исследования пленочных процессов. Киев : Техника, 1975. 312 с.

72. Пленочная тепло – и массообменная аппаратура / Под ред. В.М. Олевский. Москва : Химия, 1988. 240 с.

73. Гимбутис Г.И. Теплообмен при гравитационном течении пленки жидкости. Вильнюс : Мокслас, 1988. 232 с.

74. Машины и аппараты химических производств / Чернобыльский И.И., Бондарь А.Г., Гаевский Б.А. и др. Москва : Машиностроение, 1975. 454 с.

75. Пленочный аппарат со стекающей пленкой : пат. 2314139 РФ : В01D1/22. № 2006110821/15 ; заявл. 03.24.2006 ; опубл. 10.01.2008, Бюл. №1. 11 с.

76. Выпарной аппарат с падающей пленкой : пат. 2323761 РФ : В01D1/22. № 2007100813/15 ; заявл. 09.01.2007 ; опубл. 10.05.2008, Бюл. №13. 14 с.

77. Трубчатая насадка пленочного аппарата : пат. 2335322 РФ : В01D3/28. № 2007113081/15 ; заявл. 10.04.07 ; опубл. 10.10.2008, Бюл. №28. 5 с.

78. Пленкообразователь трубчатой насадки пленочного аппарата : пат. 2510287 РФ : В01D 3/28. № 2013125325/05 ; заявл. 30.05.2013 ; опубл. 27.03.2014, Бюл. №9. 6 с.

79. Войнов Н.А., Плеханов Ю.В. Анализ пленочных испарителей для обработки (облагораживания и охлаждения) гидролизата древесины. *Химия растительного сырья*. 2004. № 2. С. 83-86.

80. Шевцов А.А., Дранников А.В., Пономарев А.В., Шабунина Е.А. Современные тенденции совершенствования конструкций пленочных аппаратов для фотоавтотрофного биосинтеза светозависимых микроорганизмов. *Вестник Воронежского государственного университета инженерных технологий*. 2016. № 3(69). С. 68-76. DOI: 10.20914/2310-1202-2016-3-68-76.

81. Толчинский Ю.А., Товажнянский Л.Л., Ведь В.Е., Билецкий Е.В. Влияние структурных изменений на течение обобщенной степенной жидкости в канале. *Інтегровані технології та енергозбереження*. 2017. № 4, С. 19-22.

82. А. с. 1599070 СССР. МПК В01J19/30. Колонна с плоскопараллельной насадкой при перекрестном контакте фаз / И.А. Мнушкин, К.Ф. Богатых, Р.Н. Резяпов, П.П. Надоненко, А.А. Абросимов. № 4617642/31-26 ; заявл. 03.10.1988 ; опубл. 15.10.1990, Бюл. №38.

83. Рамм В.М. Абсорбция газов. Москва : Химия, 1976. 656 с.

84. А. с. 738647 СССР. МПК В01D53/20. Колонна для процессов массообмена / Г.М. Бурлаченко. № 1946209/23-26 ; заявл. 02.07.1973, опубл. 05.06.1980, Бюл. № 21.

85. Контактное устройство пленочного типа и насадка для тепло- и массообменных процессов : пат. 2438773 РФ : В01J19/32. № 2009123681/05 ; заявл. 22.06.2009; опубл. 10.01.2012, Бюл. №1. 15 с.

86. Структурированный насадочный модуль для массообменной колонны и способ его использования : пат. 2500468 РФ : В01J19/32. № 2011115095/05 ; заявл. 17.09.2009; опубл. 10.12.2013, Бюл. №34. 12 с.

87. Регулярная насадка для тепло-и массообменных аппаратов с периодическим орошением : пат. 2515330 РФ : В01J19/32. № 2012140979/05 ; заявл. 25.09.2012 ; Опубл. 10.05.2014, Бюл. №13. 9 с.

88. Ащеулов А.С. Разработка и исследование аппарата для концентрирования экстрактов черноплодной рябины : автореф. дисс. на здобуття наук. ступ. канд. техн. наук : 05.18.12. Кемерово, 2017. 17 с.

89. Цилиндрический ротационно-пленочный аппарат : пат. 2484874 РФ : В01D1/22. № 2012104062/05 ; заявл. 06.02.2012 ; опубл. 20.06.2013, Бюл. №17. 9 с.

90. Способ концентрирования жидких растворов : пат. 2488421 РФ : В01D1/22. № 2012108710/05 ; заявл. 07.03.2012 ; опубл. 27.07.2013, Бюл. №21. 12 с.

91. Чуракова С.К. Разработка энергосберегающих технологий в нефтегазопереработке на основе перекрестноточных насадочных контактных устройств: автореф. дис. ... докт. техн. наук : 05.17.07. Уфа, 2014. 48 с.

92. Городилов А.А. Интенсификация процесса тепломассообмена в контактных аппаратах с регулируемой насадкой: дис. на здобуття наук. ступ. канд. техн. наук : 05.17.08. Москва, 2016. 141 с.

93. Liaposhchenko O., Nastenko O., Pavlenko I. The model of crossed movement and gas-liquid flow interaction with captured liquid film in the inertial-filtering separation channels. *Separation and Purification Technology*. 2017. Vol. 173. P. 240–243.

94. Перекрестноточный контактор-озонатор : пат. 2315720 РФ : C02F1/78. № 2005128023/15 ; заявл. 08.09.2005 ; опубл. 27.01.2008, Бюл. № 3. 9 с.

95. Насадочная тепломассообменная перекрестноточная колонна : пат. 2049542 РФ : В01J19/32. № 5047133/26 ; заявл. 11.06.1992 ; опубл. 10.12.1995. 6 с.

96. Кутателадзе С.С., Накоряков В.Е. Тепломассообмен и волны в газожидкостных системах. – Новосибирск: Наука, 1984. – 302 с.

97. Клюев Н.И., Мурышкин А.В., Мингулов Х.И. Течение испаряющейся пленки по плоской вертикальной стенке. *Вестник СамГУ*. 2011. № 8(89). С. 134-141.

98. Pavlenko I., Liaposhchenko O., Sklabinskyi V., Ivanov V., Ochowiak M. Two-Phase Turbulent Flow in the Separation Channel with an Oscillating Wall / *Advanced Manufacturing Processes. InterPartner 2019*. In: Tonkonogyi V. et al. (eds). Lecture Notes in Mechanical Engineering. Springer, Cham. 2020. P. 570-581.

99. Актершев С.П. Устойчивость, нелинейные волны и процессы переноса в пленках жидкости при сложных условиях : дис. на получение. степени докт. физико-матем. наук : 01.02.05. Новосибирск, 2016. 249 с.

100. Калайдин Э.Н. Волновые режимы в стекающих слоях вязкой жидкости и их влияние на процессы переноса: автореф. дис. на получение. науч. степ. докт. физико-матем. наук : 01.02.05. Пермь, 2009. 36 с.

101. Алексеенко С.В., Накоряков В.Е., Покусаев Б.Г. Волновое течение пленок жидкости. Новосибирск : Наука, 1992. 255 с.

102. Прокудина Л.А. Моделирование нелинейного развития возмущений в тонком жидком слое при волнообразовании. *Вестник Южно-Уральского государственного университета*. 2014. Т. 6, № 6. С. 67–73.

103. Цвелодуб О.Ю., Бочаров А.А. Нестационарные периодические пространственные волны на поверхности пленки вязкой жидкости, стекающей по вертикальному цилиндру. *Теплофизика и аэромеханика*. 2012. Т. 19, № 3. С. 331-345.

104. Бочаров А.А., Цвелодуб О.Ю. Волновые режимы течения вязкой пленки, стекающей по вертикальному цилиндру. *Известия Российской академии наук. Механика жидкости и газа*. 2003. № 2. С. 176-183.

105. Алексеенко С.В., Гузанов В.В., Маркович Д.М., Харламов С.М. О взаимодействии трехмерных и двумерных волн на вертикально стекающих пленках жидкости. *Доклады Академии наук*. 2011. Т. 441, № 5 . С. 616-620.

106. Актершев С.П., Алексеенко С.В. Волны в стекающей пленке жидкости. *Современная наука: исследования, идеи, результаты, технологии*. 2012. № 2(10). С. 73-78.

107. Pavlenko I.V., Liaposhchenko O.O., Sklabinskyi V.I., Ivanov V.O., Gusak O.G. Hydrodynamic Features of Gas-Liquid Flow Movement in a Separation Device Plane Channel with an Oscillating Wall. *Problemele energeticii regionale*. 2018. Vol. 3, № 38. P. 62–70.

108. Adomeit F., Renz U. Hydrodynamics of three-dimensional waves in laminar falling films (Гидродинамика трехмерных волн в ламинарных падающих пленках). *Intern. jour. Multiphase Flow*. 2000. Vol. 26. P. 1183-1208.

109. Mudunuri R.R., Balakotaiah V. Solitary waves on thin falling films in the very low forcing frequency limit (Уединенные волны на тонких проваливающихся пленках в пределе очень низкой вынуждающей частоты). *American Institute of Chemical Engineers*. 2006. Vol. 52. P. 3995-4003.

110. Кутепов А.М. Химическая гидродинамика. Москва : Квантум, 1996. 356 с.

111. Саламатов Е.А. Математическое моделирование развития неустойчивости в вертикальной жидкой пленке при обдуве ее свободной поверхности газовым потоком: автореф. дис. на соиск. учен. степ. канд. физ.-математ. наук : 01.02.05. Челябинск, 2013. 19 с.

112. Pavlenko I, Liaposhchenko O, Ochowiak M, Olszewski R, Demianenko M, Starynskyi O, Ivanov V, Yanovych V, Włodarczak S, Doligalski M. Three-Dimensional Mathematical Model of the Liquid Film Downflow on a Vertical Surface. *Energies*. 2020. Vol 13, № 8: 1938. P. 1-15.

113. Актершев С.П., Алексеенко С.В. Устойчивость трехмерного течения пленки вязкой жидкости, обтекаемой турбулентным потоком газа. *Теплофизика и аэромеханика*. 2012. Т. 19, № 3. С. 317-330.

114. Гешев П.И. Простая модель для расчета толщины турбулентной пленки жидкости, увлекаемой силой тяжести и потоком газа. *Теплофизика и аэромеханика*. 2014. Т. 21, № 5. С. 579-586.

115. Зейтунян Р.Х. Проблема термокапиллярной неустойчивости Бенара-Марангони. *Успехи физических наук*. 1998. Т. 168, № 3. С. 259-286.

116. Прокудина Л.А. Моделирование влияния градиентов температуры на состояние свободной поверхности жидкой пленки. *Вестник Ю Ур ГУ*. 2014. Т. 7, № 2. С. 118-123.

117. Сажин Б.С., Чунаев М.В., Сажин В.Б. Термокапиллярный механизм неустойчивости слоя жидкости (эффект Марангони). *Успехи в химии и химической технологии*. 2009. Т. 23, № 3(96). С. 103-107.

118. Такмазьян А.К., Шкадов В.Я. Течение пленки жидкости под воздействием термокапиллярного эффекта Марангони. *Вестник Московского университета*. 2002. Сер. 1, № 3. С. 46-50.

119. Joo S.W., Davis S.H., Bankoff S.G. A mechanism for rivulet formation in heated falling films (Механизм образования заклепок в нагретых падающих пленках). *Journal of Fluid Mechanics*. 1996. Т. 321. P. 279-298.

120. Зайцев Д.В. Термокапиллярный разрыв стекающей пленки жидкости: автореф. дис. на соиск. учен. степ. канд. физ.-мат. наук: 01.04.14. Новосибирск, 2003. 24 с.

121. Chinnov E.A., Kabov, O.A. Jet Formation in Gravitational Flow of a Heated Wavy Liquid Film (Формирование струи в гравитационном потоке нагретой волнистой жидкой пленки). *Journal of Applied Mechanics and Technical Physics*. 2003. Vol. 44, № 5. P. 708-115. DOI:10.1023/A:1025564605979.

122. Чиннов Е.А. Термокапиллярные эффекты в неизотермической пленке жидкости при высоких числах Рейнольдса. *Теплофизика высоких температур*. 2013. Т. 51, № 2. С. 294-300.

123. Чиннов Е.А. Термокапиллярные эффекты в нагреваемой пленке жидкости. *Сборник научных статей «Современная наука»*. 2010. № 1(3). С. 51-62.

124. Чиннов Е.А., Шатский Е.Н. Термокапиллярные неустойчивости в стекающей пленке жидкости при малых числах Рейнольдса. *Письма в Журнал технической физики*. 2014. Т. 40, № 1. С. 16-23.



125. Шатский Е.Н., Чиннов Е.А. Управление образованием регулярных структур в нагреваемых пленках жидкости. *Сборник научных статей «Современная наука»*. 2010. № 2(4). С. 123-127.

126. Kobeyeva Z., Khussanov A., Atamanyuk V., Hnativ Z., Kaldybayeva B., Janabayev D. Research of hydrodynamics of gas flow filtration through a stationary layer of crushed cotton stalks (wild cotton). *Technology Audit and Production Reserves*. 2021. Vol. 5, № 1(61). P. 46–51.

127. Khussanov A.Ye., Atamanyuk V.M., Kaldybayeva B.M., Abilmagzhanov A. Zh., Janabayev D.Zh., Kobeyeva Z.C. Mechanism of filtration drying of organic materials of fibrous structure and results of research of external heat exchange. *News of the National Academy of Sciences of the Republic of Kazakhstan Series Chemistry and Technology*. 2020. Vol. 6, № 444. P. 87-94.

128. Шатский Е.Н. Влияние термокапиллярных эффектов на характеристики течения нагреваемой плёнки жидкости: дис. на соиск. ученой степени канд. физ.–мат. наук : 01.04.14. Новосибирск, 2018. 111 с.

129. Зайцев Д.В., Семенов А.А., Кабов О.А. Влияние вязкости на термокапиллярный разрыв стекающей пленки жидкости. *Теплофизика и аэромеханика*. 2016. Т. 23, № 4. С. 649-652.

130. Гончарова О.Н., Резанова Е.В., Тарасов Я.А. Математическое моделирование термокапиллярных течений в тонком слое жидкости с учетом испарения. *Известия Алтайского государственного университета*. 2014. №. 1(81). С. – 47-52. DOI 10.14258/izvasu(2014)1.1-10.

131. Гончарова О.Н., Резанова Е.В. Построение математической модели течений в тонком слое жидкости на основе классических уравнений конвекции и обобщенных условий на границе раздела. *Известия Алтайского государственного университета*. 2015. № 1(85). С. 70-74. DOI: 10.14258/izvasu(2015)1.1-12

132. Гончарова О.Н. Резанова Е.В., Люлин Ю.В., Кабов О.А. Изучение конвективных течений жидкости и спутного потока газ с учетом испарения. *Теплофизика высоких температур*. 2017. Т. 55, № 6. С. 720-732. DOI: 10.7868/S0040364417060072.

133. Гончарова О.Н. Условия на термокапиллярной поверхности, учитывающие испарение жидкости и зависимость коэффициентов переноса от температуры. *Известия Алтайского государственного университета*. 2016. № 1(89). С. 101-104. DOI: 10.14258/izvasu(2016)1-18

134. Gordeeva V.Yu., Lyushnin A. V. Influence of the thermocapillary effect on the dynamics and stability of motion of a thin evaporating film (Влияние термокапиллярного эффекта на динамику и устойчивость движения тонкой испаряющейся пленки). *Technical Physics*. 2013. Vol. 88, № 3. P. 351-357. DOI:10.1134/s1063784213030092.

135. Kuznetsov V.V., Vitovskii O.V., Krasovskii V.A. An experimental investigation of modes of flow under conditions of evaporation of liquid on a vertical heating surface (Экспериментальное исследование режимов течения в условиях испарения жидкости на вертикальной поверхности нагрева). *High Temperature*. 2007. Vol. 45, № 1. P. 68-75. DOI:10.1134/S0018151X07010099.

136. Алексеенко С.В., Бобылев А.В., Гузанов В.В., Маркович Д.М., Харламов С.М. Регулярные волны на вертикально стекающих ривулетах при разных углах смачивания. *Теплофизика и аэромеханика*. 2010. Т. 17, № 3. С. 371-384.

137. Барташевич М.В., Кабов О.А., Кузнецов В.В. Динамика ограниченной по ширине пленки жидкости при спутном потоке газа в микроканале. *Механика жидкости и газа*. 2010. № 6. С. 102-108.

138. Lytvynenko A., Pavlenko I., Yukhymenko M., Ostroha R., Pitel J. Hydrodynamics of two-phase upflow in a pneumatic classifier with the variable cross-section. *In Advances in Design, Simulation and Manufacturing III. DSMIE 2020 / Ivanov V., Pavlenko I., Liaposhchenko O., Machado J., Edl M., Eds.; Lecture Notes in Mechanical Engineering; Springer. Cham, Switzerland, 2020. P. 216–227.*

139. Кабова Ю.О., Кузнецов В.В., Кабов О.А. Движение ручейка жидкости в микроканале при спутном потоке газа. *Теплофизика и аэромеханика*. 2018. Т. 25, № 6(114). С. 899-908.

140. Актершев С.П., Шатский Е.Н., Чиннов Е.А. Формирование термокапиллярных структур в нагреваемой пленке жидкости. *Теплофизика и аэромеханика*. 2017. Т. 24, № 5. С. 759-769.

141. Зуев А.Л., Костарев К.Г. Особенности концентрационно-капиллярной конвекции. *Успехи физических наук*. 2008. Т. 178, № 10. С. 1065-1085. DOI: 10.3367/UFNr.0178.200810d.1065.

142. Зуев А.Л., Костарев К.Г. Экспериментальное исследование особенностей концентрационно-капиллярной конвекции. *Вестник Пермского научного центра УрО РАН*, 2009. № 4. С. 4-15.

143. Бирих Р.В. О возникновении конвекции Марангони, вызванной локальным внесением ПАВ (теория). *Конвективные течения*. 2009. Вып. 4. С. 107-117.

144. Денисова М.О., Костарев К.Г. О возникновении конвекции Марангони, вызванной локальным внесением ПАВ (эксперимент). *Конвективные течения*. 2009. Вып. 4. С. 85-106.

145. Бирих Р.В., Денисова М.О., Костарев К.Р. Возникновение конвекции Марангони, вызванной локальным внесением поверхностно-активного вещества. *Конвективные течения*. 2011. № 6. С. 56-68.

146. Бирих Р.В., Денисова М.О., Костарев К.Г. Возникновение конвекции Марангони на межфазной поверхности. *Конвективные течения*. 2013. Вып. 4. С. 185-202.

147. Birikh R.V., Denisova M.O., Kostarev K.G. Development of concentration-capillary convection on an interfacial surface (Развитие концентрационно-капиллярной конвекции на межфазной поверхности.). *Fluid Dynamics*. 2015. Vol. 50, № 3. P. 361-370. DOI:10.1134/S0015462815030060.

148. Денисова М.О. Определение условий возникновения концентрационно-капиллярной конвекции в воде и ее растворах. *Вестник Нижегородского университета. Н.И. Лобачевского*. 2011. № 4(3), С. 745-746.

149. Гордеева В.Ю. Теоретическое исследование влияния термо- и концентрационно-капиллярных эффектов на динамику тонкого слоя испаряющейся полярной жидкости: дис. на соиск. учен. степ., канд. физико-математ. наук : 01.02.05. Пермь, 2014. 154 с.

150. Брацун Д.А., Гордеева В.Ю., Люшнин А.В. Особенности поведения ультратонкого слоя испаряющейся жидкости при наличии на свободной

деформируемой границе сурфактанта. *Вестник Пермского научного центра УрО РАН*. 2007. № 2. С. 35-38.

151. Актершев С.П., Барташевич М.В., Чиннов Е.А. Полуаналитический метод расчета теплопереноса в пленке жидкости в условиях постоянного теплового потока на стенке // *Теплофизика высоких температур*. 2017. Т. 55, № 1. С. 115-121. DOI: 10.7868/S004036441701001X

152. Актершев С.П., Барташевич М.В. Нагрев пленки жидкости при наличии касательного напряжения на межфазной поверхности. *Современная наука: исследования, идеи, результаты, технологии*. 2015. № 1(16). С. 33-38.

153. Актершев С.П. Теплоперенос в ламинарно-волновых стекающих пленках жидкости. *Теплофизика и аэромеханика*. 2010. Т. 17, № 3. С. 385-396.

154. Чиннов Е.А., Шарина И.А., Кабов О.А. Интенсификация теплообмена в стекающей пленке жидкости. *Прикладная механика и техническая физика*. 2004. Т. 45, № 5. С. 109-116

155. Pavlenko I, Liaposhchenko O, Sklabinskyi V, Storozhenko V, Mikhajlovskiy Y, Ochowiak M, Ivanov V, Pitel J, Starynskyi O, Włodarczak S, Krupińska A, Markowska M. Identification of the Interfacial Surface in Separation of Two-Phase Multicomponent Systems. *Processes*. 2020. Vol. 8, № 3 :306. P. 1-12

156. Николаев А.Н. Гидродинамика и тепломассоперенос в пленочных реакторах микробиологического синтеза: автореф. дисс. соиск. учен. степ. канд. техн. наук : 05.17.08. Казань, 2007. 16 с.

157. Чернявский А.Н. Расчет параметров распада волнового пленочного течения при нестационарном тепловыделении. *Теплофизика и аэромеханика*. 2014. Т. 21, № 1. С. 59-66.

158. Sklabinskyi V., Pavlenko I. Intensification of mass transfer processes through the impact of the velocity gradient on hydrodynamics and stability of liquid droplets in a gas flow. *Chemical Engineering Science*. 2021. Vol. 235. P. 116470-116477.

159. Формалев В.Ф., Колесник С.А., Чипашвили А.А. Аналитическое исследование тепломассопереноса при пленочном охлаждении тела. *Теплофизика высоких температур*. 2006. Т. 44, № 1. С. 107-112.

160. Данилов Ю.Б., Ульев Л.М. Теоретические и экспериментальные исследования теплопередачи и кипения в выпарных аппаратах со стекающей пленкой. *Інтегровані технології та енергозбереження*. 2012. № 3. С. 84-96.

161. Павленко А.Н., Мацех А.М., Печёркин Н.И., Кнеер Р., Лель В.В., Суртаев А.С. Теплообмен и кризисные явления при интенсивном испарении в стекающих волновых плёнках жидкости. *Теплофизика и аэромеханика*. 2006. Т. 13, № 1. С. 93-105.

162. Павленко А.Н., Суртаев А.С., Мацех А.М. Переходные процессы в стекающих пленках жидкости при нестационарном тепловыделении. *Теплофизика высоких температур*. 2007. Т. 45, № 6. С. 905-916.

163. Печеркин Н.И., Павленко А.Н., Володин О.А. Теплоотдача при испарении стекающих пленок смеси фреонов на гладкой и структурированной поверхностях. *Теплофизика и аэромеханика*. 2011. Т. 18, № 4. С. 605-616.

164. Володин О.А., Павленко А.Н., Печеркин Н.И. Теплообмен и волновые характеристики при течении пленки бинарной смеси фреонов по поверхности с трехмерной текстурой. *Теплофизика высоких температур*. 2013. Т. 51, № 6. С. 864-874. DOI: 10.7868/S0040364413060215

165. Павленко А.Н., Печеркин Н.И., Володин О.А. Испарение и кипение пленки смеси хладонов, стекающей по цилиндру с сетчатым покрытием. *Международ. науч. журн. «Инновационная наука»*. 2016. № 9. С. 15-22.

166. Володин О.А., Павленко А.Н., Печеркин Н.И., Зубков Н.Н., Битюцкая Ю.Л. Теплообмен при кипении в условиях пленочного течения бинарной смеси хладонов по поверхности с микроструктурой. *Международ. науч. журнал «Инновационная наука»*. 2016. № 12-4. С. 8-15.

167. Кабов О.А., Кабова Ю.О., Кузнецов В.В. Испарение неизотермической пленки жидкости в микроканале при спутном потоке газа. *Доклады Российской академии наук*. 2012. Т. 446, № 5. С. 522-526.

168. Шрайбер А.А., Дубровский В.В., Подвысоцкий А.М. Обобщение опытных данных по теплообмену пленки жидкости, стекающей по гладким и

профилированным поверхностям, с воздухом. *Промышленная теплотехника*. 2010. Т. 32, № 4. С. 21-27.

169. Дубровский В.В., Подвысоцкий А.М., Шрайбер А.А. Экспериментальное исследование теплообмена пленки жидкости, стекающей по профилированной поверхности, с воздухом. *Проблеми загальної енергетики*. 2009. № 19. С. 39-45.

170. Туз В.Е., Письменный Е.Н., Лебедь Н.Л. Тепло- и массообмен в каналах с сеточным покрытием плёнки жидкости при противоточном движении газа. *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*. 2009. Т. 4, № 6. С. 63-68. DOI: 10.15587/1729-4061.2009.22028.

171. Islam R., Wijesundera N.E., Ho J.C. Simplified models for coupled heat and mass transfer in falling-film absorbers (Упрощенные модели для совместного переноса тепла и массы в падающих пленочных абсорберах). *International Journal of Heat and Mass Transfer*. 2004. Vol. 47, № 2. P. 395-406. DOI: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2003.07.001.

172. Ключев Н.И., Лагно О.Г., Мурыскин А.В. Массоперенос при пленочном испарении жидкого кислорода в плоском канале. *Вестник Самарского государственного университета*. 2010. № 4(78). С. 103-108.

173. Харьков В.В., Николаев А.Н. Расчет коэффициента массоотдачи в пленочных аппаратах прямоточно-вихревого типа. *Вестник Казанского технологического университета*. 2016. Т. 19, № 13. С. 149-152.

174. Буторин П.Б., Дмитриев Е.А., Моргунова Е.П. Расчет коэффициентов массоотдачи при пленочном течении жидкости. *Успехи в химии и химической технологии*. 2016. Т. 30, № 2. С. 34-35.

175. Берд Р., Стьюарт В., Лайтфут Е. Явления переноса. Москва : Химия, 1974. 688 с.

176. Апарат для концентрування розчину сірчаної кислоти : пат. №134162 Україна : С01В 17/88. № у 2018 10018 ; заявл. 08.10.18 ; опуб. 10.05.19, Бюл. №9. 4 с.

177. Лукашов В.К., Романько С.М., Середа В.И., Костюченко Е.В. Теплоперенос при концентрировании раствора серной кислоты испарением в поток нейтрального газа. *Вопросы химии и химической технологии*. 2018. № 4. С. 110-119.

178. Волков А., Жарский И. Справочник по аналитической химии. Минск : Букмастер, 2015. 320 с.

179. Методика выполнения измерений массовой концентрации аэрозоля серной кислоты в промышленных выбросах в атмосферу фотометрическим методом. Санкт-Петербург : НППФ «Энергосистема», 1997. 12 с.

180. Продукты химические жидкие. Методы определения плотности / Сборник ГОСТов. Москва : ИПК Издательство стандартов, 1998.

181. Lukashov V.K., Kostiuchenko Y.V., Timofeev S.V. Hydrodynamics of a Liquid Film Downflow on a Flat Surface in Evaporation Conditions into a Flow of Neutral Gas (Гидродинамика стекания пленки жидкости по плоской поверхности в условиях испарения в поток нейтрального газа). *Journal of Engineering Sciences*. 2019. Vol. 6, № 1 P. 19-24. DOI: 10.21272/jes.2019.6(1).f4

182. Костюченко Є.В., Лукашов В.К. Математична модель стікання плівки рідини в умовах випаровування в перехресний потік нейтрального газу. *Хімічна технологія: наука, економіка та виробництво: матеріали IV Міжнародної науково-практичної конференції, м. Шостка, 14–16 листопада 2018 р. / Шосткинський інститут СумДУ, СумДУ. Суми, 2018. С. 149–150.*

183. Костюченко Е.В., Романько С.М., Лукашов В.К. Взаємодія фаз при стіканні плівки рідини в умовах випаровування в потік нейтрального газу. *Ефективні процеси та обладнання хімічних виробництв та пакувальної техніки : Збірник доповідей VIII Всеукраїнської науково-практичної конференції, м. Київ, 13–14 грудня 2018 р. / КПІ ім. Ігоря Сікорського, Київ, 2018. С. 12–15.*

184. Лукашов В.К., Костюченко Е.В., Шевцова Т.М. Моделювання теплоперенесення в стікаючій плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу. *Питання хімії та хімічної технології*. 2020. №. 3, С. 108-115.

185. Костюченко Е.В., Лукашов В.К. Математична модель теплопереносу при випаровуванні стікаючій плівці рідини в перехресний газовий потік. *Сучасні технології у промисловому виробництві : Матеріали та програма VII Всеукраїнської науково-технічної конференції, м. Суми, 21–24 квітня 2020 р. / СумДУ, Суми, 2020. С. 280–281.*

186. Lukashov V.K., Kostiuchenko Y.V., Timofeev S.V., Ochowiak M. An experimental study of heat and mass transfer in a falling liquid film evaporation into a crossflow of neutral gas (Експериментальное исследование тепло- и массообмена при испарении падающей жидкой пленки в поперечном потоке нейтрального газа). *Journal of Engineering Sciences*. 2020. Vol. 7, № 1. P. 30-38, DOI: 10.21272/jes.2020.7(1).f3.

187. Костюченко Е.В., Лукашов В.К. Експериментальне дослідження тепломасопереносу в апаратах зі стікаючою плівкою рідини, що випаровується в перехресний газовий потік. *Ефективні процеси та обладнання хімічних виробництв та пакувальної техніки* : Збірник доповідей XI Всеукраїнської науково–практичної конференції, м Київ, 4–5 червня 2020 р. / КПІ ім. Ігоря Сікорського, Київ, 2020. С. 40–42.

188. Лукашов В.К., Костюченко Є.В., Серeda В.І. Концентрування водних розчинів малолетких рідин в стікаючій плівці випаровуванням у перехресний газовий потік. *Питання хімії та хімічної технології*. 2021. № 3. С. 113-120.

189. Lukashov V.K., Kostiuchenko Y.V., Timofeev S.V. Modeling heat and mass transfer during evaporation in the film apparatus with cross movement phases (Моделирование тепло- и массопереноса при испарении в пленочном аппарате с поперечным движением фаз). *Chemical Technology and Engineering*. 3rd International Scientific Conference, с. Lviv, June 21-24<sup>th</sup>, 2021 y. / Lviv Polytechnic National University, Lviv. 2021, 48-50 p.

190. Костюченко Е.В., Лукашов В.К. Експериментальне дослідження зміни ширини стікаючої плівки рідини. *Сучасні технології у промисловому виробництві*. Матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково–технічної конференції, м. Суми, 20–23 квітня 2021 р. / СумДУ, Суми, 2021. С. 196–197.



## ДОДАТКИ

Додаток А

**Наукові праці, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації**

1. Лукашов В.К., Романько С.М., Серeda В.И., Костюченко Е.В. Теплоперенос при концентрировании раствора серной кислоты испарением в поток нейтрального газа. *Вопросы химии и химической технологии* (Scopus). 2018. № 4. С. 110-119. (Особистий внесок: проаналізовано експериментальні дані та отримав коефіцієнти для розрахунку теплових характеристик процесу концентрування).

2. Lukashov V.K., Kostiuchenko Y.V., Timofeev S.V. Hydrodynamics of a Liquid Film Downflow on a Flat Surface in Evaporation Conditions into a Flow of Neutral Gas. *Journal of Engineering Sciences* (Google Scholar). 2019. Vol. 6, № 1 P. 19-24. DOI: 10.21272/jes.2019.6(1).f4 (Особистий внесок: проведено розрахунки, на основі яких було встановлено закономірності зміни товщини і швидкості руху плівки за висотою поверхні при різному характері взаємодії плівки з потоком нейтрального газу).

3. Лукашов В.К., Костюченко Е.В., Шевцова Т.М. Моделирование теплопереноса в стікающей плівці рідини, що випаровується в перехресний потік нейтрального газу. *Питання хімії та хімічної технології* (Scopus). 2020. № 3, С. 108-115. (Особистий внесок: приймав участь у розробці математичної моделі, розробці алгоритму розрахунку та провів розрахунки, які дозволили встановити закономірності теплоперенесення стікаючої з нагрітої поверхні плівки рідини).

4. Lukashov V.K., Kostiuchenko Y.V., Timofeev S.V., Ochoiwak M. An experimental study of heat and mass transfer in a falling liquid film evaporation into a crossflow of neutral gas. *Journal of Engineering Sciences* (Google Scholar). 2020. Vol. 7, № 1. P. 30-38, DOI: 10.21272/jes.2020.7(1).f3. (Особистий внесок: проведено експериментальні дослідження на основі яких отримав емпіричні рівняння для розрахунку коефіцієнтів тепло і – масовіддачі).

5. Лукашов В.К., Костюченко Е.В., Серeda В.И. Концентрування водних розчинів малолетких рідин в стікающей плівці випаровуванням у перехресний газовий потік. *Питання хімії та хімічної технології* (Scopus). 2021. № 3. С. 113-120. (Особистий

*внесок: приймав участь в розробці математичної моделі процесу концентрування, провів експериментальні дослідження і розрахунки на основі яких встановлені закономірності зміну складу розчину стікаючої плівки).*

### **Наукові праці, які засвідчують апробацію матеріалів дисертації.**

6. Костюченко Є.В., Лукашов В.К. Математична модель стікання плівки рідини в умовах випаровування в перехресний потік нейтрального газу. *Хімічна технологія: наука, економіка та виробництво: матеріали IV Міжнародної науково–практичної конференції*, м. Шостка, 14–16 листопада 2018 р. / Шосткинський інститут СумДУ, СумДУ. Суми, 2018. С. 149–150. *(Особистий внесок: проведено розрахунки та підготував текст тез доповідей).*

7. Костюченко Е.В., Романько С.М., Лукашов В.К. Взаємодія фаз при стіканні плівки рідини в умовах випаровування в потік нейтрального газу. *Ефективні процеси та обладнання хімічних виробництв та пакувальної техніки* : Збірник доповідей VIII Всеукраїнської науково–практичної конференції, м. Київ, 13–14 грудня 2018 р. / КПІ ім. Ігоря Сікорського, Київ, 2018. С. 12–15. *(Особистий внесок: проведено розрахунки, на основі яких було встановлено закономірності зміни товщини і швидкості руху плівки за висотою поверхні при різному характері взаємодії плівки з потоком нейтрального газу).*

8. Костюченко Е.В., Лукашов В.К. Експериментальне дослідження тепломасопереносу в апаратах зі стікаючою плівкою рідини, що випаровується в перехресний газовий потік. *Ефективні процеси та обладнання хімічних виробництв та пакувальної техніки* : Збірник доповідей XI Всеукраїнської науково–практичної конференції, м Київ, 4–5 червня 2020 р. / КПІ ім. Ігоря Сікорського, Київ, 2020. С. 40–42. *(Особистий внесок: проведено експериментальні дослідження на основі яких отримані залежності коефіцієнтів тепло і – масовіддачі).*

9. Костюченко Е.В., Лукашов В.К. Математична модель теплопереносу при випаровуванні стікаючій плівці рідини в перехресний газовий потік. *Сучасні технології у промисловому виробництві* : Матеріали та програма VII Всеукраїнської

науково–технічної конференції, м. Суми, 21–24 квітня 2020 р. / СумДУ, Суми, 2020. С. 280–281. *(Особистий внесок: приймав участь у розробці математичної моделі, та підготовки тез доповідей).*

10. Костюченко Е.В., Лукашов В.К. Експериментальне дослідження зміни ширини стікаючої плівки рідини. *Сучасні технології у промисловому виробництві. Матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково–технічної конференції, м. Суми, 20–23 квітня 2021 р. / СумДУ, Суми, 2021. С. 196–197. (Особистий внесок: проведення експериментальних досліджень та розрахунків).*

11. Lukashov V.K. Kostiuchenko Y.V., Timofeev S.V. Modeling heat and mass transfer during evaporation in the film apparatus with cross movement phases. *Chemical Technology and Engineering. 3rd International Scientific Conference, с. Lviv, June 21-24<sup>th</sup>, 2021 у. / Lviv Polytechnic National University, Lviv. 2021, 48-50 р. (Особистий внесок: приймав участь в розробці математичної моделі процесу концентрування, провів експериментальні дослідження і розрахунки).*

#### **Наукові праці, які додатково відображають наукові результати дисертації.**

12. Апарат для концентрування розчину сірчаної кислоти : пат. №134162 Україна : С01В 17/88. № и 2018 10018 ; заявл. 08.10.18 ; опуб. 10.05.19, Бюл. №9. 4 с. *(Особистий внесок: брав участь в розробці конструкції концентратора).*

ЗАТВЕРДЖУЮ  
Директор Державного  
науково-дослідного інституту  
хімічних продуктів

В.В. Щербань  
2021 р.



АКТ

впровадження результатів дисертаційної роботи

Костюченка Євгена Володимировича на тему «Концентрування водних розчинів малолетких рідин в плівковому апараті з протоком нейтрального газу», що подана на здобуття наукового ступеня доктора філософії

Комісія у складі:

Гончаренко І.Р.  
головний інженер.

– голова комісії

Батурин В.П.  
заст. головного інженера з організації  
спец виробництв, начальник відділу

– член комісії

Марченко О.А.  
Начальник технологічної лабораторії

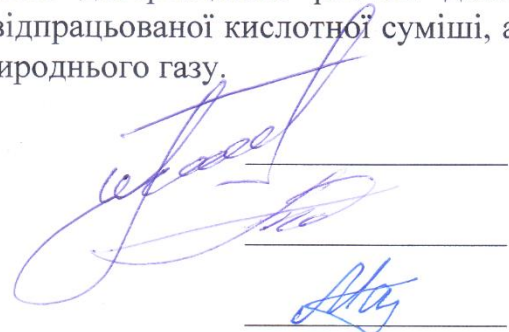
– член комісії

цим актом підтверджує, що результати дисертаційної роботи Костюченка Є.В. «Концентрування водних розчинів малолетких рідин в плівковому апараті з протоком нейтрального газу», поданої на здобуття наукового ступеня доктора філософії прийняті у розробку директивного технологічного процесу та проектування фази регенерації відпрацьованої кислотної суміші виробництва нітратів целюлози. Результати зазначеної дисертаційної роботи дозволяють спростити обладнання фази регенерації відпрацьованої кислотної суміші, а також відмовитись від дефіцитного палива – природнього газу.

Гончаренко І.Р.

Батурин В.П.

Марченко О.А.



ЗАТВЕРЖДУЮ

Директорка Шосткинського інституту  
Сумського державного університету

Наталія Тугай

\_\_\_\_\_ 2021 р.

АКТ

впровадження у навчальний процес результатів дисертаційної роботи  
Костюченка Євгена Володимировича «Концентрування водних розчинів  
малолетких рідин в плівковому апараті з протоком нейтрального газу»

Основні положення та результати дисертаційного дослідження  
Костюченка Євгена Володимировича на здобуття наукового ступеня доктора  
філософії впроваджені у навчальний процес та застосовуються при викладанні  
дисциплін «Процеси та апарати хімічних виробництв» для студентів, які  
навчаються зі спеціальностей 133 «Галузеве машинобудування» та дисципліни  
«Технологія виробництва високомолекулярних сполук» для студентів які  
навчаються зі спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія». Зокрема, у  
навчальному процесі впроваджено запропоновані Костюченко Є.В.:

- математичне описання тепло і масопереноса при концентруванні  
розчинів малолетких рідин випаровуванням у потік нейтрального газу  
(дисципліна «Процеси і апарати хімічних виробництв», тема «Масообміні  
процеси»);
- методики розрахунку та апаратурне оформлення процесу  
концентрування сульфатної кислоти (дисципліна «Технології виробництва  
спеціальних високомолекулярних сполук», тема «Виробництво нітратів  
целюлози»).

Завідувачка кафедри  
хімічної технології  
високомолекулярних сполук  
к.т.н.

 Віта Серєда

Доцент кафедри  
хімічної технології  
високомолекулярних сполук  
к.т.н.

 Віктор Банішевський

Старший викладач кафедри  
хімічної технології  
високомолекулярних сполук  
к.х.н.

 Сергій Тимофіїв

### Приклад розрахунку концентратора водного розчину гліцерину

Вихідні дані:

- продуктивність апарату за концентрованим розчином  $L_A = 2000$  кг/год;
- температура концентрованого розчину  $t_{ж0} = 45^\circ\text{C}$ ;
- початкова концентрація розчину  $C_0 = 6\%$  (мас);
- кінцева концентрація розчину  $C_k = 30\%$  (мас);
- початкова температура повітря  $t_{г0} = 125^\circ\text{C}$ ;
- температура теплоносія  $t_{тн} = 100^\circ\text{C}$ .

Параметри навколишнього середовища:

- температура навколишнього повітря  $t_{oc} = 20^\circ\text{C}$ ;
- вологість навколишнього повітря  $\varphi_{oc} = 65\%$ ;
- атмосферний тиск  $B = 101308$  Па.

#### 1. Розрахунок висоти пластин насадки

Попередньо задаємо параметри концентратора:

- число пластин  $n = 50$  шт;
- ширину робочої поверхні пластин  $b = 0.2$  (приймаємо рівною початковій ширині плівки);
- величину зазору між пластинами  $\Delta = 0.015$  м;
- товщину пластин  $s = 0.02$  м;
- швидкість повітря в зазорі між пластинами  $v = 0.6$  м/с.

Розраховуємо:

– Обчислюємо значення початкового потоку плівки, що утворюється на робочій поверхні пластини з урахуванням того, що кожна пластина має дві робочі поверхні

$$L_0 = \frac{L_A}{7200 \cdot n} = 6.555 \cdot 10^{-3}, \text{ кг/с};$$

– Розраховуємо початкову лінійну масову густину зрошення

$$\Gamma_0 = \frac{L_0}{b_0} = 0.028, \text{ кг/м} \cdot \text{ с}.$$

– За температурою  $t_{ж0} = 40^\circ\text{C}$  і концентрацією  $C_0 = 0,06\%$  визначаємо довідкові значення величин для початкового перерізу плівки:

$$\rho_{ж0} = 1004.110, \text{ кг/м}^3;$$

$$\mu_{ж0} = 6.93 \cdot 10^{-4}, \text{ Н} \cdot \text{ с/м}^2;$$

$$\nu_{ж0} = 6.90 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$c_{ж0} = 2872.8, \text{ Дж/кг} \cdot \text{ градус};$$

$$a_{ж0} = 2.1 \cdot 10^{-7}, \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\lambda_{ж0} = 0.606, \text{ Дж/м} \cdot \text{ с} \cdot \text{ гр}.$$

– Обчислюємо значення середньої температури повітря над початковим перерізом плівки, використовуючи вираз

$$t_{гс} = \frac{t_{ж0} + t_{г0}}{2} = 85, \text{ }^\circ\text{C};$$

і за цією температурою визначаємо довідкові значення величин, які відповідають даному перерізу:

$$\mu_{гс} = 21.3 \cdot 10^{-6}, \text{ Н} \cdot \text{ с/м}^2;$$

$$\rho_{гс} = 0.986, \text{ кг/м}^3;$$

$$\nu_{гс} = 2.16 \cdot 10^{-5}, \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\lambda_{гс} = 0.031, \text{ Дж/м} \cdot \text{ с} \cdot \text{ гр};$$

$$Cp_{гс} = 1009, \text{ Дж/кг} \cdot \text{ градус};$$

$$D_{гс} = 21,9 \cdot 10^{-6} \cdot \left( \frac{273 + (t_{гс})}{273} \right)^{\frac{3}{2}} = 3.289 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$a_{гс} = \frac{\lambda_{гс}}{\rho_{гс} \cdot Cp_{гс}} = 3.106 \cdot 10^{-5}, \text{ м}^2/\text{с}.$$

– За параметрами початкового перерізу півки обчислюємо значення комплексів:

$$Re_{ж} = \frac{4 \cdot \Gamma_0}{\mu_{ж0}} = 160.361;$$

$$Pr_{ж} = \frac{\nu_{ж0}}{a_{ж0}} = 3.286;$$

$$Pe_{ж} = Re_{ж} \cdot Pr_{ж} = 526.88;$$

$$l_{экв} = \sqrt{\frac{4 \cdot H \cdot \Delta}{\pi}} = 0.309, \text{ м};$$

$$Re_{г} = \frac{v \cdot l_{экв}}{\nu_{гс}} = 8.582 \cdot 10^3;$$

$$Sc = \frac{\nu_{гс}}{D_{гс}} = 0.657;$$

$$Pe_{г} = Re_{г} \cdot Sc = 5.637 \cdot 10^3$$

– Застосовуючи емпіричні рівняння, обчислюємо значення чисел  $Nu_{пл}$ ,  $Sh$  і відповідні їм значення коефіцієнтів тепловіддачі  $\alpha_{пл}$ ,  $\beta$ . При цьому вважаємо, що температура робочої поверхні пластин насадки дорівнює  $t_{ст} = t_{тн}$ .

$$Nu_{пл} = 0.0717 Pe_{ж}^{-0.58} Re_{г}^{0.43} \left( \frac{t_{ст}}{t_{гс}} \right)^{-0.61} = 0.085;$$

$$Sh = 1.06 \cdot 10^{-6} Pe_{г}^{0.12} Re_{ж}^{-0.51} \left( \frac{t_{ст}}{t_{ж0}} \right)^{1.41} = 6.818 \cdot 10^{-7};$$

$$\alpha_{пл} = \frac{Nu_{пл} \cdot \lambda_{ж0}}{\left( \frac{\nu_{ж0}}{9.81} \right)^{\frac{1}{3}}} = 1407.083;$$

$$\beta = \frac{D_{гс} \cdot Sh}{\left( \frac{\nu_{гс}^2}{9.81} \right)^{\frac{1}{3}}} = 6.188 \cdot 10^{-8};$$

– Використовуючи відомі залежності для визначення параметрів навколишнього середовища, розраховуємо значення вологовмісту й питомого об'єму

$$P_{ВНос} = 2338.8 \text{ Па}$$

$$d_{г0} = d_{ос} = 0.622 * \left( \frac{\varphi \cdot P_{ВНос}}{B - \varphi \cdot P_{ВНос}} \right) = 9.476 \cdot 10^{-3}$$



$$\gamma_{oc} = \frac{29.2 \cdot (273 + t_{oc})}{B - \varphi \cdot P_{вн_{oc}}} = 8.574 \cdot 10^{-2}$$

– Переходячи від швидкості повітря до його об'ємної витрати в зазорі між двома пластинами

$$V = vH\Delta = 0.45 \text{ м}^3/\text{с},$$

та визначаємо масову витрату абсолютно сухого повітря у цьому зазорі

$$G_r = \frac{V}{\gamma_{oc}} = 0.525 \text{ кг/с}.$$

– Задаємось кроком  $z_{i+1} - z_i$  за висотою робочої поверхні, де  $i$  – номер перерізу плівки, і кроком  $x_{j+1} - x_j$  в напрямку руху газового потоку за шириною плівки з урахуванням виразу  $b_{\text{вип}} = kb_0$ , де  $j$  – номер перерізу газового потоку на кроці  $z_{i+1} - z_i$ .

– Для кожного кроку  $x_{j+1} - x_j$  на кроці  $z_{i+1} - z_i$  розраховуємо:

а) вологовміст повітря  $d_{rj}$  у перерізі  $x_j$  за рівнянням  $d_r^2 + pd_r - q = 0$ , попередньо визначивши коефіцієнт  $p_j$ , і вільний член  $q_j$ , що входять в це рівняння (для перерізу  $x_0$  кроку  $j = 1$  приймаємо  $d_{r0} = d_{oc}$  і  $t_{r0}$  за вихідними даними); при цьому приймаємо, що загальний тиск у газовій фазі дорівнює атмосферному  $P = B$ , і коригуємо значення ширини плівки при визначенні  $p_j$  і  $q_j$ ;

б) парціальний тиск водяної пари в газовій фазі  $P_{vj}$  за формулою  $P_{vj} = \frac{d_r m_r P}{m_b + d_r m_r}$  і значення швидкості випаровування  $w_j$  за формулою  $w = \beta(P_{внj} - P_{vj})$ , де  $P_{внj}$  – довідкова величина яка береться за температурою  $t_{rj}$ , відомою для кожного кроку  $x_{j+1} - x_j$  за результатами послідовного розрахунку, починаючи від  $t_{r0}$ ;

в) температуру повітря  $t_{r(j+1)}$  в перерізі  $x_{j+1}$  за формулою

$$t_{r(j+1)} = \frac{c_{rj} \cdot \rho_{rj} \cdot v \cdot \Delta - (K_{oc} \pm \alpha_r) \cdot (x_{j+1} - x_j)}{c_{r(j+1)} \cdot \rho_{r(j+1)} \cdot v \cdot \Delta} t_{rj} + \frac{(w_j \cdot r_j \pm \alpha_r \cdot t_{плi} - K_{oc} \cdot t_{oc}) \cdot (x_{j+1} - x_j)}{c_{r(j+1)} \cdot \rho_{r(j+1)} \cdot v \cdot \Delta},$$

з урахуванням того, що довідкові величини, які входять у формулу, визначаються за температурою  $t_{rj}$  і постійні протягом кроку  $x_{j+1} - x_j$ ; у зв'язку з тим, що потік повітря обмежений стінками корпусу апарату тільки біля крайніх пластин насадки, коефіцієнт теплопередачі в навколишнє середовище можна виключити приймаючи  $K_{oc} = 0$ .

– За результатами попередніх розрахунків встановлюємо табличні функції  $t_{\Gamma j}(x_j)$ ,  $w_j(x_j)$ ,  $P_{Bj}(x_j)$  і обчислюємо середні за шириною плівки значення  $t_{\Gamma i}$ ,  $w_i$ ,  $P_{Bi}$  в межах кроку  $z_{i+1} - z_i$ . Для цього використовуємо такі формули усереднення:  $t_{\Gamma i} = \frac{1}{b_{\text{пл}}} \int_0^{b_{\text{пл}}} t_{\Gamma j}(x_j) dx$ ;  $w_i = \frac{1}{b_{\text{пл}}} \int_0^{b_{\text{пл}}} w_j(x_j) dx$ ;  $P_{Bi} = \frac{1}{b_{\text{пл}}} \int_0^{b_{\text{пл}}} P_{Bj}(x_j) dx$ , в яких інтеграли беруться чисельними методами. За значеннями  $t_{\Gamma i}$  визначаємо довідкові величини  $r_i$  і  $P_{\text{ВН}i}$ , що являться середніми за шириною плівки на кроці  $z_{i+1} - z_i$ .

– На кожному кроці  $z_{i+1} - z_i$  для перерізу плівки, відповідного до координати  $z_{i+1}$ , розраховуємо швидкість руху плівки  $u_{\text{пл}(i+1)}$ , її товщину  $\delta_{i+1}$ , температуру плівки  $t_{\text{пл}(i+1)}$  і масову частку води в розчині  $\psi_{i+1}$ , використовуючи відповідно формули:

$$u_{\text{пл}i} = \frac{\rho_{\text{ж}i} g \delta_i^2}{3\mu_{\text{ж}i}};$$

$$\delta_i = \sqrt[3]{\frac{3\mu_{\text{ж}i}}{\rho_{\text{ж}i} g} (\Gamma_0 - w_i z_i)};$$

$$t_{\text{пл}(i+1)} = \frac{c_{\text{ж}i} \cdot \rho_{\text{ж}i} \cdot u_{\text{пл}i} \cdot \delta_i - (\alpha_{\text{пл}} \pm \alpha_{\Gamma}) \cdot (z_{i+1} - z_i)}{c_{\text{ж}i} \cdot \rho_{\text{ж}i} \cdot u_{\text{пл}(i+1)} \cdot \delta_{i+1}} \cdot t_{\text{пл}i} + \frac{(\alpha_{\text{пл}} \cdot t_{\text{ст}} \pm \alpha_{\Gamma} \cdot t_{\Gamma i} - w_i \cdot r_i) \cdot (z_{i+1} - z_i)}{c_{\text{ж}i} \cdot \rho_{\text{ж}i} \cdot u_{\text{пл}(i+1)} \cdot \delta_{i+1}};$$

$$\psi_{i+1} = \frac{\rho_{\text{ж}i} u_{\text{пл}i} \delta_i}{\rho_{\text{ж}(i+1)} u_{\text{пл}(i+1)} \delta_{(i+1)}} \psi_i + \frac{\beta(P_{\text{ВН}i} - P_{\text{В}i})}{\rho_{\text{р}(i+1)} u_{\text{пл}(i+1)} \delta_{(i+1)}} (z_{(i+1)} - z_i),$$

і вважаючи, що значення цих величин у перерізі  $z_i$  відомі в результаті послідовного розрахунку, починаючи з заданих їх початкових значень  $u_{\text{пл}0}$ ,  $\delta_0$ ,  $t_{\text{ж}0}$ ,  $\psi_0$ . Значення довідкових величин, що входять у зазначені формули визначаємо за температурою  $t_{\text{пл}i}$  і масової частки води  $\psi_i$ , приймаючи їх постійними в межах кроку  $z_{i+1} - z_i$ .

Результати розрахунку наведені в таблиці 1, з якої слідує, що концентрація гліцерину 30% в його водному розчині досягається при висоті пластин 1.62 м;

## 2. Розрахунок ширини пакету насадки

$$l = n \cdot s + (n - 1) \cdot \Delta + 2\Delta_{\text{к}} = 1.765, \text{ м.}$$

Таблиця 1 – Результати розрахунку

| $z_i$ | $u_{пл i}$ | $\mu_{ж i}$ | $\rho_{ж i}$ | $c_{ж i}$ | $\delta_i$ | $t_{пл i}$ | $w_i$    | $r_i$      | $t_{r i}$ | $\psi_i$ | $C_i$  |
|-------|------------|-------------|--------------|-----------|------------|------------|----------|------------|-----------|----------|--------|
| 0,00  | 0,1536     | 6,93E-04    | 1004,11      | 2872,80   | 1,80E-04   | 45,00      | 1,23E-02 | 2206700,07 | 120,12    | 0,9400   | 0,0600 |
| 0,01  | 0,1532     | 6,93E-04    | 1004,11      | 2872,80   | 1,80E-04   | 54,81      | 1,25E-02 | 2204836,23 | 120,83    | 0,9399   | 0,0601 |
| 0,02  | 0,1621     | 5,82E-04    | 999,66       | 2873,86   | 1,70E-04   | 62,86      | 1,27E-02 | 2203152,32 | 121,48    | 0,9398   | 0,0602 |
| 0,03  | 0,1688     | 5,13E-04    | 995,51       | 2876,09   | 1,63E-04   | 69,48      | 1,29E-02 | 2201666,36 | 122,05    | 0,9397   | 0,0603 |
| 0,04  | 0,1738     | 4,66E-04    | 991,86       | 2879,68   | 1,58E-04   | 74,89      | 1,31E-02 | 2200399,73 | 122,54    | 0,9397   | 0,0603 |
| 0,05  | 0,1763     | 4,44E-04    | 988,64       | 2883,01   | 1,56E-04   | 79,32      | 1,33E-02 | 2199359,85 | 122,94    | 0,9397   | 0,0603 |
| 0,06  | 0,1782     | 4,26E-04    | 985,98       | 2885,75   | 1,53E-04   | 82,95      | 1,34E-02 | 2198514,23 | 123,26    | 0,9397   | 0,0603 |
| 0,07  | 0,1798     | 4,12E-04    | 983,71       | 2887,79   | 1,52E-04   | 85,91      | 1,35E-02 | 2197841,44 | 123,52    | 0,9397   | 0,0603 |
| 0,08  | 0,1810     | 4,00E-04    | 981,84       | 2888,94   | 1,50E-04   | 88,34      | 1,36E-02 | 2197315,29 | 123,72    | 0,9396   | 0,0604 |
| 0,09  | 0,1819     | 3,91E-04    | 980,32       | 2889,10   | 1,49E-04   | 90,33      | 1,37E-02 | 2196906,04 | 123,88    | 0,9395   | 0,0605 |
| 0,10  | 0,1826     | 3,83E-04    | 979,08       | 2888,29   | 1,48E-04   | 91,95      | 1,37E-02 | 2196588,13 | 124,00    | 0,9394   | 0,0606 |
| 0,11  | 0,1831     | 3,76E-04    | 978,02       | 2886,56   | 1,47E-04   | 93,28      | 1,38E-02 | 2196341,43 | 124,10    | 0,9392   | 0,0608 |
| 0,12  | 0,1833     | 3,71E-04    | 977,16       | 2884,01   | 1,46E-04   | 94,36      | 1,38E-02 | 2196149,68 | 124,17    | 0,9390   | 0,0610 |
| 0,13  | 0,1834     | 3,66E-04    | 976,48       | 2880,71   | 1,45E-04   | 95,25      | 1,38E-02 | 2196000,46 | 124,23    | 0,9388   | 0,0612 |
| 0,14  | 0,1834     | 3,63E-04    | 975,94       | 2876,74   | 1,44E-04   | 95,97      | 1,38E-02 | 2195882,90 | 124,28    | 0,9386   | 0,0614 |
| 0,15  | 0,1832     | 3,60E-04    | 975,50       | 2872,22   | 1,44E-04   | 96,56      | 1,39E-02 | 2195790,41 | 124,31    | 0,9383   | 0,0617 |
| 0,16  | 0,1830     | 3,58E-04    | 975,17       | 2867,20   | 1,43E-04   | 97,04      | 1,39E-02 | 2195716,87 | 124,34    | 0,9381   | 0,0619 |
| 0,17  | 0,1826     | 3,56E-04    | 974,91       | 2861,76   | 1,43E-04   | 97,43      | 1,39E-02 | 2195658,34 | 124,36    | 0,9378   | 0,0622 |
| 0,18  | 0,1822     | 3,54E-04    | 974,71       | 2855,96   | 1,42E-04   | 97,75      | 1,39E-02 | 2195611,70 | 124,38    | 0,9375   | 0,0625 |
| 0,19  | 0,1817     | 3,53E-04    | 974,57       | 2849,83   | 1,42E-04   | 98,01      | 1,39E-02 | 2195574,59 | 124,39    | 0,9372   | 0,0628 |
| 0,20  | 0,1812     | 3,53E-04    | 974,46       | 2843,40   | 1,42E-04   | 98,22      | 1,39E-02 | 2195545,02 | 124,41    | 0,9369   | 0,0631 |
| 0,21  | 0,1806     | 3,52E-04    | 974,40       | 2836,71   | 1,41E-04   | 98,38      | 1,39E-02 | 2195521,42 | 124,41    | 0,9366   | 0,0634 |

## Продовження таблиці 1

|      |        |          |        |         |          |       |          |            |        |        |        |
|------|--------|----------|--------|---------|----------|-------|----------|------------|--------|--------|--------|
| 0,22 | 0,1800 | 3,52E-04 | 974,36 | 2829,79 | 1,41E-04 | 98,52 | 1,39E-02 | 2195502,59 | 124,42 | 0,9362 | 0,0638 |
| 0,23 | 0,1794 | 3,51E-04 | 974,35 | 2822,64 | 1,41E-04 | 98,63 | 1,39E-02 | 2195487,56 | 124,43 | 0,9359 | 0,0641 |
| 0,24 | 0,1787 | 3,51E-04 | 974,35 | 2815,30 | 1,40E-04 | 98,72 | 1,39E-02 | 2195475,56 | 124,43 | 0,9356 | 0,0644 |
| 0,25 | 0,1780 | 3,51E-04 | 974,38 | 2807,77 | 1,40E-04 | 98,79 | 1,39E-02 | 2195465,99 | 124,44 | 0,9352 | 0,0648 |
| 0,26 | 0,1773 | 3,51E-04 | 974,41 | 2800,08 | 1,40E-04 | 98,84 | 1,39E-02 | 2195458,36 | 124,44 | 0,9348 | 0,0652 |
| 0,27 | 0,1766 | 3,51E-04 | 974,46 | 2792,23 | 1,40E-04 | 98,89 | 1,39E-02 | 2195452,29 | 124,44 | 0,9345 | 0,0655 |
| 0,28 | 0,1759 | 3,52E-04 | 974,51 | 2784,24 | 1,39E-04 | 98,92 | 1,39E-02 | 2195447,46 | 124,44 | 0,9341 | 0,0659 |
| 0,29 | 0,1752 | 3,52E-04 | 974,58 | 2776,10 | 1,39E-04 | 98,95 | 1,39E-02 | 2195443,63 | 124,44 | 0,9337 | 0,0663 |
| 0,30 | 0,1745 | 3,52E-04 | 974,65 | 2767,82 | 1,39E-04 | 98,98 | 1,39E-02 | 2195440,60 | 124,45 | 0,9333 | 0,0667 |
| 0,31 | 0,1737 | 3,52E-04 | 974,72 | 2759,42 | 1,39E-04 | 98,99 | 1,39E-02 | 2195438,20 | 124,45 | 0,9329 | 0,0671 |
| 0,32 | 0,1730 | 3,53E-04 | 974,80 | 2750,88 | 1,38E-04 | 99,01 | 1,39E-02 | 2195436,31 | 124,45 | 0,9325 | 0,0675 |
| 0,33 | 0,1722 | 3,53E-04 | 974,89 | 2742,23 | 1,38E-04 | 99,02 | 1,39E-02 | 2195434,82 | 124,45 | 0,9321 | 0,0679 |
| 0,34 | 0,1715 | 3,53E-04 | 974,97 | 2733,45 | 1,38E-04 | 99,03 | 1,39E-02 | 2195433,64 | 124,45 | 0,9317 | 0,0683 |
| 0,35 | 0,1707 | 3,54E-04 | 975,06 | 2724,54 | 1,38E-04 | 99,03 | 1,39E-02 | 2195432,73 | 124,45 | 0,9313 | 0,0687 |
| 0,36 | 0,1700 | 3,54E-04 | 975,15 | 2715,52 | 1,37E-04 | 99,04 | 1,39E-02 | 2195432,01 | 124,45 | 0,9309 | 0,0691 |
| 0,37 | 0,1692 | 3,54E-04 | 975,25 | 2706,38 | 1,37E-04 | 99,04 | 1,39E-02 | 2195431,45 | 124,45 | 0,9305 | 0,0695 |
| 0,38 | 0,1685 | 3,55E-04 | 975,34 | 2697,11 | 1,37E-04 | 99,05 | 1,39E-02 | 2195431,01 | 124,45 | 0,9301 | 0,0699 |
| 0,39 | 0,1677 | 3,55E-04 | 975,44 | 2687,72 | 1,37E-04 | 99,05 | 1,39E-02 | 2195430,68 | 124,45 | 0,9296 | 0,0704 |
| 0,40 | 0,1669 | 3,56E-04 | 975,54 | 2678,21 | 1,36E-04 | 99,05 | 1,39E-02 | 2195430,42 | 124,45 | 0,9292 | 0,0708 |
| 0,41 | 0,1662 | 3,56E-04 | 975,65 | 2668,58 | 1,36E-04 | 99,05 | 1,39E-02 | 2195430,21 | 124,45 | 0,9287 | 0,0713 |
| 0,42 | 0,1654 | 3,56E-04 | 975,75 | 2658,82 | 1,36E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195430,06 | 124,45 | 0,9283 | 0,0717 |
| 0,43 | 0,1646 | 3,57E-04 | 975,85 | 2648,94 | 1,36E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,94 | 124,45 | 0,9278 | 0,0722 |

## Продовження таблиці 1

|      |        |          |        |         |          |       |          |            |        |        |        |
|------|--------|----------|--------|---------|----------|-------|----------|------------|--------|--------|--------|
| 0,44 | 0,1638 | 3,57E-04 | 975,96 | 2638,92 | 1,35E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,85 | 124,45 | 0,9274 | 0,0726 |
| 0,45 | 0,1631 | 3,58E-04 | 976,07 | 2628,78 | 1,35E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,78 | 124,45 | 0,9269 | 0,0731 |
| 0,46 | 0,1623 | 3,58E-04 | 976,18 | 2618,50 | 1,35E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,73 | 124,45 | 0,9264 | 0,0736 |
| 0,47 | 0,1615 | 3,59E-04 | 976,29 | 2608,09 | 1,35E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,69 | 124,45 | 0,9259 | 0,0741 |
| 0,48 | 0,1607 | 3,59E-04 | 976,40 | 2597,54 | 1,34E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,66 | 124,45 | 0,9255 | 0,0745 |
| 0,49 | 0,1599 | 3,60E-04 | 976,52 | 2586,85 | 1,34E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,64 | 124,45 | 0,9250 | 0,0750 |
| 0,50 | 0,1592 | 3,60E-04 | 976,63 | 2576,02 | 1,34E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,62 | 124,45 | 0,9245 | 0,0755 |
| 0,51 | 0,1584 | 3,61E-04 | 976,75 | 2565,04 | 1,34E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,61 | 124,45 | 0,9239 | 0,0761 |
| 0,52 | 0,1576 | 3,61E-04 | 976,87 | 2553,92 | 1,33E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,60 | 124,45 | 0,9234 | 0,0766 |
| 0,53 | 0,1568 | 3,62E-04 | 976,99 | 2542,64 | 1,33E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,59 | 124,45 | 0,9229 | 0,0771 |
| 0,54 | 0,1560 | 3,62E-04 | 977,11 | 2531,21 | 1,33E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,58 | 124,45 | 0,9224 | 0,0776 |
| 0,55 | 0,1552 | 3,63E-04 | 977,24 | 2519,62 | 1,33E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,58 | 124,45 | 0,9218 | 0,0782 |
| 0,56 | 0,1544 | 3,63E-04 | 977,36 | 2507,88 | 1,32E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,58 | 124,45 | 0,9213 | 0,0787 |
| 0,57 | 0,1536 | 3,64E-04 | 977,49 | 2495,96 | 1,32E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,58 | 124,45 | 0,9207 | 0,0793 |
| 0,58 | 0,1528 | 3,64E-04 | 977,62 | 2483,89 | 1,32E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9202 | 0,0798 |
| 0,59 | 0,1520 | 3,65E-04 | 977,75 | 2471,64 | 1,32E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9196 | 0,0804 |
| 0,60 | 0,1512 | 3,65E-04 | 977,88 | 2459,21 | 1,31E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9190 | 0,0810 |
| 0,61 | 0,1504 | 3,66E-04 | 978,02 | 2446,61 | 1,31E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9185 | 0,0815 |
| 0,62 | 0,1496 | 3,66E-04 | 978,16 | 2433,83 | 1,31E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9179 | 0,0821 |
| 0,63 | 0,1488 | 3,67E-04 | 978,29 | 2420,86 | 1,31E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9173 | 0,0827 |
| 0,64 | 0,1480 | 3,68E-04 | 978,44 | 2407,70 | 1,30E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9167 | 0,0833 |
| 0,65 | 0,1471 | 3,68E-04 | 978,58 | 2394,35 | 1,30E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9160 | 0,0840 |

## Продовження таблиці 1

|      |        |          |        |         |          |       |          |            |        |        |        |
|------|--------|----------|--------|---------|----------|-------|----------|------------|--------|--------|--------|
| 0,66 | 0,1463 | 3,69E-04 | 978,72 | 2380,80 | 1,30E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9154 | 0,0846 |
| 0,67 | 0,1455 | 3,69E-04 | 978,87 | 2367,05 | 1,30E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9148 | 0,0852 |
| 0,68 | 0,1447 | 3,70E-04 | 979,02 | 2353,08 | 1,29E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9141 | 0,0859 |
| 0,69 | 0,1439 | 3,71E-04 | 979,17 | 2338,91 | 1,29E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9135 | 0,0865 |
| 0,70 | 0,1430 | 3,71E-04 | 979,33 | 2324,52 | 1,29E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9128 | 0,0872 |
| 0,71 | 0,1422 | 3,72E-04 | 979,48 | 2309,91 | 1,29E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9121 | 0,0879 |
| 0,72 | 0,1414 | 3,73E-04 | 979,64 | 2295,07 | 1,28E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9114 | 0,0886 |
| 0,73 | 0,1405 | 3,73E-04 | 979,80 | 2280,00 | 1,28E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9107 | 0,0893 |
| 0,74 | 0,1397 | 3,74E-04 | 979,97 | 2264,69 | 1,28E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9100 | 0,0900 |
| 0,75 | 0,1389 | 3,75E-04 | 980,13 | 2249,13 | 1,27E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9093 | 0,0907 |
| 0,76 | 0,1380 | 3,75E-04 | 980,30 | 2233,33 | 1,27E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9086 | 0,0914 |
| 0,77 | 0,1372 | 3,76E-04 | 980,48 | 2217,27 | 1,27E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9078 | 0,0922 |
| 0,78 | 0,1364 | 3,77E-04 | 980,65 | 2200,95 | 1,27E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9071 | 0,0929 |
| 0,79 | 0,1355 | 3,78E-04 | 980,83 | 2184,36 | 1,26E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9063 | 0,0937 |
| 0,80 | 0,1347 | 3,78E-04 | 981,01 | 2167,50 | 1,26E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9055 | 0,0945 |
| 0,81 | 0,1338 | 3,79E-04 | 981,19 | 2150,35 | 1,26E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9047 | 0,0953 |
| 0,82 | 0,1330 | 3,80E-04 | 981,38 | 2132,92 | 1,25E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9039 | 0,0961 |
| 0,83 | 0,1321 | 3,81E-04 | 981,57 | 2115,19 | 1,25E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9031 | 0,0969 |
| 0,84 | 0,1312 | 3,81E-04 | 981,76 | 2097,15 | 1,25E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9022 | 0,0978 |
| 0,85 | 0,1304 | 3,82E-04 | 981,96 | 2078,80 | 1,25E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9014 | 0,0986 |
| 0,86 | 0,1295 | 3,83E-04 | 982,16 | 2060,14 | 1,24E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,9005 | 0,0995 |
| 0,87 | 0,1287 | 3,84E-04 | 982,36 | 2041,14 | 1,24E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8996 | 0,1004 |

## Продовження таблиці 1

|      |        |          |        |         |          |       |          |            |        |        |        |
|------|--------|----------|--------|---------|----------|-------|----------|------------|--------|--------|--------|
| 0,88 | 0,1278 | 3,85E-04 | 982,56 | 2029,46 | 1,24E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8987 | 0,1013 |
| 0,89 | 0,1269 | 3,86E-04 | 982,76 | 2028,82 | 1,23E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8978 | 0,1022 |
| 0,90 | 0,1261 | 3,87E-04 | 982,97 | 2028,17 | 1,23E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8969 | 0,1031 |
| 0,91 | 0,1252 | 3,87E-04 | 983,17 | 2027,50 | 1,23E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8959 | 0,1041 |
| 0,92 | 0,1243 | 3,88E-04 | 983,38 | 2026,83 | 1,23E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8950 | 0,1050 |
| 0,93 | 0,1234 | 3,89E-04 | 983,59 | 2026,14 | 1,22E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8940 | 0,1060 |
| 0,94 | 0,1225 | 3,90E-04 | 983,81 | 2025,44 | 1,22E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8930 | 0,1070 |
| 0,95 | 0,1217 | 3,91E-04 | 984,03 | 2024,72 | 1,22E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8920 | 0,1080 |
| 0,96 | 0,1208 | 3,92E-04 | 984,26 | 2023,99 | 1,21E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8909 | 0,1091 |
| 0,97 | 0,1199 | 3,93E-04 | 984,49 | 2023,25 | 1,21E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8899 | 0,1101 |
| 0,98 | 0,1190 | 3,94E-04 | 984,73 | 2022,49 | 1,21E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8888 | 0,1112 |
| 0,99 | 0,1181 | 3,95E-04 | 984,96 | 2021,72 | 1,20E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8877 | 0,1123 |
| 1,00 | 0,1172 | 3,96E-04 | 985,21 | 2020,94 | 1,20E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8865 | 0,1135 |
| 1,01 | 0,1163 | 3,98E-04 | 985,46 | 2020,13 | 1,20E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8854 | 0,1146 |
| 1,02 | 0,1154 | 3,99E-04 | 985,71 | 2019,31 | 1,19E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8842 | 0,1158 |
| 1,03 | 0,1145 | 4,00E-04 | 985,97 | 2018,48 | 1,19E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8830 | 0,1170 |
| 1,04 | 0,1136 | 4,01E-04 | 986,24 | 2017,62 | 1,19E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8818 | 0,1182 |
| 1,05 | 0,1126 | 4,02E-04 | 986,51 | 2016,75 | 1,18E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8806 | 0,1194 |
| 1,06 | 0,1117 | 4,03E-04 | 986,78 | 2015,86 | 1,18E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8793 | 0,1207 |
| 1,07 | 0,1108 | 4,05E-04 | 987,06 | 2014,95 | 1,18E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8780 | 0,1220 |
| 1,08 | 0,1099 | 4,06E-04 | 987,35 | 2014,03 | 1,18E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8766 | 0,1234 |
| 1,09 | 0,1090 | 4,07E-04 | 987,65 | 2013,08 | 1,17E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8753 | 0,1247 |

## Продовження таблиці 1

|      |        |          |        |         |          |       |          |            |        |        |        |
|------|--------|----------|--------|---------|----------|-------|----------|------------|--------|--------|--------|
| 1,10 | 0,1080 | 4,09E-04 | 987,95 | 2012,11 | 1,17E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8739 | 0,1261 |
| 1,11 | 0,1071 | 4,10E-04 | 988,26 | 2011,12 | 1,17E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8725 | 0,1275 |
| 1,12 | 0,1061 | 4,11E-04 | 988,57 | 2010,10 | 1,16E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8710 | 0,1290 |
| 1,13 | 0,1052 | 4,13E-04 | 988,89 | 2009,07 | 1,16E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8695 | 0,1305 |
| 1,14 | 0,1043 | 4,14E-04 | 989,22 | 2008,01 | 1,16E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8680 | 0,1320 |
| 1,15 | 0,1033 | 4,16E-04 | 989,56 | 2006,92 | 1,15E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8664 | 0,1336 |
| 1,16 | 0,1024 | 4,17E-04 | 989,90 | 2005,81 | 1,15E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8648 | 0,1352 |
| 1,17 | 0,1014 | 4,19E-04 | 990,25 | 2004,67 | 1,15E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8632 | 0,1368 |
| 1,18 | 0,1004 | 4,20E-04 | 990,62 | 2003,51 | 1,14E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8615 | 0,1385 |
| 1,19 | 0,0995 | 4,22E-04 | 990,99 | 2002,31 | 1,14E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8598 | 0,1402 |
| 1,20 | 0,0985 | 4,24E-04 | 991,37 | 2001,09 | 1,13E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8581 | 0,1419 |
| 1,21 | 0,0975 | 4,25E-04 | 991,75 | 1999,84 | 1,13E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8562 | 0,1438 |
| 1,22 | 0,0966 | 4,27E-04 | 992,15 | 1998,55 | 1,13E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8544 | 0,1456 |
| 1,23 | 0,0956 | 4,29E-04 | 992,56 | 1997,23 | 1,12E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8525 | 0,1475 |
| 1,24 | 0,0946 | 4,31E-04 | 992,98 | 1995,88 | 1,12E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8505 | 0,1495 |
| 1,25 | 0,0936 | 4,33E-04 | 993,41 | 1994,49 | 1,12E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8485 | 0,1515 |
| 1,26 | 0,0926 | 4,35E-04 | 993,86 | 1993,06 | 1,11E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8465 | 0,1535 |
| 1,27 | 0,0916 | 4,37E-04 | 994,31 | 1991,60 | 1,11E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8444 | 0,1556 |
| 1,28 | 0,0906 | 4,39E-04 | 994,78 | 1990,09 | 1,11E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8422 | 0,1578 |
| 1,29 | 0,0896 | 4,41E-04 | 995,26 | 1988,54 | 1,10E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8400 | 0,1600 |
| 1,30 | 0,0886 | 4,43E-04 | 995,75 | 1986,95 | 1,10E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8377 | 0,1623 |
| 1,31 | 0,0876 | 4,45E-04 | 996,26 | 1985,32 | 1,09E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8353 | 0,1647 |



## Продовження таблиці 1

|      |        |          |         |         |          |       |          |            |        |        |        |
|------|--------|----------|---------|---------|----------|-------|----------|------------|--------|--------|--------|
| 1,32 | 0,0866 | 4,47E-04 | 996,78  | 1983,63 | 1,09E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8329 | 0,1671 |
| 1,33 | 0,0856 | 4,50E-04 | 997,32  | 1981,90 | 1,09E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8304 | 0,1696 |
| 1,34 | 0,0845 | 4,52E-04 | 997,87  | 1980,11 | 1,08E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8278 | 0,1722 |
| 1,35 | 0,0835 | 4,55E-04 | 998,45  | 1978,27 | 1,08E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8251 | 0,1749 |
| 1,36 | 0,0825 | 4,57E-04 | 999,03  | 1976,37 | 1,07E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8224 | 0,1776 |
| 1,37 | 0,0814 | 4,60E-04 | 999,64  | 1974,41 | 1,07E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8195 | 0,1805 |
| 1,38 | 0,0804 | 4,63E-04 | 1000,27 | 1972,39 | 1,07E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8166 | 0,1834 |
| 1,39 | 0,0793 | 4,66E-04 | 1000,92 | 1970,31 | 1,06E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8136 | 0,1864 |
| 1,40 | 0,0783 | 4,69E-04 | 1001,58 | 1968,15 | 1,06E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8104 | 0,1896 |
| 1,41 | 0,0772 | 4,72E-04 | 1002,27 | 1965,93 | 1,05E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8072 | 0,1928 |
| 1,42 | 0,0761 | 4,75E-04 | 1002,99 | 1963,62 | 1,05E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8039 | 0,1961 |
| 1,43 | 0,0751 | 4,78E-04 | 1003,73 | 1961,24 | 1,05E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,8004 | 0,1996 |
| 1,44 | 0,0740 | 4,82E-04 | 1004,49 | 1958,77 | 1,04E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7968 | 0,2032 |
| 1,45 | 0,0729 | 4,85E-04 | 1005,33 | 1956,19 | 1,04E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7931 | 0,2069 |
| 1,46 | 0,0718 | 4,89E-04 | 1006,20 | 1953,50 | 1,03E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7892 | 0,2108 |
| 1,47 | 0,0707 | 4,92E-04 | 1007,10 | 1950,71 | 1,03E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7852 | 0,2148 |
| 1,48 | 0,0696 | 4,96E-04 | 1008,04 | 1947,82 | 1,02E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7811 | 0,2189 |
| 1,49 | 0,0685 | 5,00E-04 | 1009,01 | 1944,82 | 1,02E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7768 | 0,2232 |
| 1,50 | 0,0674 | 5,05E-04 | 1010,03 | 1941,69 | 1,01E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7723 | 0,2277 |
| 1,51 | 0,0663 | 5,09E-04 | 1011,08 | 1938,45 | 1,01E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7676 | 0,2324 |
| 1,52 | 0,0651 | 5,14E-04 | 1012,18 | 1935,06 | 1,01E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7627 | 0,2373 |
| 1,53 | 0,0640 | 5,18E-04 | 1013,32 | 1931,54 | 1,00E-04 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7576 | 0,2424 |

## Продовження таблиці 1

|      |        |          |         |         |          |       |          |            |        |        |        |
|------|--------|----------|---------|---------|----------|-------|----------|------------|--------|--------|--------|
| 1,54 | 0,0629 | 5,23E-04 | 1014,51 | 1927,86 | 9,96E-05 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7523 | 0,2477 |
| 1,55 | 0,0617 | 5,28E-04 | 1015,75 | 1924,03 | 9,91E-05 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7468 | 0,2532 |
| 1,56 | 0,0606 | 5,34E-04 | 1017,05 | 1920,02 | 9,86E-05 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7409 | 0,2591 |
| 1,57 | 0,0594 | 5,39E-04 | 1018,41 | 1915,83 | 9,81E-05 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7349 | 0,2651 |
| 1,58 | 0,0582 | 5,45E-04 | 1019,84 | 1911,44 | 9,76E-05 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7285 | 0,2715 |
| 1,59 | 0,0570 | 5,52E-04 | 1021,33 | 1906,84 | 9,71E-05 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7218 | 0,2782 |
| 1,60 | 0,0559 | 5,58E-04 | 1022,89 | 1902,01 | 9,65E-05 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7148 | 0,2852 |
| 1,61 | 0,0547 | 5,65E-04 | 1024,54 | 1896,94 | 9,60E-05 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,7074 | 0,2926 |
| 1,62 | 0,0535 | 5,72E-04 | 1026,26 | 1891,61 | 9,55E-05 | 99,06 | 1,39E-02 | 2195429,57 | 124,45 | 0,6997 | 0,3003 |