

**НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ  
МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ**

Кваліфікаційна наукова  
праця на правах рукопису

**СЛЮСЕНКО АНДРІЙ МИХАЙЛОВИЧ**

УДК 621.694.3

**ДИСЕРТАЦІЯ**

**НАУКОВО-ПРАКТИЧНІ ЗАСАДИ УДОСКОНАЛЕННЯ ЕЖЕКЦІЙНИХ  
АПАРАТІВ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ**

Спеціальність 133 – Галузеве машинобудування

Галузь знань 13 – Механічна інженерія

Подається на здобуття наукового ступеня доктора філософії

Дисертація містить результати власних досліджень. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело



А. М. Слюсенко

Науковий керівник: Пономаренко Віталій Васильович  
кандидат технічних наук, доцент

**Київ – 2022**

## АНОТАЦІЯ

*Слюсенко А. М.* Науково-практичні засади удосконалення ежекційних апаратів харчових виробництв – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора філософії за спеціальністю 133 “Галузеве машинобудування” – Національний університет харчових технологій Міністерства освіти і науки України, Київ, 2022.

Метою дисертаційної роботи є наукове обґрунтування удосконалення ежекційних апаратів харчових виробництв, розвиток теорії рідинно-газових ежекторів, на основі теоретичних, експериментальних і CFD- досліджень удосконалення та розробка перспективних конструкцій ежекторів і високоефективного обладнання для харчової промисловості.

**У першому розділі** дисертації розглянуто методи інтенсифікації технологічних процесів та зроблено висновок про доцільність застосування ежекторів (ежекційних апаратів) у харчовій промисловості. При роботі вони суміщають в собі гідродинамічні явища, кавітаційні ефекти, інтенсивне оновлення поверхні контакту фаз, можливість ежекування достатньої кількості пасивного потоку без додаткових затрат енергії для проведення технологічних процесів.

Основним недоліком ежекторів є низький коефіцієнт корисної дії (до 40 %), а проведений літературний огляд щодо математичного забезпечення, конструктивного виконання та роботи такого обладнання дозволив встановити:

- відомі аналітичні моделі для розрахунку ежекторів у повній мірі не враховують структуру двофазного потоку в камері змішування, складні фізичні явища, які в ній виникають, потребують введення поправочних чи емпіричних коефіцієнтів;

- відомі рекомендації по раціональному конструктивному виконанню ежекторів та їх елементів мають обмеження у використанні;

- розбіжності в результатах досліджень;

- невизначеність до налаштування параметрів комп'ютерного моделювання у зв'язку з чим неоднозначність результатів такого дослідження.

На прикладі використання ежекційних апаратів у технологічних процесах цукрової промисловості (сульфітація та сатурація) встановлено, що відомі конструкції струминних сульфитаторів та сатураторів не дозволяють досягти високих якісних показників очищення технологічних рідин. Поясненням цього можуть бути похибки, які допущені при проектуванні ежекторів, у яких в значній мірі проходять тепломасообмінні процеси. Тому, науково-практичні засади удосконалення ежекційних апаратів харчових виробництв, створення енергоефективних ежекторів та обладнання на їх основі є **актуальною задачею**.

У **другому розділі** дисертації представлена математична модель рідинно-газового ежектора з конічно-циліндричною (комбінованою) камерою змішування, яка розроблена на основі рівняння балансу мас і рівняння балансу енергії у вигляді рівняння Бернуллі, та методика визначення коефіцієнта ежекції ( $K_{еж}$ ). Проведені розрахунки коефіцієнта ежекції показали адекватність розробленої математичної моделі експериментальним даним.

У **третьому розділі** дисертації висвітлені результати експериментальних досліджень роботи форсунок та рідинно-газових ежекційних апаратів, які проводилися на лабораторній установці кафедри Технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування НУХТ. Експериментальні дослідження дозволили встановити:

- причину недостатньої ефективності роботи струминного сульфитатора типу ПСК;
- діапазон раціональних значень основного геометричного параметра ежектора ( $m$ ), при якому досягається найвищий коефіцієнт ежекції. На цей діапазон впливає тип робочого сопла ежектора (для ежекторів з струминною форсункою  $m = 15 - 35$ , відцентрово-струминною форсункою з профільованою вставкою  $m = 20 - 40$ , форсункою з відкритими на 60 % нахиленими підвідними каналами  $m = 25 - 40$ );
- коефіцієнт ежекції ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування на 15 – 55 % вищий (залежно від значення  $m$ ) від  $K_{еж}$  ежектора з циліндричною камерою змішування;

- залежність коефіцієнта ежекції від конструкції приймальної камери. Приймальна камера з двома патрубками підведення пасивного середовища і газорозподільником дозволяє збільшити  $K_{ежс}$  на 13 – 17 % для ежектора з циліндричною камерою змішування та на 16 – 27 % для ежектора з комбінованою камерою змішування;

- вплив фізичних властивостей рідин на роботу ежекторів. Збільшення концентрації цукру та крохмалю у розчині до 16,6 %, при тисках подачі рідини у форсунку до 0,2 МПа, призводить до зменшення  $K_{ежс}$  на 4 % для цукрового розчину та на 9 % для крохмального розчину. Зі збільшенням тиску подачі рідини в робоче сопло ежектора понад 0,2 МПа  $K_{ежс}$  не залежить від концентрації компонентів у рідині.

**Четвертий розділ** дисертаційної роботи присвячений дослідженню роботи форсунок та рідинно-газових ежекторів за допомогою CFD-технологій в середовищі академічної версії програмного пакету ANSYS 2020 R2. Проведене комп'ютерне моделювання роботи відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою, відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами, які відкриті на 60 %, та ежекторів з циліндричною і комбінованою камерами змішування дозволило встановити:

- формування факелу розпилення рідини відцентрово-струминних форсунок відбувається на відстані до 150 мм від зрізу сопла;

- вперше комп'ютерне моделювання підтвердило наявність розрідження у факелі розпилення, яке максимальне в прикорневій зоні, зменшується до периферії факела та по його довжині, що пояснює ежектування газової фази всередину факела розпиленої рідини;

- в ежекторі з циліндричною камерою змішування на відстані до  $1,5D_{кз}$  від її початку відбувається первинне формування двофазного потоку, його перероблення на ділянці  $1,5 – 3D_{кз}$  з подальшим переходом у кільцевий режим течії;

- у ежекційному апараті з комбінованою камерою змішування зона первинного формування двофазного потоку зменшується до  $1,3D_{кз}$  від її початку, а подальша стабілізація рідинно-газової суміші починається на відстані від  $2,5D_{кз}$ .

На основі комплексних досліджень розроблено перспективні конструкції рідинно-газових ежекторів та обладнання для проведення технологічних процесів харчових виробництв, які представлені у **п'ятому розділі** дисертаційної роботи. До них відноситься ежектор з конічно-циліндричною камерою змішування, кавітаційний ежектор, імпульсний ежектор, двосекційний сатуратор, сульфітатор з вертикальною камерою змішування.

Теоретичне і CFD дослідження роботи форсунок та ежекторів дозволили отримати такі **нові наукові результати**:

- виконано формалізоване подання зв'язків між конструктивними особливостями ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування і коефіцієнтом ежекції, а також методику його визначення;

- запропоновано створення конічної розрахункової області для дослідження факела розпилення CFD методами;

- виявлено зону пониженого тиску у факелі розпилення;

- встановлено зони формування двофазного потоку в камері змішування ежекторів.

#### **Практичне значення результатів дисертаційної роботи:**

- розроблено методику визначення коефіцієнта ежекції ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування;

- за результатами досліджень розроблено та підтверджено патентами України (патент на винахід № 122296 “Рідинно-газовий ежектор”, патент на корисну модель № 136465 “Рідинно-газовий ежектор”, патент на корисну модель № 143080 “Імпульсний ежектор”, позитивний висновок по заявці на винахід а202106026 “Кавітаційний ежектор”) конструкції інноваційних енергоефективних ежекторів;

- наукові дослідження дозволили розробити високоефективне та екологічне обладнання для цукрової промисловості (сульфітатор з вертикальною камерою

змішування та двосекційний сатуратор, конструкція якого захищена патентом України на корисну модель № 133260);

- результати виконаних наукових досліджень впроваджені на ДП “Фесто” при удосконаленні вакуумних ежекторів (розрахунковий річний економічний ефект для одного удосконаленого ежектора складає 4 276,8 грн.);

- результати дисертаційної роботи впроваджено в навчальний процес Національного університету харчових технологій у вигляді лабораторної роботи з дисципліни “Інноваційне обладнання харчових виробництв”;

- прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень на цукровому заводі після модернізації сатуратора складає 8 364 608,6 грн. Соціально-екологічний ефект від використання розробленого обладнання полягає в зниженні кількості агресивних викидів у атмосферу, що зменшує негативний вплив на навколишнє середовище.

**Ключові слова:** ежекційний апарат, ежектор, форсунка, робоче сопло ежектора, камера змішування, коефіцієнт ежекції, основний геометричний параметр, гідродинаміка.

## ANNOTATION

*Sliusenko A. M.* Scientific-practical principles of improving the ejection apparatus of food productions – Qualification scientific work on the rights of manuscript.

Dissertation for the degree of Doctor of Philosophy in the specialty 133 “Industrial Engineering” – National University of Food Technologies of the Ministry of Education and Science of Ukraine, Kyiv, 2022.

The aim of the dissertation work is the scientific substantiation of improvement of ejector apparatuses for food production, development of the theory of liquid-gas ejectors, based on theoretical, experimental and CFD studies of improvement and development of promising designs of ejectors and highly efficient equipment for the food industry.

**In the first chapter** of the dissertation work methods of intensification of technological processes are considered and the conclusion about expediency of application of ejectors (ejector apparatuses) in food industry is made. When working, they combine hydrodynamic phenomena, cavitation effects, intensive renewal of the phase contact surface, the possibility of ejecting a sufficient amount of passive flow without additional energy costs for carrying out technological processes.

The main disadvantage of ejectors is the low efficiency (up to 40%), and the literature review of the mathematical support, design and operation of such equipment made it possible to establish:

- known analytical models for calculating ejectors do not fully take into account the structure of the two-phase flow in the mixing chamber, the complex physical phenomena that occur in it require the introduction of correction or empirical coefficients;

- known recommendations on the rational design of ejectors and their elements have limitations in use;

- discrepancies in research results;

- the uncertainty of setting the parameters of computer simulation in connection with which the ambiguity of the results of such a study.

By the example of using ejection apparatuses in technological processes of sugar industry (sulphitation and saturation) it is established that the known constructions of jet

sulphitators and saturators do not allow achieving high quality indicators of technological liquids purification. The explanation for this can be inaccuracies that were made in the design of ejectors, in which to a large extent pass heat and mass exchange processes. Therefore, the scientific and practical bases for improving the ejector apparatuses of food production, creating energy-efficient ejectors and equipment on their basis is an urgent task.

**The second chapter** of the dissertation presents a mathematical model of the liquid-gas ejector with a conical-cylindrical (combined) mixing chamber, developed on the basis of the mass balance equation and the energy balance equation in the form of the Bernoulli equation, and a method of determining the ejection coefficient ( $K_{ej}$ ). The calculations of the ejection coefficient showed the adequacy of the developed mathematical model to the experimental data.

**The third chapter** of the dissertation reflects the results of experimental studies of nozzles and liquid-gas ejection apparatuses, which were carried out on the laboratory setup of the Department of Technological Equipment and Computer Design Technologies of NUFT. Experimental studies made it possible to establish:

- the reason for the insufficient efficiency of the jet sulfitor of the PSK type;
- a range of rational values of the main geometric parameter of the ejector ( $m$ ), at which the highest ejection coefficient is achieved. This range is influenced by the ejector operating nozzle type (for the ejector with a jet nozzle  $m = 15 - 35$ , a centrifugal jet nozzle with a profiled insert  $m = 20 - 40$ , a nozzle with 60 % open angled underwater channels  $m = 25 - 40$ );
- ejection coefficient of the ejector with a combined mixing chamber is 15 – 55 % higher (depending on  $m$  value) than that of the ejector with a cylindrical mixing chamber;
- dependence of the ejection coefficient on the design of the receiving chamber. The receiving chamber with two passive medium inlet spigots and a gas distributor allows to increase  $K_{ej}$  by 13 – 17 % for the ejector with a cylindrical mixing chamber and by 16 – 27 % for the ejector with a combined mixing chamber;
- influence of physical properties of liquids on operation of ejectors. Increase of sugar and starch concentration in the solution up to 16,6% at liquid supply pressure in the nozzle up to 0.2 MPa leads to decrease of  $K_{ej}$  by 4% for sugar solution and by 9% for starch

solution. With the increase of liquid supply pressure to the working nozzle of the ejector more than 0.2 MPa,  $K_{ej}$  does not depend on the concentration of components in the liquid.

**The fourth chapter** of the dissertation work is devoted to the study of the operation of nozzles and liquid-gas ejectors by means of CFD technologies in the environment of the academic version of the software package ANSYS 2020 R2. Conducted computer simulation of the centrifugal jet nozzle with a profiled insert, a centrifugal jet nozzle with inclined underwater channels open by 60 %, and ejectors with cylindrical and combined mixing chambers allowed to establish:

- formation of the liquid spray torch of centrifugal jet nozzles occurs at a distance of up to 150 mm from the nozzle cut;
- for the first time, computer modeling confirmed the presence of rarefaction in the spray torch (maximum rarefaction is achieved in the root zone of the spray torch, decreases to the periphery of the torch and along its length), which explains the ejection of gas phase into its middle;
- in the ejector with a cylindrical mixing chamber at a distance up to  $1.5D_{mc}$  from its beginning there is an initial formation of the two-phase flow, its reformatting at the section  $1.5 - 3D_{mc}$  with subsequent transition to the annular flow regime;
- in the ejection device with a combined mixing chamber, the zone of primary formation of the two-phase flow decreases to  $1.3D_{mc}$  from its beginning, and further stabilization of the liquid-gas mixture begins at a distance of  $2.5D_{mc}$ .

On the basis of comprehensive research, promising designs of liquid-gas ejectors and equipment for technological processes of food production, which presented in the **fifth chapter** of the dissertation, have been developed. These include ejector with a conical-cylindrical mixing chamber, cavitation ejector, pulse ejector, two-section saturator, sulfitor with a vertical mixing chamber.

Theoretical and CFD study of the operation of nozzles and ejectors allowed to obtain the following **new scientific results**:

- a formalized representation of the links between the design features of the ejector with a conical-cylindrical mixing chamber and the ejection coefficient, as well as a method of its determination was performed;

- it is proposed to create a conical calculation area for the study of the spraying torch by CFD methods;
- a zone of reduced pressure in the spraying torch was discovered;
- the zones of two-phase flow formation in the mixing chamber of the ejectors were established.

**Practical significance of the results of the dissertation work:**

- a method for determining the ejection coefficient of an ejector with a conical-cylindrical mixing chamber was developed;
- according to research results developed and confirmed by patents of Ukraine (invention patent No. 122296 “Liquid-gas ejector”, utility model patent No. 136465 “Liquid-gas ejector”, utility model patent No. 143080 “Impulse ejector”, positive conclusion on the application for the invention a202106026 “Cavitation ejector”) designs of innovative energy-efficient ejectors;
- scientific research allowed developing high-efficiency and environmentally friendly equipment for sugar industry (sulphitator with vertical mixing chamber and two-section saturator, which design is protected by patent of Ukraine for useful model No.133260);
- the results of scientific researches are implemented at SE “Festo” during the improvement of vacuum ejectors (estimated annual economic effect for one improved ejector is 4 276,8 UAH);
- the results of the dissertation work are implemented in the educational process of the National University of Food Technologies in the form of laboratory work on the discipline “Innovative equipment of food production”;
- the predicted economic effect of implementation of the results of scientific research on the sugar factory after the modernization of the saturator is 8 364 608,6 UAH. Socio-ecological effect of using the developed equipment consists in reducing the number of aggressive emissions into the atmosphere, which reduces the negative impact on the environment.

**Key words:** ejection apparatus, ejector, nozzle, ejector working nozzle, mixing chamber, ejection coefficient, main geometric parameter, hydrodynamics.

## СПИСОК ПУБЛІКАЦІЙ ЗДОБУВАЧА ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

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

#### Статті:

1. Пономаренко В.В., Слюсенко А.М., Хитрий Я.С., Лементар С.Ю. Визначення раціональних параметрів струминного апарату з нестационарним струменем рідини. *Харчова промисловість*. 2019. № 25. С. 100-108. DOI: 10.24263/2225-2924-2019-25-2-14. URL: <https://nuft.edu.ua/doi/doc/fi/2019/25/15>. (Науковий журнал, входить до затвердженого МОН Переліку фахових видань України з технічних наук, міжнародна індексація: *Google Scholar, Index Copernicus*).
2. Пономаренко В.В., Пушанко М.М., Слюсенко А.М., Єщенко О.А. Вплив фізичних властивостей рідин на роботу рідинно-газових ежекторів. *Наукові праці НУХТ*. 2019. Т. 25 (2). С. 111-120. DOI: 10.24263/2225-2924-2019-25-2-14. URL: <http://dspace.nuft.edu.ua/jspui/handle/123456789/32911>. (Науковий журнал, входить до затвердженого МОН Переліку фахових видань України з технічних наук, міжнародна індексація: *Index Copernicus, EBSCOhost, Google Scholar*).
3. Ponomarenko V., Dimitrov T., Slyusenko A., Lulka D., Forostiuk I. Liquid jet gas ejectors: designs of motive nozzles, performance efficiency. *Proceedings of university of Ruse*. 2019. Vol. 58. (10.1). P. 91-95. URL: <http://conf.uni-ruse.bg/bg/docs/cp19/10.1/10.1-16.pdf>. (Науковий журнал, видання Болгарії).
4. Слюсенко А.М., Пономаренко В.В., Лементар С.Ю., Пушанко М.М. Дослідження впливу конструктивних елементів приймальної камери на експлуатаційні характеристики рідинно-газового ежектора. *Наукові праці НУХТ*. 2020. Т. 26 (6). С. 124-132. DOI: 10.24263/2225-2924-2020-26-6-14. URL: <http://dspace.nuft.edu.ua/jspui/handle/123456789/37975>. (Науковий журнал, входить до затвердженого МОН Переліку фахових видань України з технічних наук, міжнародна індексація: *Index Copernicus, EBSCOhost, Google Scholar*).
5. Sliusenko A., Ponomarenko V., Forostiuk I. Water-air ejector with conical-cylindrical mixing chamber. *Acta Polytechnica*. 2021. Vol. 61 (6). P. 768-776. DOI: 10.14311/AP.2021.61.0768. URL: <https://ojs.cvut.cz/ojs/index.php/ap/article/view/7139>.

(Науковий журнал, видання Чехії, третій квартал за класифікацією *SCImago Journal and Country Rank*, міжнародна індексація: *Scopus, Web of Science* та ін.).

6. Слюсенко А.М., Пономаренко В.В., Блаженко С.І., Хитрий Я.С. Дослідження процесу розпилення рідини за допомогою CFD-технологій. *Наукові праці НУХТ*. 2022. Т. 28 (2). С. 90-107. DOI: 10.24263/2225-2924-2022-28-2-9. URL: <http://dspace.nuft.edu.ua/jspui/handle/123456789/37976>. (Науковий журнал, входить до затвердженого МОН Переліку фахових видань України з технічних наук, міжнародна індексація: *Index Copernicus, EBSCOhost, Google Scholar*).

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

#### *Тези доповідей та матеріали конференцій:*

7. Литвин Є., Губаненко Ю., Слюсенко А., Перекрест Н. Ежекційні апарати в харчовій промисловості. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 84-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 23-24 квітня 2018 р. Київ: НУХТ, 2018. Ч.2. С. 80.

8. Губаненко Ю., Литвин Є., Слюсенко А., Перекрест Н. Гідравлічний стенд для дослідження ежектора з диспергованим струменем рідини. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 84-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 23-24 квітня 2018 р. Київ: НУХТ, 2018. Ч.2. С. 81.

9. Слюсенко А., Пономаренко В. Газорідинні струминні апарати в тепло-масообмінних процесах. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 84-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 23-24 квітня 2018 р. Київ: НУХТ, 2018. Ч.2. С. 105.

10. Слюсенко А., Пономаренко В., Перекрест Н. Струминні апарати з компактним та диспергованим струменем рідини в харчових технологіях. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 85-ї ювілейної міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 11-12 квітня 2019 р. Київ: НУХТ, 2019. Ч.2. С. 85.

11.Slyusenko A., Ponomarenko V. Okopna Y. Advantages of operation of liquid-gas ejector with non-stationary liquid jet. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 85-ї ювілейної міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 11-12 квітня 2019 р. Київ: НУХТ, 2019. Ч.3. С. 552.

12.Слюсенко А.М., Уперяченко С.С., Пономеренко В.В., Василів В.П. Робота рідинно-газового ежектора на технологічних рідинах харчових виробництв. *Наукові здобутки у вирішенні актуальних проблем виробництва та переробки сировини, стандартизації і безпеки продовольства* : матеріали VIII міжнародної науково-практичної конференції вчених, аспірантів і студентів, 17-18 квітня 2019 р. Київ: НУБіП, 2019. С. 279-280.

13.Ponomarenko V., Dimitrov T., Slyusenko A. Lulka D. Liquid jet gas ejectors: designs of motive nozzles, performance efficiency. *New industries, digital economy, society - projections of the future II* : 58th Annual Science Conference of Ruse University, 2 November 2019 y. Razgrad: Ruse University, 2019. P. 407.

14.Слюсенко А., Пономаренко В. Дослідження роботи водо-повітряного ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування. *Priority directions of science development* : abstracts of the 5th International scientific and practical conference, 2-3 березня 2020 р. Львів. С. 232-235.

15.Слюсенко А., Товстолужський Д., Пономаренко В. Математичний опис процесу рідинно-газової ежекції згідно теорії приєднаної маси. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 86-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 2-3 квітня 2020 р. Київ: НУХТ, 2020. Ч.2. С. 86.

16.Слюсенко А., Товстолужський Д., Пономаренко В. Струминний апарат з комбінованою камерою змішування. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 86-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 2-3 квітня 2020 р. Київ: НУХТ, 2020. Ч.2. С. 87.

17.Слюсенко А., Рибак В., Товстолужський Д., Пономаренко В. Експериментальне дослідження роботи ежектора з конічною приймальною камерою. *Priority directions of science and technology development : abstracts of the 3rd International scientific and practical conference, 22-24 листопада 2020 р. Київ. С. 392-396.*

18.Слюсенко А., Пономаренко В. Чисельне моделювання роботи форсунки з нахиленими підвідними каналами. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті : матеріали 87-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 15-16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С. 62.*

19.Рибак В., Слюсенко А., Пономаренко В. Вплив положення камери змішування на експлуатаційні характеристики ежекторів. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті : матеріали 87-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 15-16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С. 64.*

20.Рибак В., Слюсенко А., Пономаренко В. Сульфітатор соку з вертикальною камерою змішування. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті : матеріали 87-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 15-16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С. 65.*

21.Товстолужський Д., Слюсенко А., Пономаренко В. Чисельне моделювання роботи відцентрово-струминної форсунки з центральним вкладишем. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті : матеріали 87-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 15-16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С. 66.*

22.Товстолужський Д., Слюсенко А., Пономаренко В. Чисельне моделювання роботи струминної форсунки. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті : матеріали 87-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 15-16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С. 67.*

23.Слюсенко А., Пономаренко В., Люлька Д. Струминний апарат з кавітаційним ефектом. *Наукові проблеми харчових технологій та промислової біотехнології в*

*контексті Євроінтеграції* : матеріали X міжнародної науково-технічної конференції, 9-10 листопада 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. С. 39-41.

24.Слюсенко А., Година В., Пономаренко В. Вплив конструктивного виконання підводу пасивного середовища в інноваційному ежекторі з комбінованою змішувальною камерою на коефіцієнт ежекції. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 88-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, квітень-травень 2022 р. Київ: НУХТ, 2022. Ч.2. С. 56.

25.Слюсенко А., Пономаренко В., Люлька Д. Комп'ютерне моделювання руху потоків у рідинно-газовому струминному апараті. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 88-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, квітень-травень 2022 р. Київ: НУХТ, 2022. Ч.2. С. 57.

26.Слюсенко А., Година В., Пономаренко В. CFD-моделювання факела розпилення рідини відцентрово-струминними форсунками. Частина 1. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 88-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, квітень-травень 2022 р. Київ: НУХТ, 2022. Ч.2. С. 58.

27.Слюсенко А., Пономаренко В. CFD-моделювання факела розпилення рідини відцентрово-струминними форсунками. Частина 2. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 88-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, квітень-травень 2022 р. Київ: НУХТ, 2022. Ч.2. С. 59.

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

#### *Патенти України:*

28.Пономаренко В.В., Слюсенко А.М., Хвиль Ю.В. Двосекційний сатуратор для цукрової промисловості : пат. 133260 Україна : С13В 20/00. № u201811180 ; заявл. 14.11.2018 ; опубл. 25.03.2019, Бюл. № 6. 3 с.

29.Пономаренко В.В., Слюсенко А.М. Рідинно-газовий ежектор : пат. 136465 Україна : F04F 5/02, F04F 5/14. № u201900688 ; заявл. 23.01.2019 ; опубл. 27.08.2019. Бюл. № 16. 3 с.

30.Пономаренко В.В., Слюсенко А.М. Рідинно-газовий ежектор : пат. 122296 Україна : F04F 5/04. № a201900687 ; заявл. 23.01.2019 ; опубл. 12.10.2020. Бюл. № 19. 3 с.

31.Пономаренко В.В., Слюсенко А.М. Імпульсний ежектор : пат. 143080 Україна: F04F 5/02, F04F 5/14. № u202000534 ; заявл. 29.01.2020 ; опубл. 10.07.2020. Бюл. № 13. 3 с.

*Особистий внесок здобувача:* проведення теоретичних, експериментальних і CFD досліджень, оброблення та узагальнення результатів досліджень, підготовка матеріалів до публікації [1-27], патентний пошук, розроблення конструкції, підготовка матеріалів до патентування [28-31].

## ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ ВИМІРЮВАННЯ, СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ.....	21
<b>ВСТУП</b> .....	23
<b>РОЗДІЛ 1. МЕТОДИ ТА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ</b>	
1.1. Методи інтенсифікації технологічних процесів харчових виробництв.....	29
1.2. Ежектори: огляд конструкцій, методик розрахунку та впливу складових елементів на їх робочі характеристики.....	33
1.2.1. Класифікація ежекторів, основні робочі та геометричні характеристики.....	33
1.2.2. Нестационарний режим роботи ежекторів.....	36
1.2.3. Розвиток теорії ежекторів і методик їх розрахунку.....	38
1.2.4. Комп'ютерне моделювання роботи ежекторів.....	42
1.2.5. Вплив конструктивних елементів ежектора на його робочі характеристики .....	46
1.3. Ежекційні апарати в харчових технологіях.....	54
1.3.1. Струминні сульфитатори для оброблення технологічних рідин цукрового виробництва.....	55
1.3.2. Струминні сатуратори для оброблення цукрових розчинів.....	56
1.4. Висновки та завдання досліджень.....	58
Список використаних джерел.....	62
<b>РОЗДІЛ 2. МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ РІДИННО-ГАЗОВОГО ЕЖЕКТОРА З КОНІЧНО-ЦИЛІНДРИЧНОЮ КАМЕРОЮ ЗМІШУВАННЯ</b>	
2.1. Математична модель ежектора з комбінованою камерою змішування.....	75

2.2.	Методика визначення коефіцієнта ежекції.....	82
2.3.	Перевірка моделі на адекватність.....	82
2.4.	Висновки до розділу.....	84

### **РОЗДІЛ 3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ**

#### **РІДИННО-ГАЗОВИХ ЕЖЕКЦІЙНИХ АПАРАТІВ**

3.1.	Експериментальна установка.....	85
3.2.	Конструкції робочих сопел рідинно-газових ежекторів.....	87
3.3.	Конструкції досліджуваних ежекторів.....	89
3.4.	Дослідження роботи ежекторів з циліндричною камерою змішування і різними типами робочих сопел.....	93
3.4.1.	Робоче сопло ежектора – струминна форсунка.....	93
3.4.2.	Робоче сопло ежектора – відцентрово-струминна форсунка з профільованою вставкою.....	96
3.4.3.	Робоче сопло ежектора – форсунка з двома нахиленими підвідними каналами.....	101
3.4.4.	Робоче сопло ежектора – імпульсна форсунка.....	106
3.5.	Дослідження роботи ежекторів з конічно-циліндричною камерою змішування.....	109
3.6.	Аналіз роботи ежекторів з різними типами робочих сопел.....	112
3.7.	Аналіз роботи ежекторів з циліндричною і комбінованою камерами змішування.....	113
3.8.	Дослідження роботи ежекторів на цукрових та крохмальних розчинах .....	117
3.9.	Висновки до розділу.....	120
	Список використаних джерел.....	122

#### **РОЗДІЛ 4. ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ФОРСУНОК ТА ЕЖЕКТОРІВ ЗА ДОПОМОГОЮ CFD-ТЕХНОЛОГІЙ**

4.1.	Чисельне моделювання роботи відцентрово-струминних форсунок .....	126
------	--	-----

4.1.1. CFD-моделювання роботи відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою .....	126
4.1.1.1. Розрахункова область .....	126
4.1.1.2. Кінцево-елементна сітка розрахункової області.....	128
4.1.1.3. Чисельна модель роботи відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою.....	129
4.1.1.4. Проведення розрахунку.....	132
4.1.1.5. Аналіз результатів CFD-моделювання.....	132
4.1.2. Чисельне моделювання роботи відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами, аналіз результатів.....	140
4.2. CFD-моделювання роботи ежекторів з циліндричною та комбінованою камерами змішування .....	146
4.2.1. Комп'ютерне моделювання роботи ежектора з циліндричною камерою змішування .....	147
4.2.1.1. Розрахункова область.....	147
4.2.1.2. Кінцево-елементна сітка розрахункової області.....	148
4.2.1.3. Чисельна модель роботи ежектора з циліндричною камерою змішування та проведення розрахунку.....	148
4.2.1.4. Аналіз результатів CFD-моделювання.....	150
4.2.2. Чисельне моделювання роботи ежектора з комбінованою камерою змішування, аналіз результатів.....	154
4.3. Висновки до розділу.....	160
Список використаних джерел.....	162

## **РОЗДІЛ 5. ПЕРСПЕКТИВНІ КОНСТРУКЦІЇ РІДИННО-ГАЗОВИХ ЕЖЕКТОРІВ ТА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПРОВЕДЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ**

5.1. Інноваційні рідинно-газові ежектори.....	163
5.2. Високоєфективне обладнання для цукрової промисловості.....	168
5.3. Висновки до розділу.....	174

Список використаних джерел.....	175
<b>ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....</b>	<b>176</b>
<b>ДОДАТКИ.....</b>	<b>180</b>
Додаток А.....	181
Додаток Б.....	185
Додаток В.....	188
Додаток Г.....	192
Додаток Д.....	199
Додаток Е.....	202
Додаток Ж.....	206

## ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ ВИМІРЮВАННЯ, СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ

$K_{еж}$  – об’ємний коефіцієнт ежекції;

$C_d$  – коефіцієнт опору краплі;

$D, d$  – діаметр, м

$F, f$  – площа, м<sup>2</sup>;

$g$  – прискорення вільного падіння, м/с<sup>2</sup>;

$k$  – кінетична енергія турбулентності;

$L, l$  – довжина, м;

$m$  – основний геометричний параметр ежектора; масова витрата, кг/с;

$P, p$  – тиск, Па;

$Q$  – об’ємна витрата, м<sup>3</sup>/с;

$Re$  – число Рейнольдса;

$r$  – радіус, м;

$Sh$  – число Струхалія;

$t$  – час, с;

$V$  – швидкість, м/с;

$x$  – газівміст;

$\gamma$  – частота пульсацій, с<sup>-1</sup>;

$\rho$  – густина, кг/м<sup>3</sup>;

$\eta$  – коефіцієнт корисної дії;

$\varepsilon$  – швидкість дисипації кінетичної енергії;

$\lambda$  – коефіцієнт опору по довжині;

$\zeta$  – коефіцієнт опору;

$\nu$  – коефіцієнт поверхневого натягу, Н/м;

$\mu$  – кінематична в’язкість, Па·с; коефіцієнт витрати форсунки;

$\Delta h$  – розрідження, Па;

$\Delta P$  – різниця тисків під яким рідина витікає з сопла форсунки, Па;

$\Delta p$  – втрати енергії (напорі), м.вод.ст.

### *Індекси*

*a* – активний потік;

*г* – газ;

*к* – конічна частина;

*кз* – камера змішування;

*к.к* – кільцевий канал.

*опт.* – оптимальна;

*n* – пасивний потік;

*p* – рідина;

*p.p* – раптове розширення;

*c* – суміш, сопло;

*ц* – циліндрична частина;

*min* – мінімум;

*max* – максимум.

### *Скорочення*

ДІВЕ – дискретно-імпульсне введення енергії;

КЗ – камера змішування;

ККД – коефіцієнт корисної дії;

CFD – computational fluid dynamic.

## ВСТУП

**Актуальність теми.** Основними напрямками розвитку харчової промисловості є підвищення продуктивності обладнання, покращення якості готової продукції і зниження собівартості виготовлення, мінімізація негативного впливу на навколишнє середовище. У цьому контексті підвищення ефективності проведення багатьох процесів пов'язане із створенням перспективного обладнання. Одними з таких, які набувають все більшого використання у харчовій промисловості, є ежектори (ежекційні апарати). З огляду на те, що значна кількість технологічних процесів харчових виробництв пов'язана з процесами тепломасообміну у газо-рідинних системах, то ежекційні апарати є ефективним обладнанням для їх проведення, оскільки суміщають у собі всі переваги гідродинамічного методу інтенсифікації.

Ежектори у харчових технологіях використовуються для перемішування середовищ, насичення напоїв діоксидом вуглецю, аерації при бродінні, сульфитації і сатурації цукрових розчинів, очищення запиленого повітря, пастеризації і стерилізації харчових продуктів, заморожування напівтуш та ін. Межі використання ежекторів постійно розширюються.

Основними перевагами ежекторів є простота конструкції, незначні розміри і низька металоємність. У них відсутні рухомі елементи, що забезпечує високий термін експлуатації. Можуть бути використані при роботі в умовах високих температур і на різних технологічних середовищах, в тому числі агресивних. Це визначає їх пріоритет практично в усіх галузях промисловості як самостійного чи допоміжного обладнання.

Перші роботи по дослідженню ежекторів і розробленню методик їх розрахунку були здійснені у XIX столітті такими вченими як G. Zeuner, M. Rankin, A. Tomas, W. Flugel. Вагомий внесок у розвиток теорії ежекторів в подальшому зроблений Г. Н. Абрамовичем, С. А. Христиановичем, Є. Я. Соколовим і Н. М. Зінгером, Б. Ф. Лямаєвим, В. Г. Цегельським, Е. К. Спірідоновим, К. К. Калачовим, J. Porter та R. Squyers, J. Elrod, H. Hicks, J. Zhang, S. Balamurugan, C. Besagni, J. Zhu та

ін. Слід також відмітити науковців з Національного університету харчових технологій таких як В. В. Пономаренка та В. Б. Вискребцова, які присвятили свою наукову діяльність питанню підвищення ефективності роботи ежекційних апаратів.

Незважаючи на переваги ежекторів, науково-практичне обґрунтування їх роботи до теперішнього часу не завершено, що пов'язано зі складністю процесів і явищ, які у них відбуваються (кавітація, дегазація, зворотно-циркуляційні течії, ударні хвилі і ін.), та значною залежністю робочих характеристик від конструктивного виконання.

Значна кількість теоретичних робіт, експериментальних досліджень та комп'ютерного моделювання здійснена для ежекторів, що складаються з робочого сопла у вигляді струминної форсунки, яка забезпечує створення компактного струменя рідини на виході з сопла, приймальної камери, камери змішування та дифузора. Такі ежектори широко використовуються у технологічних процесах, для яких важливого значення має тиск (напір) утвореної суміші на виході з апарата.

Набагато менше досліджені ежектори з диспергованим струменем рідини, який створюють форсунки, зокрема, відцентрово-струминного типу. Такі ежекційні апарати в найбільшій мірі придатні для проведення тепломасообмінних процесів харчових виробництв, оскільки забезпечують значну поверхню контакту фаз та її швидке і постійне оновлення. На жаль, фактором, що стримує широке використання апаратів такого типу в промисловості, є відсутність науково-обґрунтованих рекомендацій по їх конструктивному виконанню для проведення тих чи інших технологічних процесів.

Таким чином, створення високоефективних ежекційних апаратів для проведення в інтенсивному режимі технологічних процесів харчової промисловості має важливе значення і є актуальною задачею. Вирішення цієї задачі сприятиме науково-технічному розвитку галузі та росту її техніко-економічних показників. Зокрема, у цукровій промисловості це дозволить інтенсифікувати процеси сатурації і сульфатації технологічних рідин, зменшити негативний вплив на навколишнє середовище.

**Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами.** Дослідження виконувалися відповідно до плану науково-дослідних робіт за основними напрямками наукової діяльності Національного університету харчових технологій: “Розроблення наукових основ технологічних процесів харчових, мікробіологічних і фармацевтичних виробництв із метою створення вискоєфективних технологій та обладнання, засобів механізації та автоматизації”, згідно плану кафедральної держбюджетної науково-дослідної роботи “Наукові засади інтенсифікації процесів та удосконалення обладнання харчових виробництв” (номер державної реєстрації НДР: 0121U113178).

**Мета і завдання досліджень.** Метою дисертаційної роботи є наукове обґрунтування удосконалення ежекційних апаратів харчових виробництв, розвиток теорії рідинно-газових ежекторів, на основі теоретичних, експериментальних і CFD-досліджень удосконалення та розробка перспективних конструкцій ежекторів і вискоєфективного обладнання для харчової промисловості.

Для досягнення визначеної мети поставлені наступні завдання:

- виконати системний аналіз сучасних методів інтенсифікації технологічних процесів харчових виробництв в системі рідина-газ та запропонувати шляхи їх реалізації за допомогою ежекційних апаратів;
- здійснити формалізоване подання математичного забезпечення, впливу конструктивних елементів ежекторів на їх робочі характеристики, визначити причини недостатньої ефективності роботи ежекційних апаратів, як елементів промислового обладнання, та визначити перспективні напрями удосконалення їх конструкцій;
- розробити математичну модель та методику визначення коефіцієнта ежекції ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування;
- створити лабораторні установки і дослідити роботу форсунок та ежекторів різних конструкцій, встановити вплив конструктивного виконання елементів ежекторів на їх робочі характеристики;
- встановити вплив фізичних властивостей рідин на роботу ежекторів;

- змоделювати за допомогою CFD технологій роботу форсунок різних конструкції з подальшою валідацією результатів досліджень;
- здійснити CFD-моделювання роботи ежекторів різного конструктивного виконання та провести валідацію результатів досліджень;
- на основі результатів теоретичних, експериментальних і CFD- досліджень розробити енергоефективні ежектори та обладнання для харчової промисловості.

**Об'єкт дослідження** – гідродинамічні параметри та їх взаємозв'язок з конструктивним виконанням елементів ежекторів.

**Предмет дослідження** – форсунки та ежектори різного конструктивного виконання для харчової промисловості, конструктивні та гідродинамічні параметри ежекційних апаратів.

**Методи досліджень.** Вирішення поставлених у дисертаційній роботі завдань реалізовані із використанням стандартних та загальноприйнятих методів досліджень: *теоретичних* (огляд, аналіз і узагальнення наукової літератури, математична модель ежектора розроблена на основі рівняння балансу мас та рівняння балансу енергії у вигляді рівняння Бернуллі), *експериментальних* (фізичні дослідження проведено на експериментальних установках кафедри ТОКТП НУХТ із застосуванням сучасних і повірених контрольних-вимірювальних приладів, обробка результатів виконана методами математичної статистики), *комп'ютерного моделювання* (виконано в середовищі академічної версії програмного пакету ANSYS 2020 R2). Обробка отриманих даних і розрахунки виконувалися із застосуванням програм MathCAD 15, CurveExpertPro-2.2.0, Microsoft Office Excel 2016 та ін.

**Наукова новизна одержаних результатів.** В результаті виконання комплексних наукових досліджень отримано такі нові наукові результати:

- виконано формалізоване подання зв'язків між конструктивними особливостями ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування і коефіцієнтом ежекції, а також методику його визначення;
- запропоновано створення конічної розрахункової області для дослідження факела розпилення CFD методами;
- виявлено зону пониженого тиску у факелі розпилення;

- встановлено зони формування двофазного потоку в камері змішування ежекторів.

**Практичне значення одержаних результатів.** Розроблено методику визначення коефіцієнта ежекції ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування.

Результати комплексних наукових досліджень стали науковою основою для практичних рекомендацій по удосконаленню відомих та створенню інноваційних конструкцій ежекторів, і на їх основі – обладнання для харчової промисловості. За результатами досліджень розроблено та підтверджено патентами України (патент на винахід № 122296 “Рідинно-газовий ежектор”, патент на корисну модель № 136465 “Рідинно-газовий ежектор”, патент на корисну модель № 143080 “Імпульсний ежектор”, позитивний висновок по заявці на винахід a202106026 “Кавітаційний ежектор”) конструкції інноваційних енергоефективних ежекторів. Наукові дослідження дозволили розробити високоефективне та екологічне обладнання для цукрової промисловості (сульфітатор соку з вертикальною камерою змішування та двосекційний сатуратор, конструкція якого захищена патентом України № 133260).

Результати виконаних наукових досліджень впроваджені на ДП “Фесто” при удосконаленні вакуумних ежекторів (акт від 03.06.2022 р.). Розрахунковий річний економічний ефект для одного удосконаленого ежектора складає 4 276,8 грн.

Результати дисертаційної роботи впроваджено в навчальний процес Національного університету харчових технологій у вигляді лабораторної роботи “Дослідження роботи рідинно-газових струминних апаратів з циліндричною та конічно-циліндричною камерами змішування” з дисципліни “Інноваційне обладнання харчових виробництв” (акт від 10.06.22 р.).

Прогнозований економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень на цукровому заводі після модернізації сатуратора (встановлення ежекційних апаратів в надсоковому просторі сатуратора) складає 8 364 608,6 грн. Соціально-екологічний ефект від використання розробленого обладнання полягає в зниженні кількості агресивних викидів у атмосферу, що зменшує негативний вплив на навколишнє середовище.

**Особистий внесок здобувача.** Особистий внесок здобувача полягає в аналізі і узагальненні наукової літератури, розробленні математичної моделі ежектора, створенні лабораторних установок, проведенні експериментальних і CFD досліджень роботи форсунок і ежекторів, обробці і аналізі результатів досліджень, формулюванні висновків, розробці патентів, апробації результатів досліджень.

Постановка завдань, вибір методів дослідження, аналіз та узагальнення результатів виконані разом із науковим керівником к.т.н. В. В. Пономаренком, який координував основними етапами роботи над дисертацією.

**Апробація результатів дисертації.** Основні положення дисертаційної роботи представлені на: 58<sup>th</sup> Annual Science Conference of Ruse University “New industries, digital economy, society - projections of the future II” (Разград, 2019); 84 – 88 Міжнародних наукових конференціях молодих вчених, аспірантів і студентів “Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті” (Київ, 2018 – 2022 рр.); VIII Міжнародній науково-практичній конференції вчених, аспірантів і студентів “Наукові здобутки у вирішенні актуальних проблем виробництва та переробки сировини, стандартизації і безпеки продовольства” (Київ, 2019); 5<sup>th</sup> International scientific and practical conference “Priority directions of science development” (Львів, 2020); 3<sup>rd</sup> International scientific and practical conference “Priority directions of science and technology development” (Київ, 2020); X Міжнародній науково-технічній конференції “Наукові проблеми харчових технологій та промислової біотехнології в контексті Євроінтеграції” (Київ, 2021).

**Публікації.** За матеріалами дисертації опубліковано 31 наукову працю: 2 статті у закордонних виданнях, одна з яких індексується наукометричними базами Scopus та Web of Science, 4 статті у фахових виданнях України, 21 тези доповідей у збірниках матеріалів конференцій, патент України на винахід та 3 патенти України на корисну модель.

**Структура та обсяг дисертації.** Дисертація складається з анотації, вступу, п'яти розділів, висновків, семи додатків. Основний зміст дисертації викладено на 139 сторінках, в роботі міститься 76 рисунків і 1 таблиця.

## РОЗДІЛ 1

# МЕТОДИ ТА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

### 1.1. Методи інтенсифікації технологічних процесів харчових виробництв

Виробництво харчової продукції являє собою сукупність різноманітних та складних технологічних процесів, які забезпечують переробку вхідної сировини з метою отримання готового продукту. Сучасні технології виробництва продуктів харчування потребують розробки та використання ефективних методів обробки сировини на основі глибокого вивчення фізичних, хімічних, гідродинамічних та інших закономірностей перебігу процесів, вибору раціональних умов їх промислової реалізації.

Підвищення продуктивності виробництва та якості харчових продуктів стає можливим за рахунок інтенсифікації технологічних процесів, що досягається впливом на систему різних зовнішніх факторів.

Методи інтенсифікації можна визначити виходячи з теоретичних уявлень про основні технологічні процеси, які використовуються при виробництві харчових продуктів. Такі уявлення можуть бути виражені відомим феноменологічним лінійним рівнянням, яке відповідає першому закону термодинаміки:

$$q = K \cdot \Delta C, \quad (1.1)$$

де  $q$  – щільність потоку енергії або маси;

$K$  – кінетичний коефіцієнт, який залежить від гідродинаміки потоків та фізико-хімічних властивостей середовища;

$\Delta C$  – рушійна сила.

Рівняння (1.1) описує всі закони перенесення маси та енергії і проявляється в кожному виді переносу.

На основі аналізу закономірностей перебігу технологічних процесів харчових виробництв зроблено висновок про основні методи інтенсифікації:

- збільшення рушійної сили процесу (збільшення різниці температур, концентрацій, тисків та ін.);
- збільшення та оновлення поверхні контакту фаз;
- збільшення величин кінетичних коефіцієнтів.

Значна кількість технологічних процесів при виробництві продуктів харчування пов'язана з процесами тепломасообміну в газо-рідинних системах. Інтенсифікувати ці процеси можливо шляхом створення значної поверхні контакту фаз та забезпечені їй швидкого оновлення. Висока якість обробки досягається при достатньому часі контакту між ними. Доволі просто зазначені шляхи інтенсифікації можна досягти гідродинамічним методом впливу, який і буде розглядатися в дисертаційні роботі.

Гідродинамічний вплив стимулює збільшення швидкості перенесення фаз на мікро- та макрорівнях по різні сторони від міжфазної поверхні контакту фаз і переводить їх в нестационарний стан. До гідродинамічного методу інтенсифікації процесів можна віднести кавітаційну обробку, дискретно-імпульсне введення енергії (ДІВЕ) в оброблюване середовище, диспергування, а також обробку рідинно-газових середовищ в струминних течіях.

Під впливом кавітації (гідродинамічної чи акустичної) відбувається кавітаційне подрібнення, турбулізація пристінкового шару, створюються нестационарні режими, виникають ударні хвилі, які спричиняють зміну фізико-хімічних властивостей середовища. Такі фізичні ефекти дозволяють успішно застосовувати кавітацію для прискорення хімічних реакцій, інтенсифікації тепломасообміну у процесах розчинення та екстрагування, інактивації мікроорганізмів і ін.

В роботах [11, 12, 16, 28, 34, 37, 39, 44, 62, 63] розроблено наукове обґрунтування фізичних ефектів, які відбуваються в проточній частині кавітаційних апаратів, представлено можливості використання та перспективні конструкції такого обладнання для проведення різноманітних технологічних процесів.

Так, у роботі [39] показано, що рідина, яка зазнала впливу кавітації, має вищі абсорбційні властивості ніж необроблена рідина. При швидкості рідини в реакційній

зоні кавітаційного апарата 0,3 м/с досягається підвищення поглинання  $\text{NO}_x$  на 15 %, а при швидкості 0,5 м/с – на 20 %.

Для інтенсифікації технологічних процесів харчових виробництв ефективним є метод дискретно-імпульсного введення енергії у оброблюване середовище [2, 17, 21, 42].

Коротко ідею принципу ДІВЕ можна сформулювати наступним чином: для отримання високого енергозбереження необхідно енергію, яка вводиться в систему, розподіляти не по всьому технологічному робочому об'ємі, а сконцентрувати в локальних точках середовища для подальшої імпульсної трансформації з метою досягнення необхідних фізичних ефектів [19].

Під впливом ДІВЕ оброблюване середовище зазнає значного впливу від: великих локальних швидкостей, динаміки росту та схлопування паро-газових бульбашок, руйнування тонких плівок рідини, значної турбулентності на міжфазній поверхні, зсувних напружень, ударних хвиль і нелінійних гідроакустичних ефектів [22, 40, 90].

О. М. Ободовичем [22] встановлено, що використання дискретно-імпульсного введення енергії в технології виробництва спирту з крохмаловмісної сировини дає можливість скоротити тривалість процесу бродіння з 72 до 40 годин та підвищити міцність браги від 9 до 10,4 об.% в порівнянні з показниками класичного способу зброджування.

І. О. Дубовкіною [23] виявлено, що водно-спиртові суміші, отримані з використанням методу ДІВЕ в умовах високочастотних гідродинамічних коливань, містять менше шкідливих домішок, мають поліпшені органолептичні показники та підвищений ступінь гідратації, ніж ті, які отримані традиційною технологією.

Досить простим методом інтенсифікації тепломасообмінних процесів в середовищі рідина-газ, який дозволяє створити значну площу контакту фаз та безперервне її оновлення, є розпилення рідини у газове середовище за допомогою форсунок. Форсунки застосовуються в різних галузях виробництв для вирішення широкого кола задач, основною вимогою для здійснення яких є монодисперсність та значна поверхня контакту.

Розрізняють такі способи розпилення: гідравлічне, механічне, пневматичне, електричне, ультразвукове, пульсаційне.

Найбільшого використання отримало гідравлічне, пневматичне та механічне розпилювання. В першому випадку для розпилення рідини використовується енергія її тиску, в другому – енергія динамічної дії високошвидкісного газового потоку на рідину, у третьому – кінетична енергія обертливих робочих елементів форсунки.

Розширення сфер застосування і різноманіття процесів, які проходять в режимі розпилення рідини та обладнання для їх здійснення висувають додаткові умови до форсунок, які повинні поєднувати в собі декілька переваг: бути простими за конструкцією, економічними, надійними.

Такі переваги мають гідравлічні форсунки струминного, відцентрового та відцентрово-струминного типу. Вибір того чи іншого типу форсунки залежить від задач, для вирішення яких вона використовується, та конструкції обладнання, в яке встановлюється.

В газо-рідинних системах, наприклад цукрової промисловості, розпилення рідин може бути застосовано при проведенні процесів сульфитації, сатурації, деамонізації. Зазначені процеси потребують виконання наступних умов:

- постійне підведення в зону взаємодії компонентів, при чому один підводиться з рідиною, а другий з газовою фазою;
- взаємодія в умовах турбулентного режиму.

Виконання зазначених умов перебігу процесів у газо-рідинних системах можливо створити в ежекторах (ежекційних апаратах), а розглянуті гідродинамічні методи інтенсифікації процесів у такому обладнанні можна досягти за рахунок використання кавітаційних пристроїв (кавітація), імпульсної подачі активного потоку (ДІВЕ), використання як робочого сопла ежектора форсунки відцентрово-струминного типу (диспергування). Враховуючи конструктивну простоту, відсутність рухомих елементів, ежекування іншого потоку без додаткових затрат енергії, ежектори є одними з перспективних видів обладнання, що суміщають у собі всі переваги гідродинамічного методу інтенсифікації процесів.

Розробка енергоефективних ежекторів з високими робочими характеристиками, зокрема з високим коефіцієнтом ежекції, на основі всебічного їх дослідження є задачею актуальною, перспективною та економічно доцільною. Межі використання ежекторів постійно розширюються, що потребує уточнення набутих знань про їх роботу із урахуванням нових задач, які вони можуть вирішити.

## **1.2. Ежектори: огляд конструкцій, методик розрахунку та впливу складових елементів на їх робочі характеристики**

### **1.2.1. Класифікація ежекторів, основні робочі та геометричні характеристики**

Ежектор – це струминний апарат в якому відбувається процес ежекції (всмоктування), який полягає в передачі кінетичної енергії одного потоку іншому шляхом безпосереднього контакту (змішування). Потік, який має велику швидкість називається активним (робочим), а меншу – пасивним (ежектованим).

Широке використання ежекторів у різних галузях виробництва, їх функціональне призначення та специфіка умов роботи сприяли виникненню різноманітних назв даного обладнання. Ежектори використовують як струминні насоси, змішувачі, масообмінні апарати, вакуумні установки та ін. В літературі поряд з терміном “ежектор” використовуються терміни “гідроструминний насос”, “гідроелеватор”, “компресор” і тому подібне [35, 49, 53, 105, 123]. Тобто під цими термінами часто розуміють переміщення однієї фази за рахунок руху іншої.

Ежекційні апарати виконують одночасно дві функції: ежектують пасивний потік та інтенсифікують перебіг тепломасообмінних процесів між робочим та ежектованим потоками. У даній дисертаційній роботі будуть розглядатися ежектори саме для тепломасообмінних процесів.

В залежності від агрегатного стану потоків ежектори поділяють на [53]:

- ежектори в яких агрегатний стан робочого і ежектованого потоків однаковий;

- ежектори в яких робочий і ежектований потоки знаходяться у різних агрегатних станах, що не змінюються в процесі їх змішування;
- ежектори зі змінним агрегатним станом потоків.

Зазначимо, що в дисертаційній роботі розглядаються двофазні ежектори, які працюють в системі рідина-газ. Рідинно-газові ежекційні апарати використовуються в тепломасообмінних процесах харчової промисловості, зокрема, при сульфитації та сатурації технологічних рідин цукрового виробництва.

На рис. 1.1 представлена принципова конструкція ежектора. Основними елементами ежектора є робоче сопло (форсунка), приймальна камера з патрубком для підведення пасивного середовища, камера змішування (КЗ) та дифузор.

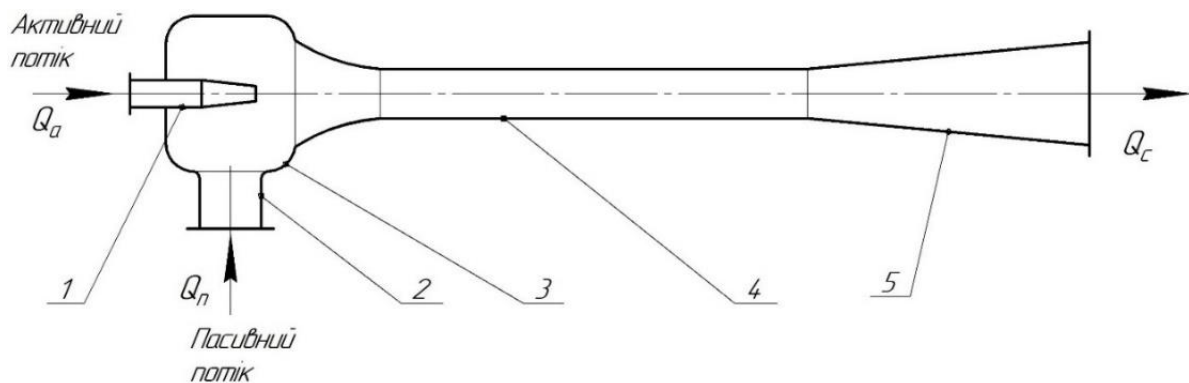


Рис. 1.1. Принципова конструкція ежектора

- 1 – робоче сопло; 2 – патрубок для підведення пасивного середовища;  
3 – приймальна камера; 4 – камера змішування; 5 – дифузор

Принцип дії ежектора наступний. Активний потік подається в робоче сопло 1, з якого він з великою швидкістю рухається в камеру змішування 4. За рахунок тертя зовнішньої поверхні активного потоку з пасивним, деяка частина останнього рухається в камеру змішування 4, внаслідок чого у приймальній камері 3 створюється розрідження. Пасивний потік в приймальну камеру підводиться патрубком 2. У камері змішування відбувається обмін енергією та імпульсами між потоками, вирівнювання їх швидкостей по довжині, що супроводжується підвищенням тиску. При роботі ежектора у приймальній та змішувальній камерах виникають зворотно-циркуляційні потоки, кавітаційні ефекти, ударні хвилі і інші

складні фізичні явища [53, 107, 117], які призводять до зниження коефіцієнта корисної дії та коефіцієнта ежекції такого обладнання. З камери змішування двофазний потік потрапляє в дифузор 5, у якому за рахунок плавного зменшення швидкості відбувається подальше підвищення тиску.

На практиці відоме використання ежекторів, як з дифузорами, так і без [53]. У ежекторах з дифузором досягається вищий тиск суміші на виході, що дозволяє ефективно використовувати їх в системах вакуумування, гідро- та пневмотранспорту і інших процесах, де необхідно досягти високого тиску суміші. Бездифузорні ежектори не забезпечують високих значень тиску, проте вони дозволяють досягти вищих коефіцієнтів ежекції по відношенню до ежекторів з дифузором, що дозволяє їх використовувати в різноманітних тепломасообмінних процесах, і саме такі ежекційні апарати будуть розглядатися в дисертаційній роботі.

Що стосується розміщення ежекторів, то їх встановлюють, як вертикально, так і горизонтально. Згідно праці [46] вертикальне положення ежектора є переважним, оскільки при цьому досягаються в 1,5 – 2 рази вищі коефіцієнти ежекції.

Незалежно від конструкції, ежектори можуть працювати в дозвукових, звукових та надзвукових режимах. При цьому, їх основними робочими характеристиками є:

- відносний напір:

$$h = \frac{\Delta P_c}{\Delta P_a} = \frac{P_c - P_n}{P_a - P_c}, \quad (1.2)$$

де  $P_c$  – тиск суміші на виході з ежектора, Па;

$P_n$  – тиск пасивного потоку в приймальній камері (розрідження), Па;

$P_a$  – тиск активного потоку в робочому соплі, Па.

- коефіцієнт ежекції:

$$K_{еж} = \frac{Q_n}{Q_a}, \quad (1.3)$$

де  $Q_n$  – витрата пасивного потоку, м<sup>3</sup>/с;

$Q_a$  – витрата активного потоку, м<sup>3</sup>/с.

- коефіцієнт корисної дії:

$$\eta = h \cdot K_{ежс}. \quad (1.4)$$

Основним геометричним параметром ежектора є відношення площі камери змішування до площі сопла:

$$m = \frac{F_{кз}}{f_c}, \quad (1.5)$$

де  $F_{кз}$  – площа поперечного перерізу камери змішування, м<sup>2</sup>;

$f_c$  – площа поперечного перерізу сопла, м<sup>2</sup>.

### 1.2.2. Нестационарний режим роботи ежекторів

Робота ежекторів може відбуватись в стаціонарному та нестационарному режимі.

Стаціонарний режим характеризується незмінністю у часі всіх робочих характеристик обладнання. Ежектори, які працюють в такому режимі є найпоширенішими. Дослідженню та розробці методик їх розрахунку приділено значну увагу, про що свідчить велика кількість публікацій.

Нестационарні режими роботи є перехідними і періодичними. Перехідні режими виникають при виході ежектора на стаціонарний режим і характеризуються короткотривалим колюванням його робочих характеристик, зокрема, коефіцієнта ежекції.

Нестационарні періодичні режими в ежекторах формуються при циклічній зміні витрати активного потоку, або в результаті виникнення нестійких гідромеханічних процесів у камері змішування, і характеризуються постійним колюваннями робочих характеристик даного обладнання. Такі циклічні зміни створює, зокрема, імпульсна (пульсуюча) подача активного потоку, викликаючи чергування інтервалів протягом яких спочатку збільшується, а потім зменшується його витрата.

На жаль, експериментальному дослідженню та теоретичному опису роботи ежекторів, які працюють за нестационарних режимів, значної уваги не приділено.

Проте висновки, навіть з невеликої кількості наукових праць [24, 64, 92], доводять про значне підвищення  $K_{еж}$  та ККД таких ежекторів по відношенню до тих, які працюють в стаціонарному режимі.

Розглянемо вплив імпульсної течії (дискретно імпульсного введення енергії) активного потоку на гідродинамічні та робочі характеристики ежекторів.

Для характеристики гідродинамічних явищ, що виникають в ежекторах при нестационарних режимах роботи, користуються критерієм Струхалія [24]:

$$Sh = \frac{l}{v \cdot t} = \frac{l \cdot \gamma}{v}, \quad (1.6)$$

де  $l$  – характерний лінійний розмір, м;

$v$  – характерна швидкість потоку, м/с;

$t$  – характерний для нестационарного руху проміжок часу, с;

$\gamma$  – характерна частота процесу (частота пульсацій),  $\text{с}^{-1}$ .

А. А. Дурасовим виявлено [24], що в імпульсних струминних насосах при наступних параметрах  $Sh = 0,008 - 0,012$ ,  $F = 0,56 - 0,6$ ,  $R = 0,1 - 0,07$ ,  $J = 17 - 23$  ( $Sh$  – число Струхалія;  $F$  – відносна площа сопла;  $R$  – параметр розривності струменя,  $J$  – відношення інерційних довжин сопла та проточної частини ежектора), досягається значне збільшення ККД в порівнянні з струминними насосами, які мають стаціонарний струмінь рідини. Вихід за діапазони оптимальних значень параметрів  $Sh$ ,  $F$ ,  $R$ ,  $J$  може призвести, або до різкого зниження коефіцієнта ежекції, або до нестійкої роботи обладнання.

В праці [64] показано можливість збільшення  $K_{еж}$  в три рази за рахунок створення пульсацій активного потоку газодинамічним резонатором. Збільшення коефіцієнта ежекції імпульсного ежектора пояснюється тим, що крім зсувних зусиль, які виникають при русі активного потоку, виникають додаткові сили тиску від його руху, котрі приводять до хвильового приєднання додаткової маси пасивного потоку.

Підвищення ККД ежектора та інтенсивності змішування потоків можна досягти за рахунок нестационарності процесу, що досягається пульсаційною подачею активного потоку [92]. На жаль, автори не змогли пояснити як саме впливають пульсації на процеси та гідродинаміку потоку в даному обладнанні.

Наведені результати показують перспективність такого методу підвищення робочих характеристик ежекторів, однак досліджень роботи імпульсних ежекторів недостатньо для узагальнення результатів. В зв'язку з цим необхідно провести дослідження роботи імпульсного ежектора, виявити раціональні режими його роботи, при яких досягається найвищий коефіцієнт ежекції.

### 1.2.3. Розвиток теорії ежекторів і методик їх розрахунку

Значний внесок в розвиток теорій ежекторів внесли такі науковці як G. Zeuner, M. Rankin, W. Flugel, J. Elrod, J. Porter і R. Squyers, S. Balamurugan, J. Zhu, J. Zhang, К. Баулін, Л. Берман, Є. Соколов і Н. Зінгер, Г. Абрамович, В. Цегельський та ін.

Загалом, методики розрахунку ежекторів розділяють на чотири основні групи [53, 130, 139]:

- методики на основі рівнянь балансу енергії і маси;
- методики на основі рівняння кількості руху (імпульсу);
- методики на основі емпіричних залежностей;
- методики на основі теоретичних залежностей, які отримані в результаті розв'язку рівнянь нерозривності, кількості руху, енергії та стану.

Рівняння балансу при розрахунку ежекторів мають наступний вигляд:

- рівняння збереження енергії:

$$E_a + K_{еж} E_n = (1 + K_{еж}) E_c, \quad (1.7)$$

де  $E_a, E_n, E_c$  – ентальпія активного і пасивного потоків та суміші відповідно, Дж;

- рівняння збереження маси:

$$m_c = m_a + m_n, \quad (1.8)$$

де  $m_c, m_a, m_n$  – масова витрата суміші, активного та пасивного потоків відповідно, кг/с;

- рівняння збереження імпульсу:

$$I_{1a} + I_{1n} = \int_{f_3}^{f_1} p df + I_{3c}, \quad (1.9)$$

де  $I_{1a}, I_{1n}$  – імпульси активного і пасивного потоків на вході в КЗ, кг·м/с;

$I_{3c}$  – імпульс змішаного потоку у вихідному перерізі КЗ, кг·м/с;

$\int_{f_3}^{f_1} p df$  – інтеграл імпульсу по боковій поверхні камери змішування між вхідним

та вихідним перерізами КЗ, кг·м/с.

Імпульс потоку в довільному перерізі камери змішування:

$$I = Q_c V_c + P_c F_{K3} \quad (1.10)$$

де  $Q_c$  – об'ємна витрата суміші у відповідному перерізі камери змішування, м<sup>3</sup>/с;

$V_c$  – швидкість суміші в даному перерізі, м/с;

$P_c$  – тиск суміші в даному перерізі, Па.

На жаль, методики, які розроблені на основі цих рівнянь, не дозволяють здійснити детальний аналіз гідродинаміки потоків, процесів і явищ, що виникають в ежекторах. Однак, не зважаючи на це, саме такий підхід і донині має широке використання.

У перших теоріях ежекторів розглядаються випадки, коли середовища є не пружними. Методики, зокрема ті, що побудовані на основі напівемпіричної теорії турбулентних струменів Г. Н. Абрамовича, призводять до значних похибок у випадку збільшення перепаду тиску в ежекторі за рахунок такого допущення.

До найбільш простих випадків також відноситься змішування струменів в циліндричному каналі, де реакцією самої стінки на потік можна знехтувати. Ще однією умовою, що приймається для потоків з дозвуковими швидкостями, є рівність їх статичних тисків на вході в камеру змішування.

Для теоретичного знаходження коефіцієнта ежекції ежектора з диспергованим струменем рідини пропонується застосовувати теорію приєднаної маси, згідно якої зміна кінетичної енергії системи відбувається за рахунок приєднання іншої фази [51]. Математичний вираз моделі:

$$dE_0 = nR_0 dx = nR_0 v_i d\tau, \quad (1.11)$$

де  $E_0$  – енергія, що втрачається, Дж;

$n$  – кількість падаючих частинок, шт/с;

$R_0$  – сила аеродинамічного опору;

$dx$  – координата шляху, що проходить частинка;

$v_i$  – швидкість  $i$ -тої частинки, м/с;

$\tau$  – час польоту частинки, с.

В. И. Тимошенко в своїй праці [60] зазначає, що при використанні рівнянь матеріального балансу для розрахунку ежектора неможливо визначити довжину камери змішування без використання додаткових коефіцієнтів, які враховують структуру турбулентного потоку. Тому, для розрахунку ежектора він пропонує додатково використовувати диференційну модель турбулентності Секундова, Лаудера-Сполдинга чи Ментера, що дозволить визначити структуру потоку і здійснити повноцінний розрахунок даного обладнання.

В роботі [105] запропоновано матмодель розрахунку режимів роботи струминного насоса, що базується на теоретичних залежностях одержаних у результаті спільного розв'язання рівнянь нерозривності, кількості руху, енергії та стану із залученням деяких допущень. Такими допущеннями є: незначна нерівномірність розподілення швидкості рідини та газу у контрольних перерізах, сталий тиск в приймальній камері.

Відомо також методики розрахунку ежекторів, які ґрунтуються на принципах термодинаміки [66, 114, 125].

Так, Y. Zhu в своїй роботі [125] зазначає, що відомі методики розрахунку ежекторів є доволі складними, їх можна використовувати для розрахунку ежектора заданих геометричних розмірів та для конкретних умов роботи. Ним розроблена гібридна модель, яка основана на принципах термодинаміки та балансу енергії. Недоліком даної моделі є необхідність введення емпіричних коефіцієнтів, що призводить до труднощів при розрахунку.

В роботі [29] представлено рівняння “енергетичних характеристик” за допомогою якого можна здійснити розрахунок струминного насоса. Воно побудовано на основі балансових рівнянь (рівняння збереження імпульсу, енергії та маси) і має наступний вигляд:

$$\bar{\Delta p} = \frac{\frac{2}{m} \left( \frac{u^2}{m-1} \beta_0 + \bar{r}_{01} \beta_1 \right) - \frac{(1+u)^2}{m^2} \bar{r}_{02} \Sigma - \frac{u^2}{(m-1)^2} (\alpha_0 + \zeta_{ex})}{(\alpha_1 + \zeta_c) \bar{r}_{01} - \frac{u^2}{(m-1)^2} (\alpha_0 + \zeta_{ex})}, \quad (1.12)$$

де  $u$  – масовий коефіцієнт ежекції;

$\zeta_c, \zeta_{ex}$  – коефіцієнти гідравлічних втрат в соплі та приймальній камері відповідно;

$\alpha_1, \beta_1$  – коефіцієнти нерівномірності розподілення швидкості активного потоку у вихідному перерізі робочого сопла;

$\alpha_0, \beta_0$  – коефіцієнти нерівномірності розподілення швидкості пасивного потоку в приймальній камері;

$\bar{r}_{01}, \bar{r}_{02}, \Sigma$  – гідродинамічні коефіцієнти, які враховують вплив нерівномірності розподілення швидкості на відносне підвищення тиску при виході з камери змішування, гідравлічні втрати в КЗ та дифузори.

На основі матмоделі, представленої у роботі [54], можна визначити ККД водоповітряного струминного насоса за наступною формулою:

$$\eta = \frac{K_{ej} \cdot \ln \varepsilon_{cm,z}}{k_t (\varepsilon_{1,2} - \varepsilon_{cm,z})}, \quad (1.13)$$

де  $\varepsilon_{cm,z}$  – ступінь стиснення потоку;

$k_t$  – поправочний коефіцієнт різниці температур між повітрям та водою;

$\varepsilon_{1,2}$  – ступінь падіння тиску в соплі форсунки.

Необхідно відмітити, що більшість методик розрахунку орієнтовані на ежектори з компактним струменем рідини, тобто ежектори, у яких робочим соплом є струминна форсунка. Такі ежектори широко використовуються як струминні насоси, є одним з основних елементів реактивних двигунів.

Що стосується ежекторів з диспергованим струменем рідини, який забезпечують, зокрема, форсунки відцентрово-струминного типу, то вони знаходять все більшого використання для процесів тепломасообміну, для яких основну роль мають значна поверхня контакту фаз та її швидке оновлення. На жаль, методик

розрахунку таких ежекційних апаратів набагато менше, що викликано складністю повноцінного урахування усіх процесів і явищ, які виникають в їх КЗ.

Отже, відомі математичні моделі розрахунку ежекторів хоч і дозволяють визначити основні розміри такого обладнання, однак, при цьому вони потребують введення додаткових емпіричних коефіцієнтів, що знижує цінність приведених методик. Ці коефіцієнти, в більшості випадків, знайдені для ежекторів конкретних конструкцій та заданих режимів роботи. Розрахунок за такими методиками ежекторів іншої конструкції і для інших режимів роботи призводить до значних похибок.

Сфери використання ежекторів постійно розширюються, що приводить до створення інноваційних ежекторів. Для розрахунку або прогнозування робочих характеристики такого обладнання необхідно мати надійний і простий математичний апарат.

#### **1.2.4. Комп'ютерне моделювання роботи ежекторів**

Відносно новим методом досліджень роботи ежекторів є комп'ютерне моделювання гідродинаміки потоків чисельними методами, так зване Computational fluid dynamics (CFD). Воно виконується в програмних середовищах SolidWorks Flow Simulation, Flow Vision, Ansys Fluent, Ansys CFX, Autodesk CFD та ін.

Основною перевагою комп'ютерного моделювання над фізичними експериментами та відомими аналітичними методиками розрахунку є те, що воно шляхом внесення змін в розрахункову область (модель) предмета досліджень дозволяє досить просто підібрати раціональні розміри обладнання при якому досягаються задані показники його роботи. Крім того, комп'ютерне моделювання дозволяє отримати якісну картину течії потоків в обладнанні, яку отримати фізичними експериментами доволі складно. Основними умовами для отримання достовірних результатів CFD-моделювання є якісна розрахункова сітка, правильне і повноцінне налаштування чисельної моделі та параметрів розрахунку.

Для моделювання руху рідин чисельно розв'язують рівняння Ейлера або Нав'є-Стокса.

Рівняння Ейлера описує рух ідеальної рідини (стисливої або нестисливої) і має вигляд:

$$\frac{d\vec{u}}{dt} + (\vec{u} \cdot \nabla)\vec{u} = -\frac{1}{\rho}\nabla p + \vec{F}, \quad (1.14)$$

де  $\vec{u} = \vec{u}(\vec{r}, t)$  – вектор швидкості рідини;

$\vec{r}$  – радіус-вектор точки простору;

$t$  – час, с;

$\nabla$  – оператор Гамільтона;

$p = p(\vec{r}, t)$  – тиск, Па;

$\vec{F}$  – рівнодіюча масових сил.

Рівняння Нав'є-Стокса – нелінійне диференціальне рівняння в частинних похідних, що описує рух в'язкої рідини:

$$\frac{d\vec{u}}{dt} + (\vec{u} \cdot \nabla)\vec{u} = -\frac{1}{\rho}\nabla p + \mu\Delta\vec{u} + \vec{F}, \quad (1.15)$$

де  $\mu$  – коефіцієнт кінематичної в'язкості, Па·с;

$\Delta$  – оператор Лапласа.

В залежності від особливостей розв'язуваної задачі її можна доповнити рівняннями моделі турбулентності, перенесення речовини, хімічних реакцій, масообміну та ін.

Необхідно відмітити, що комп'ютерне моделювання може врахувати різні процеси та явища, які виникають в КЗ ежекторів (ударні хвилі, кавітацію, зміну фаз, зворотно-циркуляційні потоки та ін.). Однак, воно є доволі складним і вимагає потужних обчислювальних машин, набагато більше часу та обчислень ніж аналітичні моделі (при моделюванні визначаються параметри потоків в кожній розрахунковій комірці, тривалість розрахунку залежить від кількості комірок в розрахунковій області та технічних характеристик обчислювальної машини). Крім

того, при чисельному моделюванню необхідно вірно вибрати відповідні фізичні моделі, особливо моделі, які враховують взаємодію потоків та турбулентність.

Залежно від підходу до комп'ютерного моделювання руху потоків, моделі багатофазних течій поділяються на два основні класи: Лагранжові та Ейлереві. В основі Лагранжевого підходу лежить розгляд руху окремих частинок (або груп частинок) вторинної дисперсної фази. В основі Ейлеревого підходу лежить розгляд змін параметрів потоку (швидкості, тиску, температури, об'ємної частки фази і ін.) в точках простору. В рамках Ейлеревого підходу всі фази розглядаються як суцільні, незалежно від їх реальної морфології. Існують також гібридні моделі у яких чергуються Лагранжевий і Ейлеревий підходи [70, 91, 136].

В більшості прикладних програм наявні наступні моделі турбулентності: стандартна  $k-\varepsilon$ ,  $k-\varepsilon$  Realizable,  $k-\varepsilon$  RNG, стандартна  $k-\omega$ ,  $k-\omega$  SST, Reynolds Stress Models, Boussinesq, Large Eddy Simulation. Рекомендації щодо вибору моделі турбулентності можна знайти в роботах [70, 91, 136], втім єдиного твердження для яких конкретних випадків використовувати ту чи іншу модель турбулентності в літературі нема.

Не менш важливою є якість розрахункової сітки, яка в свою чергу впливає на тривалість розрахунку. Чим вона щільніша, тим точніший результат моделювання, і, відповідно, тривалість розрахунку збільшується.

Розглянемо деякі результати досліджень роботи ежекторів чисельними методами.

М. В. Акимов [3] здійснив порівняння результатів моделювання роботи ежектора в модулі Fluent програмного пакету ANSYS з результатами натурних експериментів. Виявлено, що при довжині камери змішування  $7 - 8D_{кз}$  похибка результатів моделювання не перевищує 11 %, а при меншій довжині КЗ похибка в розрахунку досягає 35 %.

В роботі [137] представлені результати експериментальних досліджень та комп'ютерного моделювання різних ежекторів. Встановлено, що результати моделювання, а саме значення тиску по довжині КЗ, не відповідають експериментальним даним. На жаль, причину розбіжності результатів не пояснено.

Натомість, у працях [79, 108, 127, 128] результати чисельного моделювання роботи ежекторів з незначною похибкою відповідають експериментальним даним, що дозволяє здійснити якісну та кількісну оцінку параметрів потоків.

Причиною невідповідності результатів комп'ютерного моделювання експерименту може бути неправильний вибір розрахункової моделі.

Так, в роботі [85] зазначається, що модель ідеального газу прогнозує на 20 – 40 % нижчий коефіцієнт ежекції ніж модель реального газу.

В праці [93] показано, що при моделюванні парового ежектора з використанням моделі вологого пару,  $K_{еж}$  на 10 % є вищим в порівнянні з моделлю ідеального газу.

В роботах [77, 78] було проведено дослідження ежектора, розрахункова область якого була розбита на сітку з 25820 комірок. Авторами стверджується, що такої кількості комірок достатньо для прогнозування робочих характеристик ежектора, зокрема коефіцієнта ежекції. Натомість, автори праці [104] виявили, що при розрахунковій сітці з 53980 комірок похибка в результатах комп'ютерного моделювання становить 4,45 % по відношенню до моделі з 107580 комірок. Дані дослідження були здійснені на 2-D моделі ежектора.

Необхідно зазначити, що більшість приведених вище досліджень ежекторів чисельними методами були здійснені саме на 2-D моделі розрахункової області. Цілком можливо, що це є однією з причин невідповідності результатів комп'ютерного моделювання результатам експерименту.

Було проведено моделювання роботи ежекторів з використанням шести моделей турбулентності [80]. Встановлено, що  $k-\varepsilon$  RNG та  $k-\omega$  SST моделі краще описують структуру потоку в проточній частині ежектора, причому  $k-\omega$  SST модель якісно описує процес змішування двох потоків. До такого ж висновку дійшли і інші дослідники в своїх працях [112, 140].

Проте, в роботах [89, 121, 126] здійснено моделювання гідродинаміки потоків у ежекторах з використанням  $k-\varepsilon$  Realizable моделі турбулентності та показано, що дана модель також досить точно описує структуру потоків.

У праці [108] наведено результати моделювання роботи ежекторів на  $k-\omega$  SST та стандартних  $k-\omega$  і  $k-\varepsilon$  моделях турбулентності. Встановлено, що найбільш

достовірні результати досягаються при моделювання роботи ежектора на стандартній  $k$ - $\varepsilon$  моделі.

Безумовно, комп'ютерне моделювання є ефективним методом досліджень, який дозволяє отримати якісні та кількісні характеристики потоків. Провівши серію таких досліджень з різною геометрією ежектора можна визначити раціональне конструктивне виконання даного обладнання, яке забезпечить необхідні експлуатаційні характеристики. Насьогодні чисельне моделювання є пріоритетним напрямком досліджень, оскільки дозволяє відмовитися від проведення високовартісних натурних експериментів.

Однак, невизначеність до підходів та неоднозначність результатів чисельного моделювання, яку видно з наведеного аналізу літературних джерел, може свідчити про недостатнє знання дослідниками самої програми і тонкощів при роботі з нею, недостатню якість розрахункової сітки, похибки при створенні чисельної моделі і налаштуванні параметрів розрахунку. Зокрема, похибки в створенні чисельної моделі можуть бути пов'язані з невірним вибором розрахункових моделей. В зв'язку з цим, результати комп'ютерного моделювання необхідно перевіряти на адекватність – співставляти з результатами експериментальних досліджень.

### **1.2.5. Вплив конструктивних елементів ежектора на його робочі характеристики**

Простота конструкції, надійність в роботі та відносно низька вартість виготовлення – основні чинники, що сприяють широкому використанню ежекторів в якості основного чи допоміжного технологічного обладнання. Поряд з цим, основним недоліком ежекторів є низький коефіцієнт корисної дії, який не перевищує 40 %. При всій конструктивній простоті ежектора, донині так і не знайдено шляхів істотного підвищення ККД. З цього випливає, що роль кожного елемента, їх взаємне розташування та розміри мають важливе значення в досягненні необхідних робочих характеристик даного обладнання, зокрема, коефіцієнта

ежекції. Тому проаналізуємо вплив конструктивного виконання кожного складового елемента ежектора на його робочі характеристики.

***Вплив конструктивного виконання робочого сопла на роботу ежекторів.***

У більшості ежекторів як робоче сопло використовуються струминні форсунки. Вони дозволяють досягти високий швидкісний напір на виході з ежектора, що є важливим при проектуванні струминних насосів, компресорів, реактивних двигунів [32, 53].

Для підвищення коефіцієнта ежекції в роботі [13] запропоновано виконати робоче сопло з внутрішньою нарізною спіральною ділянкою. При проходженні рідини по цій ділянці вона набуває обертового руху, що приводить до збільшення її кінетичної енергії, а отже, і збільшується ежекційна здатність ежектора.

В роботі [87] показано, що у рідинно-газовому ежекторі з робочим соплом, яке має вихровий пристрій, досягається на 25 % вищий коефіцієнт масопередачі, ніж в ежекторі з форсункою без такого пристрою. Тут же встановлено, що фізичні властивості рідини значно впливають на робочі характеристики такого обладнання.

В контексті цього необхідно зазначити, що вплив фізичних властивостей рідин на процес їх розпилення форсунками відомий і добре описаний [30, 91]. Однак, даних щодо їх впливу на роботу ежекторів недостатньо для узагальнення результатів.

В роботі [97] показано, що при одному і тому ж діаметрі камери змішування для отримання високих значень коефіцієнта стиснення потоку необхідно використовувати струминну форсунку з соплами більшого діаметру (9,5 мм), а у випадках, коли поставлена мета досягти високих значень коефіцієнта ежекції – меншого діаметру (3,45 мм). Експериментальними дослідженнями встановлено, що найвищий ККД водо-повітряного ежектора досягається при використанні форсунки з гострою кромкою на внутрішній поверхні сопла.

При застосуванні ежекторів для проведення тепломасообмінних процесів використовувати в якості їх робочого сопла струминні форсунки недоцільно. Це пояснюється тим, що такі форсунки не забезпечують достатню площу контакту фаз, адже взаємодія рідини з газом відбувається по межі зовнішньої поверхні факела розпилення, а диспергування потоку відбувається на значній відстані від зрізу сопла.

Тому, для підвищення ефективності перебігу тепломасообмінних процесів у ежекційних апаратах рекомендується замість струминних форсунок використовувати відцентрово-струминні [10, 15, 56, 61], які забезпечують створення диспергованого струменя рідини.

В роботі [65] показано, що коефіцієнт ежекції ежектора з основним геометричним параметром  $m = 6,25$  і робочим соплом у вигляді відцентрово-струминної форсунки становить 1,26, а в ежекторі ідентичних розмірів, але зі струминною форсункою  $K_{еж} = 0,68$ .

На жаль, досліджень роботи ежекторів з робочими соплами, які забезпечують створення диспергованого струменя рідини недостатньо. Це не дозволяє обґрунтовано підійти до проектування ежекторів з таким станом активного потоку.

Поряд з експериментальними дослідженнями визначення впливу конструктивного виконання робочого сопла на роботу ежекторів здійснюється за допомогою комп'ютерного моделювання [73, 82, 96, 120, 124, 134, 138].

Так, у роботі [138] проведено аналіз впливу форми отвору сопла (конічного, еліптичного, квадратного, прямокутного та хрестоподібного) на коефіцієнт ежекції. При порівнянні роботи ежекторів з прямокутним та еліптичним соплами з роботою ежектора з конічним соплом, який взятий за базовий, виявлено, що коефіцієнт ежекції менший на 7,1 – 7,9 %. При дослідженні ежектора з квадратним та хрестоподібним соплом коефіцієнт ежекції збільшується на 2,0 – 9,1 % по відношенню до базового, що пояснюється збільшенням вихорів в результаті кращого перемішування та захвату фаз.

CFD-методом проведено дослідження впливу форми сопла (циліндричне, 6-ти шевронне та 10-ти шевронне) на величину  $K_{еж}$  [73]. Виявлено, що 10-ти шевронне сопло дозволяє створити сильно-турбулізований потік на виході з нього і як результат підвищення на 21,8 % коефіцієнта ежекції в порівнянні з циліндричним соплом.

Проведений огляд літературних джерел показує, що  $K_{еж}$  в значній мірі залежить від типу робочого сопла, яке використовується у ежекторі. Для інтенсифікації обмінних процесів у ежекторах найбільш доцільно використовувати робоче сопло на виході з якого створюється диспергований струмінь рідини.

***Вплив конструктивного виконання приймальної камери на роботу ежекторів.***

В основному підведення пасивного потоку у приймальну камеру здійснюється через один підвідний патрубок, який розташований під прямим кутом відносно осі ежектора. Це пояснюється простотою виготовлення такої камери при забезпеченні відносно низького гідравлічного опору входу пасивного потоку в КЗ.

У праці [26] представлені результати дослідження роботи ежекторів при тангенційному підведенню пасивного потоку в приймальну камеру та різною формою підвідних патрубків. Встановлено, що при однакових витратах активного потоку швидкість ежектованого потоку в підвідних патрубках є різною.

У роботі [49] наведені результати досліджень гідроелеваторів з різним підведенням пасивного потоку в приймальну камеру: прямоточним та тангенційним. Встановлено, що при тангенційному підведенні газу можна досягти на 35 % вищий  $K_{еж}$  ніж при прямоточному.

Для зменшення гідравлічних втрат в ежекторі у роботі [1] пропонується підведення ежектованого потоку в приймальну камеру виконати через патрубок, який розташований під кутом  $45^\circ$  в напрямку руху активного потоку. Коефіцієнт гідравлічного опору руху пасивного потоку з таким підведенням та при підводі газу в приймальну камеру під прямим кутом становить 0,49 та 1,18 відповідно.

Аналіз наведених робіт показує, що конструкція приймальної камери має значний вплив на робочі характеристики ежекторів, що пояснюється гідравлічними втратами при вході пасивного потоку в приймальну камеру та безпосередньо у ній.

***Вплив конструктивного виконання камери змішування на робочі характеристики ежекторів.***

Довжина камери змішування  $L_{кз}$  є одним з визначальних конструктивних параметрів, що впливає на ефективність роботи ежекторів [35, 36, 53]. Вона повинна вибиратися таким чином, щоб у ній завершилося змішування потоків. При вірно підібраній довжині  $L_{кз}$  на виході з камери змішування досягається рівномірний профіль концентрацій, температур та швидкостей.

З метою зниження втрат енергії в камері змішування, її довжина повинна мати оптимальне значення  $L_{кз.опт}$  і забезпечувати, зокрема, рівномірне поле швидкостей. Якщо  $L_{кз} < L_{кз.опт}$ , то на виході з камери змішування двофазний потік буде неоднорідним, матиме нерівномірний профіль швидкостей. Якщо  $L_{кз} > L_{кз.опт}$ , то у ній зростуть гідравлічні втрати.

Однак, у випадку застосування ежектора як масообмінного апарата необхідно враховувати час абсорбції та наступної хімічної реакції між компонентами, оскільки при цьому може знадобитися подовжена камера змішування.

З огляду на складність фізичних процесів, які протікають в КЗ, до теперішнього часу відсутні надійні методики для визначення її оптимальної довжини.

В роботі [36] зазначається, що на довжину камери змішування впливають:

- відношення швидкостей, температур і густини активного та пасивного потоків;
- ступінь стиснення пасивного потоку;
- положення сопла відносно камери змішування.

Згідно експериментальних даних [67] довжина КЗ повинна бути 8 – 10 її діаметрів.

Однак, результати комп'ютерного моделювання [117] дозволили встановити раціональні значення довжини камери змішування в діапазоні  $L_{кз}/D_{кз} = 15 - 21$ . В цих межах, внаслідок інтенсивного змішування потоків, досягається максимальний  $K_{еж}$  та вирівняний профіль швидкості потоку на виході з ежектора.

На основі результатів чисельного моделювання [109] встановлено, що для ежекторів газ-рідина раціональне відношення довжини камери змішування до її діаметра знаходиться в діапазоні 1 – 2.

В роботах [35, 53] наводиться інформація про необхідність використання подовжених камер змішування ( $30 - 50 D_{кз}$ ), оскільки при цьому збільшується  $K_{еж}$  та досягається однорідна рідинно-газова суміш на виході з ежектора.

Американським патентом [110] рекомендується довжину камери змішування вибирати в діапазоні 2 – 14 м при тисках подачі рідини у робоче сопло 0,6 – 24,0 МПа. При довжині камери змішування до 2 м автором спостерігалось не повне

змішування потоків, а при довжині понад 14 м – в ній підвищуються гідравлічні витрати. На жаль, автором не наведено значення основного геометричного параметра  $m$ , що не дозволяє проаналізувати конструкцію ежектора, і ставить під сумнів запропоноване технічне рішення, оскільки при значній довжині КЗ можливе розшарування потоку і зниження ККД даного обладнання.

На довжину КЗ, з точки зору максимального використання енергії активного потоку та завершення процесу змішування взаємодіючих середовищ, значно впливає відстань від вихідного перерізу сопла до її початку  $L_c$  [53, 74, 95, 113, 122].

Оптимальне значення  $L_c$  вважається таким, при якому струмінь активного потоку чітко вписується у вхідний переріз камери змішування. У такому випадку втрати енергії пасивного потоку на вході в камеру змішування будуть мінімальними, а його витрата – максимальною.

Якщо струмінь рідини торкається стінки КЗ на деякій відстані від її початку, то для завершення процесу змішування знадобиться камера змішування, довжина якої є більшою за її оптимальне значення. При значній відстані  $L_c$ , струмінь активного потоку буде частково ударятися об приймальну камеру, що призведе до зниження ефективності роботи ежектора.

Шляхом проведення CFD-моделювання був досліджений ежектор, що мав рухоме сопло [119]. Встановлено, що оптимальне положення робочого сопла до початку камери змішування при тиску рідини в ньому 0,45 – 0,6 МПа і тиску суміші на виході з КЗ 0,0435 МПа знаходиться у діапазоні 12 – 24 мм. При збільшенні витрати рідини через сопло оптимум розміщення сопла від початку КЗ зміщується в сторону збільшення.

На роботу ежекторів надзвичайно значний вплив має величина основного геометричного параметра  $m$  (відношення площі камери змішування до площі сопла).

На основі результатів CFD-моделювання встановлено [106], що найвищий  $K_{еж}$  для ежектора з компактним струменем рідини досягається при  $m = 4$ .

В роботі [102] показано, що оптимальне значення основного геометричного параметра, при якому досягається найвищий коефіцієнт ежекції, становить  $m = 10$ .

Іншими дослідниками виявлено [33], що максимальний ККД струминного насоса ( $\eta \approx 0,36$ ) досягається в діапазоні  $m = 3,8 - 4,5$ .

Чисельними методами [132] проведено дослідження роботи ежекторів в діапазоні зміни основного геометричного параметра  $m = 12,25 - 30,25$ . Виявлено, що при  $m = 20,25$  ефективність змішування активного потоку з пасивним підвищується в 2 рази, а  $K_{еж}$  досягає максимального значення 0,8.

В патенті США [111] рекомендується виготовляти ежектор у якого основний геометричний параметр приймається з діапазону  $m = 201 - 800$ . У роботі [35] наводиться інформація про те, що для ежекторів з диспергованим струменем рідини відношення діаметра камери змішування до діаметра сопла досягає 10000. Дані з цих літературних джерел викликають сумніви, оскільки при такому співвідношенні розмірів ежектора про ежекцію пасивного потоку не може бути мови (при таких розмірах можливе лише перемішування потоків за рахунок тертя між ними).

Не менш важливою є форма камери змішування. Вона може бути циліндричною (постійного перерізу) [35, 53, 105], конічною (змінного перерізу з рівномірним звуженням чи розширенням) [67, 103], комбінованою (складається з декількох різних ділянок) [4, 94, 98], криволінійною [83, 84, 115].

До теперішнього часу не існує єдиної думки щодо того, в яких випадках необхідно використовувати ту чи іншу форму камери змішування для досягнення найвищої ефективності роботи ежектора. Так, у [35] зазначається, що циліндрична камера змішування дозволяє отримати найвищий ККД ежектора, але в той же час в роботі [4] відмічається, що камери змішування з початковою конфузornoю частиною і наступною циліндричною в усіх випадках ефективніші за суцільно-циліндричні. Натомість, у праці [83] показано, що в ежекторі з криволінійною формою КЗ коефіцієнт ежекції на 30 % вищий, ніж у ежекторі з комбінованою (конфузор-циліндр) камерою змішування.

А. Г. Бутенко та С. Ю. Смик [6, 7] досліджували гідродинаміку суміші в КЗ та виявили, що біля її стінки виникають зворотно-циркуляційні течії, які призводять до значних втрат енергії. Ними запропоновано покращити роботу ежекторів шляхом профілювання камери змішування (встановлення в камері змішування тіл

заміщення, які повторюють контури зон зворотно-циркуляційних течій). На основі проведених досліджень встановлено, що в ежекторі з профільованою КЗ досягається на 11 % вищий ККД ніж в ежекторі, який має циліндричну камеру змішування.

Необхідно відмітити, що зворотно-циркуляційні потоки на початку камери змішування виявлені багатьма дослідниками, як комп'ютерним моделюванням, так і натурними експериментами [53, 69, 81, 86, 100, 106, 131, 135]. На жаль, технічних рішень щодо їх усунення в широкому діапазоні режимів роботи ежекторів ще не запропоновано.

Тема тіл заміщення, що розвинута в [6, 7] має обмеження у використанні. Введення тіл заміщення в камеру змішування має двоякий ефект – з однієї сторони це виключає втрати енергії, які пов'язані з утворенням зворотно-циркуляційних течій, а з іншої – збільшуються втрати на тертя. Зі збільшенням витрати рідини з робочого сопла ежектора розміри зон цих течій зменшуються, а відповідно розміри тіл заміщення стають надлишковими – позитивний ефект від їх встановлення знижується. Чим більші відносні розміри тіл заміщення, тим вузьчий діапазон режимів роботи ежектора при якому сумарний ефект від їх введення є позитивним.

В роботі [53] запропоноване інше технічне рішення для їх усунення. Авторами запропоновано замінити один центральний струмінь рідини декількома тим же еквівалентним перерізом, що повинно привести до утворення більш однорідної рідинно-газової суміші, зменшення відстані між межами струменів розпиленої рідини і стінкою камери змішування та зниження ймовірності виникнення зворотно-циркуляційних потоків у ній.

Проведений аналіз літератури щодо конструктивного виконання камери змішування дозволяє зробити наступні висновки:

- конструкція камери змішування має надзвичайно значний вплив на ефективність роботи ежекторів;
- неоднозначність результатів досліджень свідчить про відсутність надійних рекомендації щодо виконання камери змішування, зокрема, її форми та вибору основного геометричного параметра ежектора.

Проведений аналіз конструктивного виконання елементів ежекторів показав, що всі вони та співвідношення розмірів між ними мають значний вплив на роботу даного обладнання. При чому, навіть мінімальні зміни в конструкції ежектора викликають суттєві зміни у його роботі. В зв'язку з цим виникає необхідність комплексного дослідження (теоретичного, експериментального, CFD-моделювання) гідродинамічних параметрів та їх взаємозв'язку з конструктивним виконанням елементів ежекторів.

### **1.3. Ежекційні апарати в харчових технологіях**

Ежектори знайшли широке використання, як в харчових технологіях [5, 9, 25, 31, 50], так і в суміжних галузях: у системах теплопостачання [116, 132], теплотехніці [76, 99], холодильній техніці [88, 130], очисних системах [69, 75, 133] тощо.

У харчовій промисловості України за обсягом переробки сировини одне з провідних місць посідає цукрове виробництво (за даними Укрінформу у сезоні 2020-2021 року було перероблено 7,70 млн тонн цукрових буряків урожаю 2020 року та виготовлено 1021,1 тис. тонн цукру). На жаль, сучасний стан цукрової галузі України незадовільний, що викликано, зокрема, недостатньо ефективною роботою технологічного обладнання. Тому, розглянемо використання ежекційних апаратів у харчових технологіях саме на прикладі цукрової промисловості.

До технологічних процесів цукрового виробництва, які можливо здійснити за допомогою ежекторів, відносяться:

- водоповітряне очищення буряків [41];
- транспортування буряко-водяної суміші [20, 52];
- дефекація цукрового розчину [18, 43];
- перша та друга сатурація [9, 14, 110];
- сульфитація барометричної води, соку та сиропу [9, 47, 48, 52, 65];
- деамонізація конденсатів [55, 58].

Розглянемо процес сульфатації в цукровій промисловості де ежекційні апарати використовуються як основне обладнання, а також процес сатурації, для проведення якого вони можуть бути застосовані.

### **1.3.1. Струминні сульфідатори для оброблення технологічних рідин цукрового виробництва**

При виробництві цукру з буряків і цукрової тростини обов'язковим процесом є сульфатація – оброблення води та цукрових розчинів сульфатаційним газом (сірчистий газ,  $SO_2$ ). У випадку сульфатації води метою обробки є знезараження, зниження лужності рідини до рН 5,8 – 6. При обробці цукрового соку – зниження кольоровості розчину. Однак, не зважаючи на те, що мета сульфатації рідин різна, для її здійснення може бути використано однотипне обладнання [52].

З початком промислового виробництва цукру процеси сульфатації цукрових розчинів здійснювалися в сульфідаторах зрошувального типу.

Використовувати ежекційні апарати в складі обладнання для сульфатації рідин цукрового виробництва було запропоновано ще в 1905 році [72]. Сульфатація в такому сульфідаторі відбувалась при вертикальному розміщенні ежектора та рециркуляції рідини. Аналогічний сульфідатор був запропонований в 1950 році [129]. Він мав вертикально розміщений ежектор, робота якого передбачалась під протитиском. На цукрових заводах Франції використовувались струминні сульфідатори Quarez [101].

Однак, ці спроби застосування ежекційних апаратів, як сульфідаторів продуктів цукрового виробництва, були невдалими, адже вони не забезпечували стабільної роботи станції сульфатації та необхідної якості обробленої рідини. В зв'язку з цим сульфатацію продовжували здійснювати в сульфідаторах зрошувального типу.

Лише в останні десятиліття на основі нових наукових здобутків було розроблено та впроваджено високоефективні ежекційні струминні сульфідатори. Заміна металоємкого, низькопродуктивного обладнання зрошувального типу на струминні сульфідатори дозволила:

- інтенсифікувати процеси масопереносу, що в свою чергу забезпечило високе використання  $SO_2$  і значне зниженні викидів відпрацьованого сірчистого газу в атмосферу;

- нормалізувати роботу станції сульфітації;
- покращити регулювання процесу.

Не менш важливим фактором є те, що струминні сульфітатори мають низьку питому металоємність по відношенню до сульфітаторів зрошувального типу.

Типовим струминним сульфітатором, що використовується у цукровій промисловості, є сульфітатор типу ПСК (ПСК-3, ПСК-6). Сульфітатор типу ПСК – це циклонний роздільник фаз (газ-рідина), до корпусу якого тангенційно приєднано ежекційний апарат. Робоче сопло такого ежектора – диск з отворами, які формально є струминними форсунками, а камера змішування – коротка циліндрична труба [52].

Однак, за час експлуатації струминних сульфітаторів виявлено ряд їх недоліків [8, 9, 38, 48, 52, 123]:

- неефективна система диспергування і регулювання рідинних потоків;
- невідповідність задекларованого коефіцієнта використання діоксида сірки дійсному;
- збільшені витрати сірки (при нормі 0,185 кг/т перероблених буряків витрата склала 0,252 кг/т).

Аналіз робіт по дослідженню процесу сульфітації технологічних рідин цукрового виробництва показав, що удосконалення станції сульфітації та ежекційного апарата, як основного елемента сульфітатора, є актуальним і необхідним у зв'язку з виявленими недоліками.

### **1.3.2. Струминні сатуратори для оброблення цукрових розчинів**

Процес сатурації в цукровій промисловості являє собою оброблення дефекованого соку (вапнованого дифузійного соку) сатураційним газом і відбувається у два етапи (перша та друга сатурація).

На першій сатурації дефекований сік з вмістом вапна 2 – 2,5% до маси буряків обробляється сатураційним газом, який в своєму складі містить 30 – 35% CO<sub>2</sub>. В результаті такої взаємодії відбувається нейтралізація вапна діоксидом вуглецю з утворення дрібнозернистого карбоната кальцію (CaCO<sub>3</sub>), на поверхні кристалів якого адсорбуються нецукри. Друга сатурація проводиться з метою видалення під дією CO<sub>2</sub> в осад усього вапна, осадження максимальної кількості солей кальцію та здійснення додаткового очищення соку від нецукрів.

Як відомо [45, 59], ступінь видалення солей кальцію при очистці дифузійного соку впливає на його чистоту, накипоутворення в процесі випарювання, хід кристалізації і втрати цукру в мелясі. Соки з низьким вмістом солей кальцію мають високу чистоту, відмінні фільтраційні та седиментаційні властивості. Не викликає сумніву, що роботи, які направлені на максимальне зниження вмісту солей кальцію в очищених соках за рахунок інтенсифікації процесу сатурації є актуальними.

Традиційно процеси першої та другої сатурації проводяться в сатураторах барботажного типу [52]. Існуючі конструкції таких сатураторів мають ряд недоліків, основні з яких:

- низька якість очищення цукрового розчину від нецукрів, яка не перевищує 40 %;
- низький коефіцієнт використання діоксиду вуглецю (коефіцієнт використання CO<sub>2</sub> в сатураторах першої сатурації 60 – 65 %, в сатураторах другої сатурації – не більше 50 %);
- значні втрати тепла з вихідними газами.

В останні роки все більшого використання для процесу сатурації набувають сатуратори на базі ежекційних апаратів [14, 27, 57]. Вони прості за конструкцією, ефективні при проведенні масообмінних процесів. Секціонування сатураторів за рахунок встановлення ежекторів дозволяє отримувати цукрові розчини з меншим вмістом нецукрів внаслідок миттєвого утворення карбоната кальцію з підвищеною адсорбційною здатністю.

У роботі [14] представлено результати досліджень двосекційного сатуратора з першою ежекційною ступеню та наступною барботажною. В ежекційний апарат подається дефекований сік та частина сатураційного газу (40 – 60 %). Друга частина

газу подається в барботажну ємність сатуратора. Час сатурації клеровки цукру-сирцю склав 60 секунд в ежекційній ступені та 240 секунд в барботажній. В сатураторі досягнуто покращення якісних показників обробленого розчину та підвищення коефіцієнта використання  $\text{CO}_2$  до 63 – 72 % за початкової концентрації діоксиду вуглецю 28 – 36 %.

В. Н. Тарабановим встановлено [27], що сатурація цукру-сирцю інжекторно-барботажним способом в порівнянні барботажним дозволяє:

- підвищити ступінь видалення фарбувальних речовин з 40 – 45 % до 65 – 70 %;
- збільшити коефіцієнт використання  $\text{CO}_2$  з 42 – 50 % до 60 – 65 %;
- знизити витрату вапнякового каменю на 3 %.

На сьогодні розроблено різноманітні конструкції сатураторів, в складі яких є ежектори. Однак, використання струминних сатураторів для обробки цукрових розчинів не настільки значне, як того слід було б очікувати. В більшості випадків прогресивні струминні сатуратори знаходяться на етапі експериментального дослідження, і враховуючи сучасний стан бурякоцукрової галузі України значна кількість цих робіт так і залишається не завершеною та не апробованою у виробництві.

#### **1.4. Висновки та завдання досліджень**

Інтенсифікація роботи обладнання з метою підвищення його продуктивності і отримання високоякісної продукції за короткий проміжок часу з мінімальними енергозатратами є задачею актуальною та необхідною.

Розглянуті методи інтенсифікації технологічних процесів дозволили зробити висновок про доцільність застосування ежекційних апаратів у харчовій промисловості. Вони суміщають в собі гідродинамічні явища, інтенсивне оновлення поверхні контакту фаз, можливість ежектування достатньої кількості пасивного потоку без додаткових затрат енергії для проведення технологічних процесів. Ежектори позиціонуються як надійне та надзвичайно просте за конструкцією обладнання.

В залежності від стану активного потоку розрізняють рідинно-газові ежектори з компактним і диспергованим струменем рідини. Ежектори з компактним струменем рідини в основному використовуються як гідроструминні насоси. Ежекційні апарати з диспергованим струменем рідини знаходять все більшого використання для проведення тепломасообмінних процесів.

З огляду на специфіку харчової промисловості, в дисертаційній роботі розглядаються саме ежектори з диспергованим струменем рідини. При цьому, їх основною робочою характеристикою є коефіцієнт ежекції. Високий коефіцієнт ежекції дозволяє ежектувати достатню кількість газової фази для проведення процесів обміну енергії і маси в інтенсивному режимі.

Аналіз теоретичного забезпечення роботи ежекторів з диспергованим струменем рідини показує, що до теперішнього часу надійної аналітичної методики їх розрахунку ще не запропоновано. Складність розрахунку ежекторів за відомими методиками полягає в тому, що вони в повній мірі не враховують структуру двофазного потоку в камері змішування, складні фізичні явища, які в ній виникають, потребують введення поправочних чи емпіричних коефіцієнтів, використання яких є обмеженим, оскільки вони в більшій мірі визначені для ежекторів заданої конструкції та режимів роботи. Методики розрахунку ежекторів з компактним струменем рідини не дозволяють отримати достовірні результати для ежекторів з диспергованим струменем активного потоку.

Традиційним методом досліджень роботи ежекторів є експериментальний. Він дозволив виявити складні взаємозв'язки між складовими елементами ежекторів, їх конструктивних особливостей виконання та взаємного розміщення.

Стрімкий розвиток комп'ютерної техніки та програмного забезпечення за останні десятиліття дозволили досліджувати роботу ежекторів із застосуванням CFD-технологій. Сучасний CFD-метод досліджень є ефективним та економічно доцільним. Він дозволяє дослідити роботу обладнання будь-якого конструктивного виконання, отримати візуалізацію течії, якісні і кількісні характеристики потоків та нові, раніше невідомі, результати. Однак, достовірний результат чисельного моделювання можна отримати лише при вірному виборі розрахункових моделей,

коректному заданню початкових та граничних умов, вірному налаштуванні параметрів проведення розрахунку, якісній розрахунковій сітці.

Проведений літературний огляд дозволив встановити, що навіть мінімальні зміни в конструкції ежектора приводять до суттєвих змін в його роботі, а відомі рекомендації щодо раціонального конструктивного виконання мають обмеження у використанні. Такі рекомендації справедливі лише для ежекторів, які конструюються у межах досліджених режимів роботи і конструкцій, на основі результатів яких ці рекомендації розроблені. При зміні конструкції, взаєморозміщення елементів чи виході за межі досліджених параметрів, розрахункові режими роботи ежекторів не відповідають дійсним.

Виявлено розбіжності в результатах досліджень ежекторів, зокрема це стосується конструкції камери змішування, як основного елемента даного обладнання. Такі дані потребують перевірки та теоретичного пояснення.

Зворотно-циркуляційні течії, які виникають на початку камери змішування, потребують окремої уваги, оскільки на їх утворення та підтримання руху витрачається енергія активного потоку. Такі течії виявлені багатьма дослідниками, проте технічних рішень для їх усунення відомо дуже мало, але і вони мають обмеження у використанні.

Відмічені розбіжності в більшій мірі стосуються ежекторів у яких робочим соплом є струминна форсунка, яка забезпечує компактний струмінь рідини.

Що стосується ежекторів з відцентрово-струминними форсунками, які забезпечують диспергований струмінь рідини, то рекомендацій по вибору їх основних геометричних розмірів в літературі набагато менше. Ежектори з імпульсним струменем рідини майже не досліджені. Також недостатньо досліджено вплив фізичних властивостей рідин на роботу такого обладнання. В сукупності це не дозволяє обґрунтовано підійти до проектування ежектора як масообмінного апарата. Тому виникає потреба в проведенні експериментального дослідження і CFD-модельовання роботи ежекторів заданої конструкції та під конкретні робочі режими.

На прикладі застосування ежекційних апаратів у цукровій промисловості встановлено, що відомі конструкції струминних сульфитаторів і сатураторів не

дозволяють досягти високих якісних показників очищення технологічних рідин і високого коефіцієнта використання  $\text{CO}_2$  та  $\text{SO}_2$ , що в сукупності не дозволяє досягти високої ефективності цукрового виробництва. Поясненням цього можуть бути похибки, які допущені при проектуванні ежекторів у яких в значній мірі проходять тепломасообмінні процеси.

Тому, з метою розвитку теорії рідинно-газових ежекторів, удосконалення та створення енергоефективних ежекторів і обладнання на основі ежекційних апаратів для харчової промисловості ставляться наступні завдання:

- розробити математичну модель та методику визначення коефіцієнта ежекції ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування;
- створити лабораторні установки і дослідити роботу форсунок та ежекторів різних конструкцій, встановити вплив конструктивного виконання елементів ежекторів на їх робочі характеристики;
- встановити вплив фізичних властивостей рідин на роботу ежекторів;
- змодельовати за допомогою CFD технологій роботу форсунок різних конструкцій з подальшою валідацією результатів досліджень;
- здійснити CFD-моделювання роботи ежекторів різного конструктивного виконання та провести валідацію результатів досліджень;
- на основі результатів теоретичних, експериментальних і CFD- досліджень розробити енергоефективні ежектори та обладнання для харчової промисловості.

## Список використаних джерел

1. Абдураимова Д. А., Ярашев Б. Г. Особенности движения потока в водоподъемных установках. *Актуальные проблемы гуманитарных и естественных наук*. 2015. № 5 (2). С. 201–204.
2. Авдеева Л. Ю. Реалізація принципу дискретно-імпульсного введення енергії при створенні нанотехнологій для харчової промисловості. *Наука та інновації*. 2016. Т. 12. №4. С. 12–17.
3. Акимов М. В., Сафаргалиев Т. Д., Папырин П. В. Численное и экспериментальное определение оптимальной длины цилиндрической камеры смешения сверхзвукового газового эжектора. *Известия высших учебных заведений*. 2015. №11 (668). С. 85–96.
4. Александров В. Ю. Оптимальные эжекторы (теория и расчёт). Москва : Машиностроение, 2012. 136 с.
5. Арсеньев В. М., Шарапов С. О., Мірошніченко В. В. Застосування рідинно-парового ежектора для рекомпресії вторинної пари вакуумних випарних установок. *НТП и эффективность производства*. 2013. №2 (108). С. 57–64.
6. Бутенко А. Г., Смык С. Ю. Совершенствование проточной части камеры смешения центрального эжектора с целью повышения эффективности его работы. *Экология и промышленность*. 2014. № 2. С. 48–50.
7. Бутенко О. Г., Смик С. Ю. Підвищення коефіцієнта корисної дії центрального ежектора за неоптимальних режимів роботи. *Науковий вісник НГУ*. 2015. № 2. С. 57–61.
8. Вискребцов В. Б., Пономаренко В. В. Чому станція сульфитації іноді працює незадовільно. *Цукор України*. 2011. № 8 (68). С. 18–20.
9. Вискребцов В. Б., Пономаренко В. В. Інтенсифікація технологічних процесів в цукровій промисловості на основі ежекційних методів. *Харчова наука і технологія*. 2011. № 3 (16). С. 87–90.
10. Вискребцов В. Б., Щепкін Є. В. З досвіду експлуатації струминних сульфитаторів. *Цукор України*. 2002. № 6 (30). С. 12–13.

11.Вітенько Т. М. Гідродинамічна кавітація у масообмінних хімічних і біологічних процесах. Тернопіль : Видавництво Тернопільського державного технічного університету імені Івана Пулюя, 2009. 224 с.

12.Вітенько Т. М., Гумницький Я. М. Гідродинамічна кавітація як один із методів інтенсифікації процесів розчинення. *Промислова гідравліка і пневматика*. 2007. №1 (15). С 14–18.

13.Водоповітряний ежектор : пат. 34202 Україна : F04D 9/06. № 99063307 ; заявл. 15.06.1999 ; опубл. 15.02.2001. Бюл. № 1. 1 с.

14.Воинов С. К. Совершенствование способа инъекционно-барботажной сатурации клеровки сахара-сырца : дис. ... канд. техн. наук : 05.18.05. Московский государственный университет пищевых производств. Москва, 2008. 162 с.

15.Выскребцов В. Б. Утилизация сернистого ангидрида и расход серы. *Сахар*. 2003. № 5. С. 46–47.

16.Гащин О. Р., Вітенько Т. Н. Исследование химического фактора гидродинамической кавитации в процессах обеззараживания воды. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 2007. №3. С.44–48.

17.Гоженко Л. П. Інтенсифікація тепломасообмінних та гідродинамічних процесів при екстрагуванні рослинної сировини із застосуванням методу дискретно-імпульсного введення енергії : дис. ... канд. техн. наук : 05.14.06. Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України. Київ, 2016. 158 с.

18.Дефекатор безперервної дії : пат. 94475 Україна : С13В 20/02. № 200902680 ; заявл. 24.03.2009 ; опубл. 10.05.2011. Бюл. №9. 4 с.

19.Долинский А. А., Басок Б. И., Накорчевский А. И. Адиабатически вскипающие потоки. Київ : Наукова думка, 2001. 207 с.

20. Досвід модернізації станції підйому бурякової суміші з застосуванням гідропневматичних підйомників / М. Д. Хоменко та ін. *Цукор України*. 2000. №2. С. 12-13.

21.Дискретно-импульсный ввод энергии в теплотехнологиях / А. А. Долинский и др. ; Наукова книга. Киев, 1996. 208 с.

22. Дискретно-импульсный ввод энергии для интенсификации биотехнологических процессов в спиртовом и хлебопекарном производстве / А. Ободович и др. *Біотехнологія*. 2011. Т. 4, №2. С.70–72.

23. Дубовкіна І. О. Застосування методу дискретно-імпульсного введення енергії для отримання водно-спиртових сумішей. *Наукові праці ОНАХТ*. 2014. №3 (45) С. 97–99.

24. Дурасов А. А. Повышение эффективности жидкостных струйных насосов путем реализации возможностей нестационарной эжекции : автореф. дис. ... канд. техн. наук: 05.04.13. Южно-Уральский государственный университет. Омск, 2009. 19 с.

25. Ежекційні апарати в харчовій промисловості / Є. Литвин та ін. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 84-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 23-24 квітня 2018 р. Київ : НУХТ, 2018. Ч.2. С. 80.

26. Экспериментальное исследование расходно-напорной характеристики эжектора с тангенциальным подводом пассивной среды для системы аварийного охлаждения активной зоны АЭС с ВВЭР / В. Н. Блинков и др. *Фундаментальные исследования*. 2013. № 10 (5). С. 949–952.

27. Инжекторно-барботажная сатурация клеровки сахара-сырца / С. М. Петров и др. *Сахар*. 2004. № 5. С. 46–49.

28. Кавітаційні пристрої в харчовій, переробній та фармацевтичній промисловості / О. А. Литвиненко та ін. ; Український державний університет харчових технологій. Київ, 1999. 87 с.

29. Калачев В. В. Расчет и оптимизация параметров струйного насоса с учетом различия свойств жидкостей во взаимодействующих потоках. *Инженерный вестник*. 2015. № 6. С.36–51.

30. Коваль О. Д., Козерацький М. С. Вплив в'язкості робочих рідини на процес їх ультразвукового розпилення. *Mechanics and Advanced Technologies*. 2017. №3 (81). С. 21–27.

31. Когут В. Е., Бутовский Е. Д., Хмельнюк М. Г. Применение эжекторных теплообменников в различных областях промышленности. *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*. 2014. № 5 (1). С. 51–58.
32. Кравцов А. М., Шахрай Д. С. Использование гидроструйных эжекторов в напорных гидравлических системах. *Агропанорама*. 2016. № 2. С. 37–43.
33. Кулак А. П., Шестозуб А. Б., Коробов В. И. Приближенный расчет струйных насосов. *Прикладна гідромеханіка*. 2011. Т. 13. №1. С. 29–34.
34. Литвиненко О. А. Науково-практичні основи підвищення ефективності та довговічності кавітаційних апаратів харчових виробництв : автореф. дис. ... докт. техн. наук : 05.18.12. Національний університет харчових технологій. Київ, 2015. 42 с.
35. Лямаев Б. Ф. Гидроструйные насосы и установки. Ленинград : Машиностроение, 1988. 256 с.
36. Мазилевский И. И., Шаманов Н. П. Влияние длины камеры смешения на коэффициент инжекции. *Морские интеллектуальные технологии*. 2013. № 4 (22). С. 44–47.
37. Макаренко А. А. Вплив гідродинамічної кавітаційної обробки гетерогенних систем на утворення ліпідних наноструктур : дис. ... канд. техн. наук : 05.14.06. Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України. Київ, 2018. 232 с.
38. Молотилин Ю. И., Городецкий В. О. Сульфитационная обработка соков, сиропов и экстрагентов свеклосахарного производства. *Сахар*. 2013. № 9. С. 38–40.
39. Мороз Н. А. Гидродинамическая кавитация воды и ее использование в абсорбционных технологиях очистки промышленных газов. *Вопросы химии и химических технологий*. 2013. № 6. С. 105–107.
40. Накорчевский А. И., Басок. Б. И. Гидродинамика и теломассоперенос в гетерогенных системах и пульсирующих потоках. Киев : Наукова думка, 2001. 346 с.
41. Нарожний С. О., Сорокін А. І., Хоменко М. Д. Принципова схема підключення ежектора при водоповітряному пульсаційному відмиванню цукрових буряків. *Харчова промисловість*. 2011. № 10. С. 153–155.
42. Ободович А. Н. Разработка научно-технических основ процессов перемешивания и диспергирования жидкостных гетерогенных систем и их

аппаратурное обеспечение : автореф. дис. ... докт. техн. наук : 05.18.12. Национальный университет пищевых технологий. Киев, 2009. 321 с.

43. Пономаренко В. В. Гідродинамічний активатор вапнякового молока. *Цукор України*. 2013. № 6 (90). С. 20–23.

44. Прохасько Л. С., Ярмаркин Д. А. Использование гидродинамической кавитации в пищевой промышленности. *Сборник научных трудов SWorld*. 2014. Т. 7. № 3. С. 27–31.

45. Рева Л. П. Фізико-хімічні основи технологічних процесів очищення дифузійного соку у виробництві цукру. Київ : Національний університет харчових технологій, 2012. 371 с.

46. Рибак В., Слюсенко А., Пономаренко В. Вплив положення камери змішування на експлуатаційні характеристики ежекторів. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 87-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 15-16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С. 64.

47. Рибак В., Слюсенко А., Пономаренко В. Сульфитатор соку з вертикальною камерою змішування. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 87-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 15-16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С. 65.

48. Сапронов А. Р. Сульфитация сахаросодержащих растворов. *Сахар*. 2003. № 6. С. 27–30.

49. Сейтгасанов И. Исследование гидроэлеваторов, применяемых при гидромеханизации мелиоративных работ. *Mechanization in agriculture*. 2014. № 5. С. 16–18.

50. Слюсенко А., Пономаренко В. Газорідинні струминні апарати в тепло-масообмінних процесах. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 84-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 23-24 квітня 2018 р. Київ: НУХТ, 2018. Ч.2. С. 105.

51. Слюсенко А., Товстолужський Д., Пономаренко В. Математичний опис процесу рідинно-газової ежекції згідно теорії приєднаної маси. *Наукові здобутки*

молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті : матеріали 86-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 2-3 квітня 2020 р. Київ: НУХТ, 2020. Ч.2. С. 86.

52. Современные технологии и оборудование свеклосахарного производства. Часть 1 / В. О Штангеев и др. ; Цукор України. Киев, 2003. 352 с.

53. Соколов Е. Я., Зингер Н. М. Струйные аппараты. Москва : Энергоатомиздат, 1989. 352 с.

54. Спиридонов Е. К., Исмагилов А. Р. Об энерго- и ресурсосбережении при эксплуатации водовоздушных струйных насосов. *Вестник ЮУГУ*. 2012. № 20 (33). С. 13–20.

55. Спосіб деамонізації конденсатів цукрового виробництва : пат. 102419 Україна : С13В 25/00. № 201108484 ; заявл. 06.07.2011 ; опубл. 10.07.2013. Бюл. №13. 3 с.

56. Спосіб сульфитації рідин цукрового виробництва : пат. 39000 Україна : С13D 3/10. № 2000127519 ; заявл. 26.12.2000 ; опубл. 15.05.2001. Бюл. № 4. 3 с.

57. Тарабанов В. Н. Повышение эффективности очистки сахаросодержащих растворов в условиях инжекторно-барботажной сатурации : дис. ... канд. техн. наук : 05.18.05. Воронежская государственная технологическая академия. Воронеж, 2005. 203 с.

58. Технологічна схема деамонізації конденсатів цукрового виробництва : пат. 68255 Україна : С13В 25/00. № 20110850 ; заявл. 06.07.2011; опубл. 26.03.2012. Бюл. № 6. 3 с.

59. Технологія цукру : підручник у 3 т. / А. А. Ліпец та ін. Київ : Експрес-об'ява, 2015. Т.2: Очищення дифузійного соку. 272 с.

60. Тимошенко В. И., Белоцерковец И. С. Расчетные модели газоструйного эжектора при сверхзвуковой скорости рабочего тела. *Техническая механика*. 2008. № 1. С 50–63.

61. Усовершенствованная установка для сульфитации жидкостей / В. О. Городецкий и др. *Сахар*. 2001. № 3. С. 24–25.

62. Федоткин И. М., Гулый И. С. Кавитация, кавитационная техника и технология, их использование в промышленности (теория, расчеты и конструкции кавитационных аппаратов). Часть 1. Киев : Полиграфкнига, 1997. 840 с.
63. Федоткин И. М., Гулый И. С. Кавитация, кавитационная техника и технология, их использование в промышленности. Часть 2. Киев : ОКО, 2000. 898 с.
64. Ханталин Д. С Влияние взаимодействия масс газа на тяговую эффективность пульсирующих двигателей. *Наука и образование*. 2013. № 1. С. 81–102.
65. Хитрий Я. С., Пономаренко В. В. Дослідження ежекторів з компактним і диспергованим струменем рідини для сульфітаторів у цукровій промисловості. *Наукові праці НУХТ*. Т. 23. № 6. С. 69–77.
66. Цегельский В. Г. К теории газовых эжекторов с цилиндрической и конической камерами смешения. *Известия высших учебных заведений*. 2012. №2. С. 46–71.
67. Цегельский В. Г., Акимов М. В., Сафаргалиев Т. Д. Экспериментальное исследование влияния длины конической камеры смешения и горловины диффузора на характеристики сверхзвукового газового эжектора. *Известия высших учебных заведений*. 2013. № 4. С. 30–44.
68. Шевченко О. Ю., Бондар О. А., Шевченко Л. Ю. Аераційні системи пристроїв для аеробного очищення стоків підприємств харчової промисловості. *Харчова промисловість*. 2011. № 11. С. 46–50.
69. Яценко А. Ф., Устименко Т. А. Теоретические и экспериментальные исследования водовоздушного эжектора. *Наукові праці ДНТУ*. 2012. С. 247–253.
70. ANSYS CFX-Solver: Theory Guide (Release 2020 R1). Canonsburg : Sountpointe, 2020. 356 p.
71. ANSYS Fluent: Theory Guide (Release 15.0). Canonsburg : Sountpointe, 2013. 780 p.
72. Apparatus for the continuous sulfuration of sugar-juices : pat. 789 372 USA : № 196709 ; decl. 4.03.1904 ; publ. 9.05.1905. 4 p.
73. Application of chevron nozzle to a supersonic ejector–diffuser system / F. S. Kong et al. *Procedia Engineering*. 2013. № 56. P. 193–200.

74. Bai T., Yan G., Yu J. Experimental investigation on the dynamic malfunction behavior of the two-phase ejector in a modified auto-cascade freezer refrigeration system. *Energy Conversion and Management*. 2019. № 183. P. 382–390.
75. Billerbeck G. M., Condoret J. S., Fonade C. Study of mass transfer in a novel gas-liquid contactor: the aero-ejector. *Chemical Engineering Journal*. 1999. № 72. P. 185–193.
76. Besagni G. Ejectors on the cutting edge: the past, the present and the perspective. *Energy*. 2018. № 170. P. 998–1003.
77. CFD analysis of a supersonic air ejector. Part I: Experimental validation of single-phase and twophase operation / A. Hemidi et al. *Applied Thermal Engineering*. 2009. № 29 (8–9). P. 1523–1531.
78. CFD analysis of a supersonic air ejector. Part II: Relation between global operation and local flow features / A. Hemidi et al. *Applied Thermal Engineering*. 2009. № 29 (14–15). P. 2990–2998.
79. CFD investigation on the flow structure inside thermo vapor compressor / M. K. Ji et al. *Energy*. 2010. № 35. P. 2694–2702.
80. CFD-experiments integration in the evaluation of six turbulence models for supersonic ejector modeling Y. Bartosiewicz et al. *Integrating CFD and experiments conference*, 8-9 September 2003, Glasgow.
81. CFD simulation on the boundary layer separation in the steam ejector and its influence on the pumping performance / Y. Han et al. *Energy*. 2018. № 167. P. 469–483.
82. CFD simulation on the effect of primary nozzle geometries for a steam ejector in refrigeration cycle / N. Ruangtrakoon et al. *International Journal of Thermal Sciences*. 2013. № 63. P. 133–145.
83. Comparison of traditional and CRMC ejector performance used in a steam ejector refrigeration / B. Kittrattana et al. *Energy Procedia*. 2017. № 138. P. 476–481.
84. Computational fluid dynamic analysis and design optimization of jet pumps / J. Fan et al. *Computers & Fluids*. 2011. № 46. P. 212–217.
85. Computational fluid dynamics simulation of the supersonic steam ejector. Part 1: Comparative study of different equations of state / H. T. Zheng et al. *Journal of Mechanical Engineering Science*. 2012. № 226 (3). P. 709–714.

86. Computational fluid dynamics simulation of the supersonic steam ejector. Part 2. Optimal design of geometry and the effect of operating conditions on the ejector / L. Cai et al. *Journal of Mechanical Engineering Science*. 2011. № 226. P. 715–723.
87. Cramers P. H. M. R., Beenackers A. A. C. M. Influence of the ejector configuration, scale and the gas density on the mass transfer characteristics of gas-liquid ejectors. *Chemical Engineering Journal*. 2001. № 82. P. 131–141.
88. Current advances in ejector modeling, experimentation and applications for refrigeration and heat pumps. Part 2: Two-phase ejectors / Z. Aidoun et al. *Inventions*. 2019. № 4 (16). 54 p.
89. Direct analytical modeling for optimal, on-design performance of ejector for simulating heat-driven systems / F. Riaz et al. *Energies*. 2021. № 14 (10). P. 1–21.
90. Dolinskiy A. A., Ivanitskiy G. K. The principle of discrete-pulse energy input – new approach to the development of efficient power saving technologies. *Annual Review of Heat Transfer*. 2003. № 8. P. 47–83.
91. Dos Santos F., Le Moyne L. Spray atomization models in engine applications, from correlations to direct numerical simulations. *Article in Oil & Gas Science and Technology*. 2011. № 66 (5). P. 801–822.
92. Dvorak V., Dancova P. An investigation into air ejector with pulsating primary flow. *International Scholarly and Scientific Research & Innovation*. 2011. № 5 (9). P. 1793–1799.
93. Effect of mixing on the performance of wet steam ejectors / K. Ariafar et al. *Energy*. 2015. № 93. P. 2030–2041.
94. Effect of throat length on steam ejector critical back pressure / R. Bi et al. *Chemical Engineering Transactions*. 2014. № 61. 1945–1950.
95. Experimental investigation of the effect of ejector geometry on its performance / M. Elkady et al. *International Journal of Nuclear Desalination*. 2008. № 3. P. 215–229.
96. Experimental and numerical analysis of a variable area ratio steam ejector / S. Varga et al. *International Journal of Refrigeration*. 2011. № 34. P. 1668–1675.

97. Experimental investigations of the effect of nozzle geometry on performance of water-air ejectors / D. Butrymowicz et al. *Transactions Of The Institute Of Fluid-Flow Machinery*. 2001. № 108. P. 137–156.
98. Foroozesh F., Khoshnevis A. Lakzian E. Improvement of the wet steam ejector performance in a refrigeration cycle via changing the ejector geometry by a novel EEC (Entropy generation, Entrainment ratio, and Coefficient of performance) method. *International Journal of Refrigeration*. 2020. № 110. P. 248–261.
99. Genc O., Toros S., Timurkutluk B. Determination of optimum ejector operating pressures for anodic recirculation in SOFC systems. *International journal of hydrogen energy*. 2017. № 42 (31). P. 20249–20259.
100. Gul S., Ozdogan Z. Ejector type solid circulation system analysis for circulating fluidized beds. *International Journal of Multiphase Flow*. 2016. № 84. P. 116–128.
101. Hugot E. Handbook of cane sugar engineering. New York : Elsevier Science, 1986. 1166 p.
102. Hydrodynamics and mass transfer characteristics of gas-liquid ejectors / S. Balamurugan et al. *Chemical Engineering Journal*. 2007. № 131. P. 83–103.
103. In silico screening of venturi designs and operational conditions for gas-liquid mass transfer applications / M. D. Jesen et al. *Chemical Engineering Journal*. 2020. № 383. P. 1–32.
104. Influences of primary nozzle diameter on steam ejector performance / W. Fu et al. *CIESC Journal*. 2016. № 67. P. 63–68.
105. Ismagilov A. R., Spiridonov E. K. Operational process and characteristics of liquid-gas jet pumps with the ejected vapor-gas. *Medium Procedia Engineering*. 2016. № 150. P. 247–253.
106. Kandakure M. T., Gaikar V. G., Patwardhan A. W. Hydrodynamic aspects of ejectors. *Chemical Engineering Science*. 2005. № 60. P. 6391–6402.
107. Kong F., Kim H. D. Analytical and computational studies on the performance of a two-stage ejector–diffuser system. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. 2015. № 85. P. 71–87.
108. Li C., Li Y. Investigation of entrainment behavior and characteristics of gas–liquid ejectors based on CFD simulation. *Chemical Engineering Science*. 2011. № 66. P. 405–416.

109. Li C., Li Y., Wang L. Configuration dependence and optimization of the entrainment performance for gas-gas and gas-liquid ejectors. *Applied Thermal Engineering*. 2012. № 48. P. 237–248.
110. Liquid-gas ejector : pat. 6224042 USA : B01F 3/04. № 09367175 ; decl. 09.08.1999 ; publ. 01.05.2001. 4 p.
111. Liquid/gas vacuum ejector device : pat. 6016840 USA : G05D 11/03 ; № 09101893 ; decl. 10.11.1997 ; publ. 25.01.2000. 5 p.
112. Little A. B., Garimella S. Shadowgraph visualization of condensing R134a flow through ejectors. *International Journal of Refrigeration*. 2016. № 68. P. 118–129.
113. Liu F., Groll E. Analysis of a two phase flow ejector for transcritical CO<sub>2</sub> cycle. *International Refrigeration and Air Conditioning Conference*. 2008. Paper 924.
114. Ma Z., Bao H., Roskilly A. P. Thermodynamic modelling and parameter determination of ejector for ejection refrigeration systems. *International Journal of Refrigeration*. 2017. № 75. P. 117–128.
115. Milazzo A., Rocchetti A., Eames I. Theoretical and experimental activity on ejector refrigeration. *Energy Procedia*. 2014. № 45. P. 1245–1254.
116. Motive flow calculation through ejectors for transcritical CO<sub>2</sub> heat pumps. Comparison between new experimental data and predictive methods / G. Boccardi et al. *Journal of Physics: Conference Series*. 2017. № 796. P. 1–11.
117. Performance of cavitation flow and its induced noise of different jet pump cavitation reactors / J. Wang et al. *Ultrasonics Sonochemistry*. 2019. № 55. P. 322–331.
118. Numerical investigation of the influences of mixing chamber geometries on steam ejector performance / H. Wu et al. *Desalination*. 2014. № 353. P. 15–20.
119. Numerical investigation of geometry parameters for design of high performance ejectors / Y. Zhu et al. *Applied Thermal Engineering*. 2009. № 29. P. 898–905.
120. Numerical optimization on the geometrical factors of natural gas ejectors / X. C. Wei et al. *International Journal of Thermal Sciences*. 2011. № 50. P. 1554–1561.
121. Numerical study on mixing flow behavior in gas–liquid ejector / X. Wang et al. *Experimental and Computational Multiphase Flow*. 2020. № 3. P. 108–112.

122. Numerical study for the influences of primary steam nozzle distance and mixing chamber throat diameter on steam ejector performance / W. Fu et al. *International Journal of Thermal Sciences*. 2018. № 132. P. 509–516.
123. Ponomarenko V., Pushanko N. Ejection devices in mass transfer processes of sugar industry. Saarbrücken : LAP LAMBERT, 2014. 48 p.
124. Ruangtrakoon N., Aphornratana S., Sriveerakul T. Experimental studies of a steam jet refrigeration cycle: Effect of the primary nozzle geometries to system performance. *Experimental Thermal and Fluid Science*. 2011. № 35. P. 676–683.
125. Simplified ejector model for control and optimization / Y. Zhu et al. *Energy Conversion and Management*. 2008. № 49. P. 1424–1432.
126. Setyo N., Ciptananda C. CFD analysis of nozzle exit position effect in ejector gas removal system in geothermal power plant. *International Journal of Engineering Technology*. 2015. № 3 (1). P. 68–80.
127. Smierciew K., Gagan J., Butrymowicz D. Application of numerical modelling for design and improvement of performance of gas ejector. *Applied Thermal Engineering*. 2019. № 149. P. 85–93.
128. Sriveerakul T., Aphornratana S., Chunnanond K. Performance prediction of steam ejector using computational fluid dynamics: Part 1. Validation of the CFD results. *International Journal of Thermal Sciences*. 2007. № 46. P. 812–822.
129. Sugar sulfitation apparatus : pat. 2515690 USA : № 57985 ; decl. 2.11.1948 ; publ. 18.07.1950. 5 p.
130. Tashtoush B. M., Al-Nimr M. A., Khasawneh M. A. A comprehensive review of ejector design, performance, and applications. *Applied Energy*. 2019. № 240. P. 138–172.
131. The influence of the area ratio on ejector efficiencies in the MED-TVC desalination system / J. Liu et al. *Desalination*. 2017. № 413. P. 168–175.
132. Thermodynamic analysis of ejector cooling cycles with heat-driven feed pumping devices / G. Chen et al. *Energy*. 2019. № 186. P. 186, 115892.
133. Use of ejector for recirculating flow organization in hybrid membrane-sorption system / I. M. Kurchatov et al. *Journal of Physics: Conference Series*. 2016. № 751. 012043.

134. Varga S., Lebre P., Oliveira A. CFD study of a variable area ratio ejector using R600a and R152a refrigerants. *International Journal of Refrigeration*. 2013. № 36. P. 157–165.
135. Visualization experimental study of the condensing flow regime in the transonic mixing process of desalination-oriented steam ejector / Y. Tang et al. *Energy Conversion and Management*. 2019. № 197, 111849.
136. Versteeg H., Malalasekera W. An introduction to computational fluid dynamics. The finite volume method. London : Pearson Education Limited, 2007. 517 p.
137. Vojta L., Dvorak V. Measurement and calculating of supersonic ejectors. *European Physical Journal Conferences*. 2019. № 213. Article number 02097.
138. Yang X., Long X., Yao X. Numerical investigation on the mixing process in a steam ejector with different nozzle structures. *International Journal of Thermal Sciences*. 2012. № 56. P. 95–106.
139. Zegenhagen M. T., Ziegler F. A one-dimensional model of a jet-ejector in critical double choking operation with R134a as a refrigerant including real gas effects. *International Journal of Refrigeration*. 2015. № 55. P. 72–84.
140. Zhu Y., Jiang P. Experimental and numerical investigation of the effect of shock wave characteristics on the ejector performance. *International Journal of Refrigeration*. 2014. № 40. P. 31–42.

## РОЗДІЛ 2

### МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ РІДИННО-ГАЗОВОГО ЕЖЕКТОРА З КОНІЧНО-ЦИЛІНДРИЧНОЮ КАМЕРОЮ ЗМІШУВАННЯ

Аналіз літератури дозволив виявити ряд причин, які призводять до зниження ККД та коефіцієнта ежекції ежекторів з циліндричною камерою змішування. Такими причинами є: опір входу активного потоку в камеру змішування при раптовому розширенні каналу, дегазація рідини в зоні пониженого тиску, кавітаційні ефекти, зворотно-циркуляційні потоки на початку КЗ.

Спроба покращити робочі характеристики ежекторів за рахунок усунення зворотно-циркуляційних течій і зменшення опору входу активного потоку в камеру змішування привела до розробки інноваційної конструкції ежектора з конічно-циліндричною (комбінованою) КЗ (Рідинно-газовий ежектор. Пат. 122296 Україна).

Для можливості проектування ежекторів з комбінованою камерою змішування необхідно мати математичний апарат, який дозволить визначити їх основні робочі характеристики з урахуванням конструктивних особливостей (початкова конічна частина камери змішування). Тому, на основі балансових рівнянь (мас та енергії) розробимо математичну модель такого ежектора.

#### 2.1. Математична модель ежектора з комбінованою камерою змішування

На рис. 2.1 представлено розрахункову схему ежектора з комбінованою камерою змішування, де відмічені характерні перерізи у яких розглядаються кінематичні та силові характеристики компонентів потоку:

- переріз *I-I* – на зрізі сопла;
- переріз *II-II* – місце з'єднання конічної і циліндричної частин камери змішування;
- переріз *III-III* – вихід з камери змішування.

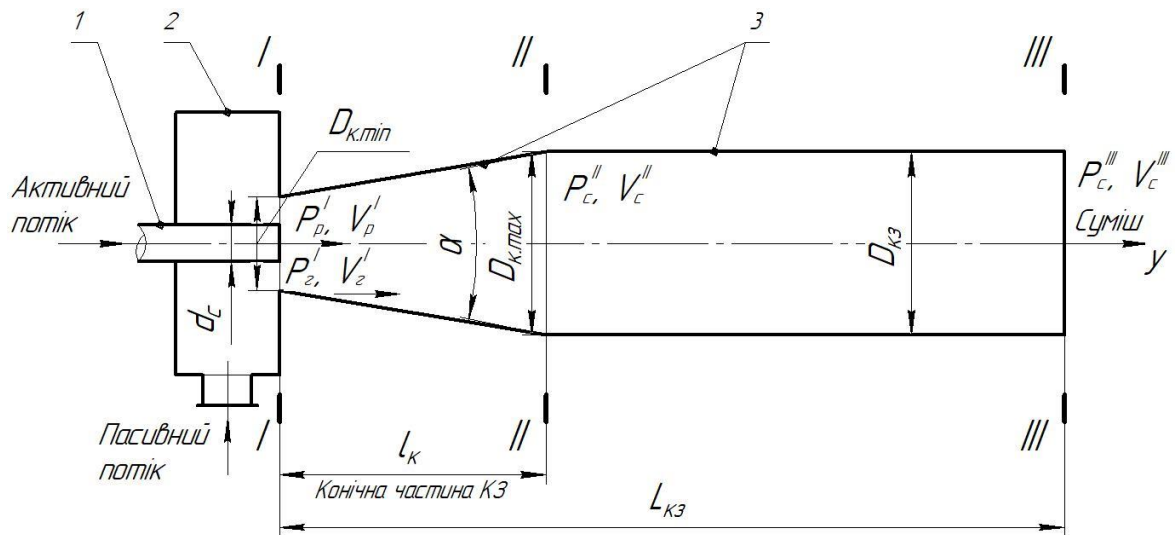


Рис. 2.1. Розрахункова схема ежектора з комбінованою камерою змішування:

1 – робоче сопло; 2 – приймальна камера; 3 – камера змішування

Потоки в камері змішування характеризуються наступними параметрами (верхній індекс показує до якого перерізу відноситься показник):

$P_p^I$  – тиск рідини на виході з робочого сопла, Па;

$P_z^I$  – тиск газу (розрідження) в приймальній камері, Па;

$P_c^{II}$  – тиск рідинно-газової суміші на межі конічної та циліндричної частин камери змішування, Па;

$P_c^{III}$  – тиск рідинно-газової суміші на виході з камери змішування, Па;

$V_p^I$  – швидкість рідини на виході з робочого сопла, м/с;

$V_z^I$  – швидкість газу на вході в камеру змішування, м/с;

$V_c^{II}$  – швидкість рідинно-газової суміші на межі конічної та циліндричної частин камери змішування, м/с;

$V_c^{III}$  – швидкість рідинно-газової суміші на виході з камери змішування, м/с.

Розглянемо дві характерні зони:

1. Зона супутнього руху активного та пасивного потоків у конічній частині камери змішування (ділянка між перерізами I-I та II-II):

$$0 < y < l_k, \quad (2.1)$$

де  $y$  – повздовжня вісь;

$l_k$  – довжина конічної частини камери змішування, м.

2. Зона руху потоку суміші в циліндричній частині камери змішування (ділянка між перерізами II-II та III-III) у якій відбувається вирівнювання характеристик двофазного потоку:

$$l_k < y < L_{кз}. \quad (2.2)$$

Наступним етапом запису математичної моделі є встановлення граничних умов.

Граничні умови до зони 1 (для перерізу I-I):

$$- \text{ для потоку газу при } r = \frac{D_{к.min}}{2} : V_2^I = 0, \quad (2.3)$$

де  $r$  – радіус, м;

$D_{к.min}$  – діаметр конічної частини камери змішування на вході, м.

$$- \text{ для потоку рідини при } r = \frac{d_c}{2} : V_p^I = \mu \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho_p}}, \quad (2.4)$$

де  $d_c$  – діаметр сопла форсунки, м;

$\mu$  – коефіцієнт витрати форсунки;

$\Delta P$  – різниця тисків під яким рідина витікає з сопла форсунки, Па;

$\rho_p$  – густина рідини, кг/м<sup>3</sup>.

З приймальної камери та конічної частини камери змішування відбувається ежектування газу, який рухається разом з рідиною у циліндричну частину КЗ. Виконаємо запис рівняння балансу мас:

$$m_p^I + m_2^I = m_c^{II} = m_c^{III}, \quad (2.5)$$

де  $m_p^I, m_2^I$  – масова витрата рідини і газу у перерізі I-I відповідно, кг/с;

$m_c^{II}, m_c^{III}$  – масова витрата рідинно-газової суміші у перерізі II-II та III-III відповідно, кг/с.

Масову витрату потоку можливо знайти, якщо відома його швидкість у відповідному перерізі:

$$m = \rho VF, \quad (2.6)$$

де  $\rho$  – густина, кг/м<sup>3</sup>;

$V$  – швидкість, м/с;

$F$  – площа перерізу, м<sup>2</sup>.

Тоді, масові витрати рідини і газу у перерізі  $I-I$  визначаються за наступними формулами:

$$m_p^I = \rho_p V_p^I f_c = \rho_p \mu \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho_p}} \frac{\pi d_c^2}{4}. \quad (2.7)$$

$$m_z^I = \rho_z V_z^I f_{к.к} = \rho_z V_z^I \frac{\pi}{4} (D_{к.мин}^2 - d_c^2), \quad (2.8)$$

де  $\rho_z$  – густина газу, кг/м<sup>3</sup>;

$f_{к.к}$  – площа кільцевого каналу (зазору) між соплом та початком конічної частини камери змішування, м<sup>2</sup>.

Оскільки кількість суміші, яка увійшла у циліндричну частину камери змішування дорівнює її кількості на виході ( $m_c^{II} = m_c^{III}$ ), то масова витрата суміші у перерізі  $II-II$  не розглядається.

Масова витрата суміші у вихідному перерізі  $III-III$  визначається за формулою:

$$m_c^{III} = \rho_c V_c^{III} F_{кз} = \rho_c V_c^{III} \frac{\pi D_{кз}^2}{4}. \quad (2.9)$$

Виконаємо запис рівняння балансу енергії рідинно-газового ежектора у вигляді рівняння Бернуллі (баланс енергії віднесений не до ваги, а до одиниці об'єму рідини

$V = \frac{m}{\rho}$ ) для перерізів  $I-I$  та  $III-III$ :

$$\frac{(V_p^I)^2}{2g} + \frac{(V_z^I)^2}{2g} = \frac{(V_c^{III})^2}{2g} + \Delta p, \quad (2.10)$$

де  $g$  – прискорення вільного падіння, м/с<sup>2</sup>;

$\Delta p$  – втрати енергії (напору) потоку між перерізами  $I-I$  та  $III-III$ , м.вод.ст.

$$\Delta p = \Delta p^{I-II} + \Delta p^{II-III}, \quad (2.11)$$

де  $\Delta p^{I-II}$  – втрати енергії (напору) рідини і газу у конічній частині камери змішування, м.вод.ст.;

$\Delta p^{II-III}$  – втрати енергії (напору) двофазної суміші по довжині циліндричної частини камери змішування, м.вод.ст.

Оскільки швидкість газової фази на вході у конічну частину камери змішування не значна, то втрати її енергії можна не враховувати. Тоді,  $\Delta p^{I-II}$  будуть визначатися по потоку рідини як при раптовому розширенні каналу і без урахування тертя об конічну стінку камери змішування, оскільки струмінь рідини ударяється об стінку КЗ в місці з'єднання конічної та циліндричної її частин.

Втрати енергії рідини при раптовому розширенні у конічній частині камери змішування визначаються за формулою Борда:

$$\Delta p^{I-II} = \zeta_{p.p} \frac{(V_p^I)^2}{2g}, \quad (2.12)$$

де  $\zeta_{p.p}$  – коефіцієнт опору раптового розширення, який визначається за формулою Борда-Карно:

$$\zeta_{p.p} = \left(1 - \frac{f_c}{F_{кз}}\right)^2. \quad (2.13)$$

Втрати енергії двофазної суміші в циліндричній частині камери змішування  $\Delta p^{II-III}$  визначаються за формулою:

$$\Delta p^{II-III} = \zeta_u \frac{(V_c^{II})^2}{2g}, \quad (2.14)$$

де  $\zeta_u$  – коефіцієнт опору циліндричної частини камери змішування:

$$\zeta_u = \lambda_u \frac{l_u}{D_{кз}}, \quad (2.15)$$

де  $l_u$  – довжина циліндричної частини камери змішування, м;

$\lambda_u$  – коефіцієнт опору по довжині циліндричної частини камери змішування:

$$\lambda_u = \frac{0,316}{\sqrt[4]{Re_u}}, \quad (2.16)$$

де  $Re_u$  – число Рейнольдса для потоку суміші у циліндричній частині камери змішування:

$$Re_{\text{ц}} = \frac{V_c^{\text{II}} \cdot D_{\text{кз}} \cdot \rho_c}{\mu_c}, \quad (2.17)$$

де  $\mu_c$  – кінематична в'язкість рідинно-газової суміші, Па·с:

$$\mu_c = \mu_p \frac{1}{x+1} + \mu_2 \frac{x}{x+1}, \quad (2.18)$$

де  $\mu_p, \mu_2$  – кінематична в'язкість рідини і газу відповідно, Па·с;

$x$  – газовміст;

$\rho_c$  – густина рідинно-газової суміші, кг/м<sup>3</sup>:

$$\rho_c = \rho_p \frac{1}{x+1} + \rho_2 \frac{x}{x+1}. \quad (2.19)$$

Довжина камери змішування приймається такою, щоб параметри рідкої і газової фаз на виході з неї були однаковими, тобто швидкість  $V_z^{\text{III}} = V_p^{\text{III}} = V_c^{\text{III}}$ . Це можливо досягти, якщо довжина камери змішування становить  $8 - 10D_{\text{кз}}$ .

Тепер, на основі балансових рівнянь спробуємо знайти витрату газової фази, а отже і коефіцієнт ежекції – одну з основних робочих характеристик ежекторів.

Масова витрата газової фази визначається з рівняння балансу мас (2.5):

$$m_z^{\text{I}} = m_c^{\text{III}} - m_p^{\text{I}}. \quad (2.20)$$

Для визначення масової витрати суміші на виході з КЗ (переріз III-III) необхідно визначити швидкість  $V_c^{\text{III}}$ . Останню можна знайти з рівняння (2.10):

$$\frac{(V_c^{\text{III}})^2}{2g} = \frac{(V_p^{\text{I}})^2}{2g} + \frac{(V_z^{\text{I}})^2}{2g} - \Delta p. \quad (2.21)$$

$$(V_c^{\text{III}})^2 = (V_p^{\text{I}})^2 + (V_z^{\text{I}})^2 - 2\Delta p \cdot g. \quad (2.22)$$

Швидкість  $V_c^{\text{III}}$  можна також визначити із рівняння балансу мас (2.5) підставивши замість  $m$  вирази (2.7) – (2.9):

$$V_z^{\text{I}} \rho_2 f_{\text{к.к}} + V_p^{\text{I}} \rho_p f_c = V_c^{\text{III}} \rho_c F_{\text{кз}}. \quad (2.23)$$

Виконаємо деякі перетворення:

- піднесемо рівняння (2.23) до квадрату:

$$\left[ (V_z^{\text{I}}) \rho_2 f_{\text{к.к}} + (V_p^{\text{I}}) \rho_p f_c \right]^2 = (V_c^{\text{III}})^2 \rho_c^2 F_{\text{кз}}^2. \quad (2.24)$$

- підставимо (2.24) в (2.22):

$$\left[ (V_z^I) \rho_z f_{к.к} + (V_p^I) \rho_p f_c \right]^2 = \left[ (V_p^I)^2 + (V_z^I)^2 - (2\Delta p \cdot g) \right] \rho_c^2 F_{кз}^2. \quad (2.25)$$

- розкриємо дужки та приведемо подібні:

$$\begin{aligned} & (V_z^I)^2 \rho_z^2 f_{к.к}^2 + 2(V_z^I) \rho_z f_{к.к} \cdot (V_p^I) \rho_p f_c + (V_p^I)^2 \rho_p^2 f_c^2 = \\ & = (V_p^I)^2 \rho_c^2 F_{кз}^2 + (V_z^I)^2 \rho_c^2 F_{кз}^2 - 2\Delta p g \cdot \rho_c^2 F_{кз}^2, \\ & (V_z^I)^2 \rho_z^2 f_{к.к}^2 - (V_z^I)^2 \rho_c^2 F_{кз}^2 + 2(V_z^I) \rho_z f_{к.к} \cdot (V_p^I) \rho_p f_c + \\ & + (V_p^I)^2 \rho_p^2 f_c^2 - (V_p^I)^2 \rho_c^2 F_{кз}^2 + 2\Delta p g \cdot \rho_c^2 F_{кз}^2 = 0. \\ & (V_z^I)^2 (\rho_z^2 f_{к.к}^2 - \rho_c^2 F_{кз}^2) + 2(V_z^I)(V_p^I) \rho_z f_{к.к} \rho_p f_c + \\ & + \left[ (V_p^I)^2 \rho_p^2 f_c^2 - (V_p^I)^2 \rho_c^2 F_{кз}^2 + 2\Delta p g \cdot \rho_c^2 F_{кз}^2 \right] = 0. \end{aligned} \quad (2.26)$$

Якщо позначити:

$$a = \rho_z^2 f_{к.к}^2 - \rho_c^2 F_{кз}^2. \quad (2.27)$$

$$b = 2\rho_z f_{к.к} (V_p^I) \rho_p f_c. \quad (2.28)$$

$$c = (V_p^I)^2 \rho_p^2 f_c^2 - (V_p^I)^2 \rho_c^2 F_{кз}^2 + 2\Delta p g \cdot \rho_c^2 F_{кз}^2. \quad (2.29)$$

то (2.23) приводиться до квадратного рівняння:

$$a(V_z^I)^2 + b(V_z^I) + c = 0. \quad (2.30)$$

Його корені дозволяються визначити швидкість газової фази на вході у КЗ:

$$(V_z^I)_{1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}. \quad (2.31)$$

Потрібно відмітити, що один з коренів, як показали розрахунки, має від'ємне значення, тому у подальший розрахунок він не приймається.

Після знаходження швидкості газової фази на вході у камеру змішування визначається її об'ємна витрата:

$$Q_z = (V_z^I) f_{к.к}. \quad (2.32)$$

При відомій витраті газової фази однозначно знаходиться коефіцієнт ежекції.

## 2.2. Методика визначення коефіцієнта ежекції

Методика визначення коефіцієнта ежекції згідно запропонованої математичної моделі наступна. Основним рівнянням для визначення об'ємної витрати газової фази є рівняння (2.32). Для її знаходження потрібно визначити швидкість газу на вході у камеру змішування з рівняння (2.31), яке має невідомі (2.27) – (2.29). Після знаходження цих величин розв'язок квадратного рівняння дає можливість визначити швидкість газової фази на вході в КЗ і при заданій площі каналу для проходу газу – його об'ємну витрату. Коефіцієнт ежекції знаходиться з виразу:  $K_{еж} = Q_c/Q_p$ .

Приклад визначення коефіцієнта ежекції ежектора з комбінованою камерою змішування представлено у додатку А (аналогічні розрахунки були проведені при різних значеннях тиску рідини у форсунці).

## 2.3. Перевірка моделі на адекватність

Для перевірки адекватності математичної моделі необхідно порівняти коефіцієнти ежекції розрахункові та експериментальні. Порівняльні дані розрахункових та експериментальних (власні дослідження) коефіцієнтів ежекції для ежектора з  $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм представлено у таблиці 2.1.

Таблица 2.1.

Порівняльні дані розрахункових та експериментальних коефіцієнтів ежекції

	Тиск рідини $P$ , МПа	$K_{еж}$ розрахунковий	$K_{еж}$ експериментальний	Поправочний коефіцієнт
1	0,05	1,152	3,652	3,17
2	0,1	1,208	3,908	3,235
3	0,15	1,254	4,295	3,425
4	0,2	1,305	4,728	3,622
5	0,25	1,361	4,825	3,545
Сер. знач.	-	-	-	3,4

Робота ежектора характеризується супутніми процесами, які комплексно надзвичайно складно аналітично урахувати (кавітація, ударні хвилі, випаровування рідини і ін.), тому було введено поправочний коефіцієнт та встановлено його середнє значення.

Графік залежності коефіцієнта ежекції (експериментального та розрахункового) від тиску рідини у форсунці з середнім значенням поправочного коефіцієнта 3,4 для ежектора з  $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм представлено на рис. 2.2.

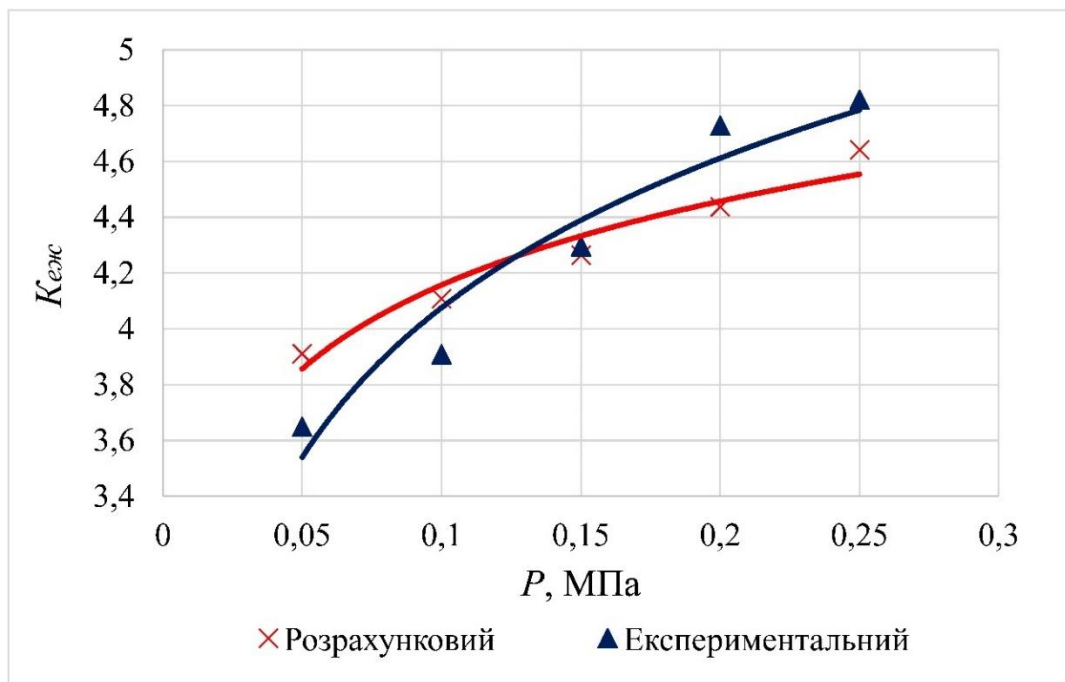


Рис. 2.2. Залежність експериментального та розрахункового коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від тиску рідини  $P$  у форсунці для ежектора з  $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм

При номінальному режимі роботи (тиску подачі рідини у форсунку) 0,1 – 0,25 МПа похибка у визначенні коефіцієнта ежекції не перевищує 5 %.

## 2.4. Висновки до розділу

1. Для ежекторів з конічно-циліндричною камерою змішування відсутні математичні моделі, які дозволяють визначити коефіцієнт ежекції із урахуванням конструктивних особливостей даного обладнання (початкова конічна частина камери змішування).

2. На основі рівнянь балансу мас і енергії (баланс енергії записано у вигляді рівняння Бернуллі) здійснено формалізоване подання зв'язків між конструктивними особливостями ежектора і коефіцієнтом ежекції.

3. Розроблено методика визначення коефіцієнта ежекції.

4. Визначено поправочний коефіцієнт, що рівний 4,3.

5. При номінальному режимі роботи ежектора (тиску подачі рідини у форсунку) 0,1 – 0,25 МПа похибка у визначенні коефіцієнта ежекції за запропонованою математичною моделлю не перевищує 5 %.

## РОЗДІЛ 3

### ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ РІДИННО-ГАЗОВИХ ЕЖЕКЦІЙНИХ АПАРАТІВ

#### 3.1. Експериментальна установка

Неоднозначність результатів досліджень, недостатня кількість досліджень ежекторів з диспергованим та імпульсним струменями рідини при низьких тисках подачі активного потоку спонукали до проведення додаткових натурних експериментів. Цілі експериментів – встановлення реальної картини течії двофазного потоку в КЗ, оцінка впливу конструктивного виконання елементів ежекторів та режимів роботи на робочі характеристики даного обладнання.

Для досягнення зазначених цілей на кафедрі технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування НУХТ розроблено та виготовлено експериментальну установку (рис. 3.1) [3].

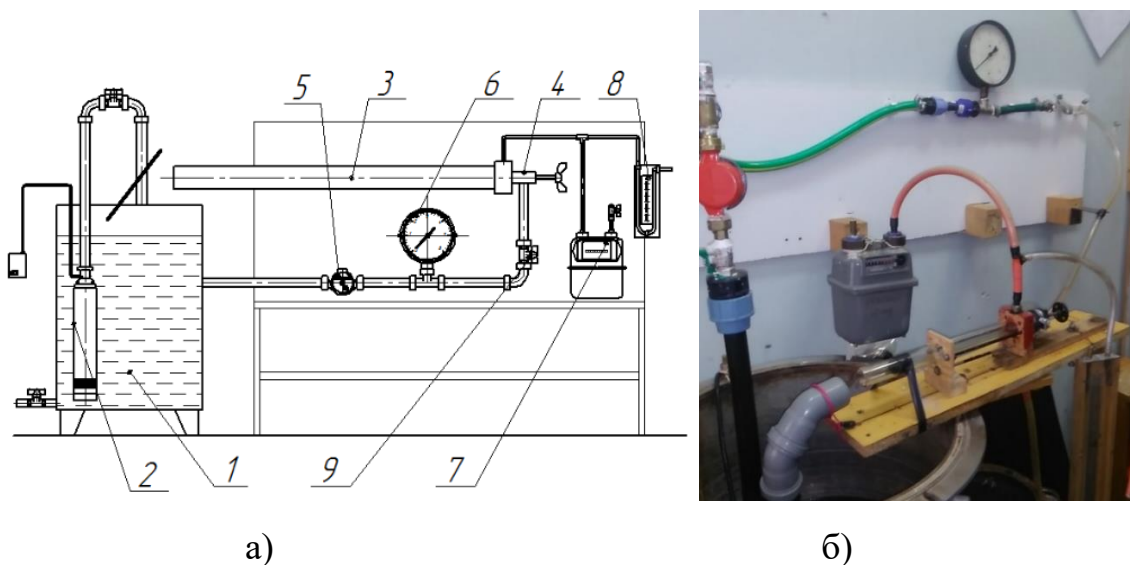


Рис. 3.1. Експериментальна установка для дослідження роботи рідинно-газових ежекторів: а) – схематичне зображення; б) – загальний вигляд

- 1 – резервуар з рідиною; 2 – насос; 3 – камера змішування; 4 – робоче сопло;  
5 – витратомір рідини; 6 – манометр; 7 – витратомір газу; 8 – дифманометр;  
9 – регулювальні крани

При експериментальних дослідженнях використовувалися різні типи робочих сопел (їх конструкції будуть розглянуті далі) з діаметром соплового отвору ( $d_c$ ) 4 мм, 6 мм, 6,2 мм та 8 мм. Камери змішування були прозорими, що дозволяло візуально спостерігати за течією рідинно-газової суміші у ній. КЗ мали внутрішній діаметр ( $D_{кз}$ ) 8 мм, 15 мм, 19 мм, 27 мм та 45 мм, а їх довжина складала  $L_{кз} = 8D_{кз}$ . Відстань від зрізу сопла до початку КЗ була рівною діаметру сопла:  $L_c = d_c$ .

Для досліджень прийнято бездифузорний ежектор, який, на відміну від ежектора з дифузором, характеризується досягненням вищих  $K_{еж}$ , що є необхідним при проведенні тепломасообмінних процесів в інтенсивному режимі.

Витрата рідини вимірювалась ротаційним витратоміром КВ-1,5 (клас точності 1,5). Тиск рідини в робочому соплі контролювався манометром ОБМ1-160 (клас точності 1,5). Витрата газу вимірювалась лічильником об'ємного типу PREMA G 1,6. Розрідження у приймальній камері вимірювалось диференціальним манометром в мм. вод. ст. з похибкою  $\pm 1$  мм.

Дослідження проводилися при тиску подачі рідини у форсунку 0,025 – 0,25 МПа, і обумовлено тим, що тиск рідин у технологічних трубопроводах становить 0,15 – 0,2 МПа, а також технічними характеристиками насоса. Газ надходив у ежектор з середовища атмосферного тиску. Двофазна суміш мала вільний витік (без протитиску) з камери змішування.

Експерименти здійснювалися в системах “вода-повітря”, “цукрові розчини-повітря”, “крохмальні розчини-повітря” при температурі фаз 20 °С і відносній вологості повітря 85 %. Необхідно відмітити, що теплофізичні властивості рідини (активний потік) та газу (пасивний потік) мають значний вплив на результати досліджень. Чим більша різниця між температурами фаз або парціальним тиском парів рідини в газовій фазі при даній температурі та рівноважною, тим більший вплив на ежекційну здатність ( $K_{еж}$  зменшується). В ежекторі досягається рівновага фаз по температурам, парціальним тискам парів рідини, а також відбувається її випаровування внаслідок розрідження в приймальній камері. При чому, чим далі фази до рівноваги, тим більший вплив супутніх процесів (до 10 %). Тому дослідження відбувались при відносно низькій температурі фаз та високій вологості повітря.

Обробка експериментальних даних відбувалась загальновідомими методами (виключення грубих помилок за критерієм Стюдента при рівні значущості 0,05, результат приводився до середньоарифметичного значення) і виконувалась за допомогою табличного процесора Microsoft Office Excel.

### 3.2. Конструкції робочих сопел рідинно-газових ежекторів

Була досліджена робота ежекторів з робочими соплами різної конструкції: струминною форсункою (рис. 3.2), відцентрово-струминною форсункою з профільованою вставкою (рис. 3.3), форсункою з нахиленими підвідними каналами (рис. 3.4), імпульсною форсункою (рис. 3.5).

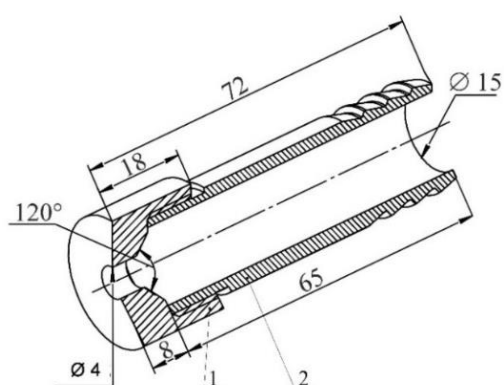


Рис. 3.2. Струминна форсунка  
1 – сопло; 2 – корпус

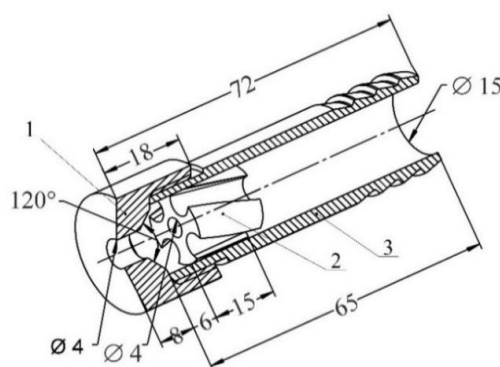


Рис. 3.3. Відцентрово-струминна форсунка з профільованою вставкою  
1 – сопло; 2 – вставка; 3 – корпус

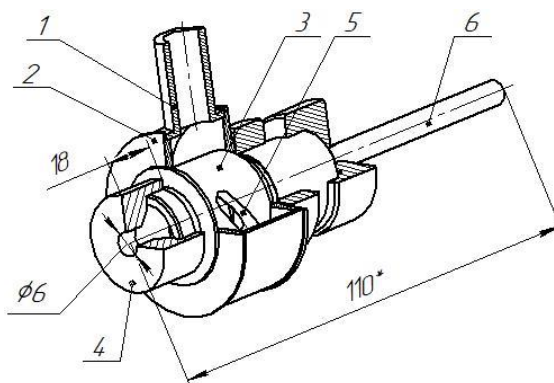


Рис. 3.4. Форсунка з двома нахиленими підвідними каналами  
1 – підвідний патрубок; 2 – корпус; 3 – камера закручування; 4 – сопло;  
5 – підвідний канал; 6 – плунжер з штоком



підтримувати сталий тиск, під яким відбувається її диспергування, і цим самим стабілізувати роботу ежектора;

- імпульсна форсунка [16] дозволяє отримати пульсаційний витік рідини з сопла. Внутрішній стакан 3 форсунки приводився в обертовий рух приводом зі змінним числом обертів. За рахунок періодичного перекриття вхідного каналу 7 створювався пульсаційний ефект руху двофазного потоку в КЗ ежектора. ДІВЕ є одним з перспективних шляхів підвищення ефективності роботи різного технологічного обладнання. На жаль, ежектори, які працюють в імпульсному режимі досліджені недостатньо, що є стимулом для проведення досліджень в даному напрямі.

### 3.3. Конструкції досліджуваних ежекторів

Для проведення експериментальних досліджень було розроблено та виготовлено ежектори різної конструкції (рис. 3.6 – 3.9).

На рис. 3.6 зображено ежектор з циліндричною камерою змішування і типовим виконанням приймальної камери (один підвідний патрубок).

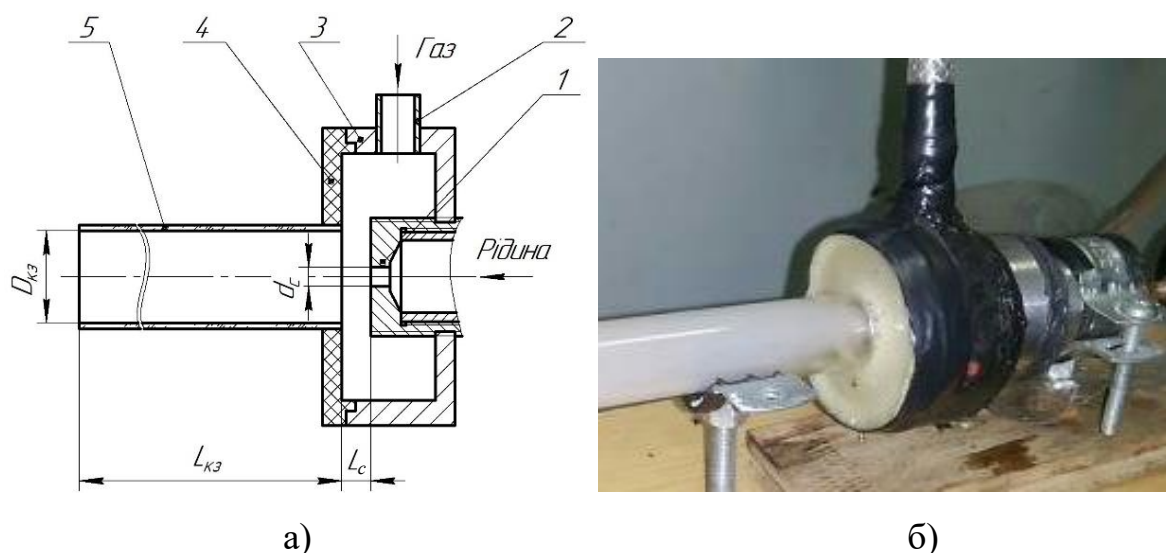


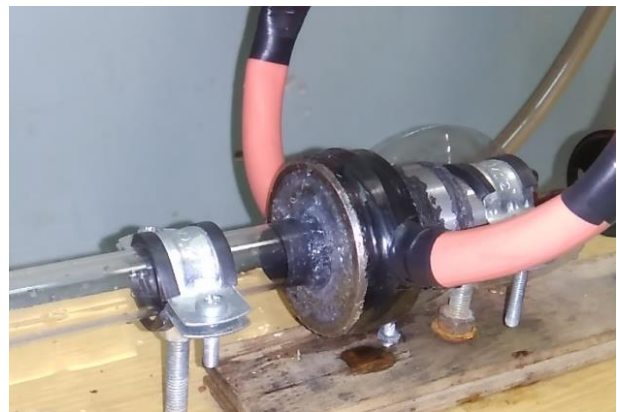
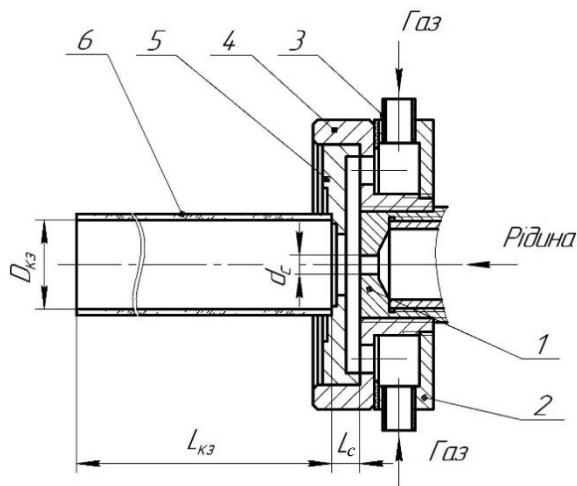
Рис. 3.6. Ежектор з циліндричною камерою змішування і типовим виконанням приймальної камери: а) – схематичне зображення; б) – загальний вигляд

1 – сопло форсунки; 2 – підвідний патрубок; 3 – корпус; 4 – кришка;

5 – циліндрична камера змішування

5 – циліндрична камера змішування

На рис. 3.7 представлено ежектор з циліндричною КЗ та модернізованою приймальною камерою. Підведення газу в приймальну камеру виконано двома патрубками, а для забезпечення рівномірного розподілення пасивного середовища при вході в камеру змішування у її корпусі виконано вісім отворів. КЗ встановлювалась у проточку проміжного кільця, стик між ними герметизувався.



а)

б)

Рис. 3.7. Ежектор з циліндричною камерою змішування та модернізованою приймальною камерою: а) – схематичне зображення; б) – загальний вигляд

1 – сопло форсунки; 2 – кришка; 3 – підвідний патрубок; 4 – корпус;  
5 – проміжне кільце; 6 – циліндрична камера змішування

На рис. 3.8 – 3.9 зображено інноваційний ежектор з комбінованою (конічно-циліндричною) камерою змішування, у якого конічна частина КЗ частково виконує функцію приймальної камери.

Конструюванню такого ежектора передував аналіз течії двофазного потоку в циліндричній камері змішування, який дозволив встановити, що витік води з робочого сопла в КЗ подібний руху рідини трубопроводом з раптовим розширенням, і характеризується значними втратами напору та зворотно-циркуляційними потоками. Аналіз літературних даних та знаходження опорів при раптовому і поступовому розширенні трубопроводу дозволили встановити, що виконання поступового розширення камери змішування (початкової її частини), аналогічно до

конічного перехідника (дифузора) між трубопроводами різного діаметру, приведе до зменшення гідравлічного опору і, відповідно, збільшення корисної енергії струменя рідини для ежекції газу. При цьому, кут розкриття дифузору приймається в діапазоні  $3 - 8^\circ$ , що пояснюється низькими гідравлічними втратами та безвідривним характером руху потоку [6].

Аналогічне технічне рішення було використане до КЗ, тобто виконано камеру змішування комбінованою – з початковою конічною та наступною циліндричною ділянками. Кут розкриття конічної частини є меншим на  $3 - 8^\circ$  за кут факелу розпилення рідини з сопла, а краплі рідини повинні ударятись об стінки камери змішування в місці з'єднання конічної та циліндричної частин. При куті розкриття конічної частини КЗ менше  $3^\circ$  за кут факела розпилення рідини – краплі рідини на деякій відстані від сопла потраплять на конічну стінку, що призведе до збільшення гідравлічного опору. Якщо кут розкриття більший за  $8^\circ$  кута факелу розпилення – збільшується кільцевий зазор між внутрішньою поверхнею конічної частини КЗ та зовнішньою поверхнею факела розпилення, у якому утворюються зворотно-циркуляційні потоки. Якщо кут розкриття КЗ більше кута факела розпилення рідини з сопла в межах  $3 - 8^\circ$ , то рідина торкається стінок КЗ в місці з'єднання конічної та циліндричної її частин. Кільцевий зазор між факелом розпиленої рідини та конічною стінкою в напрямі руху потоку рідини зменшиться, що сприяє створенню високого розрідження та зниженню вірогідності утворення зворотно-циркуляційних потоків. В сукупності це приводить до підвищення ККД та  $K_{еж}$  ежектора [7].

Ежектор з комбінованою КЗ був виготовлений та досліджений. В якості конічної частини камери змішування використано конічний перехідник з кутом розширення  $25^\circ$  (кут розпилення рідини з робочого сопла становить  $28 - 31^\circ$ , що відповідає вищезазначеній умові). Циліндрична частина камери змішування співвісно встановлювалась в конічну частину, стик між ними герметизувався. Для такого ежектора було розглянуто два варіанти підведення пасивного середовища:

- через два патрубки на початку конічної частини КЗ, що забезпечує вхід газу з мінімальним опором (рис. 3.8);

- через приймальну камеру з газорозподільником та двома підвідними патрубками, що дозволяє рівномірно розподілити пасивне середовище в кільцевому зазорі між факелом розпиленої рідини та стінкою конічної частини КЗ (рис. 3.9).

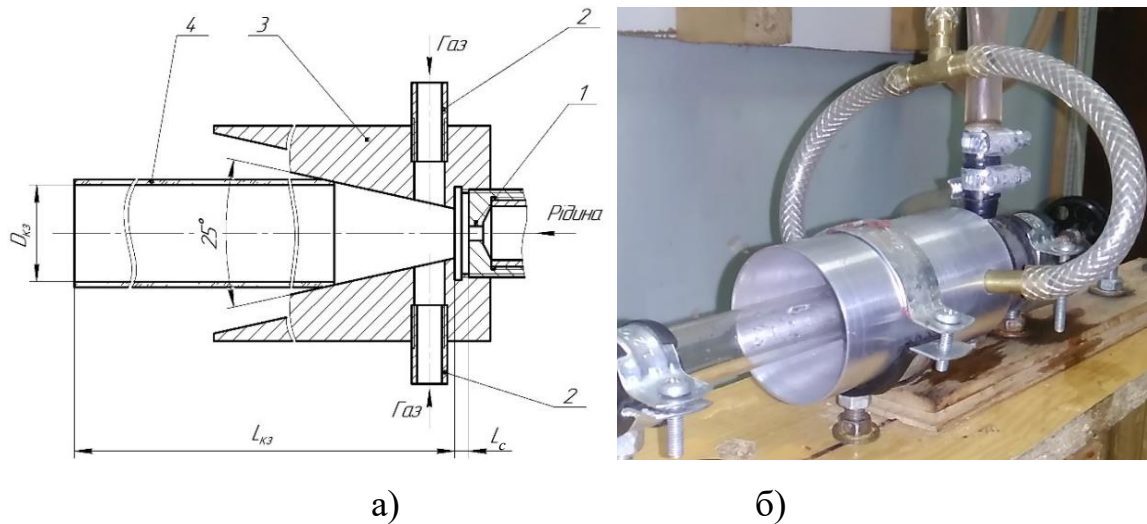


Рис. 3.8. Ежектор з комбінованою камерою змішування та підведенням пасивного середовища в її конічну частину: а) – схематичне зображення; б) – загальний вигляд  
1 – сопло форсунки; 2 – підвідні патрубки; 3 – конічна частина камери змішування;  
4 – циліндрична частина камери змішування

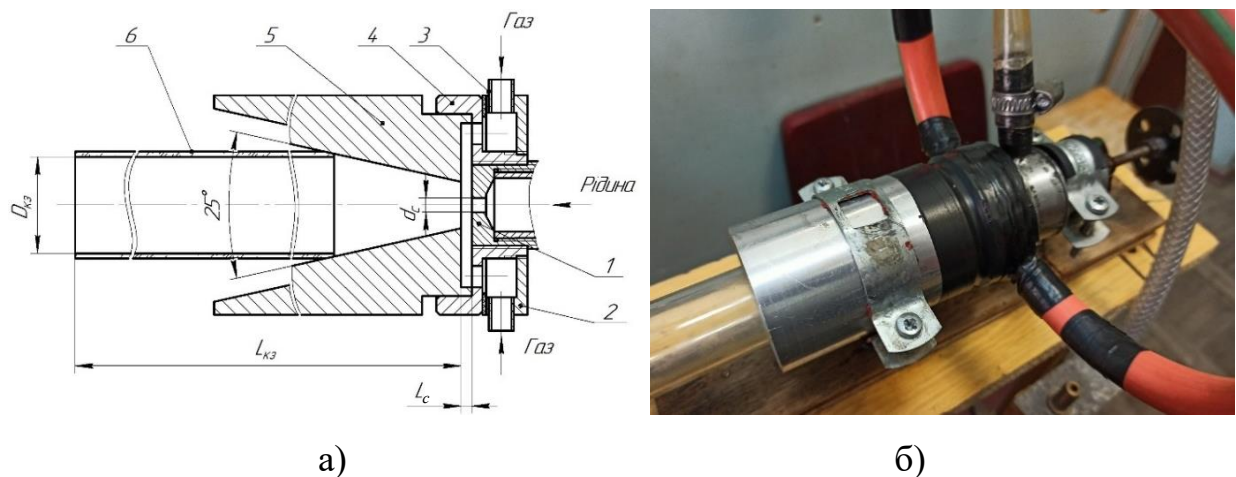


Рис. 3.9. Ежектор з комбінованою камерою змішування та приймальною камерою із двома підвідними патрубками і газорозподільником: а) – схематичне зображення;  
б) – загальний вигляд

1 – сопло форсунки; 2 – кришка; 3 – підвідний патрубок; 4 – корпус; 5 – конічна частина камери змішування; 6 – циліндрична частина камери змішування

### 3.4. Дослідження роботи ежекторів з циліндричною камерою змішування і різними типами робочих сопел

#### 3.4.1. Робоче сопло ежектора – струминна форсунка

Дослідження такого ежектора викликане потребою встановити причини недостатньої ефективності роботи струминного сульфітатора в промислових умовах, що проявляється в нестабільності рН обробленого розчину, низькому коефіцієнті використання сульфітаційного газу.

Досліджувався ежектор з циліндричною КЗ конструкції, яка представлена на рис. 3.7. Робоче сопло ежектора – струминна форсунка (рис. 3.2).

Характерний режим течії двофазного потоку в камері змішування внутрішнім діаметром  $D_{кз} = 45$  мм та струминною форсункою з діаметром сопла  $d_c = 4$  мм (основний геометричний параметр складає  $m = 126,5$ ) представлений на рис. 3.10. Значення основного геометричного параметра досліджуваного ежекційного апарата співпадає з його значенням для струминного сульфітатора типу ПСК.



Рис. 3.10. Течія двофазного потоку в камері змішування ежектора з  $m = 126,5$

Аналіз течії двофазного потоку в камері змішування (рис. 3.10) показав, що струмінь рідини не торкається її стінки. Під час роботи такого ежектора витратомір газу не зафіксував надходження повітря до приймальної камери.

Пояснити відсутність ежекції можна тим, що опір тракту подачі пасивного потоку в ежектор перевищує опір виходу газу з торця КЗ. В типовій сульфітаційній установці при аналогічному значенні  $m$  за рахунок зменшеного гідравлічного опору зі сторони виходу парогазового потоку в атмосферу (природня тяга через витяжну трубу) спостерігається незначна ежекція сульфітаційного газу. Проведений аналіз роботи струминного сульфітатора підтверджує його недостатньо ефективну роботу внаслідок неточного вибору  $m$ .

Для поглиблення знань про вплив конструктивного виконання і режимів роботи ежекторів з циліндричною КЗ і струминною форсункою, як робочого сопла, на коефіцієнт ежекції було проведено додаткові експериментальні дослідження, деякі результати яких висвітлено у роботі [11].

На рис. 3.11. представлена залежність об'ємного коефіцієнта ежекції від тиску рідини в струминній форсунці для ежекторів з різними значеннями основного геометричного параметра:  $m = 5,64$  ( $d_c = 8$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм);  $m = 11,39$  ( $d_c = 8$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм);  $m = 22,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм);  $m = 45,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм).

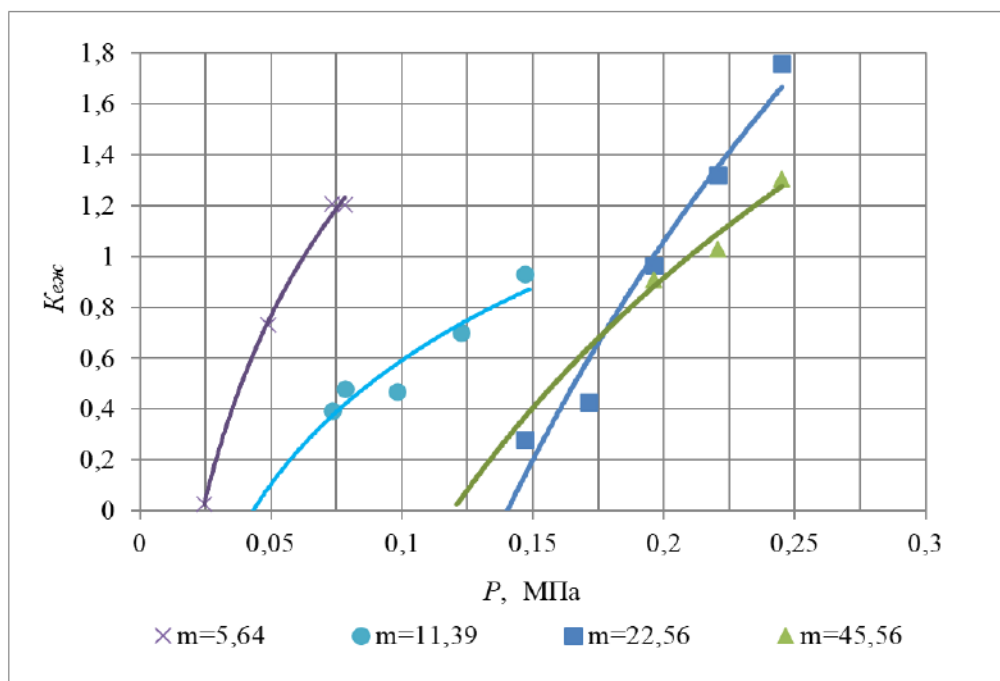


Рис. 3.11. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{ежк}$  від тиску  $P$  рідини в струминній форсунці для ежекторів з різними значеннями основного геометричного параметра  $m$

Дослідження роботи ежекторів при різних значеннях  $m$  показало, що ежекція повітря відбувається лише при досягненні деякого мінімального тиску рідини в робочому соплі (рис. 3.11). Так, ежектор з  $m = 5,64$  ежекує повітря при перевищенні тиску рідини в форсунці 0,025 МПа. Для ежектора з  $m = 45,56$  мінімальний робочий тиск складає 0,12 МПа. Зі збільшенням тиску рідини в форсунці збільшується її витрата та об'ємний коефіцієнт ежекції.

Для встановлення раціональних значень основного геометричного параметра ежекторів зі струминною форсункою, при яких досягаються найвищі об'ємні коефіцієнти ежекції, були проведені дослідження в діапазоні  $m = 5,64 - 50$ . Їх результати представлені на рис. 3.12.

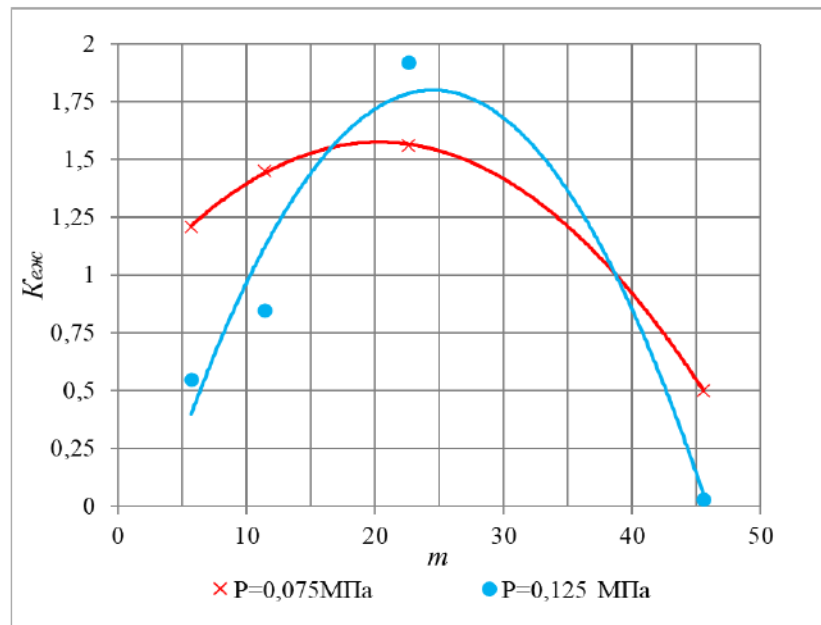


Рис. 3.12. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від основного геометричного параметра  $m$  при різних значеннях тиску  $P$  рідини в форсунці

Аналіз приведених на рис. 3.12 результатів дозволив встановити, що максимальні об'ємні коефіцієнти ежекції досягаються в діапазоні основного геометричного параметра  $m = 15 - 35$ . Збільшення тиску, під яким проводиться розпилення рідини, приводить до збільшення  $K_{еж}$ . За даних режимів роботи ежекція повітря в ежекторах у яких відношення площі камери змішування до площі сопла більш ніж 50 відсутня.

### 3.4.2. Робоче сопло ежектора – відцентрово-струминна форсунка з профільованою вставкою

Досліджувався ежектор з циліндричною КЗ (рис. 3.7) і робочим соплом – відцентрово-струминною форсункою з профільованою вставкою (рис. 3.3).

Візуальне спостереження за течією двофазного потоку в камері змішування ежектора з  $m = 45,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм) (рис. 3.13) дозволило виявити значні зворотно-циркуляційні потоки на її початковій ділянці ( $2D_{кз}$ ), які рухаються в напрямі, зворотному траєкторії руху основної маси рідини. В нижній частині КЗ (нижче горизонтальної осі) відбувається зворотний рух води, а у верхній (вище горизонтальної осі) – водо-повітряної суміші. Беззаперечно, що такі течії призводять до зниження робочих характеристик ежектора, оскільки на їх утворення та підтримку руху затрачається енергія активного потоку. Зауважимо, що подібна картина течії спостерігається в ежекційних апаратах і при інших значеннях  $m$ .

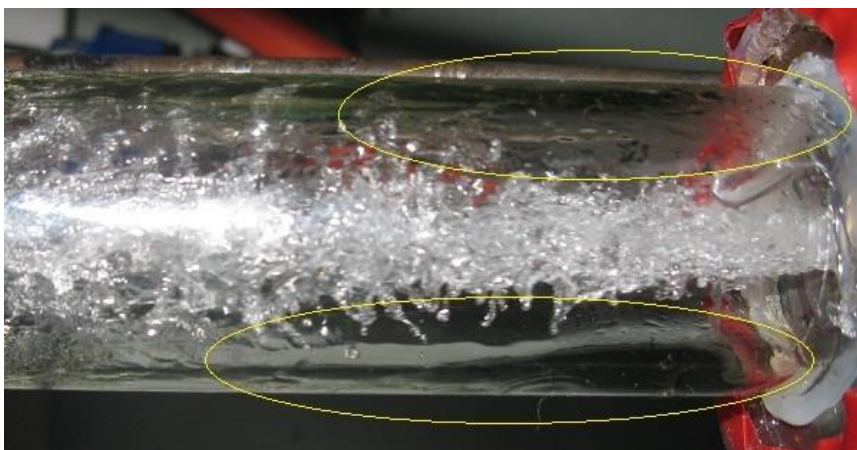


Рис. 3.13. Течія двофазного потоку в камері змішування ежектора з  $m = 45,56$

Пояснити процес утворення зворотно-циркуляційних потоків у верхній та нижній частинах камери змішування можна наступним чином.

Краплі, що рухаються до “верхньої” стінки камери змішування досягають її, відбиваються вниз і під дією сили тяжіння опускаються, захоплюються центральною масою потоку і рухаються разом з ним далі. Тому, у верхній частині КЗ спостерігаються зворотно-циркуляційні потоки водо-повітряної суміші.

У випадку коли краплі рідини рухаються до “нижньої” стінки камери змішування, вони залишаються на ній та утворюють шар рідини, який гальмується внаслідок тертя об стінку, і під дією розрідження, яке створюється в приймальній камері ежектора, деяка його частина змінює свій напрям руху. Тому, в нижній частині КЗ спостерігаються значні зворотно-циркуляційні течії рідини.

Для поглиблення знань про вплив конструктивного виконання і режимів роботи ежекторів з циліндричною КЗ і відцентрово-струминною форсункою з профільованою вставкою на робочі характеристики даного обладнання було проведено значний об’єм експериментальних досліджень (деякі результати таких досліджень висвітлено у роботах [1, 11]).

На рис. 3.14. представлена залежність об’ємного коефіцієнта ежекції від тиску рідини (діаметр отвору сопла  $d_c = 4$  мм) для ежекторів з різним значенням основного геометричного параметра:  $m = 14,06$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 15$  мм);  $m = 22,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм);  $m = 45,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм);  $m = 126,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 45$  мм).

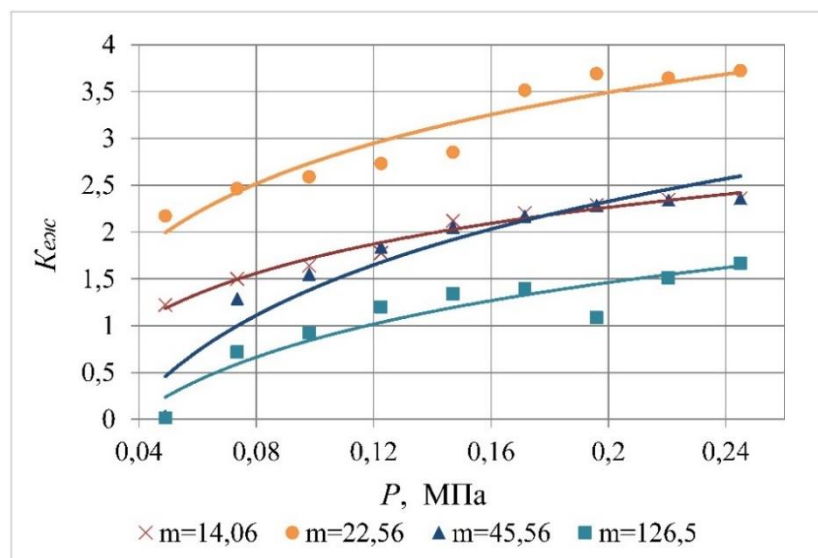


Рис. 3.14. Залежність об’ємного коефіцієнта ежекції  $K_{ежс}$  від тиску  $P$  рідини у відцентрово-струминній форсунці для ежекторів з  $m = 14,06$ ,  $m = 22,56$ ,  $m = 45,56$ ,  $m = 126,56$

Аналіз результатів на рис. 3.14 показав, що зі збільшенням тиску подачі рідини в форсунку відбувається підвищення об’ємного коефіцієнта ежекції для всіх

значень  $m$ . Наприклад, при тиску 0,2 МПа найвищий  $K_{ежс}$  досягається у ежектора з  $m = 22,56$  і становить 3,5. Майже однакові об'ємні коефіцієнти ежекції 2,3 і 2,35 є для ежекторів з  $m = 14,06$  та  $m = 45,56$  відповідно. Найнижчий  $K_{ежс}$ , що становить 1,5, досягається у ежекторі з  $m = 126,56$ .

На рис. 3.15 представлена залежність  $K_{ежс}$  від тиску рідини в форсунці (діаметр отвору сопла  $d_c = 6$  мм) для ежекторів з  $m = 6,25$  ( $d_c = 6$  мм,  $D_{кз} = 15$  мм),  $m = 20,56$  ( $d_c = 6$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм),  $m = 56,25$  ( $d_c = 6$  мм,  $D_{кз} = 45$  мм).

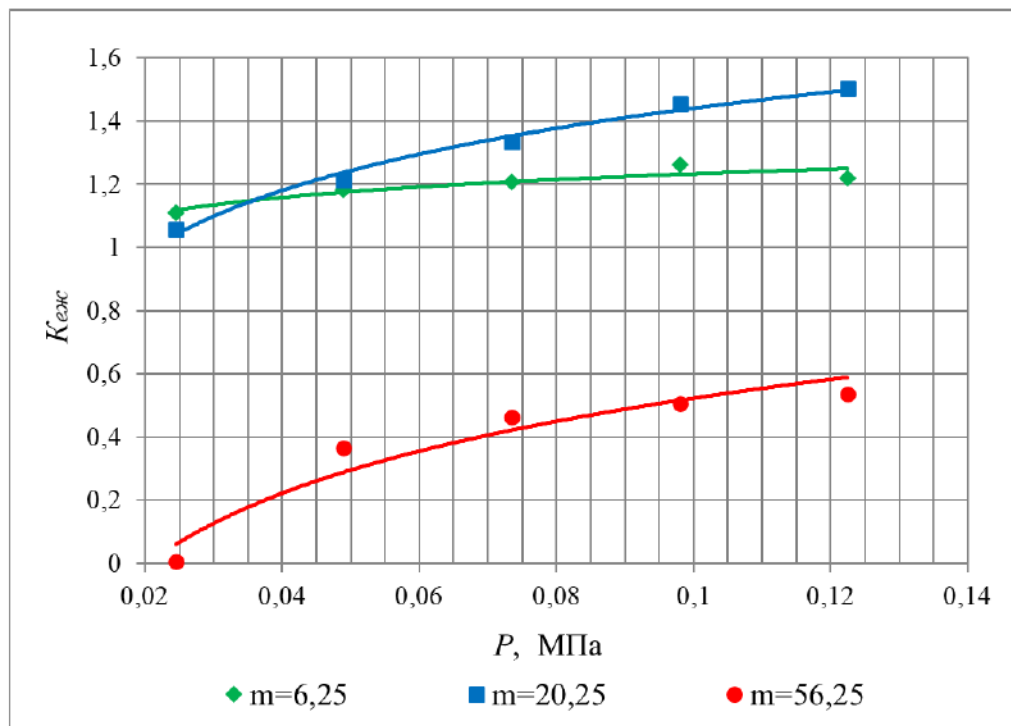


Рис. 3.15. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{ежс}$  від тиску  $P$  рідини в форсунці для ежекторів з  $m = 6,25$ ;  $m = 20,25$ ;  $m = 56,25$

Аналіз представленої на рис 3.15 функціональної залежності  $K_{ежс} = f(P)$  показав, що при  $m = 20,25$  досягається найбільший об'ємний коефіцієнт ежекції, однак він не перевищує 1,5.

Аналогічні дослідження роботи ежекторів проведено при діаметрі сопла  $d_c = 8$  мм та камерах змішування діаметром  $D_{кз} = 15$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм,  $D_{кз} = 45$  мм, чому відповідає значення основного геометричного параметра  $m = 3,51$ ,  $m = 5,64$ ,  $m = 11,39$  та  $m = 31,64$  відповідно. Залежність  $K_{ежс}$  від тиску  $P$  для таких ежекторів представлена на рис. 3.16.

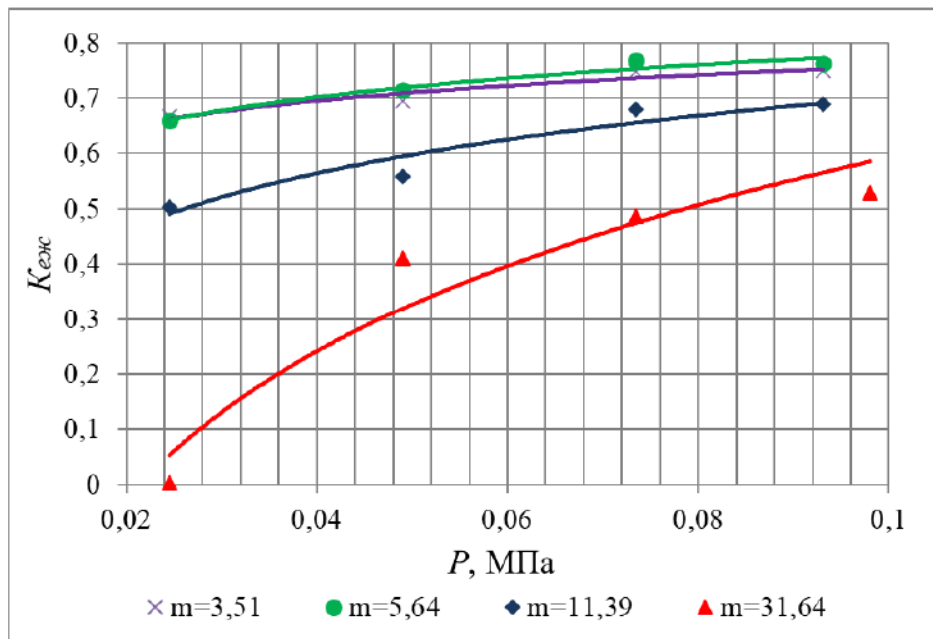


Рис. 3.16. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{ежс}$  від тиску  $P$  рідини в форсунці для ежекторів з  $m = 3,51$ ;  $m = 5,64$ ;  $m = 11,39$ ;  $m = 31,64$

Наведені на рис. 3.16 результати засвідчують, що майже рівні  $K_{ежс}$  досягаються при  $m = 3,51$  та  $m = 5,64$ . Збільшення діаметра камери змішування при незмінному діаметрі сопла форсунки призводить до зниження  $K_{ежс}$ .

Аналіз отриманих результатів (рис. 3.14 – 3.16) показує, що максимальне значення  $K_{ежс}$  досягається при  $m = 22,56$  (при  $P = 0,1$  МПа  $K_{ежс} = 2,7$ ). При чому він залежить від діаметра сопла форсунки, через яке диспергується рідина, тобто  $K_{ежс}$  залежить не лише від витрати рідини через сопло (при більшому  $d_c$  досягається більша витрата), а також від дисперсності крапель рідини (при меншому  $d_c$  отримується крапля меншого розміру). При досліджених режимах роботи та розмірах ежекторів найбільший коефіцієнт ежекції отримано при найменшому діаметрі сопла форсунки, тобто при найменшому діаметрі крапель рідини.

Проведені дослідження роботи ежекторів в широкому діапазоні основного геометричного параметра дозволяють знайти його раціональні значення, за яких досягаються найвищі об'ємні коефіцієнти ежекції. Залежність  $K_{ежс}$  від  $m$  при різних тисках рідини у відцентрово-струминній форсунці з профільованою вставкою представлена на рис. 3.17.

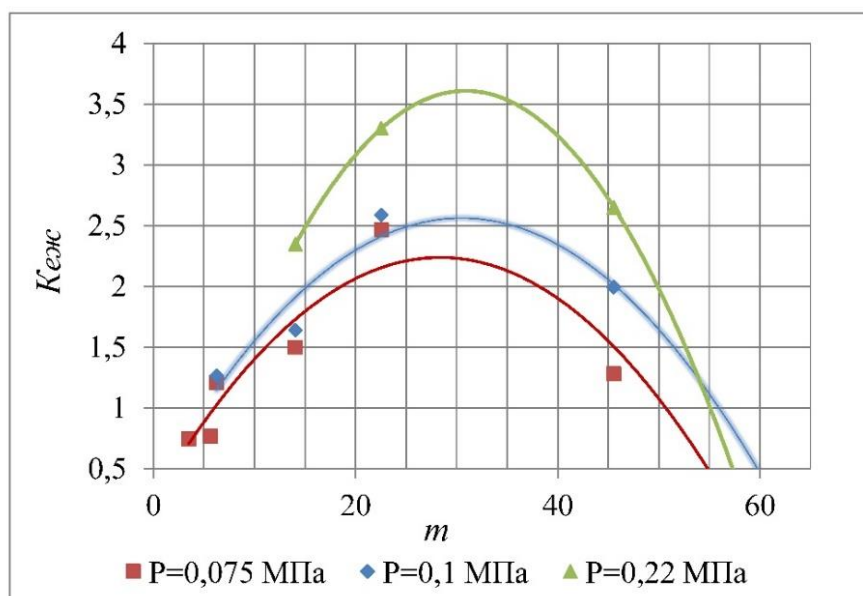


Рис. 3.17. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від основного геометричного параметра  $m$  при різних тисках  $P$  рідини у відцентрово-струминній форсунці з профільованою вставкою

Аналіз результатів (рис. 3.17) дозволяє зробити висновок, що у всьому діапазоні тисків найвищі коефіцієнти ежекції досягаються при  $m = 20 - 40$ . Як і в ежекторі зі струминною форсункою, збільшення тиску подачі активного потоку приводить до підвищення  $K_{еж}$ .

Важливою робочою характеристикою ежектора є величина розрідження, що створюється в приймальній камері. Експериментальні значення розрідження в приймальній камері від тиску рідини у відцентрово-струминній форсунці для ежекторів з  $m = 31,64$  ( $d_c = 8$  мм,  $D_{кз} = 45$  мм),  $m = 56,25$  ( $d_c = 6$  мм,  $D_{кз} = 45$  мм),  $m = 125,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 45$  мм) представлено на рис. 3.18.

Для ежектора з камерою змішування діаметром 45 мм розрідження в приймальній камері зростає зі збільшенням діаметра сопла форсунки від 4 мм до 8 мм (рис. 3.18.). Найбільше розрідження досягається при  $m = 31,64$ , що підтверджує отримані дані по коефіцієнту ежекції: більший коефіцієнт ежекції досягається при більшому розрідженні.

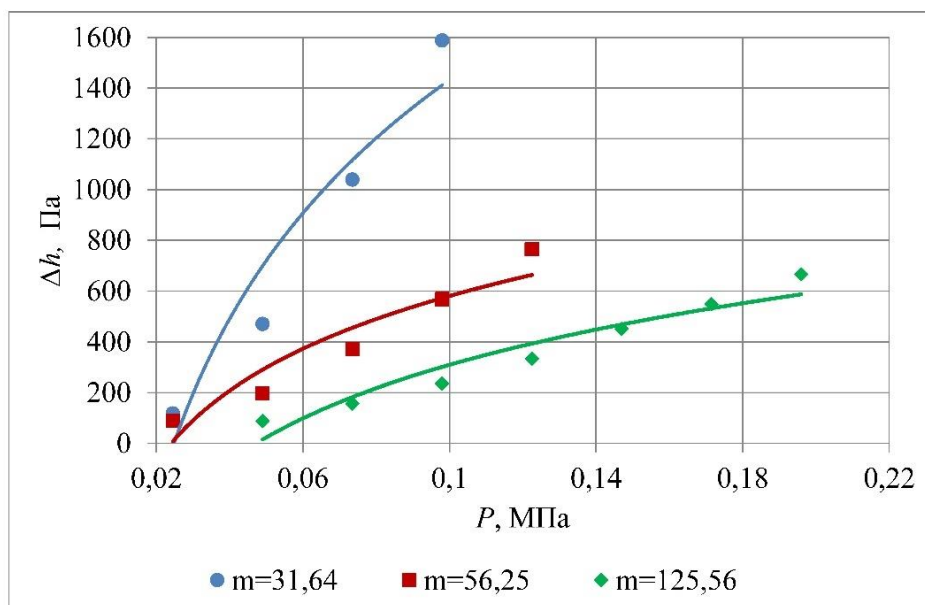


Рис. 3.18. Залежність розрідження  $\Delta h$  в приймальній камері від тиску  $P$  рідини у відцентрово-струминній форсунці для ежекторів з різними значеннями  $m$

### 3.4.3. Робоче сопло ежектора – форсунка з двома нахиленими підвідними каналами

Досліджувався ежектор з циліндричною камерою змішування (рис. 3.7) і робочим соплом – форсункою з нахиленими підвідними каналами (рис. 3.4). Деякі результати таких досліджень висвітлені у роботах [4, 14, 15].

Для такого робочого сопла ежектора було розглянуто декілька положень плунжера, що безпосередньо впливало на характер витоку рідини з форсунки та гідродинаміку (течію) двофазного потоку в камері змішування:

- положення плунжера, при якому підвідні канали відкриті повністю. Такому положенню відповідає струминна течія і кут розпилення  $7^\circ$  (рис. 3.19). Струм рідини торкається стінки камери змішування на значній відстані від сопла;

- положення плунжера, при якому підвідні канали відкриті на  $2/3$ . Такому положенню відповідає відцентрово-струминна течія, кут розпилення  $22^\circ$ , струмінь рідини торкається стінки камери змішування на відстані близько  $2D_{кз}$  від її початку

(рис. 3.20). На виході з камери змішування спостерігався кільцевий режим течії, що супроводжується рухом основної маси рідини біля стінки КЗ;

- положення плунжера, при якому підвідні канали відкриті на  $1/2$ . Такому положенню відповідає відцентрово-струминна течія, кут розпилення становить  $38^\circ$ , струмінь рідини торкається стінки камери змішування на відстані близько  $D_{кз}$  від її початку (рис. 3.21). На виході з камери змішування основна маса рідини рахується по її стінці (кільцевий режим течії).

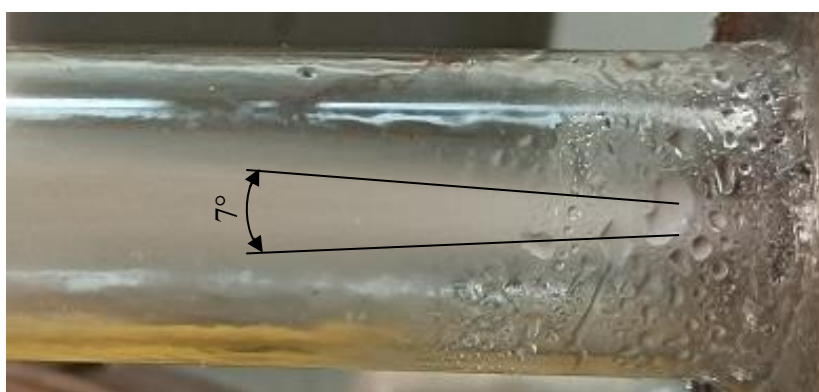


Рис. 3.19. Течія двофазного потоку в камері змішування ежектора з  $m = 45,56$  ( $d_c = 4\text{мм}$ ,  $D_{кз} = 27\text{мм}$ ) при повністю відкритих підвідних каналах

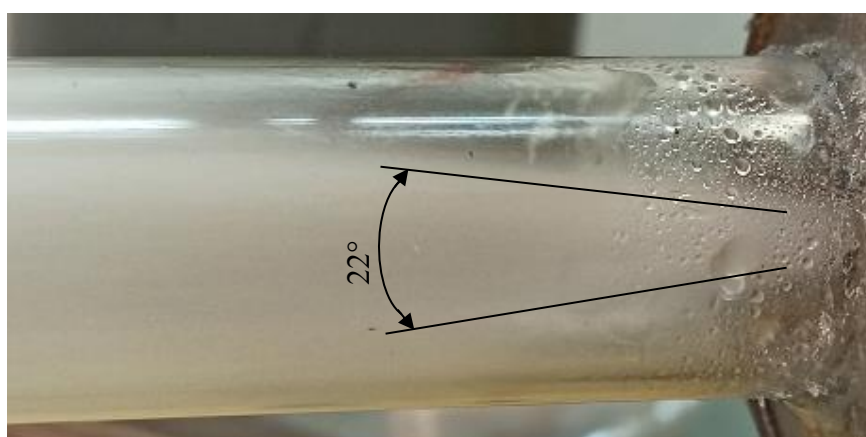


Рис. 3.20. Течія двофазного потоку в камері змішування ежектора з  $m = 45,56$  ( $d_c = 4\text{мм}$ ,  $D_{кз} = 27\text{мм}$ ) при відкритих підвідних каналах на  $2/3$

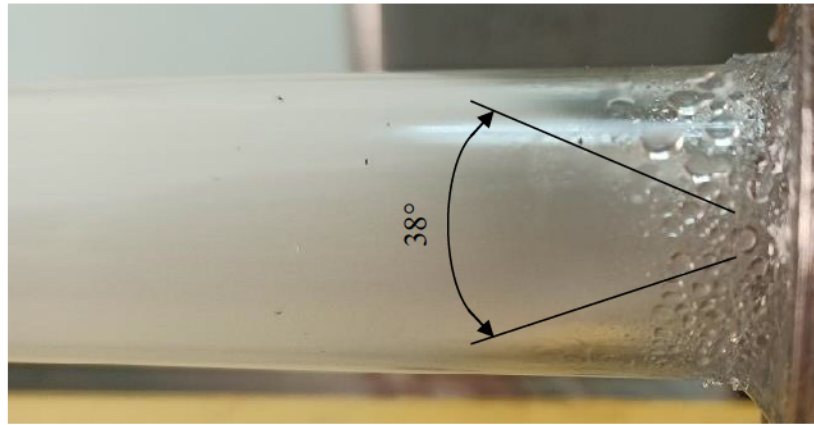


Рис. 3.21. Течія двофазного потоку в камері змішування ежектора з  $m = 45,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм) при відкритих підвідних каналах на  $1/2$

Результати досліджень роботи ежектора з  $m = 22,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм) і форсункою, у якої підвідні канали відкриті повністю, на  $1/2$  та на  $2/3$  представлено на рис. 3.22 у вигляді залежності коефіцієнта ежекції від тиску рідини в форсунці.

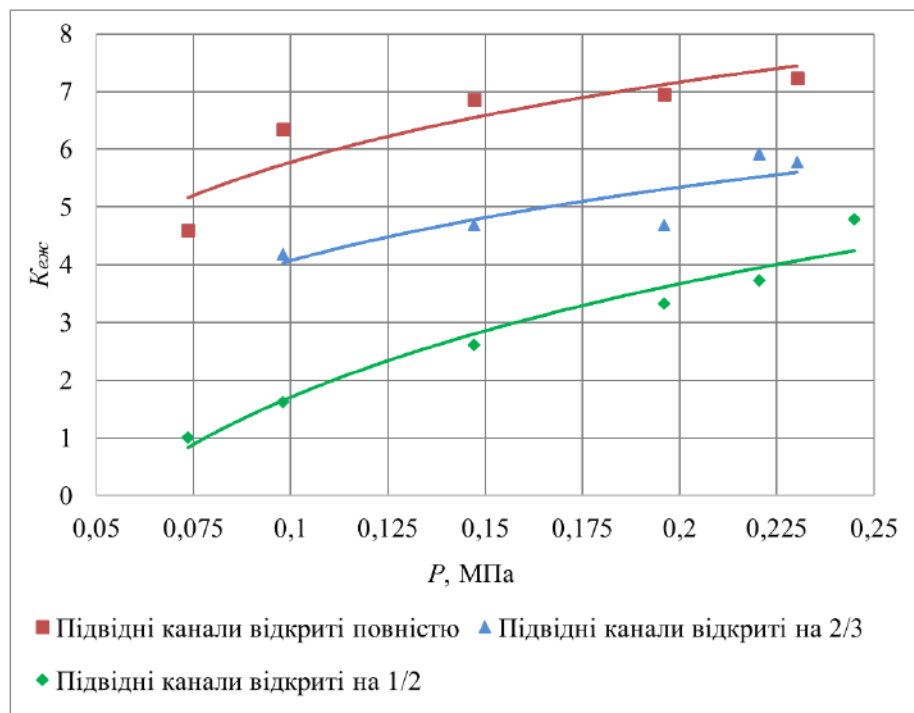


Рис. 3.22. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від тиску  $P$  рідини в форсунці з двома підвідними каналами для ежектора з  $m = 22,56$

Аналіз отриманих результатів (рис. 3.22) показав, що перекриття підвідних каналів значно впливає на коефіцієнт ежекції. Так, наприклад, за тиску  $0,2$  МПа  $K_{еж}$

$= 7,15$  при повністю відкритих каналах,  $K_{ежс} = 5,35$  якщо підвідні канали відкриті на  $2/3$ , та  $K_{ежс} = 3,7$  у випадку, коли канали відкриті на  $1/2$ .

Пояснити отримані дані можна двома причинами. При переході режиму течії від струминної (повністю відкриті канали) до відцентрово-струминної (підвідні канали відкриті на  $2/3$  та на  $1/2$ ), змінюються коефіцієнт витрати форсунки і площа щілинних каналів, що призводить до зменшення витрати рідини через сопло форсунки. Зменшення витрати активного потоку веде до однозначного зменшення кількості ежектованого пасивного потоку. Другою причиною є те, що при переході течії з струминної до відцентрово-струминної кут факела розпилення збільшується і частина енергії рідини втрачається внаслідок ударів крапель об стінку камери змішування та безпосередньо співударі самих крапель, яке також призводить до зменшення ефективної енергії на ежектування газової фази.

Залежність розрідження в приймальній камері від тиску рідини у форсунці при різних положеннях плунжера для ежектора з  $m = 22,56$  представлено на рис. 3.23.

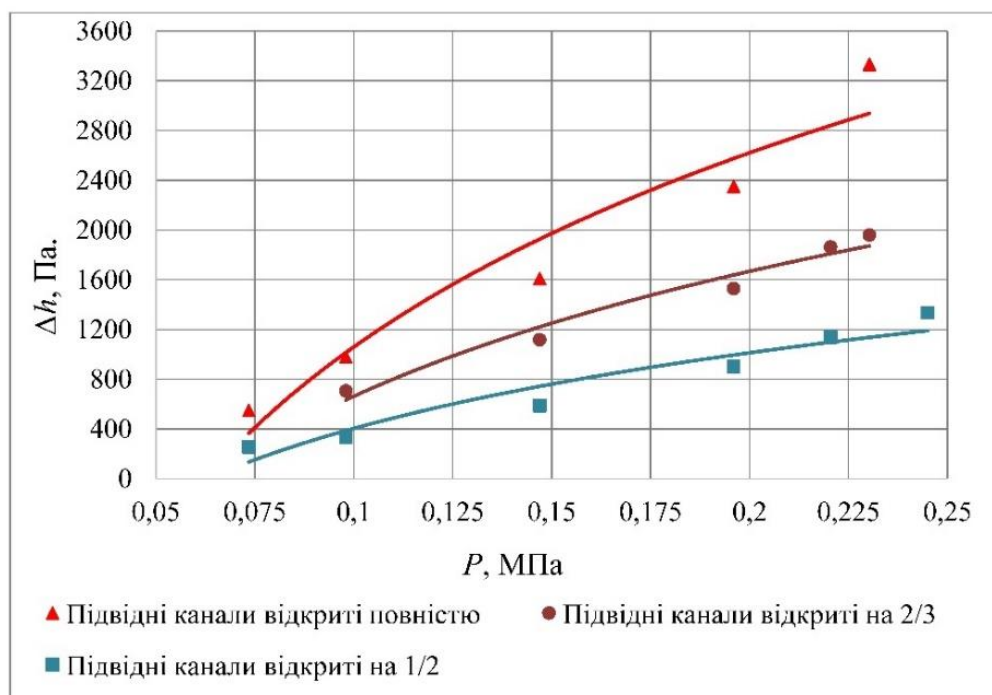


Рис. 3.23. Залежність розрідження  $\Delta h$  в приймальній камері ежектора з  $m = 22,56$  від тиску  $P$  рідини в форсунці при різних положеннях плунжера

Аналіз залежності  $\Delta h = f(P)$  (рис. 3.23) дозволив встановити, що найбільше розрідження в приймальній камері ежектора в усьому діапазоні досліджених тисків досягається при повністю відкритих підвідних щілинних каналах форсунки. Це дозволяє досягти найвищих коефіцієнтів ежекції.

Наступна серія дослідів була направлена на встановлення впливу конструктивного виконання приймальної камери на об'ємний коефіцієнт ежекції. Досліджувалися ежектори з різними конструкціями приймальних камер (результати досліджень висвітлені у роботі [4]):

- приймальна камера з одним підвідним патрубком (рис. 3.6).
- приймальна камера з двома підвідними патрубками і газорозподільником (рис. 3.7);

Дослідження роботи ежекторів з  $m = 45,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм) і різними конструкціями приймальних камер та обробка експериментальних даних дозволили отримати залежність коефіцієнта ежекції від тиску рідини в форсунці, що представлена на рис. 3.24.

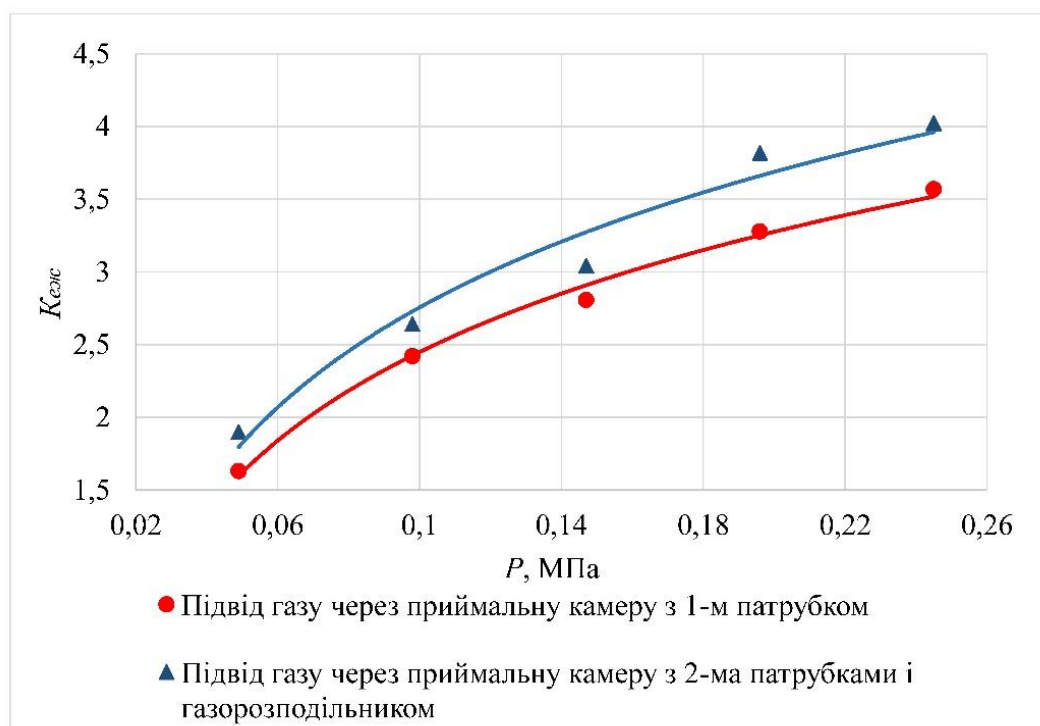


Рис. 3.24. Залежність коефіцієнта  $K_{езж}$  від тиску  $P$  рідини в форсунці для ежекторів з різними конструкціями приймальних камер при  $m = 45,56$

Зазвичай конструкція приймальної камери у ежекторів з циліндричною камерою змішування виконана так, як показано на рис. 3.6. Вважається, що одного підвідного патрубку пасивного середовища достатньо для розподілення газу по всій поверхні факела розпиленої рідини. Однак, результати проведених досліджень (рис. 3.24) спростовують це твердження. Якщо приймальну камеру виконати з двома патрубками підведення пасивного середовища та встановити в ній газорозподільник, то коефіцієнт ежекції такого ежектора на 13 – 17% є вищим, ніж у ежектора в якого приймальна камера має один підвідний патрубок.

Пояснити такі результати можна тим, що при розпиленні рідини з сопла найбільше розрідження та максимальна швидкість активного потоку досягаються у вхідному перерізі камери змішування. На незначній відстані від сопла форсунки відбувається розпад струменя та формування крапель рідини, що приводить до захоплення газової фази та утворення зони змішування. У випадку, коли підведення пасивного середовища в приймальну камеру відбувається через один патрубок, повітря ежектується переважно тією частиною рідини, яка рухається зі сторони вхідного патрубка. Тобто не вся поверхня рідини рівноцінно приймає участь у захопленні газу і подальшому його переміщенню в камеру змішування.

У випадку підводу газу в КЗ через приймальну камеру з двома патрубками та розміщеним всередині газорозподільником досягається більш рівномірне розподілення повітря по поверхні факела розпиленої води. Взаємодія рідкої та газової фази відбувається на більшій площі, тому коефіцієнт ежекції збільшується.

Таким чином, приймальна камера повинна мати таку конструкцію, щоб з мінімальним гідравлічним опором забезпечити рівномірне розподілення газу в зоні ежекції.

#### **3.4.4. Робоче сопло ежектора – імпульсна форсунка**

Були проведені пілотні дослідження роботи ежектора з  $m = 56,25$  ( $d_c = 6$  мм,  $D_{кз} = 45$  мм),  $L_{кз} = 300$  мм конструкції, що зображена на рис. 3.7. Імпульсну (пульсаційну) подачу активного потоку забезпечувала імпульсна форсунка (рис.

3.5). Досліди проводились в діапазоні частоти обертання внутрішнього стакану 300 – 1300 об/хв (результати досліджень висвітлено у роботах [1, 18]).

На основі результатів проведених досліджень побудовано графік залежності об'ємного коефіцієнта ежекції від частоти пульсацій активного потоку (рис. 3.25).

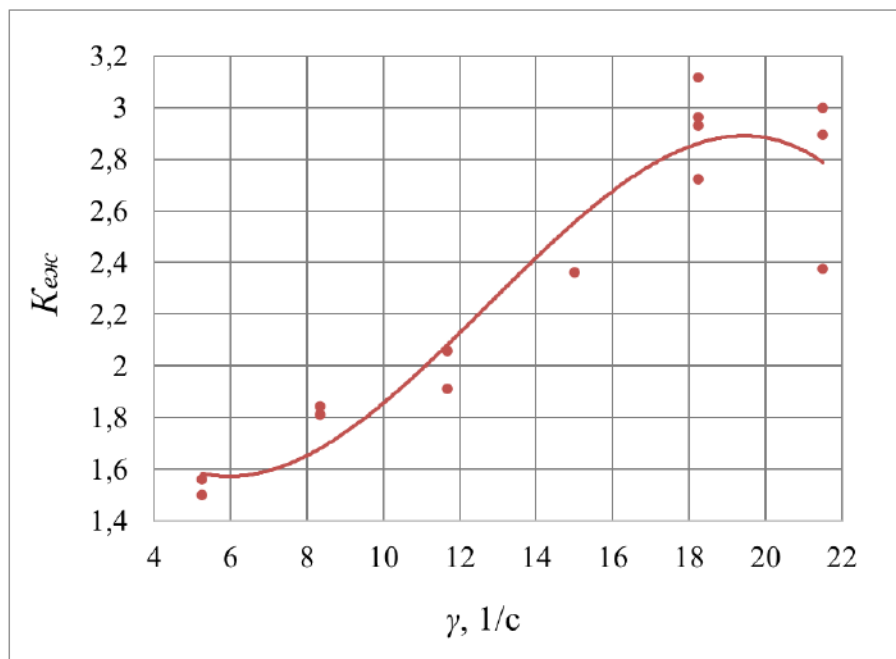


Рис. 3.25. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від частоти пульсацій  $\gamma$  активного потоку для ежектора з  $m = 56,25$

Аналіз результатів (рис. 3.25) дозволив встановити, що при частоті обертів стакану 300 об/хв, яка відповідає частоті пульсацій  $\gamma = 5 \text{ с}^{-1}$ , коефіцієнт ежекції досягає 1,5, а тиск рідини в форсунці коливається в межах 0,1 – 0,5 МПа. При збільшенні частоти обертання стакану до 1000 – 1200 об/хв, що відповідає частоті пульсацій 16 – 20  $\text{с}^{-1}$ , коефіцієнт ежекції досягає максимального значення 2,9 – 3,1, а тиск змінюється в діапазоні 0,25 – 0,33 МПа.  $K_{еж}$  зростає майже в два рази.

Для даного ежектора число Струхалія коливається в межах  $Sh = 0,0012 - 0,0054$ , відносна площа сопла становить  $F = 0,0175$ , відношення інерційних довжин камери змішування та сопла складає  $J = 50$ . Необхідно зауважити, що  $m$  дослідженого ежектора був хоч і не раціональними з точки зору досягнення максимального коефіцієнта ежекції (згідно наведених вище результатів, найвищі

коефіцієнта ежекції досягаються при  $m = 15 - 35$ ) та навіть при цьому  $K_{еж} \approx 3$ , що перевищує  $K_{еж}$  для всіх інших досліджених ежекторів з аналогічним значенням  $m$ .

На рис. 3.26. представлені результати дослідження роботи ежектора з ідентичними геометричними розмірами ( $m = 56,25$ , при цьому  $d_c = 6$  мм,  $D_{кз} = 45$  мм) та відцентрово-струминною форсункою з профільованою вставкою при стаціонарній течії рідини. Для даних режимів роботи максимальний коефіцієнт ежекції ежектора з стаціонарним струменем рідини становить 0,6.

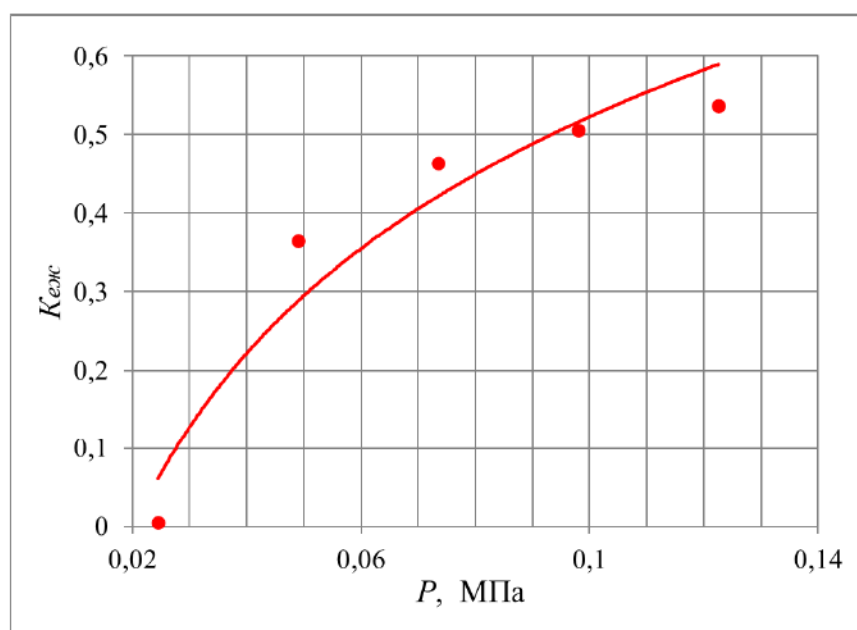


Рис. 3.26. Залежність коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від тиску  $P$  рідини в відцентрово-струминній форсунці для ежектора з  $m = 56,25$

Порівняння роботи ежекторів з однаковим значенням основного геометричного параметра, нестационарною та стаціонарною подачею активного потоку показує незаперечні переваги ежектора з імпульсною подачею рідини.  $K_{еж}$  навіть при частоті пульсацій  $5 \text{ с}^{-1}$  перевищує  $K_{еж}$  для ежектора з відцентрово-струминною форсункою із профільованою вставкою майже в 2,5 рази, а при збільшенні частоти пульсацій до  $20 \text{ с}^{-1}$  коефіцієнт ежекції зростає майже в 5 разів.

Збільшення коефіцієнта ежекції ежектора з нестационарним струменем рідини пояснюється не лише зсувними зусиллями та додатковими силами тиску від його руху, а і наступними причинами:

- за рахунок циклічного витоку рідини з сопла досягається постійна зміна швидкості і енергії крапель, їх форми та розмірів, що забезпечує більш ефективний енергообмін між потоками ніж при стаціонарній течії;

- при припиненні подачі рідини в КЗ ежекування газу продовжується. Наступна порція рідини діє на попередню подібно поршню. Тобто, крім ежекції газу внаслідок тертя між фазами відбувається його додаткова ежекція між порції рідини.

### 3.5. Дослідження роботи ежекторів з конічно-циліндричною камерою змішування

Досліджувалися ежектори з конічно-циліндричною камерою змішування, кут розширення конічної частини якої становить  $25^\circ$ . Робочим соплом таких ежекторів була форсунка з нахиленими підвідними каналами, які відкриті на 60 %, що забезпечує кут факела розпилення  $28 - 31^\circ$  (в залежності від тиску подачі рідини). Деякі результати досліджень висвітлено у роботах [4, 5, 9-11, 17].

Було досліджено вплив конструктивного виконання підведення пасивного потоку на величину об'ємного коефіцієнта ежекції [4, 9]. Розглянуто два варіанти підведення газу:

- через два патрубки на початку конічної частини камери змішування (рис. 3.8);
- через приймальну камеру з двома патрубками і газорозподільником всередині (рис. 3.9).

На основі результатів досліджень роботи ежекторів з  $m = 45,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм) і різним виконанням підведення повітря побудовано графік залежності об'ємного коефіцієнта ежекції від тиску рідини в форсунці (рис. 3.27.)

Аналіз результатів (рис. 3.27) дозволив встановити, що підведення газу через приймальну камеру з двома підвідними патрубками і газорозподільником забезпечує на 16 – 27 % вищий  $K_{еж}$  ніж варіант, коли підвід газу виконано двома патрубками у конічну частину камери змішування.

Отримані результати можна пояснити наступним чином. Якщо підвід газу виконаний підвідними патрубками у конічну частину камери змішування

(безпосередньо в зону низького тиску), то повітря ежектуюється лише тією частиною струменя рідини, яка знаходиться в зоні підвідних патрубків.

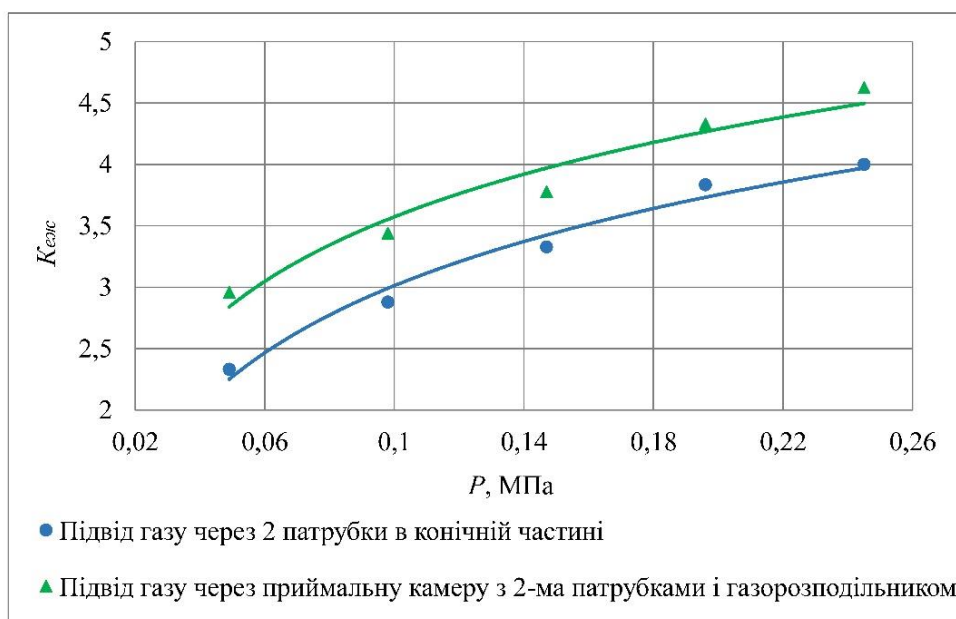


Рис. 3.27. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{ежс}$  від тиску  $P$  рідини в форсунці для ежекторів з  $m = 45,56$  та різними варіантами підведення пасивного потоку

Підведення пасивного потоку у КЗ через приймальну камеру з двома патрубками та газорозподільником забезпечує більш рівномірне розподілення газу в усій зоні ежекції, що приводить до збільшення  $K_{ежс}$ . Така конструкція підведення повітря була використана при подальших дослідженнях роботи ежекторів з конічно-циліндричною камерою змішування.

Додаткові дослідження роботи ежекторів з конічно-циліндричною КЗ в діапазоні зміни основного геометричного параметра  $m = 9,39 - 45,56$  та обробка експериментальних даних дозволили побудувати графіки залежності об'ємного коефіцієнта ежекції від тиску рідини в форсунці (рис. 3.28 – 3.29).

На рис 3.28 представлені результати досліджень ежекторів з  $m = 9,39$  ( $d_c = 6,2$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм) і  $m = 18,96$  ( $d_c = 6,2$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм), а на рис 3.29 – результати досліджень ежекторів з  $m = 22,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм) та  $m = 45,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм).

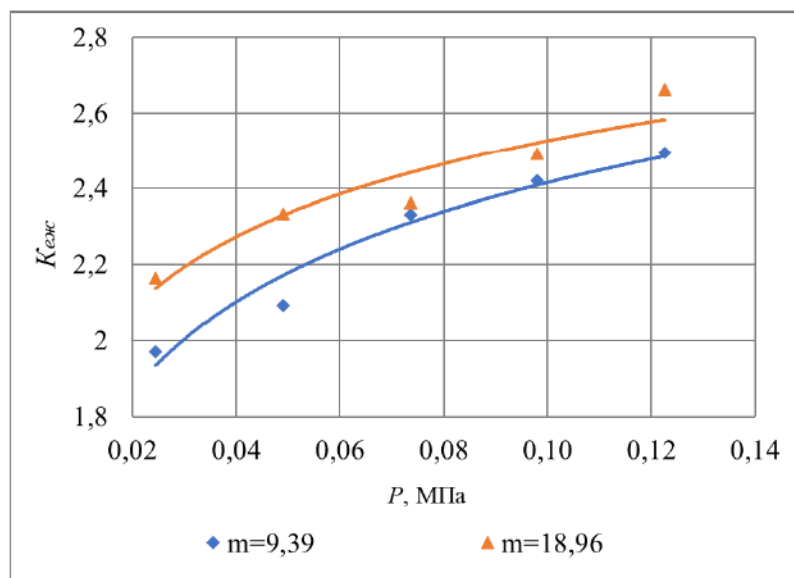


Рис. 3.28. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від тиску  $P$  рідини в форсунці для ежекторів з  $m = 9,39$  та  $m = 18,96$

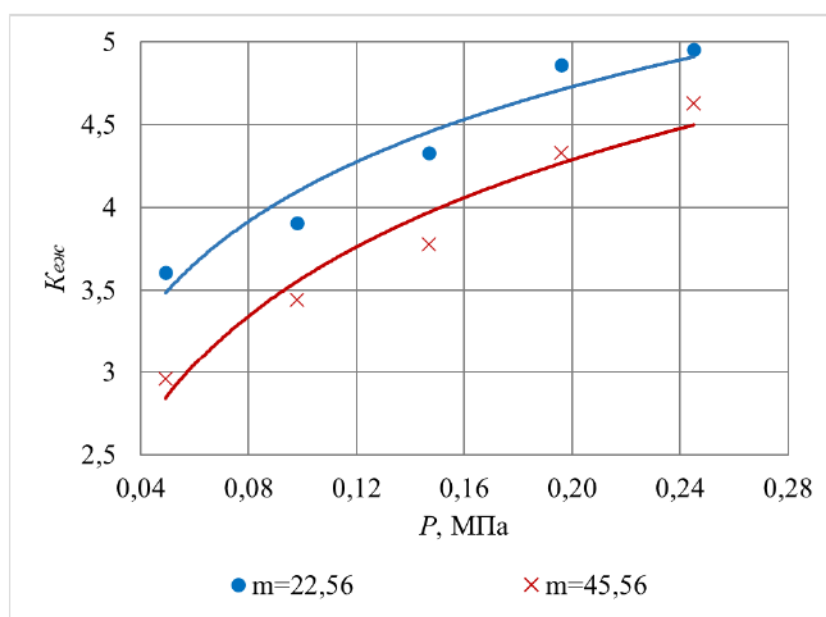


Рис. 3.29. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від тиску  $P$  рідини в форсунці для ежекторів з  $m = 22,56$  та  $m = 45,56$

Аналіз результатів (рис. 3.28 – 3.29) показав, що вищі об'ємні коефіцієнти ежекції ежекторів з комбінованою камерою змішування досягаються при  $m = 22,56$ . Так, наприклад, при тиску  $P = 0,12$  МПа  $K_{еж} = 2,44$  для ежектора з  $m = 9,39$ ,  $K_{еж} = 2,58$  для ежектора з  $m = 18,96$ ,  $K_{еж} = 4,32$  для ежектора з  $m = 22,56$  та  $K_{еж} = 3,8$  для ежектора з  $m = 45,56$ .

### 3.6. Аналіз роботи ежекторів з різними типами робочих сопел

Проведені дослідження ежекторів виявили значну відмінність у їх роботі в залежності від типу форсунки, що використовується як робоче сопло (результати досліджень висвітлено у працях [14, 15]). На рис. 3.30 представлена залежність об'ємного коефіцієнта ежекції від тиску рідини в форсунці для ежекторів з  $m = 22,56$  ( $d_c = 4$  мм та  $D_{кз} = 19$  мм), циліндричною камерою змішування і різними типами робочих сопел.

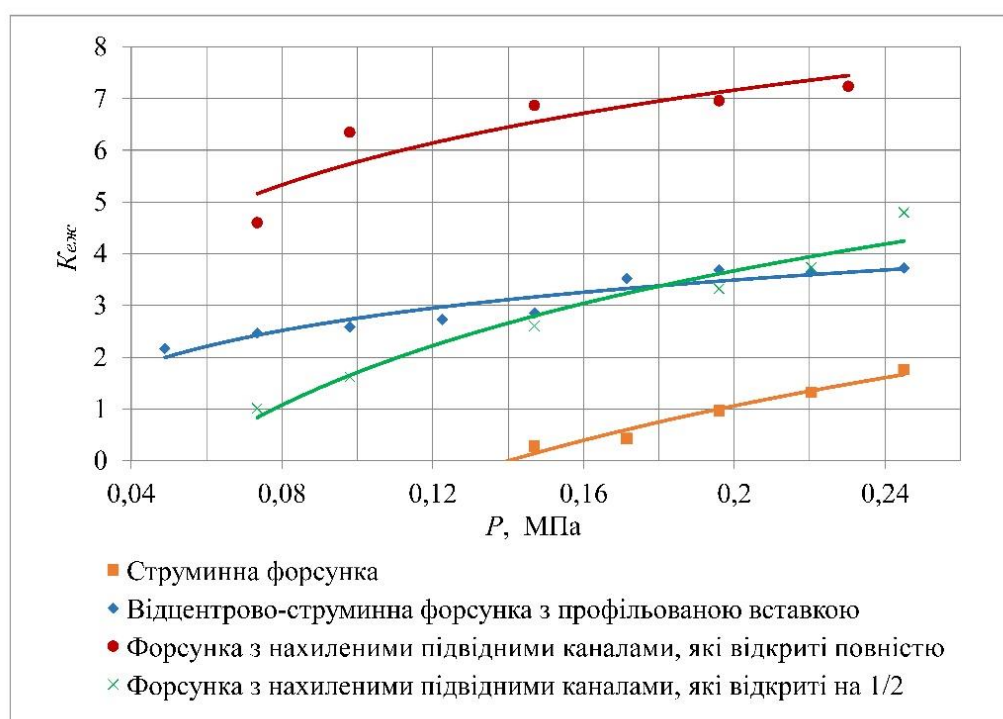


Рис. 3.30. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від тиску  $P$  рідини в форсунці для ежекторів з  $m = 22,56$  і різними типами робочих сопел

Аналіз графіка (рис. 3.30) показує, що найменший об'ємний коефіцієнт ежекції у ежектора, в якого робочим соплом є струминна форсунка. Це пояснюється тим, що взаємодія потоків відбувається лише по межі зовнішньої сторони струменя рідини. Для такого ежектора коефіцієнт ежекції досягає значення 1,1 при тиску рідини в форсунці  $P = 0,2$  МПа.

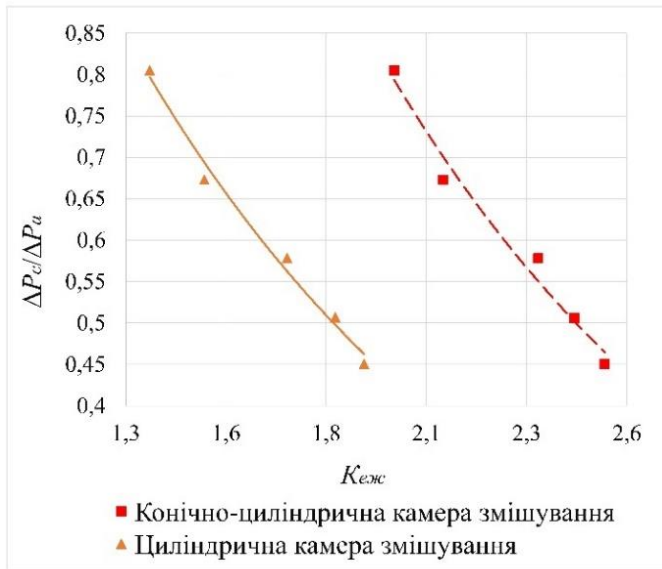
За такого ж тиску практично рівні об'ємні коефіцієнти ежекції досягаються при використанні як робочого сопла відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою ( $K_{ежс} = 3,5$ ) та форсунки із двома підвідними каналами, які відкриті на  $1/2$ , що відповідає відцентрово-струминній течії рідини з сопла ( $K_{ежс} = 3,65$ ). В даному випадку на роботу ежектора впливає те, що на виході з сопла утворюється диспергований струмінь рідини. Кут факела розпилення більше  $30^\circ$ . Удари крапель рідини об стінку камери змішування знижують кінетичну енергію поступального руху активного потоку.

Найвищий коефіцієнт ежекції досягається при використанні форсунки з двома нахиленими підвідними каналами, які відкриті повністю, що відповідає струминній течії рідини з сопла. При цьому, кут факела розпилення не перевищує  $10^\circ$ , зберігається енергія поступального руху, утворені краплі сильно-турбулізовані і мають нестійку форму, що в сукупності забезпечує високу ежекційну здатність рідинно-газового ежектора.

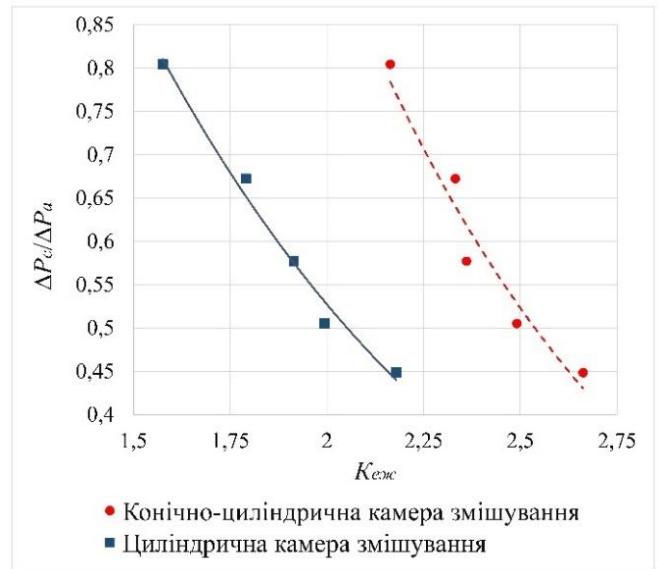
Наведені результати досліджень приводять до однозначних висновків щодо значного впливу на роботу ежектора типу робочого сопла, при чому, навіть незначні зміни в його конструкції приводять до значних змін в роботі. Для досягнення високих  $K_{ежс}$  слід використовувати робочі сопла, які забезпечують кут факела розпилення рідини  $10 - 30^\circ$ .

### **3.7. Аналіз роботи ежекторів з циліндричною і комбінованою камерами змішування**

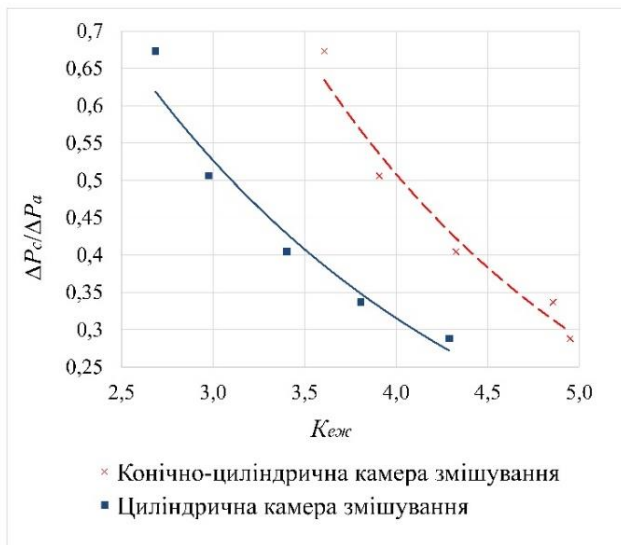
Для порівняння величин коефіцієнтів ежекції ежекторів з комбінованою і циліндричною камерами були виконані додаткові дослідження. Результати таких досліджень представлені на рис. 3.31 у вигляді залежності відносного перепаду гідростатичних тисків  $\Delta P_c / \Delta P_a$  від об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{ежс}$  для ежекторів з різними значеннями основного геометричного параметра  $m$ .



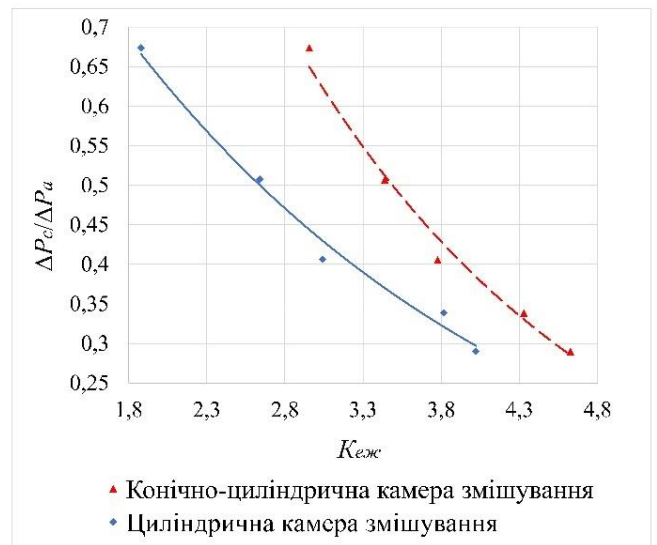
а)



б)



в)



г)

Рис. 3.31. Залежність відносного перепаду гідростатичних тисків  $\Delta P_c/\Delta P_a$  від об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{eж}$  для ежекторів з різними камерами змішування та різними значеннями основного геометричного параметра  $m$ :

а)  $m = 9,39$  ( $d_c = 6,2$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм); б)  $m = 18,96$  ( $d_c = 6,2$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм);

в)  $m = 22,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм); г)  $m = 45,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 27$  мм)

Аналіз результатів експериментальних даних (рис. 3.31) засвідчує, що в діапазоні досліджених значень  $m$ , виконання камери змішування з початковою конічною та наступною циліндричною ділянками приводить до збільшення  $K_{eж}$ . Це

пояснюється зниженням гідравлічних втрат, пов'язаних з утворенням та підтримкою руху зворотно-циркуляційних течій.

Так, при  $\Delta P_c/\Delta P_a = 0,5$  для ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування та  $m = 9,39$  коефіцієнт ежекції зростає від 2,42 до 2,53 при  $m = 18,96$ , продовжує зростати до 4,02 при  $m = 22,56$ , і далі спадає до 3,5 при  $m = 45,56$ .

Аналіз наведених графіків також показав, що збільшення  $K_{еж}$  для усіх випадків викликає зменшення параметра  $\Delta P_c/\Delta P_a$ , яке пояснюється зниженням тиску суміші на виході з КЗ.

На основі представлених результатів побудовано графік залежності об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від основного геометричного параметра  $m$  при різних значеннях  $\Delta P_c/\Delta P_a$  для ежекторів з циліндричною та конічно-циліндричною камерами змішування (рис. 3.32).

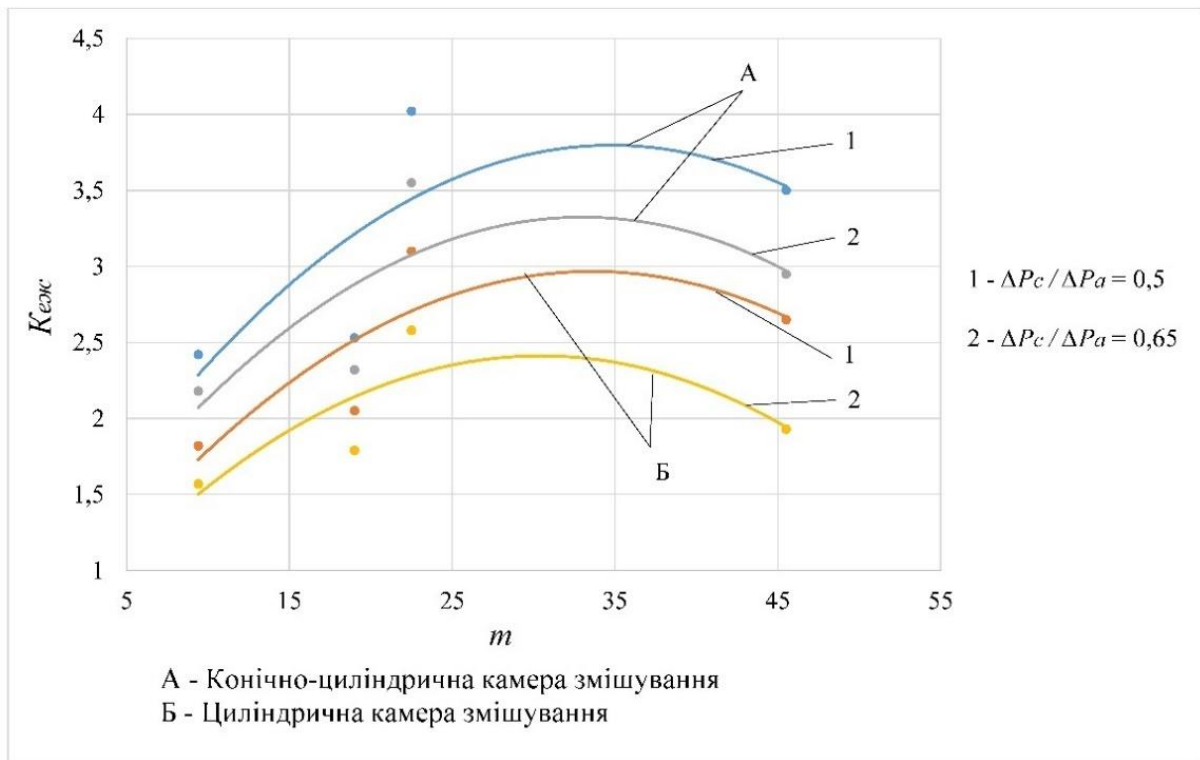


Рис. 3.32. Залежність об'ємного коефіцієнта ежекції  $K_{еж}$  від основного геометричного параметра  $m$  для ежекторів з різними значеннями відносного перепаду гідростатичних тисків  $\Delta P_c/\Delta P_a$  та різними камерами змішування

Аналіз результатів (рис. 3.32) дозволив встановити, що при одному й тому ж значенні відносного перепаду гідростатичних тисків ( $\Delta P_c/\Delta P_a = 0,5$ ),  $K_{ежс}$  ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування вищий на 23 – 32% (залежно від значення  $m$ ) в порівнянні з  $K_{ежс}$  ежектора, який має циліндричну КЗ. При вищих значеннях  $\Delta P_c/\Delta P_a$  об'ємний коефіцієнт ежекції для обох ежекційних апаратів зменшується внаслідок підвищення тиску суміші на виході з КЗ.

Порівняння величини коефіцієнта ежекції у всьому діапазоні досліджених  $\Delta P_c/\Delta P_a$  та  $m$  дозволило встановити, що в ежекторі з комбінованою камерою змішування досягається на 15 – 55 % вищий  $K_{ежс}$  ніж в ежекторі з циліндричною КЗ. Найвищі об'ємні коефіцієнти ежекції досягаються в діапазоні основного геометричного параметра  $m = 25 – 40$ .

Розглянемо величину розрідження, яке виникає в приймальних камерах ежекторів з комбінованою та циліндричною камерами змішування в залежності від тиску рідини в форсунці при  $m = 22,56$  (рис. 3.33).

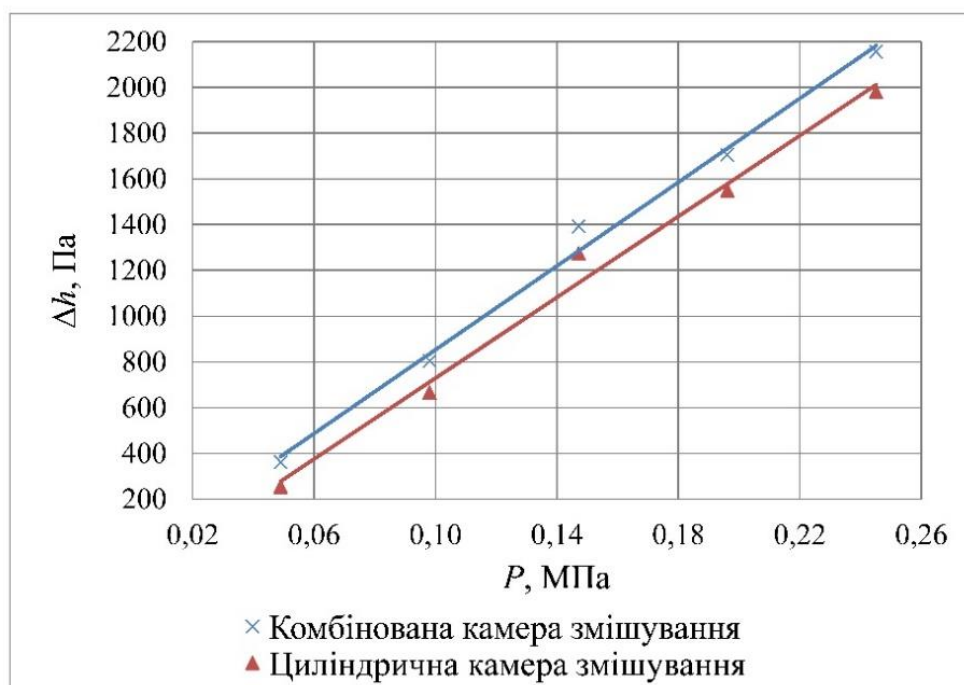


Рис. 3.33. Залежність розрідження  $\Delta h$  від тиску  $P$  рідини в форсунці для ежекторів з різними конструкціями камер змішування при  $m = 22,56$

Згідно приведенного графіка (рис. 3.33), в приймальній камері ежектора з комбінованою камерою змішування створюється на 150 – 200 Па вище розрідження, що пояснюється відсутністю зворотно-циркуляційних потоків, які є в ежекторі з циліндричною КЗ, на утворення та підтримку руху яких витрачається енергія активного потоку.

### 3.8. Дослідження роботи ежекторів на цукрових та крохмальних розчинах

В харчовій промисловості ежекційні апарати використовуються для здійснення різноманітних технологічних процесів в середовищах з різною в'язкістю, густиною, поверхневим натягом, температурою. Відомо, що фізичні властивості рідин впливають на дисперсність крапель при їх розпиленні. Однак, як впливають вони на роботу ежекторів потребує додаткових досліджень.

В зв'язку з цим були проведені дослідження роботи ежекторів (конструкція ежектора представлена на рис. 3.7, а конструкція робочого сопла на рис. 3.3) з  $m = 22,56$  ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм) на цукрових і крохмальних розчинах концентраціями 12 % та 16,6 % (результати досліджень висвітлено у працях [2, 8]). Цукровими розчинами таких концентрацій є дифузійний та сатураційний сік першої сатурації. Крохмальні розчини зазначених концентрацій зустрічаються при промивці крохмальних зерен, приготуванні крохмальних розчинів та ін. Результати експериментальних досліджень представлено на рис. 3.34 – 3.35.

Проаналізуємо вплив фізичних властивостей рідини на роботу ежекційного апарата. Встановлено, що зі збільшенням тиску подачі рідини в робоче сопло ежектора об'ємний коефіцієнт ежекції для води та цукрових розчинів збільшується (рис. 3.34). Зі збільшенням концентрації цукру в розчині, коефіцієнт ежекції по відношенню до води зменшується за тисків подачі рідини в форсунку до 0,2 МПа. При перевищенні тиску 0,2 МПа  $K_{еж}$  не залежить від концентрації цукрового розчину.

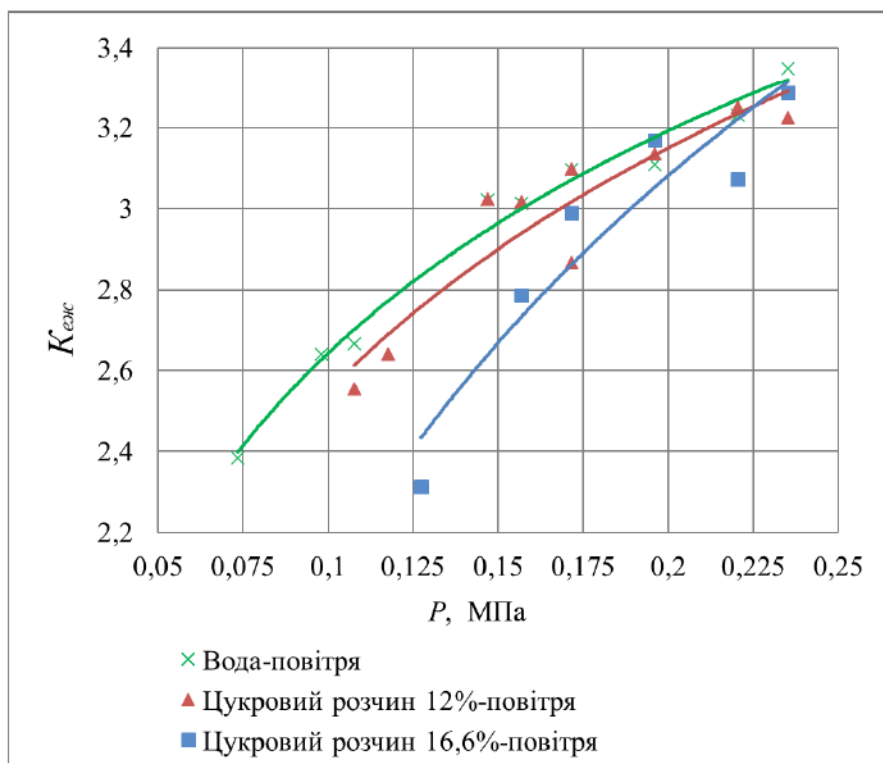


Рис. 3.34. Залежність коефіцієнта ежекції  $K_{ежк}$  від тиску  $P$  води та цукрових розчинів у форсунці

Пояснити таку роботу ежектора можна тим, що за низьких тисків подачі води в форсунку, тобто при низьких швидкостях витоку з сопла, отримуються полідисперсні краплі відносно великого діаметра. При цьому, рух крапель більшого розміру в камері змішування відбувається зі зміною їх форми та повторного розпаду [13], що приводить до збільшення кількості ежектованого газу. Цукрові розчини диспергуються на монодисперсні краплі, чому сприяє більш висока в'язкість та поверхневий натяг, що приводить до зменшення  $K_{ежк}$ .

При перевищенні тиску подачі рідини 0,2 МПа збільшується швидкість її витоку з сопла форсунки (збільшується критерій Вебера) та досягається критичний режим розпилення, за якого краплі приймають кулясту форму рівновеликого діаметра. Опір крапель води і цукрових розчинів зрівнюється, ежекція газу в обох випадках є однаковою.

Результати роботи ежектора на крохмальних розчинах концентрацією 12 % та 16,6 % представлені на рис. 3.35. Як і у випадку цукрових розчинів, збільшення концентрації крохмалю в воді приводить до диспергування на краплі правильної

кулястої форми завдяки більшій в'язкості та поверхневому натягу розчину. Така форма крапель зменшує коефіцієнт ежекції.

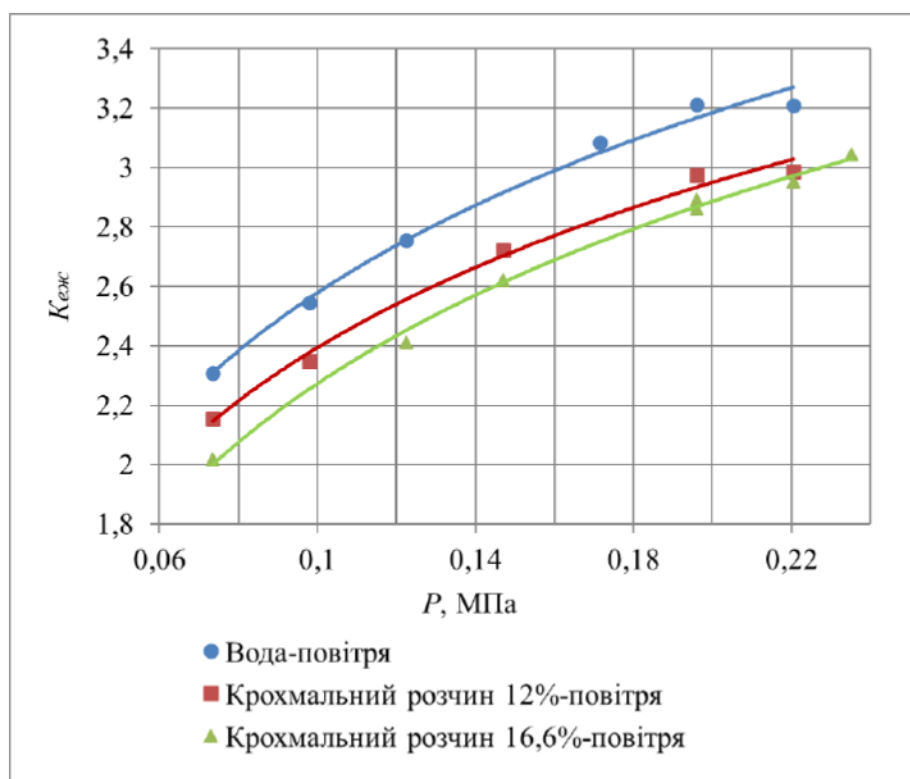


Рис. 3.35. Залежність коефіцієнта ежекції  $K_{ежк}$  від тиску  $P$  води та крохмальних розчинів в форсунці

Таким чином, проведені дослідження роботи ежекторів на цукрових та крохмальних розчинах показують, що фізичні властивості рідини впливають на робочі характеристики даного обладнання, зокрема на коефіцієнт ежекції.

### 3.9. Висновки до розділу

Проведено дослідження по визначенню впливу конструктивного виконання елементів ежекторів, режимів роботи і фізичних властивостей рідин на гідродинаміку потоків і робочі характеристики даного обладнання та встановлено наступне:

1. Недостатньо ефективна робота типового струминного сульфідатора пояснюється неправильним вибором основного геометричного параметра ежектора  $m$ , який становить 126,5.

2. Виявлено зворотно-циркуляційні потоки в ежекторах з циліндричною камерою змішування, які призводять до зниження коефіцієнта ежекції. У нижній частині камери змішування виникають зворотно-циркуляційні потоки рідини, а у верхній – рідинно-газової суміші. Такі потоки пояснюються розрідженням в приймальній та на початку змішувальної камер.

3. На виході із камер змішування ежекторів з робочим соплом у вигляді відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними спостерігається кільцевий режим течії, за якого основна маса рідини рухається біля стінки КЗ.

4. Виконання приймальної камери з двома підвідними патрубками і газорозподільником у ній забезпечує підвищення об'ємного коефіцієнта ежекції ежектора з циліндричною камерою змішування на 13 – 17 % по відношенню до  $K_{еж}$  ежектора з приймальною камерою, яка має один підвідний патрубок.

5. Діапазон раціональних значень основного геометричного параметра рідинно-газового ежектора з циліндричною камерою змішування, при якому досягається найвищий об'ємний коефіцієнт ежекції. Цей діапазон залежить від типу робочого сопла. Для ежекторів з струминною форсункою  $m = 15 - 35$ , відцентрово-струминною з профільованою вставкою  $m = 20 - 40$ , форсункою з нахиленими підвідними каналами, які відкриті на 60 %  $m = 25 - 40$ .

6. Виявлено значну залежність робочих характеристик рідинно-газових ежекторів від типу робочого сопла при стаціонарних режимах роботи. Так, при тиску подачі рідини  $P = 0,2$  МПа в струминну форсунку, відцентрово-струминну

форсунку з профільованою вставкою, форсунку з нахиленими підвідними каналами, які відкриті на 1/2 та повністю, об'ємні коефіцієнти ежекції становлять  $K_{ежк} = 1,1$ ,  $K_{ежк} = 3,5$ ,  $K_{ежк} = 3,65$ ,  $K_{ежк} = 7,15$  відповідно. Найвищий коефіцієнт ежекції досягається у ежектора, в якому як робоче сопло використано форсунку з нахиленими підвідними каналами, які повністю відкриті.

7. Дослідження роботи імпульсного ежектора показало позитивний вплив пульсацій на коефіцієнт ежекції, який на окремих режимах підвищується майже в п'ять разів у порівнянні з  $K_{ежк}$  ежектора, який працює в стаціонарному режимі, і необхідність подальших досліджень такого обладнання.

8. Підведення пасивного середовища в ежектор з комбінованою камерою змішування через приймальну камеру з двома патрубками і газорозподільником всередині забезпечує підвищення коефіцієнта ежекції на 16 – 27 % в порівнянні з підводом пасивного середовища через два підвідні патрубки в кінчній частині камери змішування.

9. Об'ємний коефіцієнт ежекції ежектора з комбінованою камерою змішування на 15 – 55 % вищий, ніж у ежектора з циліндричною камерою змішування.

10. В ежекторі з кінчно-циліндричною камерою змішування найвищі об'ємні коефіцієнти ежекції досягаються в діапазоні значень основного геометричного параметра  $m = 25 - 40$ .

11. Збільшення концентрації цукру та крохмалю у модельному розчині до 16,6 % при тисках подачі рідини у форсунку до 0,2 МПа призводить до зменшення об'ємного коефіцієнта ежекції. Зі збільшенням тиску подачі рідини в робоче сопло ежектора понад 0,2 МПа, коефіцієнт ежекції не залежить від концентрації компонентів у рідині.

12. Результати проведених досліджень доцільно використовувати при удосконаленні та проектуванні ежекційних апаратів.

Наукові результати даного розділу дисертації висвітлені в роботах [1-5, 7-12, 14, 15, 17, 18].

## Список використаних джерел

1. Визначення раціональних параметрів струминного апарату з нестационарним струменем рідини / В. В. Пономаренко та ін. *Харчова промисловість*. 2019. № 25. С. 100-108.
2. Вплив фізичних властивостей рідин на роботу рідинно-газових ежекторів / В. В. Пономаренко та ін. *Наукові праці НУХТ*. 2019. Т. 25. № 2. С. 111-120.
3. Гідравлічний стенд для дослідження ежектора з диспергованим струменем рідини / Ю. Губаненко та ін. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 84-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 23-24 квітня 2018 р. Київ : НУХТ, 2018. Ч.2. С. 81.
4. Дослідження впливу конструктивних елементів приймальної камери на експлуатаційні характеристики рідинно-газового ежектора / А. Слюсенко та ін. *Наукові праці НУХТ*. 2020. Т. 26. № 6. С. 124-132.
5. Експериментальне дослідження роботи ежектора з кінчною приймальною камерою / А. Слюсенко та ін. *Priority directions of science and technology development : abstracts of the 3<sup>rd</sup> International scientific and practical conference, 22-24 листопада 2020 р.* Київ. С. 392-396.
6. Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. Москва : Машиностроение, 1992. 672 с.
7. Рідинно-газовий ежектор : пат. 122296 Україна : F04F 5/04. № а 201900687 ; заявл. 23.01.2019 ; опубл. 12.10.2020. Бюл. № 19. 3 с.
8. Робота рідинно-газового ежектора на технологічних рідинах харчових виробництв / А. М. Слюсенко та ін. *Наукові здобутки у вирішенні актуальних проблем виробництва та переробки сировини, стандартизації і безпеки продовольства* : матеріали VIII міжнародної науково-практичної конференції вчених, аспірантів і студентів, 17-18 квітня 2019 р. Київ : НУБіП, 2019. С. 279-280.
9. Слюсенко А., Година В., Пономаренко В. Вплив конструктивного виконання підводу пасивного середовища в інноваційному ежекторі з комбінованою

змішувальною камерою на коефіцієнт ежекції. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 88-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, квітень-травень 2022 р. Київ: НУХТ, 2022. Ч.2. С. 56.

10. Слюсенко А., Пономаренко В. Дослідження роботи водо-повітряного ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування. *Priority directions of science development* : abstracts of the 5<sup>th</sup> International scientific and practical conference, 2-3 березня 2020 р. Львів. С. 232-235.

11. Слюсенко А., Пономаренко В., Перекрест Н. Струминні апарати з компактним та диспергованим струменем рідини в харчових технологіях. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 85-ї ювілейної міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 11-12 квітня 2019 р. Київ : НУХТ, 2019. Ч.2. С. 85.

12. Слюсенко А., Товстолужський Д., Пономаренко В. Струминний апарат з комбінованою камерою змішування. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 86-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 2-3 квітня 2020 р. Київ: НУХТ, 2020. Ч.2. С. 87.

13. Уоллис Г. Одномерные двухфазные течения. Москва : Мир, 1972. 440 с.

14. Liquid jet gas ejectors: designs of motive nozzles, performance efficiency / V. Ponomarenko et al. *New industries, digital economy, society - projections of the future II* : 58<sup>th</sup> Annual Science Conference of Ruse University, 2 November 2019 y. Razgrad : Ruse University, 2019. P. 407.

15. Liquid jet gas ejectors: designs of motive nozzles, performance efficiency / V. Ponomarenko et al. *Proceedings of university of Ruse*. 2019. vol. 58. book 10.1. P. 91-95.

16. Ponomarenko V., Pushanko N. Sprays fluid: an effective way to intensity the processes in the food. Saarbrucken : LAP LAMBERT, 2015. 112 p.

17. Sliusenko A., Ponomarenko V., Forostiuk I. Water-air ejector with conical-cylindrical mixing chamber. *Acta Polytechnica*. 2021. vol. 61 (6). P. 768-776.

18. Slyusenko A., Ponomarenko V., Okopna Y. Advantages of operation of liquid-gas ejector with non-stationary liquid jet. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 85-ї ювілейної міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 11-12 квітня 2019 р. Київ: НУХТ, 2019. Ч.3. С. 552.

## РОЗДІЛ 4

### ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ФОРСУНОК ТА ЕЖЕКТОРІВ ЗА ДОПОМОГОЮ CFD-ТЕХНОЛОГІЙ

В зв'язку з тим, що гідродинаміка потоків у ежекторах до теперішнього часу досліджена недостатньо, є суперечливі рішення щодо конструктивного виконання елементів ежекторів та співвідношення розмірів між ними, а при зміні конструкції такого обладнання змінюються його робочі характеристики та характер руху фаз, то актуальним є проведення CFD-моделювання, як сучасного і ефективного методу досліджень.

Наукові досягнення в обчислювальній (чисельній) гідрогазодинаміці (CFD – computational fluid dynamics) дають можливість дослідити роботу обладнання різноманітного конструктивного виконання. При цьому, алгоритм чисельного моделювання складається з наступних етапів:

- створення розрахункової області;
- створення розрахункової сітки (сіткової моделі) на базі розрахункової області;
- створення чисельної моделі;
- проведення розрахунку;
- аналіз результатів.

Для проведення чисельного моделювання важливого значення має програмне забезпечення, при виборі якого необхідно враховувати такі фактори:

- програма широко використовується;
- у програмі використовуються новітні наукові досягнення.

Аналіз функціональних можливостей різного програмного забезпечення показав, що для чисельного моделювання руху рідин і газів найпоширенішим є програмний пакет ANSYS з CFD модулями. Тому, для чисельного моделювання використано саме його, а модуль гідрогазодинаміки CFX (академічна версія ANSYS 2020 R2). Ліцензійна академічна версія даного програмного пакету доступна на офіційному веб-сайті [www.ansys.com](http://www.ansys.com).

Оскільки експериментальні дослідження ежекційних апаратів показали значну залежність ефективності їх роботи від типу робочого сопла, то першим етапом в чисельному моделюванні роботи ежекторів є комп'ютерне моделювання роботи форсунки, як окремого пристрою. В свою чергу це дозволить обґрунтовано підійти до проектування, наприклад, розпилювальних абсорберів, для яких важливого значення має розміщення форсунки, кут факела розпилення та його дисперсні характеристики. Ціль такого дослідження – дослідити течію рідини в форсунці, визначити характеристики факела розпилення.

#### **4.1. Чисельне моделювання роботи відцентрово-струминних форсунок**

Для проведення CFD моделювання обрано дві форсунки:

- відцентрово-струминну форсунку з профільованою вставкою (рис. 3.3);
- відцентрово-струминну форсунку з нахиленими підвідними каналами (рис. 3.4).

Потрібно відмітити, що форсунка з профільованою вставкою типова і використовується в різноманітних тепломасообмінних апаратах. Форсунка з нахиленими підвідними каналами використовувалася лише у струминному сульфитаторі цукрового виробництва і дозволила підвищити ефективність його роботи. Течія рідини в таких форсунках та характеристики факела розпилення досліджені недостатньо. В зв'язку з цим дослідження роботи форсунок за допомогою CFD-технологій є актуальними.

##### **4.1.1. CFD-моделювання роботи відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою**

###### **4.1.1.1. Розрахункова область**

Для реалізації поставленої цілі в САД-системі створено тривимірну розрахункову область (рис. 4.1), яка складається з форсунки та зони для витoku рідини (умовно необмежений простір у який відбувається розпилення).

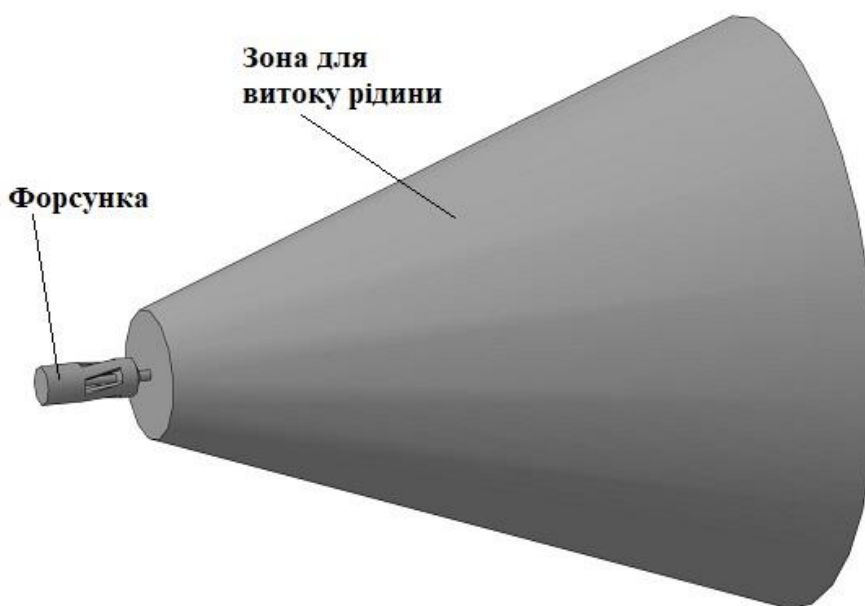


Рис. 4.1. Розрахункова область

Розміри моделі форсунки відповідають розмірам експериментально дослідженої форсунки.

Конічний профіль зони для витоку рідини побудований на основі аналізу факела розпилення рідини з сопла форсунки та урахування того, щоб краплі не виходили за межі конічної поверхні. В такій зоні можна дослідити роботу форсунки, кут розпилення рідини з сопла якої не перевищує  $45^\circ$ , тобто всі характерні для відцентрово-струминної течії режими. Крім того, як показали попередні розрахунки, конічний профіль на відміну від циліндричного чи прямокутного, які зазвичай використовуються при моделюванні, за рахунок видалення зайвого об'єму, в якому не відбувається руху рідини, дозволяє розбити розрахункову область на більшу кількість комірок і тим самим отримати точніші результати. Розміри цієї зони наступні: діаметр кола при вершині конуса 50 мм, діаметр кола при основі конуса 225 мм, довжина 250 мм, що відповідає куту конуса  $38^\circ$ .

Для проведення чисельного моделювання файл розрахункової області імпортовано в CAE-систему – програмний пакет ANSYS, блок Design Modeler модуля гідрогазодинаміки CFX (версія програми ANSYS 2020 R2).

#### 4.1.1.2. Кінцево-елементна сітка розрахункової області

Побудова кінцево-елементної сітки (сіткової моделі) на базі розрахункової області відбувалась в блоці Meshing модуля CFX.

Розрахункова сітка (рис. 4.2) – неструктурована. Комірки мають тетраїдальну форму. Дрібні комірки розміщені в зоні з високою концентрацією рідини де виникають найбільші градієнти переносу кількості руху та маси. Комірки більшого розміру розміщені поблизу зовнішніх стінок зони для витоку рідини.

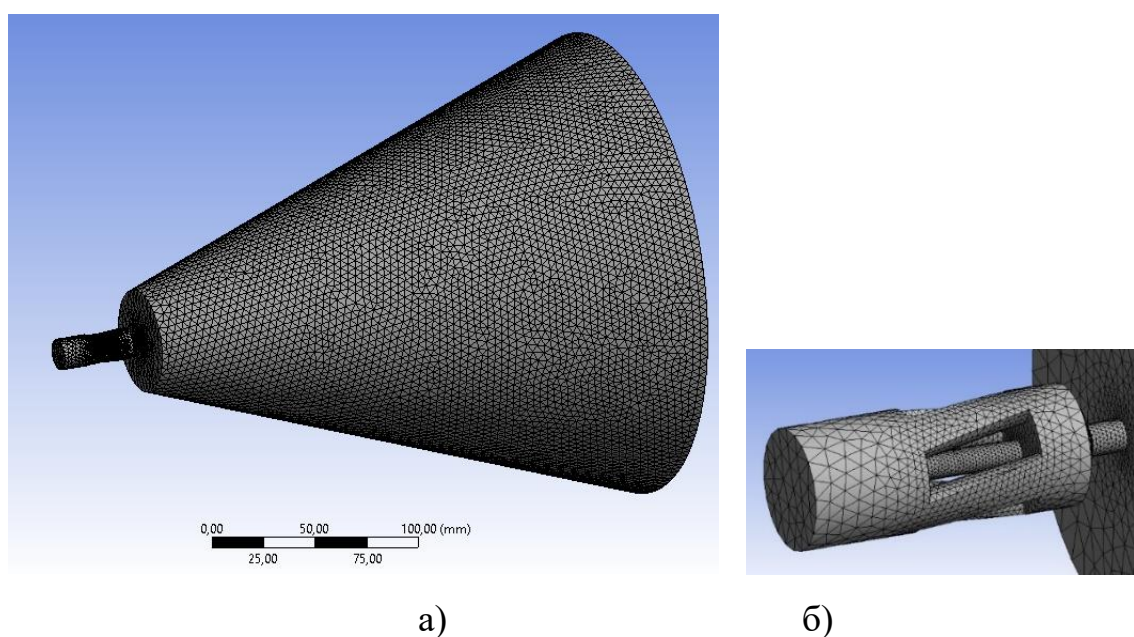


Рис. 4.2. Розрахункова сітка:

а) – розрахункова область; б) – форсунка (збільшено)

Необхідно відмітити, що були проведені дослідження, як з більшою, так і з меншою кількістю комірок в розрахунковій області. При розбитті розрахункової області на приблизно 50 тис. комірок результати моделювання були неточними. При значній їх кількості (близько 500 тис.) – результати були точними, однак тривалість розрахунку зросла майже в 5 разів та становила 9 – 10 годин. В кінцевому варіанті розрахункову область розбито на 232528 комірок (середній розмір ребра комірки 4 мм). Не дивлячись на те, що комірки були доволі грубі, результати моделювання добре узгоджуються (валідація) з експериментальними даними, а тривалість

розрахунку становить 3 – 4 години. Необхідно також зазначити, що для визначення дисперсності факела розпилення розрахункову область потрібно розбивати на комірки розміром не більш ніж 0,1 мм (аналіз експериментальних даних свідчить, що за тиску подачі рідину у форсунку 0,3 МПа на виході з сопла утворюються краплі розміром близько 270 мкм). При цьому потрібно використовувати повноцінну версію програмного пакету ANSYS, так як кількість комірок в розрахунковій області перевищить 512 тис., що виходить за межі академічної версії даного програмного забезпечення.

Сформована сіткова модель розрахункової області передана в препроцесор CFX-Pre для створення чисельної моделі роботи форсунки.

#### **4.1.1.3. Чисельна модель роботи відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою**

В CFX-Pre (блок Setup) формується чисельна модель роботи форсунки, а саме: встановлюються тип задачі, параметри навколишнього та робочих середовищ, початкові та граничні умови, задаються та налаштовуються моделі турбулентності і взаємодії фаз та ін.

Для моделювання роботи форсунки прийнято тип задачі як нестационарна. Задано тривалість комп'ютерного розрахунку, тобто проміжок часу від входу рідини в розрахункову область і до виходу з неї, 0,5 с, крок між ітераціями – 0,001. Такі параметри пояснюються необхідністю отримання якісної картини течії рідини у всій розрахунковій області.

З бази даних програми ANSYS завантажено робочі середовища, які розглядаються в розрахунку – це вода та повітря.

Параметри навколишнього середовища в процесі розрахунку не змінювались та задані наступними: тиск атмосферний (101325 Па), температура 25 °С. Такі параметри відповідають умовам проведених експериментальних досліджень. При проведенні чисельного моделювання враховано прискорення вільного падіння.

Для замикання рівнянь Нав'є-Стокса, що описують рух в'язкої нестисливої рідини, прийнято стандартну  $k$ - $\epsilon$  модель турбулентності, яка забезпечує раціональне поєднання точності розрахунку, його тривалість та вимоги до розрахункової сітки. Щоб зв'язати напруження Рейнольдса з середньою швидкістю та турбулентною в'язкістю в моделі  $k$ - $\epsilon$  використовується гіпотеза дифузії градієнта параметрів.

Оскільки моделюється двофазна система в якій відбувається передача маси та енергії між середовищами, то прийнято багатофазну модель Ейлера "Mixture" у якій фази розглядаються як взаємо-проникаючі континууми. При цьому, для визначення положення міжфазної межі використовується розподілення маркет-функції  $C = f(x, y, z, t)$ , яка являє собою об'ємну частку (концентрацію) рідини в комірках розрахункової сітки: при  $C = 1$  – комірка заповнена рідиною, при  $C = 0$  – комірка порожня. Міжфазній межі відповідає ізоповерхня де  $C = 0,5$ . Динаміка величини  $C$  описується рівнянням конвективного перенесення.

Для отримання якісної картини течії в форсунці та характеристик факела розпилення враховано коефіцієнт поверхневого натягу води  $\nu$  ( $\nu = 0,072$  Н/м) та прийнято коефіцієнт опору краплі  $C_d$  ( $C_d = 0,44$ ). Таке значення коефіцієнта  $C_d$  відповідає турбулентному руху краплі рідини в газовому середовищі. Необхідно зауважити, що опір, який виникає в результаті взаємодії крапель рідини з газом, є одним з важливих гідродинамічних параметрів, оскільки характеризує рух дисперсних частинок в газовому потоці. Тому, урахування коефіцієнта  $C_d$  при комп'ютерному моделюванню є обов'язковим.

Задано початкові умови та проведено ініціалізацію. Початковими умовами для моделювання є нульова швидкість, атмосферний тиск та об'ємна частка (Volume fraction) повітря рівна 1 (100 %) у всій розрахунковій області.

Наступним етапом створено граничні умови – це вхід рідини у форсунку (Inlet\_water), стінка (Wall), яка являє собою тіло форсунки, та відкрито (Opening), яке означає, що розпилення рідини з сопла відбувається в умовно безмежний простір. Поверхні до яких задаються граничні умови показано на рис. 4.3.

Для граничної умови "Inlet\_water" вибрано тип умови "Inlet". На перших етапах моделювання були спроби виразити вхід рідини через значення тиску. Однак,

вони виявилися невдалими, оскільки при проведенні розрахунку програма зупинялася через критичну помилку. Тому, при наступних дослідженнях вхід рідини в форсунку задавався через масову витрату (задавалось декілька значення масової витрати щоб дослідити різні режими роботи форсунки), що дозволило успішно провести розрахунок.

Враховуючи рекомендації з літературних джерел, параметри моделі турбулентності (кінетична енергія турбулентності  $k$  та швидкість дисипації кінетичної енергії  $\varepsilon$ ) для граничної умови “Inlet\_water” задано наступними:  $k = 0,05$ ,  $\varepsilon = 10$ . Для цієї ж умови встановлено об’ємну частку води 1 (100%), а повітря – 0, тобто вхід лише рідини.

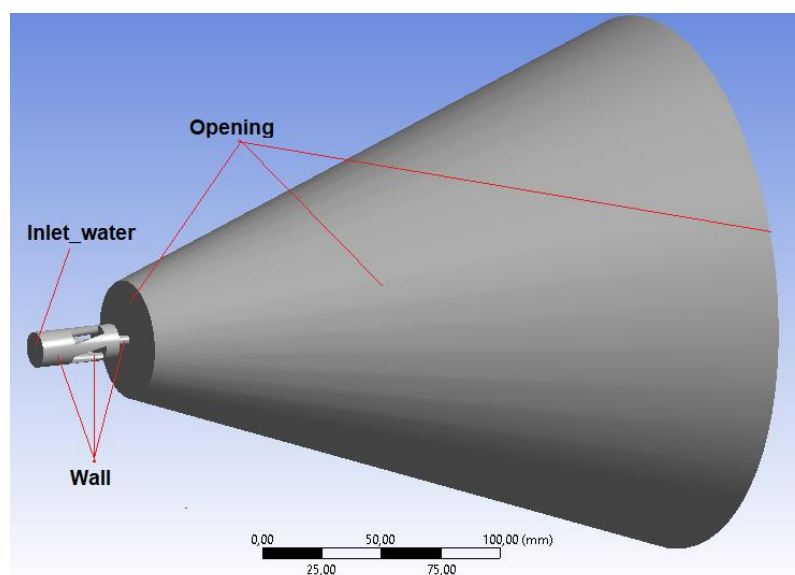


Рис. 4.3. Поверхні до яких задаються граничні умови

Для граничної умови “Opening” задано тим умови “Opening” та встановлено атмосферний тиск. В початковий момент часу в конічному просторі знаходиться лише повітря, тому його об’ємна частка становить 1, а води – 0.

Для граничної умови “Wall” задано тип умови “Wall”, тобто тверда стінка. Щоб врахування тертя рідини об стінку використано параметр “No-slip wall”.

Критерій збіжності результатів задано рівним 0,0001. Це означає, що процес пошуку рішення відбуватиметься до тих пір, доки на деякій з ітерацій всі нев’язки (розбіжності) не опиняться рівними, або меншими за встановлене значення.

Після всіх налаштувань створену чисельну модель передано в блок Solution модуля CFX для проведення розрахунку.

#### **4.1.1.4. Проведення розрахунку**

В блоці Solution виконано налаштування додаткових параметрів проведення розрахунку, зокрема, підключено проведення розрахунку з подвійною точністю та встановлено налаштування, які залежать від технічних можливостей обчислювальної машини. Основні технічні характеристики комп'ютера:

- процесор Intel Core i5-7200U, тактова частота 2,5 – 2,7 ГГц, два обчислювальні ядра;
- оперативна пам'ять типу DDR 4, об'єм 8 гігабайт.

Після цього було виконано запуск розрахунку.

На даному етапі ітераційними методами програма знаходить для кожної комірки такі значення параметрів потоку, при яких рівняння збереження маси, енергії, імпульсу вирішуються з точністю 0,0001.

Після успішного вирішення задачі, тобто досягнення заданого критерія збіжності, результати були передані в постпроцесор CFD-Post для їх обробки.

#### **4.1.1.5. Аналіз результатів CFD-моделювання**

Обробка результатів розрахунку (масив даних з сіткової моделі, в якій для кожної комірки знайдені параметри потоку) дозволяє детально дослідити гідродинаміку рідини в форсунці та характеристики факела розпилення.

В дисертаційній роботі представлені, як приклад, результати моделювання роботи форсунки з діаметром отвору сопла 4 мм та масовій витраті рідини 0,2 кг/с, що відповідає тиску води в форсунці 0,25 МПа. Такими результатами є: швидкість та траєкторія руху води у форсунці, об'ємна частка рідини в розрахунковій області, швидкість крапель рідини та тиск в поперечному перерізі факела розпилення. Деякі результати досліджень висвітлено у роботах [1, 2, 4, 6].

На рис. 4.4 показано розподілення швидкості рідини в форсунці у вигляді контурного зображення (рис. 4.4, а) та графіка (рис. 4.4, б). Для точного визначення швидкості води в форсунці верхню межу шкали розподілу значень зменшено до 4 м/с (рис. 4.4, а).

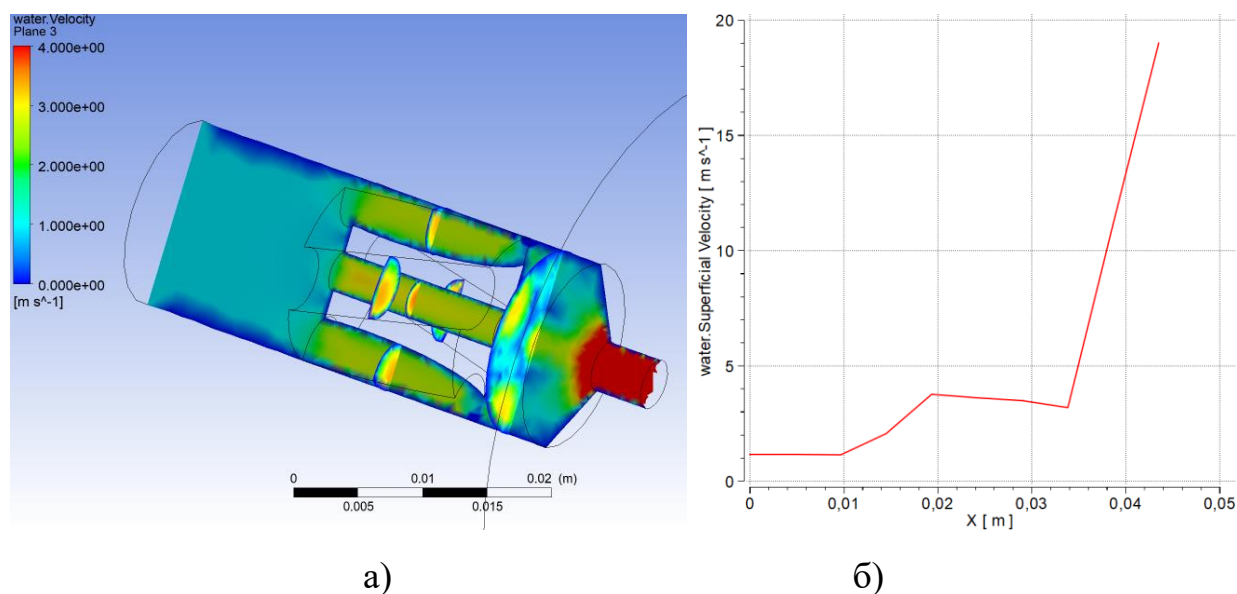


Рис. 4.4. Швидкість рідини у форсунці:

а) – контурне зображення розподілення швидкості рідини; б) – графік зміни швидкості рідини по осі форсунки  $X$

Аналіз приведених результатів (рис. 4.4) показав, що рідина входить у форсунку (нуль по осі  $X$  на рис. 4.4, б) зі швидкістю 1,2 м/с. У нахилених каналах вставки та її осьовому отворі швидкість підвищується до 3 – 3,5 м/с. В камері закручування вона знижується до 1,5 – 2,5 м/с, що пояснюється збільшенням площі поперечного перерізу. Значне підвищення швидкості води спостерігається в перехідній конічній ділянці між камерою закручування та соплом, яке викликане поступовим зменшенням площі прохідного каналу. Максимальна швидкість 19,3 м/с досягається у соплі форсунки.

Важливим результатом досліджень є знайдене розподілення швидкості рідини по радіусу  $Z$  сопла (на виході з цього), яке представлено на рис. 4.5. Характер

розподілення швидкості відповідає турбулентному руху рідини у вигляді параболічного профіля по поперечному перерізі.

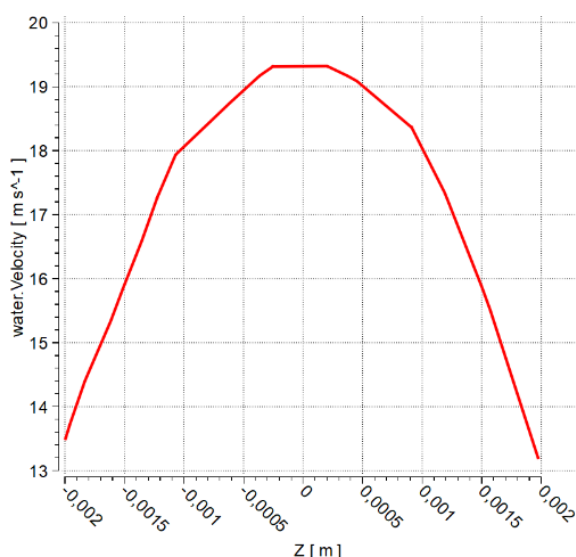


Рис. 4.5. Розподілення швидкості рідини по радіусу  $Z$  сопла (на виході з нього)

Потрібно відмітити, що експериментальне визначення швидкості є задачею досить складною, і таких досліджень надзвичайно мало, оскільки у соплі відцентрово-струминної форсунки рідина має, як обертальний, так і осьовий рух.

Картина руху рідини у відцентрово-струминній форсунці з профільованою вставкою доповнена тривимірною візуалізацією лініями напрямку течії (рис 4.6).

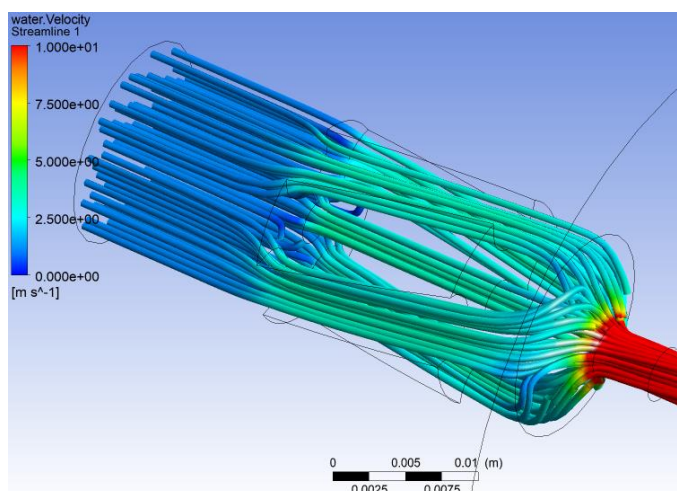


Рис. 4.6. Лінії напрямку течії рідини у відцентрово-струминній форсунці з профільованою вставкою

Аналіз результатів CFD-моделювання (рис. 4.6) показує, що рідина, яка рухається у нахилених каналах профільованої вставки має тангенційну складову швидкості 3,5 м/с. Рідина, яка тече через отвір вставки формує осьову складову швидкості 3 м/с.

На рис. 4.7 представлено розподілення об'ємної частки (концентрації) рідини в розрахунковій області, що дозволяє дослідити факел розпилення.

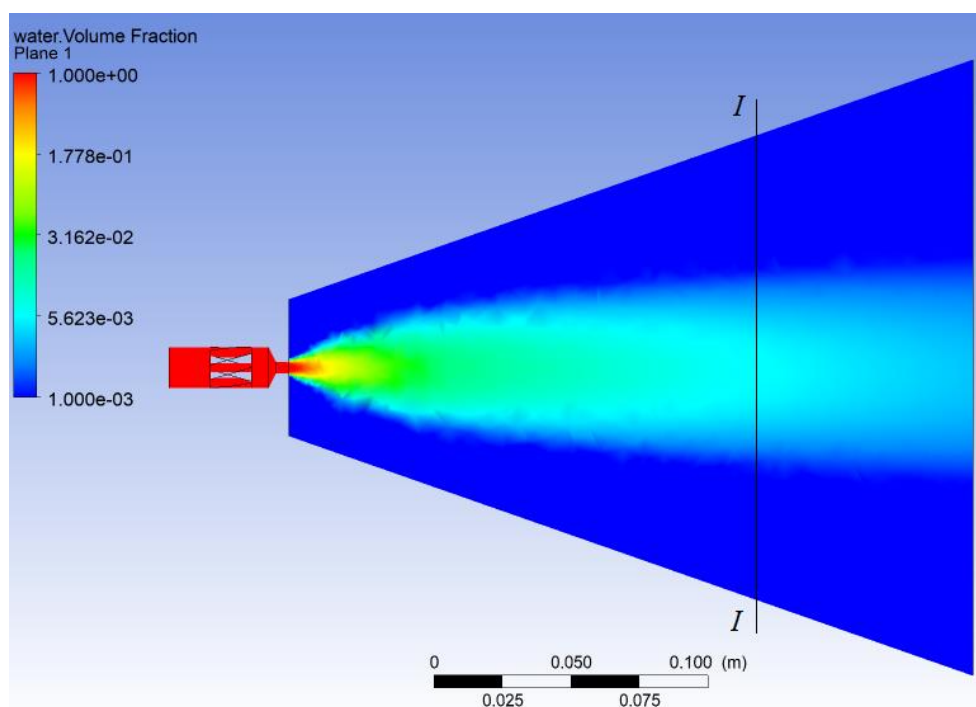


Рис. 4.7. Розподілення об'ємної частки рідини в розрахунковій області

Аналіз рис. 4.7 дозволив встановити, що кут факела розпилення становить  $26^\circ$ , при чому основні зміни в ньому відбуваються на відстані до 150 мм від зрізу сопла (переріз *I-I*). На відстані 150 мм від сопла зміна поля концентрації рідини по поперечному перерізу факела є незначною, що свідчить про рівномірне заповнення факела краплями рідини.

Проаналізуємо швидкість рідини в факелі розпилення відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою (рис. 4.8).

Аналіз приведених результатів з рис. 4.8 показав рух основної маси крапель зі швидкістю приблизно 15 м/с. На периферії факела, в результаті опору зі сторони газової фази, швидкість крапель знижується до 13 – 14 м/с.

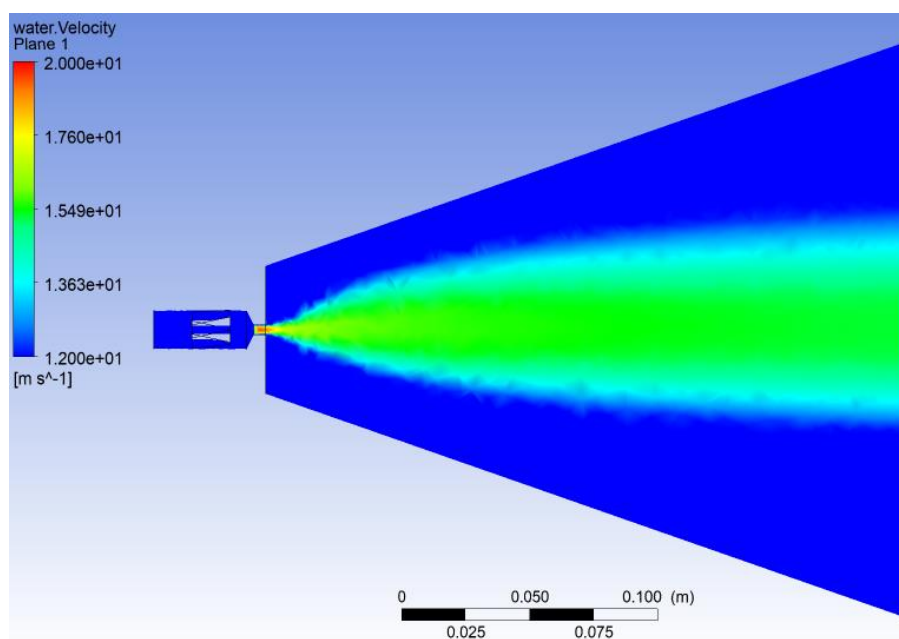


Рис. 4.8. Швидкість рідини в факелі розпилення відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою

Комп'ютерне моделювання роботи форсунки вперше підтвердило (валідація) той факт, що у факелі розпиленої рідини викає розрідження. Експериментально наявність розрідження у факелі розпилення було виявлено лише на початку 2000-х років М. М. Сімаковим при дослідженні факела розпилення відцентрово-струминної форсунки з діаметром сопла 2 мм.

Для визначення величини розрідження у факелі розпилення, отриманого в результаті комп'ютерного моделювання, побудовано графіки залежності статичного тиску газу від радіуса  $Z$  факела розпилення на різній відстані від зрізу сопла (рис. 4.9).

Аналіз приведених графіків показав, що на відстані 5 мм від сопла (рис. 4.9, а) в прикорневій зоні факела розпилення досягається максимальне розрідження 165 Па, яке знижується до його периферії. На границі факела тиск стає атмосферним.

При віддаленні від сопла в осьовому напрямку розрідження всередині факела розпилення також знижується. Так, на відстані від сопла 15 мм (рис. 4.9, б) максимальне розрідження становить 29 Па, а на відстані 50 мм – 4 Па (рис. 4.9, в). При подальшому віддаленні від сопла розрідження в факелі розпилення знижується до 2 Па, і на відстані понад 150 мм зникає. Відсутність розрідження на відстані понад 150 мм від зрізу сопла можна пояснити зниженням інтенсивності взаємодії

рідини з газом, про що свідчить вирівнювання поля концентрації води у факелі розпилення (рис. 4.7). Безумовно, що розрідження в факелі розпилення викликає ежекцію повітря з зовнішньої поверхні факела розпилення, тобто області вищого тиску.

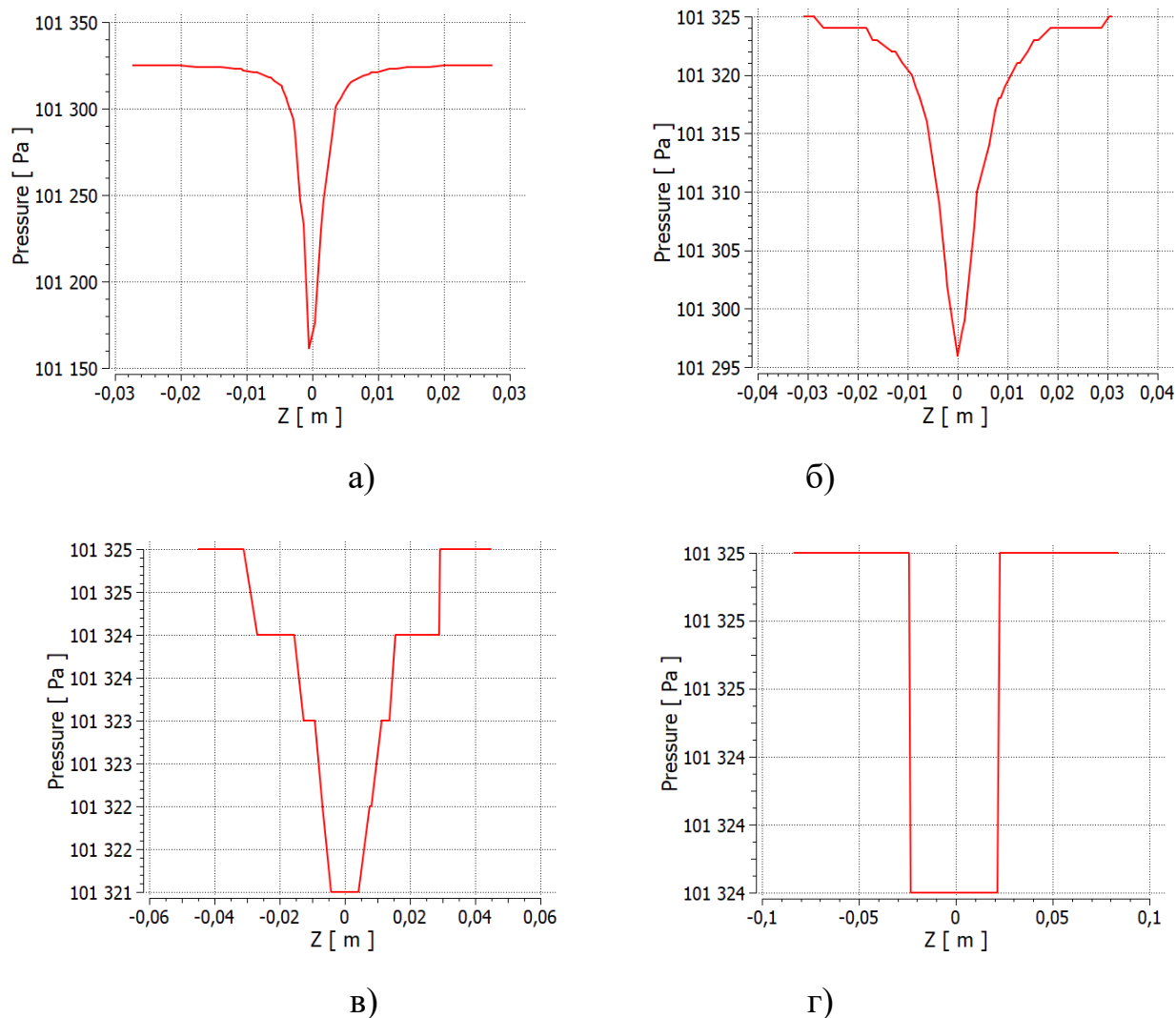


Рис. 4.9. Залежність статичного тиску газу від радіуса  $Z$  факела розпилення на різній відстані від зрізу сопла:

а) – 5 мм; б) – 15 мм; в) – 50 мм; г) – 150 мм

Для додаткової валідації результатів CFD-моделювання результатам експериментальних досліджень на рис. 4.10 представлено факел розпилення рідини, який отриманий за допомогою комп'ютерного моделювання (рис. 4.10, а) та при

натурних дослідженнях (рис. 4.10, б). Діаметр сопла та тиск рідини у форсунках однакові і становлять 4 мм та 0,25 МПа відповідно.

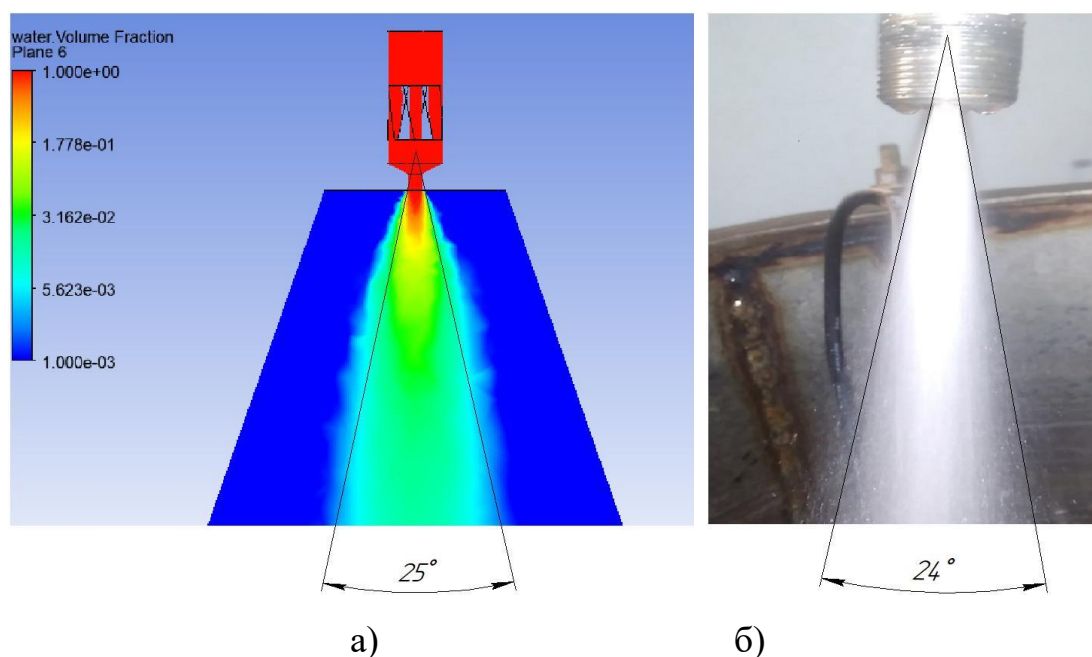


Рис. 4.10. Факел розпилення рідини з сопла відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою:

а) – комп'ютерне моделювання; б) – експеримент

Кут розпилення рідини при комп'ютерному моделюванні становить  $25^\circ$  (рис. 4.10, а), а в натурному експерименті –  $24^\circ$  (рис. 4.10, б), тобто розбіжність  $1^\circ$  (відносна похибка 4 %).

Оскільки досягнуто прийнятну узгодженість результатів моделювання та експерименту, то за допомогою сучасних CAD та CAE систем можна сконструювати форсунку з наперед заданими характеристиками факела розпилення. Для інтенсифікації процесів тепломасообміну така форсунка повинна забезпечувати, зокрема, достатню поверхню контакту фаз, що можливо досягти при збільшенні кута факела розпилення. Останнє стало можливим за рахунок збільшення кута нахилу нахилених каналів у профільованій вставці. Таке технічне рішення дозволило підвищити тангенціальну складову швидкості і тим самим збільшити кут факела розпилення (рис. 4.11).

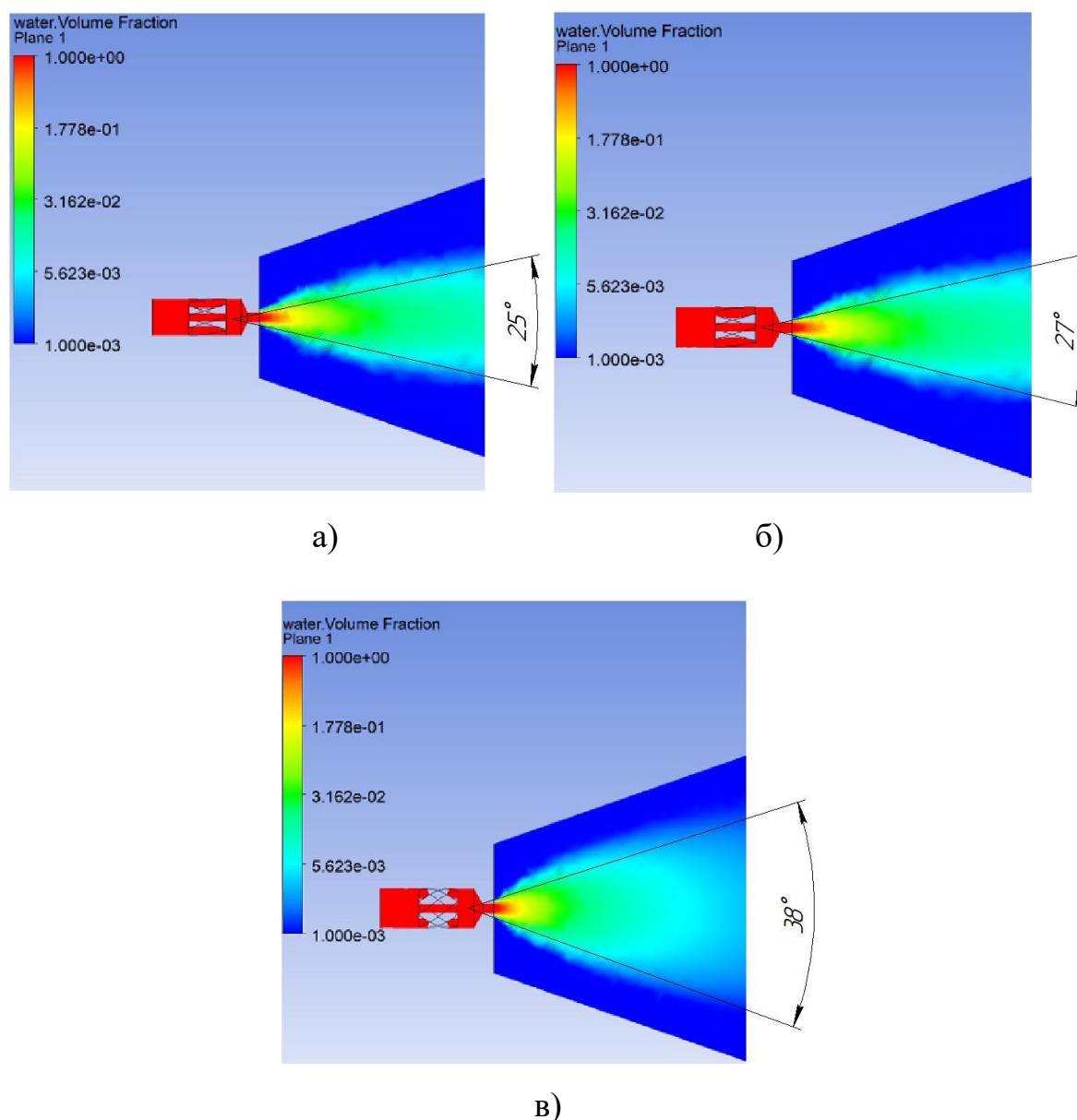


Рис. 4.11. Кут розпилення рідини:

а) – кут нахилу каналів  $12^\circ$ ; б) – кут нахилу каналів  $16^\circ$ ; в) – кут нахилу каналів  $45^\circ$

Так, при куті нахилу каналів  $12^\circ$  кут розпилення рідини становить  $25^\circ$  (рис. 4.11, а). Збільшення кута нахилу каналів до  $16^\circ$  приводить до збільшення кута факела розпилення на  $2^\circ$ , тобто до  $27^\circ$  (рис. 4.11, б). Виконання каналів під кутом  $45^\circ$  дозволяє отримати кут факела розпилення  $38^\circ$  (рис. 4.11, в).

Таким чином, отримані результати чисельного моделювання дозволяють детально дослідити роботу форсунок, надають можливість забезпечити ефективну роботу обладнання, в яке вони встановлюються, що є важливими при переході від дослідного зразка до промислового обладнання.

#### 4.1.2. Чисельне моделювання роботи відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами, аналіз результатів

Форсунка з нахиленими підвідними каналами дозволяє регулювати витрату рідини з сопла за рахунок зміни площі підвідних каналів. Якщо підвідні канали відкриті повністю – витрата рідини максимальна (струминна течія), а кут розпилення незначний (до  $10^\circ$ ). При їх перекритті витрата зменшується, характер витоку рідини з сопла стає відцентрово-струминним, а кут розпилення збільшується.

Оскільки в дисертаційній роботі розглядаються ежекційні апарати для проведення тепломасообмінних процесів, для ефективного перебігу яких повинно бути забезпечено значну поверхню контакту фаз та її швидке і постійне оновлення, то для моделювання обрано форсунку у якій підвідні канали відкриті на 60 %, що дозволяє це забезпечити.

Алгоритм моделювання і чисельна модель роботи такої форсунки аналогічні до тих, які розроблені для моделювання роботи форсунки з профільованою вставкою, однак є одна відмінність – це поверхні до яких задаються граничні умови. В зв'язку з цим опис налаштування чисельної моделі роботи форсунки з нахиленими підвідними каналами не наводиться, а представлено лише розрахункову область і поверхні до яких задаються граничні умови (рис. 4.12). Після налаштування всіх параметрів проведено розрахунок.

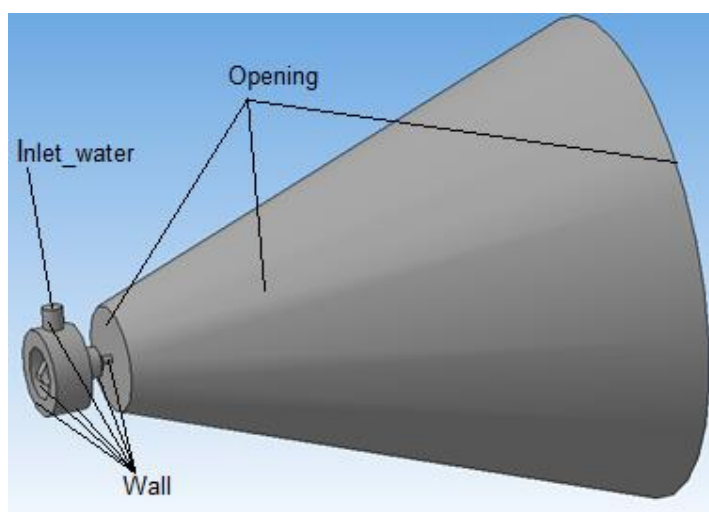


Рис. 4.12. Розрахункова область та поверхні до яких задаються граничні умови

Обробка результатів CFD-моделювання дозволила отримати якісну і кількісну картини течії рідини в форсунці та характеристики факела розпилення. Такими результатами є: швидкість та лінії напрямку течії рідини у форсунці, об'ємна частка рідини в розрахунковій області та тиск в поперечному перерізі факела розпилення (деякі результати досліджень висвітлено у роботах [2-4]). Результати моделювання представлені при масовій витраті рідини 0,2 кг/с, що відповідає її тиску в форсунці 0,25 МПа, і діаметрі сопла 4 мм. Це дає можливість порівняти результати моделювання роботи даної форсунки з результатами моделювання відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою, які представлені вище.

На рис. 4.13 показано розподілення швидкості рідини у форсунці (для кращого сприйняття результатів шкалу розподілу значень встановлено в діапазоні 0 – 3 м/с).

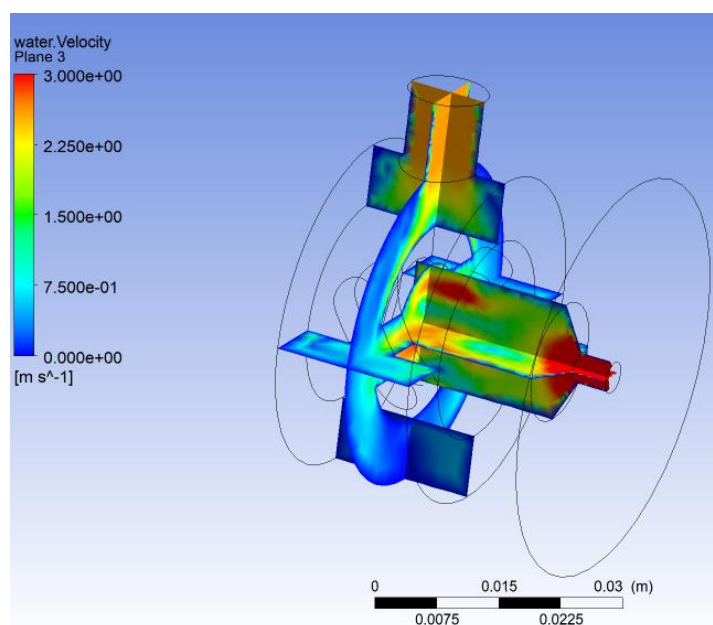


Рис. 4.13. Розподілення швидкості рідини у відцентрово-струминній форсунці з нахиленими підвідними каналами

Аналіз результатів CFD-моделювання (рис. 4.13) дозволив встановити, що при масовій витраті 0,2 кг/с, швидкість рідини у входному патрубку становить 2,6 м/с. В корпусі форсунки рідина рухається зі швидкістю 0,5 – 1,5 м/с. В щілинних підвідних каналах за рахунок зменшення площі прохідного каналу відбувається підвищення швидкості до 2,7 м/с.

Швидкість рідини в камері закручування нерівномірна. Так, по її осі швидкість коливається в межах 0,8 – 2,2 м/с, а біля стінок – від 1,7 м/с до 2,6 м/с. Отже, тангенційна складова швидкості вища за осьову. В кінчній перехідній ділянці (між камерою закручування та соплом) відбувається поступове вирівнювання та підвищення швидкості за рахунок зменшення площі поперечного перерізу.

Що стосується швидкості рідини на виході з сопла, то її максимальне значення є по осі сопла та становить 19,2 м/с (рис. 4.14). По мірі віддалення від осі вона знижується і приймає параболічний профіль, який характерний для турбулентного руху рідини.

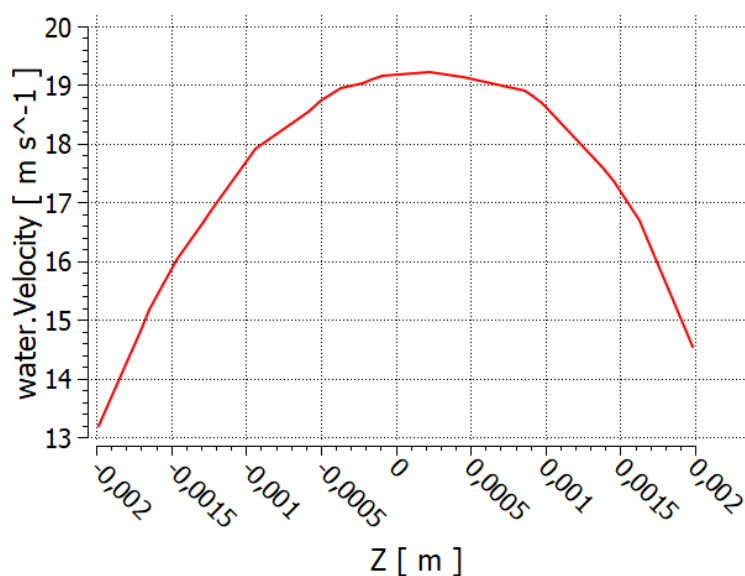


Рис. 4.14. Залежність швидкості рідини від радіуса  $Z$  сопла (на виході з нього)

Несиметричність розподілення швидкості рідини у соплі відносно нульової точки по радіусу  $Z$ , яку видно з приведеного графіка, можна пояснити недостатньою довжиною камери закручування форсунки для повного вирівнювання характеристик рідинного потоку.

Траєкторія руху води у форсунці та на виході з сопла представлена лініями напрямку течії на рис. 4.15 в діапазоні швидкості 0 – 10 м/с.

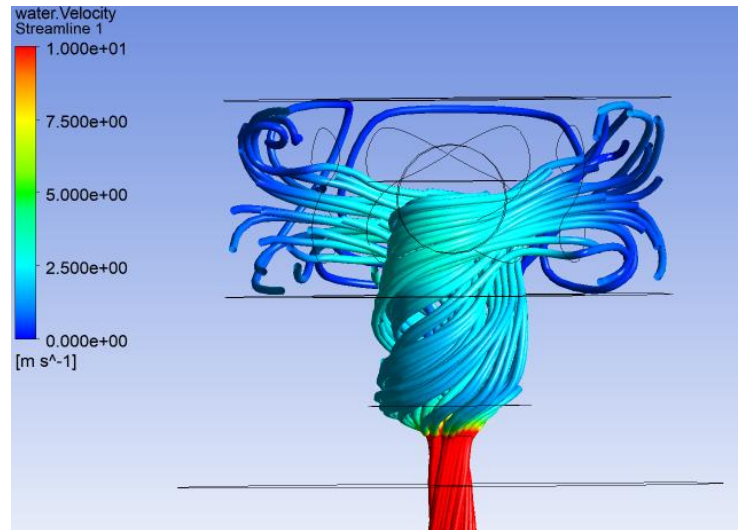


Рис. 4.15. Лінії напрямку течії води у форсунці та на виході з сопла

Аналіз ліній напрямку течії води (рис. 4.15) показує, що в камері закручування є два потоки, які створюються за рахунок розміщення щілинних каналів по відношенню до камери закручування тангенційно та навхрест. В соплі та на виході з нього потік рідини є завихреним. Значна швидкість води у соплі (19,2 м/с) та такий її рух сприяють утворенню диспергованого струменя рідини, що видно з рис. 4.16, на якому представлено розподілення об'ємної частки рідини в розрахунковій області.

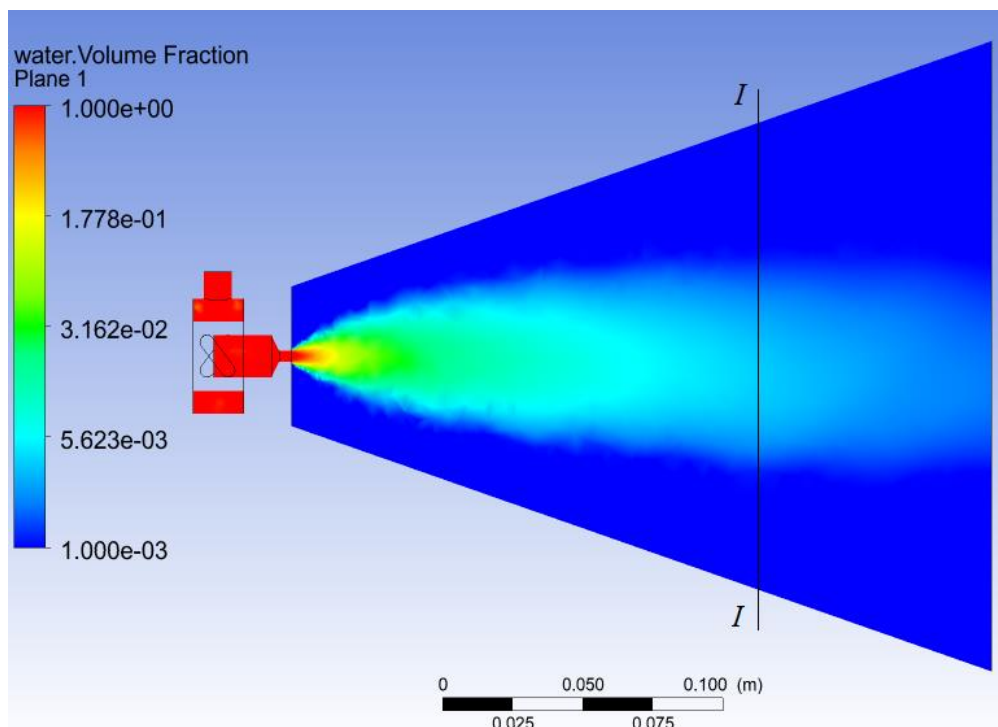


Рис. 4.16. Розподілення об'ємної частки рідини в розрахунковій області

Вимірювання кута факела розпилення (рис. 4.16) показало, що він становить  $33^\circ$ . Основний перерозподіл крапель рідини (концентрації рідини) в ньому відбувається на відстані до 150 мм від зрізу сопла (переріз *I-I*). На відстані 150 мм від сопла зміна поля концентрації води по поперечному перерізу факела розпилення незначна, що свідчить про рівномірне заповнення факела краплями рідини. Аналогічний перерозподіл поля концентрації відбувається у факелі розпилення відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою (рис. 4.7).

В результаті CFD-моделювання отримано графіки залежності статичного тиску газу від радіуса факела розпилення на різній відстані від зрізу сопла (рис. 4.17).

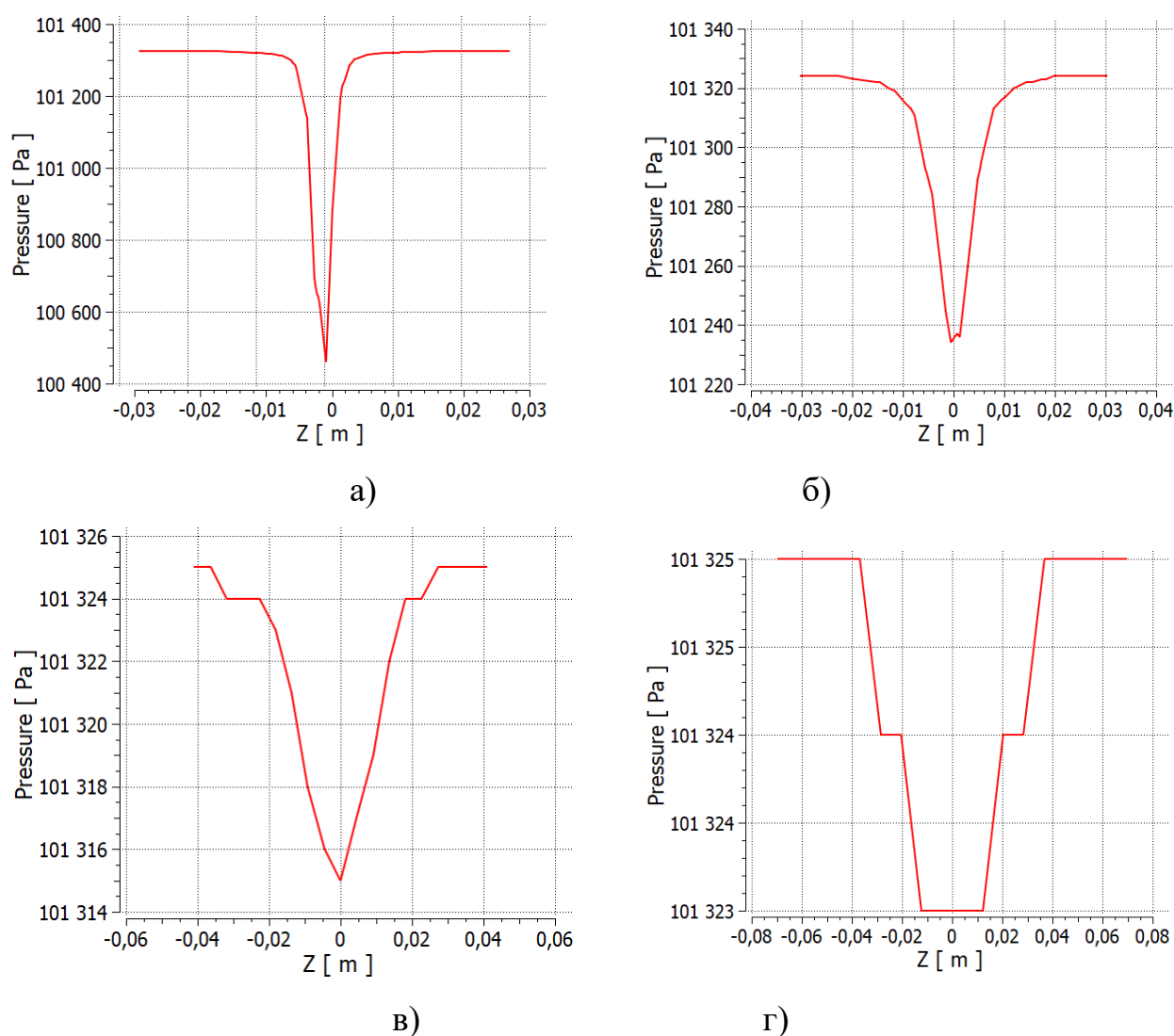


Рис. 4.17. Залежність статичного тиску газу від радіуса  $Z$  факела розпилення на різній відстані від зрізу сопла:

а) – 5 мм; б) – 15 мм; в) – 50 мм; г) – 150 мм

Аналіз представлених на рис. 4.17 графіків дозволив встановити, що характер розподілення тиску у факелі розпилення такої форсунки є аналогічним до характеру розподілу тиску у факелі розпилення відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою: розрідження максимальне у прикорневій зоні факела, зменшується до периферії та по довжині. Однак, числові значення розрідження значно відрізняються. Так, у факелі розпилення форсунки з нахиленими підвідними каналами на відстані, наприклад, 5 мм від зрізу сопла (рис. 4.17, а) максимальне розрідження становить 865 Па, що у 5 разів перевищує розрідження у факелі відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою на такій же відстані (165 Па).

Для форсунки з нахиленими підвідними каналами на відстані від зрізу сопла 15 мм (рис. 4.17, б) максимальне розрідження становить 90 Па, на відстані 50 мм (рис. 4.17, в) – воно складає 10 Па, а на відстані 150 мм (рис. 4.17, г) – 2 Па. При віддалені від сопла понад 150 мм розрідження у факелі розпилення такої форсунки зникає, що є аналогічним, як і у факелі розпиленої рідини відцентрово-струминною форсункою з профільованою вставкою.

Таке значне розрідження в прикорневій зоні факела розпилення даної форсунки, по відношенню до того, яке виникає у факелі відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою, свідчить про інтенсивне ежекування газу в його середину. Це, в свою чергу, є причиною досягнення високих коефіцієнтів ежекції ежекторів з робочим соплом у вигляді форсунки з нахиленими підвідними каналами. Використання такої форсунки в тепломасообмінному обладнанні забезпечить ефективне змішування фаз, що приведе до інтенсифікації процесів.

Для валідації результатів чисельного моделювання результатам натурних досліджень на рис. 4.18 представлено факел розпилення рідини, який отриманий при комп'ютерному моделюванні (рис. 4.18, а) та при експериментальних дослідженнях (рис. 4.18, б). Діаметр сопла та тиск рідини у форсунках однакові, і становлять 4 мм та 0,25 МПа відповідно.

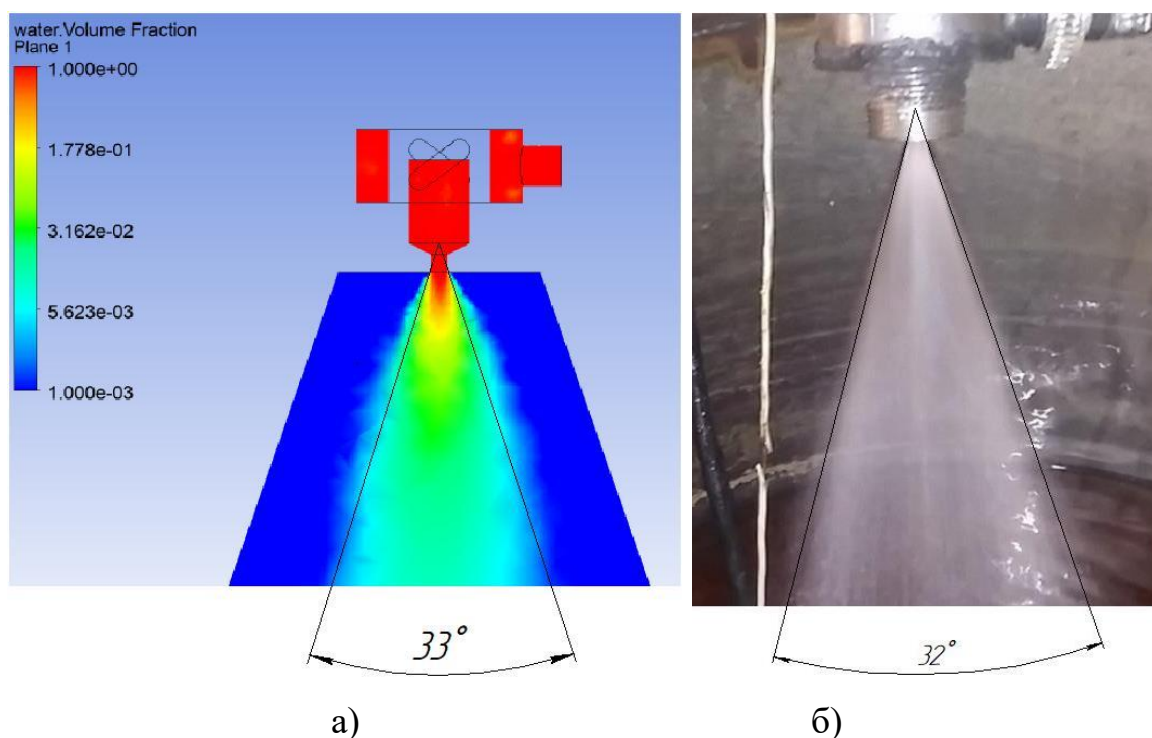


Рис. 4.18. Факел розпилення рідини з сопла відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами:

а) – комп'ютерне моделювання; б) – експеримент

Кут факела розпиленої рідини із сопла форсунки з нахиленими підвідними каналами при комп'ютерному моделюванні становить  $33^\circ$  (рис. 4.18, а), а при експериментальних дослідженнях  $32^\circ$  (рис. 4.18, б), тобто розбіжність  $1^\circ$  (відносна похибка 3 %).

#### 4.2. CFD-моделювання роботи ежекторів з циліндричною та комбінованою камерами змішування

Для проведення чисельного моделювання обрано два ежектори:

- ежектор з циліндричною камерою змішування (рис. 3.7);
- ежектор з комбінованою камерою змішування (рис. 3.9).

Ежектор з циліндричною камерою змішування є типовим. У зв'язку зі складністю експериментального визначення характеристик потоків, які в свою чергу залежать від конструктивного виконання ежектора, і недостатньою кількістю

публікацій по чисельному моделюванню, доцільно провести власні дослідження його роботи із застосуванням CFD-технологій.

Ежектор з комбінованою камерою змішування є інноваційним. Він показав свої переваги над ежектором з циліндричною КЗ. Гідродинаміка потоків у такому ежекторі не досліджена.

Для моделювання як робоче сопло ежекторів використано форсунку з двома нахиленими підвідними каналами, які відкриті на 60 %, що забезпечує відцентрово-струминну течію і диспергований струмінь рідини на виході з сопла. Така форсунка використовувалася при натурних дослідженнях роботи обох ежекційних апаратів, що дозволяє здійснити валідацію результатів CFD-моделювання (якісні характеристики течії у камері змішування).

#### **4.2.1. Комп'ютерне моделювання роботи ежектора з циліндричною камерою змішування**

##### **4.2.1.1. Розрахункова область**

В CAD-системі створено розрахункову область (3-D модель ежектора), яка включає: приймальну камеру, робоче сопло у вигляді форсунки з нахиленими підвідними каналами та циліндричну камеру змішування (рис. 4.19).

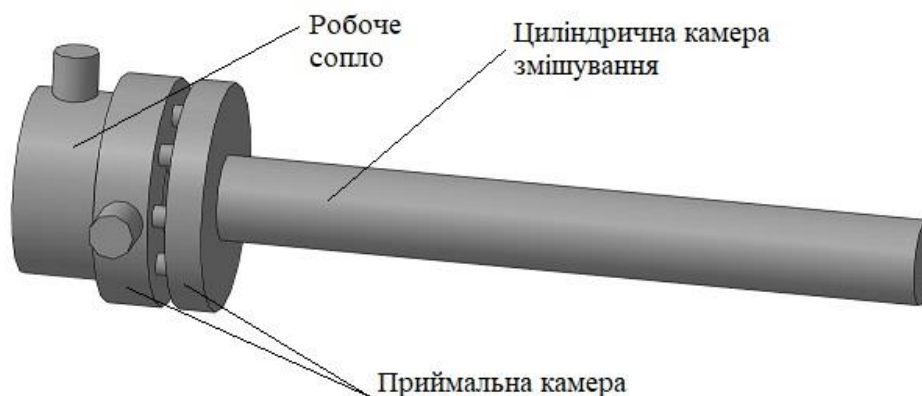


Рис. 4.19. Розрахункова область

Розміри 3-D моделі ежектора відповідають розмірам експериментально дослідженого ежекційного апарата. Основні розміри 3-D моделі: діаметр сопла форсунки 4 мм, діаметр камери змішування 19 мм (основний геометричний параметри ежектора  $m = 22,56$ ), а її довжина 152 мм.

Для проведення CFD моделювання створену розрахункову область імпортовано в САЕ систему інженерного аналізу – програмний пакет ANSYS.

#### 4.2.1.2. Кінцево-елементна сітка розрахункової області

Розрахункова сітка – неструктурована. В області сопла та на вході пасивного потоку в камеру змішування виконано ущільнення елементів сітки (рис. 4.20). Загальна кількість розрахункових комірок становить 170 тис.

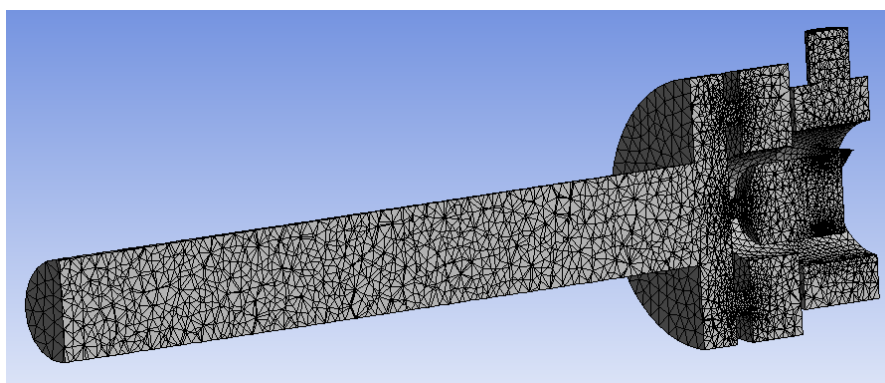


Рис. 4.20. Розрахункова сітка

#### 4.2.1.3. Чисельна модель роботи ежектора з циліндричною камерою змішування та проведення розрахунку

Чисельна модель роботи ежектора подібна до тієї, що використовувалася при моделюванні роботи форсунок, але має деякі відмінності.

Для моделювання прийнято тип задачі як нестационарна. Тривалість комп'ютерного розрахунку, тобто проміжок часу від входу рідини та газу в розрахункову область і до виходу двофазного потоку з неї, становить 0,5 с, а крок між ітераціями складає 0,001.

З бази даних програмного пакету ANSYS завантажено робочі середовища, які використовуються в розрахунку (вода та повітря).

Параметри навколишнього середовища в процесі розрахунку не змінювались, відповідають умовам проведених експериментальних досліджень та є наступними: тиск атмосферний (101325 Па), температура 25 °С. При моделюванні враховано прискорення вільного падіння.

Для урахування турбулентності, що виникає в потоці, прийнято стандартну  $k-\epsilon$  модель турбулентності. Оскільки рух двофазного потоку в камері змішування ежектора є складним внаслідок взаємодії між фазами, то використано багатофазну модель Ейлера “Mixture”.

Як і при моделюванні роботи форсунок, для отримання якісної картини течії в ежекторі враховано коефіцієнт поверхневого натягу води  $\nu$  та коефіцієнт опору краплі в газовому потоці  $C_d$  ( $C_d = 0,44$ ).

Задано початкові умови та виконано ініціалізацію. Початковими умовами є нульова швидкість, атмосферний тиск та об’ємна частка повітря 100% у всій розрахунковій області.

Граничні умови для чисельного моделювання роботи ежектора наступні:

- Inlet\_liquid – вхід активного потоку (води) в робоче сопло;
- Inlet\_gas – вхід пасивного потоку (повітря) в приймальну камеру;
- Outlet – вихід двофазної суміші з камери змішування;
- Wall – стінка.

Поверхні до яких задаються граничні умови представлені на рис. 4.21.

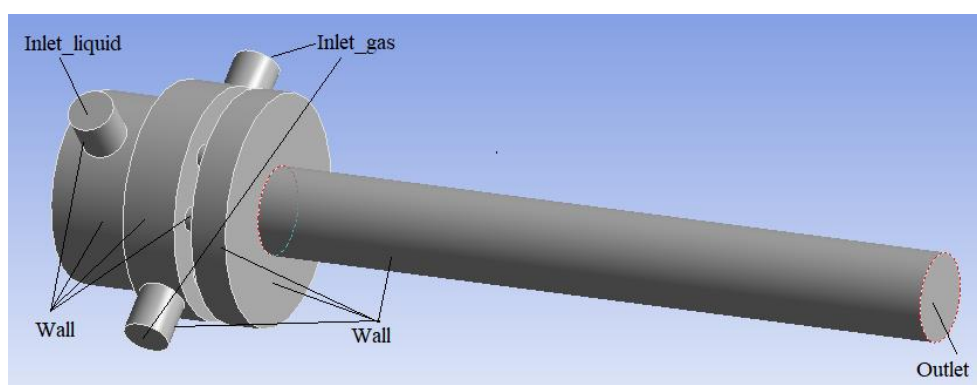


Рис. 4.21. Поверхні до яких задаються граничні умови

Для граничної умови “Inlet\_liquid” вибрано тип умови “Inlet”. Вхід води в робоче сопло ежектора задавався через масову витрату потоку, оскільки спроби виразити вхід рідини через значення тиску були невдалими (аналогічно тому, як і при моделюванні роботи форсунок). Враховуючи рекомендації з літературних джерел, параметри моделі турбулентності для граничної умови “Inlet\_liquid” встановлені наступними:  $k = 0,05$ ,  $\varepsilon = 10$ . Для цієї ж умови встановлено об’ємну частку води 1, а для повітря – 0, тобто вхід лише рідини.

Для граничної умови “Inlet\_gas” вибрано тип умови “Inlet”. Вхід повітря в приймальну камеру задавався через тиск, значення якого для всіх досліджень було постійним та приймалось рівним атмосферному. Параметри моделі турбулентності для граничної умови “Inlet\_gas” встановлені наступними:  $k = 0,05$ ,  $\varepsilon = 10$ . Для цієї ж умови встановлено об’ємну частку води 0, а для повітря – 1, тобто вхід лише газу.

Оскільки рух потоків розглядається лише в ежекторі, то для граничної умови “Outlet” вибрано тип умови “Outlet”. В усіх дослідженнях розглядався вільний витік суміші з КЗ.

Для граничної умови “Wall” прийнято тип умови “Wall”, тобто тверда стінка. Щоб врахування тертя рідини, газу та рідинно-газової суміші об стінку використано параметр “No-slip wall”.

Критерій збіжності результатів прийнятий таким, як і при моделюванні роботи форсунок (0,0001).

Після налаштування всіх параметрів створену чисельну модель передано в блок Solution, де вибрано проведення розрахунку з подвійною точністю, встановлено додаткові налаштування, які залежать від технічних характеристик обчислювальної машини та виконано запуск розрахунку.

#### 4.2.1.4. Аналіз результатів CFD-моделювання

На наступних контурних заливках та графіках представлені результати чисельного моделювання роботи ежекційного апарата ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм) при масовій витраті рідини 0,2 кг/с, що відповідає тиску води у форсунці 0,25 МПа.

Розподілення статичного тиску в ежекторі представлено на рис. 4.22:

- рис. 4.22, а – контурна заливка (тиск на шкалі розподілу значень встановлено в діапазоні 100000 – 101400 Па);
- рис. 4.22, б – графік залежності статичного тиску від довжини ежектора в прийнятій шкалі значень.

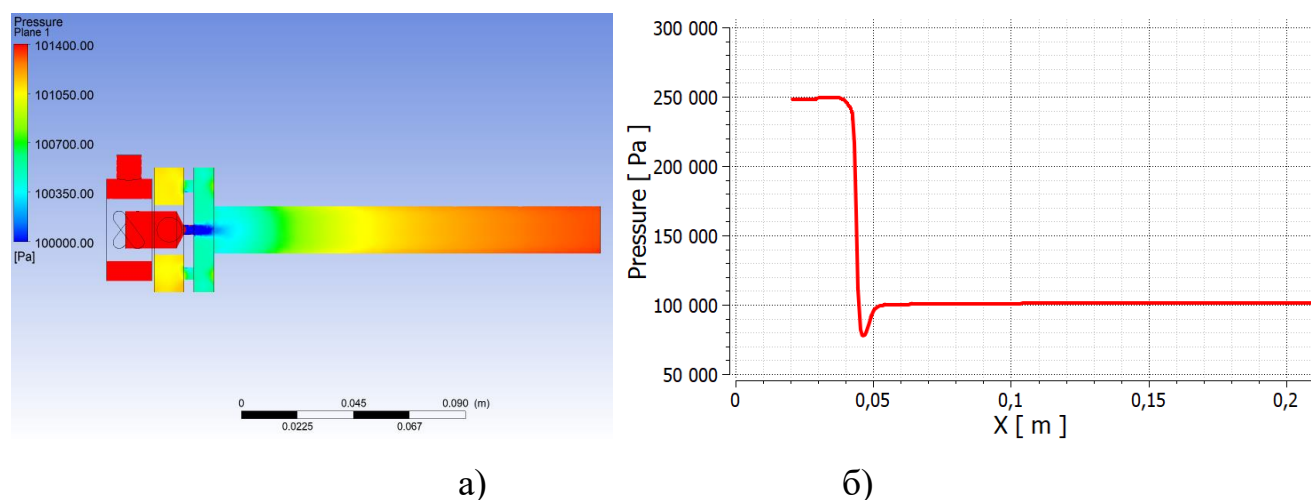


Рис. 4.22. Розподілення статичного тиску в ежекторі:

а) – контурна заливка; б) – залежність статичного тиску від довжини ежектора

Аналіз результатів з рис. 4.22 дозволив встановити, що в приймальній камері та на ділянці довжиною  $D_{кз}$  від початку камери змішування виникає зона пониженого тиску в діапазоні 78 – 100,4 кПа, що пояснює ежекування газової фази.

Оскільки Ейлерова модель багатофазних течій “Mixture” дозволяє розглянути рух рідинної та газової фаз окремо, то скористаємося цією можливістю.

Розглянемо розподілення об’ємної частки рідини (рис. 4.23) в ежекторі. Аналіз руху рідини (рис. 4.23) показує, що частина крапель розпиленої з сопла форсунки води потрапляє на стінку камери змішування на відстані біля  $0,5D_{кз}$  від її початку. На відстані близько  $1,5D_{кз}$  (переріз I-I) краплі рідини рівномірно розподіляються по її поперечному перерізу. При подальшому віддаленні від сопла в КЗ починається розшарування рідинного потоку (біля стінки об’ємна частка води стає більшою ніж по осі, відбувається перерозподілення потоку рідини), тобто бере початок кільцевий режим течії. На відстані понад  $3D_{кз}$  (за перерізом II-II) рідинний потік остаточно

розширений: по осі камери змішування об'ємна частка рідини мінімальна (2 – 3%), а біля стінки максимальна (9 – 10%).

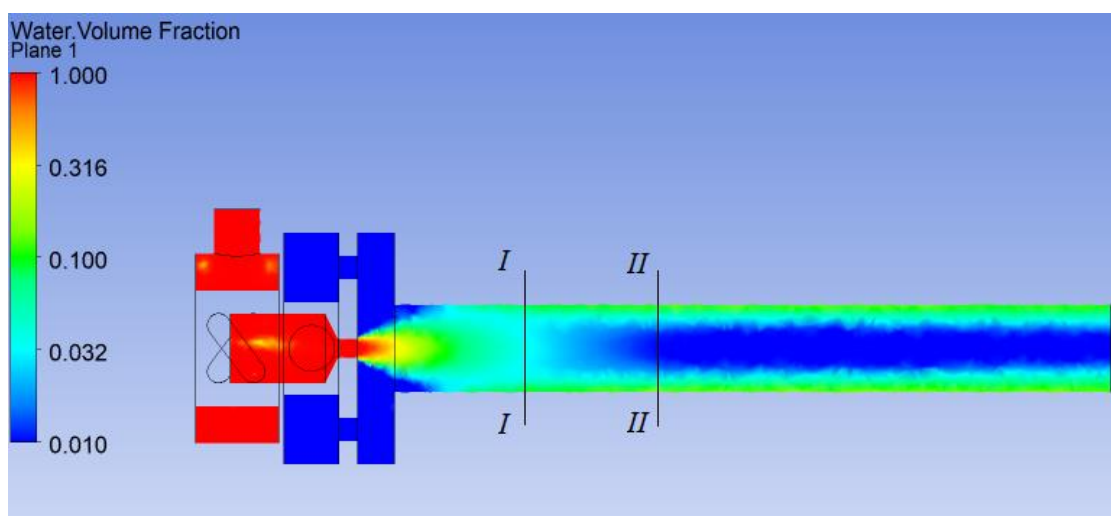


Рис. 4.23. Розподілення об'ємної частки рідини в ежекторі

На рис. 4.24 представлено розподілення об'ємної частки газу в ежекторі.

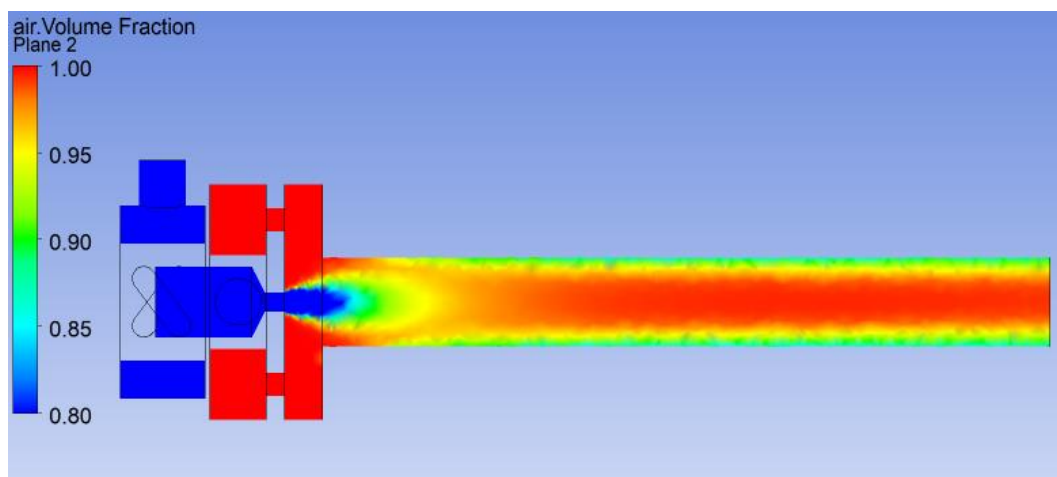


Рис. 4.24. Розподілення об'ємної частки газу в ежекторі

Аналіз рис. 4.24 засвідчує, що в камері змішування на відстані  $D_{кз}$  від її початку відбувається перерозподіл структури потоку, який викликаний енергообміном між рідиною і газом. На відстані понад  $3D_{кз}$  по осі ежектора кількість газу максимальна (97 – 98%), а при наближенні до стінки поступово знижується до 90 – 91%.

На рис. 4.25 представлено лінії напрямку течії повітря, які показують, що на ділянці  $D_{K3}$  від початку камери змішування відбувається перехід газового потоку до осі КЗ. Вподальшому основна кількість газової фази рухається по її осі, що підтверджує приведені на рис. 4.24 результати.

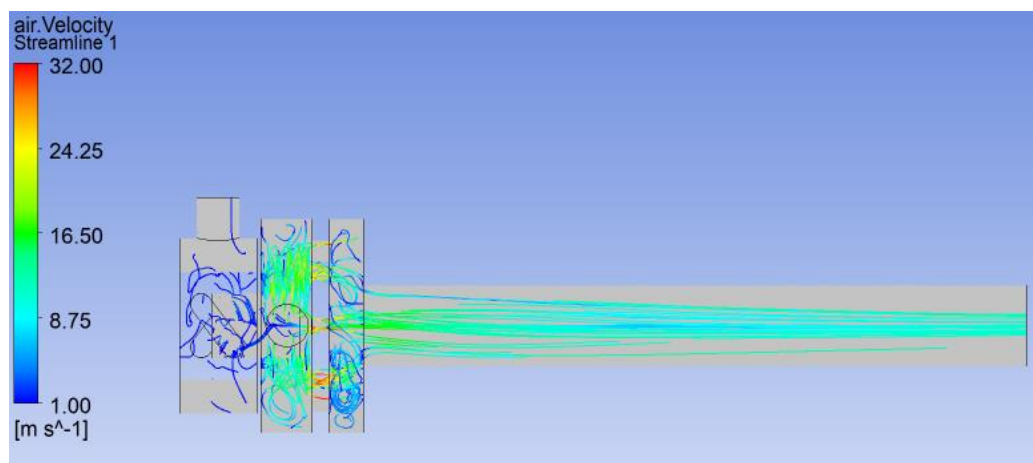


Рис. 4.25. Лінії напрямку течії повітря

На рис. 4.26 представлено розподілення густини суміші в камері змішування ежектора, що дозволяє проаналізувати течію двофазного потоку.

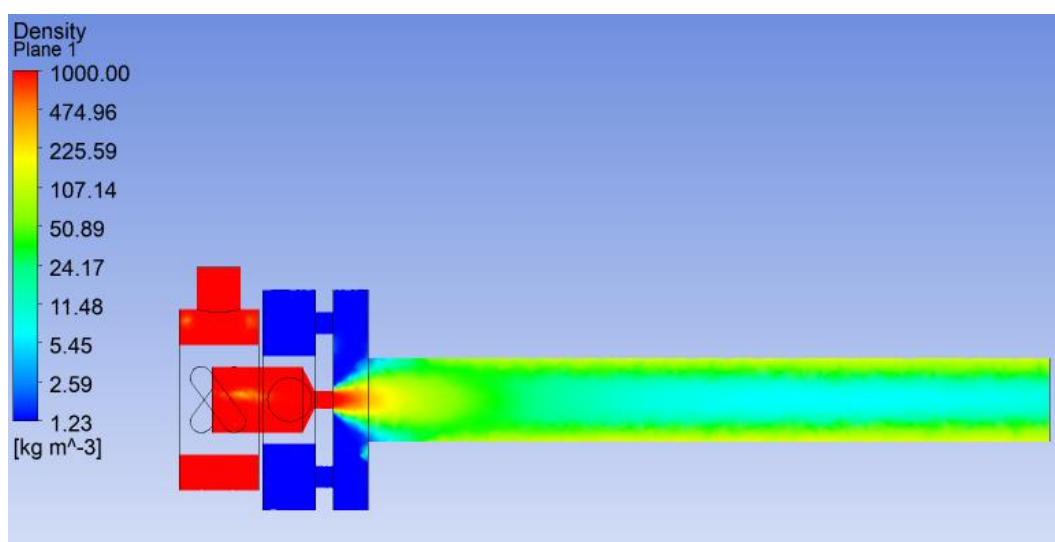


Рис. 4.26. Розподілення густини суміші в камері змішування ежектора

Аналіз зміни густини суміші по поперечному перерізу та по довжині камери змішування (рис. 4.26) показав, що вирівнювання концентрацій фаз досягається на

відстані близько  $1,5D_{K3}$  від її початку. При подальшому русі двофазного потоку в КЗ спостерігається кільцевий режим течії, що супроводжується рухом основної маси рідини біля стінки, а газу – по осі. На виході з КЗ біля її стінки рухається двофазна суміш густиною  $110 - 115 \text{ кг/м}^3$ , а по осі – суміш густиною  $8 - 10 \text{ кг/м}^3$ .

Таким чином, чисельне моделювання показало, що в циліндричній камері змішування ежектора з основним геометричним параметром  $m = 22,56$  ( $D_{K3} = 19 \text{ мм}$ ,  $d_c = 4 \text{ мм}$ ) і робочим соплом у вигляді форсунки з нахиленими підвідними каналами, які відкриті на  $60 \%$ , виникає кільцевий режим течії, який викликаний перерозподілом основної маси газового потоку у середину факела розпиленої рідини, за рахунок розрідження, яке у ньому виникає. Такий режим течії двофазного потоку в камері змішування підтверджується експериментальними дослідженнями (візуальні спостереження).

Деякі додаткові результати моделювання представлені у додатку Б.

#### **4.2.2. Чисельне моделювання роботи ежектора з комбінованою камерою змішування, аналіз результатів**

Для чисельного моделювання було створено 3-D модель ежектора, що складається з приймальної камери, робочого сопла у вигляді форсунки з двома нахиленими підвідними каналами та конічно-циліндричної камери змішування. Основні розміри ежектора:

- діаметр сопла форсунки  $4 \text{ мм}$ ;
- кут розширення конічної частини КЗ становить  $25^\circ$ , а її довжина  $10 \text{ мм}$ ;
- діаметр циліндричної частини КЗ  $19 \text{ мм}$ , а її довжина –  $142 \text{ мм}$ ;
- основний геометричний параметр ежектора –  $m = 22,56$ .

Алгоритм моделювання і чисельна модель роботи такого ежектора аналогічні до тих, які розроблені для моделювання роботи ежектора з циліндричною КЗ, однак є одна відмінність – це додаткова поверхня для граничної умови “Wall” (стінка конічної частини КЗ). Тому, опис налаштування чисельної моделі роботи ежекційного апарата з комбінованою камерою змішування не наводиться, а

представлено лише розрахункову область і поверхні до яких задаються граничні умови (рис. 4.27). Після налаштування всіх параметрів проведено розрахунок.

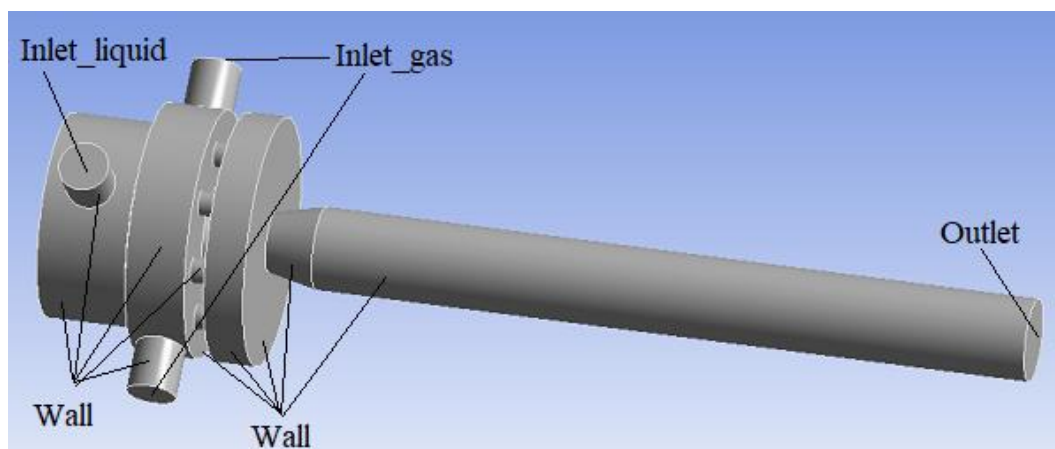


Рис. 4.27. Розрахункова область та поверхні до яких задаються граничні умови

На наступних контурних зображеннях та графіках представлені результати чисельного моделювання роботи ежектора ( $d_c = 4$  мм,  $D_{кз} = 19$  мм) з комбінованою камерою змішування при масовій витраті рідини 0,2 кг/с, що відповідає її тиску в робочому соплі 0,25 МПа (деякі результати досліджень висвітлені у роботі [5]). Даний режим роботи такого ежектора є ідентичним представленому вище режиму роботи ежектора з циліндричною КЗ для можливості порівняння результатів CFD моделювання.

Розподілення статичного тиску в ежекторі з комбінованою камерою змішування представлено на рис. 4.28:

- рис. 4.28, а – контурне зображення (для кращого сприйняття результатів тиск на шкалі розподілу значень встановлено в діапазоні 99500 – 101400 Па);
- рис. 4.28, б – графік залежності статичного тиску від довжини ежектора в прийнятій шкалі розподілу значень.

Аналіз результатів CFD-моделювання (рис. 4.28) дозволив встановити, що в приймальній камері та конічній частині камери змішування виникає зона пониженого тиску в діапазоні 76 – 100,5 кПа. В ежекторі з циліндричною камерою змішування за ідентичних умов роботи створюється понижений тиск в діапазоні 78 – 100,4 кПа. Таким чином, виконання камери змішування з початковою конічною та

наступною циліндричною частинами дозволяє досягти на 100 – 2000 Па вище розрідження.

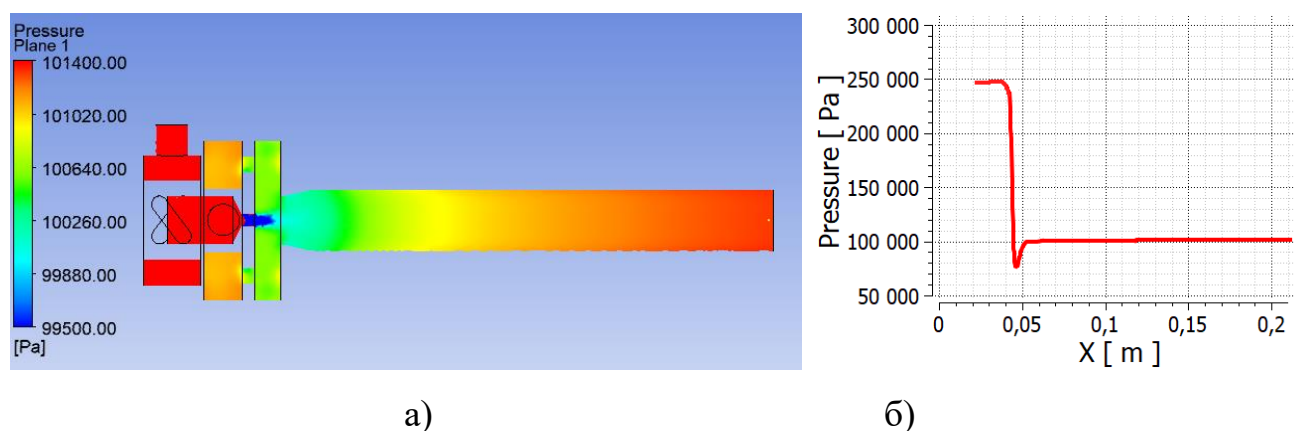


Рис. 4.28. Розподілення статичного тиску в ежекторі з комбінованою камерою змішування:

а) – контурне зображення; б) – графік залежності статичного тиску від довжини ежектора

Розглянемо розподілення об'ємної частки рідини (рис. 4.29) в ежекторі.

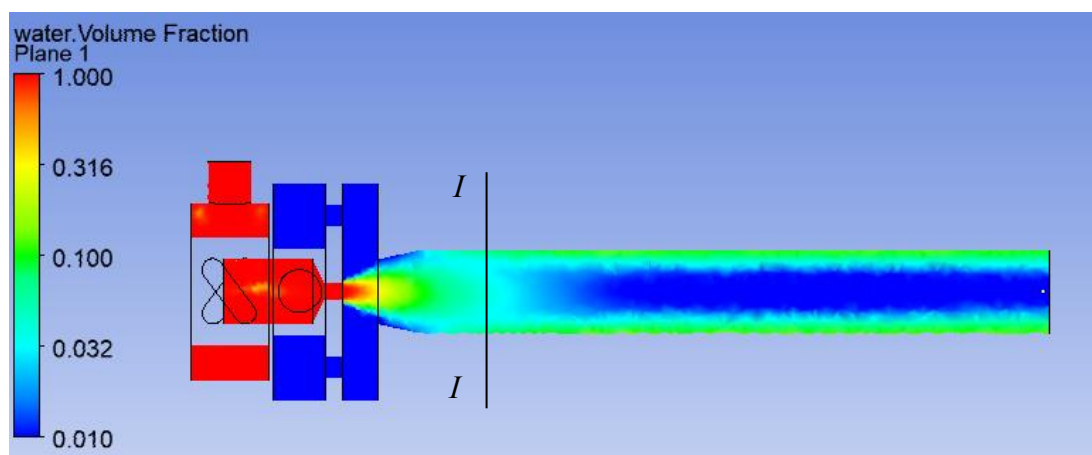


Рис. 4.29. Розподілення об'ємної частки рідини в ежекторі

Аналіз руху рідини (рис. 4.29) показує, що частина крапель розпиленої з сопла форсунки води ударяється об стінки камери змішування в місці з'єднання конічної та циліндричної її частин. Крім того, забезпечується кільцевий зазор між факелом розпиленої рідини та конічною частиною КЗ для ежекції газу. На відстані близько

$1,3D_{кз}$  від початку камери змішування (переріз  $I-I$ ) краплі рідини рівномірно розподілені по її поперечному перерізу, про що свідчить однорідне поле концентрації. При перевищенні цієї відстані формуєть кільцевий режим течії, який зберігається до виходу з КЗ: по осі камери змішування об'ємна частка рідини мінімальна (1 – 2%), а біля стінок максимальна (11 – 13%).

На рис. 4.30 представлено розподілення об'ємної частки газу в ежекторі.

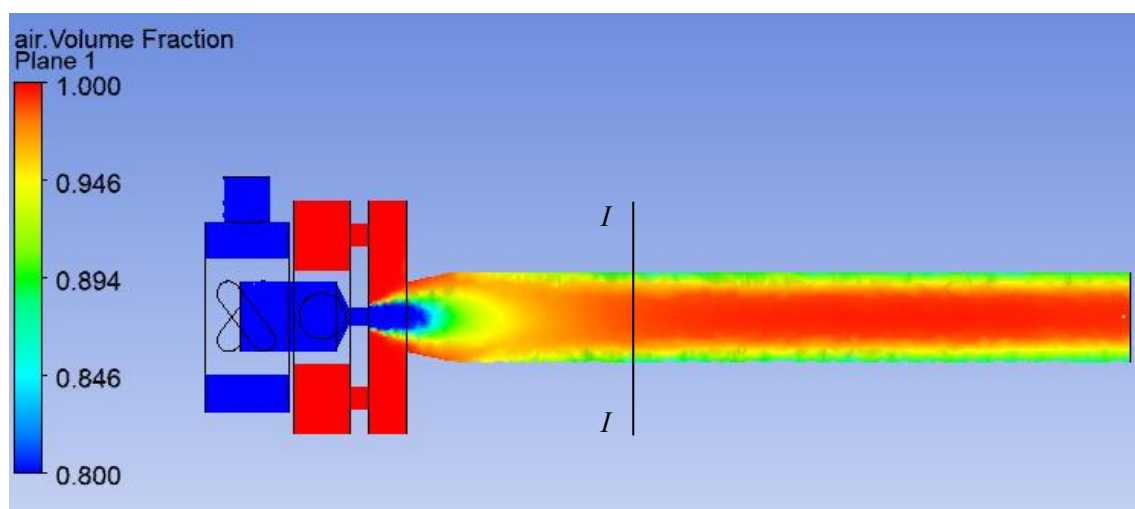


Рис. 4.30. Розподілення об'ємної частки газу в ежекторі

Аналіз результатів чисельного моделювання (рис. 4.30) показав, що в кінчній та на початку циліндричної частин камери змішування відбувається перерозподіл структури газового потоку за рахунок взаємодії з потоком рідини. На відстані понад  $2,5D_{кз}$  від початку камери змішування (переріз  $I-I$ ) по осі ежектора кількість газу максимальна (98 – 99%), а при наближенні до стінки знижується до 87 – 89%.

Лінії напрямку течії газової фази, які представлені на рис 4.31, показують аналогічний як і в ежекторі з циліндричною КЗ перехід повітря до осі ежектора (у факел розпиленої рідини).

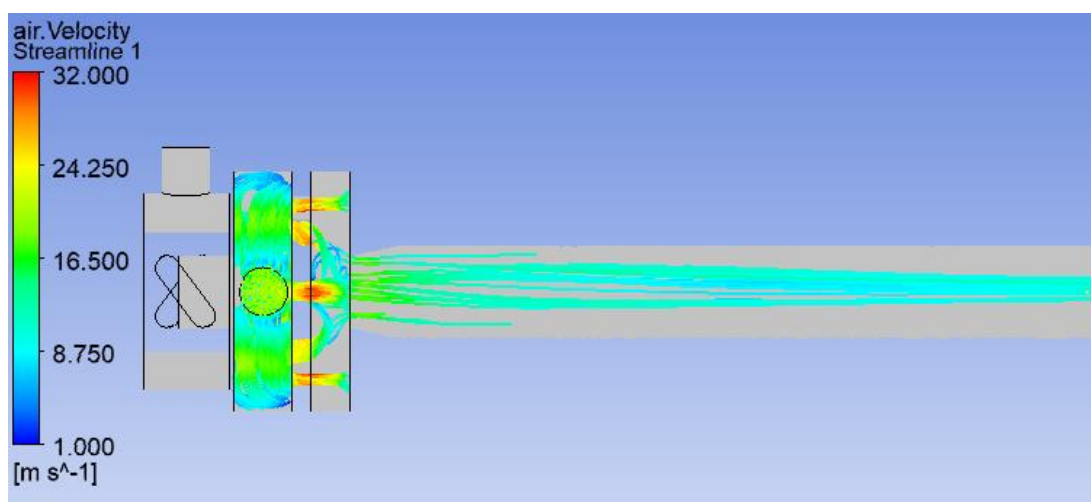


Рис. 4.31. Лінії напрямку течії газової фази

На рис. 4.32 представлено розподілення густини суміші в комбінованій камері змішування.

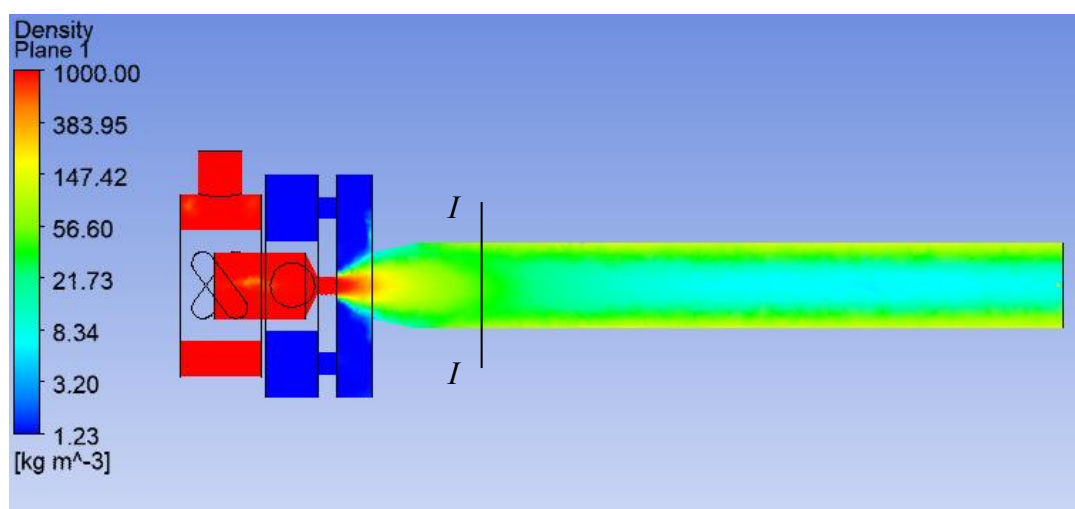


Рис. 4.32. Розподілення густини суміші в комбінованій камері змішування

Аналіз рис. 4.32 показав, що однорідне поле густини двофазної суміші в комбінованій камері змішування досягається на відстані близько  $1,3D_{кз}$  від її початку (переріз  $I-I$ ). При перевищенні цієї відстані відбувається рошарування потоку, що супроводжується рухом основної маси рідини біля стінки, а повітря – по її осі (кільцевий режим течії в ежекторі з комбінованою камерою змішування спостерігався і при експериментальних дослідженнях). На виході з камери змішування біля її стінки рухається двофазна суміш густною  $110 - 115 \text{ кг/м}^3$ , а по осі

суміш густиною 8 – 10 кг/м<sup>3</sup>. Розподілення густини суміші аналогічне як і у ежекторі з циліндричною камерою змішування.

Отже, чисельне моделювання показує, що розрідження на вході в комбіновану камеру змішування є вищими, ніж на вході у циліндричну КЗ, яке, зокрема, приводить до підвищення коефіцієнта ежекції інноваційного ежектора. Виконання камери змішування з початковою конічною на наступною циліндричною ділянками скорочує зону формування двофазного тококу.

Деякі додаткові результати моделювання представлені у додатку В.

### 4.3. Висновки до розділу

Проведене чисельне моделювання роботи відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою, відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами, які відкриті на 60% та ежекторів з циліндричною і комбінованою камерами змішування дозволило встановити:

1. Для CFD-моделювання роботи форсунок необхідно зону в яку відбувається розпилення рідини виконувати у вигляді зрізаного конуса, що дозволяє оптимізувати процес розрахунку та покращити якість результатів.

2. Для успішного проведення чисельного моделювання роботи форсунок та ежекторів вхід рідини в розрахункову область необхідно задавати через масову витрату потоку, а не через тиск.

3. В поперечних перерізах сопел розглянутих відцентрово-струминних форсунок досягається параболічне розподілення профіля швидкості води.

4. У факелі розпиленої рідини відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою основна маса крапель рухається зі швидкістю приблизно 15 м/с. На периферії факела, в результаті опору зі сторони газової фази, швидкість крапель знижується до 13 – 14 м/с.

5. Основні зміни в факелах розпилення відцентрово-струминних форсунок відбуваються на відстані до 150 мм від зрізу сопла. На відстані понад 150 мм спостерігається рівномірне заповнення факела краплями рідини.

6. Вперше комп'ютерне моделювання підтвердило наявність розрідження у факелі розпиленої рідини, яке максимальне в прикорневій зоні факела, зменшується до його периферії та по довжині. На відстані від зрізу сопла 5 мм у факелі розпилення відцентрово-струминної форсунки з профільованою вставкою максимальне розрідження становить 165 Па, а у факелі відцентрово-струминної форсунки з нахиленими підвідними каналами – 865 Па.

7. Чисельне моделювання прогнозує на  $1^\circ$  більший кут факела розпилення для обох форсунок при валідації з результатами експериментів.

8. З застосуванням CAD та CAE систем створено форсунку (модель), яка забезпечує кут факела розпилення  $38^\circ$ .

9. В ежекторі з комбінованою КЗ досягається на 2000 Па вище розрідження ніж у ежекційному апараті з циліндричною камерою змішування.

10. В ежекторі з циліндричною камерою змішування на відстані до  $1,5D_{кз}$  від її початку відбувається первинне формування двофазного потоку, його переформатування на ділянці  $1,5 - 3D_{кз}$  з подальшим переходом у кільцевий режим течії, що пояснюється перерозподілом газової фази в середину факела розпиленої рідини.

11. У ежекторі з комбінованою камерою змішування зона первинного формування двофазного потоку зменшується до  $1,3D_{кз}$  від її початку, а подальша стабілізація рідинно-газової суміші починається на відстані від  $2,5D_{кз}$ .

Наукові результати даного розділу дисертації висвітлені в роботах [1-6]

### Список використаних джерел

1. Дослідження процесу розпилення рідини за допомогою CFD-технологій / А. М. Слюсенко та ін. *Наукові праці НУХТ*. 2022. Т. 28 (2). С. 90-107.
2. Слюсенко А., Година В., Пономаренко В. CFD-моделювання факела розпилення рідини відцентрово-струминними форсунками. Частина 1. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 88-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, квітень-травень 2022 р. Київ: НУХТ, 2022. Ч.2. С. 58.
3. Слюсенко А., Пономаренко В. Чисельне моделювання роботи форсунки з нахиленими підвідними каналами. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 87-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 15-16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С. 62.
4. Слюсенко А., Пономаренко В. CFD-моделювання факела розпилення рідини відцентрово-струминними форсунками. Частина 2. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 88-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, квітень-травень 2022 р. Київ: НУХТ, 2022. Ч.2. С. 59.
5. Слюсенко А., Пономаренко В., Люлька Д. Комп'ютерне моделювання руху потоків у рідинно-газовому струминному апараті. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 88-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, квітень-травень 2022 р. Київ: НУХТ, 2022. Ч.2. С. 57.
6. Товстолужський Д., Слюсенко А., Пономаренко В. Чисельне моделювання роботи відцентрово-струминної форсунки з центральним вкладишем. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 87-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 15-16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С. 66.

## РОЗДІЛ 5

### ПЕРСПЕКТИВНІ КОНСТРУКЦІЇ РІДИННО-ГАЗОВИХ ЕЖЕКТОРІВ ТА ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПРОВЕДЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

#### 5.1. Інноваційні рідинно-газові ежектори

Аналіз літературних джерел та власні дослідження роботи рідинно-газових ежекторів дозволили запропонувати декілька інноваційних конструкцій даного обладнання:

- ежектор з комбінованою камерою змішування [3, 4];
- імпульсний ежектор [2];
- кавітаційний ежектор [6].

##### *Ежектор з комбінованою камерою змішування.*

З метою підвищення робочих характеристик розроблено ежектор з комбінованою камерою змішування [3, 4], який складається (рис. 5.1) із робочого сопла 1, патрубку підведення пасивного середовища 2, конічної 3 та циліндричної 4 частин камери змішування (конічна частина камери змішування одночасно виконує функцію приймальної камери).

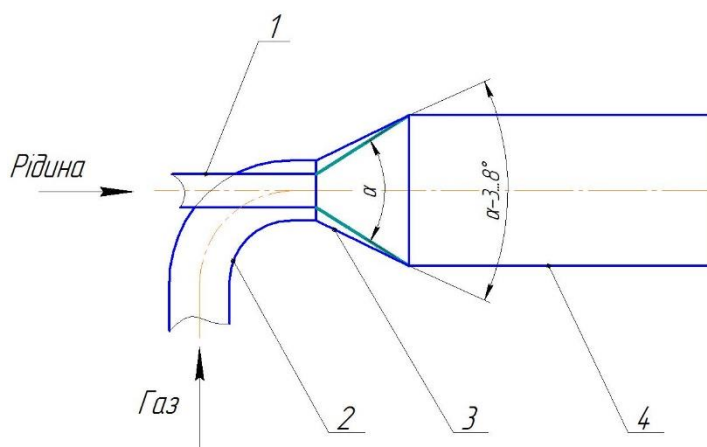


Рис. 5.1. Ежектор з комбінованою камерою змішування:

- 1 – робоче сопло; 2 – патрубок підведення пасивного середовища; 3 – конічна частина камери змішування; 4 – циліндрична частина камери змішування

Конструкція такого ежектора розроблена на основі аналізу роботи ежектора з циліндричною камерою змішування та порівняння з рухом рідини у трубопроводі із раптовим розширенням. Аналіз руху рідини в циліндричній камері КЗ показав, що витік активного середовища з робочого сопла в камеру змішування подібний руху рідини трубопроводом з раптовим розширенням, і характеризується значними втратами напору та зворотно-циркуляційними течіями, які залежать від співвідношення діаметрів трубопроводів. Для зменшення втрат напору рекомендується виконувати перехід між частинами трубопроводу за допомогою дифузорів. Кут розкриття дифузору приймається в діапазоні  $3 - 8^\circ$ , що пояснюється низькими гідравлічними втратами та безвідривним характером руху потоку.

Аналогічне технічне рішення використано до камери змішування – виконано КЗ з початковою конічною та наступною циліндричною ділянками. Кут розкриття конічної частини є меншим на  $3 - 8^\circ$  за кут факелу розпилення рідини з сопла, а струмінь рідини повинен торкатися стінки камери змішування в місці з'єднання конічної та циліндричної її частин. При такому виконанні КЗ забезпечується кільцевий зазор між зовнішньою поверхнею факела розпиленої рідини і внутрішньою поверхнею конічної частини для можливості ежекції пасивного потоку на достатній довжині. При цьому, внаслідок зменшення поперечного перерізу зазору по довжині конічної частини камери змішування, не будуть виникати зворотно-циркуляційні течії, на утворення, циркуляцію та підтримання руху яких витрачається енергія потоку.

Якщо кут розширення конічної частини менший  $3^\circ$  за кут факела розпилення рідини  $\alpha$ , то рідина потрапить на конічну стінку і буде рухається по ній, що призводить до збільшення гідравлічного опору та зниження коефіцієнта ежекції.

Якщо кут більше  $8^\circ$  – рідина не торкатиметься конічних стінок (не створюватиметься високе розрідження). Збільшиться зазор між зовнішньою поверхнею факела розпиленої рідини та внутрішньою поверхнею конічної частини камери змішування, і в ньому будуть утворюватися зворотно-циркуляційні течії, що також призводить до зниження коефіцієнта ежекції.

Проведені експериментальні дослідження роботи ежектора з комбінованою КЗ показали, що у нього  $K_{еж}$  на 15 – 55 % та розрідження на 150 – 200 Па є вищими ніж у ежекторі з циліндричною камерою змішування.

### **Імпульсний ежектор.**

Ефективним гідродинамічним методом інтенсифікації технологічних процесів є дискретно-імпульсне введення енергії. Саме за таким принципом працює імпульсний ежектор [2], який складається (рис. 5.2) з приймальної камери 1, камери змішування 2 та робочого сопла (пульсаційного механізму) 3. В корпусі 1 робочого сопла (рис. 5.3) виконано щілинний канал 2 та сопловий отвір 3. Всередині корпусу 1 встановлено рухомий стакан 4 з щілинним каналом 5, що є рівновеликим з щілинним каналом 2 корпусу 1. Рідина підводиться через патрубок 6, щілинні канали 2 і 5 та потрапляє в камеру закручування 7.

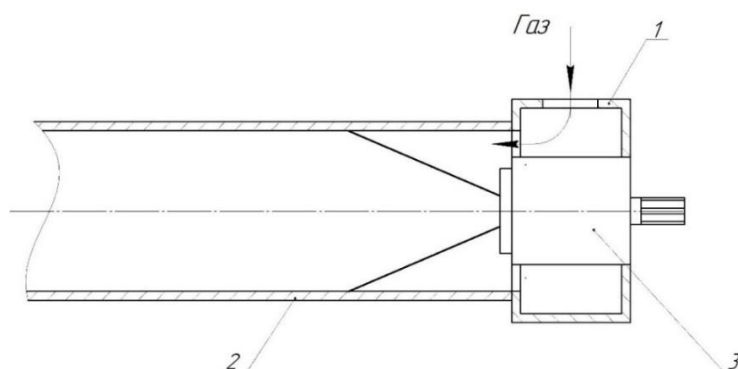


Рис. 5.2. Імпульсний ежектор:

1 – приймальна камера; 2 – камера змішування; 3 – пульсаційний механізм

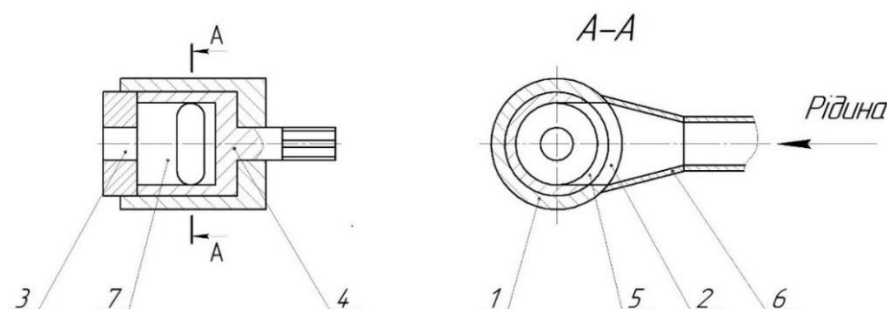


Рис. 5.3. Робоче сопло імпульсного ежектора:

1 – корпус; 2 – щілинний канал; 3 – сопловий отвір; 4 – рухомий стакан;  
5 – щілинний канал; 6 – патрубок; 7 – камера закручування

Імпульсний ежектор працює наступним чином. Рідина подається в робоче сопло. При прокручуванні його рухомого стакану 4, вхідний канал, який утворений між щільними каналами 2 і 5, поступово відкривається, рідина з обертливим рухом, характерним для відцентрової форсунки, потрапляє в камеру закручування 8, і далі витікає з соплового отвору 3. При подальшому прокручуванні стакану, площа вхідного каналу збільшується до максимуму, і знову плавно зменшується до нуля. Витікання рідини із соплового отвору 3 змінюється з відцентрового на відцентрово-струминне, струминне при повністю відкритому каналі, відцентрово-струминне та відцентрове.

Порція рідини, що витікає із соплового отвору 3 при відкритому вхідному каналі в камеру змішування ежектора, доторкається до її стінки та створює зону низького тиску. Внаслідок тертя між краплями рідини та газом відбувається захоплення останнього рідиною, тобто відбувається ежекція пасивного потоку в камеру змішування.

При перекритті подачі рідини в камеру змішування ежектора (канал для проходу рідини перекритий) ежекування газу продовжується. Наступна порція рідини діє на попередню подібно поршню. Тобто, крім ежекції повітря внаслідок тертя між фазами, додатково ежекується повітря, що знаходиться між порціями рідини. Загальний коефіцієнт ежекції при пульсаційній подачі рідини в камеру змішування ежектора буде більшим, що підтверджується результатами власних досліджень. Так, за досліджених режимів і розмірів ежектора, коефіцієнт ежекції імпульсного ежектора майже в п'ять разів вищий за коефіцієнт ежекції ежектора з стаціонарним струменем рідини.

Необхідно відмітити, що максимальне значення коефіцієнта ежекції досягається лише у вузькому діапазоні частот пульсацій. Цей діапазон пульсацій легко досягти шляхом зміни частоти обертання рухомого стакану за допомогою приводу зі змінним числом обертів.

### ***Кавітаційний ежектор.***

Як відомо, до збільшення інтенсивності перебігу багатьох процесів приводять кавітаційні ефекти, які виникають в реакційному просторі обладнання. Штучна

кавітація створюється, зазвичай, за рахунок розміщення в цій зоні різного роду кавітаційних пристроїв – кавітаторів. При обтіканні кавітатора відбувається локальне зниження тиску в потоці до значень, що відповідають тиску насичених парів оброблюваної рідини. За кавітатором відбувається утворення, ріст та захопування заповнених паро-газовою сумішшю бульбашок, що викликає зміну структури потоку, інтенсифікує тепломасообмінні процеси.

З метою збільшення коефіцієнта ежекції та інтенсифікації процесів змішування, розчинення і тепломасообміну в харчовій, хімічній, фармацевтичній і інших галузях промисловості розроблено кавітаційний ежектор [6], який складається (рис. 5.4) із робочого сопла 1, конічної 2 та циліндричної 3 частин камери змішування 3. Всередині конічної камери змішування 2 розміщений пустотілий конусоподібний кавітатор 4 на зовнішній поверхні якого виконані гвинтові канавки 5. Підведення пасивного потоку в конічну частину КЗ виконано патрубком подачі газу 6, а в пустотілий конусоподібний кавітатор – патрубком подачі газу 7.

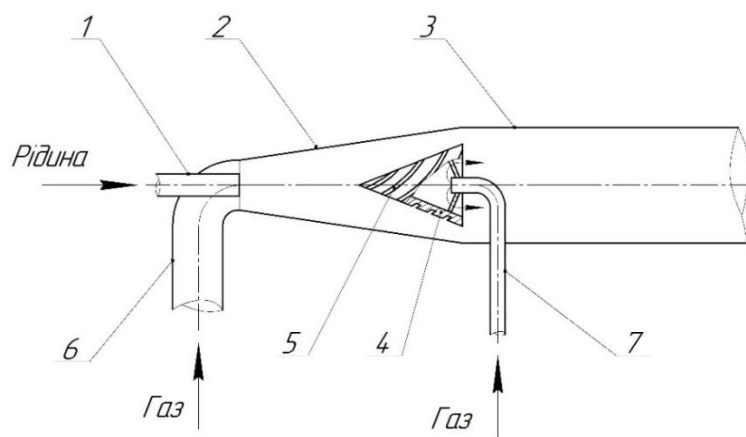


Рис. 5.4. Кавітаційний ежектор

1 – робоче сопло; 2 – конічна частина камери змішування; 3 – циліндрична частина камери змішування; 4 – пустотілий конусоподібний кавітатор; 5 – гвинтові канавки, 6,7 – патрубки подачі газу

За рахунок встановлення в конічну частину камери змішування 2 пустотілого конусоподібного кавітатора 4 з патрубком подачі газу 7 буде створюватись

додаткова зона ежектування газу з внутрішньої частини кавітатора. Робота в цій зоні буде супроводжуватися кавітаційними ефектами, що виникають при обтіканні рідинно-газовою сумішшю елементів такого кавітаційного пристрою. Для посилення кавітаційних ефектів пустотілий конусоподібний кавітатор 4 на зовнішній поверхні має гвинтові канавки 5. Це забезпечує значну турбулізацію потоку, інтенсивне і постійне генерування кавітаційних бульбашок і створення за рахунок цього додаткової зони для ежекції газу та інтенсифікацію тепломасообмінних процесів. Пасивний потік підводиться в реакційну зону через патрубок 7, що під'єднаний до пустотілого конусоподібного кавітатора 4.

Пустотілий конусоподібний кавітатор повинен мати кут розширення рівний, або більший за кут розширення конічної частини камери змішування та бути встановленим так, щоб його торець був на рівні переходу конічної частини камери змішування у циліндричну. Завдяки цьому утворюється звужений канал (кільцевий зазор) для проходу рідинно-газової суміші. Це дозволяє досягти критичну швидкість потоку в зазорі, за якої різко знижується тиск і з'являються кавітаційні бульбашки. Таке розміщення кавітатора обумовлено тією обставиною, що потік суміші буде мати максимальну швидкість, оскільки гідравлічні втрати по довжині та при зміні форми (з конічної на циліндричну) є незначними. При цьому буде забезпечуватись максимальний кавітаційний ефект, а отже і його вплив на оброблюване середовище.

В кінцевому результаті досягається високий загальний коефіцієнт ежекції, що складається з суми витрат пасивного потоку через два патрубки (одного, що під'єднаний до камери змішування, та другого, який під'єднаний до пустотілого конусоподібного кавітатора). Перебіг тепломасообмінних процесів відбувається в інтенсивному режимі за рахунок кавітаційних ефектів.

## **5.2. Високоєфективне обладнання для цукрової промисловості**

Цукрова промисловість – одна з найбільших та стратегічно-важливих галузей харчової промисловості України. Цукор, як основний продукт виробництва, використовується безпосередньо у харчуванні та як сировина для інших харчових

виробництв. Крім того, деякі побічні продукти цукрового виробництва також мають своє застосування, наприклад: меляса у виробництві спирту, аміачна вода при виробництві добрив, буряковий жом використовується як корм для худоби.

На жаль, цукрове виробництво в Україні перебуває у незадовільному стані. До основних проблем його розвитку відносяться: значна зношеність основних виробничих фондів, перевитрати допоміжних матеріалів, значне забруднення навколишнього середовища. Підвищення вимог до якості цукру і екологічних аспектів, цін на паливо і допоміжні матеріали роблять все більш актуальним і необхідним удосконалення технологічного обладнання.

З метою підвищення ефективності цукрового виробництва за участі здобувача розроблено високоефективне обладнання для очищення технологічних рідин:

- двосекційний сатуратор [1];
- сульфітатор соку з вертикальною камерою змішування [5].

#### ***Двосекційний сатуратор.***

В цукровій промисловості використовується процес I та II сатурації, який призначений для очищення вапнованого дифузійного соку від нецукрів шляхом його обробки сатураційним газом. Існуюче обладнання для вуглекислотної обробки вапнованого дифузійного соку не забезпечує високих якісних показників соку та високого коефіцієнта використання  $\text{CO}_2$ , тому виникає потреба в його удосконаленні.

Як відомо, прискорення процесу сатурації приводить до більш якісного очищення цукрового розчину від нецукрів, що пояснюється утворенням в розчині більшої кількості кристалічного карбонату кальцію, який в момент свого зародження володіє найбільшими адсорбційними властивостями. Завдяки цьому проходить ефективне фізико-хімічне очищення цукрового розчину від нецукрів. Для відділення карбонату кальцію з розчину він повинен пройти стадію росту. Таке ведення процесу сатурації можливе в секційному апараті в першій секції якого проходять інтенсивні масообмінні процеси, що приводять до практично миттєвого утворення кристалічної структури карбонату кальцію.

З метою отримання соків високої якості та зменшення негативного впливу на навколишнє середовище розроблено перспективну конструкцію двосекційного сатуратора [1].

Двосекційний сатуратор (рис. 5.5) складається з циліндричного корпусу 1, конічного днища 2 та розширеної верхньої частини 3. Всередині сатуратора встановлено три ряди перфорованих решіток 4. Підведення дефекованого соку здійснюється в робоче сопло (відцентрово-струминну форсунку) 5 ежектора 6, який розміщений в надсоковому просторі сатуратора вище рівня гідрозатвору 7. Сатураційний газ подається через патрубки 8 в конічну частину сатуратора та видаляється зверху через патрубок 9. Оброблений цукровий розчин через гідрозатвор 7 подається на подальшу обробку.

Першою секцією запропонованого сатуратора є надсоковий простір з встановленими в ньому ежекційними апаратами, а другою – барботажна секція у циліндричному корпусі.

В такому сатураторі дефекований сік через робоче сопло подається у вертикально встановлені ежектори (робочі сопла ежекційних апаратів направлені догори). За рахунок розрідження, яке виникає у ежекторах, в них ежектується відпрацьований після борботажної секції сатураційний газ. Сам ежектор при цьому є насосом сатураційного газу і масообмінним апаратом, в якому проходить інтенсивний масообмін через значну поверхню контакту фаз, створену при розпиленні соку відцентрово-струминною форсункою.

В ежекторах відбувається хімічна реакція між розчиненим вапном та  $\text{CO}_2$  з утворенням молекулярного карбонату кальцію  $\text{CaCO}_3$ , який після досягнення межі розчинності утворює кристалічну структуру. В цей момент він має найбільшу адсорбційну здатність, що і обумовлює високу ефективність очищення цукрового розчину від нецукрів.

Рідинно-газова суміш після проходження ежекторів розділяється в розширеній верхній частині сатуратора 3: краплі рідини опускаються вниз у циліндричну частину сатуратора 1, а відпрацьований сатураційний газ через патрубок 9 видаляється в атмосферу.

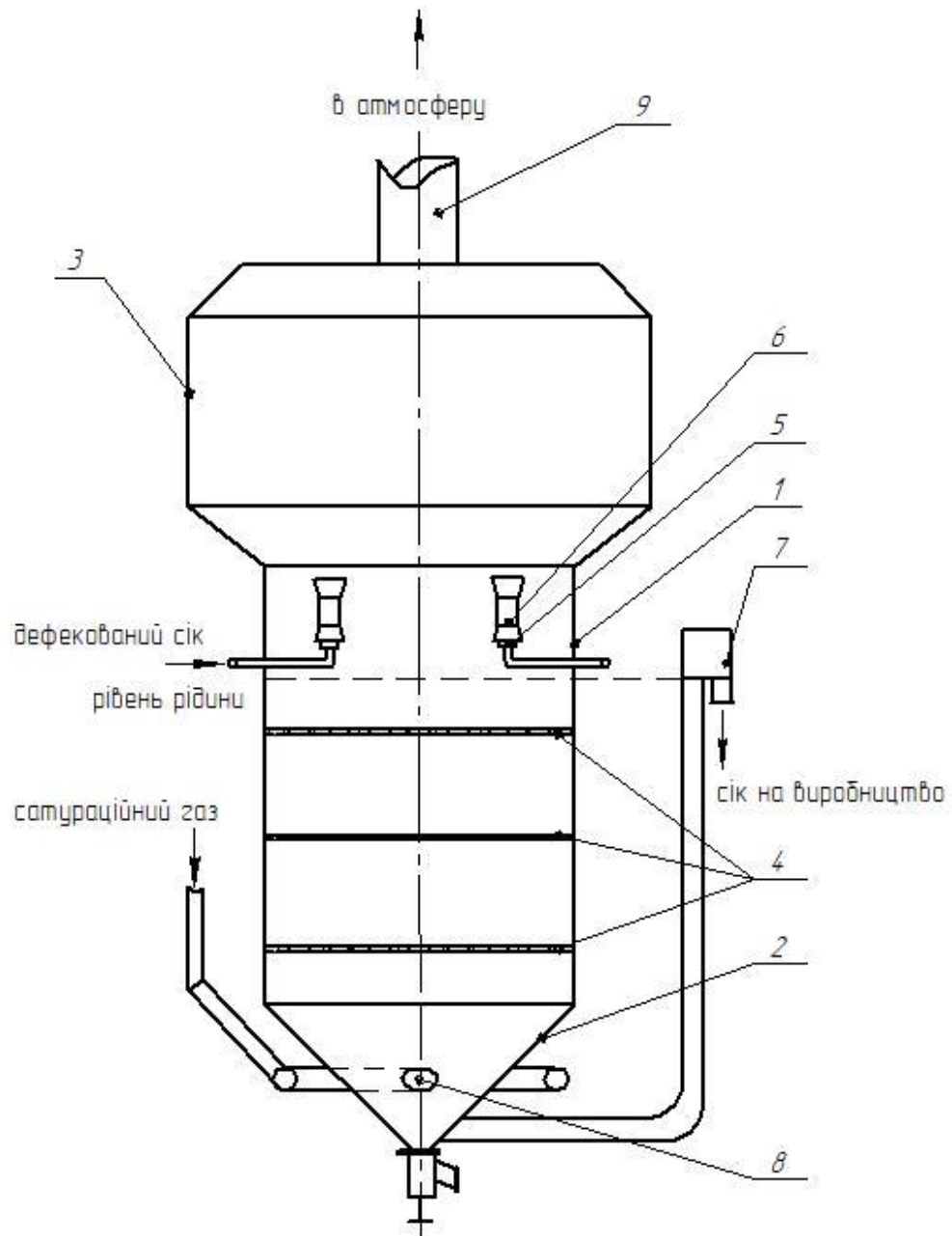


Рис. 5.5. Двосекційний сатуратор

- 1 – циліндричний корпус; 2- конічне днище; 3 – розширена верхня частина;  
 4 – перфоровані решітки; 5 – робоче сопло; 6 – ежектор; 7 – гідрозатвор;  
 8 – патрубки подачі газу; 9 – патрубок відводу газу

У циліндричній частині сатуратора проходить обробка дефекованого соку в барботажному режимі свіжим сатураційним газом. Тут продовжуються утворення молекулярного карбонату кальцію при більш низькій швидкості, який адсорбується існуючими кристалами  $\text{CaCO}_3$  разом з нецукрами, що знаходяться у розчині. При цьому продовжується очищення розчину та ріст кристалів. Оскільки утворення

центрів кристалів  $\text{CaCO}_3$  відбулось одночасно в ежекційних апаратах, то і їх ріст відбувається в однакових умовах, що гарантує їх рівномірний гранулометричний склад та є умовою високої фільтраційної здатності такого осаду.

При проведенні процесу сатурації у запропонованому сатураторі за рахунок послідовної абсорбції  $\text{CO}_2$  лужним цукровим розчином спочатку в барботажному режимі, а потім в ежекторах, досягається збільшення використання вуглекислого газу, що дозволяє зменшити забруднення атмосфери викидами  $\text{CO}_2$ . В світлі вимог до викидів парникових газів у атмосферу (Кіотський протокол) такий сатуратор є перспективним.

### ***Сульфітатор соку з вертикальною камерою змішування.***

Процес сульфитації у цукровій промисловості передбачає знезараження та знебарвлення технологічних рідини за рахунок їх оброблення сульфитаційним газом ( $\text{SO}_2$ ). Існуючі конструкції струминних сульфитаторів не забезпечують високого використання  $\text{SO}_2$ , що призводить до перевитрат сірки, збільшення енергозатрат на її випалювання, забруднення атмосфери невикористаним сульфитаційним газом, який видаляється з сульфитатора. З метою збільшення коефіцієнта використання  $\text{SO}_2$ , і тим самим підвищення ефективності цукрового виробництва, розроблено струминний сульфитатор з вертикальною камерою змішування (рис. 5.6) [5].

Конструюванню такого струминного сульфитатора передували пілотні дослідженні роботи ежектора з вертикальним розміщенням камери змішування (робоче сопло орієнтовано донизу), які показали, що коефіцієнти ежекції в 2 – 2,5 рази вищі від  $K_{еж}$  для горизонтального положення камери змішування.

Для ефективного перебігу масообмінних процесів кінець КЗ повинен бути розміщеним нижче рівня рідини в сульфитаторі для створення протитиску виходу суміші з камери змішування. Це сприяє тому, що сульфитаційний газ знаходиться довший час в контакті з рідиною, що однозначно приводить до збільшення коефіцієнта використання  $\text{SO}_2$ .

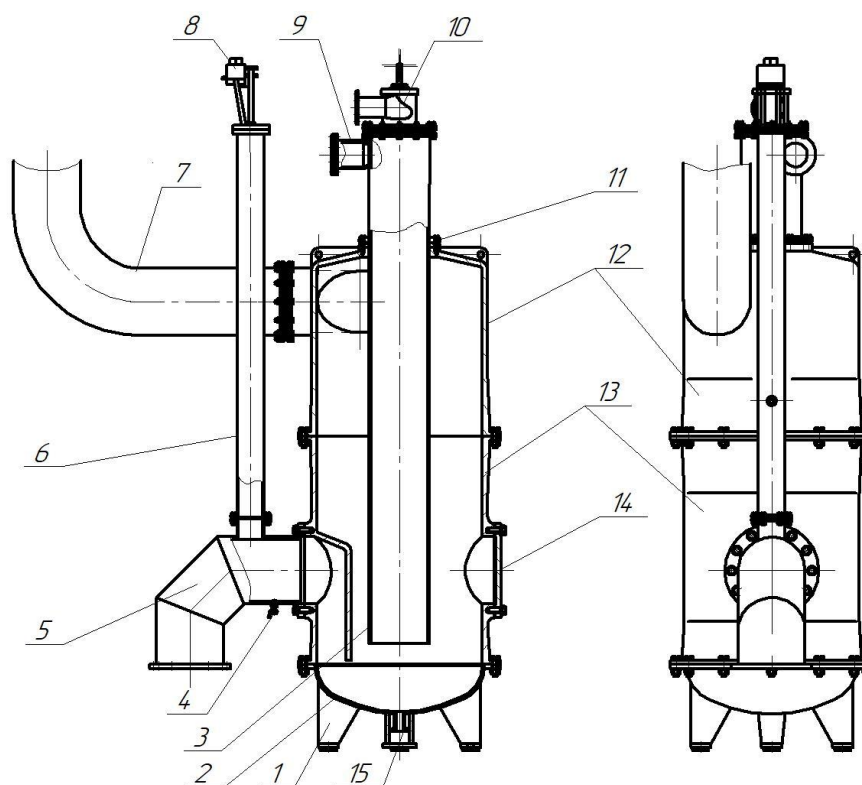


Рис. 5.6. Сульфітатор з вертикальною камерою змішування:

- 1 – опора; 2 – днище; 3 – камера змішування; 4 – кран; 5 – зливний трубопровід;  
 6 – труба; 7 – трубопровід для відпрацьованого газу; 8 – датчик; 9 – патрубок подачі  
 газу; 10 – форсунка; 11 – фланець; 12 – сепаратор; 13 – корпус; 14 – люк;  
 15 – спускний патрубок

При роботі такого сульфітатора можливий випадок, коли газової фази буде недостатньо для проведення процесу сульфитації за рахунок перевищення граничного значення протитиску. Однак, такий недолік дуже легко виправити при створенні контуру рециркуляції рідкої фази. Навіть більше, такий контур рекомендується створювати для гарантованого забезпечення кінцевої лужності води або цукрових розчинів.

### 5.3. Висновки до розділу

1. Для підвищення коефіцієнта ежекції за рахунок зменшення гідравлічних втрат, пов'язаних зі зворотно-циркуляційними течіями, розроблено ежектор з комбінованою камерою змішування, конічна частина якої розширюється на кут  $3 - 8^\circ$  менший за кут факела розпилення (пат. № 136465, пат. № 122296).

2. Розроблено імпульсний ежектор, який дозволяє досягти у 5 разів вищий коефіцієнт ежекції за рахунок реалізації принципу дискретно-імпульсного введення енергії (пат. № 143080).

3. З метою підвищення коефіцієнта ежекції та інтенсифікації масообмінних процесів розроблено кавітаційний ежектор.

4. Запатентовано конструкцію сатуратора з першою ежекційною і наступною барботажною секціями, який дозволяє отримати соки високої якості та зменшити негативний вплив на навколишнє середовище (пат. № 133260).

5. Запропоновано конструкцію струминного сульфідатора з вертикальним розміщенням камери змішування, що дозволяє збільшити коефіцієнт використання  $SO_2$ .

6. Розроблене обладнання ефективно, просте по конструкції і може бути виготовлене та змонтоване безпосередньо на підприємстві. Така модернізація дозволить зменшити енерговитрати на проведення технологічних процесів.

Наукові результати даного розділу дисертації висвітлені в публікаціях [1-6]

## Список використаних джерел

1. Двосекційний сатуратор для цукрової промисловості : пат. 133260 Україна : С13В 20/00. № u201811180 ; заявл. 14.11.2018 ; опубл. 25.03.2019, Бюл. № 6. 3 с.
2. Імпульсний ежектор : пат. 143080 Україна : F04F 5/02, F04F 5/14. № u 202000534 ; заявл. 29.01.2020 ; опубл. 10.07.2020. Бюл. № 13. 3 с.
3. Рідинно-газовий ежектор : пат. 136465 Україна : F04F 5/02, F04F 5/14. № u 201900688 ; заявл. 23.01.2019 ; опубл. 27.08.2019. Бюл. № 16. 3 с.
4. Рідинно-газовий ежектор : пат. 122296 Україна : F04F 5/04. № а 201900687 ; заявл. 23.01.2019 ; опубл. 12.10.2020. Бюл. № 19. 3 с.
5. Рибак В., Слюсенко А., Пономаренко В. Сульфітатор соку з вертикальною камерою змішування. *Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті* : матеріали 87-ї міжнародної наукової конференції молодих вчених, аспірантів і студентів, 15-16 квітня 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. Ч.2. С. 65.
6. Слюсенко А., Пономаренко В., Люлька Д. Струминний апарат з кавітаційним ефектом. *Наукові проблеми харчових технологій та промислової біотехнології в контексті Євроінтеграції* : матеріали X міжнародної науково-технічної конференції, 9-10 листопада 2021 р. Київ: НУХТ, 2021. С. 39-41.

## ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

Аналіз літературних даних, узагальнення результатів власних теоретичних, експериментальних та CFD- досліджень дозволили отримати нові наукові та практичні результати, сукупність яких дає можливість сформулювати такі основні висновки:

1. Проаналізовано гідродинамічні методи інтенсифікації технологічних процесів харчових виробництв, такі як кавітаційне оброблення, дискретно-імпульсне введення енергії та диспергування, і встановлено, що їх досить просто можна реалізувати у ежекційних апаратах: кавітаційне оброблення середовища досягається за рахунок встановлення у камері змішування ежектора кавітаційного пристрою, дискретно-імпульсне введення енергії досягається за рахунок імпульсної подачі активного потоку імпульсною форсункою, а диспергування – за рахунок використання як робочого сопла ежектора форсунки, зокрема, відцентрово-струминного типу.

2. Аналіз наукової літератури показав, що математичні моделі для розрахунку ежекторів традиційно базуються на законах збереження (мас, енергії, імпульсу). Встановлено, що ефективність роботи ежектора визначається його конструктивним виконанням. На прикладі використання ежекторів у технологічних процесах цукрової промисловості (сульфітація, сатурація) виявлено, що недостатньо ефективна робота струминних сульфитаторів і сатураторів пов'язана з похибками при проектуванні ежекційних апаратів, у яких в значній мірі проходять тепломасообмінні процеси. Перспективними напрямками удосконалення ежекторів є, зокрема, розроблення імпульсних ежекторів у яких реалізується принцип дискретно-імпульсного введення енергії, пошук таких технічних рішень щодо конструктивного виконання ежекторів, які дозволять зменшити гідравлічні втрати у ежекторі.

3. На основі рівнянь балансу мас і енергії (баланс енергії записано у вигляді рівняння Бернуллі) здійснено формалізоване подання зв'язків між конструктивними особливостями ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування і коефіцієнтом ежекції. Розроблено методику визначення коефіцієнта ежекції такого

ежектора. Визначено поправочний коефіцієнт, що рівний 4,3. Похибка у визначенні коефіцієнта ежекції за запропонованою математичною моделлю не перевищує 5 %.

4. Створено лабораторні установки на яких експериментально досліджено роботу форсунок та рідинно-газових ежекторів. Встановлено діапазон раціональних значень основного геометричного параметра ( $m$ ) ежектора, при якому досягаються найвищі об'ємні коефіцієнти ежекції, при чому цей діапазон залежить від типу робочого сопла (для ежекторів з струминною форсункою  $m = 15 - 35$ , відцентрово-струминною з профільованою вставкою  $m = 20 - 40$ , форсункою з відкритими на 60% нахиленими підвідними каналами  $m = 25 - 40$ ). Показано, що коефіцієнт ежекції інноваційного ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування на 15 – 55 % вищий, ніж у ежектора з циліндричною камерою змішування. Виявлено, що приймальна камера з двома патрубками підведення пасивного середовища і газорозподільником дозволяє збільшити  $K_{еж}$  на 13 – 17 % для ежектора з циліндричною камерою змішування та на 16 – 27 % для ежектора з комбінованою камерою змішування.

5. Встановлено вплив фізичних властивостей рідин на роботу ежекторів. Збільшення концентрації цукру та крохмалю у модельному розчині до 16,6 % при тисках подачі рідини у форсунку до 0,2 МПа призводить до зменшення  $K_{еж}$  на 4 % для цукрового розчину та на 9 % для крохмального розчину. Зі збільшенням тиску подачі рідини в робоче сопло ежектора понад 0,2 МПа,  $K_{еж}$  не залежить від концентрації компонентів у рідині.

6. Змодельовано за допомогою CFD технологій роботу форсунок відцентрово-струминного типу і виконано валідацію результатів досліджень. На основі проведених досліджень рекомендується розрахункову зону факела розпилення виконувати у вигляді зрізаного конуса з метою оптимізації процесу розрахунку та покращення якості результатів. Доведено, що формування факелу розпилення рідини відцентрово-струминних форсунок відбувається на відстані до 150 мм від зрізу сопла. Вперше комп'ютерне моделювання підтвердило наявність розрідження у факелі розпилення, яке максимальне в прикорневій зоні (165 Па для форсунки з профільованою вставкою та 865 Па для форсунки з нахиленими підвідними

каналами за тиску подачі рідини 0,25 МПа), зменшується до периферії факела та по його довжині, що пояснює ежектування газової фази всередину факела.

7. Здійснено CFD-моделювання роботи рідинно-газових ежекторів з циліндричною і комбінованою камерами змішування та проведено валідацію результатів досліджень. Встановлено, що розрідження у ежекторі з комбінованою камерою змішування (на окремих режимах роботи) на 2000 Па вище ніж у ежекторі з циліндричною камерою змішування, що дозволяє досягти на 30 % вищий коефіцієнт ежекції у інноваційному ежекційному апараті. Виявлено, що в ежекторі з циліндричною камерою змішування на відстані до  $1,5D_{кз}$  від її початку відбувається первинне формування двофазного потоку, його переформатування на ділянці  $1,5 - 3D_{кз}$  з подальшим переходом у кільцевий режим течії, що пояснюється перерозподілом газової фази в середину факела розпиленої рідини. Встановлено, що у ежекторі з комбінованою камерою змішування зона первинного формування двофазного потоку зменшується до  $1,3D_{кз}$  від її початку, а подальша стабілізація рідинно-газової суміші починається на відстані від  $2,5D_{кз}$ .

8. На основі отриманих результатів наукових досліджень розроблено конструкції інноваційних енергоефективних ежекторів, до яких відноситься ежектор з комбінованою камерою змішування (патент на винахід № 122296, патент на корисну модель № 136465), імпульсний ежектор (патент на корисну модель № 143080) та кавітаційний ежектор (отримано позитивний висновок з Укрпатенту №2787/ЗА/22 по заявці на винахід а202106026 та позитивний висновок №739/ЗУ/22 по заявці на корисну модель u202106025). Наукові дослідження дозволили розробити високоефективне та екологічне обладнання на базі ежекційних апаратів для цукрової промисловості, до якого належить двосекційний сатуратор (патент на корисну модель № 133260) та сульфітатор з вертикальною камерою змішування.

Окремі матеріали досліджень впроваджені на ДП “Фесто” при удосконаленні вакуумних ежекторів, які використовуються в якості генераторів вакууму для вакуумних захватів пакувальних машин (розрахунковий річний економічний ефект для одного удосконаленого ежектора складає 4276,8 грн і досягається за рахунок зменшення експлуатаційних витрат на електроенергію), а також в навчальний

процес Національного університету харчових технологій у вигляді лабораторної роботи з дисципліни “Інноваційне обладнання харчових виробництв” (акти впровадження представлені у додатку Д).

Розрахунковий річний економічний ефект від впровадження результатів наукових досліджень на цукровому заводі після модернізації сатуратора (встановлення ежекційних апаратів у надсоковому просторі сатуратора) становить 8364608,6 грн (економічний розрахунок наведено у додатку Г). Соціально-екологічний ефект від використання розробленого обладнання полягає в зниженні кількості агресивних викидів у атмосферу, що зменшує негативний вплив на навколишнє середовище.

## **ДОДАТКИ**

## Додаток А

Приклад (методика) визначення коефіцієнта ежекції рідинно-газового ежектора з  
конічно-циліндричною камерою змішування

Початкові дані:

- діаметр сопла форсунки:  $d_c = 0,004$  м;
- площа поперечного перерізу сопла:  $f_c = \frac{\pi d_c^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,004^2}{4} = 1,256 \cdot 10^{-5}$  м<sup>2</sup>;
- діаметр конічної частини камери змішування на вході:  $D_{к.мін} = 0,01$  м;
- площа кільцевого каналу (зазору) між соплом та початком конічної частини камери змішування:

$$f_{к.к} = \frac{\pi}{4} (D_{к.мін}^2 - d_c^2) = \frac{3,14}{4} (0,01^2 - 0,004^2) = 6,594 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2;$$

- діаметр циліндричної частини камери змішування:  $D_{кз} = D_{к.мак} = 0,019$  м;
- площа поперечного перерізу циліндричної частини камери змішування:

$$F_{кз} = \frac{\pi D_{кз}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,019^2}{4} = 2,833 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2;$$

- довжина камери змішування:  $L_{кз} = 8D_{кз} = 8 \cdot 0,019 = 0,152$  м;
- довжина конічної частини камери змішування:  $l_{к} = 0,02$  м;
- довжина циліндричної частини камери змішування:

$$l_{ц} = L_{кз} - l_{к} = 0,152 - 0,020 = 0,132 \text{ м};$$

- газовміст:  $x = 4,5$ ;
- різниця тисків, під яким рідина витікає з сопла форсунки:  $\Delta P = 200000$  Па
- коефіцієнт витрати форсунки:  $\mu = 0,9$ ;
- густина води:  $\rho_p = 1000$  кг/м<sup>3</sup>;
- густина повітря  $\rho_g = 1,2$  кг/м<sup>3</sup>;
- кінематична в'язкість води:  $\mu_p = 8,94 \cdot 10^{-4}$  Па·с;
- кінематична в'язкість повітря:  $\mu_g = 18,6 \cdot 10^{-6}$  Па·с.

## Розрахунок

Швидкість рідини на виході з сопла форсунки:

$$V_p^I = \mu \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho_p}} = 0,9 \sqrt{\frac{2 \cdot 200000}{1000}} = 18 \text{ м/с.}$$

1. Витрата рідини через сопло:

$$Q_p = V_p^I f_c = 18 \cdot 1,256 \cdot 10^{-5} = 2,26 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с.}$$

2. Втрати напору:

$$\Delta p = \Delta p^{I-II} + \Delta p^{II-III}$$

- конічна частина камери змішування:

$$\Delta p^{I-II} = \zeta_{p.p} \frac{(V_p^I)^2}{2g}.$$

$$\zeta_{p.p} = \left(1 - \frac{f_c}{F_{кз}}\right)^2 = \left(1 - \frac{1,256 \cdot 10^{-5}}{2,833 \cdot 10^{-4}}\right)^2 = 0,913.$$

$$\Delta p^{I-II} = \zeta_{p.p} \frac{(V_p^I)^2}{2g} = 0,913 \frac{18^2}{2 \cdot 9,81} = 15,08 \text{ м.вод.ст.}$$

- циліндрична частина камери змішування:

$$\Delta p^{II-III} = \zeta_u \frac{(V_c^{II})^2}{2g}.$$

$$\zeta_u = \lambda_u \frac{l_u}{D_{кз}}.$$

$$\lambda_u = \frac{0,316}{\sqrt[4]{Re_u}}.$$

$$Re_u = \frac{V_c^{II} \cdot D_{кз} \cdot \rho_c}{\mu_c}.$$

Прийmemo, що  $V_c^{II} = V_p^I$ , оскільки довжина конічної частини камери змішування незначна.

$$\mu_c = \mu_p \frac{1}{x+1} + \mu_z \frac{x}{x+1} = 8,94 \cdot 10^{-4} \frac{1}{4,5+1} + 18,6 \cdot 10^{-6} \frac{4,5}{4,5+1} = 1,78 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с.}$$

$$\rho_c = \rho_p \frac{1}{x+1} + \rho_z \frac{x}{x+1} = 1000 \frac{1}{4,5+1} + 1,2 \frac{4,5}{4,5+1} = 182,8 \text{ кг/м}^3$$

$$Re_u = \frac{V_c^{II} \cdot D_{кз} \cdot \rho_c}{\mu_c} = \frac{18 \cdot 0,019 \cdot 182,8}{1,78 \cdot 10^{-4}} = 351222.$$

$$\lambda_u = \frac{0,316}{\sqrt[4]{Re_u}} = \frac{0,316}{\sqrt[4]{351222}} = 0,013.$$

$$\zeta_u = \lambda_u \frac{l_u}{D_{кз}} = 0,013 \frac{0,132}{0,019} = 0,09.$$

$$\Delta p^{II-III} = \zeta_u \frac{(V_c^{II})^2}{2g} = 0,09 \frac{18^2}{2 \cdot 9,81} = 1,49 \text{ м.вод.ст.}$$

Тоді, втрати напору:

$$\Delta p = 15,08 + 1,49 = 16,57 \text{ м.вод.ст.}$$

3. Визначаємо невідомі  $a$ ,  $b$ ,  $c$ :

$$a = \rho_z^2 f_{к.к}^2 - \rho_c^2 F_{кз}^2 = 1,2^2 \cdot (6,594 \cdot 10^{-5})^2 - 182,8^2 (2,833 \cdot 10^{-4})^2 = -2,68 \cdot 10^{-3}.$$

$$b = 2\rho_z f_{к.к} V_p^I \rho_p f_c = 2 \cdot 1,2 \cdot (6,594 \cdot 10^{-5}) \cdot 18 \cdot 1000 \cdot (1,256 \cdot 10^{-5}) = 3,58 \cdot 10^{-5}.$$

$$c = (V_p^I)^2 \rho_p^2 f_c^2 - (V_p^I)^2 \rho_c^2 F_{кз}^2 + 2\Delta p g \cdot \rho_c^2 F_{кз}^2 = 18^2 \cdot 1000^2 \cdot (1,256 \cdot 10^{-5})^2 - 18^2 \cdot 182,8^2 \cdot (2,833 \cdot 10^{-4})^2 + 2 \cdot 16,57 \cdot 9,81 \cdot 182,8^2 \cdot (2,833 \cdot 10^{-4})^2 = 0,054.$$

4. Швидкість газової фази на вході в кінчну частину камери змішування:

$$\begin{aligned} (V_z^I)_{1,2} &= \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} = \frac{-3,58 \cdot 10^{-5} \pm \sqrt{(3,58 \cdot 10^{-5})^2 - 4(-2,68 \cdot 10^{-3}) \cdot 0,054}}{2(-2,68 \cdot 10^{-3})} = \\ &= \frac{-3,58 \cdot 10^{-5} \pm \sqrt{5,79 \cdot 10^{-4}}}{-5,36 \cdot 10^{-3}} \end{aligned}$$

$$(V_z^I)_1 = \frac{-3,58 \cdot 10^{-5} + 0,024}{-5,36 \cdot 10^{-3}} = -4,47 \text{ м/с.}$$

$$(V_z^I)_2 = \frac{-3,58 \cdot 10^{-5} - 0,024}{-5,36 \cdot 10^{-3}} = 4,48 \text{ м/с.}$$

Для подальшого розрахунку використовуємо  $(V_z^I)_2$ , оскільки воно має додатній знак.

5. Витрата газу на вході в кінчну частину камери змішування:

$$Q_z = (V_z^I)_2 f_{к.к} = 4,48 \cdot (6,594 \cdot 10^{-5}) = 2,95 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$$

6. Коефіцієнт ежекції:

$$K_{еж} = \frac{Q_z}{Q_p} = \frac{2,95 \cdot 10^{-4}}{2,26 \cdot 10^{-4}} = 1,305$$

## Додаток Б

### Результати моделювання роботи ежектора з циліндричною камерою змішування

На рис. Б1 представлено залежність швидкості рідини від радіуса камери змішування.

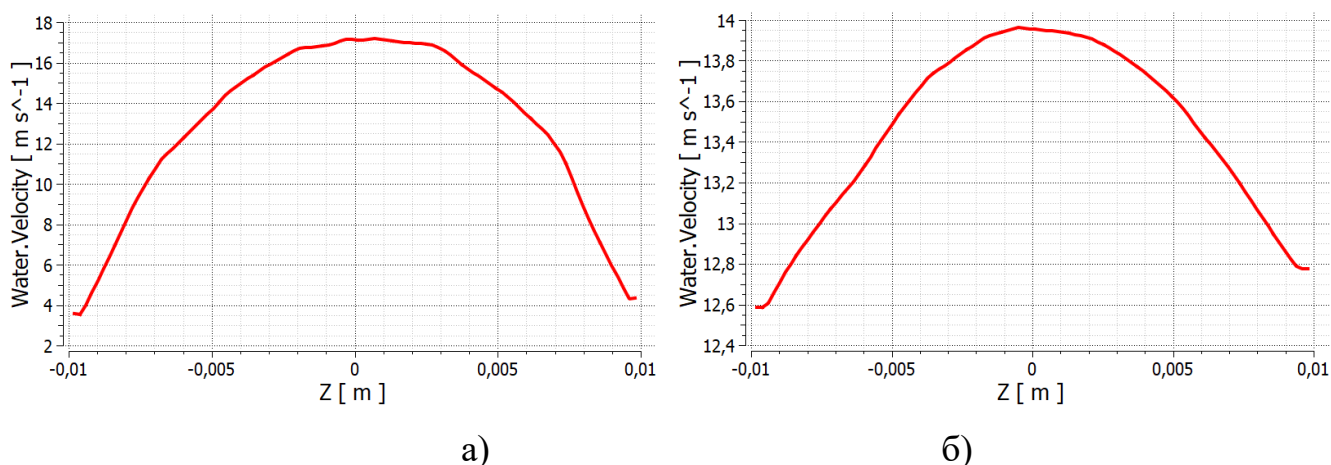


Рис. Б1. Залежність швидкості рідини від радіуса камери змішування:

а) – на вході; б) – на виході

Аналіз швидкості рідини від радіуса камери змішування (рис. Б1), показує, що на вході в КЗ (рис. Б1, а), максимальна швидкість води становить 17,2 м/с, і є на осі ежектора. Оскільки це прикорнева зона факела розпилення, де відбувається перерозподілення поля швидкості, то біля стінки швидкість становить 3,7 – 4,3 м/с.

На виході з камери змішування (рис. Б1, б) досягається характерне для турбулентного руху поле швидкості рідини, при чому, біля стінки швидкість води становить 12,6 – 12,8 м/с, а по осі – 13,9 м/с. Зниження швидкості біля стінки КЗ викликане гідравлічними втратами, а по осі – за рахунок взаємодії з газом.

Незначну асиметрію розподілення швидкості рідини по поперечних перерізах камери змішування відносно нульової точки по осі  $Z$ , яку видно на рис. Б1, можна пояснити тим, що камера закручування робочого сопла ежектора має недостатню довжину для вирівнювання характеристик рідинного потоку, зокрема, швидкості в соплі, яке виявлено при моделюванні роботи самої форсунки (рис. 4.14).

На рис. Б2. представлено залежність швидкості повітря від радіуса камери змішування.

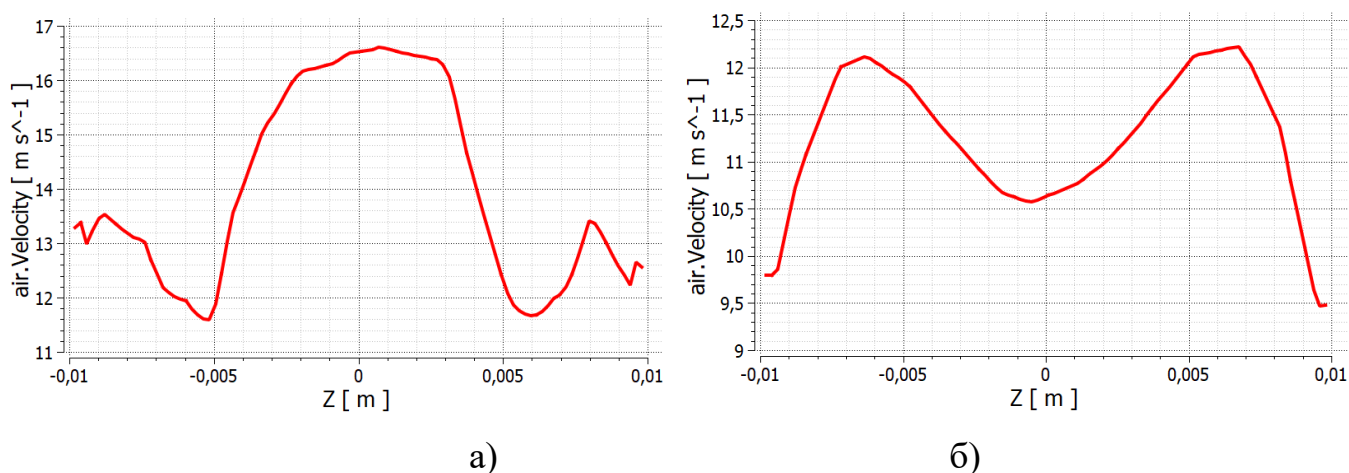


Рис. Б2. Залежність швидкості повітря від радіуса камери змішування:

а) – на вході; б) – на виході

Аналіз залежності швидкості повітря від радіуса камери змішування (рис. Б2) показав, що максимальна швидкість газової фази є по осі і становить 16,6 м/с. При наближенні до стінки помітно нерівномірне розподілення швидкості повітря, яке викликане взаємодією з рідиною в прикорневій зоні факела розпилення.

На виході з КЗ (рис. Б2, б) по її осі швидкість повітря становить 10,6 м/с. На ділянці  $-0,0065 - +0,0065$  м по координаті Z відносно нульової точки відбувається поступове підвищення швидкості газової фази до 12,2 м/с в крайніх точках, і при подальшому наближенні до стінки зниження до 9,5 – 9,8 м/с.

На приведених нижче графіках (рис. Б3) представлено залежність статичного тиску від радіуса камери змішування.

Аналіз результатів, представлених на рис. Б3, дозволив встановити, що у всіх розглянутих поперечних перерізах камери змішування статичний тиск по її осі є мінімальним, що пояснює рух газової фази по середині КЗ. При наближенні до стінки і віддаленні від сопла тиск збільшується.

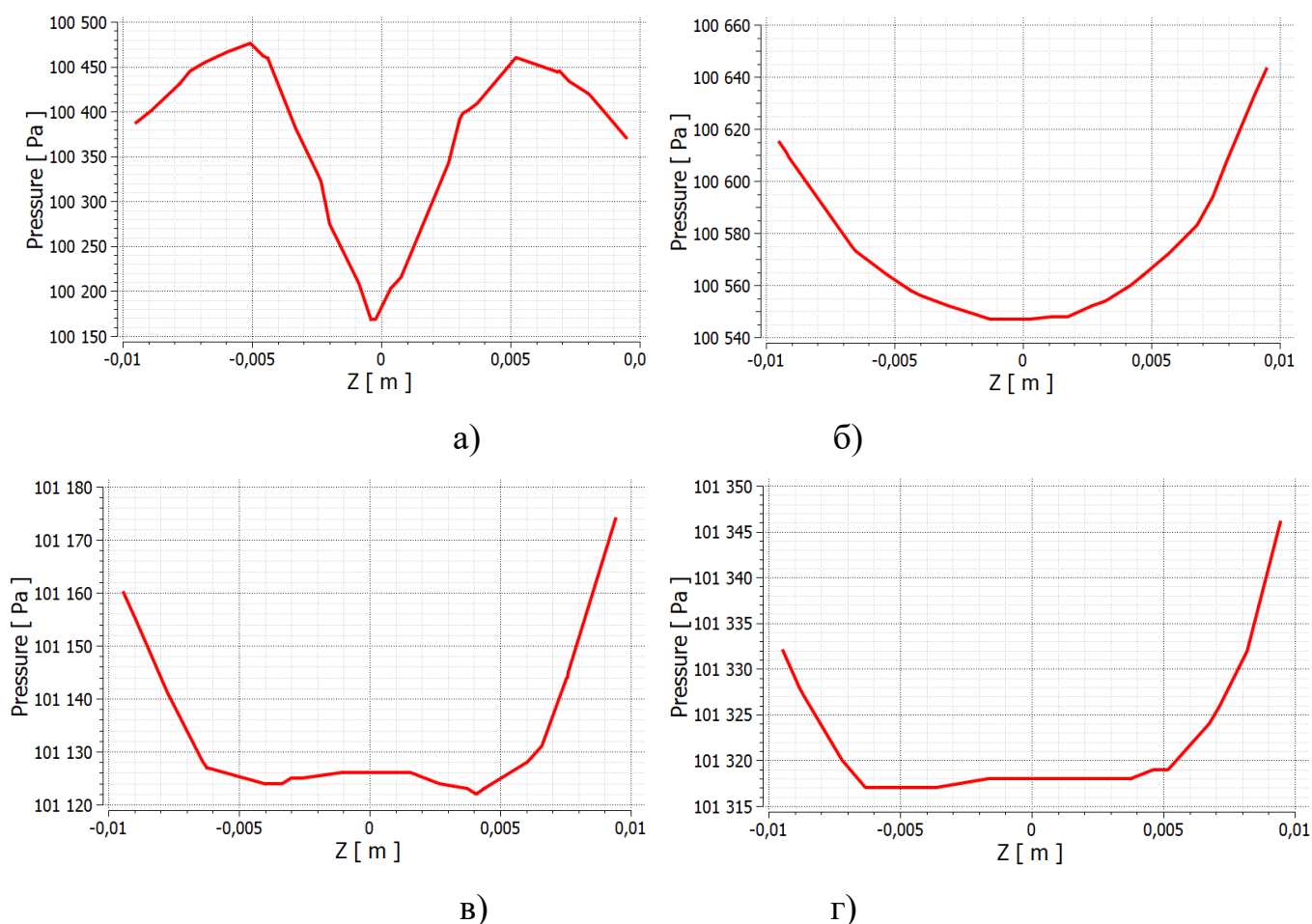


Рис. Б3. Залежність статичного тиску від радіуса камери змішування на різній відстані від її початку (довжина камери змішування  $8D_{kз}$ ):

а) – на вході; б) – на відстані  $D_{kз}$ ; в) – на відстані  $4D_{kз}$ ; г) – на виході

Так, на вході в камеру змішування (рис. Б3, а) мінімальний тиск становить 100170 Па, а на виході з неї 101318 Па (рис. Б3, г), тобто розрідження складає 1155 Па та 7 Па відповідно. На відстані понад  $D_{kз}$  максимальне розрідження зберігається в середині камери змішування на ділянці  $-0,007 - +0,007$  м від нульової точки по поперечній координаті  $Z$ .

Що стосується тиску біля стінки, то на вході в камеру змішування (рис. Б3, а) він становить 100380 Па, на відстані  $D_{kз}$  (рис. Б3, б) 100615 – 100645 Па, на відстані  $4D_{kз}$  (рис. Б3, в) 101160 – 101175 Па, а на виході з неї 101338 – 101347 Па (рис. Б3, г).

## Додаток В

### Результати моделювання роботи ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування

На рис. В1 представлено залежність швидкості рідини від радіуса камери змішування.

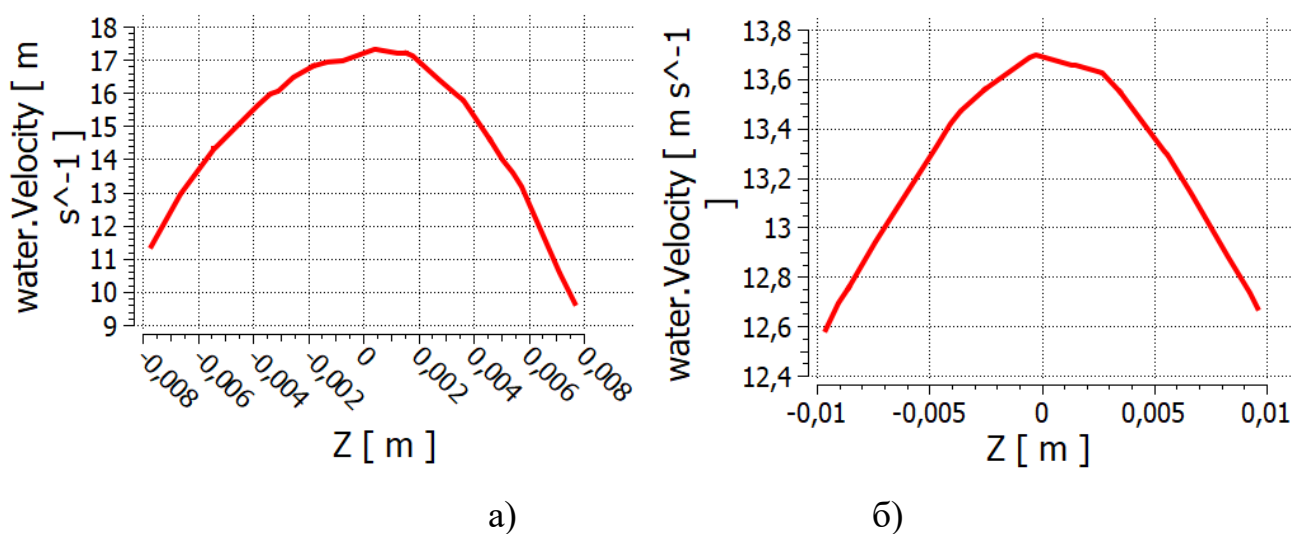


Рис. В1. Залежність швидкості рідини від радіуса камери змішування:

а) – на вході; б) – на виході

Аналіз рис. В1 показує, що на вході в конічну частину камери змішування (рис. В1, а), максимальна швидкість води становить 17,4 м/с, і є на осі ежектора. За рахунок зменшення відстані між факелом розпиленої рідини та стінкою камери змішування, біля останньої досягається швидкість води 9,5 – 10,3 м/с на відміну від 3,7 – 4,3 м/с, як це є в ежекторі з циліндричною камерою змішування.

На виході з КЗ (рис. В1, б) біля стінки швидкість води становить 12,59 – 12,63 м/с, а по осі – 13,7 м/с.

На рис. В2 представлено графік залежності швидкості повітря від радіуса камери змішування.

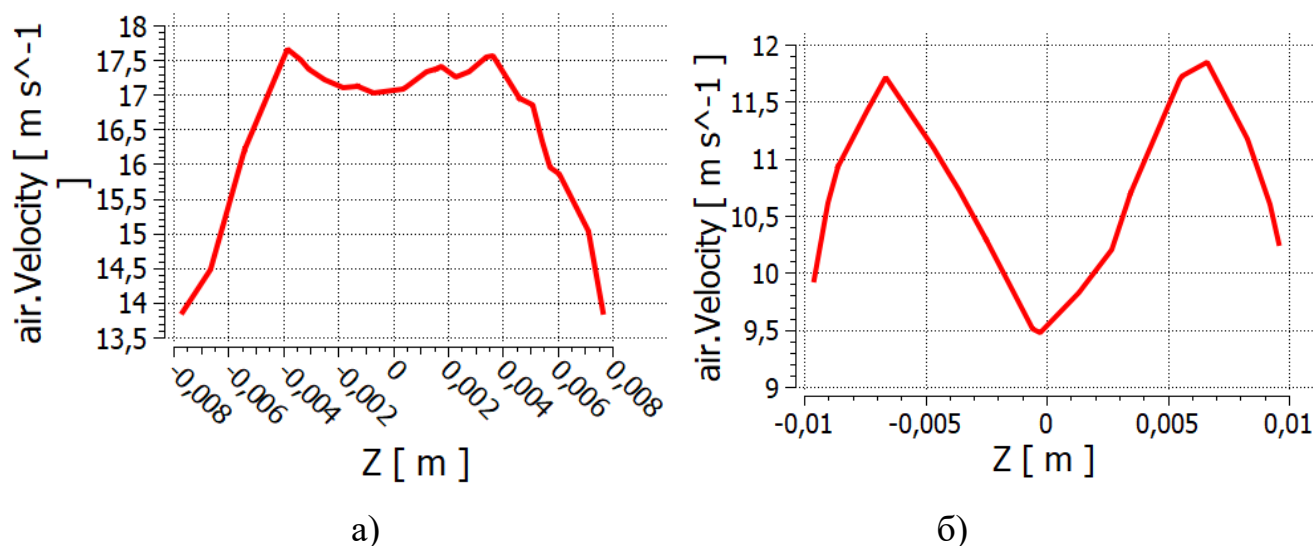


Рис. В2. Графік залежності швидкості повітря від радіуса камери змішування:

а) – на вході в камеру змішування; б) – на виході з камери змішування

Аналіз графіка залежності швидкості повітря від радіуса КЗ показав, що на вході в камеру змішування (рис. В2, а) максимальна швидкість газової фази є по осі, і становить 17,1 м/с. При наближенні до конічної стінки спостерігається нерівномірне розподілення швидкості повітря, що викликане взаємодією з рідиною в прикорневій зоні факела розпилення. На стінці конічної частини камери змішування швидкість повітря становить 13,8 м/с на відміну від 13,3 м/с яка є в ежекторі з циліндричною камерою змішування. Підвищення швидкості газової фази в інноваційному ежекторі досягнуто за рахунок зменшення відстані між факелом розпиленої рідини та стінкою КЗ.

На виході з комбінованої камери змішування (рис. В2, б) по її осі швидкість повітря становить 9,6 м/с. На ділянці  $-0,0065 - +0,0065$  м по координаті Z відносно початкової точки відбувається поступове підвищення швидкості до 11,7 м/с в крайніх точка. При подальшому наближенні до стінки відбувається зниження швидкості повітря до 9,9 – 10,2 м/с.

На рис. В3 представлено графіки залежності статичного тиску від радіуса камери змішування на різній відстані від її початку.

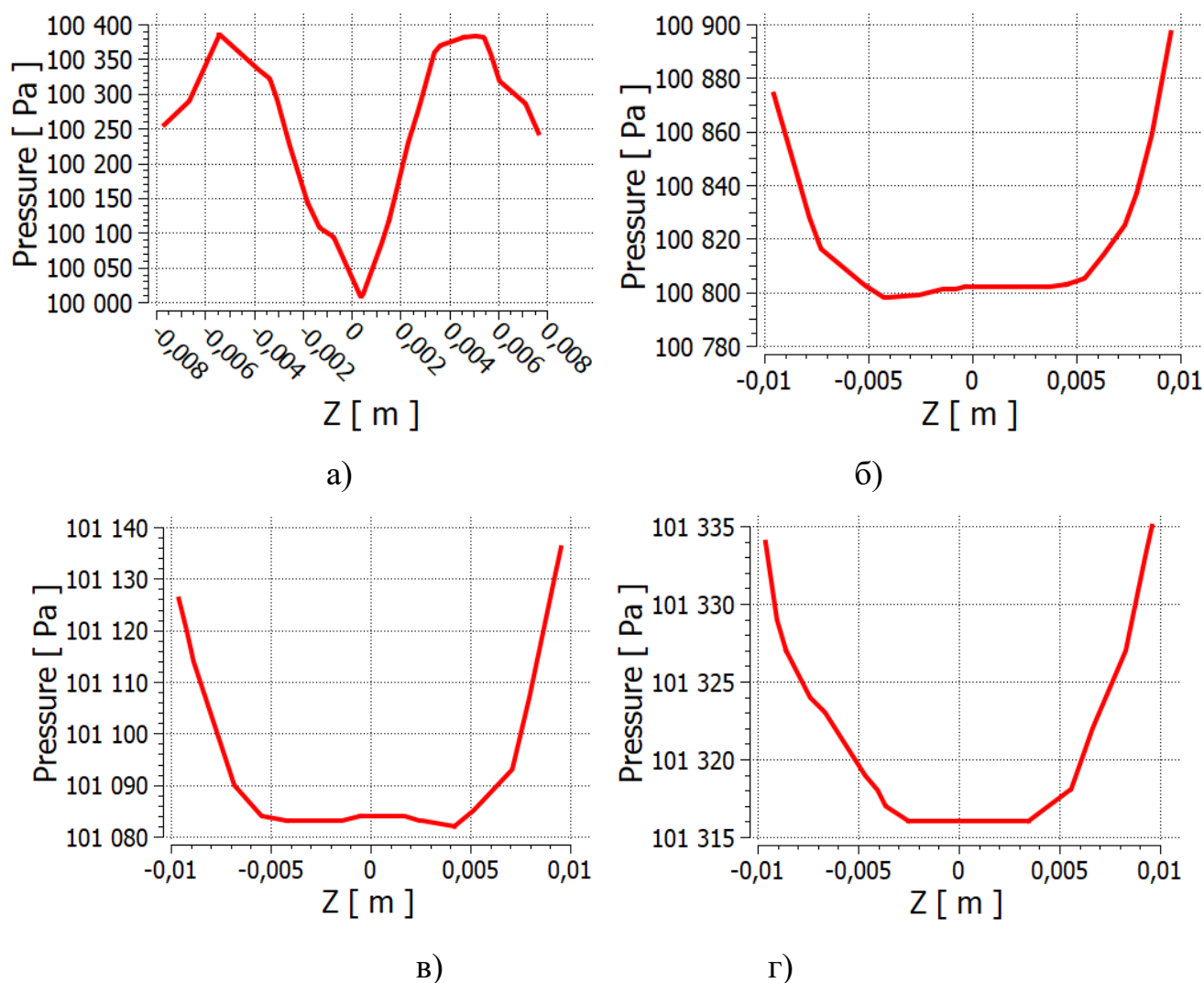


Рис. В3. Графік залежності статичного тиску від радіуса камери змішування на різній відстані від її початку (довжина камери змішування  $8D_{кз}$ ):

а) – на вході; б) – на відстані  $2D_{кз}$ ; в) – на відстані  $4D_{кз}$ ; г) – на виході

Аналіз результатів з рис. В3 показав, що статичний тиск у всіх контрольних поперечних перерізах камери змішування мінімальний по її осі, збільшується при наближенні до стінки та до виходу з неї. Так, на вході в камеру змішування (рис. В3, а) мінімальний тиск становить 100010 Па, а на виході 101317 Па (рис. В3, г), тобто розрідження складає 1315 Па та 8 Па відповідно (в ежекторі з циліндричною камерою змішування воно складало 1155 Па на вході та 7 Па на виході). Таким чином у вхідному перерізі конічно-циліндричної камери змішування досягається на 13 % вище розрідження.

На відстані понад  $2D_{кз}$  (рис. В3, б) максимальне розрідження зберігається в середині камери змішування на ділянці  $-0,006 - +0,006$  м відносно нуля по поперечній координаті  $Z$ .

Що стосується тиску біля стінки, то на вході в комбіновану камеру змішування (рис. В3, а) він становить 100250 Па, на відстані  $2D_{кз}$  100875 - 100988 Па (рис. В3, б), а на виході з неї 101334 – 101335 Па (рис. В3, г).

## Додаток Г

### Розрахунок прогнозованої економічної ефективності від впровадження двосекційного сатуратора на цукровому заводі

Сутність розробки (конструкція двосекційного сатуратора та ефект від його використання) викладена у п'ятому розділі дисертаційної роботи, а розрахунки виконано в цінах 2021 року з урахуванням даних ТОВ «Наркевицький цукровий завод» виробничого сезону 2020 / 2021 рр. (табл. Г1).

Таблиця Г1.

#### Вихідні дані для економічного розрахунку

№ п/п	Назва показника	Один. виміру	Базовий варіант	Новий варіант	Підстава
1	Технічна потужність апарата	т/добу	6000	6000	Паспортні дані
2	Коефіцієнт використання потужності	-	0,95	0,95	Дані заводу
3	Потужність електродвигунів машин	кВт	-	30	Розрахункові дані
4	Вартість 1 кВт електроенергії	коп/кВт·год (без ПДВ)	319,75	319,755	Дані облenerго
5	Вартість 1 т. цукру	грн	17450	17450	Дані заводу/ розрах. дані
6	Річна норма амортизації для обладнання	років	5	5	Нормативні дані
7	Витрати на ремонт обладнання	% від варт. обладнання	14	14	Дані заводу
8	Тривалість виробничого сезону	діб	120	120	Дані заводу
9	Вихід цукру з буряків	%	13,8	14,2	Дані заводу

### ***Розрахунок капітальних витрат***

Початкова вартість модернізації апарата першої сатурації шляхом виготовлення в майстернях заводу ежекторів і монтажу визначається за формулою:

$$K = Ц + М + Т_p + З_{\text{скл}}, \text{ грн},$$

де  $Ц$  – ціна обладнання, грн;

$М$  – монтаж (10 % від ціни) грн;

$Т_p$  – транспортні витрати (4 – 5 % від ціни), грн;

$З_{\text{скл}}$  – заготівельно-складські витрати (1,25 % від ціни), грн.

Планується додатково встановити обладнання: 2 насоси та 2 електродвигуни, з яких 1 насос та 1 електродвигун будуть в якості резервних для забезпечення безперервної роботи обладнання. Ціна обладнання для модернізації сатуратора становитиме:

$$Ц = Ц_m + P + Ц_{\text{нас}} + Ц_{\text{ел.двиг}}, \text{ грн},$$

де  $Ц_m$  – вартість ежекторів, грн;

$P$  – оплата праці (150 – 200% від вартості матеріалу), грн;

$Ц_{\text{нас}}$  – ціна одного насосу (насос ЦНС 200-40, 200 м<sup>3</sup>/год, 40 м) – 78500 грн;

$Ц_{\text{ел.двиг}}$  – ціна одного електродвигуна (АИР180М4, 30 кВт, 1500 об/хв) – 20210 грн.

Ежектори виготовляються в майстернях заводу:

- камера змішування – труба стальна електрозварна ГОСТ 10705-80 Ду 400 мм (426×10)3, вартість 480,6 грн / пог. м. Довжина труб для трьох ежекторів складе  $3 \times 5 \text{ м} = 15 \text{ м}$ . Їх вартість:  $480,6 \times 15 = 7209$  грн.

- вартість виготовлення трьох форсунок складе 4700 грн.

Тоді, вартість обладнання для модернізації складе:

$$Ц = (7209+4700) + 2 \cdot (7209 + 4700) + 2 \cdot (78500+20210) = 233147 \text{ грн}.$$

Витрати на монтаж:

$$М = Ц \cdot 0,1 = 233147 = 23314,7 \text{ грн}.$$

Транспортні витрати:

$$Т_p = Ц \cdot 0,04 = 233147 \cdot 0,04 = 9325,9 \text{ грн}.$$

Заготівельно-складські витрати:

$$З_{\text{скл}} = Ц \cdot 0,0125 = 233147 \cdot 0,0125 = 2914,3 \text{ грн}.$$

Отже, капітальні витрати:

$$K = 233147 + 23314,7 + 9325,9 + 2914,3 = 268701,9 \text{ грн.}$$

Капітальні витрати з ПДВ (20 %):

$$K_{\text{зПДВ}} = K \cdot 1,2 = 268701,9 \cdot 1,2 = 322442,3 \text{ грн.}$$

### ***Розрахунок економічних показників***

Амортизаційні відрахування:

$$V_{\text{ам}_2} = \frac{K_{\text{зПДВ}}}{5} = \frac{322442,3}{5} = 64488,5 \text{ грн.}$$

Поточні витрати на капітальний ремонт нового обладнання:

$$V_{\text{р}_2} = 0,14 \cdot K = 0,14 \cdot 268701,9 = 37618,3 \text{ грн.}$$

Тоді, внаслідок встановлення нового обладнання, поточні витрати на капітальний ремонт збільшаться на:

$$V_{\text{р}} = 37618,3 \text{ грн.}$$

Визначаємо зміну поточних витрат на електроенергію:

$$\Delta V_{\text{ел}} = V_{\text{ел}_2}$$

$$V_{\text{ел}_2} = \frac{P_{\text{вст}} \cdot K_{\text{вих}} \cdot K_{\text{втр}} \cdot T}{\cos \varphi} \cdot C_{\text{ел}}, \text{ грн,}$$

де  $P_{\text{вст}}$  – встановлена потужність електродвигунів, кВт;

$K_{\text{вих}}$  – коефіцієнт використання потужності електродвигунів, ( $K_{\text{вих}} = 0,7 - 0,9$ );

$K_{\text{втр}}$  – коефіцієнт, що враховує витрати електроенергії в мережі заводу ( $K_{\text{втр}} = 1,06$ );

$T = 120 \cdot 24 = 2880$  – розрахунковий річний фонд часу, год;

$C_{\text{ел}}$  – ціна 1 кВт електроенергії з ПДВ, грн, ( $C_{\text{ел}} = 319,75 \cdot 1,2 = 383,7$  коп./кВт);

$\cos \varphi = 0,98$  – ККД електродвигунів.

Тоді:

$$V_{\text{ел}_2} = \frac{30 \cdot 0,75 \cdot 1,06 \cdot 2880}{0,98} \cdot 3,837 = 268934,54 \text{ грн.}$$

$$\Delta V_{\text{ел}} = 2689334,54 \text{ грн.}$$

Зміна інших витрат складає 80 % від зміни витрат на амортизацію:

$$\Delta A_M = B_{ам2} \cdot 0,8 = 64488,5 \cdot 0,8 = 51590,8 \text{ грн.}$$

### ***Розрахунок збільшення поточних витрат***

Статті витрат зведені в таблицю Г2.

Таблиця Г2.

Статті витрат

№ п/п	Статті витрат	Після реконструкції
1	Амортизація, грн.	64488,5
2	Ремонт і експлуатація, грн.	37618,3
3	Витрати на електроенергію, грн.	268934,54
4	Інші витрати, грн.	51590,8
	Разом, грн.	422632,14

### ***Розрахунок обсягу виробництва***

В результаті проведення сатурації згідно з запропонованим способом, доброякісність очищеного соку зросла до  $D_{б2} = 89,6$  в порівнянні з  $D_{б1} = 89,4$  при сатурації в типовому апараті.

За рахунок підвищення доброякісності очищеного соку, збільшується вихід цукру на величину:

$$\Delta C_x = C_x \cdot A_c \cdot \left( \frac{1}{K_1} - \frac{1}{K_2} \right) \cdot K_M,$$

де  $\Delta C_x$  – додатковий вихід цукру (у % до маси буряків) в результаті підвищення доброякісності соку до  $D_{б2}$ ;

$C_x$  – вміст цукру в очищеному соку;

$A_c$  – вихід очищеного соку в одиницях до маси буряків;

$K_1, K_2$  – співвідношення  $C_x/HC_x$  в очищеному соку яке відповідає  $D_{б1}$  та  $D_{б2}$

$K_M$  – коефіцієнт меласоутворення.

Згідно даних з таблиці Інструкції по хіміко-технічному контролю и учету сахарного производства (Київ 1983 р.), при  $Дб_1 = 89,4$  соку перед випаркою, отриманого при роботі типового сатуратора,  $K_1 = 8,434$ , а при  $Дб_2 = 89,6$  для соку перед випаркою, який отримується згідно з запропонованим способом,  $K_2 = 8,615$ .

При виході очищеного соку 118% до маси буряків та вмістом цукру в очищеному соку в виробничих умовах 14,2 %, отримаємо:

$$\Delta C_x = 0,118 \cdot 1,42 \cdot \left( \frac{1}{8,434} - \frac{1}{8,615} \right) \cdot 1,4 \cdot 100\% = 0,0584\%$$

При переробці на цукровому заводі за сезон 684000 тонн буряків, за рахунок підвищення чистоти соку, отримаємо додатковий виробіток цукру на суму:

$$\Delta П = (17450 \cdot 1,2) \cdot 684000 \cdot 0,000584 = 8364608,6 \text{ грн}$$

### ***Розрахунок показників економічної ефективності***

Визначимо чистий грошовий потік:

$$\text{ЧГП} = \Delta П \cdot 0,82 + A_m, \text{ грн,}$$

де  $A_m$  – сума амортизаційних відрахувань на обладнання, яке впроваджується ( $A_m = B_{ам2} = 64488,5$  грн).

$$\text{ЧГП} = 8364608,6 \cdot 0,82 + 64488,5 = 6923467,6 \text{ грн.}$$

Визначимо чисту теперішню вартість нового обладнання по роках життєвого циклу:

$$\text{ЧТВ} = \sum \frac{\text{ЧГП}}{(1+r)^t} - IB_{\text{заг}}, \text{ грн,}$$

де  $t$  – життєвий цикл проекту;

$r$  – ставка дисконту, яка приймається на рівні ставки позиційного проценту встановленого Національним Банком України,  $r = 47\%$ .

Теперішня вартість для початкового “нульового” року:

$$ТВ_0 = IB_{\text{заг}} = K_{з.пдв} = 322442,3 \text{ грн.}$$

$$1 \text{ рік } ТВ_1 = \frac{6923467,6}{(1+0,47)^1} = 4709841,9 \text{ грн.}$$

$$2 \text{ рік } ТВ_2 = \frac{6923467,6}{(1+0,47)^2} = 3203974,1 \text{ грн.}$$

$$3 \text{ рік } ТВ_3 = \frac{6923467,6}{(1+0,47)^3} = 2179574,2 \text{ грн.}$$

$$4 \text{ рік } ТВ_4 = \frac{6923467,6}{(1+0,47)^4} = 1482703,5 \text{ грн.}$$

$$5 \text{ рік } ТВ_5 = \frac{6923467,6}{(1+0,47)^5} = 1008641,9 \text{ грн.}$$

Приведена до теперішньої вартості сума чистого грошового потоку за період експлуатації заходу плану:

$$\begin{aligned} \sum_{i=1}^5 \frac{ЧГП_i}{(1+p)^t} &= 4709841,9 + 3203974,1 + 2179574,2 + 1482703,5 + 1008641,9 = \\ &= 12584735,6 \text{ грн.} \end{aligned}$$

Чистий приведений дохід розрахуємо по формулі:

$$ЧДП = \sum_{i=1}^5 \frac{ЧГП_i}{(1+p)^t} - ІВ_{\text{зар}} = 12584735,6 - 322442,3 = 12262293,3 \text{ грн.}$$

Середньорічна теперішня вартість:

$$ТВ_{\text{сер}} = \frac{\sum ТВ_i}{t} = \frac{12584735,6}{5} = 2516947,1 \text{ грн.}$$

тобто чиста теперішня вартість відрізняється на величину інвестицій.

Індекс доходності:

$$ІД = \frac{\sum_{i=1}^5 \frac{ЧГП_i}{(1+p)^t}}{ІВ_{\text{зар}}} = \frac{12584735,6}{322442,3} = 39,03$$

$$39,03 > 1;$$

Недисконтований показник періоду окупності складає:

$$ПО_n = \frac{ІВ_{\text{зар}}}{ЧГП} = \frac{322442,3}{6923467,6} = 0,046 \text{ року}$$

Дисконтований показник періоду окупності становить:

$$ПО_d = \frac{ІВ_{\text{зар}}}{\left(\sum_{i=1}^5 \frac{ЧГП_i}{(1+p)^t}\right)/n} = \frac{322442,3}{12584735,6/5} = 0,13 \text{ року}$$

Індекс прибутковості:

$$ІП = \frac{\Delta П}{ІВ_{\text{зар}}} = \frac{8364608,6 \cdot 0,82}{322442,3} = 21,3$$

$$21,3 > 1.$$

Результати розрахунків зведено у таблицю ГЗ.

Таблиця ГЗ.

## Основні показники ефективності проекту

№ п/п	Показники	Одиниці вимірювання	Значення показника
1	Загальна сума інвестицій (з ПДВ)	грн.	322442,3
2	Додатковий прибуток	грн.	8364608,6
3	Чистий грошовий потік	грн.	6923467,6
4	Індекс доходності	-	39,03
5	Індекс прибутковості	-	21,3
6	Період окупності:		
	дисконтований	років	0,13
	недисконтований	років	0,046

**Висновки**

Отже, результати проведених техніко-економічних розрахунків показують, що запропоновані заходи по реконструкції станції сатурації (впровадження двосекційного сатуратора) є економічно доцільними (індекс доходності – 39,03; індекс прибутковості – 21,3), а її проведення дає можливість:

- отримувати додатковий прибуток у розмірі 8364608,6 грн.;
- отримувати прибуток вже від 0,046 року після впровадження заходу.

Термін повернення інвестицій в межах життєвого циклу проекту складає 0,13 року.

## Додаток Д

### Акти впровадження результатів дисертаційної роботи

ЗАТВЕРДЖУЮ

Керівник відділу дидактики  
ДП «Фесто» Є.С. Риженко



### АКТ

впровадження результатів наукової роботи «Науково-практичні засади удосконалення ежекційних апаратів харчових виробництв», виконаної на кафедрі «Технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування» Національного університету харчових технологій Слюсенком Андрієм Михайловичем, Пономаренком Віталієм Васильовичем.

Цим актом підтверджується, що результати наукових досліджень реалізовані компанією «Фесто» при розробленні нових вакуумних ежекційних пристроїв, які використовуються в якості генераторів вакууму для вакуумних захватів пакувальних машин (портальні автоматичні маніпулятори для групового пакування пляшок, портальні автоматичні маніпулятори з вакуумними захоплювальними пристроями для кондитерських фабрик і ін). Були передані та впроваджені наступні матеріали:

- методика визначення основних геометричних розмірів вакуумних ежекційних пристроїв;
- рекомендації по проектуванню приймальної камери ежектора;
- методика визначення витратних характеристик ежекторів за допомогою комп'ютерного моделювання.

Розроблені ежектори є більш енергоефективним, оскільки у їх приймальних камерах створюється більше розрідження, що приводить до збільшення коефіцієнта ежекції, а для створення необхідної величини розрідження витрачається менша кількість активного потоку. За рахунок цього такі ежектори забезпечують скорочення часу захвату продукції вакуумним захватом, що підвищує продуктивність пакувальної машини.

Розрахунковий економічний ефект від впровадження результатів наукової роботи А.М. Слюсенка та В.В. Пономаренка для одного ежекційного пристрою в пакувальні машини за рахунок зменшення експлуатаційних витрат на електроенергію складає 4276,8 грн.

Керівник проектів

Ільченко Ю.П.

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

**ЗАТВЕРДЖУЮ:**

**Проректор з наукової роботи НУХТ**

**Сергій ТОКАРЧУК**

202 2 р.



**АКТ**

**впровадження результатів науково-дослідних, дослідно-конструкторських і дисертаційних робіт у навчальний процес вищих навчальних закладів**

**Замовник** Національний університет харчових технологій  
(найменування організації)

д.т.н., проф. Шевченко Олександр  
(П.І. керівника)

**Дійсним актом підтверджується, що результати:** дисертаційної роботи «Науково-практичні засади удосконалення ежекційних апаратів харчових виробництв» згідно плану держбюджетної науково-дослідної роботи кафедри технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування «Наукові засади інтенсифікації процесів та удосконалення обладнання харчових виробництв» (номер державної реєстрації НДР: 0121U113178)  
(найменування виду роботи, найменування теми, № держ. реєстрації)

**виконаної** на кафедрі технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування  
(найменування кафедри)

**виконуваної з** жовтня 2018 р. **по** вересень 2021 р.  
(термін виконання)

**впроваджені у навчальний процес кафедри технологічного обладнання та комп'ютерних технологій проектування ННІТІ ім. акад. І.С. Гулого, НУХТ**  
(найменування структурного підрозділу, де здійснювалось впровадження)

**1. Вид впроваджених результатів** лабораторна установка для дослідження роботи ежекційних апаратів, методика проведення досліджень, матеріал включено до лабораторного практикуму з дисципліни «Інноваційне обладнання харчових виробництв»  
(технологія, обладнання, методики, тощо)

**2. Форма впровадження:** лабораторні заняття

**3. Новизна результатів науково-дослідних робіт:** запатентовано інноваційну конструкцію ежектора Патент України на винахід UA 122296 C2, МПК F04F 5/04 (2006/1). Рідинно-газовий ежектор / Пономаренко В.В., Слюсенко А.М., власник Національний університет харчових технологій, опубл. 12.10.2020, бюл. №19; модифіковано лабораторну установку кафедри ТОКТП у відповідності до вищезазначеного патенту; підтверджено переваги інноваційного струминного апарата над апаратами подібного типу.


(піонерське, принципово нові, якісно нові, модифікація старих розробок)

**4. Перелік курсів і дисциплін, у рамках яких викладені результати НДР:** Інноваційне обладнання харчових виробництв, Ефективність технологічного обладнання харчових виробництв, Інтенсифікація тепломасообміну в технологічному обладнанні

**5. Соціальний і науково-технічний ефект від впровадження результатів (на прикладі цукрової промисловості)** дозволить модернізувати апарати для сульфатації і сатурації технологічних рідини, покращити якість обробки цукрових розчинів, зменшити забруднення атмосфери за рахунок зменшення агресивних викидів.


**Директор ННІТІ**

**ім. акад. І.С. Гулого**

  
 (підпис) Сергій БЛАЖЕНКО  
 (ім'я, прізвище)


« 10 » 06 2022р.

**Завідувач кафедри ТОКТП**

  
 (підпис) Микола ЯКИМЧУК  
 (ім'я, прізвище)

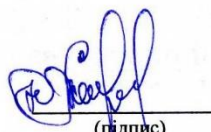
« 10 » 06 2022р.

**Керівник НДР**

  
 (підпис) Віталій ПОНОМАРЕНКО  
 (ім'я, прізвище)

« 10 » 06 2022р.

**Виконавець**

  
 (підпис) Андрій СЛЮСЕНКО  
 (ім'я, прізвище)

« 10 » 06 2022р.

## Додаток Е

## Запатентоване обладнання



УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **122296** (13) **C2**  
 (51) МПК  
**F04F 5/04** (2006.01)

МІНІСТЕРСТВО РОЗВИТКУ  
 ЕКОНОМІКИ, ТОРГІВЛІ ТА  
 СІЛЬСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА  
 УКРАЇНИ

**(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА ВИНАХІД**

<p>(21) Номер заявки: <b>а 2019 00687</b></p> <p>(22) Дата подання заявки: <b>23.01.2019</b></p> <p>(24) Дата, з якої є чинними права інтелектуальної власності: <b>13.10.2020</b></p> <p>(41) Публікація відомостей про заявку: <b>27.08.2019, Бюл.№ 16</b></p> <p>(46) Публікація відомостей про державну реєстрацію: <b>12.10.2020, Бюл.№ 19</b></p>	<p>(72) Винахідник(и):  <b>Пономаренко Віталій Васильович (UA),          Слюсенко Андрій Михайлович (UA)</b></p> <p>(73) Володілець (володільці):  <b>НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ          ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ,          вул. Володимирська, 68, м. Київ-33, 01601          (UA)</b></p> <p>(56) Перелік документів, взятих до уваги експертизою:          UA 116316 C2, 26.02.2018          RU 2508477 C1, 27.02.2014          JP S59202000 A, 15.11.1984          RU 2636275 C1, 21.11.2017          EP 2439469 A, 11.04.2012          US 2006070675 A1, 06.04.2006</p>
---	--

**(54) РІДИННО-ГАЗОВИЙ ЕЖЕКТОР****(57) Реферат:**

Рідинно-газовий ежектор містить приймальну камеру, до якої з одного торця під'єднано робоче сопло та патрубок подачі газу, а до протилежного - камеру змішування. Для підвищення коефіцієнта ежекції приймальна камера виконана в вигляді конічного насадка, який розширюється в бік камери змішування на кут 3...8° менше кута факела розпилення рідини з робочого сопла.

**UA 122296 C2**



УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **136465** (13) **U**

(51) МПК

**F04F 5/02** (2006.01)**F04F 5/14** (2006.01)

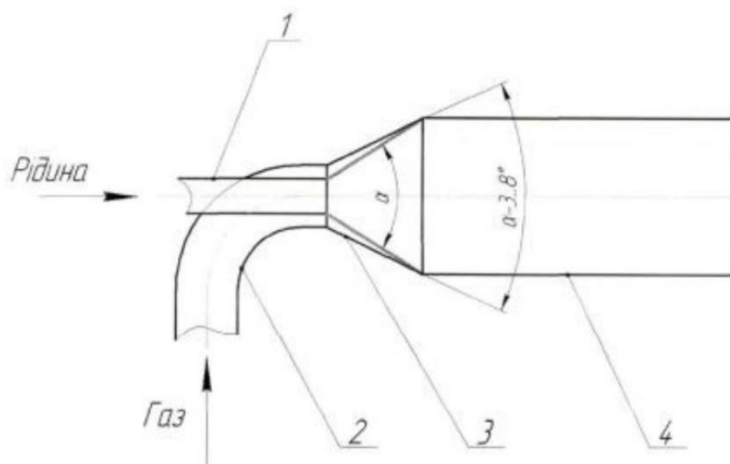
МІНІСТЕРСТВО  
ЕКОНОМІЧНОГО  
РОЗВИТКУ І ТОРГІВЛІ  
УКРАЇНИ

**(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ**

(21) Номер заявки: <b>u 2019 00688</b>	(72) Винахідник(и): <b>Пономаренко Віталій Васильович (UA), Слюсенко Андрій Михайлович (UA)</b>
(22) Дата подання заявки: <b>23.01.2019</b>	(73) Власник(и): <b>НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ, вул. Володимирська, 68, м. Київ-33, 01601 (UA)</b>
(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: <b>27.08.2019</b>	
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: <b>27.08.2019, Бюл.№ 16</b>	

**(54) РІДИННО-ГАЗОВИЙ ЕЖЕКТОР****(57) Реферат:**

Рідинно-газовий ежектор містить робоче сопло, патрубок подачі газу, приймальну камеру та камеру змішування. Приймальна камера виконана в вигляді конічного розхідного насадка, кут розкриття якого на  $3...8^\circ$  менше кута факелу розпилення рідини з робочого сопла.



UA 136465 U



УКРАЇНА

(19) UA (11) 143080 (13) U

(51) МПК

F04F 5/02 (2006.01)

F04F 5/14 (2006.01)

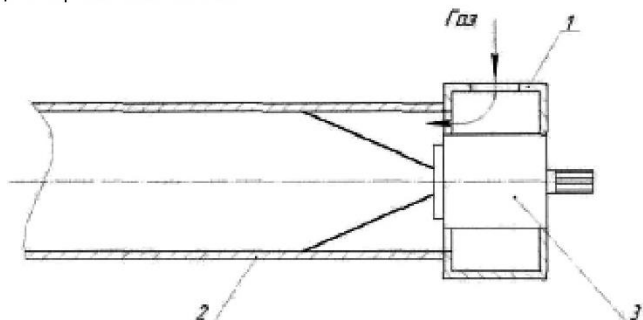
МІНІСТЕРСТВО РОЗВИТКУ  
ЕКОНОМІКИ, ТОРГІВЛІ ТА  
СІЛЬСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА  
УКРАЇНИ

**(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ**

(21) Номер заявки: <b>u 2020 00534</b>	(72) Винахідник(и): <b>Пономаренко Віталій Васильович (UA), Слюсенко Андрій Михайлович (UA)</b>
(22) Дата подання заявки: <b>29.01.2020</b>	(73) Власник(и): <b>НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ,</b>
(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: <b>10.07.2020</b>	вул. Володимирська, 68, м. Київ-33, 01601 (UA)
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: <b>10.07.2020, Бюл.№ 13</b>	

**(54) ІМПУЛЬСНИЙ ЕЖЕКТОР****(57) Реферат:**

Імпульсний ежектор складається з приймальної камери, камери змішування та робочого сопла з пульсаційним механізмом. Пульсаційним механізмом є робоче сопло, в корпусі якого встановлено рухомий стакан. В корпусі і стакані виконані рівновеликі щілинні канали перпендикулярно до осі робочого сопла.



Фіг. 1

UA 143080 U



МІНІСТЕРСТВО  
ЕКОНОМІЧНОГО  
РОЗВИТКУ І ТОРГІВЛІ  
УКРАЇНИ

УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **133260** (13) **U**  
(51) МПК (2019.01)  
**C13B 20/00**

**(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ**

(21) Номер заявки: <b>u 2018 11180</b>	(72) Винахідник(и):
(22) Дата подання заявки: <b>14.11.2018</b>	Пономаренко Віталій Васильович (UA),
(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: <b>25.03.2019</b>	Слюсенко Андрій Михайлович (UA), Хвиль Юрій Володимирович (UA)
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: <b>25.03.2019, Бюл.№ 6</b>	(73) Власник(и): НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ, вул. Володимирська, 68, м. Київ-33, 01601 (UA)

**(54) ДВОСЕКЦІЙНИЙ САТУРАТОР ДЛЯ ЦУКРОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ**

**(57) Реферат:**

Двосекційний сатуратор для цукрової промисловості, виконаний в вигляді циліндричного корпусу з розширеною верхньою частиною і конічним днищем, перфорованими решітками в циліндричній частині сатуратора та патрубками для підводу цукрового розчину і відводу обробленого з нижньої частини сатуратора через гідрозатвор, патрубками підводу сатураційного газу в конічну частину сатуратора і його відводу зверху. Додатково пристрій оснащений струминними апаратами в надсоковому просторі сатуратора.

UA 133260 U

## Додаток Ж

### Список наукових праць за темою дисертаційної роботи Слюсенка Андрія Михайловича

№ п/п	Назва	Вихідні дані	Обсяг (стор.)	Співавтори
<b>Статті у фахових виданнях України</b>				
1	Вплив фізичних властивостей рідин на роботу рідинно-газових ежекторів	Наукові праці НУХТ, 2019, Том 25, № 2, С. 111-120.	10	Пономаренко В., Пушанко М., Єщенко О.
2	Визначення раціональних параметрів струминного апарату з нестационарним струменем рідини	Харчова промисловість, 2019, № 25, С. 100-108.	9	Пономаренко В., Хитрий Я., Лементар С.
3	Дослідження впливу конструктивних елементів приймальної камери на експлуатаційні характеристики рідинно-газового ежектора	Наукові праці НУХТ, 2020, Том 26, № 6, С. 124-132.	9	Пономаренко В., Лементар С., Пушанко М.
4	Дослідження процесу розпилення рідини за допомогою CFD-технологій	Наукові праці НУХТ, 2022, Том 28, № 2, С. 90-107.	18	Пономаренко В., Блаженко С., Хитрий Я.
<b>Статті у закордонних виданнях</b>				
1	Liquid jet gas ejectors: designs of motive nozzles, performance efficiency	Proceedings of university of Ruse, 2019, vol. 58, book 10.1, P. 91-95.	5	Ponomarenko V., Dimitrov T., Liulka D., Forostiuk I.
2	Water-air ejector with conical-cylindrical mixing chamber	Acta Polytechnica, 2021, vol. 61, № 6. P. 768-776. (індексується в Scopus та Web of Science)	9	Ponomarenko V., Forostiuk I.
<b>Тези в збірниках матеріалів конференції</b>				
1	Liquid jet gas ejectors: designs of motive nozzles, performance efficiency	58th Annual Science Conference of Ruse University «New industries, digital economy, society - projections of the future II», Razgrad, 2 November 2019, P. 407.	1	Ponomarenko V., Dimitrov T., Lulka D.

2	Ежекційні апарати в харчовій промисловості	84 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 23-24 квітня 2018, Ч. 2, С. 80.	1	Литвин Є., Губаненко Ю., Перекрест Н.
3	Гідравлічний стенд для дослідження ежектора з диспергованим струменем рідини	84 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 23-24 квітня 2018, Ч. 2, С. 81.	1	Литвин Є., Губаненко Ю., Перекрест Н.
4	Газорідинні струминні апарати в тепло-масообмінних процесах	84 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 23-24 квітня 2018, Ч. 2, С. 105.	1	Пономаренко В.
5	Робота рідинно-газового ежектора на технологічних рідинах харчових виробництв	VIII Міжнародна науково-практична конференція вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки у вирішенні актуальних проблем виробництва та переробки сировини, стандартизації і безпеки продовольства», Київ, 17-18 квітня 2019, С. 279-280.	2	Уперяченко С., Пономаренко В., Василів В.
6	Струминні апарати з компактим та диспергованим струменем рідини в харчових технологіях	85 Ювілейна Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 11-12 квітня 2019, Ч. 2, С. 85.	1	Пономаренко В., Перекрест Н.
7	Advantages of operation of liquid-gas ejector with non-stationary liquid jet	85 Ювілейна Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 11-12 квітня 2019, Ч. 3, С. 552.	1	Пономаренко В., Окопна Я.
8	Дослідження роботи водо-повітряного ежектора з конічно-циліндричною камерою змішування	Priority directions of science development. Abstracts of the 5th International scientific and practical conference, Львів, 2-3 березня 2020, С. 232-235.	4	Пономаренко В.

9	Математичний опис процесу рідинно-газової ежекції згідно теорії приєднаної маси	86 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 2-3 квітня 2020, Ч. 2, С. 86.	1	Товстолужський Д., Пономаренко В.
10	Струминний апарат з комбінованою камерою змішування	86 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 2-3 квітня 2020, Ч. 2, С. 87.	1	Товстолужський Д., Пономаренко В.
11	Експериментальне дослідження роботи ежектора з кінчною приймальною камерою	Priority directions of science and technology development. Abstracts of the 3rd International scientific and practical conference, Київ, 22-24 листопада 2020, С. 392-396.	5	Рибак В., Товстолужський Д., Пономаренко В.
12	Чисельне моделювання роботи форсунки з нахиленими підвідними каналами	87 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 15-16 квітня 2021, Ч. 2, С. 62.	1	Пономаренко В.
13	Вплив положення камери змішування на експлуатаційні характеристики ежекторів	87 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 15-16 квітня 2021, Ч. 2, С. 64.	1	Рибак В., Пономаренко В.
14	Сульфітатор соку з вертикальною камерою змішування	87 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 15-16 квітня 2021, Ч. 2, С. 65.	1	Рибак В., Пономаренко В.
15	Чисельне моделювання роботи відцентрово-струминної форсунки з центральним вкладишем	87 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 15-16 квітня 2021, Ч. 2, С. 66.	1	Товстолужський Д., Пономаренко В.
16	Чисельне моделювання роботи струминної форсунки	87 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, 15-16 квітня 2021, Ч. 2, С. 67.	1	Товстолужський Д., Пономаренко В.

17	Струминний апарат з кавітаційним ефектом	X Міжнародна науково-технічна конференція «Наукові проблеми харчових технологій та промислової біотехнології в контексті Євроінтеграції», Київ, 9-10 листопада 2021, С. 39-41.	3	Пономаренко В., Люлька Д.
18	Вплив конструктивного виконання підводу пасивного середовища в інноваційному ежекторі з комбінованою змішувальною камерою на коефіцієнт ежекції	88 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, квітень-травень 2022, Ч. 2, С. 56.	1	Година В., Пономаренко В.
19	Комп'ютерне моделювання руху потоків у рідинно-газовому струминному апараті	88 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, квітень-травень 2022, Ч. 2, С. 57.	1	Пономаренко В., Люлька Д.
20	CFD-моделювання факела розпилення рідини відцентрово-струминними форсунками. Частина 1	88 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, квітень-травень 2022, Ч. 2, С. 58.	1	Година В., Пономаренко В.
21	CFD-моделювання факела розпилення рідини відцентрово-струминними форсунками. Частина 2	88 Міжнародна наукова конференція молодих вчених, аспірантів і студентів «Наукові здобутки молоді – вирішенню проблем харчування людства у XXI столітті», Київ, квітень-травень 2022, Ч. 2, С. 59.	1	Пономаренко В.
<b>Патенти</b>				
1	Двосекційний сатуратор для цукрової промисловості	Патент України на корисну модель UA 133260 U, 25.03.2019, Бюл. 6.	3	Пономаренко В. Хвиль Ю.
2	Рідинно-газовий ежектор	Патент України на корисну модель UA 136465 U, 27.08.2019, Бюл.№ 16.	3	Пономаренко В.
3	Імпульсний ежектор	Патент України на корисну модель UA 143080 U, 10.07.2020, Бюл.№ 13.	3	Пономаренко В.
4	Рідинно-газовий ежектор	Патент України на винахід UA 122296 C2, 12.10.2020, Бюл.№ 19.	3	Пономаренко В.