

**НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
«ЛЬВІВСЬКА ПОЛІТЕХНІКА»  
МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ**

Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису

**ДАНИЛЮК ОЛЕГ МИХАЙЛОВИЧ**

УДК 66.061.1

**ДИСЕРТАЦІЯ**

**Масообмін у процесах розчинення у шарі дисперсного матеріалу**

05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології  
161 – Хімічні технології та інженерія

Подається на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук

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

 О.М. Данилюк

Науковий керівник:  
**Атаманюк Володимир Михайлович**  
доктор технічних наук, професор

Ідентичність всіх екземплярів дисертації засвідчую  
Учений секретар  
спеціалізованої вченої ради, д.т.н. проф.





Гумницький Я.М.

Львів – 2019

## АНОТАЦІЯ

Данилюк О.М. “Масообмін у процесах розчинення у шарі дисперсного матеріалу”. – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за спеціальністю 05.17.08 – “Процеси та обладнання хімічної технології”. – Національний університет “Львівська політехніка” МОН України, Львів, 2019.

Розчинення твердих полідисперсних матеріалів є складним технологічним, тепло- і масообмінним процесом. Це пов’язано, в першу чергу, із енергоємністю та складністю процесу міжфазної дифузійної взаємодії речовин у системі рідина – тверда фаза. Його ефективність значною мірою впливає на собівартість готової продукції. Разом з тим, процеси розчинення твердого тіла, що протікають у дифузійній області, визначаються в основному законами молекулярної та конвективної дифузії. Кожна взаємодія під час розчинення супроводжується певним тепловим ефектом, яким не завжди можна знехтувати, оскільки такий масообмін нерозривно пов’язаний із теплообміном. Апарати для розчинення є громіздкими, а сам процес вимагає, окрім енергетичних, значних капітальних затрат. На початкових стадіях розчинення відбувається за нестационарних умов. Тому, на сучасному етапі розвитку багатьох галузей промисловості в Україні існує потреба інтенсифікації процесів розчинення, створенні, розробленні високоефективних та екологічно безпечних технологій і обладнання для його здійснення. Вибір способу, оптимального режиму і конструкції апаратів розчинників пов’язані із особливостями технологічних процесів і властивостями розчинюваних матеріалів, і повинні забезпечувати зберігання їх якісних показників за мінімальних витрат енергетичних ресурсів.

Одним із перспективних методів інтенсифікації розчинення твердої полідисперсної фази є проведення процесу в умовах барботування системи стиснутим повітрям. Інтенсифікація процесу відбувається завдяки інтенсивному переміщенню бульбашок по об’єму апарату, їх розтріскуванню

та постійному омиванні твердих частинок рідиною. Розчинник із низькою концентрацією компоненту безперервно підводиться до поверхні твердої частинки та створює високий градієнт концентрацій на поверхні. Завдяки високому градієнту концентрації утворюються нестационарні умови інтенсивного масообміну, за яких коефіцієнти масопередачі досягають високих значень.

Крім того, використання стисненого повітря для перемішування розчину дозволяє виключити недоліки, пов'язані із застосуванням механічних перемішувачів. Барботування системи також дає змогу підтримувати стабільну температуру розчину, оскільки тепло, що виділяється в системі під час розчинення, виводиться з бульбашками за межі зони розчинення.

На основі критичного аналізу джерел літератури щодо основних методів розчинення твердих дисперсних матеріалів, встановлено, що розчинення під час барботування розчину стиснутим повітрям є недостатньо дослідженим. В роботі обґрунтовано, що наявних теоретичних та експериментальних досліджень гідродинаміки, зовнішнього та внутрішнього масообміну є недостатньо для широкого використання у промисловості цього методу для розчинення бензойної кислоти та апаратів для його здійснення, зокрема для розчинення твердих полідисперсних матеріалів під час пневматичного перемішування. Наведено теоретичні та експериментальні дослідження гідродинаміки, кінетики та тепломасообмінних процесів для використання науково обґрунтованих параметрів проведення процесу розчинення з використанням енергії стиснутого повітря. На основі аналізу джерел літератури сформуовано мету і завдання досліджень.

В роботі наведено основні фізичні характеристики полідисперсної суміші бензойної кислоти та неорганічних солей, опис експериментальної лабораторної установки для дослідження гідродинаміки та тепломасообмінних процесів під час розчинення вказаних дисперсних

матеріалів, методики визначення основних фізико-механічних характеристик досліджуваних матеріалів, такі як пористість, питома поверхня, насипна густина, фракційний склад, усереднений діаметр полідисперсної суміші. Проведено також оцінку похибок вимірювання.

Представлено результати експериментальних досліджень руху бульбашки стисненого повітря у водному розчині, в апараті для розчинення під час пневматичного перемішування. Визначено відривні розміри бульбашок за умов квазістатичного витікання повітря з отворів барботеру та розраховано їхні швидкості спливання у розчині. Визначено розподіл енергії в апараті для розчинення під час пневматичного перемішування розчину в межах квазістатичного режиму руху і знайдено оптимальну і економічно доцільну витрату стисненого повітря для здійснення процесу. Також, на основі узагальнення результатів досліджень підтверджено незалежність коефіцієнта масовіддачі від діаметра частинок під час розчинення у газорідному потоці розчинника.

Виконано теоретичний розрахунок розчинення полідисперсної фази на основі кінетичних закономірностей процесу, показано задовільне співпадіння теоретичних результатів з експериментальними даними. Встановлено, що додавання хімічно інертних перемішувачих додатків позитивно впливає на кінетику процесу розчинення полідисперсної суміші, знижуючи його тривалість і, відповідно, енергозатрати, за рахунок часткового запобігання винесенню твердої фази у шар піни. Також визначено гранично допустиму економічно обґрунтовану витрату, за якої зберігається інтенсивний масообмін твердої фази з рідкою.

На основі експериментальних досліджень та обчислених даних встановлено значення коефіцієнта масовіддачі під час розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти за різних витрат повітря і узагальнено залежність коефіцієнта масовіддачі від концентрації розчину з достатньою для практичних розрахунків точністю. Отримано розрахункову

залежність для визначення критерію Шервуда, що дає змогу визначати коефіцієнти масовіддачі залежно від гідродинамічного режиму, за якого здійснюється процес. Порівняння розрахованих значень коефіцієнтів масовіддачі з експериментально визначеними показало їх задовільне співпадіння для застосування отриманих розрахункових залежностей на практиці.

Визначено коефіцієнт молекулярної дифузії під час розчинення за умов пневматичного перемішування розчину.

**Ключові слова:** полідисперсна суміш, бензойна кислота, пневматичне перемішування, барботер, газорідинний потік, коефіцієнт молекулярної дифузії, коефіцієнт масовіддачі.

#### **Список публікацій здобувача:**

– Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М. Розчинення полідисперсної твердої фази у газорідинному потоці // Вісн. Нац. ун-ту "Львів. політехніка". – 2016. – № 841. – С. 271–273.

– Данилюк О. М., Атаманюк В. М., Гумницький Я. М., Бачик М. Д. Дослідження закономірностей процесу періодичного розчинення полідисперсних частинок бензойної кислоти під час пневматичного перемішування // Інтегровані технології та енергозбереження, В.4. – 2017. – с. 36-40.

– Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М., Гумницький Я. М. Періодичне розчинення калій хлориду за зміни параметрів системи // Вісник Національного університету "Львівська політехніка". Серія: Хімія, технологія речовин та їх застосування. – Львів : Видавництво Львівської політехніки, 2017. – № 868. – С. 100–105.

– Гумницький Я. М., Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М. Тепломасообмін під час взаємодії твердого тіла з рідким реагентом // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – 2017. – Т. 81(1). – С. 50–54.

– Данилюк О. М., Атаманюк В. М., Гумницький Я. М. Моделювання руху бульбашок стисненого повітря у апараті з пневматичним перемішуванням // Одеська національна академія харчових технологій. Моделювання комбінованих процесів переносу. Оптимізація обладнання і систем. Наукові праці, Т.82 (1). – 2018. – с.61–65.

– Danyliuk O.M., Atamaniuk V. M., Hnativ Z. Ya. The influence of mixing solid particles on the kinetic of benzoic acid dissociation during the pneumatic mixing of solution // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету України Серія: Технологія та устаткування. – Львів : 2018. – Т. 28 (7) – С. 92–96.

– Данилюк О. М., Атаманюк В. М., Гнатів З. Я., Гумницький Я. М., Дослідження масообміну під час пневматичного розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету України Серія: Технологія та устаткування. – Львів : 2018. – Т. 28 (8) – С. 101–106.

**Матеріали дисертації** доповідались та обговорювалися на: 6-th international youth science forum “litteris et artibus” 2016 Lviv, Ukraine; International Scientific Conference «Chemical Technology and Engineering», Ukraine, Lviv, 2017; Семінар “Сталий розвиток – погляд у майбутнє”, Львів, 2017; 7-th international youth science forum “litteris et artibus” 2017, Lviv; Шоста міжнародна науково-практична конференція «Комп'ютерне моделювання в хімії та технологіях і системах сталого розвитку – КМХТ-2018», Київ, 2018; V Міжнародний конгрес «Сталий розвиток: захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування» (м. Львів, 2018).

#### ANNOTATION

O.M. Danyliuk “Mass exchange in processes of dissolution in disperse material layer”. – Qualification scientific work (manuscript).

Dissertation for obtaining of scientific degree of Candidate of Technical Sciences (Ph.D.) on specialty 05.17.08 – “Processes and equipment for chemical industries” (16 – Chemical and biological engineering) – Lviv Polytechnic National University, Ministry of Education and Sciences of Ukraine, Lviv, 2018.

The dissolution of solid polydisperse materials is technologically complicated heat and mass exchange process. In major cases, it is related to the high energy consumption and complicated process of interphase diffusion interaction of substances in the liquid – solid phase system. Its efficiency highly influences the cost of products. From the other side, the solid body dissolution processes, which occur in the diffusion area, can be determined by laws of molecular and convective diffusion. Each interaction during dissolution is accompanied by the proper heat effect, which can't be neglected, as such mass exchange continuously connected with heat and mass exchange. Dissolution apparatuses have big sizes, and the process require big capital expenses additionally to energy. In the initial stages dissolution occurs in non-stationary conditions. Thus, on the modern stage of development of many industrial branches of Ukraine there exists the necessity of dissolution processes intensification, creation and development of highly effective and ecologically safe technologies and equipment for their realization. The selection of method, optimal mode, and dissolution apparatus construction refers to specificities of technological processes and properties of dissolution materials, and should ensure the conservation of their qualitative features and minimal energy consumption.

Among the perspective methods of intensification of solid polydisperse phase dissolution is process fulfilment in conditions of bubbling of system by compressed air. Process intensification occurs due to intensive mixing of bubbles in the apparatus volume, their cracking and continuous washing of solid particles by liquid. The solvent with low concentration of component is constantly supplied into the surface of the diffusion area with the high solid phase concentration, with the formation of high concentration gradient. Thus, there creates non-stationary

conditions of intensive mass exchange, which characterizes by high values of mass transfer coefficients.

Additionally, the application of compressed air for solution mixing allow excluding of shortcomings, which refers to application of mechanical mixing devices. System bubbling allow also maintaining of stable temperature of solution, as heat, which emits from the system, transfers out of the dissolution zone.

Based on the critical analysis of literature sources on the main methods of solid disperse materials dissolution, it was determined that dissolution during bubbling of solution by compressed air is insufficiently investigated. In the research it was proved that the present theoretical and experimental investigations of hydrodynamics, external and internal mass exchange is insufficient for wide industrial application of such method of benzoic acid dissolution and apparatus for such processes, namely for dissolution of solid polydisperse materials during pneumatic mixing. In the research there are presented theoretical and experimental investigations of hydrodynamics, kinetics, and heat and mass exchange processes for using of scientifically proved parameters of dissolution processes fulfilment with using of compressed air energy. Based on the analysis of literature sources there were formed goal and tasks of the investigation.

In the current research there presented characteristics of polydisperse mixture of benzoic acid, description of experimental laboratory stand for investigation of hydrodynamics, heat and mass transfer processes during dissolution of disperse materials, methods of determination of main physical and mechanical properties of investigated materials, namely porosity, specific surface, bulk density, fractional content, averaged diameter of polydisperse mixture. Additionally, there was performed measuring error estimate.

The results of experimental investigations of compressed air bubble motion in water solution inside the apparatus of for dissolution during pneumatic mixing were represented. There was determined the separation sizes of bubbles in conditions of quasi-static air flow from the bubbler and calculated their motion



velocity during upward movement in solution. There was determined the energy distribution in apparatus for dissolution during pneumatic mixing of solution in the range of quasi-static mode of motion, and determined optimal and economically feasible compressed air consumption for process execution. In addition, considering the research results generalization it was proved the independency of coefficient of mass deduction from diameter of particles during the dissolution in the gas-liquid flow of solvent.

The theoretical calculation of dissolution of polydisperse phase based on the kinetic process regularities, and show satisfactory coincidence of theoretical results and experimental data was performed. It was determined, that adding of chemically inertial mixing additives positively influences on the polydisperse mixture dissolution process kinetics, reducing its duration and, correspondingly, energy consumption, by means of the partial avoiding of solid phase displacement into foam layer. Also, it was determined the maximum permissible economically feasible consumption, by which preserves intensive mass exchange between solid and liquid phase.

Based on the experimental investigations and calculated data it was determined the value of mass deduction coefficient during dissolution of polydisperse mixture of benzoic acid on various compressed air consumption, and generalized the dependency of mass deduction coefficient from the solution concentration with sufficient for practical calculations precision. There was received the calculated dependency for Sherwood criteria determination, which allow determination of coefficients of mass deduction depending on the hydrodynamic mode, during which the process is fulfilled. The comparison of calculated values of mass deduction coefficients with experimentally determined values reveal their satisfactory coincidence for application of practically received calculated dependencies.

There was determined coefficient of molecular diffusion during dissolution in conditions of pneumatic solution mixing.

**Key words:** polydisperse mixture, benzoic acid, pneumatic mixing, bubbler, gas-liquid flow, molecular diffusion coefficient, mass transfer coefficient.

***Publication list:***

– Atamaniuk V.M., Symak D.M., Danyliuk O. M. Dissolution of a polydisperse solid phase in a gas-liquid flow // Vysn. National University Lviv Polytechnic University. – 2016. – No. 841. – P. 271-273.

– Danyliuk O. M., Atamaniuk V. M., Gumnitsky Ya. M., Bachik M. D. Investigation of regularities of the process of periodic dissolution of polydispersed benzoic acid particles during pneumatic mixing // Integrated technologies and energy saving, B.4. – 2017. – P. 36-40

– Atamaniuk V.M., Symak D. M., Danyliuk O. M., Gumnitsky Ya. M. Periodic dissolution of potassium chloride for changes in the parameters of the system // Bulletin of the National University "Lviv Polytechnic". Series: Chemistry, technology of substances and their application. – Lviv: Lviv Polytechnic Publishing House, 2017. – No. 868. – P. 100-105.

– Gumnitsky Ya. M., Atamaniuk V. M., Symak D. M., Danyliuk O. M. Heat-mass exchange during the interaction of a solid with a liquid reagent // Scientific papers of the Odessa National Academy of Food Technologies. – 2017. – Vol. 81 (1). – P. 50–54.

– Danyliuk O. M., Atamaniuk V. M., Gumnitsky Ya. M. Modeling of movement of compressed air bubbles in a pneumatic mixing machine // Odessa National Academy of Food Technologies. Simulation of combined transfer processes. Optimization of equipment and systems. Scientific works, T.82 (1). – 2018. – P. 61–65.

– Danyliuk O.M., Atamaniuk V.M., Hnativ Z. Ya. The influence of mixing solid particles on the kinetic of benzoic acid dissociation during the pneumatic mixing of solution // Scientific Bulletin of the National Forestry University of

Ukraine Series: Technology and Equipment. – Lviv: 2018. – Vol. 28 (7). – P. 92-96.

– Danyliuk O. M., Atamaniuk V. M., Gnativ Z. Ya., Humnitsky Ya. M., Investigation of mass transfer during pneumatic dissolution of polydispersed mixture of benzoic acid // Scientific Bulletin of the National Forestry University of Ukraine Series: Technology and Equipment. – Lviv: 2018. – Vol. 28 (8) – P. 101–106.

*The materials of the dissertation were presented and discussed at:* 6th international youth science forum "litteris et artibus" 2016 Lviv, Ukraine; International Scientific Conference "Chemical Technology and Engineering", Ukraine, Lviv, 2017; Seminar "Sustainable Development - A Look into the Future", Lviv, 2017; 7th International Youth Science Forum "litteris et artibus" 2017, Lviv; Sixth International Scientific and Practical Conference "Computer Simulation in Chemistry and Technologies and Systems of Sustainable Development - KMHT-2018", Kyiv, 2018; V International Congress "Sustainable development: environmental protection. Energy saving. Balanced Nature Management "(Lviv, 2018).

## ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ	15	
ВСТУП	17	
РОЗДІЛ 1	ОГЛЯД ДЖЕРЕЛ ЛІТЕРАТУРИ	23
	1.1. Методи розчинення твердих частинок	23
	1.2. Аналіз гідродинаміки псевдозрідженого шару полідисперсного матеріалу	28
	1.3. Аналіз кінетики процесів розчинення	30
	1.4. Апаратурне оформлення установок для розчинення твердих полідисперсних матеріалів	33
	1.5. Моделювання апаратів під час пневматичного перемішування в CFD (Computational Fluid Dynamics)	42
	1.6. Висновки до першого розділу	43
РОЗДІЛ 2	ОБ’ЄКТИ ДОСЛІДЖЕННЯ, ЇХ ОСНОВНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ТА МЕТОДИКИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ	45
	2.1. Характеристика об’єктів дослідження	45
	2.2. Принципові схеми експериментальних установок	48
	2.3. Методики експериментальних досліджень	53
	2.4. Оцінка похибок вимірювання	60
	2.5. Висновки до другого розділу	62
РОЗДІЛ 3	МАСООБМІН У СИСТЕМІ ТВЕРДЕ ТІЛО – РІДИНА, ЩО ПЕРЕМІШУЄТЬСЯ ГАЗОМ	63

	3.1. Моделювання руху бульбашок стисненого повітря під час пневматичного перемішування розчину	63
	3.2. Чисельне моделювання процесу пневматичного перемішування розчину	69
	3.3. Розчинення ансамблю частинок у рідині, що перемішується газом	72
	3.4. Висновки до третього розділу	77
РОЗДІЛ 4	РОЗЧИНЕННЯ ТВЕРДОЇ ФАЗИ В ІЗОТЕРМІЧНИХ УМОВАХ ТА ЗА ЗМІННОЇ ТЕМПЕРАТУРИ	78
	4.1. Кінетика розчинення	78
	4.1.1.Кінетика періодичного розчинення бензойної кислоти до концентрації насичення	78
	4.1.2.Вплив твердих хімічно інертних перемішувачів на кінетику розчинення бензойної кислоти	82
	4.1.3.Кінетика періодичного розчинення калій хлориду	88
	4.2. Тепломасообмін під час взаємодії твердого тіла з рідким реагентом	94
	4.3. Масообмін процесу розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти під час пневматичного перемішування	101
	4.4. Висновки до четвертого розділу	113
РОЗДІЛ 5	ТЕХНОЛОГІЧНІ АСПЕКТИ РОЗЧИНЕННЯ У СИСТЕМІ ТВЕРДЕ ТІЛО – РІДИНА	114

5.1. Технологічна схема процесу розчинення під час пневматичного перемішування	114
5.2. Методика розрахунку енергетичних затрат у реакторі з пневматичним перемішуванням розчину	119
5.3. Висновки до п'ятого розділу	123
ОСНОВНІ ВИСНОВКИ ТА РЕЗУЛЬТАТИ РОБОТИ	124
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	126
ДОДАТКИ	143

### Перелік умовних позначень

$A, m$  – невідомі коефіцієнти, які визначали на основі експериментальних даних для знаходження числа Шервуда;

$C_i - C_{i-1}$  – зміна концентрації бензойної кислоти у розчині за певний проміжок часу,  $кг/м^3$ ;

$\bar{C}_i$  – середня концентрація солі у відібраній пробі,  $кг/м^3$ ;

$C_s$  – концентрація насичення,  $кг/м^3$ ;

$C_6H_5COOH$  – бензойна кислота;

$d$  – діаметр частинки,  $м$ ;

$D^t$  – коефіцієнт молекулярної дифузії,  $м^2/с$ ;

$d_{ci}$  – середній діаметр частинок впродовж дослідів за даної витрати стиснутого повітря,  $м$ ;

$\bar{d}_{qj}$  – усереднений початковий діаметр  $j$ -тої фракції,  $м$ ;

$F$  – поверхня частинок,  $м^2$ ;

$i = 1..m$ ,  $m$  – кількість точок експерименту;

$j$  – кількість фракцій полідисперсної суміші бензойної кислоти;

$KCl$  – калію хлорид;

$K_2SO_4$  – сульфат калію;

$L$  – лінійний розмір (діаметр) апарату,  $м$ ;

$M$  – біжуче значення маси,  $кг$ ;

$M_0$  – початкова маса твердої фази,  $кг$ ;

$m_j$  – маса наважки бензойної кислоти  $j$ -тої фракції,  $кг$ ;

$M_0, M$  – початкова та поточна маси твердої фази у будь-який заданий момент часу,  $кг$ ;

$t$  – температура,  $^{\circ}C$ ;

$V$  – об'єм,  $м^3$ ;

$V_c$  – об'ємна витрата,  $м^3/с$ ;

$\omega_0$  – фіктивна швидкість газу з отвору барботера,  $м/с$ ;

$\beta$  – коефіцієнт масовіддачі під час розчинення,  $m/s$ ;

$\tau$  – час,  $s$ ;

$\Delta$  – зміна діаметра твердої частинки,  $m$ ;

$\rho$  – густина бензойної кислоти,  $kg/m^3$ ;

$\mu$  – коефіцієнт динамічної в'язкості розчину, за температури експерименту,  $Pa \cdot s$ ;

$\nu$  – кінематична в'язкість розчину,  $m^2/s$ ;

$\delta$  – похибка між розрахунковими та експериментальними значеннями чисел Шервуда, %.



## ВСТУП

**Актуальність роботи.** Розчинення є процесом переходу твердої фази у розчин і може супроводжуватися повним зникненням твердої фази. Розчинення твердих дисперсних матеріалів – це складний масообмінний процес, який широко застосовується у технологічних процесах хімічної, харчової, фармацевтичної та інших галузях промисловості як основний етап технологічних процесів або їх заключна стадія. Зокрема, розчинення поширене у галургії під час перероблення руди з метою отримання цільових компонентів. Розчинником може бути вода або водні розчини кислот, лугів та солей. Це енергоємний та складний, в технологічному плані, процес міжфазної дифузійної взаємодії речовин в системі тверда фаза – рідина, від ефективності та інтенсивності якого, в значній мірі залежить собівартість готової продукції. Обладнання для розчинення є, в основному, великогабаритними, а процес вимагає як енергетичних, так і значних капітальних затрат. Початкові стадії розчинення відбуваються в умовах нестационарності.

В сучасних умовах розвитку промисловості України існує потреба інтенсифікації процесів розчинення, створенні та розробці високоефективних та екологічно безпечних технологій і обладнання для виробництва. Вибір оптимального режиму розчинення, способу і конструкції апаратів пов'язані із особливостями технологічних процесів, а також властивостями розчинюваних матеріалів.

Перспективним методом інтенсифікації розчинення твердої полідисперсної фази є проведення процесу в умовах перемішування системи стиснутим повітрям. Інтенсифікація відбувається завдяки прискореному переміщенню бульбашок по об'ємі апарату, їх руйнації та постійному омиванні твердих частинок рідиною. Розчинник з низькою концентрацією компоненту неперервно підводиться до поверхні дифузійної області з високою концентрацією на поверхні твердої фази. Завдяки цьому створюється високий

градієнт концентрацій і утворюються нестационарні умови інтенсивного масообміну, за яких коефіцієнти масопередачі досягають високих значень.

Використовуючи стиснене повітря для перемішування розчину можна усунути недоліки, пов'язані із застосуванням механічних мішалок. Барботування системи дає змогу забезпечити стабільну в часі температуру розчину, оскільки тепло, що виділяється в системі, виводиться з бульбашками за межі зони розчинення.

Тому, теоретичне і експериментальне дослідження процесів розчинення твердих полідисперсних матеріалів, їх характеристик, практичного застосування отриманих результатів та особливостей роботи обладнання, яке реалізує ці процеси, є актуальним завданням, що вирішує науково-прикладну задачу.

#### **Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами.**

Тема дисертації відповідає науковому напрямку кафедри хімічної інженерії згідно з пріоритетними напрямами розвитку науки і техніки в Україні на період до 2020 р. (Закон України “Про пріоритетні напрями розвитку науки і техніки”, ст. 3, п.3), а саме “Масообмін у системах з твердим тілом”. Дисертаційна робота виконана в межах науково-дослідної роботи кафедри хімічної інженерії згідно зі зареєстрованою тематикою: “Гідродинаміка і тепломасообмін в системі тверде тіло – газ, тверде тіло – рідина” (номер державної реєстрації 0117U004122).

**Мета і завдання досліджень.** Метою роботи є дослідження кінетики розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти та неорганічних солей у воді під час пневматичного перемішування.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити такі завдання:

- розробити експериментальну установку та методики експериментальних досліджень розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти та неорганічних солей у водному розчині під час їх пневматичного перемішування;

- дослідити гідродинаміку руху бульбашок стисненого повітря крізь шар рідини;
- встановити вплив дисипації енергії стисненого повітря на інтенсивність розчинення твердих полідисперсних частинок до досягнення концентрації насичення;
- дослідити кінетику розчинення полідисперсної твердої фази у газорідинному потоці;
- розробити методи боротьби з піноутворенням;
- дослідити тепломасообмін під час взаємодії твердого тіла з рідким реагентом;
- встановити залежність коефіцієнта масовіддачі від концентрації розчину, витрат газової фази, дисипації енергії стиснутого повітря з врахуванням зміни сумарної поверхні всіх фракцій твердої полідисперсної суміші під час розчинення;
- розробити принципову технологічну схему установки і методіку розрахунку процесу розчинення твердих полідисперсних матеріалів у водному розчині під час пневматичного перемішування.

*Об'єкт дослідження* – розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти та неорганічних солей у водному розчині під час пневматичного перемішування середовища.

*Предмет дослідження* – вплив параметрів пневматичного перемішування на інтенсивність розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти та неорганічних солей у водному розчині, встановлення кінетичних закономірностей розчинення; чисельне моделювання розчинення.

*Методи дослідження.* У роботі використовували методи фізичного й математичного моделювання процесу розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти та неорганічних солей у водному розчині під час пневматичного перемішування. Для дослідження гранулометричного складу полідисперсної суміші використовували ситовий аналіз, будови і форми

частинок – мікроскопічний метод. Для дослідження зміни концентрації розчину цільового компонента використовували спектрофотометр Specord m40. Чисельне моделювання процесу розчинення виконували за допомогою комп'ютерних прикладних програм SolidWorks та Ansys Fluent. Експериментальні дані опрацьовували за допомогою прикладних програм (Excel, MathCAD, Grapher). Креслення технологічних схем та апаратів виконували за допомогою програми AutoCAD.

### **Наукова новизна одержаних результатів**

В роботі експериментально і теоретично досліджено кінетику розчинення полідисперсних сумішей бензойної кислоти та неорганічних солей у водному розчині під час його барботування і встановлено такі результати:

- експериментально досліджено процес розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти, калію хлориду та калію сульфату під час пневматичного перемішування розчину, що дає змогу прогнозувати кінетику її розчинення;
- експериментально визначено інтенсивність розчинення окремих фракцій твердих частинок залежно від їх розміру, що дає змогу прогнозувати час повного розчинення дрібних фракцій;
- експериментально визначено коефіцієнт масовіддачі під час пневматичного барботування розчину залежно від концентрації розчину та дисипації енергії;
- запропоновано розрахункову залежність у безрозмірних комплексах, яка дає змогу теоретично визначати коефіцієнт масовіддачі, залежно від необхідної концентрації розчину та інтенсивності його барботування;
- набуло подальшого розвитку дослідження дифузійно-контрольованих процесів розчинення з високим тепловим ефектом та створення математичної моделі процесу.

**Практичне значення одержаних результатів.** Практична цінність роботи полягає в розвитку теоретичних уявлень щодо розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти, калію хлориду, калію сульфату шляхом барботування розчину. Представлення результатів експериментальних досліджень у вигляді безрозмірних комплексів дає змогу використовувати їх на практиці для визначення основних технологічних параметрів процесу для забезпечення необхідної ефективності і продуктивності, визначати енергетичні затрати на процес розчинення. Розроблена методика і практичні рекомендації щодо розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти в апараті з пневматичним перемішуванням розчину дає змогу прогнозувати економічну доцільність створюваного нового обладнання для її розчинення.

Основні результати дисертаційної роботи передано на ПАТ “Галичфарм”, Підприємство “Аргентум” ГО “НДО” та впроваджено у навчальний процес кафедри хімічної інженерії під час викладання курсу “Процеси та апарати хімічних виробництв”, а також під час виконання курсових проектів і магістерських дипломних робіт.

**Особистий внесок здобувача** полягає в проведенні огляду джерел інформації щодо теоретичних засад і практичних методів розчинення солей, розроблені експериментальної установки та методики експериментальних досліджень, проведені експериментальних досліджень, фізичному та математичному моделюванні кінетики розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти у воді, підготовці результатів експериментальних і теоретичних досліджень до публікації в фахових виданнях. Внесок дисертанта в опублікованих роботах є основним. Формулювання мети і завдання дисертаційної роботи, аналіз та узагальнення результатів теоретичних та експериментальних досліджень виконано разом із науковим керівником.

**Апробація результатів дисертації.** Матеріали дисертації доповідались, обговорювались та одержали позитивні відгуки на: 6-th International youth science forum “litteris et artibus” 2016 Lviv, Ukraine; International Scientific Conference «Chemical Technology and Engineering», Ukraine, Lviv, 2017; Семінар “Сталий розвиток – погляд у майбутнє”, Львів, 2017; 7-th international youth science forum “litteris et artibus” 2017, Lviv; Шоста міжнародна науково-практична конференція «Комп'ютерне моделювання в хімії та технологіях і системах сталого розвитку – КМХТ-2018», Київ, 2018; V Міжнародний конгрес «Сталий розвиток: захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування» (м. Львів, 2018).

**Публікація результатів досліджень.** Основні положення та результати роботи відображені у 13 наукових працях: 7 публікацій у фахових виданнях України, зокрема 2 статті у виданнях, які входять до науково метричної бази даних Index Copernicus, Google Scholarships і Crossref, а також 6 тез доповідей на міжнародних та Всеукраїнських наукових конференціях.

**Структура та обсяг роботи.** Дисертаційна робота складається зі вступу, 5 розділів, висновків, списку використаної літератури та додатків. Матеріали дисертаційної роботи викладено на 161 сторінок машинописного тексту, ілюстровано 40 рисунками, текст містить 16 таблиць, у бібліографії наведено 170 літературних джерел, наведено 5 додатків на 17 сторінках.

## РОЗДІЛ 1

### ОГЛЯД ДЖЕРЕЛ ЛІТЕРАТУРИ

#### 1.1. Методи розчинення твердих частинок

Розчинення речовин належить до одного із найпоширеніших масообмінних процесів для вилучення цільових компонентів із руди або цінних речовин від інертних домішок, що є початковою стадією гідрометалургійного виробництва; з метою утворення порожнин великого об'єму у соляному шарі, які можуть служити надійними сховищами для рідин та газів та ін. [1–4]. Найбільш широко застосовують розчинення твердих полідисперсних матеріалів у галургії, у всіх галузях харчової, хімічної, фармацевтичної промисловостей. Метою розроблення усіх технологічних процесів є їх інтенсифікація. Тому, однією з основних складових процесу розчинення є перемішування. У рідких середовищах перемішування застосовується для приготування суспензій, емульсій, отримання гомогенних систем (розчинів), а також для інтенсифікації хімічних, теплових і дифузійних процесів. В останньому випадку перемішування здійснюють безпосередньо в призначених для проведення цих процесів апаратах. У багатьох виробництвах швидкість перемішування, як і розчинення, є стадією, яка визначає загальну швидкість процесу.

Розчинення твердих речовин у промисловості реалізується різними методами: розчинення в апараті з механічним чи пневматичним перемішуванням, гідравлічне (інерційне) перемішування у потоці, циркуляційне перемішування, перемішування із псевдозрідженим шаром зернистого матеріалу, у шнекових розчинниках та апаратах з рухомим та нерухомим шаром твердої фази [5, 6].

Метод розчинення в апараті зі стаціонарним шаром називається розчиненням у стаціонарному шарі, крізь який фільтрується рідка фаза. Розчинення твердих речовин методом фільтрування крізь шар дисперсного матеріалу реалізується у природному середовищі під час атмосферних опадів у вигляді дощу і танення снігового покриву. Вода з розчиненими у ній солями збирається у підземних сховищах [7]. Дослідженню розчинення у стаціонарному шарі приділяється чимало уваги різними науковцями. У роботі [8] проаналізовано процес розчинення твердої фази у стаціонарному шарі матеріалу на початкових стадіях, які характеризуються нестаціонарністю. У цій роботі визначено коефіцієнт масовіддачі та порівняно його з теоретично розрахованим значенням. Розчинення твердих речовин у стаціонарному шарі супроводжується нестаціонарними процесами, які можливо встановити на основі кінетичних залежностей та рівнянь матеріального балансу. В роботі наведено методику розрахунку зміни розмірів частинок, внаслідок розчинення залежно від висоти шару. Аналіз розчинення у шарі зернистого матеріалу, як стаціонарний процес, коли тверда фаза подається на розчинення та, переміщуючись по довжині апарату, зменшується у розмірах до повного розчинення, аналітично розглянуто у [9]. Авторами робіт [10, 11] розглянуто складний нестаціонарний процес розчинення, що супроводжується одночасною кристалізацією, тобто процесом, оберненим до розчинення. Автори досліджують кінетику росту мікрокристалів, за якого важко визначити кінетичні параметри масоперенесення іонів з розчину до поверхні частинки і їх вбудовування у кристалічну решітку зародків, які до теперішнього часу в існуючих теоріях визначаються експериментальним шляхом або на основі емпіричних даних. Наведені дослідження авторів вказують на труднощі уявлення кінетичних параметрів процесу, які не дають змоги встановити залежність швидкості росту мікрокристалів і розчинення від гідродинамічних режимів в апараті. Це також обмежує розвиток методів розрахунку обладнання і технологічних режимів процесу.



Дослідження нестационарності процесу розчинення твердих матеріалів, яка завжди існує на початковій стадії розчинення, не достатньо вивчене. Результати дослідження масообмінних процесів із стаціонарним шаром зернистого матеріалу, таких як адсорбція, екстрагування з твердої фази, фільтраційне сушіння наведені у [12, 13]. Результати експериментальних і теоретичних досліджень розчинення твердого матеріалу у стаціонарному шарі наведено в роботах [14, 15]. Отже, процеси розчинення твердих дисперсних матеріалів у стаціонарному шарі, порівняно з іншими методами, мають обмежене застосування у промисловості.

Механічне перемішування у більшості галузей промисловості набуло найширшого використання завдяки своїй відносній простоті, а також різноманітності типорозмірів і конструкцій мішалок. Мішалка найчастіше є комбінацією лопатей, насаджених на вал, що обертається. Механічне перемішування є універсальним засобом для гомогенізації малов'язких і в'язких середовищ. Наприклад, для збагачення корисних копалин у процесі флотації використовують контактний чан, призначений для перемішування пульпи з флотаційними реагентами протягом необхідного часу і створення умов для їхнього закріплення на мінеральних частинках, а робочим органом є лопатева мішалка [16–18]. Поряд із лопатевими, використовують пропелерні, гвинтові, рамні перемішувачі пристрої. Як стверджують автори [19], ефективність використання механічних перемішувачів є вищою, ніж під час розчинення у стаціонарному шарі матеріалу. Однак, як свідчить аналіз джерел літератури, вони мають ряд недоліків, пов'язаних із великими затратами енергії, складним обслуговуванням внутрішньої конструкції апарату.

Зазвичай, дослідження процесів розчинення передбачає аналіз розчинності, тобто кінетики процесу, дослідження методів інтенсифікації, а також боротьби з піноутворенням. Авторами [20] на основі залежності константи швидкості, для початкових ділянок руйнування піни від

концентрацій піногасників, проведено оцінку ефективності та вибір піногасників, з врахуванням можливості утворення емульсій у системі водних мастильно-охолоджуючих технологічних рідин для обробки металів. У роботі [21] досліджено основні етапи та методи руйнування піни. Окрім того, досліджено механізм генерування піни і вказується, що модуль пружності бульбашок відповідає за подальшу довговічність вже сформованої піни.

Барботування стисненим повітрям використовується у процесах флотації [22]. Зі збільшенням барботування швидкість флотації зростає. Інтенсивність пневматичного перемішування вибирають такою, щоб перешкоджати випаданню твердих частинок з меншою питомою вагою. Перемішування також має забезпечувати рівномірний розподіл частинок та повітряних бульбашках в усьому об'ємі нижньої зони апарату. Цим вимогам відповідають флотаційні машини пневмомеханічного типу. Наявність бульбашок в рідких середовищах змінює їх властивості, що визначає динаміку газорідних (двофазних) середовищ.

Схожим методом є барботування водяної пари крізь розчин. За цих умов утворюються бульбашки парової фази, які після конденсації пари розтріскуються. У цьому випадку інтенсифікація відбувається внаслідок нагрівання розчину парою, інтенсивному перемішуванню і кавітації під час схлопування парової бульбашки [23, 24].

До переваг використання пневматичного перемішування належить рівномірний та інтенсивний масообмін між твердою фазою та рідиною. У апаратах з пневматичним перемішуванням спрощена внутрішня конструкція, у них відсутні перемішуючі пристрої, які додатково можуть забруднювати цільовий продукт розчинення домішками корозії металу. Отже, процеси піноутворення мають місце у багатьох технологічних процесах, а складність їх дослідження і відсутність достеменних відомостей про ці процеси привертає увагу багатьох дослідників.

Широке використання псевдозрідженого шару в багатьох галузях промисловості обумовлено рядом його переваг, до числа яких відносять інтенсивне перемішування твердих частинок і зріджуючого агенту, розвинену поверхню контакту фаз, простоту конструктивного оформлення [25].

Авторами робіт [26 – 28] проведено дослідження руху бульбашок повітря в пульсуючій рідині для встановлення механізму коливальної флотації. Встановлено залежність абсолютних і відносних швидкостей коливань бульбашок від параметрів пульсації рідини. Використання пульсуючого потоку рідини крізь шар дисперсних частинок дає змогу інтенсифікувати процес розчинення та забезпечити збільшення коефіцієнта масовіддачі. За малих швидкостей фільтрування крізь шар, використання механічних коливань є достатньо ефективним. Разом з тим, що використання пульсуючого потоку рідини призводить до збільшення коефіцієнта масовіддачі, можливість застосування такого методу не достатньо вивчена дослідниками.

Вплив ультразвукових коливань на масообмін в системі тверде тіло–рідина наведено у [29, 30]. Зокрема досліджено тепловий вплив внаслідок поглинання ультразвукової енергії; прискорення процесів дифузії; збільшення швидкості обтікання твердої частинки.

Під час поширення звукової хвилі в середовищі періодично чергуються процеси стиснення та розрідження рідини. Амплітуда стиснення рівна амплітуді розрідження, а їх чергування відповідає частоті коливань звукової хвилі. Під час розчинення грубодисперсних матеріалів це явище може змінювати механізм дифузійного переносу, збільшивши загальну швидкість розчинення за рахунок інтенсифікації потоків у порах чи капілярах.

Гідродинамічні умови, за яких відбувається процес, створюють великий вплив на інтенсивність розчинення. Інтенсифікація гідродинамічних параметрів процесу сприяє збільшенню коефіцієнтів масовіддачі. Однак, збільшення цих параметрів вище граничних значень, призводить до побічних

ефектів, як от піноутворення, яке недостатньо вивчене дослідниками і боротьба з яким вимагає додаткових затрат на технологічний процес.

## **1.2. Аналіз гідродинаміки псевдозрідженого шару полідисперсного матеріалу**

Псевдозрідження є одним із найбільш прогресивних методів здійснення технологічних процесів із дисперсною фазою, таких як розчинення, сушіння, гранулювання матеріалів тощо. Цей метод використовується у хімічній, нафтопереробній, металургійній, будівельній, харчовій та інших галузях промисловості. Широке використання псевдозрідженого шару у багатьох галузях промисловості обумовлено рядом його переваг, до яких відносять інтенсивне перемішування твердих частинок зі зріджуючим агентом, розвинена поверхня контакту фаз [32].

У статті [33] автори визначали залежність параметрів покриття під час капсулювання дисперсних матеріалів від гідродинамічних та теплових умов проведення процесу. Отримані результати експериментальних досліджень були використані для розрахунку коефіцієнтів тепло- та масообміну в апараті з псевдозрідженим шаром. В роботі наведено технологічну схему установки для дослідження тепломасообміну в киплячому шарі, яка обладнана приладами для контролю параметрів процесу та дає змогу в широких межах варіювати величинами, які мають визначальний вплив.

Поряд із тим, що використання псевдозрідженого шару під час розчинення твердих частинок широко поширене, існують певні обмеження, пов'язані із лімітованістю швидкостей подачі розчинника.

У роботі [34] авторами визначено коефіцієнт тепловіддачі від псевдозріджуючого агенту до дисперсного матеріалу. У статті [35] розглянуто математичний опис процесів у полідисперсних багатофазних системах. Запропоновано математичну модель, яка описує рух частинок різного розміру в полідисперсному псевдозрідженому шарі. Модель випробувана на

комп'ютерній техніці та підтверджена експериментально. В роботі [36] розглянута проблема сегрегації бінарних сумішей. Запропоновано нову модель для опису процесу псевдозрідження з інертними частинками. Базується ця модель на концепції балансування частинки в бінарному шарі за мінімального псевдозрідження. Однак, точність математичної моделі, як вказують автори потребує вдосконалення.

Авторами статті [37] розглянуто моделі псевдозрідження полідисперсних суспензій. На основі фізичної суті процесу було запропоновану систему рівнянь для математичного моделювання киплячого шару полідисперсної суспензії. В роботі наведено рівняння, графіки та діаграми за результатами досліджень. Недоліком запропонованої моделі є те, що вона не враховує різну швидкість руху частинок.

Під час дослідження тепло-масообміну в апараті із псевдозрідженим шаром важливою складовою є дослідження гідродинаміки потоку бінарної суміші шляхом розробки відповідної математичної моделі. Аналіз джерел літератури дає змогу зробити висновок, що найбільш науково-обґрунтований підхід до опису гідродинаміки псевдозрідженого бінарного шару представлено в [38].

Псевдозрідження в шарі з інертними частинками є низькозатратним процесом і тому знайшов своє використання в багатьох галузях промисловості під час проведення технологічних процесів. Сучасні пакети прикладних комп'ютерних програм дають змогу подолати проблеми, пов'язані зі складністю опису процесів, які відбуваються в апараті і дають змогу досягнути необхідну точність. Робота [39] присвячена розробці програмного забезпечення для обчислення гідродинамічних умов та кінетичних характеристик процесу грануляції у вихрових пристроях. В основу програмного забезпечення Vortex Granulator© у вихровому потоці покладено оригінальну математичну модель для обчислення швидкості потоку газу та грануляції процесів класифікації та сепарації гранул у вихровому грануляторі,

кінетику нагрівання гранул та видалення вологи з гранул. Показано теоретичну модель, структуру програмного забезпечення та алгоритм їх роботи.

Наведений аналіз літературних джерел щодо дослідження гідродинаміки полідисперсного матеріалу у двофазних потоках дає змогу стверджувати про неможливість використання цих результатів для випадку розчинення полідисперсних матеріалів під час пневматичного перемішування, коли розміри твердих частинок зменшуються в часі. Тому експериментальні і теоретичні дослідження процесів розчинення з метою їх інтенсифікації, зменшення енергетичних затрат, пошук нових методів розчинення є актуальною задачею.

### **1.3. Аналіз кінетики процесів розчинення**

Окрім гідродинаміки процесу, важливою характеристикою розчинення є її кінетика. Сумарна швидкість процесу розчинення визначається інтенсивністю кінетичної та дифузійної стадій. Кінетика є одним із найважливіших аспектів розчинення. Вона встановлює закономірності перебігу процесу у часі, визначає швидкість процесу. Нею також визначається продуктивність апаратів-розчинників [40, 41]. Формування адекватних кінетичних моделей зазвичай базується на попередніх експериментальних дослідженнях. У цьому відношенні значний інтерес представляє дослідження, проведене в області гетерогенної криогенної кристалізації розчинів [42].

Важливим є дослідження впливу концентрації на швидкість, з якою тверда речовина розчиняється у розчиннику. Дослідниками роботи [43] зроблено висновок, що швидкість, з якою тверда речовина розчиняється у розчині, пропорційна різниці між концентрацією цього розчину та концентрацією насиченого розчину. У роботах [44, 45] наведені результати дослідження кінетики розчинення залізної руди в різних реагентах, зокрема, в  $\text{HCl}$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , щавлевій кислоті та ін.

Для видобутку ніобію та танталу з руд розроблено різні хімічні методи, які включають редукцію, хлорування, лужне злиття та розчинення у кислоті [46]. У роботі [47] представлено результати дослідження кінетики розчинення нігерійської танталітової руди в азотній кислоті, а також наведено результати кількісного вилуговування мінералу. Досліджено вплив концентрації кислоти, часу розчинення, температури, розмірів частинок і інтенсивності перемішування на процес розчинення. Результати показують, що швидкість реакції зростає зі зростанням концентрації іона водню  $[H^+]$ , температурою реакції, швидкістю перемішування. Встановлено, що кінетика розчинення нігерійської танталітової руди є дифузійно контрольованим процесом. Авторами роботи [48] досліджено процес розчинення твердих частинок кулястої форми в умовах вакуумування системи, показано інтенсифікацію масообміну під час кипіння розчину; вплив вакуумування на кінетику процесу; визначено коефіцієнти масовіддачі, а результати досліджень узагальнені критеріальною залежністю.

Дослідження розчинення в умовах кипіння під вакуумом показують можливість значної інтенсифікації процесу завдяки зростанню коефіцієнтів масовіддачі [49–53], яке пов'язане з інтенсивним перемішуванням в апараті, а також з процесами утворення, росту і відриву бульбашок парової фази з поверхні твердої частинки. Концентрація цільового компонента на поверхні частинки з часом зростає до концентрації насичення, а біля самої поверхні формується дифузійний пограничний шар. Під час відриву бульбашки товщина шару буде мінімальною, а коефіцієнт масовіддачі прямуватиме до безмежності.

У роботі [54] досліджено розчинення латериту в розчинах соляної, азотної та сірчаної кислот. Встановлено, що швидкість розчинення латериту зростає з концентрацією кисню, підвищенням температури, інтенсивністю перемішування і зменшенням у розмірів твердих частинок. Встановлено, що розчинення латериту відбувається, в основному, у дифузійній області.

У роботі [55] розглянуто процес фізичного розчинення полідисперсної суміші частинок бензойної кислоти у газорідинному потоці та представлено апарат для здійснення процесу, у якому газ із рідиною подаються у шар матеріалу протитечійно, утворюючи газорідинну суміш. Це забезпечує велику площу контакту фаз і постійний відвід розчиненої речовини від пограничного дифузійного шару. Рідина з газом подається безперервно, омиваючи тверді частинки і виводячись з апарату.

У роботі [56] розглядаються кінетичні закономірності розчинення у розчинах солей та у розплавах. Автори роботи [57] встановили, що механізм процесу складається із дифузійної, перехідної і кінетичної стадій. У роботі визначено кінетичні коефіцієнти процесу. У більшості випадків механізм процесу розчинення належить до дифузійних, для яких є характерним залежність коефіцієнта масовіддачі від інтенсивності перемішування.

Авторами роботи [58] підтверджено незалежність коефіцієнта масовіддачі від діаметра частинок під час розчинення у газорідинному потоці. Виконано теоретичний розрахунок розчинення полідисперсної фази на основі кінетичної моделі процесу. Основна увага під час аналізу процесу розчинення приділяється кінетиці процесу на прикладі розчинення одинарних частинок кулястої форми [59, 60]. Разом із цим, отримані авторами результати стосуються лише досліджуваних матеріалів та досліджуваних розмірів частинок, які вони розчиняли.

#### **1.4. Апаратурне оформлення установок для розчинення твердих полідисперсних матеріалів**

Апарати для розчинення твердих полідисперсних матеріалів вирізняються своїм різноманіттям конструкцій та призначенням і визначаються фізико-хімічними властивостями матеріалу, який розчиняють, його гранулометричним складом, властивостями середовища, яке



перемішується, продуктивністю технологічної лінії, температурними параметрами процесу і тиском, за якого здійснюється цей процес.

Оскільки інтенсифікація процесу розчинення не обходиться без перемішування розчину, то визначальною характеристикою для таких апаратів є спосіб перемішування середовища.

У роботі [61] наведено аналітичний огляд досягнень у галузі розробки промислового обладнання, що використовується для перемішування під час розчинення. Проаналізовано механічні, пневматичні, струменеві, коливальні та магнітні способи перемішування. Розглянуто нетрадиційні змішувачі зі зворотним рухом частин змішувача, а також статичні, ротаційні, роторно-статорні, вихрові та ультразвукові пристрої.

Вимоги сучасних технологій змішування та постійно зростаючої вартості електроенергії часто потребують перегляду класичної схеми пристроїв. Постійно проводяться роботи із впровадженням менш енергоємних змішувачів та використанням змішувальних пристроїв, зміщених відносно осі апарату [62, 63]. На ринку змішувального обладнання розповсюдження набувають змішувальні пристрої з конусоподібними елементами (Visco Jet) та прецесійні змішувачі [64, 65] – один із удосконалених різновидів механічних перемішувачів.

Змішування з використанням обертових мішалок – гідромеханічний процес, в якому гідродинаміка має вирішальне значення для якості кінцевого продукту та продуктивності процесу. Конструкція змішувального пристрою, в першу чергу, мішалки, безпосередньо бере участь у формуванні поля швидкості та характеристик турбулентного та конвективного перенесення, які безпосередньо впливають на ефективність перемішування і розчинення твердих матеріалів. Під час змішування взаємно розчинних рідин ці характеристики повністю визначають час розчинення (гомогенізації).

Окрім конструкції змішувачів, корпус розчинника також має вплив на гідродинамічні характеристики рухомого потоку в апараті. Наявність

перегородок, затискачів труб, котушок, розподільників газу (барботерів) та інших внутрішніх елементів конструкції різного призначення в робочому об'ємі також впливають на структуру потоку та поле швидкостей в апараті, і, відповідно на інтенсивність масоперенесення.

У роботах [66, 67] наведено розчинник з механічним перемішувальним пристроєм, що містить циліндричний корпус з днищем, кришкою і патрубками, вертикальний вал з мішалкою, а також змонтовані на внутрішній поверхні корпусу гальмівні елементи. Така конструкція дає змогу істотно знизити ймовірність утворення застійних зон в апараті, що особливо важливо під час перемішування термомеханочутливих рідин. Лопатева мішалка [68, 69], що містить вертикальний циліндричний корпус з кришкою, ввідним і вивідним патрубками, привід з можливістю передачі обертового руху на центральний вал, на якому закріплені лопатеві робочі органи, використовується в апаратах для розчинення на підприємствах хімічної, металургійної, гірничої, нафтогазової промисловості. Основним недоліком такої мішалки є нерівномірне перемішування суспензії, осідання твердих частинок на стінках і дні. Це обумовлюється неоднорідним полем турбулентного перемішування у робочому об'ємі апарату.

Часто для перемішування субстрату в метантенках біогазових установок застосовуються заглиблені механічні мішалки. Заглиблена мішалка з точки зору технологічності процесу перемішування є специфічним обладнанням, оскільки її розміщення в ємностях сприяє підтримці гідродинамічних потоків різноманітної орієнтації. Її особливістю є здатність здійснювати гідродинамічні потоки рідини різного типу [70, 71].

Разом з тим, що механічні мішалки найчастіше використовуються у процесах розчинення, вони мають ряд недоліків, пов'язаних із недостатньою рівномірністю перемішування, складністю внутрішньої конструкції апаратів та механічним зношенням робочих органів.

Зазвичай, для забезпечення необхідної інтенсивності розчинення твердий дисперсний матеріал додатково подрібнюють. Максимальна поверхня контакту фаз досягається роз'єднанням частинок твердої фази на відстані, що перевищують товщину пограничного дифузійного шару. Для цих цілей в промисловості широкого використання набули роторно-пульсаційні апарати (РПА). В них реалізується принцип багатофакторного впливу на оброблюване середовище. Роторно-пульсаційні апарати використовують в різноманітних технологічних процесах, що потребують інтенсивного і ефективного змішування гомогенних та гетерогенних середовищ з високою в'язкістю. Робочі органи таких апаратів виготовляють переважно у вигляді набору циліндрів, конусів або дисків з прорізами різної форми. Під час обертання одного набору циліндрів відносно іншого набору циліндрів відбувається швидке чергування суміщення та несуміщення прорізів, що приводить до синхронної зміни швидкості руху оброблюваного середовища через прорізи, тобто виникає пульсуючий з великою частотою потік. В щілинах між рухомими і нерухомими робочими органами на оброблюване середовище діє комплекс сил зрізу, тертя, розриву, пульсацій тиску та швидкості, а в окремих випадках – гідравлічних ударів та явищ кавітації, що дає змогу досягти інтенсивної обробки у відносно малому об'ємі. У таких пристроях розчинення інтенсифікується за рахунок збільшення міжфазної поверхні і одночасного підвищення коефіцієнтів масопередачі внаслідок поліпшення відведення речовини від твердої поверхні в розчин [72, 73]. Авторами роботи [74] описано аналіз сучасних існуючих конструкцій роторно-пульсаційних апаратів, надано рекомендації щодо розрахунку основних геометричних розмірів і технологічних параметрів роторних апаратів для проведення масообмінних процесів в двофазних системах. У [75] наведено схему напівпромислової установки для розчинення на основі роторно-пульсаційного апарату, у яких досліджували розчинення бензойної та саліцилової кислот.

Роторно-пульсаційні апарати [76, 77] містять статор у вигляді корпусу з патрубками для входу та виходу компонентів, а також коаксіально встановлені циліндри з прорізами, що закріплені на диску ротора, при цьому робоча пара статор-ротор і корпус утворюють кільцевий простір. До недоліків таких РПА належить зменшення продуктивності під час зменшення тиску оброблюваного середовища на вході до апарату. Крім того, такі апарати дають змогу лише одноразово проводити обробку середовища у робочій парі статор-ротор, що у багатьох випадках є недостатнім для досягнення необхідної глибини здійснюваних в апараті технологічних процесів, а також неможливість багаторазового проходження оброблюваного середовища через робочу пару статор-ротор, оскільки після одноразової обробки середовище виводять з апарату через випускний патрубок.

Апарати для розчинення зі шнековими перемішувачами пристроями, як і роторно-пульсаційні апарати, використовуються для середовищ із високою в'язкістю. Для цього використовують модифіковані гвинтові мішалки, змішувальні пристрої з каркасом та модифікованими спіральними мішалками [78]. Апарати зі шнековими перемішувачами пристроями використовуються під час перероблення руд, вилуговування, у чанах із горизонтальним або вертикальним шнеком (шнек виконує дві функції: перемішує пульпу і транспортує руду до розвантаження), у якому гвинт піднімає пульпу в середній частині, а по периферії спостерігаються низхідні потоки і відбувається активне контактування частинок з розчином. Збагачення сільвінітових руд розчинення також проводять в шнекових розчинниках. Під час обертання шнека руда перемішується і одночасно переміщається до розвантаження. Хвости розвантажуються в приймальній пристрій елеватора, зневоднюються і надходять на фільтрування [79] для відділення корисних компонентів від домішків.

Розчиненню солей у промисловості приділяється чимало уваги. У роботі [80] досліджено роботу апарату для отримання розчинів солей різних

концентрацій і складів, у тому числі для насичення хлоридом натрію конденсатів, що утворюються в апаратах охолодження газів дистиляції содового виробництва. Наведений у роботі [81] пристрій для розчинення містить ємність, всередині якої розташовані труби з отворами. Цей апарат належить до змішувачів загального призначення і може бути застосований для розчинення в'язких і слабо розчинних твердих речовин, зокрема для розчинення високомолекулярних полімерів, а також для приготування висококонцентрованих розчинів електролітів.

У роботі [82] описаний апарат для розчинення твердих частинок у рідині, в якому рідина, що несе тверді частинки, рухається по трубі, що має змінний переріз по всій довжині. Недоліком такого способу розчинення є великі габарити установки, втрата напору у змінних перерізах, а також можлива ерозія стінок труби та забруднення розчину матеріалом з якого виготовлений апарат. Вищенаведені апарати для розчинення є менш універсальні, ніж апарати з мішалками, проте також використовуються у технологічних процесах.

Використання енергії стисненого повітря у промисловості для процесів розчинення мало поширене, порівняно з іншими методами внаслідок відсутності науково обґрунтованих методик розрахунку кінетики розчинення твердих матеріалів. Разом із цим, пневматичне перемішування не вимагає складних пристосувань: за наявності стиснутого повітря достатньо барботера, приєднаного до повітропроводу. Перемішування стиснутим повітрям виникає під час пропускання газової фази крізь рідину [83, 84]. Застосування газової та парової фаз дає змогу покращити масообмін в системі тверда фаза – рідина за рахунок таких ефектів, як турбулізація рідини в апараті завдяки перемішуванню; руйнації пограничного дифузійного шару на поверхні твердої частинки; кавітація, що пов'язана з процесом утворення і схлопування бульбашок у рідині [85–87]. Пневматичне перемішування сприяє створенню інтенсивних турбулентних потоків реагентів в реакторі. Воно зазвичай

застосовується у тих випадках, коли перемішувана пульпа відрізняється великою агресивністю і абразивністю та швидко руйнує механічні мішалки.

Стиснутий газ подається в апарат, наповнений рідиною. Газ розподіляється в об'ємі апарату барботером. Для більш рівномірного розподілу газу за об'ємом апарата отвори барботера розташовують по колу або спіралі. Іноді барботер виконують у вигляді ряду паралельних прямих труб. Газ, що виходить через отвори в трубах, перемішує рідину у вертикальному і горизонтальному напрямках. Як наслідок, можна досягти високих швидкостей обтікання твердих частинок і, відповідно, зростання коефіцієнта масовіддачі [88]. У деяких випадках інтенсивне перемішування в системі має наслідком утворення псевдозрідженого стану, що також сприяє збільшенню поверхні масообміну.

Під час перемішування розчину стиснутим повітрям [89] газова фаза в рідині дробиться на бульбашки, які, піднімаючись, збільшуються в об'ємі, забезпечуючи тим самим ефект перемішування. Робота розширення газу відбувається за рахунок енергії самої рідини, яка при цьому охолоджується [90]. Використання стиснутого повітря забезпечує також сталу температуру розчину. Теплота, яка виділяється під час переходу твердої фази у розчин разом із бульбашками повітря виноситься за межі апарату, що забезпечує стаціонарність процесу [91]. Барботер конструюють у вигляді перфорованої перегородки, що відокремлює повітряну камеру від камери, у якій відбувається розчинення. Одним із шляхів підвищення надійності технічних об'єктів є спрощення їх конструкції, якого можна досягти у випадку, коли безпосередньо носій кінетичної енергії буде наділений функціями виконавчого перемішувального органу [92].

Вихід стиснутого повітря через отвори перфорованої перегородки супроводжується формуванням струменю, який у процесі руху подрібнюється на окремі бульбашки різного об'єму, що піднімаються у висхідному напрямку. Дослідження процесу утворення бульбашок, як початкового, в установці для

розчинення під час пневматичного перемішування дає змогу сформувати достовірну базу для подальшого теоретичного дослідження та моделювання структури і режиму руху, що формується всередині апарату, а також є основою для дослідження динаміки газорідних сумішей.

Апарати із пневматичним перемішуванням характеризуються рядом переваг, порівняно із механічними мішалками. Перемішування стиснутим повітрям також використовується у ферментаторах біогазових установок [93, 94]. У рідинному реакторі [95], який використовується у хімічній, харчовій та біотехнологічній промисловостях, відбувається розчинення під час пневматичного перемішування. Його конструкція дає змогу уникнути необхідності використання електродвигуна для забезпечення руху перемішуючого пристрою та встановлення дискретного барботера, бо пневматичний перемішуючий пристрій приводиться у рух за рахунок подачі стиснутого повітря під тиском і таким чином здійснюється аерація і перемішування середовища. Відомі апарати для пневматичного перемішування рідин газом за допомогою газового сопла під'єданого до трубопроводу високого тиску, яке розташоване поблизу дна посудини з рідиною [96].

До недоліків пневматичного перемішування можна віднести те, що під час барботування можуть захоплюватися з повітрям цінні леткі пари і гази, розчинені в рідині, а присутність повітря в реакційному середовищі сприяє виникненню небажаних побічних процесів, наприклад, окиснення чи рясного піноутворення [97]. Утворення піни супроводжується винесенням твердих частинок матеріалу за межі зони інтенсивного масообміну і, тим самим, збільшенням тривалості процесу розчинення.

Для попередження процесу піноутворення в промисловості використовують, окрім механічних, також і хімічні засоби, зокрема поверхнево активні речовини, які зменшують в'язкість розчину та запобігають утворенню піни. Вирішення проблеми в такий спосіб не зовсім виправдовує

результат, бо такі речовини забруднюють готову продукцію, а також ускладнюють технологічний процес, що негативно впливає на економічні показники процесу в цілому. Тому проблема винесення твердих частинок за межі зони інтенсивного масообміну в промисловості є важливою і вирішується різноманітними засобами, наприклад, використанням ультразвуку, брандспойтів для розбивання піни. Актуальність боротьби із піноутворення підтверджують результати експериментальних та теоретичних досліджень наведених у наукових монографіях [98–100]. У них наведено результати досліджень кінетичних закономірностей руйнування піни за допомогою силіконових олив та піногасників спиртового типу у водних розчинах поліакриламідів та лауретсульфату натрію як аніонної поверхнево-активної речовини. Під час виробництва азотних добрив піноутворення є причиною аварій, а додавання поверхнево-активних речовин (гідрогумата), знижує якість продукції та продуктивність виробництва [101]. У хімічній та харчовій промисловості проблема піноутворення також потребує вирішення. Під час виробництва цукру, внаслідок життєдіяльності мікроорганізмів, які в процесі обміну речовин споживають сахарозу, виділяються гази, які при цьому також сприяють утворенню піни. Технологічні станції цукрового виробництва, на яких спостерігається утворення піни, облаштовують дозувальними пристроями та обладнанням для приготування водних емульсій з додаванням поверхнево-активних речовин [102]. Авторами роботи [103] досліджено залежність піноутворювальної здатності транспортерно-мийної води від концентрації піноутворювачів – сапоніну, пектинових речовин, колоїдно-диспергованих речовин у технологічному процесі виготовлення цукру. У роботі [104] досліджено здатність рослинних масел запобігати стійкості молочної піни. Вивчено вплив рідкого азоту, УВЧ і НВЧ – на стійкість піни та їх вплив на зміну складу молока після електрофізичної обробки. Авторами [105] досліджено руйнування піни за допомогою ультразвукових хвиль різної частоти. У [106] наведені результати досліджень піноутворення в біопроцесах,



механізм формування і руйнування піни, а також способи її контролю. Особлива увага приділяється хімічним методам боротьби з піноутворенням та їх ефективності. Обґрунтовуються критерії вибору піногасників. У [107] розглянуто апарати і методи дослідження умов утворення та руйнування піни. Зокрема, розглядається інтерферометричний метод вимірювання товщини тонких рідких плівок для системного дослідження поведінки бульбашок. У роботі [108] описано використання піноутворювачів та піногасників у процесах добування нафти та газу під час буріння та цементації свердловин. Авторами роботи [109] розглянуто дію піногасників та методи механічного руйнування піни, використання ультразвукових пристроїв, а також розглянуто руйнування піни під дією мікрогравітації. Можливість інтенсифікації піногасіння механічним пристроєм із перфорованими пластинами, які сприяють фракціонуванню піни розглянуто авторами роботи [110, 111]. Тому експериментальні і теоретичні дослідження боротьби з піноутворенням під час пневматичного розчинення твердих матеріалів є актуальною задачею.

### **1.5. Моделювання апаратів під час пневматичного перемішування в CFD (Computational Fluid Dynamics)**

Моделювання процесу перемішування розчинів стиснутим повітрям є складнішим, ніж у випадку механічного перемішування. Для того, щоб описати рух рідини всередині апарату, використовують обчислювальну динаміку рідин – Computational Fluid Dynamics (CFD) [112]. Вона розв’язує транспортні рівняння для кожної із фаз, що беруть участь у процесі розчинення і враховує їх взаємодію у двовимірних чи тривимірних системах. Аналізуючи апарати із пневматичним перемішуванням, всі підходи до

моделювання в CFD ділять на три категорії: пряме чисельне моделювання (DNS), Ейлер-Лагранжевий [113] і Ейлер-Ейлеровий підходи.

Промислове обладнання, у якому однією із фаз є бульбашки повітря, широко моделюються за допомогою Ейлера-Ейлерового (Eulerian-Eulerian) підходу [114], який ми використали під час моделювання процесу розчинення під час пневматичного перемішування. Суть Ейлерового підходу у припущенні, що рідини знаходяться в русі, проте сітка є фіксованою, а його теорія базується на взаємопроникності середовищ. Зазвичай, у трифазній системі, рідину розглядають, як безперервна фаза, а газ і тверді речовини – як дисперсні фази. Рівняння збереження у цій структурі усереднені і передбачають макроскопічну модель поведінки структур потоків.

Обчислювальна динаміка рідини (CFD) досліджується багатьма авторами щодо моделювання гідродинаміки пілотних і промислових апаратів з пневматичним перемішуванням, які можуть працювати в однорідному, гетерогенному чи пульповому режимах. Розуміння закономірностей гідродинамічних характеристик руху бульбашок є важливим завданням, оскільки визначається багатьма змінними параметрами, до яких належать масообмінні процеси, поверхнева швидкість та газовий розподіл в об'ємі апарату. Аналіз дії сил у багатофазних потоках розглянуто авторами [115–117], які в своїх дослідженнях використовували допущення, що врахування сил тяжіння, підйімальної сили і та сили тертя ковзання об стінки апарату є необхідними і обов'язковими для моделювання руху бульбашок. Кожна із моделей, які використовуються для моделювання рухів трифазних систем в апараті, має свої обмеження, які пов'язані з розміром та формою бульбашок, режимами рухів потоків та умовами експлуатації. На даний час не існує універсальної моделі, яка би відповідала всім вимогам. Тому, вибір оптимальної моделі, яка би найповніше описувала рух і взаємодію фаз всередині апарату, буде визначальною у відповідності отриманих результатів до реальних процесів.

## 1.6. Висновки до першого розділу

Аналіз джерел літератури дає змогу зробити висновок, що розчинення твердих полідисперсних матеріалів широко застосовується в хімічній та інших галузях промисловості, є складним технологічним, тепло- і масообмінним процесом. Необхідність зниження енергозатрат на процес розчинення разом зі збереженням чистоти цільового продукту, а також конструктивне спрощення обладнання для його реалізації залишаються питаннями, що потребують вирішення. Разом із цим, наявних результатів теоретичних та експериментальних досліджень є недостатньо для створення нового високоефективного обладнання.

1. Результати узагальнення експериментальних та теоретичних досліджень розчинення твердих дисперсних матеріалів, які наведені в роботах [56 – 60] отримані авторами з певними допущеннями, які безумовно впливають на точність розрахунку ефективності перемішування та їх розчинення, стосуються конкретних апаратів-розчинників є справедливими лише для досліджуваних авторами матеріалів відповідного дисперсного складу, тому їх не можна використати для прогнозування процесу розчинення твердих полідисперсних матеріалів під час пневматичного перемішування розчину.
2. Теоретичних і експериментальних досліджень кінетики пневматичного розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти, сульфату калію і калій хлориду в технічній літературі не виявлено.
3. Аналіз джерел літератури дав змогу визначити основні напрямки досліджень процесу пневматичного розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти, а також сульфату калію і калій хлориду.

## РОЗДІЛ 2

### ОБ'ЄКТИ ДОСЛІДЖЕННЯ, ЇХ ОСНОВНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ТА МЕТОДИКИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

#### 2.1. Характеристика об'єктів дослідження

Об'єктами досліджень обрано бензойну кислоту та неорганічні солі, які широко застосовуються в хімічній, фармацевтичній, харчовій та інших галузях промисловості. Вищевказані тверді полідисперсні матеріали характеризуються дифузійною природою розчинення, тому інтенсивність їх розчинення залежить від гідродинамічних умов і від їх попередньої обробки. Слабка розчинність багатьох органічних сполук у воді, зокрема і бензойної кислоти, є одним із факторів, що вимагає використання високоефективних апаратів-розчинників для забезпечення високої продуктивності та якості готового розчину.

Бензойна кислота ( $C_6H_5COOH$ ) є органічною сполукою, яка малорозчинна у воді, однак, її водні розчини мають широке застосування у різних галузях промисловості. Бензойна кислота – безбарвна кристалічна тверда речовина, яка є найпростішою ароматичною карбоною кислотою. Для бензойної кислоти температурний коефіцієнт розчинності є незначним, що і визначає інтенсивність її розчинення. Разом з тим, вона добре розчинна у спиртах, бензолі та ефірах. Утворюється водорозчинний, приємний на запах білий порошок, який використовується для ароматизаторів та парфумів.

Бензойна кислота належить до твердих тіл з іонною кристалічною решіткою, на руйнування якої під час розчинення потрібно затратити енергію [118]. На рис. 2.1 зображено кристал бензойної кислоти за різної кратності збільшення, який має голкову структуру з гострими краями [119]. Ріст кристалів під час синтезу бензойної кислоти детально описано у роботі [120].

Для підвищення розчинності бензойної кислоти застосовують різні органічні розчинники та воду в надкритичному стані, але їх використання обмежується через високу експлуатаційну вартість, та вплив розчинників на екологію [121].

Отримують бензойну кислоту з бензолу шляхом об'єднання нерозчинної у воді молекули бензолу з групою карбонової кислоти (-COOH). Бензойна кислота також виробляється шляхом часткового окиснення толуолу киснем [122, 123]. Цей процес каталізується кобальтовими або марганцевими нафтенатами. Він використовує дешеві сировинні ресурси з високим рівнем продуктивності та вважається безпечним для екології довкілля. Утворення бензойної кислоти пов'язане із процесом "іонізації". Молекули води можуть приєднуватися до бензойної кислоти шляхом водневого з'єднання. Крім того, молекули води стабілізують утворення іону "бензоату".

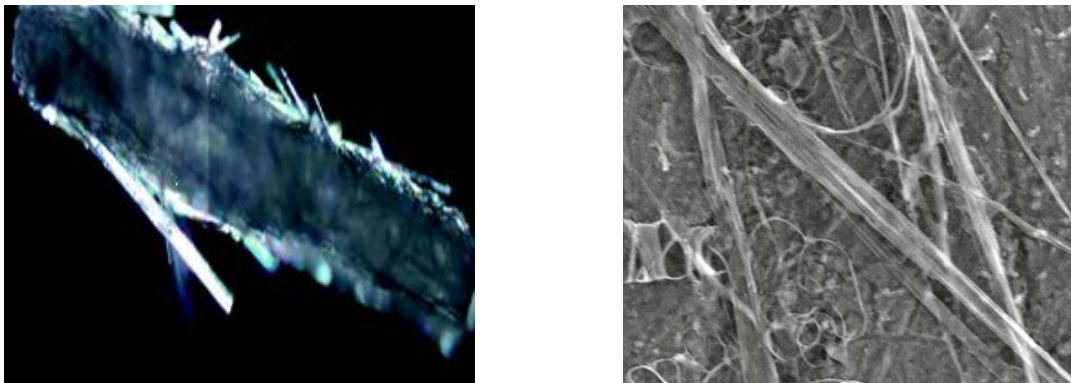


Рис.2.1. Кристалічна структура частинок бензойної кислоти

Бензойна кислота має низьку розчинність за кімнатної температури води, оскільки основна частина її молекул є неполярними.

Основними характеристиками об'єкта дослідження – бензойної кислоти є: густина  $\rho=1270 \text{ кг/м}^3$ , молярна маса  $M=122,12 \text{ г/моль}$ , концентрація насичення  $C_s=2,63 \text{ кг/м}^3$  за температури  $16^\circ\text{C}$ , температура кипіння  $249,2^\circ\text{C}$ .

Вона, в основному використовується, як хімічний проміжний продукт для синтезу інших хімікатів, а також для виробництва натрієвої солі. Солі та естери бензойної кислоти відомі як бензоати.

Бензойна кислота та її похідні широко застосовуються, як важливий компонент смол, пластифікаторів, барвників, фарб та фармацевтичних продуктів [124, 125].

Застосування знаходить як сама бензойна кислота, так і її натрієва сіль (бензоат натрію), яка краще розчиняється у воді. Окрім цього, ефіри бензойної кислоти (від метилового до амілового) мають сильний запах і застосовуються у парфумерній промисловості [126]. Бензойна кислота та її солі широко застосовують і у фармацевтичній промисловості [127].

В хімічній промисловості бензойну кислоту використовують як основний реагент під час виробництва органічних сполук. Зокрема, понад 90 відсотків бензойної кислоти переробляють на фенол і капролактам, який все частіше використовують під час виробництва глікольбензоату. Капролактам також застосовують у якості пластифікатора для клею. Ця органічна сполука також використовується для виготовлення алкідних смол та добавок для бурових розчинів для видобування сирої нафти [128].

Сульфат калію ( $K_2SO_4$ ) – неорганічна сполука, калієва сіль сульфатної кислоти, білий кристалічний порошок з сіруватим відтінком. У роботі [129] автори описують процес та фізико-хімічні особливості утворення і формування кристалів. На рис. 2.2 зображено кристалоподібну структуру порошку калію сульфату.

У вільному стані калію сульфат не зустрічається. В природі зустрічається в родовищах калійних солей, а також у водах солоних озер. Виробництво сульфату калію можливе кількома способами залежно від доступності та вартості обраної сировини. Одним з найпоширеніших методів є добування солі з мінералу лангбейніту  $K_2SO_4 \cdot 2MgSO_4$ . Після подрібнення з мінеральної сировини вимивають водою супутній хлорид натрію, а згодом магнітною сепарацією відокремлюють іншу домішку – магнетит.

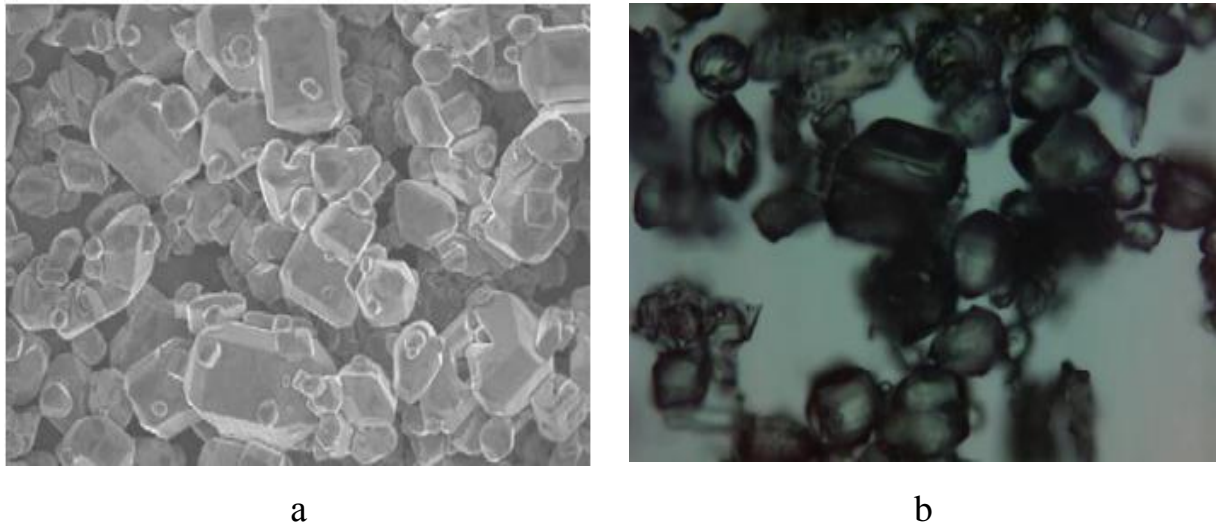


Рис.2.2. Кристали калію сульфату зі збільшенням під:  
а – електронним мікроскопом; б – світловим мікроскопом

Очищену сіль обробляють водним розчином хлориду калію. Після відфільтрування нерозчинних домішок, сульфат калію виокремлюють з розчину кристалізацією завдяки його меншій, ніж у хлориду магнію, розчинності. Аналогічними є методи синтезу шляхом взаємодії хлориду калію з сульфатною кислотою та іншими сульфатами:  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{FeSO}_4$ . Сульфат калію отримують реакцією обміну між гідроксидом калію та сульфатною кислотою (метод Мангейма). За методом Харгрівза  $\text{K}_2\text{SO}_4$  можна синтезувати нагріванням суміші з хлориду калію, діоксиду сірки, повітря і води.

Основними фізико-механічними характеристиками калію сульфату є: густина  $\rho = 2660 \text{ кг/м}^3$ , молярна маса  $M = 174, 27 \text{ г/моль}$ , концентрація насичення  $C_s = 120 \text{ кг/м}^3$  за температури  $25^\circ\text{C}$ .

Калію сульфат широко використовується у виробництві галунів, скла, калійних добрив, до складу яких входять: 50% калію, 18% сірки, 3% магнію і 0,4% кальцію. Для отримання кислого сульфату калію (гідросульфату), що використовується як відбілювач у ювелірній справі. Крім того, його застосовують як компонент флюсу у металургії, сульфуючий агент у виробництві барвників, в аналітичній хімії – для переведення важкорозчинних

сполук у легкорозчинні. В Європейському Союзі калію сульфат допущений як харчовий додаток – регулятор кислотності E 515.

Хлорид калію (KCl) – безбарвні кристали або білий кристалічний порошок з неприємним солоним смаком, без запаху. В природі зустрічається у вигляді мінералу (сильвіт або сильвін, сильвініт, карналіт і каїніт).

Основними фізико-механічними характеристиками хлориду калію є: густина  $\rho = 1984 \text{ кг/м}^3$ , молярна маса  $M = 74,55 \text{ г/моль}$ , концентрація насичення  $C_s = 281 \text{ кг/м}^3$  за температури  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ , питома поверхня –  $0,084 \text{ м}^2/\text{г}$ ; розчинність в етанолі (95%) 1:250, гліцерині 1:14, воді 1:2,8 – за температури  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ , 1:1,8 – за температури  $100 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Хлорид калію не горючий, пожежо- і вибухобезпечний. В лабораторних умовах хлорид калію можна отримати взаємодією гідроксиду калію з соляною кислотою. Хлорид калію отримують також шляхом випаровування соляного розчину.

Він широко застосовується як калійне добриво. Крім того, служить сировиною для одержання гідроксиду калію та інших сполук калію, а також застосовується як добавка до кухонної солі (так звана «сіль з пониженим вмістом натрію»). KCl широко використовують і у фармацевтичній промисловості.

## **2.2. Принципові схеми експериментальних установок**

**Установка для розчинення твердих полідисперсних сумішей під час пневматичного перемішування розчину.** Для здійснення процесу періодичного розчинення твердих полідисперсних сумішей: бензойної кислоти, сульфату калію та хлориду калію розроблено експериментальну установку для реалізації пневматичного перемішування розчину. Експерименти проводили на установці, принципова схема якої представлена на рисунку 2.3.



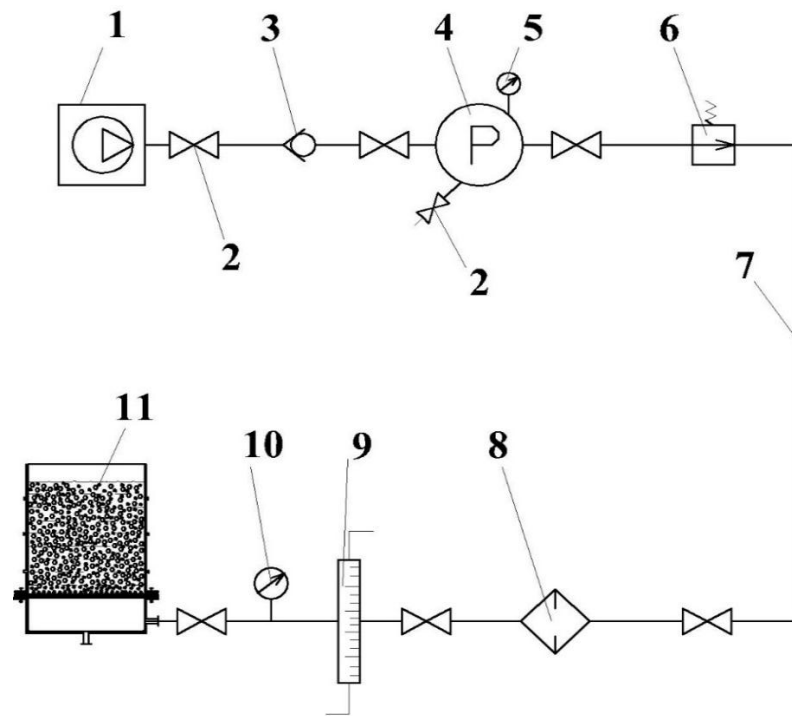


Рис.2.3. Принципова схема експериментальної установки

1 – компресор; 2 – кран; 3– зворотній клапан; 4 – повітряний збірник; 5,10 – манометри; 6 – регулятор тиску; 7 – повітряний трубопровід; 8 – масляний фільтр; 9 – ротаметр; 11 – апарат для розчинення

Для проведення експериментальних досліджень стиснене повітря отримували за допомогою поршневого компресора 1. Стиснене повітря через зворотній клапан 3 потрапляло у повітряний збірник (ресивер) 4. У ресивері осаджувалися крапельки вологи, а температура повітря додатково знижувалася. Збірник обладнаний манометром і краном для зливу конденсату 2. З ресивера, об'ємом  $V=0,5 \text{ м}^3$ , повітря подавали на регулятор 6, яким виставляли необхідне значення тиску. Оскільки цільовий продукт розчинення використовується у таких галузях промисловості, як хімічна, харчова та фармацевтична, то до його чистоти і, відповідно, якості, ставляться високі вимоги. Тому, для забезпечення необхідної якості продукту, після регулятора тиску, з метою запобігання потраплянню масляних та механічних домішок в розчин, повітря подавали через магістральний масляний фільтр 8. Після нього відкаліброваним ротаметром 9 встановлювали необхідну витрату повітря. На

вході стиснутого повітря в апарат 11 встановлений манометр для контролю значення тиску у повітряній камері.

Процес розчинення відбувався в апараті, що зображений на рис. 2.4. Корпус апарату виготовлений із нержавіючої сталі. Він оснащений двома оглядовими вікнами із хімічно стійкого скла, які дають змогу візуально спостерігати за перебігом процесу розчинення. Перфорована перегородка, крізь яку проходить стиснене повітря і яка виконує роль барботера, виготовлена із хімічно- і термостійкої поліацеталі. Для контролю рівномірності розподілу концентрації розчиненого компонента в об'ємі апарату, він по всій висоті обладнаний пристроями для безперервного відбору проб. Рідина в апараті перемішувалась за допомогою стисненого повітря, що барботувалося крізь отвори перегородки.

Періодичне розчинення в апараті із пневматичним перемішуванням (Рис.24) проводили наступним чином. Апарат заповнювали заданим об'ємом дистильованої води. Температура рідини становила  $t=16^{\circ}\text{C}$ . Увімкнувши компресор, виставляли регулятором задане значення тиску. Ротаметром заміряли витрату повітря для перемішування розчину. Засипали попередньо зважену суміш твердої бензойної кислоти і вмикали секундомір. Розчин перемішувався за допомогою бульбашок стисненого повітря, що вводилося у повітряну камеру апарату, а звідти крізь перфоровану перегородку–барботер подавалося у зону розчинення. Розміри та кількість отворів барботера підбирали таким чином, щоб забезпечити умову міцності на згин перфорованої перегородки, а також, щоб унеможливити потрапляння розчину в нижню повітряну камеру ємності. Через рівні інтервали часу із пробовідбірників відбирали на аналіз розчин та визначали вміст бензойної кислоти за допомогою спектрофотометра Specord m40. Дані спектрофотометрії порівнювали із даними титриметричного аналізу та отримавши їх співпадіння в задовільних межах, отримували визначену концентрацію розчинюваного компонента.

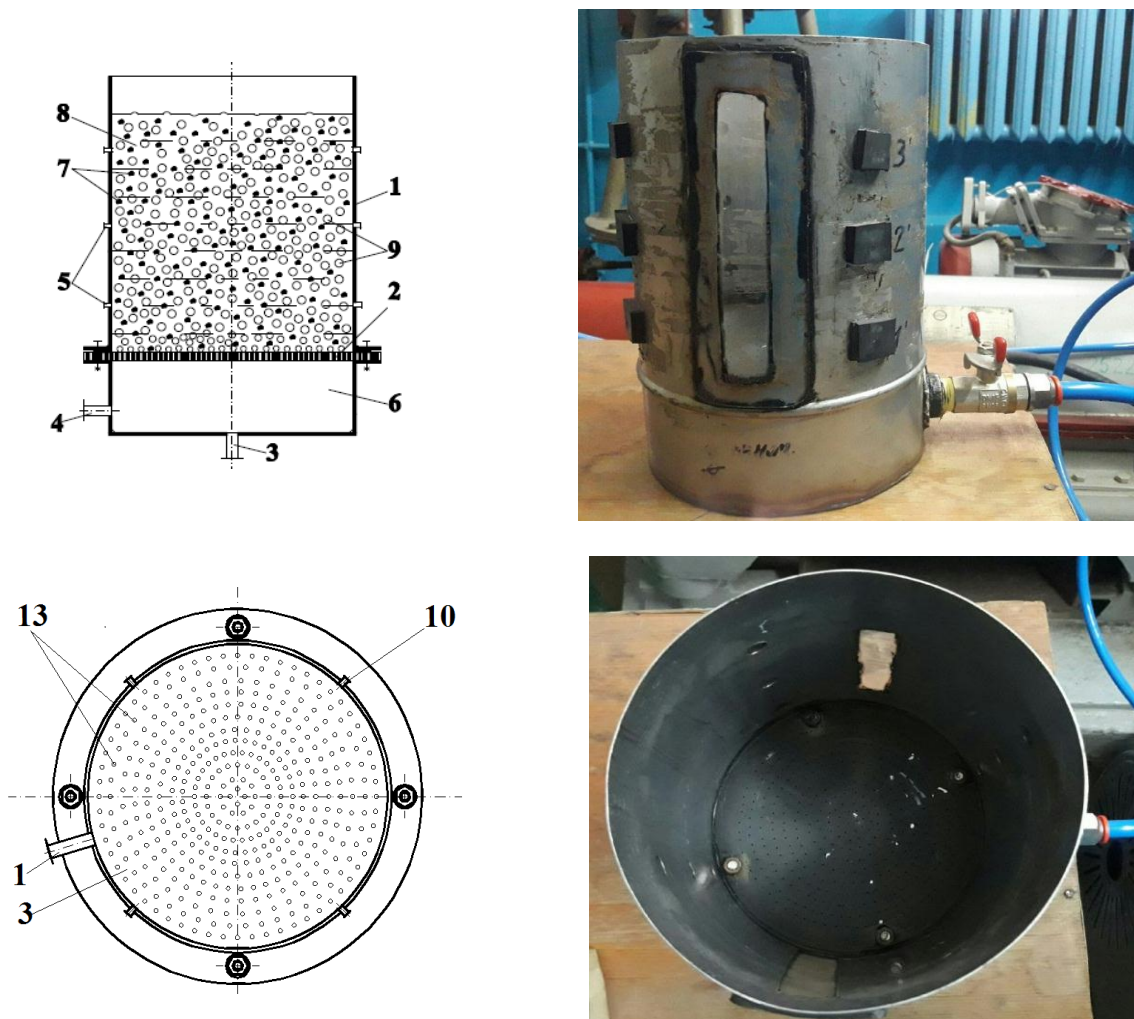


Рис.2.4. Експериментальна ємність для розчинення твердої полідисперсної суміші під час пневматичного перемішування

1 – корпус; 2 – перфорована перегородка; 3– зливний патрубок конденсату; 4 – патрубок входу стисненого повітря; 5– пробовідбірники; 6 – повітряна камера; 7 – тверда фаза; 8 – рідка фаза; 9 –бульбашки повітря

Після завершення дослідів закривали запірно-регулюючу арматуру, стравлювали надлишковий тиск із повітряного збірника та елементів установки, зливали конденсат, перевіряли фільтри на наявність вловлених забруднень та очищали їх.

Вихід стиснутого повітря через отвори перфорованої перегородки супроводжується формуванням струменю, який у процесі руху подрібнюється на окремі бульбашки різного об'єму, що піднімаються у висхідному напрямку [130]. Дослідження процесу утворення бульбашок, як початкового, в установці

для розчинення під час пневматичного перемішування дає змогу сформувати достовірну базу для подальшого теоретичного дослідження та моделювання структури і режиму руху, що формується всередині апарату, а також є основою для дослідження динаміки газорідних сумішей.

**Установка для дослідження розчинення полідисперсної твердої фази у газорідному потоці.** Експериментальне дослідження розчинення полідисперсної твердої фази у газорідному потоці проводили на експериментальній установці, схема якої зображена на рис. 2.5.

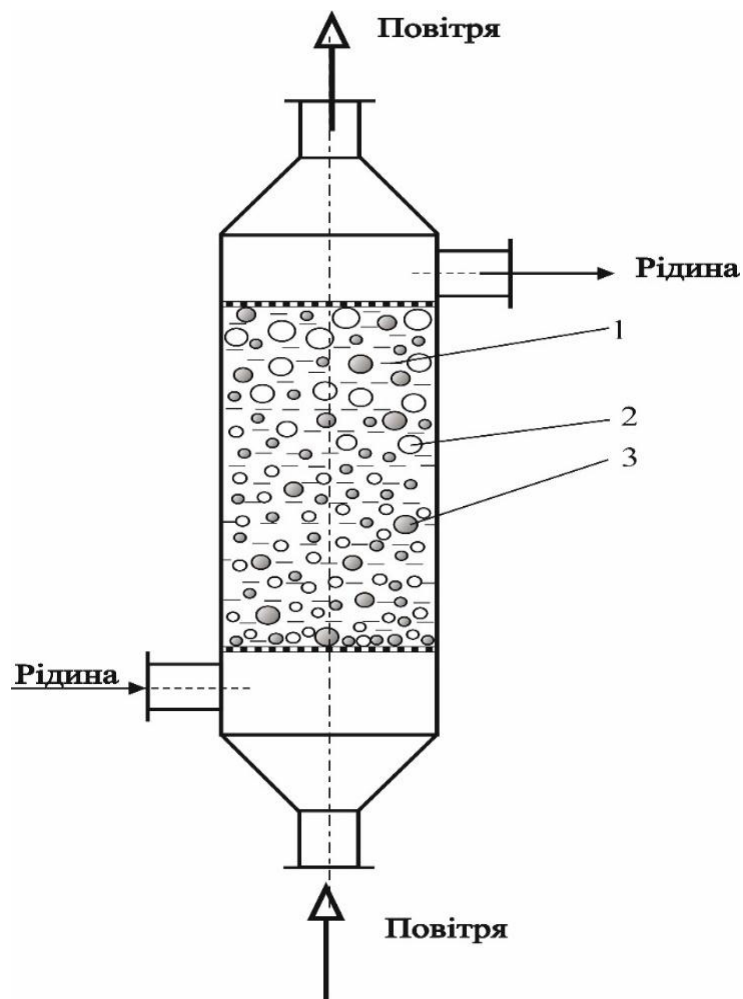


Рис. 2.5. Схема експериментальної установки для дослідження розчинення полідисперсної суміші у газорідному потоці:

1 – рідина (суцільна фаза); 2 – бульбашки повітря; 3 – тверді частинки

Апарат-розчинник представляє собою вертикальну колону, у нижній частині якої була газорозподільна решітка. Рідину і повітря вводили ззовні

перфорованої перегородки і в верх колони піднімалась газорідинна суміш, розділення якої відбувалось у верхній частині колони. В апарат подавали наважку полідисперсної суміші калію сульфату, який знаходився у газорідинному потоці у зваженому стані.

### 2.3. Методики експериментальних досліджень

Для опису процесу розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти необхідно визначити її основні фізико-механічні характеристики (гранулометричний склад, усереднений діаметр частинок та фактор форми). Усереднений розмір частинок визначали послідовно методами ситового (гранулометричного) та мікроскопічного аналізів. На рис. 2.6 зображено фотографію частинок бензойної кислоти найбільшої та найменшої фракцій, які досліджували.

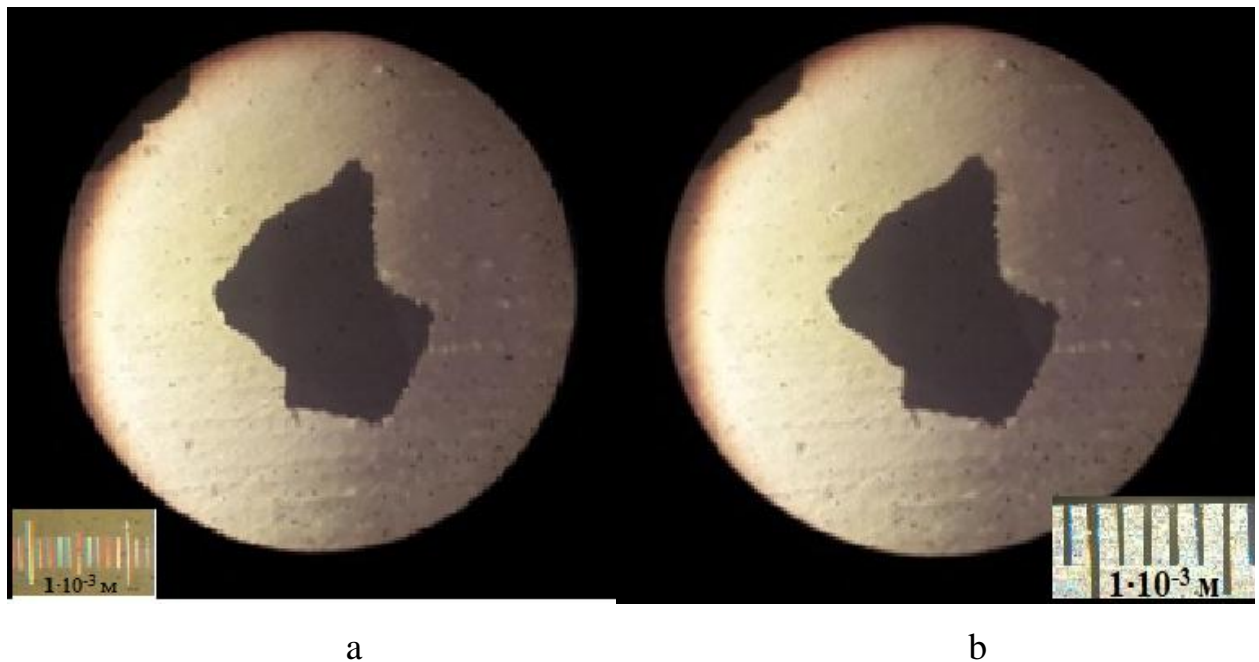


Рис.2.6. Фотографія частинки бензойної кислоти:  
а – фракція (x4)  $>2,5 \cdot 10^{-3}$  м; б – фракція (x7)  $(0,16 \div 1,25) \cdot 10^{-3}$  м

**Визначення гранулометричного складу полідисперсної суміші бензойної кислоти.** Для визначення гранулометричного складу (рис. 2.7) брали 6 кг полідисперсної суміші бензойної кислоти та згідно зі стандартною

методикою ситового аналізу [131] проводили дослідження. Для розсіву матеріалу використовували набір сит з розмірами отворів: 0,16; 0,315; 0,63; 1,25; 2,5; 5 мм. Для розсіву засипали матеріал на верхнє сито і весь комплект сит встановлювали на лабораторний грохот AS 300 та струшували 20 хв. Внаслідок цього, отримали 5 фракцій.



Рис.2.7. Полідисперсна суміш бензойної кислоти

Після просіювання, залишок матеріалу на кожному ситі зважували за допомогою лабораторної ваги AXIS-AD3000, і розраховували відсотковий вміст кожної утвореної фракції у вихідній пробі. Шляхом знаходження середніх значень, встановлювали гранулометричний склад полідисперсної суміші.

Результат ситового аналізу наведено у таблиці 2.1 та на гістограмі (рис.2.8).

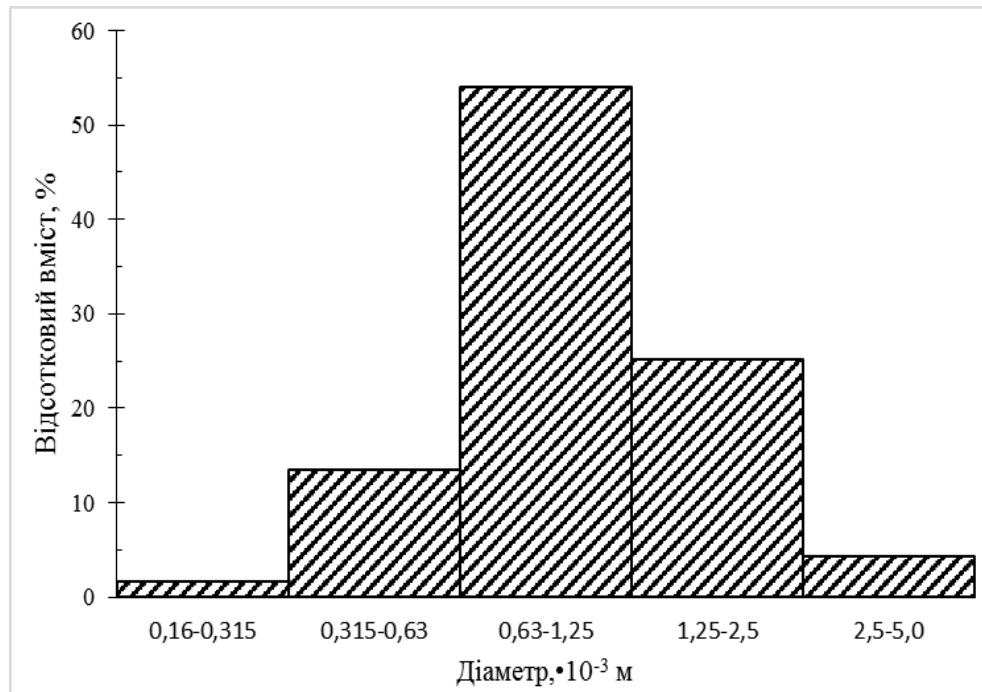


Рис. 2.8. Результати ситового аналізу бензойної кислоти

**Визначення усередненого діаметра полідисперсної суміші бензойної кислоти.** Отримавши методом ситового аналізу п'ять фракцій полідисперсної суміші частинок неправильної форми, знаходили усереднений діаметр частинок. Для цього, із кожної з фракцій відбирали по 60 частинок, які розділили на три проби. Далі, мікроскопічним аналізом, згідно із методиками, наведеними у [132–136], визначали три взаємно перпендикулярні розміри і розраховували усереднений діаметр частинок для кожної проби, згідно із залежністю (2.1). Усереднений діаметр кожної фракції розраховували, як середнє арифметичне із трьох проб, а усереднений діаметр полідисперсної суміші (всіх фракцій) визначали із залежності (2.2). Дані мікроскопічного аналізу подані у таблиці 2.1.

Усереднений  $\bar{d}_{\text{фр}}$  діаметр визначали для кожної із фракцій, а також загальний усереднений  $\bar{d}_{\text{ч}}$  діаметр, для усього дисперсного матеріалу зі залежностей:

$$\bar{d}_{\text{фр}} = \sum_{i=1}^3 \frac{\sqrt[3]{a_i \cdot b_i \cdot h_i}}{N}, \quad (2.1)$$

де:  $a_i, b_i, h_i$  – розміри частинок у трьох взаємно перпендикулярних напрямках, м;

$N$  – кількість частинок у пробі;

Таблиця 2.1

**Результати мікроскопічного аналізу частинок бензойної кислоти**

Розмір фракції, $d \cdot 10^3$ м	$d_{\text{фр}} \cdot 10^3$ м	$a \cdot 10^3$	$b \cdot 10^3$	$h \cdot 10^3$	Відсотковий вміст, $x_i$ , %	Усереднений діаметр, $\bar{d}_q \cdot 10^3$ м
	м					
0,16÷0,315	0,176	0,29	0,21	0,09	1,67	0,776
0,315÷0,63	0,338	0,64	0,49	0,13	13,45	
0,63÷1,25	0,666	1,24	1,01	0,24	53,94	
1,25÷2,5	1,116	2,39	2,03	0,29	25,22	
2,5÷5	1,753	4,46	3,83	0,32	4,35	

$$\bar{d}_q = \sum_{i=1}^m \frac{d_i \cdot x_i}{x_i}, \quad (2.2)$$

де:  $x_i$  – відсотковий вміст кожної фракції, %;  $d_i \cdot 10^3$  – усереднений діаметр кожної із фракцій, м;  $m$  – кількість фракцій.

**Визначення насипної густини полідисперсної суміші бензойної кислоти.** Насипну густину  $\rho_{\text{нас}}$  дисперсного матеріалу визначали за стандартною методикою, наведеною у ДСТУ ISO 567-2002. Суху наважку полідисперсної суміші бензойної кислоти засипали по центру у торований циліндр за допомогою лійки до утворення конуса над верхніми краями ємності. Зайвий матеріал зрізали лінійкою. Співвідношення між діаметром  $D$



ємності та усередненим розміром частинок  $\bar{d}_q$  становило  $\frac{D}{\bar{d}_q} > 20$ . Зважування проводили на лабораторній вазі AXIS-AD3000, із точністю вимірів до  $1 \cdot 10^{-5}$  кг. Експеримент проводили 6 разів. Враховуючи полідисперсність та нерівномірний розподіл «дрібних» та «великих» частинок у пробі, найбільше ( $G_i = 21,23 \cdot 10^{-3}$  кг) і найменше ( $G_i = 19,68 \cdot 10^{-3}$  кг) значення відкинули. Отримані та пораховані дані наведені у таблиці 2.2.

Насипну густина розраховували за формулою:

$$\rho_{\text{нас}} = \frac{1}{N_i} \cdot \sum_{i=1}^N \frac{G_i}{V_i} \quad (2.3)$$

де:  $G_i$ — маса наважки бензойної кислоти, кг;

$V_i$ — об'єм циліндра, м<sup>3</sup>;

$\rho_{\text{нас}}$  – насипна густина бензойної кислоти, кг/м<sup>3</sup>,

$\rho_i$  – насипна густина і-ої наважки бензойної кислоти, кг/м<sup>3</sup>.

Таблиця 2.2

**Визначення насипної густини полідисперсної суміші бензойної кислоти**

№ <sub>i</sub>	$G_i \cdot 10^3$ , кг	$V_i \cdot 10^6$ , м <sup>3</sup>	$\rho_i \cdot 10^{-3}$ , кг/м <sup>3</sup>	$\rho_{\text{нас}} \cdot 10^{-3}$ , кг/м <sup>3</sup>
1	20,88	36	0,574	0,575
2	20,97		0,577	
3	20,85		0,574	
4	20,87		0,574	
5	20,85		0,573	
6	20,98		0,577	

**Визначення пористості.** Для визначення пористості  $\epsilon_{\text{ш}}$  дисперсного матеріалу користувалися методом двох рідин. Сухий матеріал (бензойна кислота) зважували на аналітичних вагах із точністю  $\pm 0,01 \cdot 10^{-3}$  кг.

Досліджуваний матеріал поміщали у мірний циліндр, заповнений петролейним ефіром до певного об'єму. Видаляли залишки повітря із шару для заповнення рідиною усіх пор. Фіксували об'єм, який займає досліджуваний матеріал ( $V_{\text{мат}}$ ) та сумарний об'єм матеріалу з ефіром ( $V_3$ ) у мірному циліндрі. Об'єм пор ( $V_{\text{п}}$ ) визначали зі залежності:

$$V_{\text{п}} = (V_{\text{ефіру}} + V_{\text{мат}}) - V_3 \quad (2.4)$$

Залишки ефіру із поверхні частинок видаляли фільтрувальним папером. Просочений ефіром дисперсний матеріал поміщали у мірний циліндр і знаходили загальний об'єм  $V_3$ , який займав дисперсний матеріал за його поділками. Далі мірний циліндр заповнювали охолодженою дистильованою водою до верхньої межі твердих частинок. Об'єм води рівний об'єму пор  $V_{\text{п}}$  між частинками.

Пористість шару розраховували за залежністю (2.4), а дані розрахунків наведені у таблиці 2.3:

$$\varepsilon_{\text{ш}} = \frac{V_{\text{п}}}{V_3} \quad (2.5)$$

За відомою істинною густиною дисперсного матеріалу, а також визначеною його насипною густиною, знаходили загальну пористість матеріалу:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{\text{нас}}}{\rho} \quad (2.6)$$

*Таблиця 2.3*

**Визначення пористості полідисперсної суміші бензойної кислоти**

$V_{\text{п}} \cdot 10^6, \text{ м}^3$	$V_3 \cdot 10^6, \text{ м}^3$	$\rho \cdot 10^{-3}, \text{ кг/м}^3$	$\rho_{\text{нас}} \cdot 10^{-3}, \text{ кг/м}^3$	$\varepsilon_{\text{ш}}$
50,50	150	1,27	0,575	0,337

**Визначення питомої поверхні частинок бензойної кислоти.** Питому поверхню частинок неправильної форми  $\sigma_{\text{ум}}$  визначали за розрахунковими залежностями, наведеними у [137, 138].

Для частинок неправильної пластинчастої форми згідно рекомендацій наведених у [139] рекомендовано приймати фактор форми  $\phi_c=0,2 - 0,4$ . На основі аналізу фотографій частинок під мікроскопом різних фракцій частинок бензойної кислоти прийнято фактор форми  $\phi_c = 0,3$ .

Питому поверхню частинок неправильної форми знаходили зі залежностей (2.7) і результати внесли у таблицю 2.4:

$$\sigma_{\text{ум}} = \frac{\pi \cdot (\bar{d}_q \cdot \phi_c)^2 \cdot N}{\frac{\pi \cdot (\bar{d}_q \cdot \phi_c)^3}{6 \cdot (1 - \varepsilon_{\text{ш}})} \cdot N} = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon_{\text{ш}})}{\bar{d}_q \cdot \phi_c}, \quad (2.7)$$

де:  $\bar{d}_q$  – усереднений діаметр частинки полідисперсної суміші бензойної кислоти, мм;

$\phi_c = 0,3$  – коефіцієнт сферичності;

$N$  – кількість частинок;  $\varepsilon_{\text{ш}}$  – загальна пористість,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ .

Таблиця 2.4

**Основні характеристики частинок бензойної кислоти**

$\bar{d}_q, \cdot 10^3 \text{ м}$	$\varepsilon_{\text{ш}}, \text{ м}^3/\text{м}^3$	$\phi_c$	$\sigma_{\text{ум}}, \cdot 10^3 \text{ м}^2/\text{м}^3$
0,776	0,337	0,3	11,675

**Визначення концентрації бензойної кислоти у розчині.** Визначення вмісту бензойної кислоти у розчині проводили методом титриметричного аналізу та порівнювали отримані результати із результатами, отриманими за допомогою спектрофотометра Specord m40 (рис.2.9) на основі стандартних методик, наведених у [140].



Рис.2.9. Спектрофотометр Specord m40

#### **2.4. Оцінка похибок вимірювання**

Точність розрахунків визначається похибкою вимірювання геометричних і технологічних параметрів. Оцінка похибки вимірювання (табл. 2.5) здійснювалась на основі рекомендацій, наведених в [141].

Для вимірювання геометричних розмірів допоміжного обладнання, ємностей, контейнерів, використовували електронний штангенциркуль IP-40 (ШЦЦ-I), 0 – 125 мм. Для вимірювання геометричних розмірів окремих частинок полідисперсного матеріалу використовували світловий мікроскоп Carson MS-040. Вага полідисперсного матеріалу вимірювалась за допомогою лабораторної ваги AXIS-AD3000 до 3000 г з точністю вимірювання до 0,01 г. Час проведення досліджень вимірювали за допомогою електронного секундоміра фірми Casio HS-6, з точністю вимірювання 0,01 с. Температуру, за якої проводилися експерименти, вимірювали за допомогою сертифікованих термопар ХК та вимірювальних пристроїв РТ-0102, РТ-0102-8. Вимірювання витрати стиснутого повітря здійснювали за допомогою ротаметра РПФ-I, надлишковий тиск у повітряному збірнику – за допомогою манометра ДМ 05160.

Таблиця 2.5

## Граничні похибки прямих вимірювань

Величина	Позначення	Один. вим.	Прилад	Похибка	
				абсолютна	відносна
Лінійні розміри	d, l, r	м	Електронний штангенциркуль IP-40 (ШЦЦ-І)	$1 \cdot 10^{-4}$	$1 \cdot 10^{-5}$
Вага	G	кг	AXIS-AD3000	$1 \cdot 10^{-5}$	$5 \cdot 10^{-8}$
Об'єм	V	м <sup>3</sup>	Мірний циліндр	$1 \cdot 10^{-6}$	$5 \cdot 10^{-9}$
Температура	t	°C	Термопари ХК: РТ-0102, РТ-0102-8, SESTOS D1S	$1 \cdot 10^{-1}$	$1 \cdot 10^{-4}$
Об'ємна витрата	$V_c$	м <sup>3</sup> /с	Ротаметр РПФ-І	$1 \cdot 10^{-3}$	$1 \cdot 10^{-5}$
Перепад тисків	$\Delta P$	кГс/см <sup>2</sup>	Манометр ДМ 05160	$2 \cdot 10^{-3}$	$2 \cdot 10^{-5}$
Час	$\tau$	с	Електронний секундомір Casio HS-6	$1 \cdot 10^{-2}$	$5 \cdot 10^{-6}$

Середньоквадратичне відхилення розрахункових значень від експериментально отриманих розраховували за формулою [141], як кореговане стандартне відхилення для вибірки (коли  $n \leq 50$ ):

$$S = \sqrt{\frac{\sum(X-\bar{X})^2}{n-1}} \quad (2.8)$$

$X$  – розраховане значення;

$\bar{X}$  – усереднене експериментальне значення;

$n$  – кількість вимірювань.

Відносну похибку між розрахованими і експериментальними значеннями визначали за формулою [141]:

$$\Delta = \left| \frac{X_e - X_m}{X_e} \right| \cdot 100 \quad (2.9)$$

де  $X_e$  – експериментальні значення;

$X_m$  – значення, розраховані на основі теоретичних залежностей.

## 2.5. Висновки до другого розділу

1. Обґрунтовано вибір об'єктів дослідження та наведено їх фізико-хімічні та фізико-механічні характеристики.
2. Визначено основні фізико-механічні характеристики досліджуваних матеріалів, такі як пористість, питома поверхня, насипна густина, фракційний склад, усереднений діаметр полідисперсної суміші (табл. 2.1 – 2.4).
3. Наведено принципові схеми розроблених експериментальних установок (рис. 2.3 – 2.5).
4. Розроблено та обґрунтовано основні методики проведення експериментальних досліджень.
5. Наведено розрахункові залежності (2.8) і (2.9) для визначення похибок розрахунків у порівнянні із експериментальними даними та граничних значень похибок прямих вимірів (табл. 2.5).
6. Основні результати опубліковані у [165].

## РОЗДІЛ 3

### МАСООБМІН У СИСТЕМІ ТВЕРДЕ ТІЛО – РІДИНА, ЩО ПЕРЕМІШУЄТЬСЯ ГАЗОМ

#### 3.1 Моделювання руху бульбашок стисненого повітря під час пневматичного перемішування розчину

Проблема розчинення твердих речовин у промисловості вирішується різними методами: в апаратах з механічним або пневматичним перемішуванням, із псевдозрідженим шаром зернистого матеріалу, перемішування струменем рідини або повітря, у шнекових апаратах та з рухомим або стаціонарним шаром твердої фази.

Дослідження роботи апаратів із пневматичним перемішуванням безпосередньо пов'язане із дослідженням руху бульбашок стисненого газу у середовищі, яке перемішують. Дослідження характеристик руху бульбашок стисненого повітря у рідкому середовищі проводили на експериментальній установці, схема і принцип роботи якої представлені у другому розділі. Експерименти проводили за умов квазістаціонарного режиму, який спостерігається за невеликих швидкостей руху повітря, коли можна не враховувати інерцію взаємодіючих середовищ. За умов цього режиму об'єм бульбашок в момент відриву не залежить від витрати стисненого повітря, у той же час як частота їх утворення зростає пропорційно до витрати повітря. Для узагальнення результатів експериментальних досліджень було прийнято, що повітряний потік у рідині утворений із окремих бульбашок кулястої форми. Досліджували процес утворення окремої бульбашки, яка відривається від отвору з гострими кромками (рис. 3.1) із характерним розміром  $\delta$  і об'ємом  $V$ , у рідкому середовищі з глибини  $H$  під час повільного витікання повітря у рідину крізь перфоровану перегородку.

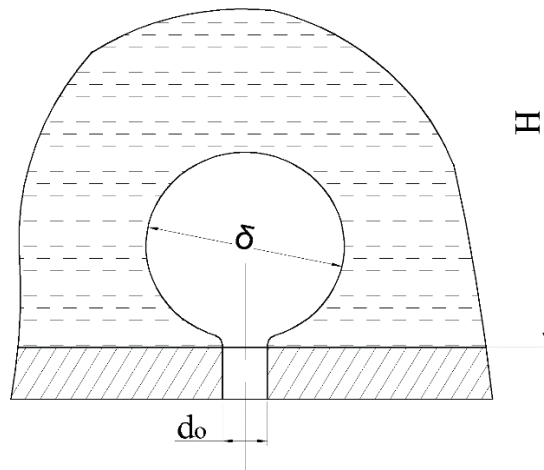


Рис. 3.1. Схема відриву бульбашки повітря

За умов квазістаціонарного режиму над отвором періодично утворюються бульбашки однакового розміру, що спливають з однією і тією ж швидкістю на однаковій відстані одна від одної. Зі збільшенням витрати повітря їх розміри і швидкість спливання залишаються незмінними, зменшується лише відстань між ними. Подальше зростання швидкості газового потоку приводить до такого режиму утворення бульбашок, за якого вони, стикаючись, рухаються ланцюжком або у струменевому режимі.

На бульбашки газу, які спливають у рідині, діють підйомна сила, викликана градієнтом тиску в напрямку руху бульбашки, сила опору рідини, що оточує бульбашку, та сила поверхневого натягу.

Для квазістаціонарного процесу умови відриву бульбашки можна представити як рівновагу сил поверхневого натягу, що утримують бульбашку по периметру отвору, і рівнодійної сил ваги повітря та сили Архімеда, які відривають бульбашку.

Умова рівноваги за даних умов запишеться у вигляді [141]:

$$\frac{\pi \cdot \delta^3}{6} \cdot (\rho_1 - \rho_2) \cdot g = \pi \cdot d_0 \cdot \sigma, \quad (3.1)$$

звідки, після введення коригуючого коефіцієнта  $\eta_\sigma$ , що враховує спрощення моделі і відхилення форми бульбашки від сферичної в момент відриву, отримаємо:



$$\delta = \sqrt[3]{\eta_{\sigma} \cdot \frac{6 \cdot d_0 \cdot \sigma}{g \cdot (\rho_1 - \rho_2)}}, \quad (3.2)$$

де  $\delta$  – відривний діаметр бульбашки, м;

$d_0$  – діаметр отвору перфорованої перегородки, м;

$\rho_1, \rho_2$  – густина рідини та повітря відповідно, кг/м<sup>3</sup>;

$\sigma$  – поверхневий натяг води, Н/м (за температури 16°C  $\sigma = 0,0732$  Н/м).

Величина коригуючого коефіцієнта  $\eta_{\sigma}$  знаходиться у межах 0,6 – 1,0 і для газів становить  $\eta_{\sigma} \approx 0,89$  [142].

Відповідно до формули Бернуллі, тиск повітря в бульбашці  $P$  становить:

$$P = p_a + \rho_1 \cdot g \cdot H + \frac{\rho_2 \cdot \omega^2}{2} \quad (3.3)$$

де  $p_a$  – атмосферний тиск, Па;

$\omega$  – швидкість руху бульбашки, м/с.

Оскільки у момент відриву  $\omega = 0$ , то рівняння (3.3) запишеться у вигляді:

$$P = p_a + \rho_1 \cdot g \cdot H \quad (3.4)$$

Температура стисненого повітря, яке формує бульбашку, у дослідженнях мала значення  $t \approx 16^\circ\text{C}$  ( $T \approx 289$  К). Густина повітря за тиску  $P = 98,1$  кПа і даній температурі становить  $\rho_2 = 1,16$  кг/м<sup>3</sup>.

Враховуючи рівняння (3.1) – (3.3), відривний розмір бульбашки повітря для наших умов становитиме:  $\delta = 3,4 \cdot 10^{-3}$  м.

Залежно від об'ємної витрати повітря  $V_c$ , частота відриву бульбашок від кромки отвору за одиницю часу, буде [142]:

$$n = \frac{6 \cdot V_c}{z \cdot \pi \cdot \delta^3}, 1/\text{с}, \quad (3.5)$$

де  $V_c$  – об'ємна витрата повітря, м<sup>3</sup>/с;

$z$  – кількість отворів перфорованої перегородки барботера в експериментальній установці (у нашому випадку  $z = 560$ ).

Позначимо через  $\omega_c$  середню швидкість спливання бульбашки. Для визначення швидкості її спливання використаємо рівняння за умови  $\rho_1 \gg \rho_2$ , яке наведено у [142]:

$$\omega_c = \sqrt{\frac{4 \cdot \delta \cdot g}{3 \cdot C}} \quad (3.6)$$

де  $C$  – коефіцієнт опору середовища.

Для визначення коефіцієнта опору середовища  $C$  використаємо залежність Хармонті, яка є справедлива, коли критерій Вебера є  $We > 1$  і Рейнольдса  $Re > 600$ , а критерій Бонда  $Bo < 13$  [142], тоді:

$$C = 0,568 \cdot \sqrt{Bo}, \quad (3.7)$$

де число Бонда визначається із залежності:

$$Bo = \frac{g \cdot \delta^2 \cdot (\rho_1 - \rho_2)}{\sigma} \quad (3.8)$$

Для умов проведення експерименту число Бонда  $Bo = 1,57$ ; а коефіцієнт опору середовища  $C = 0,71$ . Для підтвердження можливості скористуватися залежністю Хармонті, із залежності (3.6) визначали швидкість спливання бульбашок, середнє значення якої для умов експерименту становило  $\omega_c = 0,23$  м/с. Тоді критерій Рейнольдса  $Re = \frac{\omega_c \cdot \rho_1 \cdot \delta}{\mu} = 711$ ; критерій Вебера  $We = \frac{\omega_c^2 \cdot \rho_1 \cdot \delta}{\sigma} = 1,8$ . Тобто, умова використання залежності Хармонті виконується.

Енергія, яка вноситься у розчин газом передається рідині та зумовлює її турбулентні переміщення. Ця енергія від великих масштабів турбулентності переходить до малих масштабів та у кінцевому результаті дисипується у даному об'ємі розчину.

Результати розрахунків дисипації енергії, яку вводили у апарат для розчинення бензойної кислоти під час пневматичного перемішування за умов квазістаціонарного руху бульбашок повітря наведені у таблиці 3.1.

Таблиця 3.1

**Результати розрахунку дисипації енергії в об'ємі апарату**

Об'ємна витрата газу $V_c \cdot 10^5, \text{ м}^3/\text{с}$	Час дослідження $\tau \cdot 10^{-2}, \text{ с}$	Швидкість витікання $\omega, \text{ м/с}$	Фіктивна швидкість $\omega_0,$ м/с	Питома енергія дисипації $\epsilon_0, \text{ Вт/кг}$
22	96	0,52	0,01	0,13
44	86	1,01	0,02	0,28
67	78	1,51	0,04	0,40
89	72	2,02	0,05	0,51
111	66	2,53	0,06	0,62
133	57	3,03	0,07	0,74
156	51	3,55	0,08	0,86

Дисипацію енергії  $\epsilon_0$  в об'ємі апарату, яка наведена у таблиці 3.1 визначали через потужність  $N_{\pi}$  [143 – 149], яка вводиться в апарат із газовою фазою і дорівнює кінетичній та потенціальній енергії повітря:

$$N_{\pi} = \left( p_a + \rho_1 \cdot g \cdot H + \frac{\rho_2 \cdot \omega_0^2}{2} \right) \cdot V_c \quad (3.8)$$

Оскільки  $p_a \gg \rho_1 \cdot g \cdot H$ , тоді, потужність, яка виходить з апарату разом із повітрям:

$$N_k = \left( p_a + \frac{\rho_2 \cdot \omega_0^2}{2} \right) \cdot V_c \quad (3.9)$$

Дисипацію енергії в апараті визначимо із рівняння:

$$\varepsilon_0 = \frac{N_p - N_k}{H \cdot \rho_1 \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}} = \omega_0 \cdot g + \frac{\rho_2 \cdot \omega_0}{2 \cdot \rho_1 \cdot H} \cdot (\omega^2 - \omega_c^2), \quad (3.10)$$

де  $\omega_0 = \frac{4 \cdot V_c}{\pi \cdot D^2}$  – фіктивна швидкість газу, м/с;

$D$  – діаметр апарату, м;

$\omega_c$  – середня швидкість спливання бульбашки, м/с;

$\omega$  – швидкість витікання повітря крізь отвори перфорованої перегородки, м/с.

Фіктивну швидкість руху повітря крізь отвори барботера в рідке середовище апарату визначали із залежності:

$$\omega_0 = \frac{V_c}{z \cdot S}, \quad (3.11)$$

де  $S$  – площа перерізу отвору, м<sup>2</sup>.

Для визначення оптимального значення витрати повітря, за якої доцільно здійснювати процес розчинення під час пневматичного перемішування розчину, на основі таблиці 3.1, побудовано графічну залежність (рис. 3.2) розподілу введеної енергії в об'єм апарату від витрати стиснутого повітря і тривалості процесу розчинення  $\tau$  до досягнення концентрації насичення.

Аналіз графічної залежності, наведеної на рис. 3.2, дає змогу встановити оптимальну витрату стиснутого повітря  $V_c$ , за якої доцільно проводити процес розчинення під час пневматичного перемішування розчину. Такою витратою у заданому гідродинамічному режимі є  $101,5 \cdot 10^{-5}$  м<sup>3</sup>/с, що відповідає введеній енергії у кількості 0,57 Вт/кг. Час розчинення до досягнення стану насичення складає  $\tau = 6800$  с.

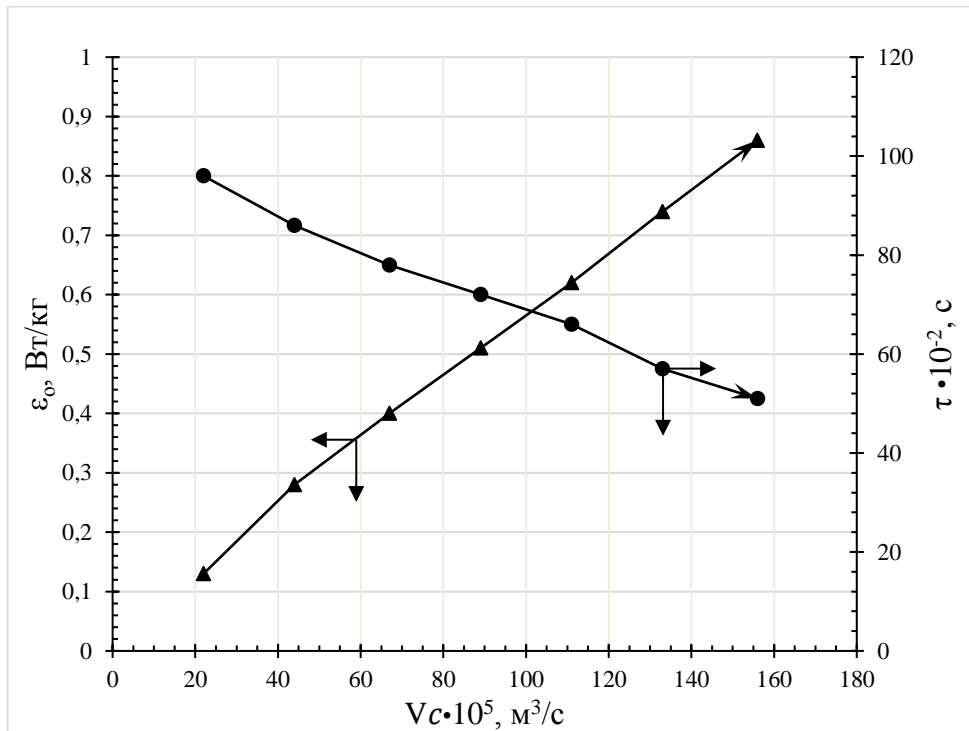


Рис. 3.2. Залежність розподілу енергії в апараті від витрати стиснутого повітря і тривалості процесу до досягнення концентрації насичення розчину  
 ▲ – тривалість процесу, с; ● – зміна енергії дисипації в апараті, Вт/кг

### 3.2. Чисельне моделювання процесу пневматичного перемішування розчину

Для візуалізації турбулентних потоків рідини під час пневматичного перемішування розчину у експериментальній ємності проведено чисельне моделювання засобами комп'ютерних програм SolidWorks та Ansys Fluent. За допомогою комп'ютерної програми SolidWorks було створено 3D модель експериментальної ємності (рис. 3.3) а засобами препроцесора ANSYS Design Modeler модель експериментальної ємності (реальних розмірів) у вигляді суцільного домену без твердих стінок (рис. 3.4).

Дискретизацію створеної моделі на кінцеві елементи виконували в сітковому препроцесорі Ansys Mesh. Сітка кінцевих елементів містила 413 тис. комірок та відповідала основним рекомендаціям щодо форми елементів для розрахункового модуля Fluent: мінімальне значення orthogonal quality

становило  $0,812195 > 0.1$ , а максимальне значення skewness  $0,558725 < 0.95$ . В усіх чисельних експериментах число Куранта було меншим одиниці.

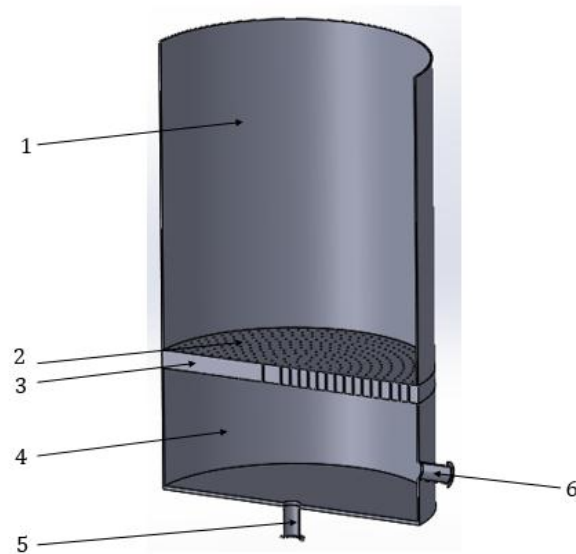


Рис. 3.3. Поздовжній переріз 3D моделі експериментальної ємності для пневматичного перемішування розчину

- 1 – корпус апарату; 2 – отвори перфорованої перегородки;
- 3 – перфорована перегородка; 4 – камера надлишкового тиску;
- 5 – технологічний патрубок; 6 – патрубок високого тиску

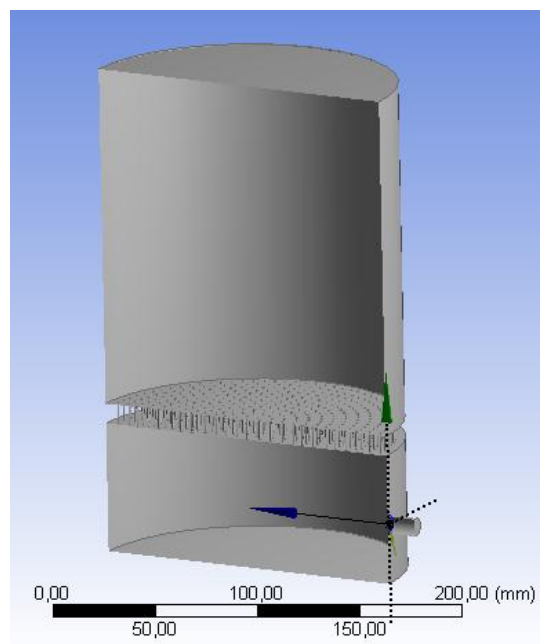
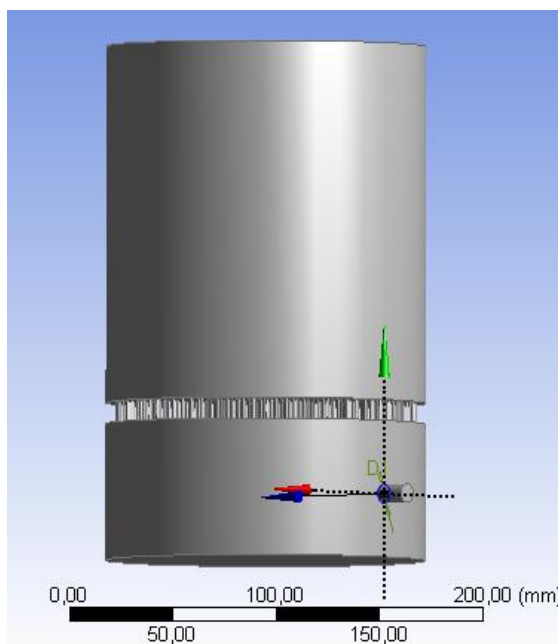


Рис. 3.4. 3D модель експериментальної ємності

Проміжні результати моделювання та налаштування опцій програми представлені у Додатку А.

Для математичного опису процесу пневматичного перемішування розчину використовували Ейлера-Ейлеровий підхід, а моделювання гідродинаміки руху бульбашок у рідині у комп'ютерній програмі ANSYS (модель Volume of Fluid (VOF)).

Для спрощення розрахунків під час чисельного моделювання (враховуючи, що сітка кінцевих елементів експериментальної ємності містила 413 тис. комірок.) та враховуючи рівномірний розподіл газової фази по площині перфорованої перегородки всі розрахунки проводили для 2D моделі. Вважали, що процес відбувається за ізотермічних умов. Початкові та граничні умови, які використовували під час чисельного моделювання наведені у Додатку А.

Результати розрахунку полів швидкостей засобами комп'ютерної програми Ansys Fluent газу наведені на рис. 3.5 і 3.6.

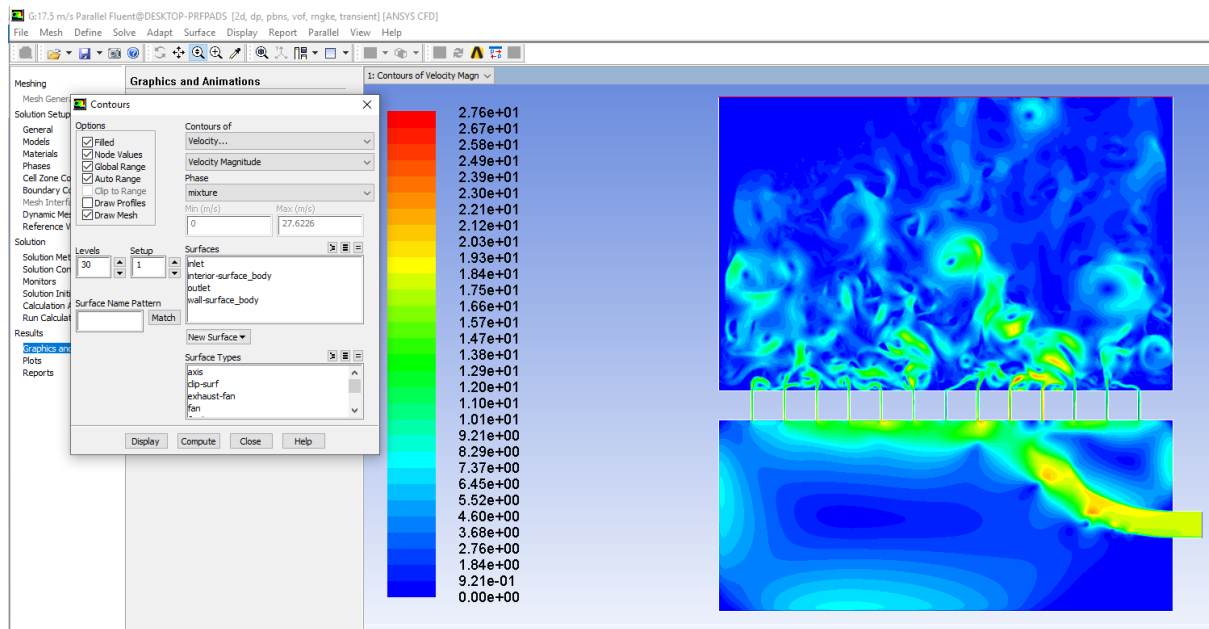


Рис. 3.5. Візуалізація розподілу поля швидкості у рідкій фазі (швидкість газу на вході у експериментальну ємність  $w = 17,5$  м/с)

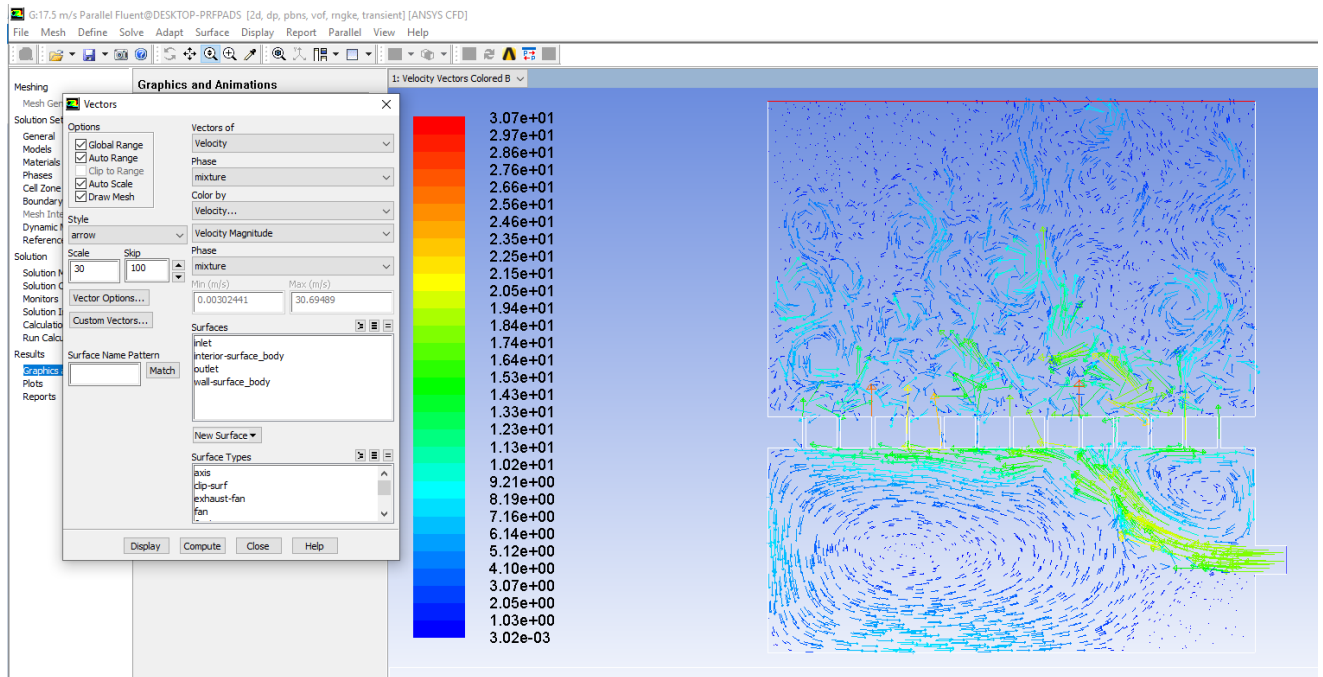


Рис. 3.6. Візуалізація розподілу поля швидкості у рідкій фазі у вигляді векторних величин (швидкість газу на вході у експериментальну ємність  $w = 17,5$  м/с)

Аналіз рис. 3.5 та 3.6 свідчить, що турбулізація рідкої фази у об'ємі рідини є високою, спостерігаються пульсації газової фази у рідині, що додатково позитивно впливатиме на інтенсивність розчинення полідисперсної твердої фази. Результати чисельного моделювання підтверджують справедливість прийнятих допущень під час теоретичного розрахунку зародження та руху бульбашок повітря у рідині та дисипацію енергії газу у експериментальній ємності.

### 3.3. Розчинення ансамблю частинок у рідині, що перемішується газом

Більшість даних щодо розчинення стосуються окремих твердих частинок або ансамблю монодисперсної твердої фази. У промисловій практиці розчиненню підлягають не окремі частинки, а ансамбль частинок. В наукових статтях відсутня інформація щодо розчинення полідисперсної фази твердих частинок у рідині, що перемішується інертним газом. Встановлення



закономірностей розчинення полідисперсної суміші у газорідинному потоці, в якому інертна газова фаза виконує роль інтенсифікатора масообмінного процесу, є важливим для інтенсифікації цього процесу у промисловості. Такі процеси розчинення належать до нестационарних процесів [149–155], оскільки у часі змінюються як поверхня розчинення, маса твердої речовини, так і концентрація речовини у розчині. Завданням було дослідити кінетику розчинення полідисперсної твердої фази у газорідинному потоці на прикладі розчинення калію сульфату. Дослідження проводили на установці, описаній у другому розділі.

Процес проводили за наступних параметрів: об'єм рідини в апараті  $V = 3,3 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3$ ; витрати газової фази  $V_{гс} = 1,04 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$ ; наважка калію сульфату становила 0,1 кг; температура середовища становила  $t = 16 \pm 0,5^\circ\text{C}$ . Через певні проміжки часу відбирали розчин із апарату та аналізували його на вміст калію сульфату. Витрата газової фази становила величину, яка відповідає оптимальному значенню (рис. 3.2).

Методом ситового аналізу твердої фази (сульфату калію) визначали початковий гранулометричний склад, функція розподілу якого наведена на рис. 3.8. Зменшення лінійних розмірів твердих частинок визначали із залежності  $\Delta = d_0 - d$ .

В основі розрахунку процесу розчинення лежать два рівняння: матеріального балансу та кінетики [145]:

$$M_0 - M = V \cdot \bar{C}_l \cdot \tau; \quad (3.12)$$

$$-\frac{dM}{d\tau} = \beta \cdot F \cdot (C_s - \bar{C}_l), \quad (3.13)$$

де:  $M_0$  – початкова маса твердої фази, кг;

$M$  – біжуче значення маси, кг;

$\bar{C}_l$  – середня концентрація калію сульфату у відібраній пробі,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$\tau$  – час, с;

$\beta$  – коефіцієнт масовіддачі під час розчинення,  $\text{м}/\text{с}$ ;

$F$  – поверхня частинок,  $\text{м}^2$ ;

$C_s$  – концентрація насичення,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Рівняння матеріального балансу (3.12) використовували під час визначення концентрації солі у розчині, проби якого відбирали через кожні 100 с. Для кожної проби знаходили своє значення  $\bar{C}_l$ , яке представлено на рис. 3.7. Ці значення можна використовувати для визначення концентрації солі під час теоретичного розрахунку, який може бути проведений на основі кінетичного рівняння (3.13). Рівняння (3.13) можна представити у вигляді залежності зміни діаметра частинок з часом (3.14). З цією метою масу твердої фази виражали через об'єм і густину.

$$-\frac{d(d)}{d\tau} = \frac{2 \cdot \beta}{\rho_s} \cdot C_s, \quad (3.14)$$

де  $d$  – діаметр частинки,  $\text{м}$ ;

$\rho_s$  – густина твердої фази,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

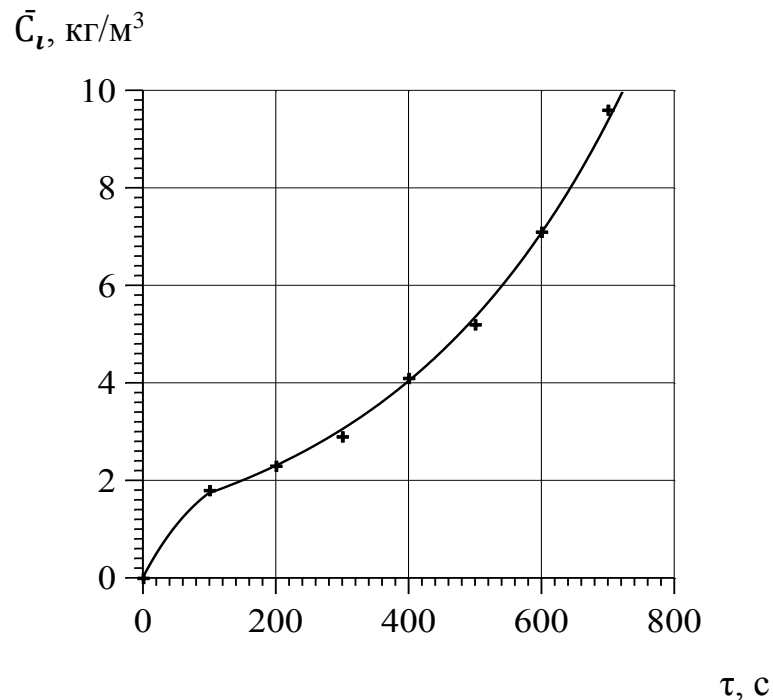


Рис. 3.7. Залежність концентрації солі  $\bar{C}_l$  у розчині від часу  $\tau$

Такий запис рівняння (3.14) можливий, коли виконуються наступні допущення: приймаємо, що частинки мають кулясту форму, концентрація

розчиненої речовини є значно меншою за концентрацію насичення  $C_s$  і коефіцієнт масовіддачі  $\beta$  не залежить від гідродинаміки у зваженому стані. Концентрація насичення розчину калію сульфату у нашому випадку за температури  $16\text{ }^{\circ}\text{C}$  становила  $117\text{ кг/м}^3$ , а густина твердої фази  $\rho_s = 2660\text{ кг/м}^3$ .

Нами проведено дослідження розчинення одинарних частинок  $\text{K}_2\text{SO}_4$  у зваженому стані і визначено коефіцієнт масовіддачі  $\beta$ . Його значення дорівнює  $0,77 \cdot 10^{-4}\text{ м/с}$ , що добре корелюється із критеріальною залежністю (3.15) та експериментальним даним, що наведено у [146]:

$$Sh = 0,28 \cdot \sqrt[3]{(Ar \cdot Sc)^2}, \quad (3.15)$$

де  $Sh$ ,  $Ar$ ,  $Sc$  – числа Шервуда, Архімеда та Шмідта.

Інтегрування рівняння (3.14) у межах від  $d_0$  до  $d$ , дає результат:

$$d_0 - d = \frac{2 \cdot \beta}{\rho_s} \cdot C_s \cdot \Delta \tau, \quad (3.16)$$

причому розчинення відбувається однаково для частинок різних фракцій, тобто діаметри частинок полідисперсного матеріалу під час розчинення зменшуються на однакову величину.

Функція  $\varphi(d) = f(d)$  дає змогу отримати масовий розподіл частинок за фракціями відносно їх діаметра.

Враховуючи, що маса частинки пропорційна кубу її діаметра  $M \sim d^3$ , то діаметр частинок у певний момент часу зменшиться на величину  $\Delta = d_0 - d$ , а відносна маса частинок зменшиться на величину  $\lambda = ((d_0 - d)/d_0)^3$ . Щоб визначити функцію розподілу у момент часу  $\tau$ , необхідно ординату кривої початкового розподілу  $1$  помножити на величину  $\lambda$ .

Нами виконано розрахунок для  $\Delta = 1, 2, 4\text{ мм}$ , а цей розрахунок наведений на рис. 3.8 у вигляді функції розподілу для частинок, що відповідають новим діаметрам, отриманим після розчинення.

Площі під лініями функцій розподілу 2, 3, 4 визначають масові доли фракцій, що залишились після розчинення. Різниця між початковою масою та

масою, що залишилась, відповідає масі частинок, що розчинились. Залежність (3.16) дає змогу визначити час розчинення  $\tau_i$  зі зменшенням розмірів частинок на величину  $\Delta_i$ .

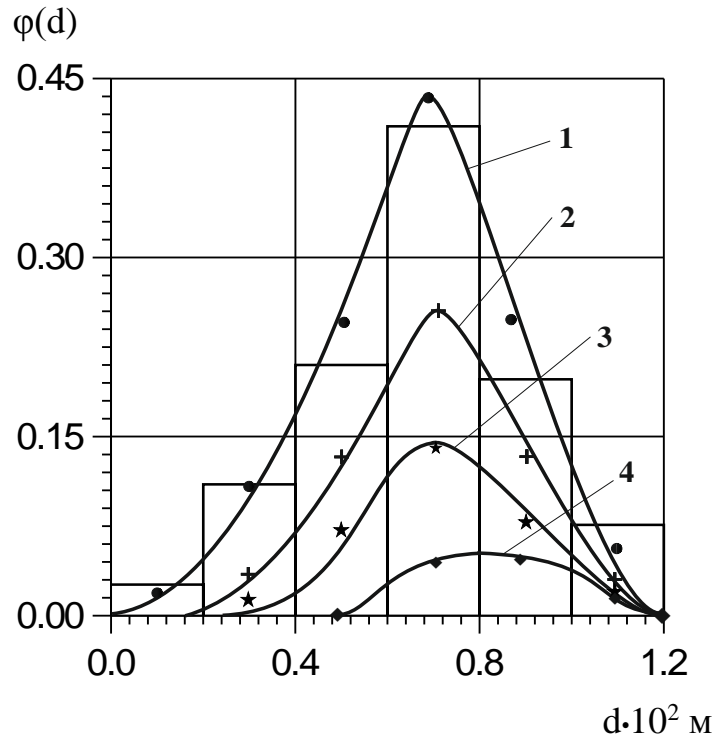


Рис. 3.8. Функція розподілу частинок за їх діаметром:

- 1 – початковий розмір ( $\Delta = 0$ ); 2 –  $\Delta = 1 \cdot 10^{-3}$  м; 3 –  $\Delta = 2 \cdot 10^{-3}$  м;  
4 –  $\Delta = 4 \cdot 10^{-3}$  м

Концентрацію солі у розчині для трьох значень  $\Delta$  визначали наступним чином:

$$C_i = \frac{m_i}{W_c \cdot \tau} \quad (3.17)$$

Визначені за теоретичними розрахунками значення  $C_i$  для трьох величин  $\Delta$ , що відповідають часу розчинення 148, 296, 592 с наведено на рис. 3.8 у вигляді окремих точок. Задовільне співпадіння розрахункових та експериментальних значень свідчить про можливість теоретичного розрахунку розчинення полідисперсних систем за умови постійного коефіцієнта масовіддачі.

### 3.4. Висновки до третього розділу

1. Експериментально досліджено процес руху бульбашки стисненого повітря у водному розчині, в апараті для розчинення під час пневматичного перемішування.
2. Визначено відривний розмір бульбашок повітря за умов квазістаціонарного витікання з отворів барботеру:  $\delta = 3,4 \cdot 10^{-3}$  м та розраховано їх швидкість:  $\omega_c = 0,23$  м/с.
3. Визначено розподіл енергії в апараті для розчинення під час пневматичного перемішування розчину в межах квазістаціонарного режиму руху за різних витрат повітря (Таблиця 3.1).
4. Знайдено оптимальну витрату стиснутого повітря для здійснення процесу розчинення бензойної кислоти під час пневматичного перемішування:  $V_c = 101,5 \cdot 10^{-5}$  м<sup>3</sup>/с (рис. 3.2).
5. Наведені результати чисельного моделювання (рис. 3.4 – 3.6), які підтверджують справедливість прийнятих припущень теоретичних розрахунків процесу пневматичного перемішування розчину.
6. Виконано теоретичний розрахунок розчинення полідисперсної фази на основі кінетичної моделі процесу, показано задовільне співпадіння теоретичних результатів з експериментальними даними (рис. 3.8).
7. Основні результати досліджень опубліковані у [164, 168].

## РОЗДІЛ 4

### РОЗЧИНЕННЯ ТВЕРДОЇ ФАЗИ В ІЗОТЕРМІЧНИХ УМОВАХ ТА ЗА ЗМІННОЇ ТЕМПЕРАТУРИ

Кінетику розчинення досліджували на лабораторній установці (рис. 2.3), схема якої представлена у другому розділі. Процес відбувався в апараті для розчинення (рис. 2.4) під час пневматичного перемішування. Розчинення бензойної кислоти здійснюється у дифузійній області за умови збереження ізотермічності системи. Швидкість розчинення в даному випадку залежить від інтенсивності відведення розчиненого матеріалу із пограничного шару у розчин. Тому на перебіг процесу значною мірою впливає витрата стиснутого повітря, що витрачається на перемішування розчину. Разом із цим у роботі досліджено масообмін між твердим тілом та рідким реагентом, який супроводжується значним тепловим ефектом. Джерело теплоти знаходиться на поверхні взаємодії. Теплота конвективно відводиться у рідину, а теплопровідністю у тверде тіло. Найвища температура спостерігається на поверхні розділу фаз і впливає на коефіцієнт масовіддачі.

#### **4.1.1. Кінетика періодичного розчинення бензойної кислоти до концентрації насичення**

Процес розчинення здійснювали в ізотермічних умовах періодично, поки не досягали концентрації насичення за температури дослідів  $t = 16 \pm 0.5^\circ\text{C}$ . Як встановлено, концентрація насичення для бензойної кислоти за вказаної температури становила  $C_{\text{нас}} = 2,63 \text{ кг/м}^3$ . Температура розчину протягом експерименту не змінювалась, внаслідок того, що теплота, яка виділялася під час розчинення твердої фази, виводилася з апарату із бульбашками повітря, якими здійснювалося перемішування середовища. Це

забезпечувало сталу температуру розчину протягом всього дослідю. Об'єм розчину становив  $V=1,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ . Досліди проводили за умов сталої витрати повітря. Маса твердої полідисперсної бензойної кислоти у дослідях становила  $m=4,5 \cdot 10^{-3} \text{ кг}$ . Всі експерименти проводили не менше трьох разів, а отримані значення усереднювали.

Для дослідження кінетики розчинення бензойної кислоти проби розчину відбирали по 5 мл через рівні проміжки часу  $\Delta\tau = 600 \text{ с}$  (10 хв) із пробовідбірників до досягнення стану насичення розчину (рис. 2.3). Як видно із графічної залежності (рис. 4.1) Середня тривалість розчинення до концентрації насичення, за даних умов, становила  $\tau = 12000 \text{ с}$  (200 хв).

Вміст розчиненої кислоти  $C_m$  визначали згідно зі стандартними методиками за допомогою спектрофотометра Spesord m40. Всі експерименти повторювали не менше трьох разів до отримання стабільних значень, а на основі усереднених даних побудована графічна залежність зміни концентрації бензойної кислоти у розчині в часі  $C=f(\tau)$ , яка представлена на рис. 4.1.

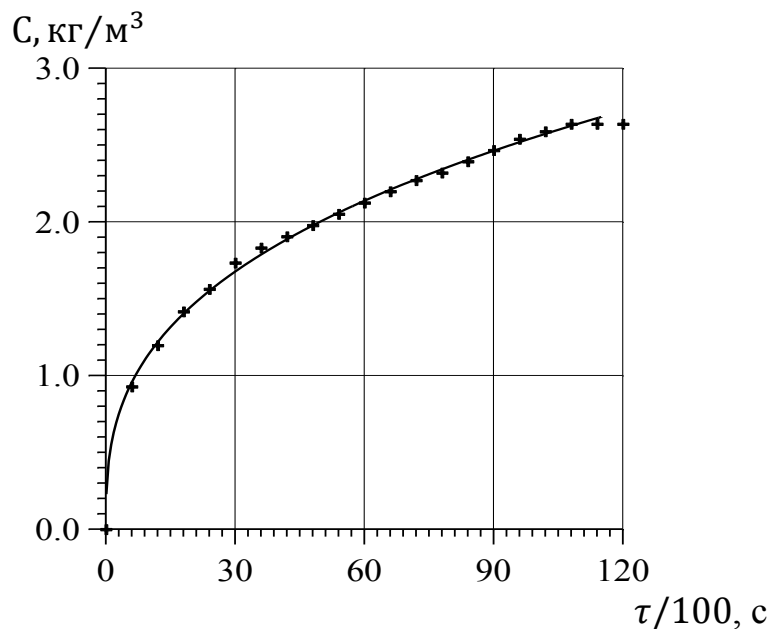


Рис.4.1. Залежність зміни концентрації бензойної кислоти від тривалості процесу розчинення

Апроксимувавши експериментальні дані степеневою функцією отримали розрахункову залежність (4.1), яка дає змогу теоретично

розрахувати концентрацію розчину залежно від часу розчинення. Абсолютне значення відносної похибки до концентрації насичення за температури 16°C не перевищує 7%, що є цілком прийнятним для практичних розрахунків.

$$C = 0,12 \cdot \tau^{0,33} \quad (4.1)$$

Зміна густини розчину під час пневматичного перемішування впливає на формування діаметру бульбашки та швидкість її спливання, і як наслідок, на інтенсивність перемішування розчину та енергетичні затрати на процес. Тому досліджували залежність зміни густини розчину від концентрації бензойної кислоти за стандартною методикою. Під час розчинення бензойної кислоти, у експериментальній установці, через фіксовані проміжки часу відбирали проби до досягнення концентрації насичення. Густину розчину визначали ваговим методом, з точністю до чотирьох знаків за допомогою електронної аналітичної ваги AXIS-AD3000. За допомогою спектрофотометра Specord m40 знаходили його відповідну концентрацію. Кожен експеримент проводили не менше трьох разів. Усереднені значення експериментів наведені у таблиці 4.1.

Таблиця 4.1

**Залежність зміни густини розчину від концентрації  $C_{20H_{14}O_4}$**

$m_1 \cdot 10^3$ , кг	21,22	21,21	21,13	21,82	21,58	21,68	21,47
$m_2 \cdot 10^3$ , кг	26,23	26,23	26,17	26,87	26,64	26,75	26,56
$\Delta m \cdot 10^3$ , кг	5,01	5,02	5,04	5,05	5,06	5,07	5,09
$C$ , кг/м <sup>3</sup>	1,588	1,978	2,125	2,174	2,247	2,296	2,394
$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	1,002	1,004	1,008	1,010	1,012	1,014	1,018
$\tau \cdot 60$ , с	15	30	45	60	75	90	105

На основі даних таблиці 4.1 побудовано графічну залежність густини розчину від його концентрації (рис.4.2).



Апроксимувавши експериментальні дані наведені у таблиці 4.1 степеневою функцією отримали розрахункову залежність (4.2), яка дає змогу теоретично розрахувати густину розчину бензойної кислоти до концентрації його насичення.

$$\rho = 1000 + 0,99 \cdot C^3 \quad (4.2)$$

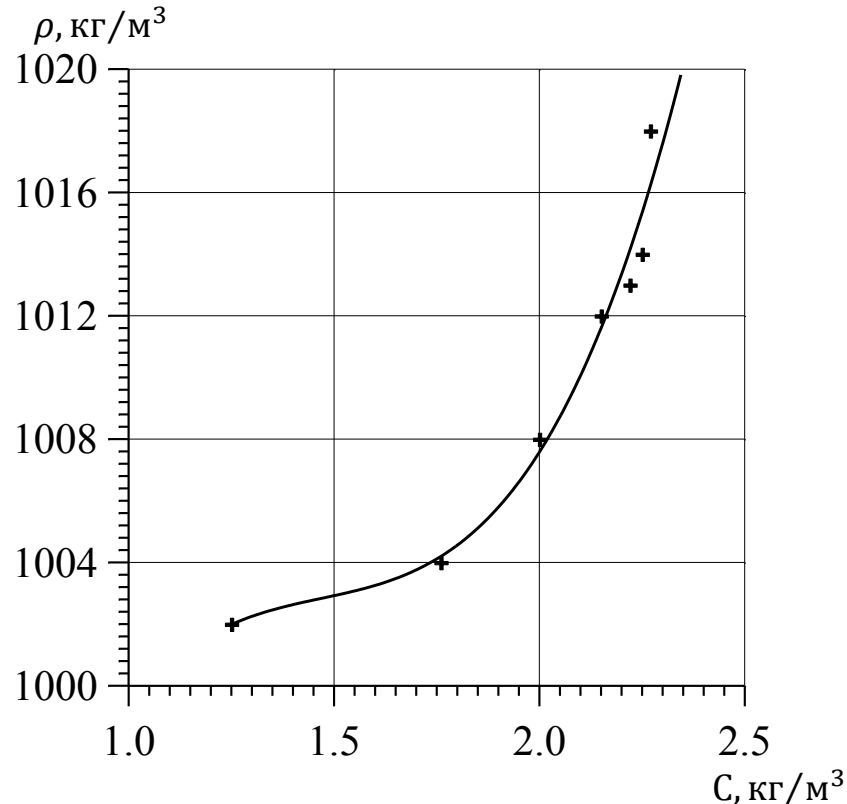


Рис.4.2. Залежність густини розчину бензойної кислоти від концентрації

Отримана залежність (4.2) дає змогу теоретично розраховувати густину розчину бензойної кислоти з достатньою для практичних розрахунків точністю, а максимальне значення відносної похибки не перевищує 2%.

#### 4.1.2. Вплив твердих хімічно інертних перемішуючих додатків на кінетику розчинення бензойної кислоти

Основною перевагою використання стиснутого повітря є рівномірний та інтенсивний масообмін між твердою фазою та рідиною. Одним із недоліків

пневматичного перемішування розчинів є необхідність боротьби із утворенням піни. Як відзначається у першому розділі існують різні методи піногасіння, зокрема механічні. Тому метою даного розділу є розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти під час пневматичного перемішування розчину та руйнування піни, яка при цьому утворюється.

Під час пневматичного перемішування збільшення витрати стиснутого повітря дає змогу інтенсифікувати процес розчинення та скоротити його тривалість. Проте, разом із цим, зростає кількість утвореної піни. У роботі запропоновано новий метод боротьби із піноутворенням шляхом використання твердих хімічно інертних перемішуючих додатків, які вводяться до розчину на початку процесу, що покращує ефективність перемішування, одночасно зменшуючи кількість утвореної піни. Основними напрямками експериментальних досліджень були: вибір кількості перемішуючих додатків, їх геометричні та фізичні характеристики, які би не значно впливали на витрати енергії і, разом з цим, забезпечували інтенсифікацію процесу масообміну під час розчинення, а також дослідження кінетичних закономірностей процесу розчинення бензойної кислоти.

Відомо, що бензойна кислота погано змочується водою, а її густина є більшою за густину розчинника (дистильованої води), однак візуально встановлено, під час пневматичного перемішування, деяка частинок тривалий час перебувають за межами зони масообміну, зависаючи у піні. Вони також прилипають до стінок апарату над поверхнею рідини та участі в розчиненні не приймають, підвищуючи тривалість процесу.

Дослідження розчинення бензойної кислоти проводили на експериментальній установці згідно з методикою, представленою в другому розділі. Вміст розчиненої кислоти  $C_m$  визначали згідно стандартних методик за допомогою спектрофотометра Specord m40 та порівнювали отримані значення з результатами титриметричного аналізу. На основі цих даних будували графічну залежність зміни концентрації бензойної кислоти у розчині від часу  $C = f(\tau)$ .

Для зниження впливу піноутворення на процес розчинення використовували інертні перемішуючі добавки – кульки однакового розміру, виготовлені з матеріалів, різної густини відносно перемішуючого середовища. Ці добавки зменшували піноутворення та очищали стінки експериментальної ємності від твердих частинок бензойної кислоти. Їхні характеристики наведені у таблиці 4.2.

Таблиця 4.2

#### Характеристики інертних перемішуючих додатків

	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$d \cdot 10^3$ , м
Гума (бутилкаучук)	920	7
Поліметилметакрилат (оргскло)	1280	
Скло силікатне	2500	

На рис 4.3. зображено вплив досліджуваних перемішуючих додатків на кінетику розчинення бензойної кислоти у воді, під час пневматичного перемішування розчину. На основі результатів експериментальних досліджень визначено, що використання хімічно інертних перемішуючих додатків із поліметилметакрилату діаметром  $7 \cdot 10^{-3}$  м, та питомою густиною 1280 кг/м<sup>3</sup> дає змогу зменшити величину піноутворення на процес розчинення бензойної кислоти у воді, а налипання твердих частинок на стінках експериментальної ємності практично відсутнє. Для визначення оптимальної кількості інертних додатків проводили експериментальні дослідження змінюючи їх кількості в межах 0,2 – 6% від об'єму розчину.

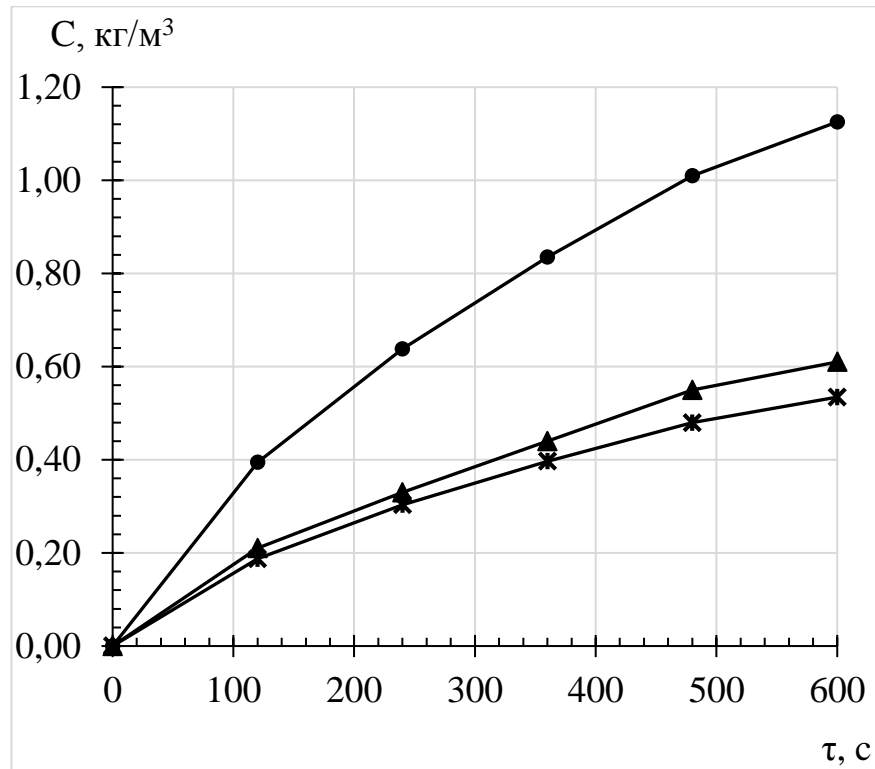


Рис.4.3. Кінетика розчинення бензойної кислоти за умов використання перемішувачів з різними механічними характеристиками

● – поліметилметакрилат; ▲ – гума; × – скло

У підготовлену воду поміщали наважку бензойної кислоти та інертні перемішувачі додатки (поліметилметакрилат діаметром  $7 \cdot 10^{-3}$  м). Через перфоровану решітку подавали стиснуте повітря в об'єм апарату і розчиняли матеріал протягом 600 с з інтервалом відбору проб 120 с. Результати досліджень наведені на рис.4.4.

Проаналізувавши результати експериментальних даних зробили висновок, що додавання інертних перемішувачів інтенсифікує процес розчинення. Однак, їх зростання понад 2% від об'єму розчину не приводить до суттєвої інтенсифікації розчинення у той час, як енергетичні затрати під час проведення процесу зростають. Тому, на основі міркувань енергозбереження прийняли, що оптимальною кількістю перемішувачів додатків є 2 – 2,5% від об'єму розчину. Це необхідно і достатньо, щоби

запобігти винесенню твердої фази у шар піни, інтенсифікувати розчинення та знизити тривалість процесу.

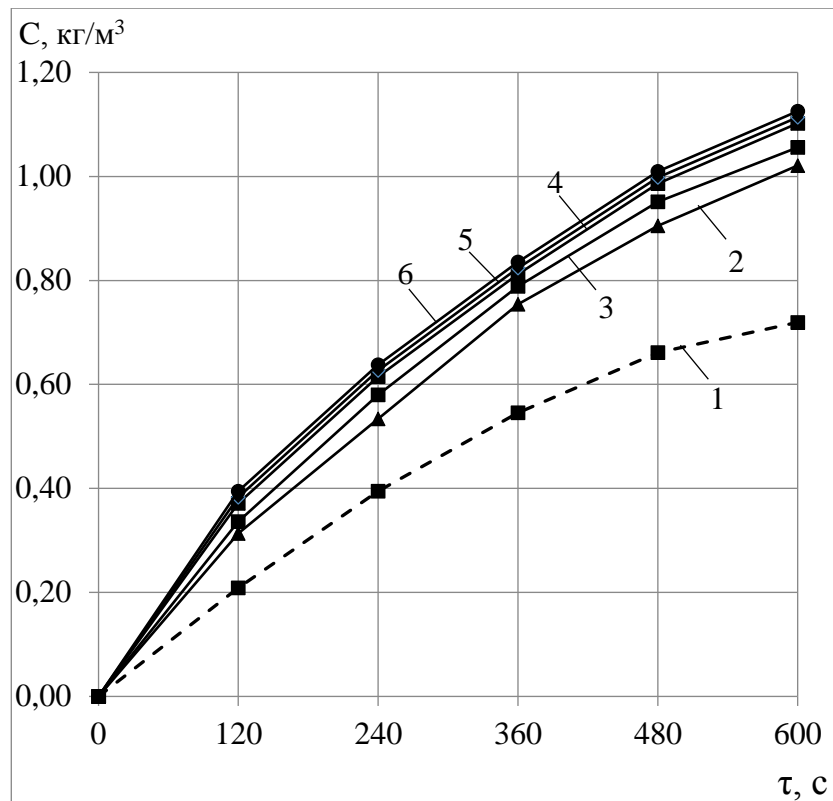


Рис.4.4. Вплив маси перемішувачих кульок на кінетику процесу розчинення

1 – 0% (інертні добавки відсутні); 2 – 0,9 % ( $M_k = 12,9 \cdot 10^{-3}$  кг); 3 – 2,0 % ( $M_k = 29,4 \cdot 10^{-3}$  кг); 4 – 2,5 % ( $M_k = 37,38 \cdot 10^{-3}$  кг); 5 – 4,7 % ( $M_k = 70 \cdot 10^{-3}$  кг); 6 – 6,7 % ( $M_k = 100 \cdot 10^{-3}$  кг)

Кінетика розчинення, за інших сталих параметрів, також залежить від витрати повітря, що використовується для пневматичного перемішування розчину. На рис.4.5 зображено кінетику процесу розчинення бензойної кислоти за різних витрат повітря для пневматичного перемішування до концентрації насичення із використанням перемішувачих додатків (поліметилметакрилат діаметром  $7 \cdot 10^{-3}$  м) у кількості 2% від об'єму розчину.

Аналіз графічної залежності (рис.4.5) показує, що додавання перемішувачих кульок та зростання витрати повітря до  $1,56 \cdot 10^{-3}$  м<sup>3</sup>/с призводить до зменшення середньої тривалості процесу розчинення від  $12 \cdot 10^3$  с до  $7,8 \cdot 10^3$  с. Разом з тим, дана витрата повітря є граничною у наших

дослідженнях, оскільки її збільшення понад  $1,56 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$  ( $5,6 \text{ м}^3/\text{год}$ ) призводить до переходу близько 80% розчину у стан піни.

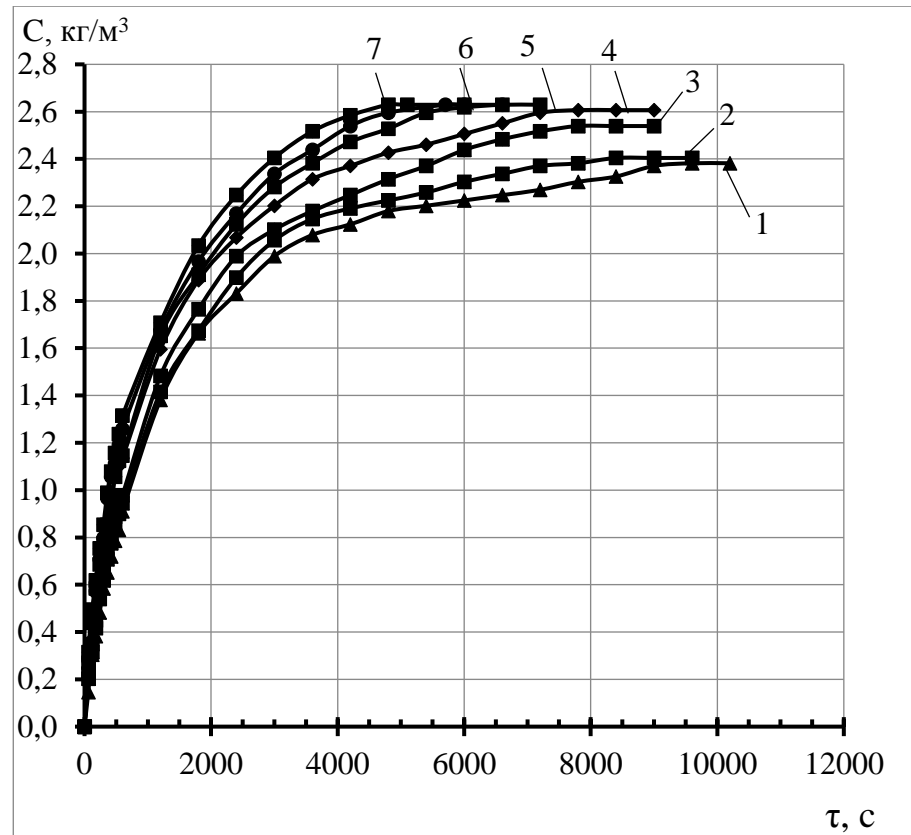


Рис.4.5. Залежність зміни концентрації бензойної кислоти у часі зі зміною витрати повітря

1 –  $V_c=0,22 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 2 –  $V_c=0,44 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 3 –  $V_c=0,67 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 4 –  $V_c=0,89 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 5 –  $V_c=1,11 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 6 –  $V_c=1,33 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 7 –  $V_c=1,56 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$

Зазвичай, у промисловості застосовують 0,12 % розчин бензойної кислоти. Допустимий вміст бензойної кислоти у отриманих продуктах складає від 0,1 до 0,2 %. Тому, окрім процесу розчинення бензойної кислоти до концентрації насичення  $C_n$ , необхідним є дослідження її кінетики розчинення до концентрації у розчині  $C = 0,12\%$  ( $1,2 \text{ кг}/\text{м}^3$ ). Під час розчинення також використовували перемішувачі додатки, які описані вище.

Процес проводили за сталих параметрів: температура рідини  $t=16 \text{ }^\circ\text{C}$ , надлишковий тиск  $P = 49050 \text{ Па}$ , маса полідисперсної суміші бензойної кислоти  $m = 7 \cdot 10^{-3} \text{ кг}$  та об'єм розчину  $V = 1,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ . Витрату повітря змінювали у межах від  $0,22 \cdot 10^{-3}$  до  $1,56 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$  ( $0,8 - 5,6 \text{ м}^3/\text{год}$ ).

До досягнення необхідної концентрації  $C = 0,12\%$ , відбирали проби  $V=5 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3$  з часовим інтервалом  $\Delta\tau = 60 \text{ с}$  та аналізували розчин на вміст бензойної кислоти за допомогою спектрофотометра Spesord m40. Кінетику процесу розчинення до досягнення заданої концентрації зображено на рис.4.6.

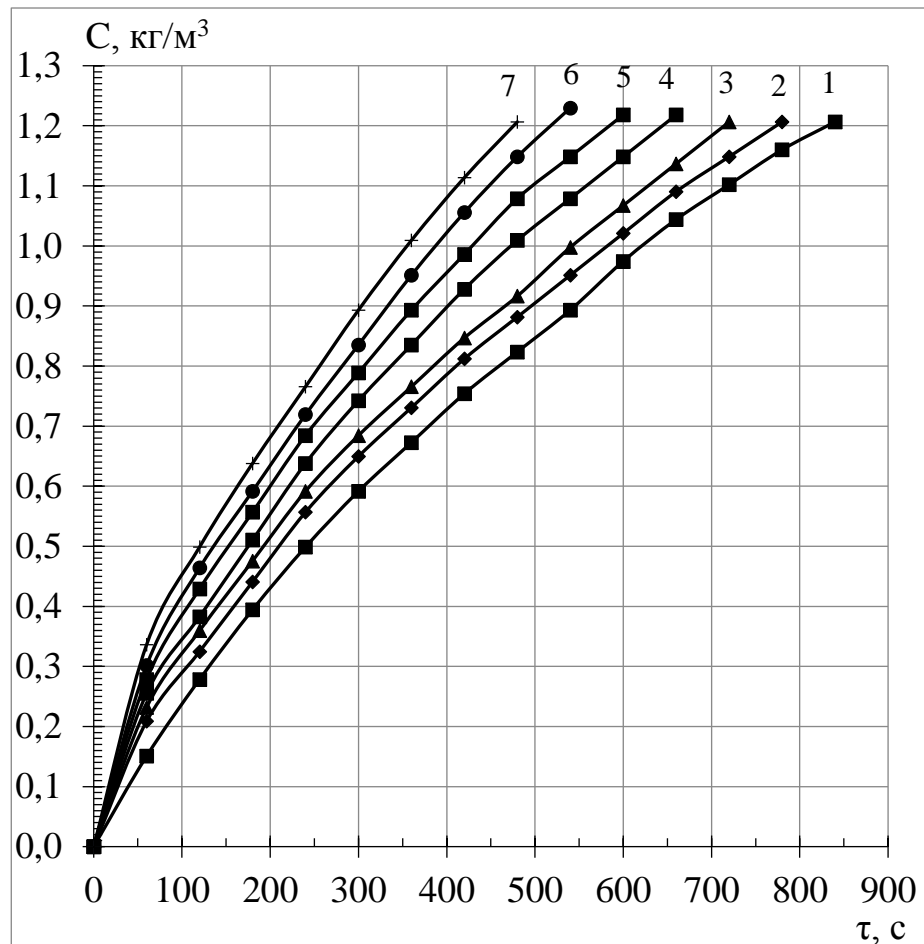


Рис.4.6. Кінетика розчинення бензойної кислоти за змінної витрати повітря до досягнення концентрації  $1,2 \text{ кг/м}^3$

1 –  $V_c=0,22 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 2 –  $V_c=0,44 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 3 –  $V_c=0,67 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 4 –  $V_c=0,89 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 5 –  $V_c=1,11 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 6 –  $V_c=1,33 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ ; 7 –  $V_c=1,56 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$ .

Аналізуючи графік рис.4.6 бачимо, що витрата повітря  $1,56 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$  дає змогу здійснити процес розчинення бензойної кислоти до необхідної концентрації за 480 с.

### 4.1.3. Кінетика періодичного розчинення калій хлориду

Механізм процесу розчинення належить до дифузійних, для яких є характерним залежність коефіцієнта масовіддачі від інтенсивності перемішування. Нами проаналізовано розчинення калій хлориду у воді. Даний процес використовують з метою одержання калійного добрива, або його суміші з іншими добривами. Очевидно, що у технологічному процесі концентрація солі повинна бути великою і наближатись до концентрації насичення.

Розчинення калійних солей лежить в основі одержання мінеральних добрив. Природні солі представляють собою суміш різних компонентів, у тому числі калію хлорид. Під час розчинення відбуваються не лише фізичні процеси, але у рідинній фазі відбуваються фізико-хімічні та хімічні перетворення. У деяких випадках внаслідок перетворень одержується безхлорне калійне добриво, а технологічні процеси передбачають проведення розчинення солей зі значною кількістю твердих частинок.

Експериментальні дослідження щодо встановлення кінетичних закономірностей розчинення частинок калію хлориду проводили в апараті з мішалкою. Для здійснення процесу розчинення у циліндричну ємність заливали  $V=10^{-3}$  м<sup>3</sup> дистильованої води. В апарат засипали підготовлену дисперсню суміш калію хлориду, середній розмір частинки якого становив  $d_p=3\cdot 10^{-3}$  м. Це значення використовували під час розрахунку процесу розчинення. Наважка твердої фази становила  $M_0 = 3\cdot 10^{-4}$  кг, що відповідало умові повного розчинення і досягнення концентрації розчинення.

Розчин перемішували лопатевою мішалкою ( $d_m = 0,08$  м і  $h= 0,02$  м). Частоту обертів мішалки обирали таким чином, щоб забезпечити достатній контакт твердих частинок з рідиною. Візуальним спостереженням визначено, що для забезпечення інтенсивного контакту твердих частинок з рідиною частоту обертання мішалки доцільно встановити у межах 200 – 500 об/хв.



Дане число обертів забезпечувало достатній контакт твердих частинок із рідиною. Розчинення проводили за температури  $16 \pm 0,5$  °С.

Встановивши необхідне значення частоти обертання мішалки засипали сіль та фіксували час. Через задані часові інтервали відбирали проби та аналізували на вміст розчиненої солі. Аналіз проводили визначенням концентрації іонів хлору. На основі експериментальних та розрахованих даних побудували залежності зміни концентрації калію хлориду у розчині з часом  $C = f(\tau)$  за різних чисел обертів механічної мішалки. Отримані дані представлені на рис. 4.7.

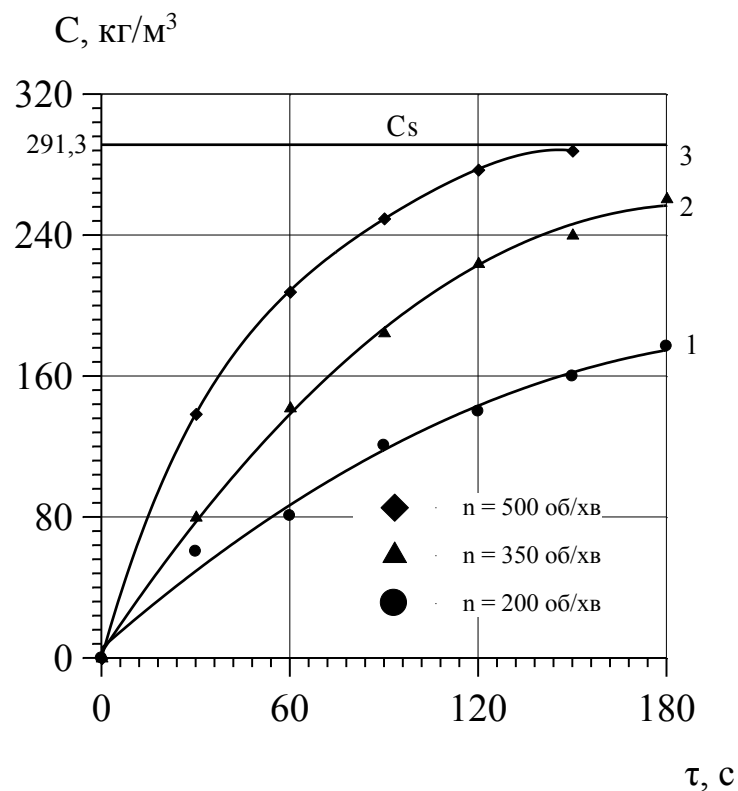


Рис.4.7. Залежність зміни концентрації калію хлориду  $C$  від часу розчинення  $\tau$ , с за чисел обертів  $n$  (об/хв) 1 – 200; 2 – 350; 3 – 500 ( $C_s$  – концентрація насичення,  $\text{кг/м}^3$ )

Для подальших досліджень необхідно визначити концентрацію насичення, значення якої у широкому інтервалі температур визначають із залежності [156]:

$$C_s = 256,0 + 2,28355t - 4,8538 \cdot 10^{-3} t^2 \quad (4.1)$$

Для температури досліду  $16^{\circ}\text{C}$  концентрація насичення становитиме:

$$C_s = 256 + 2,28355 \cdot 16 - 4,8538 \cdot 10^{-3} \cdot 16^2 = 291,3 \text{ кг/м}^3. \quad (4.2)$$

Іншим важливим параметром є зміна густини розчину  $\rho$  від концентрації калію хлориду  $C$ :  $\rho = f(C)$ . Цю графічну залежність представлено на рис.4.8.

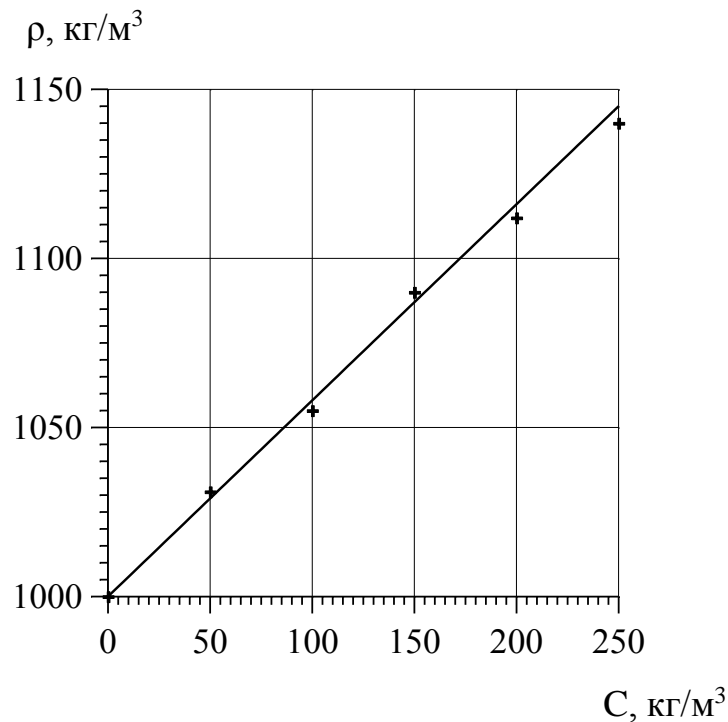


Рис. 4.8. Залежність зміни густини розчину калію хлориду  $\rho$  зі зміною концентрації  $C$ .

Прямолінійна графічна залежність (рис.4.8) є характерною і для інших систем та відповідає рівнянню:

$$\rho = \rho_0 + a \cdot C, \quad (4.3)$$

де:  $\rho_0$  – густина чистого розчинника за даної температури;

$a$  – коефіцієнт пропорційності.

Апроксимувавши експериментальні дані наведені на рис. 4.8 лінійною функцією отримали наступну розрахункову залежність:

$$\rho = 1000 + 0,58 \cdot C \quad (4.4)$$

Оскільки теоретичний аналіз розчинення належить до закону збереження, який лежить в основі складання матеріального балансу, то отримані експериментальні дані розглянуті з позиції сталого об'єму суміші речовин, що беруть участь у розчиненні, та його зміни внаслідок зміни густини розчину. Інтенсивне перемішування переводить тверді частинки у зважений стан, який досягається за числа обертів:  $n = 500$  об/хв. Процес тривалий у часі, а кількість твердих частинок у розчині незмінні. Рівняння матеріального балансу представимо у вигляді:

$$M_0 - M = V \cdot C, \quad (4.5)$$

де:  $M_0$ ,  $M$  – початкова та поточна маса твердої фази у будь-який заданий момент часу, кг;

$C$  – концентрація калію хлориду у розчині у заданий момент часу,  $\text{кг/м}^3$ .

Введемо позначення  $y = M/M_0$ ;  $C_{\max} = M_0/V$ . Тоді рівняння (4.5)

запишеться у вигляді:

$$C_{\max} \cdot (1 - y) = C, \quad (4.6)$$

Отримане рівняння (4.6) дає змогу встановити залежність між нерозчинною часткою твердої фази  $y$  та концентрацією компонента у рідині  $C$ . Значення максимальної концентрації  $C_{\max}$  для умов досліду складало  $300 \text{ кг/м}^3$ . Отримані та розраховані дані наведено у таблиці 4.3 та на рис.4.9, крива 1.

Таблиця 4.3

#### Залежність між концентрацією калію хлориду у твердій фазі та розчині

$C, \text{ кг/м}^3$	50	100	150	200	250	300
$y$	0,833	0,677	0,5	0,333	0,167	0

Рівняння (4.6) не враховує зміну об'єму рідкої фази під час розчинення твердої речовини внаслідок збільшення густини рідини. Рівняння матеріального балансу зі змінним об'ємом знайдемо на основі рівнянь [156]:

$$V \cdot \rho - V_0 \cdot \rho_0 = M_0 - M \quad (4.7)$$

$$V \cdot C = M_0 - M$$

Сумісний розв'язок рівнянь (4.7) та (4.3) дає змогу визначити величини  $V$  та  $C$  залежно від відносної частки твердої фази, яка не розчинилась:

$$V = V_0 \cdot \frac{\rho_0}{\rho_0 - C \cdot (1 - a)} \quad (4.8)$$

$$C = C_{\max} \cdot \frac{1 - y}{1 + (1 - a) \cdot \frac{C_{\max}}{\rho_0} \cdot (1 - y)}$$

Згідно із залежністю (4.8) виконано теоретичний розрахунок концентрації калію хлориду і результати розрахунку наведено у таблиці 4.4 та на рис.4.9, крива 2.

Таблиця 4.4

**Залежність між вмістом компонента у твердій фазі та розчині  
розрахованого згідно зі залежністю (4.8)**

$C, \text{ кг/м}^3$	58,53	114.24	167.35	218.02	266.43
$y$	0,8	0,6	0,4	0,2	0

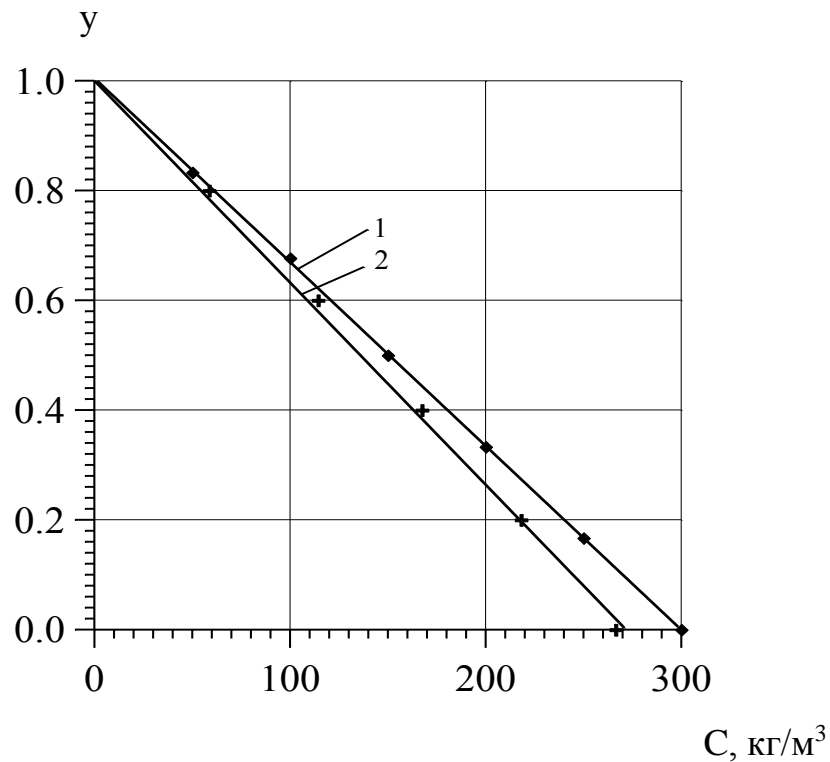


Рис.4.9. Залежність між ступенем розчинення твердої фази  $y$  та концентрацією у розчині калію хлориду  $C$  під час періодичного розчинення  
 1 – розрахунок згідно із лінійним балансовим рівнянням (4.6);  
 2 – розрахунок згідно із нелінійним балансовим рівнянням (4.8)

Аналіз графічної залежності показує розбіжність результатів розрахунків за лінійним рівнянням (4.6), згідно з яким густина рідинного середовища та його об'єм приймаються постійними, та нелінійним (4.8). Найбільше відхилення спостерігається в області високих концентрацій. Враховуючи, що основною метою розчинення є досягнення найвищих концентрацій, які наближаються до рівноважних, що дорівнюють розчинності твердих тіл, тому ця обставина повинна братись до уваги під час практичних розрахунків. Наприклад, для ступеня розчинення 0,9 (значення  $y$  дорівнює 0,1) концентрація згідно з нелінійним рівнянням складає 240 кг/м<sup>3</sup>, а за лінійним рівнянням 270 кг/м<sup>3</sup>. Похибка при цьому становить 12,5%.

## 4.2. Тепломасообмін під час взаємодії твердого тіла з рідким реагентом

У технологіях різних галузей промисловості широко використовуються процеси тепло- та масообміну у системі тверде тіло-рідина. Кожний процес розчинення супроводжується додатнім або від'ємним тепловим ефектом. Теплота виділяється на поверхні твердого тіла, де досягає максимальних значень. Тому, фізико-хімічні параметри системи, такі як густина, в'язкість, теплові та дифузійні параметри значно відрізняються від центру потоку рідини. Тепло реакції із поверхні твердого тіла розповсюджується теплопровідністю всередину тіла та конвекцією у розчин. Завданням досліджень було визначення температури поверхні твердого тіла, розподілу температур у рідині та твердому тілі, визначенні потоків теплоти до твердої фази та до рідини.

Однакова гідродинаміка дає змогу вважати, що існує аналогія між цими двома процесами. Теплові явища під час здійснення масообміну в системі рідина – тверде тіло визначаються законами теплових процесів.

Процеси розчинення твердого тіла, що відбуваються у дифузійній області, визначаються в основному законами молекулярної та конвективної дифузії. У той же час кожна взаємодія супроводжується певним тепловим ефектом, причому його значення можуть приймати додатні або від'ємні значення. У деяких випадках, як зазначено у [156], за незначних теплових ефектів, виділенням теплоти можна знехтувати, а температуру оцінювати за середнім значенням.

У першому наближенні можна прийняти, що коефіцієнт масовіддачі  $\beta$  змінює своє значення залежно від температури  $T$  згідно з лінійним законом [157]:

$$\beta = \beta_0 \cdot (1 + \sigma \cdot T_n), \quad (4.9)$$

де:  $\beta_0$  – коефіцієнт масовіддачі за  $T_n$ ;

$\sigma$  – коефіцієнт пропорційності.

Кількість теплоти  $Q$ , яка виділяється на одиниці поверхні за одиницю часу визначимо із залежності [157]:

$$Q = \beta_0 \cdot (1 + \sigma \cdot T_n) \cdot C_R \cdot Q_R, \quad (4.10)$$

де:  $C_R$  – концентрація;

$Q_R$  – тепловий ефект взаємодії.

Схему розподілу температур у твердому тілі та в рідинному середовищі зображено на рис. 4.10. Враховуючи поверхневу взаємодію, найвища температура буде спостерігатися на поверхні сферичного твердого тіла. Це значно змінює усі фізико–хімічні характеристики, які використовують під час розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі та масовіддачі, а також коефіцієнтів дифузії.

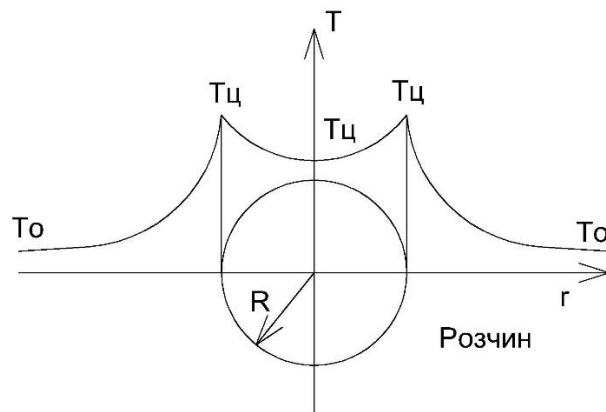


Рис. 4.10. Схема розподілу температур у твердому тілі та рідинному реагенті під час їх взаємодії

Поширення теплоти у твердому тілі сферичної форми визначається диференціальним рівнянням теплопровідності [157]:

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a \cdot \left( \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad \tau > 0; 0 < r < R \quad (4.11)$$

де:  $T$  – температура;

$r$  – поточний радіус;

$R$  – радіус твердої частинки;

$a$  – коефіцієнт теплопровідності.

Гранична умова визначається розподілом теплоти, що виділяється на поверхні і яке розподіляється між розчином та твердою частинкою запишеться у вигляді рівняння [157]:

$$\beta_0 \cdot (1 + \sigma \cdot T_n) \cdot C_R \cdot Q_R = \lambda \cdot \left( \frac{\partial T}{\partial r} \right)_n + \alpha \cdot (T_n - T_l), \quad (4.12)$$

де:  $\lambda$  – коефіцієнт теплопровідності твердого тіла;

$\alpha$  – коефіцієнт тепловіддачі;

$T_n$ ,  $T_l$  – температура поверхні твердого тіла та температура рідинного середовища.

Початкові умови для даного випадку взаємодії будуть наступні:

$$T(r, \tau = 0) = T_0; T_l(\tau) = T_0. \quad (4.13)$$

Введемо безрозмірні параметри:

$\varphi = \frac{r}{R}$  – безрозмірний радіус;

$Fo = \frac{a \cdot \tau}{R^2}$  – число Фур'є;

$Bi = \frac{\alpha \cdot R}{\lambda}$  – число Біо;

$T^* = \frac{\beta_0 \cdot C_R \cdot Q_R \cdot R}{\lambda}$  – параметр, що має розмірність температури.

Звідси, отримуємо диференціальне рівняння з граничними та початковими умовами, записане у безрозмірній формі [157]:



$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial T}{\partial Fo} = \frac{\partial^2 T}{\partial \varphi^2} + \frac{2}{\varphi} \cdot \frac{\partial T}{\partial \varphi}, \\ Bi \cdot (T_n - T_0) + \left( \frac{\partial T}{\partial \varphi} \right)_{\varphi=1} = T^* \cdot (1 + \sigma \cdot T_n), \\ T(\varphi, 0) = T_0; T_1(Fo) = 0, \\ \left( \frac{\partial T}{\partial \varphi} \right)_{\varphi=0} = 0. \end{array} \right. \quad (4.14)$$

Систему рівнянь (4.14) вирішували методом, який базується на перетвореннях Лапласа. Розв'язок складається із нульового кореня та інших коренів характеристичного рівняння, яке для даного випадку, коли об'єм рідинної фази приймався великим, має вигляд:

$$tg \mu = - \frac{\mu}{Bi - T^* \cdot \sigma - 1}. \quad (4.15)$$

Розподіл температур у твердому тілі на основі рішення системи рівнянь (4.14) має вид:

$$\frac{T - T_0}{T^* (1 + \sigma \cdot T_0)} = \frac{1}{Bi - T^* \cdot \sigma} - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \cdot (1 - Bi + T^* \cdot \sigma)}{[\mu_n^2 + (1 - Bi + T^* \cdot \sigma) \cdot (T^* \cdot \sigma - Bi)] \cdot \cos \mu_n} \cdot \frac{\sin \mu_n \cdot \varphi}{\mu_n \cdot \varphi} \cdot e^{-\mu_n^2 Fo} \quad (4.16)$$

У випадку, коли коефіцієнт масовіддачі  $\beta$  змінюється незначно, розв'язок (4.16) спрощується і його можна записати у вигляді:

$$\frac{T - T_0}{T^*} = \frac{1}{Bi} - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \cdot (Bi - 1)}{[\mu_n^2 + Bi \cdot (Bi - 1)] \cdot \cos \mu_n} \cdot \frac{\sin \mu_n \cdot \varphi}{\mu_n \cdot \varphi} \cdot e^{-\mu_n^2 Fo}. \quad (4.17)$$

Розв'язок (4.17) дає змогу теоретично визначити температуру у центрі кулястої частинки, що дозволяє експериментально перевірити теоретичний розв'язок та допущення незначної зміни коефіцієнта масовіддачі у рідинній фазі. У центрі кулі значення  $\varphi = 0$ , а:

$$\lim_{\varphi \rightarrow 0} \frac{\sin \mu_n \cdot \varphi}{\mu_n \cdot \varphi} = 1,$$

тому розв'язок для  $T = T_u$  буде мати вигляд:

$$\frac{T_u - T_0}{T^*} = \frac{1}{Bi} - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \cdot (Bi - 1)}{[\mu_n^2 + Bi \cdot (Bi - 1)] \cdot \cos \mu_n} e^{-\mu_n^2 Fo} \quad (4.18)$$

Кулясту частинку магнію діаметром  $3 \cdot 10^{-2}$  м обробляли нітратною кислотою, де відбувалося її хімічне розчинення. Дана реакція належить до дифузійно контрольованих і не лімітується хімічною кінетикою. Тепловий ефект цієї взаємодії складає 19385 кДж/кг Mg, або 3740 кДж/кг  $\text{HNO}_3$ . Залежності між коефіцієнтами масовіддачі та тепловіддачі визначаються однаковою гідродинамічною обстановкою, що виникає за рахунок газової фази, яка утворюється на поверхні розділу фаз. Відмінність полягає лише у тому, що масообмін відбувається транспортом реагенту до поверхні твердої фази, а теплообмін з поверхні твердої фази до рідкого реагенту. Одержані експериментальні значення коефіцієнтів масовіддачі та тепловіддачі носять однотипний характер, що дозволяє підтвердити аналогію між процесом масовіддачі та тепловіддачі для масообмінних процесів, які супроводжуються газоутворенням на поверхні взаємодії фаз. Дослідження проводили у рідкій фазі реагенту та визначали значення коефіцієнта масовіддачі  $\beta$  для різних значень концентрацій нітратної кислоти в області 5 – 60 кг/м<sup>3</sup>. Наявність газової фази, що виділяється під час реакції у зоні взаємодії приводить до утворення, росту та відриву бульбашок газу від поверхні твердого тіла. Утворення бульбашок впливає на пограничний дифузійний шар рідини, зумовлює його перемішування. Відрив бульбашок з поверхні твердого тіла

здійснює руйнування пограничних дифузійного та теплового шарів рідини. Після відриву бульбашок газу з поверхні твердого тіла відбувається приплив свіжої рідини з реагентом високої концентрації замість реагенту, що прореагував і концентрація якого наближається до нуля. Це приводить до зростання концентрації на поверхні твердого тіла та збільшення утворення бульбашок. Біля поверхні створюється інтенсивна гідродинамічна ситуація, за якої зростає об'єм утворених бульбашок та їх кількість. Це приводить до інтенсифікації процесу тепломасообміну та збільшення коефіцієнтів масовіддачі та тепловіддачі. Аналогічна картина спостерігається у теплообмінних процесах під час кипіння рідини, коли збільшення пароутворення у вигляді бульбашок пари зумовлює зростання коефіцієнта тепловіддачі при бульбашковому режимі кипіння.

Дослідження проводили на експериментальній установці в ємності, у яку заливали розчин нітратної кислоти заданої концентрації. Температуру в системі підтримували постійною ( $16 \pm 0,5^\circ\text{C}$ ) за допомогою термостату. Температуру поверхні кулястої частинки магнію розраховували, враховуючи тепловий ефект реакції на поверхні частинки, а температуру розчину нітратної кислоти – скляним термометром. Об'єм розчину нітратної кислоти становив  $1 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ . Цей об'єм рідини є значно більшим, ніж об'єм кулястої частинки, що забезпечувало незначне підвищення температури розчину. Коефіцієнт тепловіддачі визначали з рівняння тепловіддачі, а масовіддачі – із рівняння масовіддачі. Втрату маси кулястої частинки магнію визначали ваговим методом через задані проміжки часу. Час зважування не перевищував 10 с. Апроксимація експериментальних даних лінійною функцією дала змогу представити взаємозв'язок між кінетичними коефіцієнтами масовіддачі  $\beta$  та тепловіддачі  $\alpha$  у вигляді розрахункової залежності (4.19). Дана залежність є справедливою у межах  $1 \cdot 10^{-4} \leq \beta \leq 4 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$  [158]:

$$\alpha = 750 + 1,7 \cdot 10^7 \cdot \beta . \quad (4.19)$$

На рис. 4.11 наведено розрахункові (суцільна лінія) та експериментальні дані із замірів температури (точки) за допомогою термопари, встановленої у центрі частинки магнію для різних концентрацій нітратної кислоти. Дані температур представлено, як різниця дійсної температури  $t$  та початкової температури частинки  $t_0$  до початку досліду.

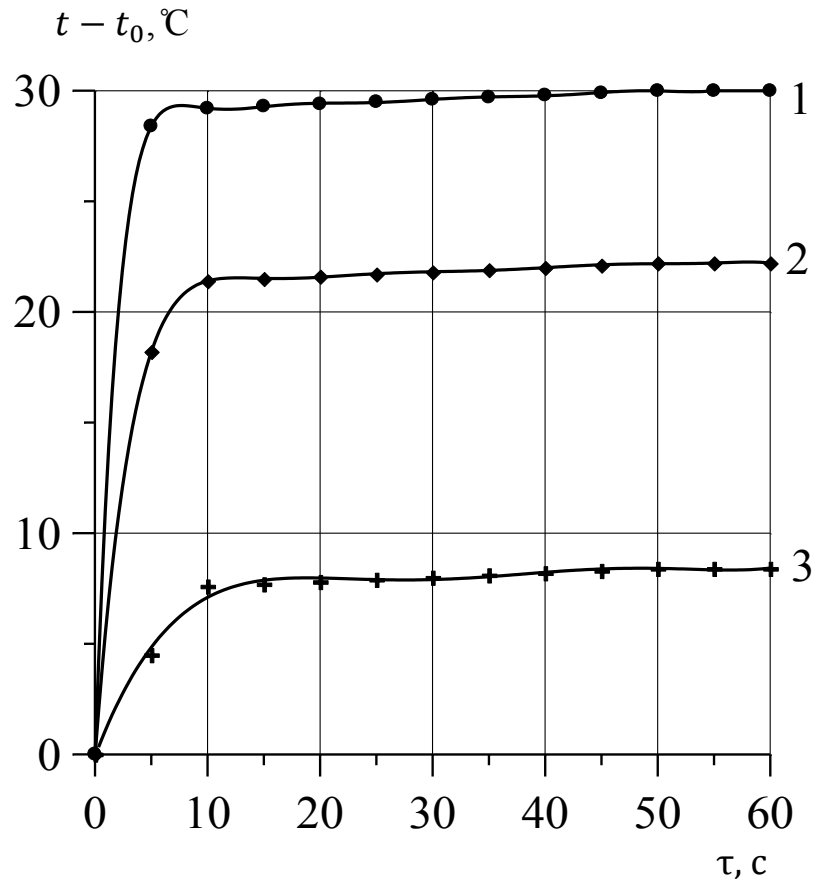


Рис.4.11. Порівняння розрахункових (суцільні лінії) та експериментальних (точки) значень різниці дійсної та початкової температур центра кулі за різних концентрацій кислоти  
1 – 141 кг/м<sup>3</sup>; 2 – 113,3 кг/м<sup>3</sup>; 3 – 55 кг/м<sup>3</sup>

Як видно із рис. 4.11, співпадіння розрахункових та експериментальних значень температур вказує на можливість використання теоретичного розрахунку температури та їх застосування для визначення фізичних параметрів розчинення, що супроводжується значними тепловими ефектами.

### 4.3. Масообмін процесу розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти під час пневматичного перемішування

Процес розчинення бензойної кислоти відбувається, в основному, у дифузійній області. Щоб використовувати бензойну кислоту в технологічних процесах її розчиняють в апаратах періодичної та безперервної дії. Встановлено, що дослідженню масообміну в процесах розчинення під час пневматичного перемішування розчину як бензойної кислоти, так і інших солей, в технічній літературі приділено недостатньо уваги. Тому, дослідження закономірностей масообмінних процесів під час розчинення бензойної кислоти за пневматичного перемішування, а також визначення ефективних коефіцієнтів молекулярної дифузії та масовіддачі є важливими завданнями.

Аналіз руху бульбашок стисненого повітря у рідкому середовищі проводили на лабораторній установці, схема і принцип роботи якої представлені у другому розділі.

Важливим у процесі масообміну у середовищі “тверда фаза-рідина” є визначення коефіцієнтів масовіддачі, залежності коефіцієнта масовіддачі від концентрації розчину, а також дослідження зміни поверхні масообміну внаслідок зміни діаметра частинок полідисперсної твердої фази зі зміною концентрації.

Кількість частинок  $N_q$  у наважці полідисперсної суміші бензойної кислоти, що подаються на розчинення визначали за залежністю [159]:

$$N_q = \sum_{j=1}^5 \frac{6 \cdot m_j}{\rho \cdot \pi \cdot \bar{d}_{qj}^3}, \quad (4.20)$$

де:  $j$  – кількість фракцій полідисперсної суміші бензойної кислоти;

$m_j$  – маса наважки бензойної кислоти  $j$ -тої фракції, кг;

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

$\bar{d}_{qj}$  – усереднений початковий діаметр  $j$ -тої фракції, м.

Основні характеристики полідисперсної суміші бензойної кислоти, розділеної на п'ять фракцій, наведено у табл. 4.5.

Масу твердої бензойної кислоти, яка перейшла у розчин за певний проміжок часу, розраховували за залежністю:

$$m_{pi} = V \cdot (C_i - C_{i-1}), \quad (4.21)$$

де:  $i = 1..m$ ,  $m$  – кількість точок експерименту;

$C_i - C_{i-1}$  – зміна концентрації бензойної кислоти у розчині за певний проміжок часу, кг/м<sup>3</sup>;

$V$  – об'єм розчину, м<sup>3</sup>.

Масу твердої бензойної кислоти, яка залишилася нерозчиненою у розчині, розраховували за залежністю:

$$m_{\tau i} = m_{i-1} - m_{pi} \quad (4.22)$$

Таблиця 4.5

#### Основні характеристики полідисперсної суміші бензойної кислоти

Фракція × 10 <sup>3</sup> м	m, кг	$\bar{d}_q \cdot 10^6$ , м	N <sub>чj</sub>
0,16÷0,315	7,63E-05	176	21070
0,315÷0,63	6,14E-04	338	23914
0,63÷1,25	2,46E-03	666	12534
1,25÷2,5	1,15E-03	1116	1245
2,5-5,0	1,99E-04	1753	55
Σ	0,00450	–	58819

У зв'язку з тим, що експериментально визначити зміну розмірів частинок кожної фракції неможливо, припустили, що діаметри всіх частинок

під час розчинення зменшуються на однакову величину  $\Delta$ . Дане припущення обґрунтовано тим, що частинки всіх фракцій рівномірно омиваються рідиною і їх розчинність також буде рівномірною, тобто розміри всіх частинок будуть зменшуватися на одну і ту ж величину  $\Delta$ . У таблиці 4.6 наведені дані залежності зміни величини  $\Delta$  у часі ( $\Delta\tau = 600$  с) за мінімальної, середньої та максимальної витрат стиснутого повітря.

Таблиця 4.6

**Залежність зміни величини  $\Delta$  зі зміною витрати стиснутого повітря**

$V_c \cdot 10^5,$ $m^3/c$	$\Delta \cdot 10^5, m$															
22	8,05	4,79	4,11	3,42	2,83	2,59	2,32	2,03	1,82	1,64	1,36	1,01	0,73	0,71	0,56	0,32
89	9,88	5,69	4,58	3,88	3,06	2,92	2,49	1,98	1,75	1,34	1,02	0,88	0,53	–	–	–
156	11,75	5,73	5,18	4,62	4,21	3,63	2,52	1,18	–	–	–	–	–	–	–	–

Кількість нерозчиненої бензойної кислоти після кожного експерименту представляли у наступному вигляді:

$$m_{Ti} = \frac{\pi}{6} \cdot \rho \cdot \sum_{j=1}^n N_{i,j} \cdot (d_{i,j} - \Delta_i)^3 \quad (4.23)$$

Кубічне рівняння розв'язали відносно невідомої величини  $\Delta_i$  за допомогою функції Find програмного комплексу MathCad 15 і теоретично розраховали числові значення  $\Delta_i$  для кожного експерименту.

На рис. 4.12. наведено теоретично розраховані значення зміни в часі діаметрів частинок бензойної кислоти для кожної із фракцій.

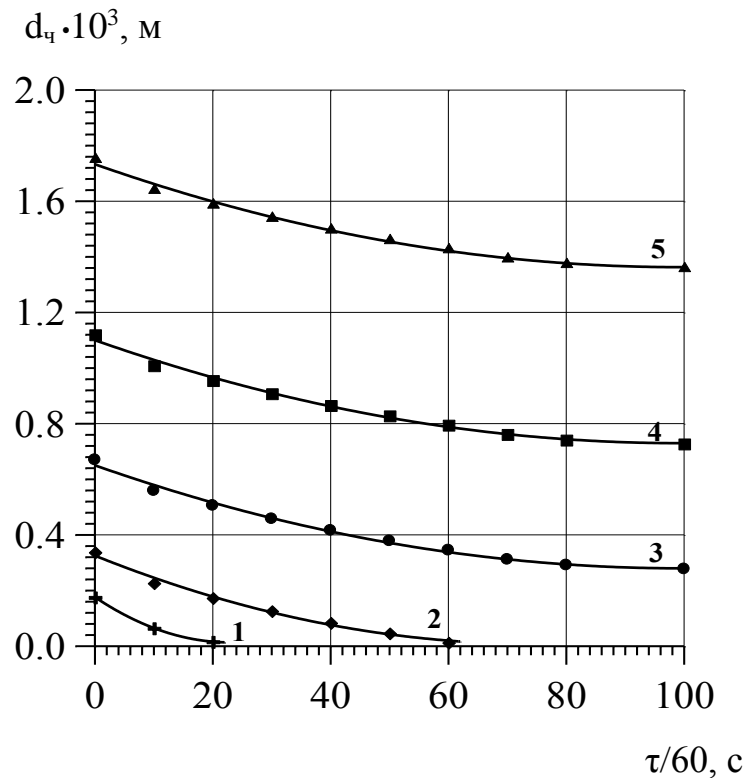


Рис. 4.12. Залежність зміни усередненого діаметра фракцій дисперсних частинок бензойної кислоти у часі:

$$1 - (0,16 \div 0,315) \cdot 10^{-3} \text{ м}; 2 - (0,315 \div 0,63) \cdot 10^{-3} \text{ м}; \\ 3 - (0,63 \div 1,25) \cdot 10^{-3} \text{ м}; 4 - (1,25 \div 2,5) \cdot 10^{-3} \text{ м}; 5 - (2,5 \div 5,0) \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

В результаті експериментальних досліджень та теоретичних розрахунків спостерігаємо зникнення найменшої фракції  $(0,16 \div 0,315) \cdot 10^{-3} \text{ м}$  через 20 хвилин, а через 60 хвилин – фракції  $(0,63 \div 1,25) \cdot 10^{-3} \text{ м}$ .

Поряд із розчиненням окремих фракцій суміші бензойної кислоти встановили особливості масообміну для всієї полідисперсної суміші.

Поверхня частинок всіх фракцій на початку дослідів становила:

$$F_0 = \sum_{j=1}^5 (N_{\varphi_0, j} \cdot \pi \cdot d_{\varphi_0, j}^2) \quad (4.24)$$

Поверхня масообміну під час розчинення зменшується в часі, а концентрація розчину зростає. Зміну сумарної поверхні частинок всіх фракцій під час експерименту визначили зі залежності:



$$F_i = \sum_{j=1}^n (N_{q_{i,j}} \cdot \pi \cdot d_{q_{i,j}}^2) \quad (4.25)$$

Коефіцієнт масовіддачі від твердих частинок бензойної кислоти у розчин визначали зі залежності:

$$\beta_i = \frac{m_{P_i}}{F_i \cdot \left( C_s - \frac{C_i + C_{i-1}}{2} \right) \cdot \tau_i}, \quad (4.26)$$

де  $C_s$  – концентрація насичення для бензойної кислоти у воді за температури експерименту, кг/м<sup>3</sup>;

$\tau_i$  – час між відборами проб, с.

Зміна коефіцієнта масовіддачі під час розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти зі зміною концентрації розчину за сталої витрати повітря зображена на рис. 4.13.

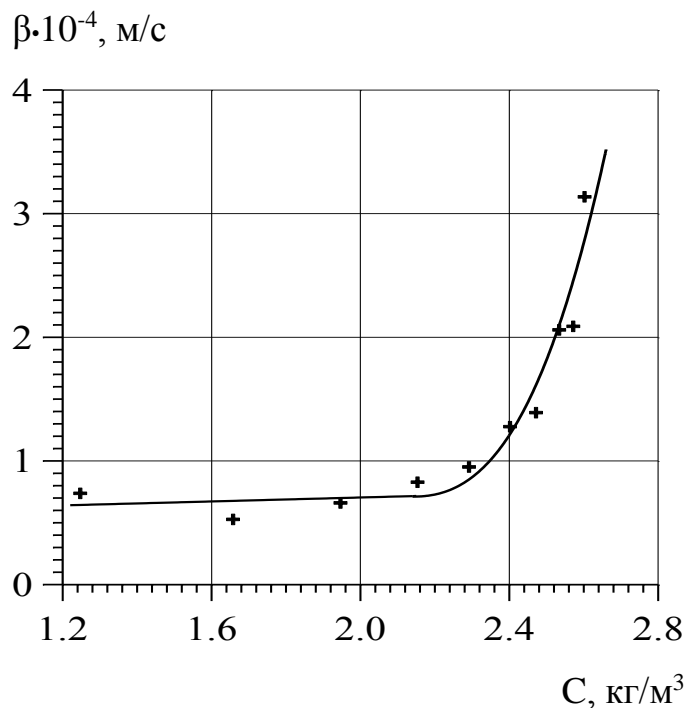


Рис.4.13. Залежність зміни коефіцієнта масовіддачі полідисперсної бензойної кислоти зі зміною концентрації розчину за сталої витрати повітря ( $V_c = 1,33 \cdot 10^{-3}$ , м<sup>3</sup>/с)

Залежність коефіцієнта масовіддачі зі зміною концентрації розчину у часі та за змінної витрати стиснутого повітря зображено на рис. 4.14.

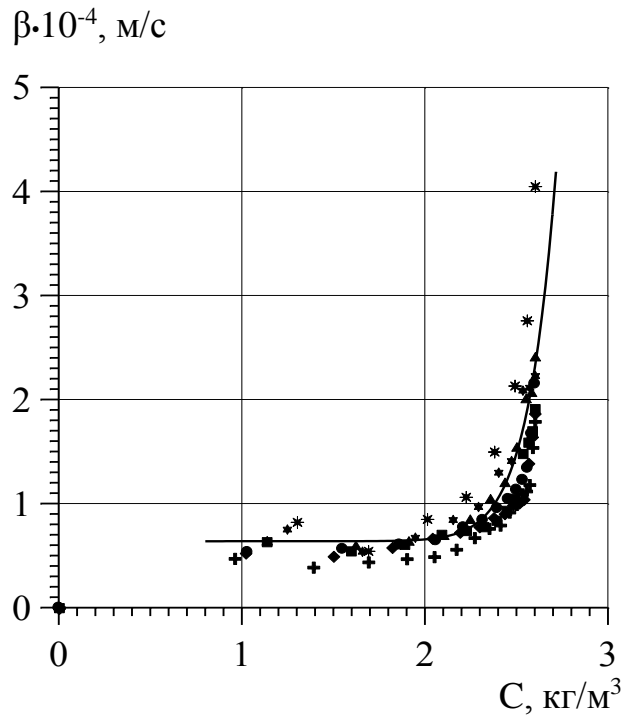


Рис.4.14. Зміна коефіцієнта масовіддачі від концентрації розчину зі зміною витрати стиснутого повітря під час розчинення полідисперсної бензойної кислоти у воді

- + –  $0,22 \cdot 10^{-3}$ , м<sup>3</sup>/с; ◆ –  $0,44 \cdot 10^{-3}$ , м<sup>3</sup>/с;
- –  $0,67 \cdot 10^{-3}$ , м<sup>3</sup>/с; ● –  $0,89 \cdot 10^{-3}$ , м<sup>3</sup>/с;
- ▲ –  $1,11 \cdot 10^{-3}$ , м<sup>3</sup>/с; ★ –  $1,33 \cdot 10^{-3}$ , м<sup>3</sup>/с;
- \* –  $1,56 \cdot 10^{-3}$ , м<sup>3</sup>/с

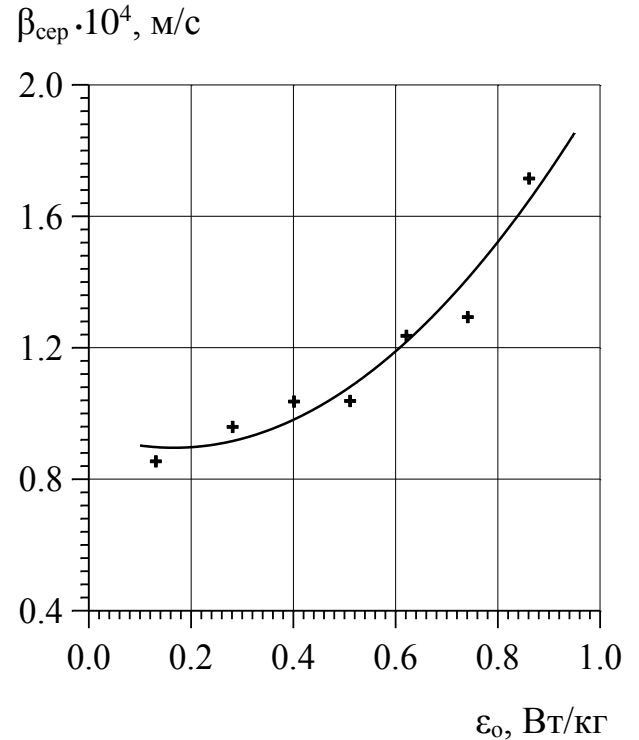


Рис.4.15. Залежність зміни коефіцієнта масовіддачі зі зміною дисипації енергії в апараті під час розчинення бензойної кислоти за різних витрат стиснутого повітря

Розрахунки дисипації енергії, яка вводиться у апарат для розчинення бензойної кислоти під час пневматичного перемішування в умовах квазістаціонарного руху бульбашок повітря, отримані згідно з відомою методикою [159] а результати наведено у таблиці 4.7. На основі обчислених результатів побудовано графічну залежність коефіцієнта масовіддачі від зміни дисипації енергії в апараті за змінної витрати повітря (рис. 4.15).

З рис. 4.15 видно, що коефіцієнт масовіддачі  $\beta_{сер}$  зі зростанням витрати повітря і дисипації енергії в апараті зростає, що пояснюється зростанням швидкості омивання твердих частинок розчином та зменшенням товщини пограничного шару навколо твердої частинки.

Графічна залежність коефіцієнта масовіддачі від об'ємної витрати стиснутого повітря наведена на рис. 4.16.

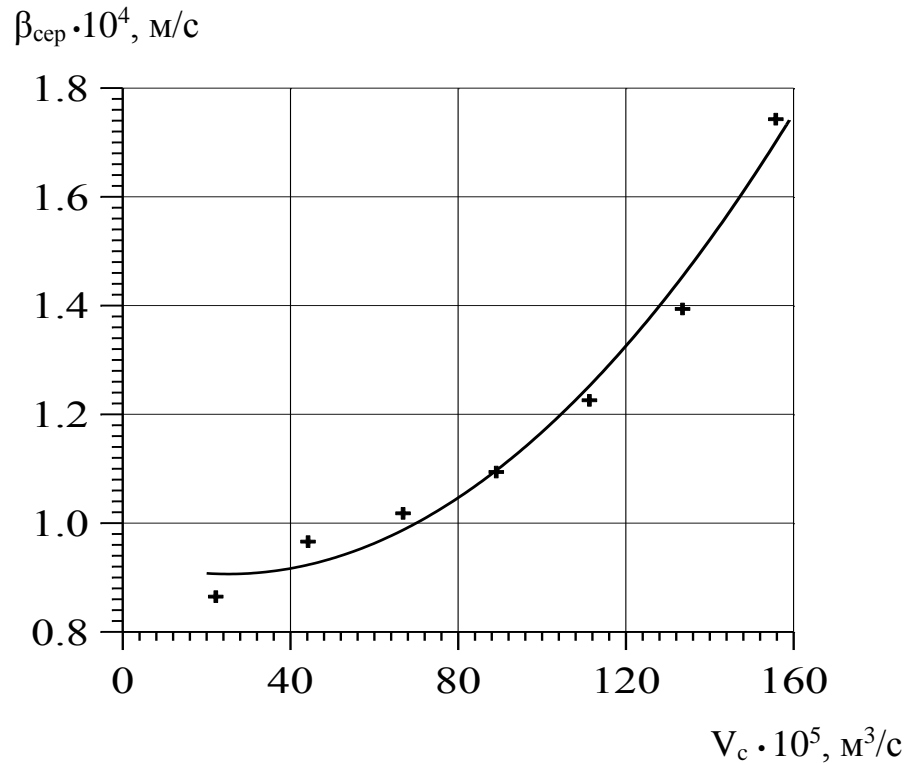


Рис.4.16. Залежність зміни коефіцієнта масовіддачі зі зміною об'ємної витрати в апараті під час розчинення

Гідродинамічний режим, за якого здійснюється процес, впливає на коефіцієнт масовіддачі від поверхні твердої частинки у розчин. Із рис. 4.16 видно, що коефіцієнт  $\beta_{сер}$  зростає зі збільшенням витрати стиснутого повітря.

Концентрація бензойної кислоти під час проведення дослідів була незначною ( $C_s = 2,63 \text{ кг/м}^3$ ), тому розрахунок числа Шмідта визначали як для чистої дистильованої води. Вихідні дані наведені у табл. 4.7.

Коефіцієнт молекулярної дифузії  $D^t$  за температури експерименту визначали зі залежності [159]:

$$D^t = D^{20} \cdot [1 + b \cdot (t - 20)], \quad (4.27)$$

де  $b$  – коефіцієнт, який визначали зі залежності:

$$b = 0.2 \cdot \sqrt{\mu} \cdot \sqrt[3]{\rho}, \quad (4.28)$$

де:  $\mu$  – коефіцієнт динамічної в'язкості розчину, за температури експерименту, Па · с;

$\rho$  – густина розчину за температури експерименту, кг/м<sup>3</sup>.

Число Шмідта визначали зі залежності:

$$Sc = \frac{\nu}{D^{t=16^\circ C}}, \quad (4.29)$$

де:  $\nu$  – кінематична в'язкість розчину, м<sup>2</sup>/с.

Таблиця 4.7

#### Фізичні характеристики розчину

$\nu \cdot 10^{-5}$ , м <sup>2</sup> /с	$\mu^{16^\circ C}$ Па·с	$\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	$b$	$D^{16}$ , м <sup>2</sup> /с	$Sc^{16^\circ C}$
0,1	0,001	1000	0,063	8,59E-10	1164

Вихідні дані для розрахунку числа Шервуда наведені у табл. 4.7.

Значення числа Рейнольдса визначали із залежності:

$$Re^* = \frac{\sqrt[3]{\omega_0 \cdot g \cdot L \cdot d_{ci}}}{\nu}, \quad (4.30)$$

де:  $\omega_0$  – фіктивна швидкість газу з отвору барботера, м/с;

$L = 0,155$  – лінійний розмір (діаметр) апарату, м;

$d_{ci}$  – середній діаметр частинок впродовж дослідів за даної витрати стиснутого повітря, м.

Значення числа Шервуда визначали із залежності [160]:

$$Sh = \frac{\beta \cdot d_{q_i}}{D^{t=16^\circ C}} \quad (4.31)$$

Розраховані значення коефіцієнта масовіддачі  $\beta_{\text{сер}}$  для різних витрат стиснутого повітря наведені у таблиці 4.8.

Таблиця 4.8

**Результати експериментальних досліджень та визначені числа Шервуда для різних витрат стиснутого повітря**

$V_c \cdot 10^5$ , м <sup>3</sup> /с	$\epsilon_0$ , Вт/кг	$\beta_{\text{сер}} \cdot 10^4$ , м/с	Re*	Sh	Sh/Sc <sup>1/3</sup>	Sh*
22	0,13	0,866	162,31	52,42	4,98	48,76
44	0,28	0,967	184,73	58,20	5,53	57,31
67	0,40	1,019	204,50	61,68	5,86	65,08
89	0,51	1,095	219,44	66,03	6,28	71,08
111	0,62	1,227	237,69	75,42	7,17	78,54
133	0,74	1,395	251,65	86,23	8,20	84,35
156	0,86	1,744	268,55	110,04	10,46	100,40

де: Sh, Sh\* – експериментальне та теоретично розраховане на основі залежності (4.32) значення чисел Шервуда, відповідно.

Критеріальне рівняння для визначення чисел Шервуда представляють у вигляді [160]:

$$Sh^* = A \cdot Re^{*m} \cdot \sqrt[3]{Sc} \quad (4.32)$$

де: A, m – невідомі коефіцієнти, які визначають на основі експериментальних даних.

Оскільки фізичні параметри розчину змінюються у вузькому діапазоні температур, то згідно із рекомендаціями [160] приймаємо:

$$Sh \approx Sc^{0.33}, \quad (4.33)$$

тобто:  $m = 0,33$ .

Щоб визначити невідомі коефіцієнти  $A$  і  $m$  експериментальні дані представляли у вигляді графічної залежності  $Sh/\sqrt[3]{Sc} = f(Re)$  у логарифмічних координатах (рис.4.17).

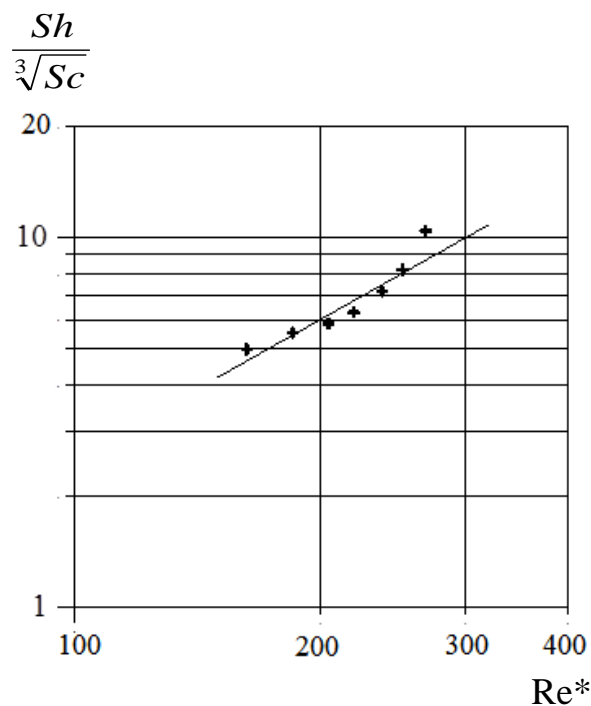


Рис.4.17. Узагальнення результатів експериментального визначення коефіцієнта масовіддачі бензойної кислоти під час пневматичного перемішування

Апроксимувавши експериментальні дані степеневою функцією визначили невідомі коефіцієнти  $A$  і  $m$ , що дало змогу представити рівняння (4.32) у вигляді:

$$Sh^* = 8 \cdot 10^{-3} \cdot Re^{1.25} \cdot \sqrt[3]{Sc}, \quad (4.34)$$

Отримана розрахункова залежність (4.34) дає змогу з достатньою для практичних розрахунків точністю визначити значення числа Шервуда  $i$ , відповідно, коефіцієнта масовіддачі в межах зміни числа Рейнольдса  $100 \leq Re \leq 300$ .

Порівняння визначених на основі розрахункової залежності (4.32) чисел Шервуда з експериментальними значеннями зображено на рис. 4.18.

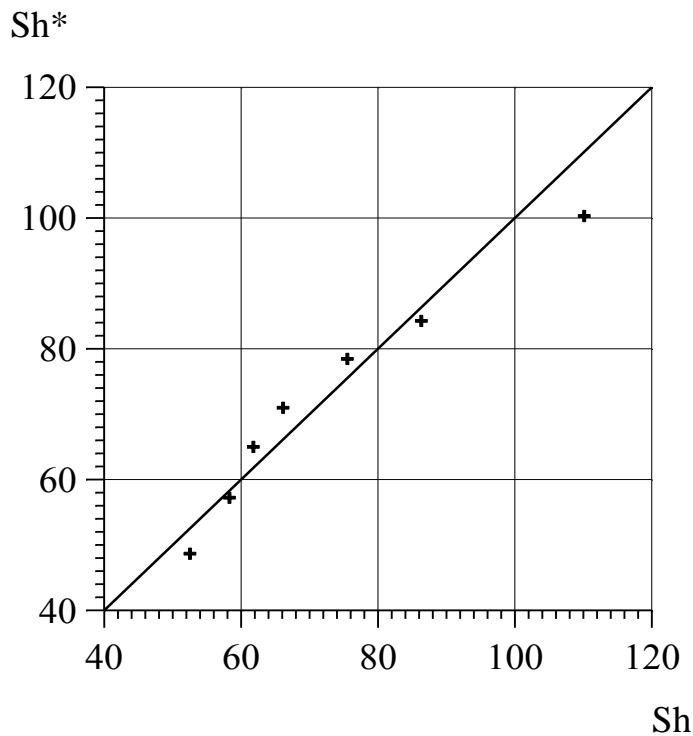


Рис.4.18. Кореляційна залежність між теоретично розрахованими значеннями  $Sh$  за залежністю (4.32) і експериментальними значеннями чисел Шервуда

$Sh^*$

Абсолютне значення відносної похибки між теоретично розрахованими числами Шервуда і експериментальними даними не перевищує 10 %.

#### 4.4.Висновки до четвертого розділу.

1. Експериментально встановлено залежність зміни концентрації бензойної кислоти від тривалості процесу розчинення (рис. 4.1) та запропоновано розрахункову залежність (4.1) для прогнозування зміни концентрації в часі.

2. Експериментально встановлено залежність зміни густини розчину від концентрації бензойної кислоти (рис. 4.2) та запропоновано розрахункову залежність (4.2) для прогнозування зміни густини від концентрації.
3. Встановлено, що додавання хімічно інертних перемішувачів (кульок поліметилметакрилату діаметром  $7 \cdot 10^{-3}$  м), у кількості 2 – 2,5% від об'єму розчину позитивно впливає на кінетику процесу розчинення, знижуючи його тривалість, внаслідок запобігання винесенню твердої фази у шар піни і на стінки експериментальної ємності (рис. 4.4).
4. Встановлено гранично допустиму витрату газової фази ( $1,56 \cdot 10^{-3}$  м<sup>3</sup>/с) за присутності інертних перемішувачів, за якої зберігається інтенсивний масообмін твердої фази з рідкою та знижується його тривалість від  $12 \cdot 10^3$  с до  $7,8 \cdot 10^3$  с (рис. 4.5, 4.6).
5. Експериментально досліджено розчинення калій хлориду в апараті з механічним перемішуванням залежно від часу проведення процесу та підтверджено доцільність врахування зміни густини зі зміною концентрації розчину (розрахункові залежності (4.6) і (4.8), рис. 4.9).
6. Розроблено математичну модель нестационарного процесу теплообміну з поверхневим джерелом теплоти (4.14) – (4.18), що дало змогу встановити взаємозв'язок між кінетичними коефіцієнтами масовіддачі  $\beta$  та тепловіддачі  $\alpha$  у вигляді розрахункової залежності (4.19).
7. На основі експериментальних даних і теоретичних розрахунків встановлено час повного розчинення окремих фракцій полідисперсної суміші бензойної кислоти під час пневматичного перемішування (рис. 4.12).
8. Експериментально визначено залежність коефіцієнта масовіддачі від концентрації розчину за різних витрат газової фази (рис. 4.14, 4.15) та дисипації енергії повітря (4.16) з врахуванням зміни сумарної поверхні всіх фракцій полідисперсної суміші бензойної кислоти під час пневматичного перемішування.



9. Узагальнення експериментальних даних дало змогу отримати розрахункову залежність числа Шервуда від числа Шмідта та Рейнольдса  $Sh^* = 8 \cdot 10^{-3} \cdot Re^{1.25} \cdot \sqrt[3]{Sc}$ , що дає змогу з достатньою для практичних розрахунків точністю коефіцієнт масовіддачі в межах зміни числа Рейнольдса  $100 \leq Re \leq 300$ .
10. Основні результати досліджень опубліковані у [166, 167, 169, 170].

## **РОЗДІЛ 5**

### **ТЕХНОЛОГІЧНІ АСПЕКТИ РОЗЧИНЕННЯ У СИСТЕМІ ТВЕРДЕ ТІЛО – РІДИНА**

Процеси розчинення твердих дисперсних матеріалів використовуються у різних галузях промисловості. Вони є або самостійними і кінцевими процесами технології виробництва, або одною із його структурних ланок, етапів.

Часто розчинення є лімітуючою стадією для всього технологічного процесу. Тому для збільшення швидкості розчинення змінюють температурний режим, зменшучи при цьому в'язкість розчинника, шляхом зміни гідродинамічних умов, попередньо подрібнюючи вихідну тверду речовину. Всі ці процеси є енергозатратними, і відповідно, впливають на собівартість приготовленого розчину. Інтенсифікація перемішування розчинника дає змогу переміщати шари рідини в реакторі, змінюючи різницю концентрацій речовини на поверхні твердої частинки, замінюючи при цьому, молекулярну дифузію в пограничному шарі на конвективне і турбулентне масоперенесення. Внаслідок цього інтенсивне перемішування розчинника зменшує товщину дифузійного пограничного шару, а інтенсивне масоперенесення сприяє інтенсифікації розчинення.

#### **5.1. Технологічна схема процесу розчинення під час пневматичного перемішування**

Практично у всіх промислових виробництвах стиснуте повітря використовується, як енергоносіє для пневматичного керування обладнанням, його продувки, очистки, для транспортування розчинів між апаратами тощо. Тому, використання стиснутого повітря для перемішування розчину під час розчинення не вимагає впровадження додаткового обладнання. Достатньо від

існуючої мережі подачі стисненого повітря, враховуючи його особливості, зробити відвід і підведення трубопроводу від основної магістралі через систему додаткової очистки та обробки повітря, відповідно до вимог його якості, до апарату для здійснення процесу.

На рис.5.1 представлено принципову технологічну схему розчинення твердих полідисперсних матеріалів з використанням пневматичного перемішування розчину.

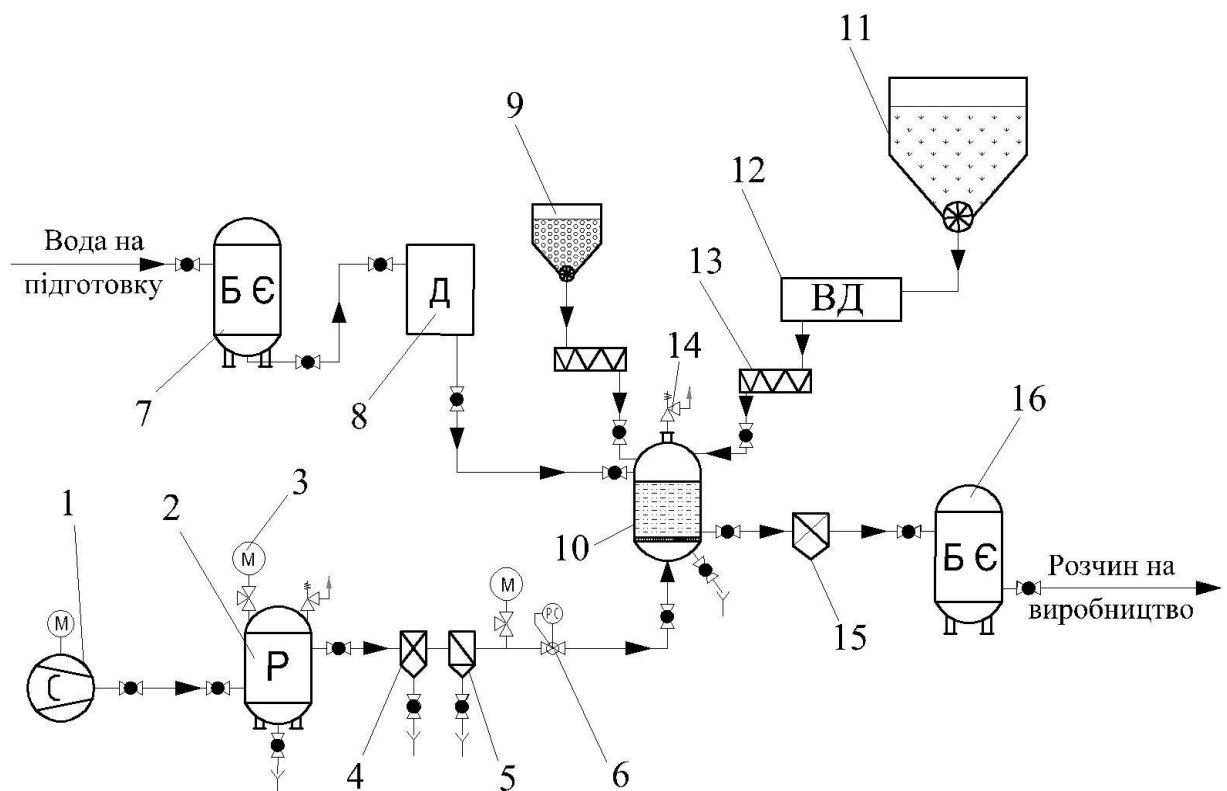


Рис. 5.1. Технологічна схема процесу розчинення твердих полідисперсних матеріалів

1 – компресор; 2 – повітряний збірник (ресивер); 3 – манометр; 4 – магістральний фільтр грубої очистки; 5 – фільтр тонкої очистки для стисненого повітря; 6 – повітряний редуктор; 7 – буферна ємність (БЄ); 8 – дистиллятор-стерилізатор (Д); 9 – бункер-дозатор для перемішуючих додатків; 10 – реактор для розчинення; 11 – бункер-дозатор для полідисперсної бензойної кислоти; 12 – ваговий дозатор (ВД); 13 – шнековий живильник; 14 – відведення повітря з реактора; 15 – фільтраційний стерилізатор; 16 – буферна ємність (БЄ) для готового розчину

Розроблена схема працює наступним чином. У компресорі 1 повітря стискається, охолоджується і подається у нагнітальний трубопровід. Повітря надходить у збірник “Р” стиснутого повітря (ресивер) 2. Там воно додатково охолоджується, осаджуються крапельки зконденсованої вологи та механічні включення, якщо такі є. Із ресивера 2 через магістральні фільтри грубої 4 і тонкої 5 очистки повітря. Редуктор 6 служить для регулювання тиску на вході у реактор. Далі стиснуте повітря подається в апарат, де відбувається розчинення твердих полідисперсних матеріалів під час барботажу розчинника.

Для здійснення процесу розчинення також необхідна система підготовки води. Вона організовується залежно від потреб попередньої обробки і в загальному випадку складається з буферної ємності 7, з якої вода подається на дистилятор-стерилізатор 8. Підготовлена до необхідних норм вода подається у апарат для розчинення 10.

Твердий дисперсний матеріал, завантажують у бункер-дозатор 11. Звідти матеріал подається на ваговий дозатор “ВД” 12, де відважують задану необхідну порцію матеріалу. Зважена порція твердого матеріалу подається шнековим живильником-дозатором 13 у реактор для приготування розчину. З іншого боку, із бункера 9 через живильник подають порцію перемішуючих додатків у реактор для розчинення. Отриманий розчин з реактора 10 подають у фільтраційний стерилізатор 15 і далі перекачують в ємність для готового розчину 16, звідки його подають у подальше виробництво.

Процес розчинення за цієї схеми можна організувати як періодично, так і безперервно. Варто також зазначити, що дана принципова схема може бути використана у галузях, хімічному, фармацевтичному, харчовому виробництві та інших галузях промисловості, де необхідно розчинити тверді дисперсні матеріали з високими вимогами до чистоти і якості готового продукту. Дану технологічну схему можна додатково обладнати і іншим допоміжним обладнанням для коригування параметрів підготовки розчинів до використання.

Для розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти під час пневматичного перемішування була створена пілотна установка періодичної дії, шляхом модернізації існуючого реактора об'ємом 0,3 м<sup>3</sup> (рис. 5.2).

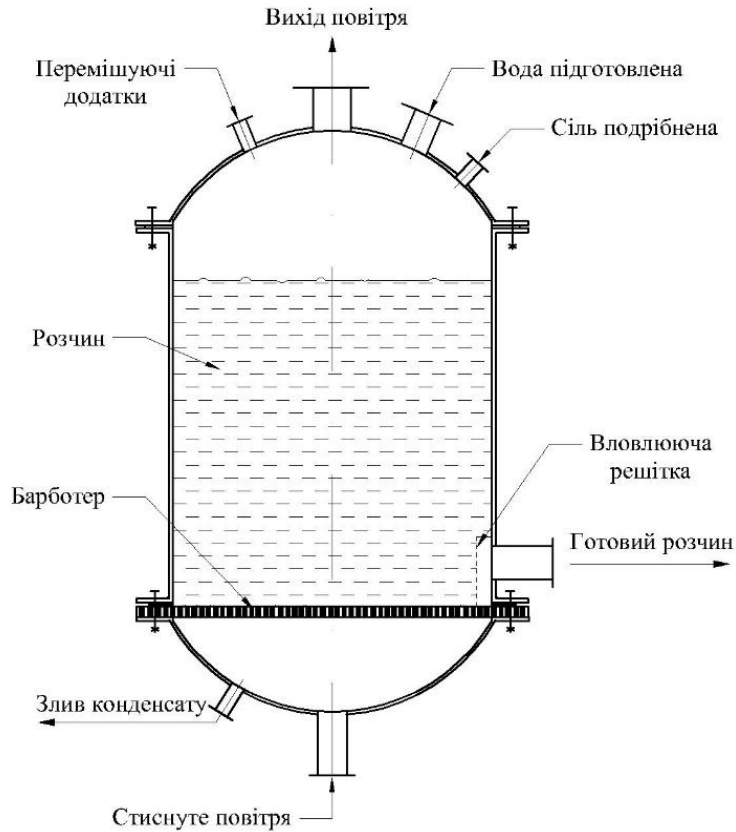


Рис. 5.2. Схема реактора для періодичного розчинення твердих дисперсних матеріалів під час пневматичного перемішування

У наведеному апараті штуцери подачі стиснутого повітря та зливу конденсату розташовуються внизу апарату. Стиснуте повітря подається у нижню, повітряну камеру апарату і крізь отвори перфорованої перегородки (барботера) попадає у робочий об'єм реактора зумовлюючи перемішування розчину рухом бульбашок повітря. Готовий розчин вивантажують через патрубок розміщений над барботером в нижній частині реактора. Для виключення попадання нерозчинених частинок у готовий розчин патрубок вивантаження обладнаний вловлюючою решіткою (фільтром).

Подача твердого матеріалу, підготовленої води та перемішуючих добавок здійснюється через верхню кришку. Щоби не створювався в апараті

надлишковий тиск, у кришці передбачений штуцер відведення відпрацьованого повітря. Твердий матеріал завантажується порційно, а відкачування розчину відбувається після досягнення заданої концентрації і зменшенні тиску під барботером реактора. Під час відкачування готового розчину барботування повинно незначним і лише виключати попадання розчину у нижню частину реактора.

На рисунку 5.3 зображено вдосконалену схему апарату для безперервного розчинення твердих дисперсних матеріалів під час пневматичного перемішування.

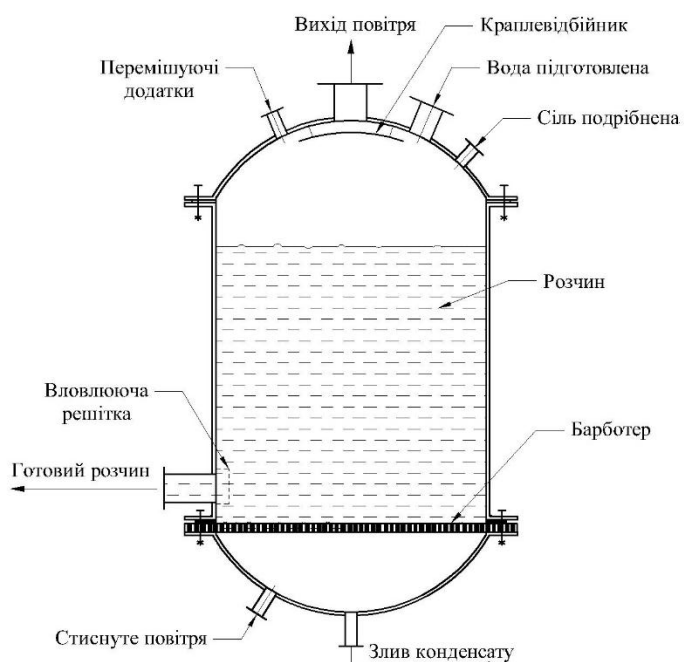


Рис. 5.2. Схема реактора для безперервного розчинення твердих дисперсних матеріалів під час пневматичного перемішування

Принцип роботи реактора безперервного розчинення полягає у безперервній пропорційній подачі твердих дисперсних матеріалів і розчинника та вивантаження готового розчину. Враховуючи різну густину розчинника (води) і розчину бензойної кислоти, готовий розчин буде розташований в нижній частині реактора, тому патрубок вивантаження розташований у нижній частині реактора. Як показали експериментальні дослідження повітря з барботера у патрубок вивантаження розчину не попадає, це пояснюється тим, що гідравлічний опір шару рідини над

барботером є меншим, ніж опір розчину у вивантажувальному патрубку. Перемішуючі додатки завантажують лише під час пуску реактора.

## 5.2. Методика розрахунку енергетичних затрат у реакторі з пневматичним перемішуванням розчину

Перемішування розчину стиснутим повітрям характеризується потужністю, яка вводиться через барботер у вигляді бульбашок, які завдяки своєму рухові створюють завихрення потоків розчину, інтенсифікуючи розчинення. Газ, який подається через отвори барботера та перемішує шар розчину, долає гідравлічний опір барботера та опір шару рідини над ним.

1. Величину втрат тиску на подолання цих опорів визначають із залежності [166]:

$$\Delta p = \zeta \cdot \frac{H_{\Pi}}{d_e} \cdot \frac{\rho_2 \cdot \omega_0^2}{2} + \Delta P_{\text{ш}}, \quad (5.1)$$

де  $H_{\Pi}$  – товщина барботера, м;

$d_e$  – еквівалентний діаметр отворів барботера, м;

2. Еквівалентний діаметр отворів барботера визначають із залежності [166]:

$$d_e = \frac{4 \cdot F}{\Pi} = \frac{z \cdot \pi \cdot d_o^2}{z \cdot \pi \cdot d_o} = d_o; \quad (5.2)$$

$\zeta$  – коефіцієнт місцевого опору під час руху газу крізь барботер визначають із залежності [166]:

$$\zeta = \frac{64}{Re} \text{ – для ламінарного режиму}$$

$$\zeta = \frac{0,316}{\sqrt[4]{Re}} \text{ – для турбулентного режиму}$$
(5.3)

$\omega_0$  – фіктивна швидкість руху повітря крізь отвори барботера в рідке середовище, м/с;

$\rho_2$  – густина повітря, кг/м<sup>3</sup>;

$\Delta P_{\text{ш}}$  – опір шару рідини, Па;

3. Опір шару рідини визначають із залежності [166]:

$$\Delta P_{\text{ш}} = \rho_1 \cdot g \cdot H; \quad (5.4)$$

де:  $\rho_1$  – густина рідини, кг/м<sup>3</sup>;

$H$  – висота стовпа рідини в апараті над барботером, м;

4. Потужність  $N_{\text{п}}$ , яка витрачається на перемішування заданого об'єму розчину стиснутим повітрям визначають із залежності [166]:

$$N_{\text{п}} = \frac{\Delta p \cdot V_c}{\eta} = \frac{\left( \rho_1 \cdot g \cdot H + \frac{\rho_2 \cdot \omega_0^2 \cdot \lambda \cdot H_{\text{п}}}{2} \right) \cdot V_c}{\eta}; \quad (5.5)$$

де:  $\eta$  – коефіцієнт корисної дії компресора.

Для порівняння ефективності періодичного розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти під час пневматичного перемішування і механічного перемішування розчину за допомогою пропелерної мішалки провели експерименти у реакторах однакового об'єму (робочий об'єм становив 0,3 м<sup>3</sup>). Час розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти до концентрації насичення під час пневматичного перемішування визначали експериментально, шляхом фіксування часу і відбору проб у нижній частині ректора. Маса інертних перемішуючих додатків становила 2,5% від маси розчину. Отримані результати наведені у табл. 5.1. Тому можна зробити висновок, що запропоновані в роботі розрахункові залежності можна використовувати під час розрахунку промислового обладнання з врахуванням масштабних коефіцієнтів, які враховуватимуть збільшення об'єму та висоти розчину, масу інертних перемішуючих додатків та бокової поверхні реактору.

Результати розрахунків потужності, яка затрачається на пневматичне перемішування розчину у пілотній установці розраховані згідно наведеної



методики та результатів експериментальних досліджень і наведені у таблиці 5.1.

Таблиця 5.1

**Результати розрахунків потужності в умовах пневматичного перемішування**

$\Delta P$ , Па	$V_c$ , м <sup>3</sup> /с	$\tau$ , с	$\eta$	$N$ , Вт·год
10398,604	0,00022	9600	0,4	23,108
10398,607	0,00044	8400		40,439
10398,611	0,00067	7800		56,326
10398,614	0,00089	7200		69,324
10398,618	0,00111	6600		79,434
10398,621	0,00133	5700		82,322
10398,625	0,00156	5100		85,933
10398,628	0,00178	4560		87,810
10398,632	0,00200	3900		84,489

Потужність, що затрачалася на механічне перемішування, визначали зі залежності [166]:

$$N = K_N \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 \quad (5.6)$$

Для пропелерної мішалки критерій Рейнольдса визначали за залежністю [166]:

$$Re_{\text{ц}} = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu}; \quad (5.7)$$

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

$\mu$  – динамічна в'язкість середовища, Па·с;

$d, D$  – діаметри мішалки та ємності для перемішування, м;

$n$  – частота обертів мішалки, об/с;

$Re_{\text{ц}}$  – критерій Рейнольдса;

$K_N$  – критерій потужності, що знаходили із діаграми для кожного значення числа обертів, враховуючи відношення  $D/d = 2,5$ .

$N$  – потужність, що затрачається на перемішування, Вт.

Дослідження проводили за різних чисел обертів мішалки до досягнення розчином концентрації насичення. Результати розрахунків наведені у таблиці 5.2.

Таблиця 5.2

**Результати розрахунків потужності в умовах механічного перемішування розчину ( $\rho=1000$  кг/м<sup>3</sup>,  $\mu=0,001$ , Па·с)**

№	d, м	$\tau$ , с	n, об/с	Re	$K_N$	N, Вт·год
1	0,26	6600	3,3	21120	0,31	36,40
2		6000	5	32000	0,28	103,96
3		5400	6,7	42880	0,26	209,05
4		4800	9,2	58880	0,25	462,59
5		4200	11,7	74880	0,22	732,63
6		3600	13,3	85120	0,21	880,51
7		3000	15,1	96640	0,20	1022,67

На основі табл. 5.1 і 5.2 на рис. 5.5. побудована графічна залежність потужності від часу досягнення розчином стану насичення для бензойної кислоти під час пневматичного і механічного перемішування пропелерною мішалкою води у пілотному реакторі. Аналіз рис. 5.5 показує, що інтенсифікація процесу розчинення шляхом збільшення витрати газової фази або чисел обертів пропелерної мішалки приводить до скорочення часу досягнення стану насичення, однак при цьому енергетичні затрати зростають.

Тому, на практиці необхідно обирати економічно обґрунтовані витрати газової фази залежно від необхідної продуктивності.

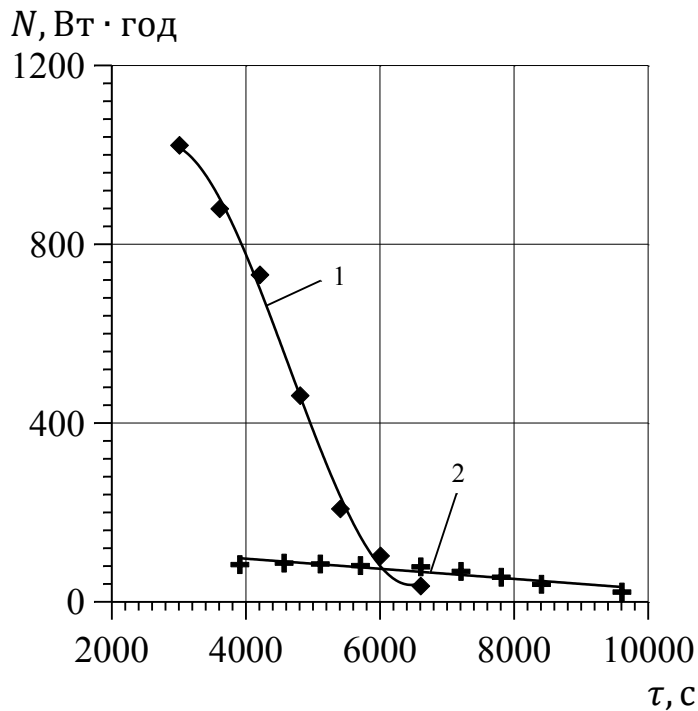


Рис. 5.5. Порівняльна залежність зміни енергетичної потужності в часі

1 – механічне перемішування;  
2 – пневматичне перемішування

### 5.3. Висновки до п'ятого розділу

1. Розроблено принципову технологічну схему процесу (рис. 5.1) і схеми реакторів для періодичного і безперервного розчинення твердих полідисперсних матеріалів (рис. 5.2 і 5.3).
2. Розроблено методику розрахунку процесу розчинення твердих полідисперсних матеріалів під час пневматичного перемішування розчину.
3. Проведено порівняння енергетичних затрат (у пілотному реакторі) під час розчинення бензойної кислоти у випадку пневматичного і механічного перемішування розчину (рис. 5.5) та показано перевагу запропонованого методу.

## ОСНОВНІ ВИСНОВКИ ТА РЕЗУЛЬТАТИ РОБОТИ

1. Процеси розчинення твердих полідисперсних матеріалів під час пневматичного перемішування розчину недостатньо досліджені в аспекті гідродинаміки, тепло- і масообміну, відсутнє їх математичне моделювання, взаємозв'язок між тепловими і дифузійними явищами.
2. Обґрунтовано вибір об'єктів дослідження та визначено їх фізико-хімічні та фізико-механічні характеристики, розроблено принципові схеми експериментальних установок (рис. 2.3, 2.4, 2.5).
3. Експериментально досліджено гідродинаміку руху бульбашок стисненого повітря у водному розчині під час пневматичного перемішування. За умов квазістаціонарного режиму визначено відривний розмір бульбашок повітря ( $\delta = 3,4 \cdot 10^{-3}$  м) з отворів барботеру та розраховано швидкість їх витікання ( $\omega_c = 0,23$  м/с).
4. Визначено розподіл енергії в апараті для розчинення під час пневматичного перемішування розчину в межах квазістаціонарного режиму за різних витрат стиснутого повітря та визначено оптимальну витрату стиснутого (рис. 3.2). Наведено результати чисельного моделювання, які підтверджують справедливість прийнятих припущень теоретичних розрахунків процесу пневматичного перемішування розчину (рис. 3.3–3.6). Виконано теоретичний розрахунок розчинення полідисперсної фази на основі кінетичної моделі процесу та показано задовільне співпадіння теоретичних результатів з експериментальними даними.
5. Експериментально встановлено залежність зміни концентрації бензойної кислоти від тривалості процесу розчинення та густини розчину від концентрації. Запропоновано розрахункові залежності (4.1) і (4.2) для прогнозування цих змін. Встановлено, що додавання хімічно інертних перемішувачих додатків (кульок поліметилметакрилату діаметром  $7 \cdot 10^{-3}$  м), у кількості 2 – 2,5% від об'єму розчину позитивно впливає на кінетику

процесу розчинення, знижуючи його тривалість, внаслідок запобігання винесенню твердої фази у шар піни і на стінки експериментальної ємності (рис.4.3 і рис. 4.4).

6. Розроблено математичну модель нестационарного процесу теплообміну з поверхневим джерелом теплоти (4.7) – (4.8), що дало змогу встановити взаємозв'язок між кінетичними коефіцієнтами масовіддачі  $\beta$  та тепловіддачі  $\alpha$  у вигляді розрахункової залежності (4.17).
7. Експериментально визначено залежність коефіцієнта масовіддачі від концентрації розчину за різних витрат газової фази (рис. 4.14, 4.16) та дисипації енергії повітря (4.15) з врахуванням зміни сумарної поверхні всіх фракцій полідисперсної суміші бензойної кислоти під час пневматичного перемішування. Отримано розрахункову залежність числа Шервуда від числа Шмідта та Рейнольдса  $Sh^* = 8 \cdot 10^{-3} \cdot Re^{1.25} \cdot \sqrt[3]{Sc}$ , що дає змогу з достатньою для практичних розрахунків точністю розрахувати коефіцієнт масовіддачі в межах зміни числа Рейнольдса  $100 \leq Re \leq 300$  (рис. 4.17, 4.18).
8. Розроблено принципову технологічну схему (рис. 5.1) і методику розрахунку процесу розчинення твердих полідисперсних матеріалів під час пневматичного перемішування розчину.

**СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ**

1. Здановский А.Б. Галургия: Л., “Химия”, 1972. 527 с.
2. Позин М.Е. Технология минеральных солей: Т.1. Л., “Химия”, 1970. 793с.
3. Погорелый А.Д. Теория гидрометаллургических процессов: М., “Металлургия”, 1971. 503 с.
4. Аксельруд Г.А., Молчанов А.Д. Растворение твердых веществ. М.: Химия. 1977. 272 с.
5. Натареев С.В., Кокина Н.Р., Натареев О.С., Дубкова Е.А. Массоперенос в системе с твердым телом. *ТОХТ*. 2015. Т.49, №1. С. 74–78.
6. Бабенко Ю.И., Иванов Е.В. Влияние нестационарных эффектов на скорость растворения одиночной частицы. *ТОХТ*. 2013. Т. 47, № 6. С. 624–629.
7. Dae Hyun Kim, Bryan M. Jenkins Rates of drainage-water evaporite salt dissolution in water. *Desalination*. V. 227, Is. 1–3, 2008.Pp. 306-313.
8. Симак Д.М., Люта О.В. Нестационарний процес розчинення шару зернистого матеріалу. *Хімія, технологія речовин та їх застосування*. – Л.: Вид-во Нац. ун-ту «Львів. політехніка», №812. 2015. С. 308–312.
9. Артус М.І., Костів І.Ю. Полімінеральні калійно-магнієві руди в оборотних шенітових розчинах. *Хім. пром. України*. 2015. №6. С. 39–43.
10. Дьяконов С. Г., Елизаров Д. В., Кириллов Д. А. Кинетика растворения и роста элементов мелкодисперсной твердой фазы в аппаратах с перемешиванием. *ТОХТ*. 2011. Т.45, №4. С. 400–408.
11. Дьяконов С. Г., Елизаров В. В., Кириллов Д. А. Оптимизация процессов растворения и кристаллизации мелкодисперсной твердой фазы в аппаратах с перемешиванием. *Теор. основы хим. технологии*. 2011. Т. 45, №5. С. 529–540.
12. Petrus R., Akselrud G., Gumnitsky J., Piantkowski W. Wymiana masy w układzie ciało stałe – ciecz. *Wyd. Politechniki Rzeszowskiej*. 1998. 365 s.

13. Атаманюк В. М., Гумницький Я. М. Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. *Львів: Вид-во Львівської політехніки*. 2013. 276 с.
14. Мелихов И.В., Долгоносков Б.М., Еленин Г.Г., Соснин Н.В. Растворение полидисперсной твердой фазы в плотном слое. *ТОХТ*. т. 23, №1. 1989. С.101–104.
15. Гумницький Я.М., Симак Д.М., Нагурський О.А. Розчинення твердих тіл у трифазній системі, утвореній вакуумуванням. *Одеса: ОНАХТ. Наукові праці*. В. 47, Т.1. 2015. С. 130–132.
16. Білецький В. С., Смирнов В. О. Переробка і якість корисних копалин. *Донецьк: Східний видавничий дім*, 2005. 324 с.
17. Глембоцкий В. А., Классен В. И. Флотационные методы обогащения. Москва. *Недра*, 1981. 304 с.
18. Смирнов В.О., Білецький В.С. Флотаційні методи збагачення корисних копалин. *Донецьк: Східний видавничий дім*, 2010. 229 с.
19. Барабаш, В. М., Бегичев В. И., Белевицкая М. А., Смирнов Н. Н., Барабаш В. М. Проблемы и тенденции развития теории и практики перемешивания жидких сред. *Теоретические основы хим. технологии*. 2007. Т. 41, № 2. С. 140–147.
20. Шаповал Й. М., Полюжин І. П., Цюпко Ф. І., Полюжин Л. І. Оцінка ефективності піногасників для водних розчинів поліакриламід у та лауретсульфату натрію як основи мастильно-охолодувальних технологічних рідин. *Вісник Національного університету «Львівська політехніка»*. Серія: Хімія, технологія речовин та їх застосування. Львів : *Видавництво Львівської політехніки*, 2017. № 868. С. 419–427.
21. Karakashev S. I., Grozdanova M.V. Foams and antifoams. *Advances in Colloid and Interface Science*. 2012. Vol. 176, No. 177. P. 1–17.
22. Смирнов В.О., Білецький В.С. Флотаційні методи збагачення корисних копалин. *Донецьк: Східний видавничий дім*. 2010. 174 с.

23. Максимів Н. Л., Старчевський В. Л., Коваль І. З., Фалик Т. С. Особливості окиснювальних процесів під час кавітаційного очищення води від хімічних і біологічних забруднень. *Хімія, технологія речовин та їх застосування: зб. наук. пр. Л.: Видавництво Національного університету "Львівська політехніка", 2007. № 590. С. 270–273.*
24. Предзимірска Л. М., Шевчук Л. І., Предзимірска Л. М. Використання газів різної природи для інтенсифікації кавітаційного очищення стічних вод молокопереробних підприємств. *Зб. тез доп. V Міжнародної конференції студентів, аспірантів та молодих вчених з хімії та хімічної технології / Київський політехнічний інститут. 2014. 192 с.*
25. Орішкевич С.О., Собченко Г.О. Використання псевдозрідження з інертним шаром матеріалу та аналіз його досліджень. *Кераміка: наука и жизнь. 2017. С.57–66.*
26. Абиев Р. Ш. Моделирование аппарата пульсационного псевдооживления. Сборник трудов 15 Международной научной конференции “ММТТ-15”. Том 10, Тамбов: Изд-во ТГТУ. 2002. С.155–157.
27. Малышев Р. М., Кутепов А. М., Золотников А. Н., Седов А. А., Бомштейн В. Е. Комбинирование пульсационные теплообменные аппараты. *Пром. Теплотехн. 2002, №5. С. 39–42.*
28. Krasnov G. D. Air bubble movement in pulsating liquid *Journal of Mining Science* 2006, Volume 42, Issue 5. pp. 500–505.
29. Barabash V. M., Abiev R. Sh., Kulov N. N. Theory and Practice of Mixing: A Review. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering* 2018, Volume 52, Issue 4, pp. 473–487.
30. Ivanov E. V. Energy approach to the extraction kinetics *Russian Journal of Applied Chemistry*. 2006, Volume 79, Issue 7. pp. 1122–1126.
31. Харлашин П.С., Бекет В.Я., Бендич А.В. Кинетические особенности растворения твердых тел в жидком расплаве. *Вісник приазовського державного технічного університету. Вип. 25. 2012, С. 13–15.*



32. Орішкевич С.О., Собченко Г.О. Використання псевдозрідження з інертним шаром матеріалу та аналіз його досліджень. *Кераміка: наука и жизнь*. 2017. С.57–66.
33. Чопко І.М., Нагурський О.А., Гумницький Я.М., Бескова Ю.І. Методика досліджень тепломасообміну при капсулюванні в апараті киплячого шару *Вісник Національного університету «Львівська політехніка»*. 2004. № 516: Хімія, технологія речовин та їх застосування. С. 118-120.
34. Нагурський О. А., Чопко І. М., Гумницький Я. М. Визначення кінетичних коефіцієнтів при нестационарному теплообміні в киплячому шарі. *Вісник Національного університету «Львівська політехніка»*. 2004. № 516: Хімія, технологія речовин та їх застосування. С. 128-130.
35. Luca Mazzein, Daniele L. Marchisio, Paola Lettieri New quadrature-based moment method for the mixing of inert polydisperse fluidized powders in commercial CFD codes. *AIChE Journal*. 2012. Vol. 58, No. 10. P.73-79.
36. Alberto Di Renzo, Rossella Girimonte, Vincenzino Vivacqua, Francesco P. Di Maio Experimental verification of the particle segregation model predictions for fluidized biomass inert mixtures. The 14th International Conference on Fluidization – From Fundamentals to Products. 2013. P.82-98.
37. Stefan Berres, Raimund Burger, Elmer M. Tory. On mathematical models and numerical simulation of the fluidization of polydisperse suspensions *Applied Mathematical Modelling*. 2005. P. 159 – 193.
38. Бабуха Г.Л., Шрайбер А.А. Взаимодействие частиц полидисперсного материала в двухфазных потоках *Киев: Наукова думка*. 1972. 174 с.
39. Artyukhov Artem, Viktor Obodiak, Pavlo Boiko, Pablo Rossi. Computer Modeling of Hydrodynamic and Heat-Mass Transfer Processes in the Vortex Type Granulation Devices. ICTERI (2017).
40. Viten'ko T.N., Gumnitskii Ya. M. Mass transfer during dissolution of solids using hydrodynamic cavitation devices *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. 2006. Т. 40. № 6. P. 598-603.

41. A.A. Lavrinenko, "Development of theory of the pneumatic oscillatory flotation process and high-efficient column apparatus" IPKON.*Moscow* (2005). Pp.249-256.
42. Generalov, M.B. Kinetics and nanostructures in cryogenic crystallization of binary eutectic salt solutions, *Theor. Found. Chem. Eng.* 2013. vol. 47, no. 3. P. 201.
43. Noyes A.A., Whitney W.R. The rate of solution of solid substances in their own solutions *Massachusetts institute of technology, Boston.* 1997. P.930-934.
44. G. Gülfen, M. Gülfen and A. O. Aydam, "Dissolution Kinetics of Iron from Diasporic Bauxite in Hydrochloric Acid Solution," *Indian Journal of Chemical Technology.* Vol. 13, No. 4. 2006. pp. 386–390.
45. A. Martinez-Luévanos, M. G. Rodriguez-Delgado, A. Uribe-Salas, F. R. Carrillo-Pedroza and J. G. Osuna-Alarcon, Leaching kinetic of iron from low-grade kaolin by oxalic acid solutions, *Applied Clay Science,* Vol. 51, No. 4. 2011. pp. 473–477.
46. C. Ciaravino, F. P. Medeiros, C. P. De-souza, M. Roubin, Elaboration of mixed tantalum and niobium carbides from tantalite mineral (Fe, Mn) (Ta<sub>1-x</sub>Nb<sub>x</sub>)<sub>2</sub>O<sub>6</sub>. *J. Mat. Science,* 2002. vol. 37, No. 10. pp. 2117–2123.
47. Baba A.A., Adekola F.A., Dele-Ige O.I., Bale R.B. Investigation of dissolution kinetics of a nigerian tantalite ore in nitric acid. *Journal of Minerals & Materials Characterization & Engineering.* Vol.7, No.1. 2007. pp. 83–95.
48. Abiev R.Sh., Vasilev M.P., Doilnitsyn V.A. Investigation of the vacuum degassing water by means of a vortex jet apparatus. *Izvestija SPbSTI (TU).* Vol. 28, No.54. 2015. pp. 64–69.
49. Гумницкий Я.М., Креховецкий О.М. Растворение твердых тел в вертикальном газожидкостном потоке, движущемся в снарядном режиме. *Теор. основы хим. технологии.* 1983. Т. 17, № 6. С. 767–770.
50. Гумницкий Я. М., Венгер Л. О., Юрим М. Ф. Експериментальне дослідження екстрагування з твердих частинок при вакуумуванні

- системи. Вісник Національного університету “Львівська політехніка”. 2002. № 447: *Хімія, технологія речовин та їх застосування*. С. 182–184.
51. Гумницький Я.М., Майструк І.М., Інтенсифікація процесу фізичного розчинення в трьохфазній системі при розрідженні. *Хімічна промисловість України*. 1999. С. 23–26.
  52. Гумницький Я.М., Юрим М. Ф. Розчинення твердих частинок в умовах кипіння рідини. *Вісн. “Львівська політехніка”*. 1997. № 316. С. 45–50.
  53. Гумницький Я.М., Венгер Л.О., Юрим М.Ф. Оцінка зовнішньодифузійної стадії екстрагування з позиції нестационарності при вакуумуванні системи *Вісн. НУ “Львівська політехніка”*. 2001. № 426. С. 68–73.
  54. Olushola S. Ayanda, Folahan A. Adekola, Alafara A. Baba, Olalekan S. Fatoki and Bhekumusa J. Ximb Comparative study of the kinetics of dissolution of laterite in some acidic media *Journal of Minerals & Materials Characterization & Engineering*, 2011. Vol. 10, No.15, pp.1457–1472.
  55. Куликов Б.А., Лось Е.Б., Куликова Н.В. Кинетический анализ механизма растворения твердых веществ в жидкостях *Восточно-Европейский журнал передовых технологий* ½ .2005. С.15–17.
  56. Шмельков В.В., Райко В.Ф., Цейтлин М.А. Равновесие и кинетика растворения натрия хлорида в растворе аммиака и амонийных солей карбанатной кислоты. *Інтегровані технології та енергозбереження* №4. 2011. С. 36–40.
  57. Харлашин П.С., Бекет В.Я., Бендич А.В. Кинетические особенности растворения твердых тел в жидком расплаве. *Вісник приазовського державного технічного університету*. Вип. 25. 2012, С.13–15.
  58. Symak D., Atamaniuk V., Gumnitsky Ya. Analysis of dissolution kinetics based on the lokal isotropic turbulence theory. *Chemistry & Chemical Technology*. 2015. Vol. 9, N4. P.493–497.
  59. Changdong Li, Carlos Amador, Yulong Ding An Investigation on dissolution kinetics of single sodium carbonate particle with image analysis method

*Chinese Journal of Chemical Engineering*, Volume 24, Issue 10. 2016. Pp. 1487–1496.

60. Бабенко Ю.И., Иванов Е.В. Влияние нестационарных эффектов на скорость растворения одиночной частицы. *ТОХТ*. 2013. Т.47, №6, С. 624–629.
61. James R. Couper, W. Roy Penney, James R. Fair, *Chemical Process Equipment Selection and Design (Revised 2nd Edition)* Gulf Professional Publishing. 2009. 273 p.
62. Cudak, M., Domanski, M., Szoplik, J., and Karcz, J., An effect of the impeller eccentricity on the process characteristics in an agitated vessel, *Proc. 15th European Conference on Mixing: Saint-Petersburg State Inst. of Technology (Technical Univ.)*. 2015, P. 75.
63. Montante, G., Bakker, A., Paglianti, A., and Magelli, F., Effect of the shaft eccentricity of the hydrodynamics of unbaffled stirred tanks, *Chem. Eng. Sci.*, 2006, vol. 61, no. 9, pp. 2807–2814.
64. Domanskii, I.V., Mil'chenko, A.I., and Vorob'ev-Desyтовskii, N.V. Large size agitators with precession impeller for ore slurries—Study, design, tests, *Chem. Eng. Sci.*, 2011, vol. 66, no. 11, pp. 2277–2284.
65. Симак Д. М., О. В. Люта Нестационарний процес розчинення шару зернистого матеріалу Вісник Нац. університету "Львівська політехніка". *Хімія, технологія речовин та їх застосування*. 2015. № 812. С. 308–312.
66. Symak D., Gumnitsky J., Atamaniuk V., Nagurskyu O. Investigation of physical dissolution of benzoic acid polydisperse mixture. *Chemistry and Chemical Technology*. Volume 11, Issue 4. 2017. Pp. 469–474.
67. Апарат з механічним перемішувальним пристроєм: пат. 58083 Україна. заявл. 14.10.2010; опубл. 25.03.2011, № u201012159.
68. Лопатева мішалка: пат. 68310, Україна. заявл. 29.02.2016; опубл. 10.08.2016, № u201601985. Бюл. № 15.
69. <ahref="http://uapatents.com/4-109125-lopateva-mishalka.html"target="\_blank" rel="follow" title="База патентів України">

70. Мешалка: Пат. 2492920 Российская федерация, №: 2011154369/05; заявл. 29.12.2011; опубл. 20.09.2013, бюл. № 26.
71. Шворов С. А., Поліщук В.М., Ильто В. В. Обґрунтування конструктивно-технологічних параметрів мішалок метантенка біогазової установки. "Енергетика і автоматика", №3, 2018.– С. 63–74.
72. Баженов В.И., Божьева С.М. Погружные мешалки, как перспективное направление научно-исследовательских работ. *Инженерный вестник*. 2015. №7. С. 19–28.
73. Промтов М.А. Пульсационные аппараты роторного типа: теория и практика. М.: *Машиностроение*, Т. 1, 2001. 260 с.
74. Балабудкин, М.А. Роторно-пульсационные аппараты в химико-фармацевтической промышленности. М.: *Медицина*, 1983. 160 с.
75. Пляцук Л.Д., Шапорев В.П., Моисеев В.Ф. Основы гидродинамики и массопереноса в роторных массообменных аппаратах: монография. Сумы : СумГУ, 2013. 179 с.
76. Иванова Д.Б., Василишин М.С., Овчаренко А.Г. К вопросу интенсификации растворения дисперсных материалов в роторно-пульсационном аппарате. *Ползуновский вестник* № 3, 2013. с.301–305.
77. Роторно-пульсацийний апарат: пат. 101263, Україна. заявл. 22.11.2013; опубл. 11.03.2013, № а 201113741. Бюл. № 5.
78. Роторно-пульсацийний апарат: пат. на кор. мод. 47806, Україна. заявл. 25.08.2009; опубл. 25.02.2010, Бюл. № 4.
79. Varabash, V.M., Begachev, V.I., and Lobanov, A.N., On the power characteristics of a modified helicalscrew mixer, Proc. 15th European Conference on Mixing (St. Petersburg, 2015), *St. Petersburg: Saint-Petersburg State Inst. of Technology (Technical Univ.)*, 2015. p. 52.
80. Білецький В. С., Смирнов В. О. Переробка і якість корисних копалин. Донецьк : *Східний видавничий дім*, 2005. 225 с.
81. Пристрій для розчинення солі в конденсатах: пат. 94861, Україна. заявл. 18.04.2014; опубл. 10.12.2014, Бюл. № 23.

82. Пристрій для розчинення речовин: пат. 91061, Україна. заявл. 22.11.2013; опубл. 25.06.2014, Бюл. № 12.
83. Akselrud G.A., Mass transfer in the solid-liquid system, Lviv University, 1970. P.155.
84. Эмирджанов Р.Т. Основы технологических расчётов в нефтепереработке. М.-Л.: Химия, 1965. 546 с.
85. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии 3-е изд. перераб. и доп. М.: ООО Недра-Бизнесцентр, 2000. 677 с.
86. Гумницкий Я.М., Креховецкий О.М. Растворение твердых тел в вертикальном газожидкостном потоке, движущемся в снарядном режиме. Теор. основы хим. технологии. 1983. Т. 17. № 6. С. 767–770.
87. Сидоров Ю.І. Промислові ферментери. Біотехнологія. 2012. Т. 5, № 3. С. 33–39.
88. Резенчук О.Є., Поводзинський В.М., Шибецький В.Ю. Класифікація та аналіз роботи ферментерів з пневматичним перемішуванням. Наукові вісті НТУУ «КПІ». 2011. № 3. С. 79–84.
89. Mark T. Davis, Catherine B. Potter, Gavin M. Walker Downstream processing of a ternary amorphous solid dispersion: The impacts of spray drying and hot melt extrusion on powder flow, compression and dissolution International. *Journal of Pharmaceutics*, Vol. 544, Issue 1, 2018.Pp. 242–253.
90. Эмирджанов Р.Т. Основы технологических расчётов в нефтепереработке М.-Л.: Химия, 1965. 546 с.
91. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии 3-е изд. перераб. и доп. М.: ООО Недра-Бизнесцентр, 2000. 677 с.
92. Hudzaifah Y. H., Nizamuddin N.M. Shaarani, Bawadi Abdullah, Md Abdus Salam, The effect of co-solvent on the solubility of a sparingly soluble crystal of benzoic acid, *Procedia Engineering*, V. 148, 2016. P. 1320–1325.

93. Цизь І. Є., Хомич С. М., Трохимчук Р. М. Дослідження руху повітряного потоку у в'язких рідинах. *Сільськогосподарські машини: Зб. наук. статей*. Вип. 29-30. Луцьк: Ред.-вид. Відділ ЛНТУ. 2014. С. 153–162.
94. Ферментатор біогазової установки: пат. 52125, Україна. заявл. 16.12.2002; опубл. 17.10.2005, Бюл. № 12.
95. Поводзинський, В. М., Резенчук О. Є., Шибецький В. Ю. Класифікація та аналіз роботи ферментерів з пневматичним перемішуванням. *Наукові вісті НТУУ "КПІ"*. 2011. № 3. С. 79–84.
96. Реактор з пневматичним перемішуючим пристроєм: пат. 116817, Україна. заявл. 29.11.2016; опубл. 12.06.2017, Бюл. № 11.
97. Спосіб пневматичного перемішування рідин газом і пристрій для його здійснення: пат. 81291, Україна. заявл. 15.08.2005; опубл. 25.12.2007.
98. Карпачева, С. М., Рагинский Л.С., Муратов В.М. Основы теории и расчета горизонтальных пульсационных аппаратов и пульсаторов. М.: *Атомиздат*, 1981. С.191.
99. Garrett P.R. The Science of Defoaming: Theory, Experiment and Applications *CRC PressTaylor & Francis Group–Boca Raton–London – New York*, 2014. P. 557.
100. Котельникова М. Н., Алыков Н. М. Пенообразование и пеногашение. Современное состояние проблемы. *Lambert Academic Publishing's foundation*. 2011. 128 с.
101. D. Ekerowa, Kruglyakov P. M. Foam and Foam Films. Theory, *Experiment, Application. Elsevier*, 1998. 773 p.
102. Краєвський, О.О., Михайлова Т.В. Проблема піноутворення у виробництві азотних добрив з домішками. Матеріали науково-технічної конференції викладачів, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій: конференція присвячена Дню науки в Україні. Суми: *СумДУ*, 2009. Ч.1. С. 119.
103. Анісімова О.М. Підвищення ефективності технологічних процесів за рахунок раціонального використання хімічних реагентів вітчизняного

- виробництва ТОВ НВП “Електрогазохім”. *Вісник цукровиків України* № 3 (94). 2014. С.20–22.
104. Штангєєва Н.І., Клименко Л.С., Салавор О.М., Сорокін А.І. Дослідження піноутворення у воді оборотної системи гідротранспорту та миття буряків. *Наукові праці УДУХТ. К.:УДУХТ.* 2000. №7. С.59–62.
105. Юрьєва С. Ю. Исследование и разработка способов борьбы с нежелательным пенообразованием в молочной промышленности: Дис. канд. техн. наук: 05.18.04 : Кемерово, 2003. 134 с.
106. James Winterburn Sound Methods of Breaking Foam. *Fourth Year Project Report-Engineering Science, Finals Part II*, 2007. P. 65.
107. F. Vardar-Sukan Foaming: consequences, prevention and destruction *Elsevier:Biotechnology Advances*. Volume 16, Issues 5-6. 1998. Pp.913-948.
108. Stoyan I., Karakashev, Michaela V., Grozdanova Foams and antifoams. *Elsevier: Advances in Colloid and Interface Science*. Volumes 176–177, 2012, Pp. 1-17.
109. Johannes Fink Petroleum engineer's guide to oil field. *Chemicals and Fluids* (Second Edition). 2015, Pp. 775–785.
110. Peter R.Garrett Defoaming: Antifoams and mechanical methods. *Elsevier: current opinion in colloid & interface science* Vol. 20, Is. 2. 2015. Pp.81-91.
111. Yajun Liu, Zhaoliang Wu, Bin Zhao, Lingling Li, Rui Li Enhancing defoaming using the foam breaker with perforated plates for promoting the application of foam fractionation. *Elsevier: Separation and Purification Technology*. Volume 120. 2013. Pp. 12–19.
112. Li, W. & Zhong, W., 2015. CFD simulation of hydrodynamics of gas-liquid-solid three-phase bubble column. *Powder Technology*, 286, Pp.766 – 788.
113. Farzpourmachiani, A. et al., 2011. Eulerian-Lagrangian 3-D simulations of unsteady two-phase gas-liquid flow in a rectangular column by considering bubble interactions. *International Journal of Non-Linear Mechanics*, 46(8), pp.1049–1056.



114. Laborde-Boutet, C. et al., 2009. CFD simulation of bubble column flows: Investigations on turbulence models in RANS approach. *Chemical Engineering Science*, 64(21), pp.4399 – 4413.
115. Krepper, E. et al., 2005. Inhomogeneous MUSIG Model - a Population Balance Approach for Polydispersed Bubbly Flows. In *Proceedings of the International Conference "Nuclear Energy for New Europe. Bled, Slovenia*, pp. 5-8.
116. Ekambara, K., Dhotre, M.T. & Joshi, J.B., 2005. CFD simulations of bubble column reactors: 1D, 2D and 3D approach. *Chemical Engineering Science*, 60, pp.6733–6746.
117. Ekambara, K. & Joshi, J.B., 2005. Computational fluid dynamics simulations in bubble-column reactors: Laminar and transition regimes. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 44(5), pp.1413–1423.
118. Аксельруд Г.А., Молчанов А.Д. Растворение твердых веществ. М.: Химия. 1977. С. 10.
119. Карпачева, С. М., Рагинский Л.С., Муратов В.М. Основы теории и расчета горизонтальных пульсационных аппаратов и пульсаторов. М.: Атомиздат, 1981. 191 с.
120. D. Gnana Prakash, S. Thenesh Kumar, N. Nagendra Gandhi Enhancement of solubility and mass transfer coefficient of benzoic acid through hydrotrophy *Polish Journal of Chemical Technology*. 2013.pp. 46–50.
121. Colin C. Seaton, Andrew Parkin, Chick C. Wilson, Nicholas Blagden Growth of an organic co-crystal upon a component subphase cryst. *Growth Des.*, 2008. V.8 (2), pp. 363–368.
122. Warth, A.D. Mechanism of action of benzoic acid on *Zygosaccharomyces bailii*: effect on glycolytic metabolite level, energy production, and intracellular pH. *Appl. Environ. Microbiol.* V. 57, 1991. Pp. 3410–3414.
123. John, R. Chipley. Antimicrobials in food. 3rd Edn., *CRC Press*. 2005. Pp. 11–48.

124. Jandirk Sendker, Therese Ellendorff, Aljoscha Hölzenbein Occurrence of benzoic acid esters as putative catabolites of prunasin in senescent leaves of prunus laurocerasus *J. Nat. Prod.* 2016. V.79 (7), pp. 1724–1729.
125. Pastrorova, I., De Koster, C.G., Boom, J.J. Analytic study of free and ester bound benzoic and cinnamic acids of gum benzoin resins by GC-MS HPLC-frit FABMS. *Phytochem. Anal.*, 8, 1997. Pp. 63–73.
126. Amand, C., Oliveria., Marcia, G., Coelho., Ricardo, F., Pires. Moilton, R. Franco Jr. Solubility of benzoic acid in mixed solvents. *J. Chem. Data*, 2007. 52, Pp. 298–300.
127. Jia Qingzhu, Ma Peisheng., Yi Shouzhi, Wang Qiang, Wang Chang, Guiju, L.I. Solubilities of benzoic acid, p-Methylbenzoic acid, m-Methylbenzoic acid, o-Methylbenzoic acid, p-Hydroxybenzoic acid and o-Nitrobenzoic acids in 1-Octanol. *J. Chem. Data*, 53. 2008. Pp. 1278–1282.
128. Berkant Kayan, Yu Yang, Edward, J., Lindquist & Murat Gizir, A. (). Solubility of benzoic and salicylic acids in subcritical water at temperatures ranging from (298 to 473) *J. Chem. Eng. Data*, 55, 2010. Pp. 2229–2232.
129. Reut Hazan, Alexandra Levine, Hagai Abeliovich Benzoic acid, a weak organic acid food preservative, exerts specific effects on intracellular membrane trafficking pathways in *saccharomyces cerevisiae*. *Appl Environ Microbiol.* 2004. 70 (8) Pp. 4449–4457.
130. Qing Xua , Gary T. Rochelle Solvent reclaiming by crystallization of potassium sulfate. *Energy Procedia.* V.1. 2009. Pp.1205–1212.
131. Погожих М.І., Воронцова Ж.В., Павлюк І.М. Розрахунок дисперсності порошоків на прикладі модельного зразку із харчової сировини. Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торгівлі: Зб. наук. Праць. *Харк. Держ. Ун-т харчування та торгівлі.* Харків. 2011. Вип. 1. С. 45-53.
132. Воронцова Ж.В, Павлюк І. М. Використання мікроскопічного методу для знаходження розподілу об'єму частинок харчових порошоків за розмірами

- Восточно-Европейский журнал передовых технологий* 5/3 (53). 2011. С.64–66.
133. Погожих, М.І., Воронцов Ж.В. Визначення дисперсних характеристик харчових порошків мікроскопічним методом. Новітні тенденції у харчових технологіях та якість і безпечність продуктів. *Зб. статей III Всеукраїнської науковопрактичної конференції*. Львів. 2011. С. 88 – 92.
134. Медовый В.С. Методы микроскопического анализа. М. 2009. 264 с.
135. Озарків І. М., Г. В. Сомар, І. А. Соколовський, М. С. Кобринович, Т. А. Сомар, О. Я. Данчівська Методи розрахунку основних параметрів твердих дисперсних матеріалів (пилу, стружки). *Науковий вісник НЛТУ України*, 2017. Т. 27, № 3. С. 174–176.
136. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Т. 1. М.: Химия, 1981. 812 с.
137. Аэров М.Э., Тодес О.М., Наринский Д.А. Аппараты со стационарным зернистым слоем. Гидравлические и тепловые основы работы. Л.: Химия, 1979. 176 с.
138. Гаркавий В.Г., Ярова В.В. Математична статистика. К.:Професіонал, 2004. 484 с.
139. Турчин В.М. Математична статистика. К.: Академія. 1999. 240 с.
140. Г. Юинг. Инструментальные методы химического анализа: Пер. с англ. – М.: Мир, 1989. – 608 с.
141. Гмурман В.Е. Теория вероятностей и математическая статистика. М.: Высшая школа. 1999. 479 с.
142. Корнієнко Б.Я. Особливості моделювання процесів переносу в дисперсних системах. *Вісн. Нац. техн. ун-ту України «Київ. політехн. ін-т»*. Сер. Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження. 2011. № 2 (8). С. 5–9.
143. Цизь І. Є., Хомич С. М. Результати експериментальних досліджень продуктивності пневматичного забірною пристрою для добування

- сапропелю. *Конструювання, виробництво та експлуатація сільськогосподарських машин*. 2009. В. 39. С. 418–423.
144. Малыгин С.С., Малеев В.Б. К вопросу обоснования рациональной формы сечения подъемной трубы короткого ерліфта. *Наукові праці Донецького державного технічного університету*. В. Серія: Гірничо-електромеханічна. Донецьк, 2000. С. 198–204.
145. Черновол М., Бойко А., Гамалій В. Конструювання, виробництво та експлуатація сільськогосподарських машин. *Науково-технічний збірник. Кіровоград: КНТУ*. 2012. 254 с.
146. Kuznetsov V.V. Heat and mass transfer with phase change and chemical reactions in microscale *Proc. Int. Heat Transfer Conf. IHTC14. Washington DC: ASME*. 2010. Pp.18-20.
147. Островський Г. Прикладная механика неоднородных сред. СПб, Наука. 2000. 359 с.
148. Хабер М.В., Костів І.Ю. Калійні добрива, стан і перспективи розвитку виробництва в Україні. *Хім. промисловість України*. 2004. № 6. С. 5–9.
149. Перекупко Т.В., Псюк Л.М., Блажівський К.І., Максимович І.Є. До питання кислотного перероблення лангбейнітового концентрату у водорозчинне калійне добриво. *Вісн. Нац. ун-ту "Львів. політехніка". Хімія, технологія речовин та їх застосування*. 2006. № 553. С. 21–24.
150. Ерайзер Л.М., Іванченко Л.В. Фізико-хімічний аналіз процесів рудопідготовки в галургії. *Вопросы химии и химической технологии*. Дніпропетровськ: ДВНЗ "УДХТУ". 2012. № 1. С. 142–144.
151. Перекупко Т.В., Максимович І.Є., Блажівський К.І., Кошлай М.Ф. Кінетичні закономірності розчинення лангбейнітового концентрату в розчинах хлоридної кислоти за різних гідродинамічних умов. *Збірник матеріалів IV Укр. наук-техн. конф. з технології неорг. речовин*. Дніпродзержинськ, 2008. С. 135–136.

152. Моргенштерн Л.А. Процесс получения хлорида калия методом разложения карналита водой (холодной кристаллизации). *ТОХТ*. 2014. Т.48, №1, С. 122 – 124.
153. Хацевич О.М., Артус М.І., Костів І.Ю. Технологія конверсії мірабіліту з калій хлоридом у хлормагнієвому розчині. *Безхлорне калійне добриво*. 2015. №3 (128), С. 37 – 41.
154. Хабер М.В., Бойко Б.І. Виробництво калійних добрив в державному концерні "Оріана". *Хімічна промисловість України*. 1995. № 2. С. 9–12.
155. Карпець М.В. Технологія безхлоридного калійно-магнієвого добрива конверсією вторинного лангбейніту у шеніт. Львів, 2009. 20 с.
156. Ведь В. Е., Пономаренко А. В. Определение коэффициента массоотдачи в оформлении гетерогенно-каталитических процессов. *Восточно-европейский журнал передовых технологий*. 2014. №2/6(68). С. 42-46.
157. Шмельков В. В., Райко В. Ф., Цейтлин М. А. Равновесие и кинетика растворения натрия хлорида в растворе аммиака и амонийных солей карбанатной кислоты // *Інтегровані технології та енергозбереження*. – 2011. – № 4. – С. 36–40.
158. Маллик С., Гумницкий Я.М. Теплоотдача при химическом кипении в условиях свободной конвекции. *Инженерно-физический журнал*. 1986. Т.50. № 4. С. 645–650.
159. Лыков А.В. Тепло-массообмен: Справочник. М.: Энергия. 1972. 660 с.
160. J. Thati, F. L. Nordström, Å. C. Rasmuson. Solubility of benzoic acid in pure solvents and binary mixtures. *J. Chem. Eng.*, 2010. 55 (11). Pp. 5124–5127.
161. Кулов Н.Н., Гордеев Л.С. Математическое моделирование в химической технологии и биотехнологии. *ТОХТ*. 2014. Т.48, №3, С. 243 – 248.
162. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 8-е изд. М.: Госхимиздат, 1971. 784 с.
163. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Т. 1. М.: Химия, 1981. 812 с.

164. Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М. Розчинення полідисперсної твердої фази у газорідинному потоці // Вісн. Нац. ун-ту "Львів. політехніка". 2016. № 841. С. 271–273.
165. Данилюк О.М., Атаманюк В.М., Гумницький Я.М., Бачик М.Д. Дослідження закономірностей процесу періодичного розчинення полідисперсних частинок бензойної кислоти під час пневматичного перемішування. Інтегровані технології та енергозбереження, В.4. 2017. С. 36–40.
166. Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М., Гумницький Я. М. Періодичне розчинення калій хлориду за зміни параметрів системи // Вісник Національного університету «Львівська політехніка». Серія: Хімія, технологія речовин та їх застосування. Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2017. № 868. С. 100–105.
167. Гумницький Я. М., Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М. Тепломасообмін під час взаємодії твердого тіла з рідким реагентом // Наукові праці ОНАХТ. 2017. Т. 81(1). С. 50–54.
168. Данилюк О. М., Атаманюк В. М., Гумницький Я. М. Моделювання руху бульбашок стисненого повітря у апараті з пневматичним перемішуванням. Одеська національна академія харчових технологій. Моделювання комбінованих процесів переносу. Оптимізація обладнання і систем. Наукові праці, Т.82 (1). 2018. С.61–65.
169. Danyliuk O.M., Atamaniuk V. M., Hnativ Z. Ya. The influence of mixing solid particles on the kinetic of benzoic acid dissociation during the pneumatic mixing of solution. Науковий вісник Національного лісотехнічного університету України Серія: Технологія та устаткування. Львів: 2018. Т. 28 (7). С. 92–96.
170. Данилюк О.М., Атаманюк В.М., Гнатів З.Я., Гумницький Я.М., Дослідження масообміну під час пневматичного розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти. Наук. вісник НЛТУ Серія: Технологія та устаткування. Львів: 2018. Т. 28 (8). С. 101–106.

# ДОДАТКИ

## Додаток А

Рисунок А.1. Загальна характеристика сітки (кількість елементів та вузлів)

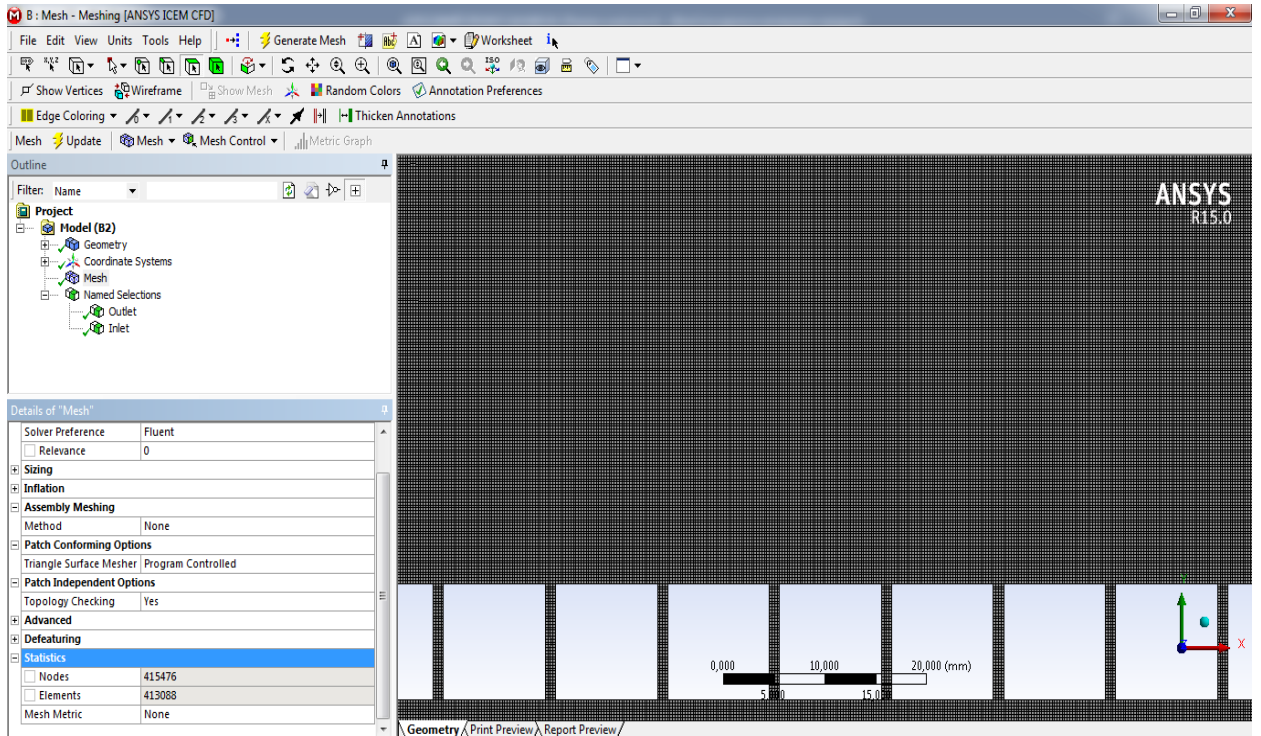


Рисунок А.2. Характеристика сітки *Skewness*

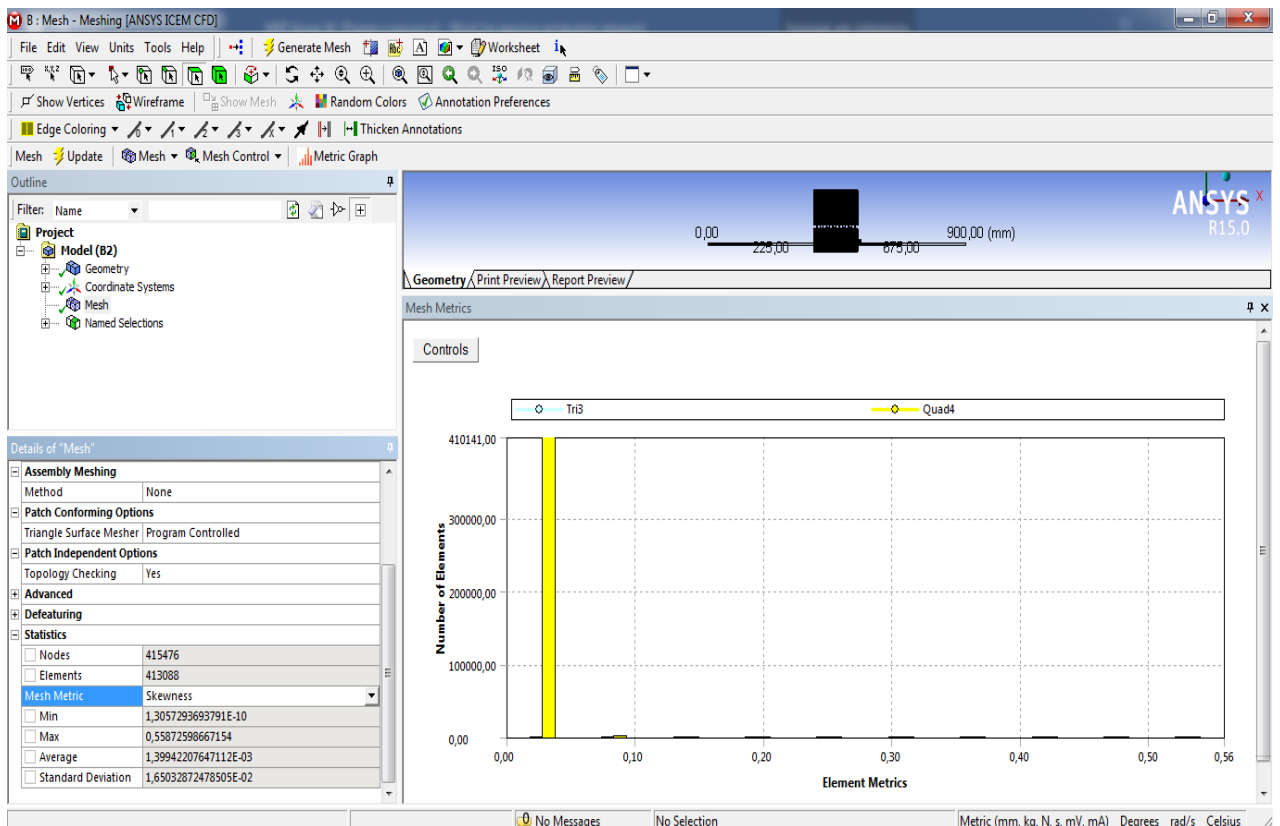
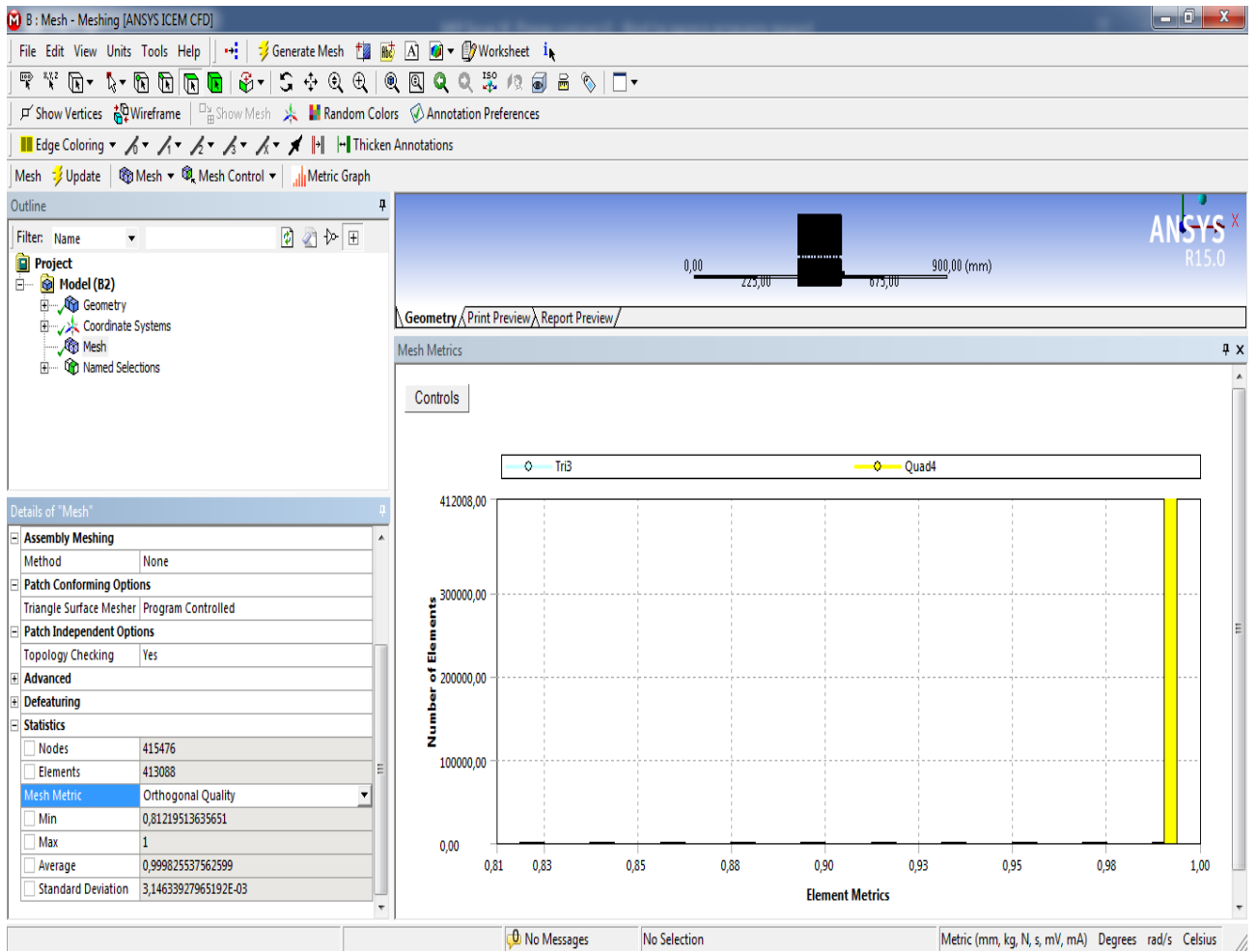




Рисунок А.3. Характеристика сітки *Orthogonal Quality*



*Початкові та граничні умови*

Таблиця А.1 Фізичні властивості рідини і газу в моделюванні

Фаза	Густина, кг/м <sup>3</sup>	В'язкість, Па·с	Поверхневий натяг, Н/м
Повітря	1.225	$1.789 \cdot 10^{-5}$	–
Вода	998.2	0.001	0.0728

Таблиця А.2 Граничні умови та числові схеми, що використовувалися у моделюванні

<i>Параметр</i>	<i>Граничні умови</i>
Inlet	Velocity-inlet
Outlet	Pressure-outlet
Wall	Non-slip condition
<i>Числові схеми</i>	
Pressure-Velocity Coupling	PISO
Gradient	Green-Gauss Node Based
Pressure	Body force Weight
Momentum	QUICK
Volume Fraction	Geo-Reconstruct
Turbulent Kinetic Energy	Second Order Upwind
Turbulent Dissipation Rate	Second Order Upwind
Level-set Function	QUICK

## Рисунок А.4. Загальні налаштування розрахункової моделі

*Характеристика створеної сітки*

```

Setting Post Processing and Surfaces information ... Done.
Reading "" gunzip -c \D:\2D copy_files\dp0\FLU-5\Fluent\SYS-14-20121.dat.gz\""...
Parallel variables...
Done.

Domain Extents:
  x-coordinate: min (m) = -7.750000e-02, max (m) = 8.750000e-02
  y-coordinate: min (m) = -6.500000e-02, max (m) = 1.100000e-01
Volume statistics:
  minimum volume (m3): 1.624146e-08
  maximum volume (m3): 9.639857e-08
  total volume (m3): 2.579500e-02
Face area statistics:
  minimum face area (m2): 1.246768e-04
  maximum face area (m2): 3.590710e-04
Checking mesh.....
Done.

```

## Рисунок А.5. Панель інструментів General

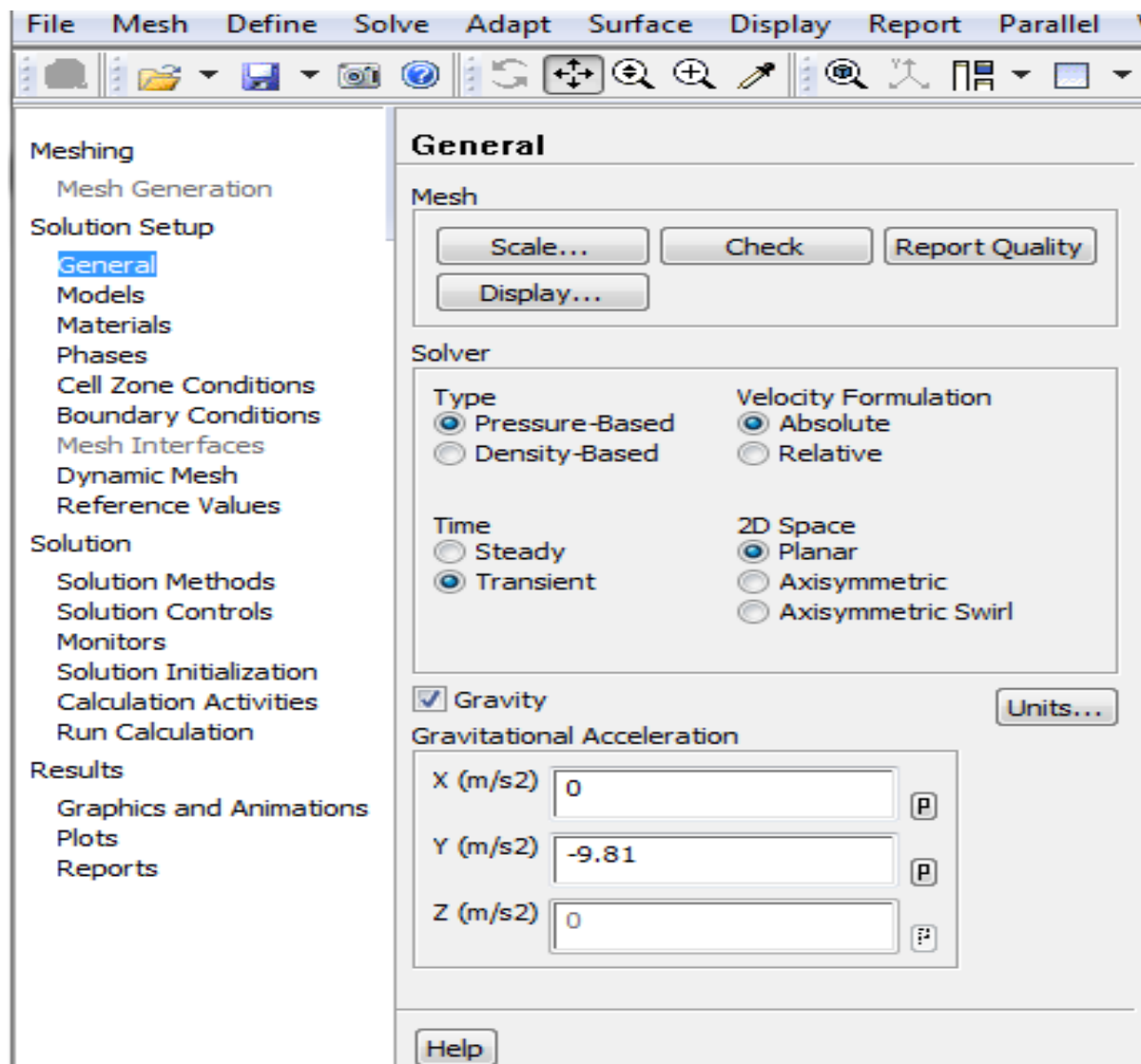
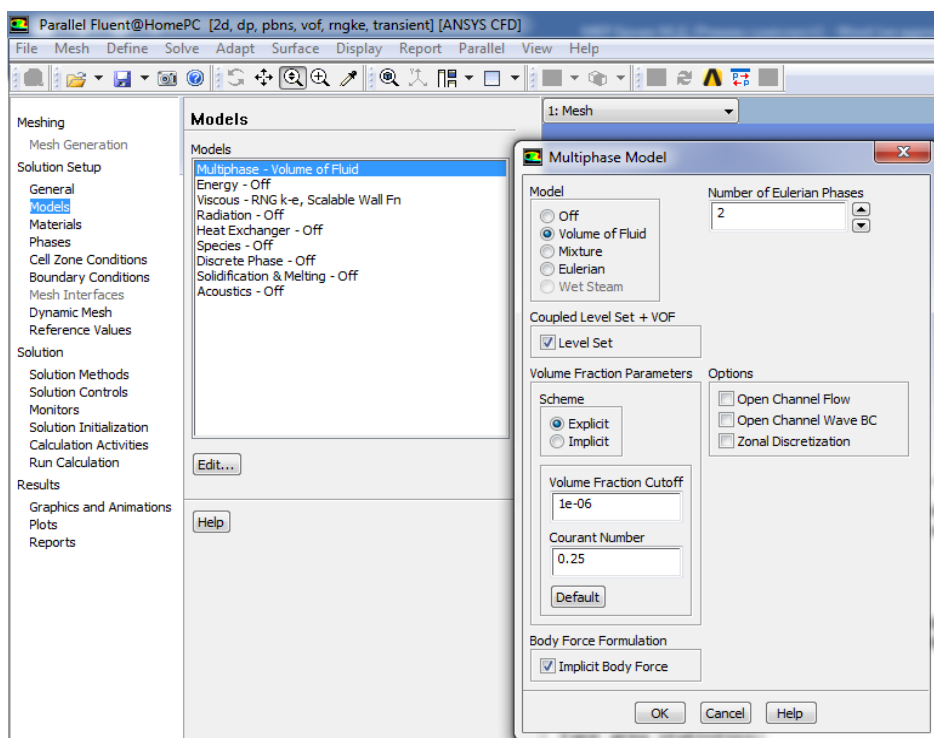


Рисунок А.6. Налаштування моделі VOF для дослідження і візуалізації руху бульбашок стисненого газу у розчині



## Налаштування моделі $k$ - $\epsilon$ RNG турбулентності з опцією *Differential Viscosity*

Рисунок А.7. Model і з масштабованими пристінковими функціями *Scalable Wall Function*

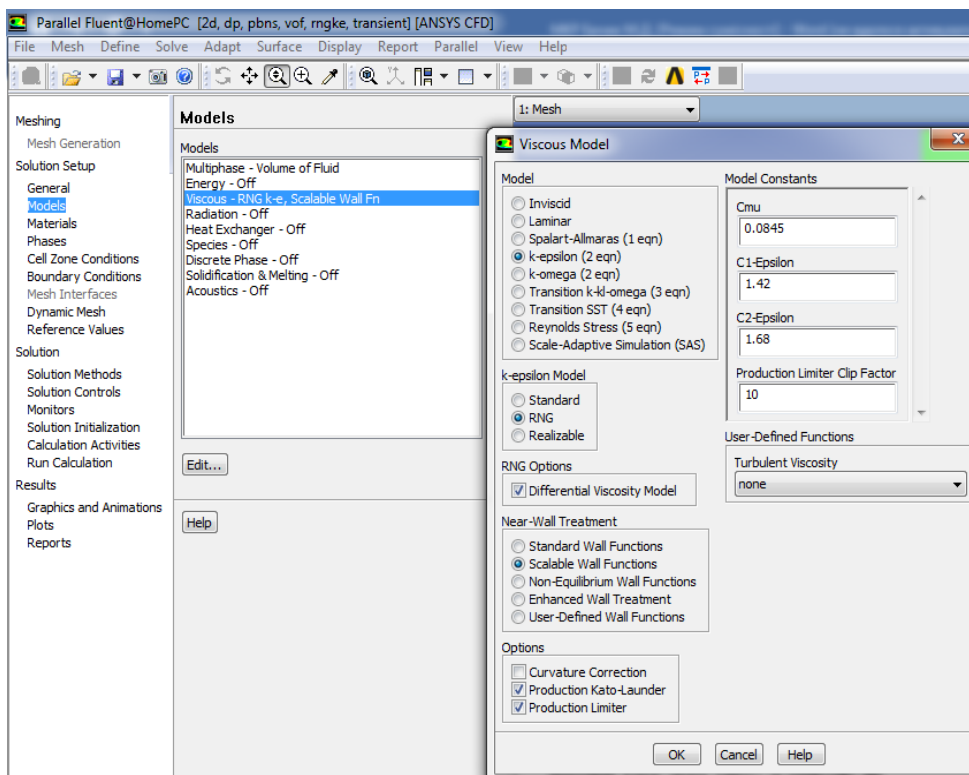


Рисунок А.8. Налаштування взаємодії між фазами (повітря – первинна фаза, вода –вторинна фаза) у вікні *Phases*.

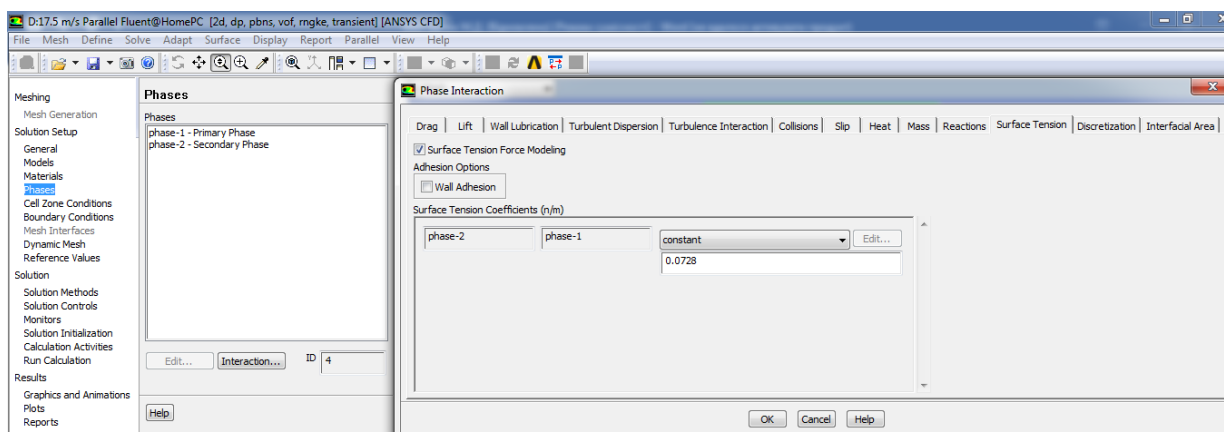


Рисунок А.9. Налаштування граничних умов

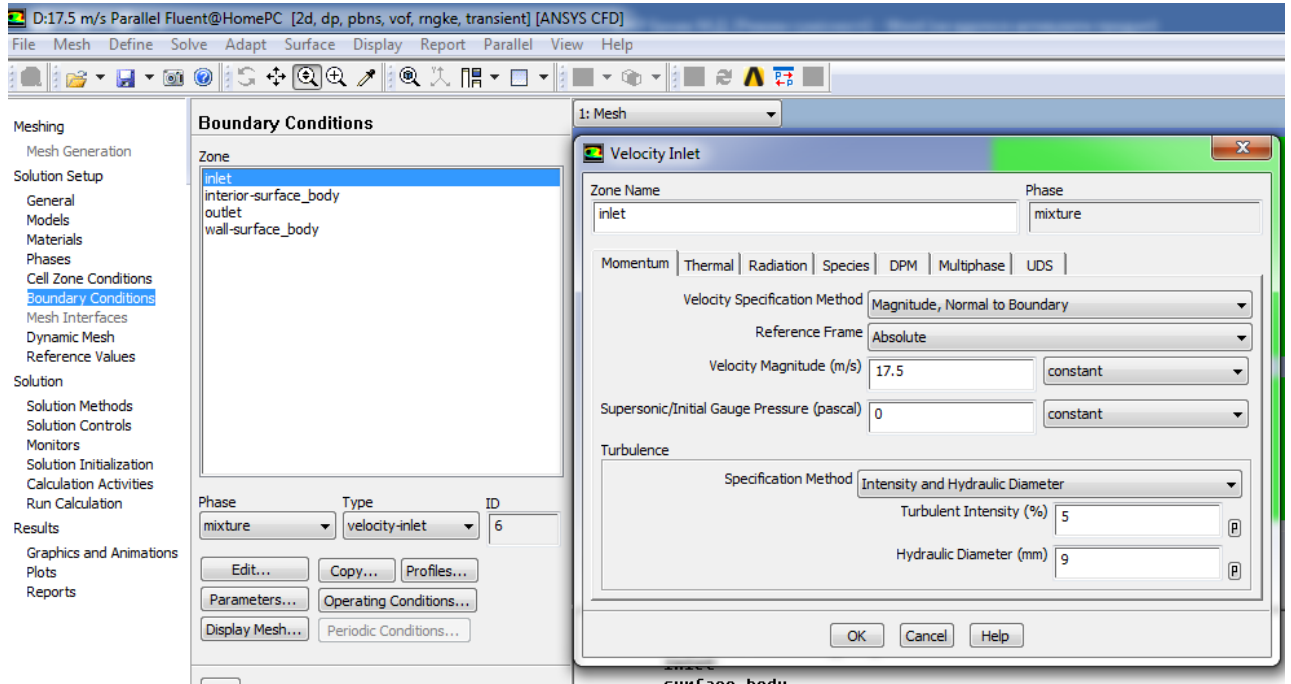


Рисунок А.10. Налаштування граничних умов для входу в апарат

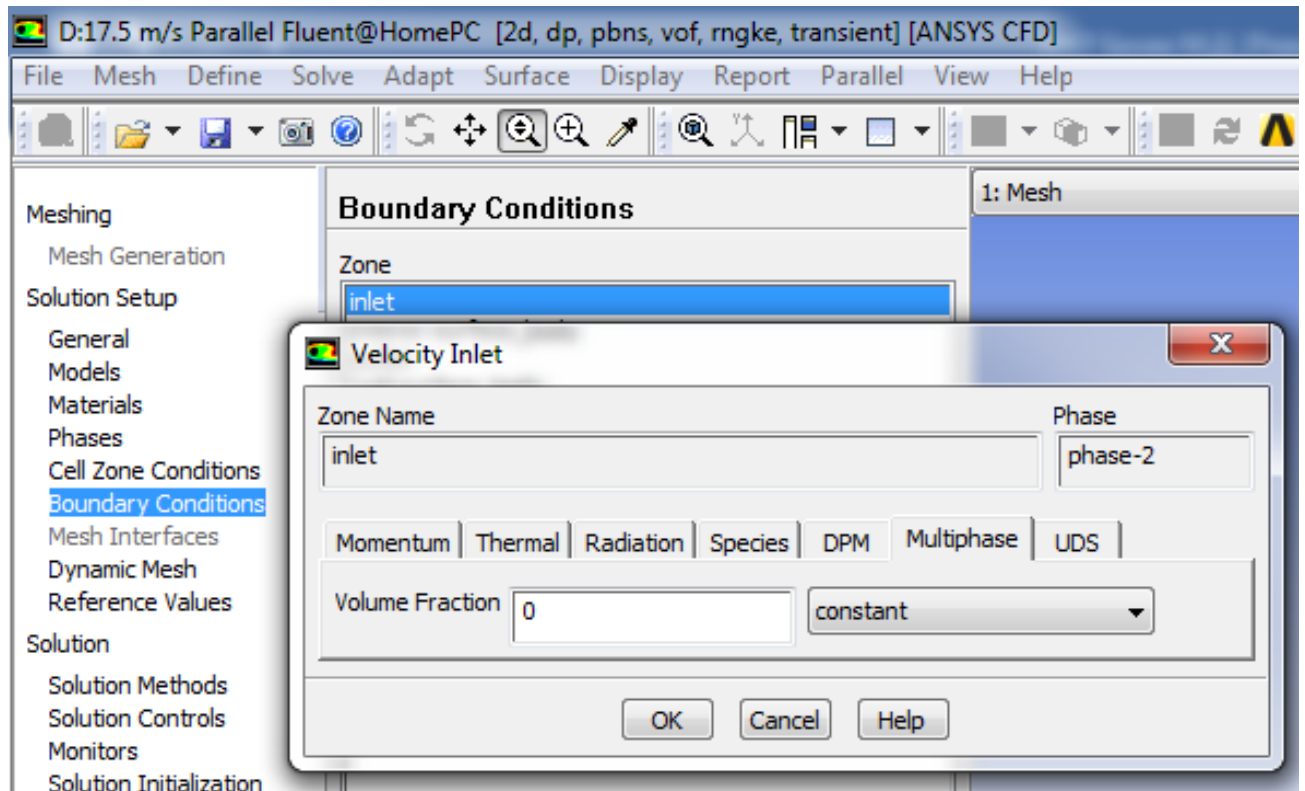


Рисунок А.11. Налаштування вкладки *Operating Conditions*

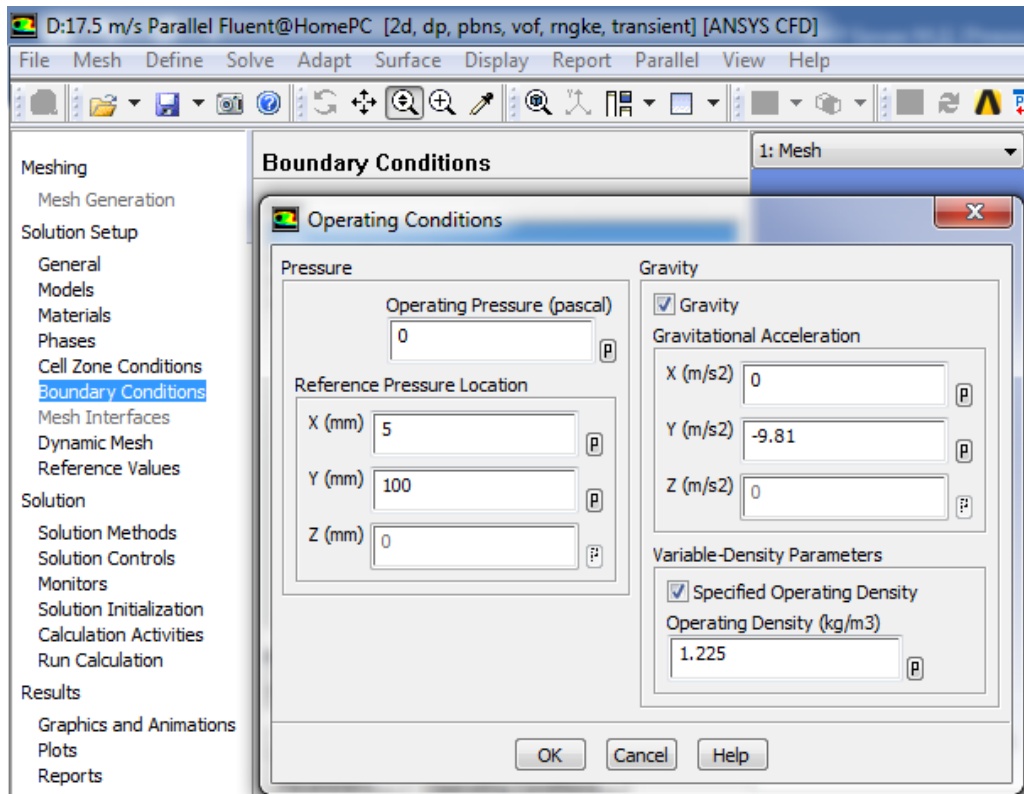


Рисунок А.12. Налаштування *Solution Methods*

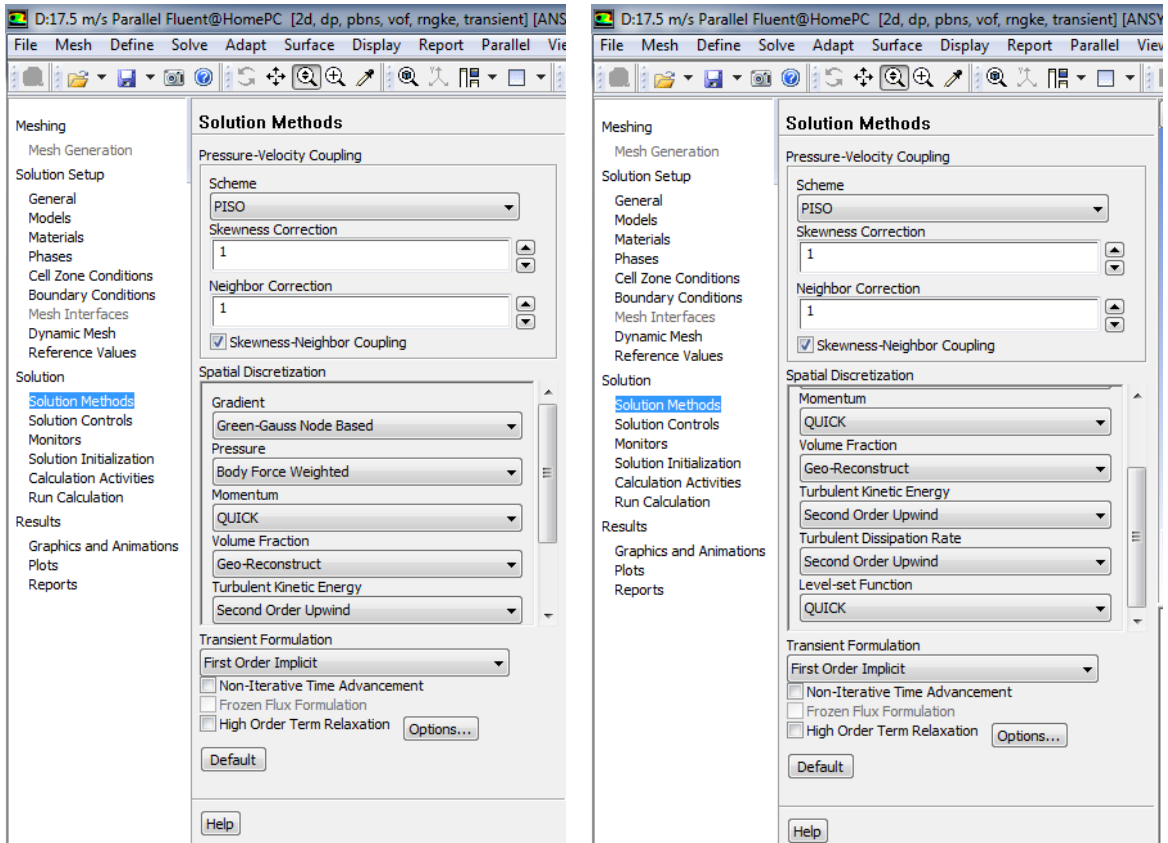


Рисунок А.13. Налаштування *Solution Controls*

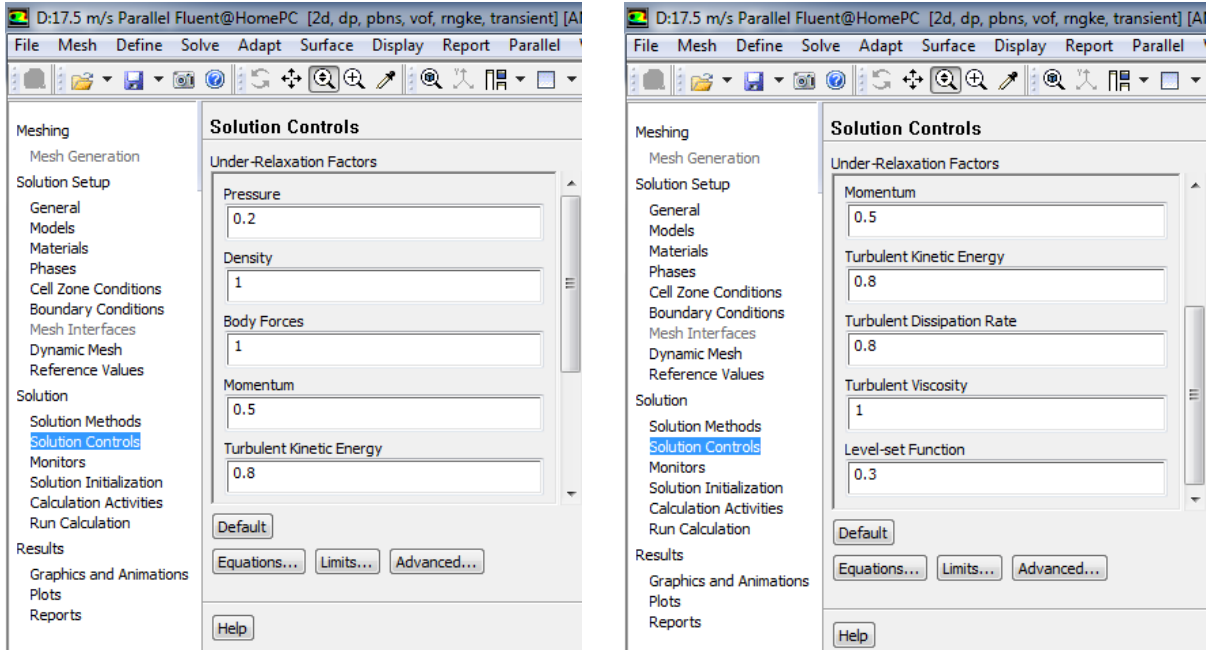
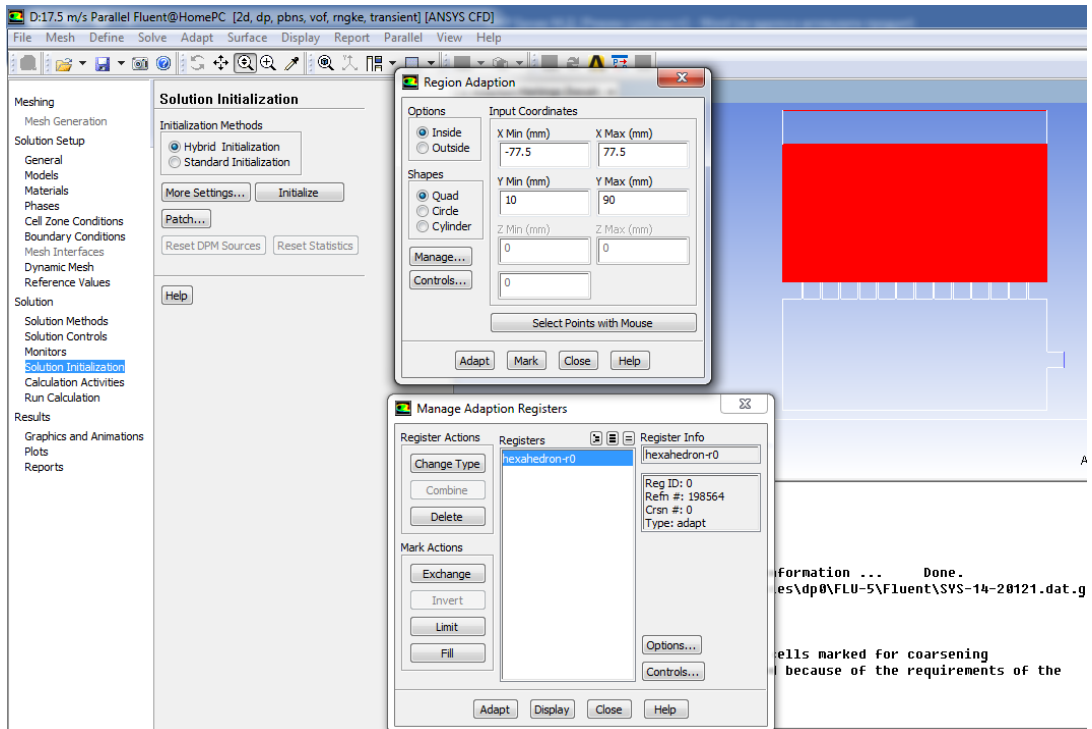


Рисунок А.14. Налаштування *Region Adaption*



formation ... Done.  
es\dp0\FLU-5\Fluent\SYS-14-20121.dat.g

cells marked for coarsening  
because of the requirements of the



Рисунок А.15. Налаштування Patch

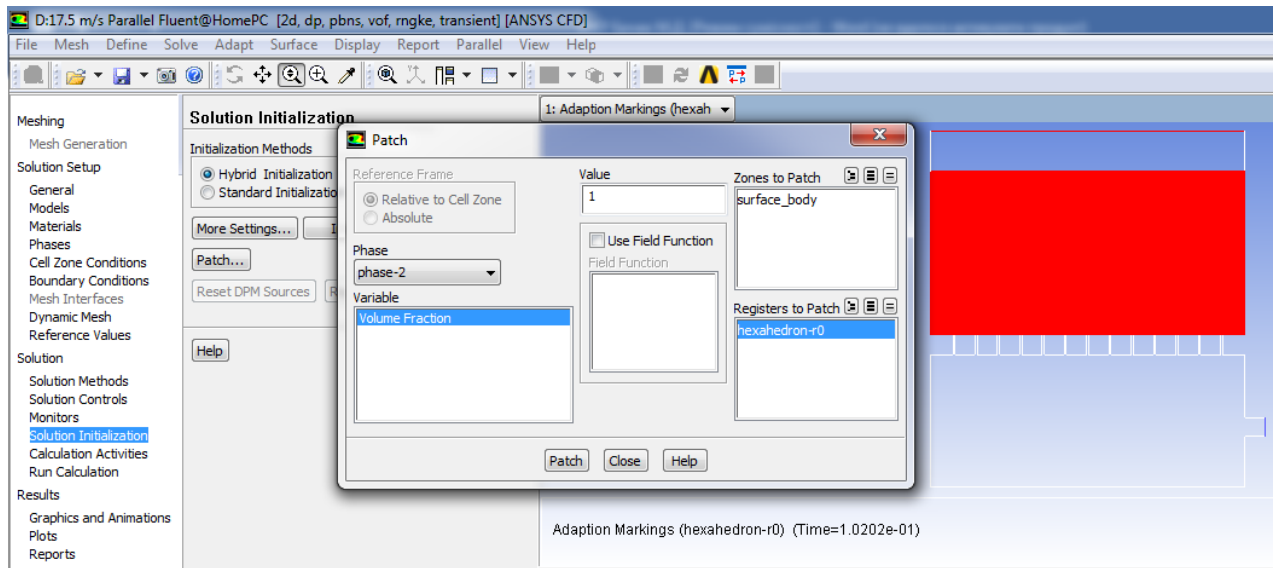


Рисунок А.16. Налаштування Solution Animation Solution Animation  
(запис анімації об'ємних фракцій увімкнено через кожні 100 кроків по часу)

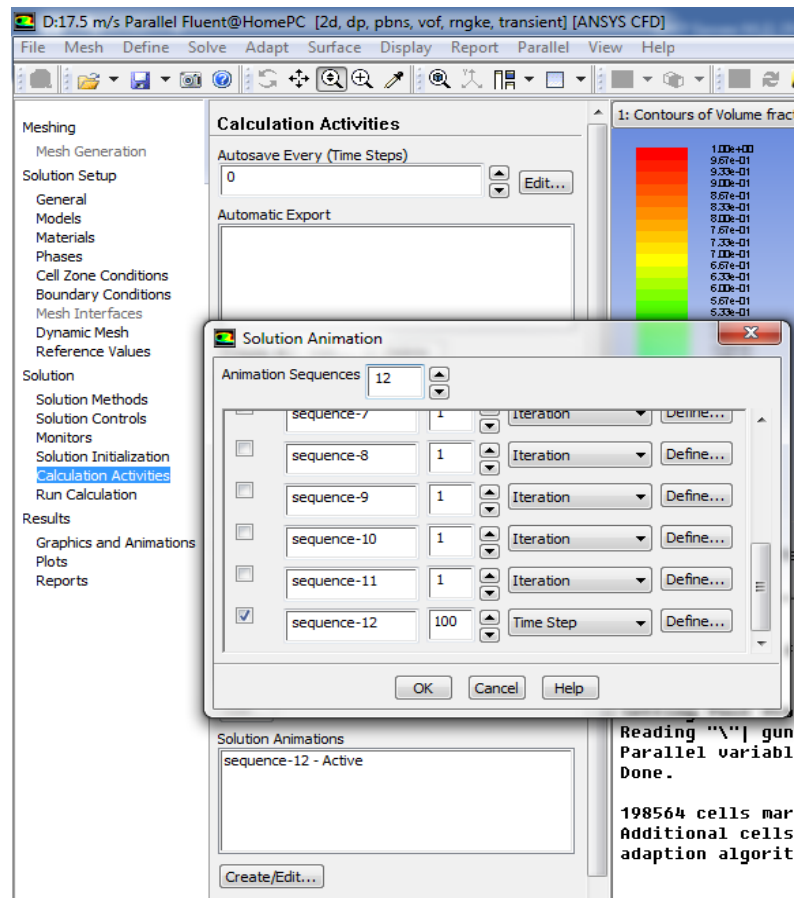
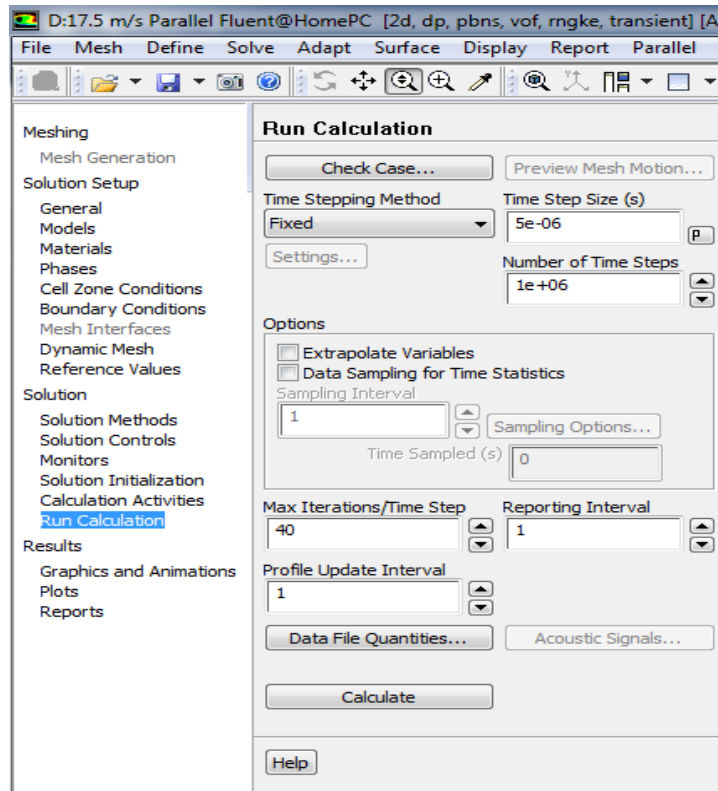


Рисунок А.17. Налаштування Run Calculation



## Додаток Б

## Список публікацій здобувача

1. Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М. Розчинення полідисперсної твердої фази у газорідному потоці // Вісн. Нац. ун-ту "Львів. політехніка". – 2016. – № 841. – С. 271–273. *(Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, аналіз та узагальнення результатів, підготовка матеріалів до публікації).*
2. Данилюк О. М., Атаманюк В. М., Гумницький Я. М., Бачик М. Д. Дослідження закономірностей процесу періодичного розчинення полідисперсних частинок бензойної кислоти під час пневматичного перемішування // Інтегровані технології та енергозбереження, В.4. – 2017. – С. 36-40. *(Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, аналіз отриманих результатів, підготовка матеріалів до публікації).*
3. Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М., Гумницький Я. М. Періодичне розчинення калій хлориду за зміни параметрів системи // Вісник Національного університету «Львівська політехніка». Серія: Хімія, технологія речовин та їх застосування. — Львів : Видавництво Львівської політехніки, 2017. — № 868. — С. 100–105. *(Особистий внесок дисертанта: проведення експериментальних досліджень, критичний аналіз джерел літератури).*
4. Гумницький Я. М., Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М. Тепломасообмін під час взаємодії твердого тіла з рідким реагентом // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – 2017. – Т. 81(1). – С. 50–54. *(Особистий внесок здобувача: аналіз джерел літератури, проведення експериментальних досліджень, математична обробка отриманих результатів).*

5. Данилюк О. М., Атаманюк В. М., Гумницький Я. М. Моделювання руху бульбашок стисненого повітря у апараті з пневматичним перемішуванням // Одеська національна академія харчових технологій. Моделювання комбінованих процесів переносу. Оптимізація обладнання і систем. Наукові праці, Т.82 (1). – 2018. – С.61–65. *(Особистий внесок дисертанта: критичний аналіз джерел літератури, проведення експериментальних досліджень та їх математичне оброблення).*

Статті у наукових фахових виданнях України, які включено до міжнародних наукометричних баз:

6. Danyliuk O.M., Atamaniuk V. M., Hnativ Z. Ya. The influence of mixing solid particles on the kinetic of benzoic acid dissociation during the pneumatic mixing of solution // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету України Серія: Технологія та устаткування. – Львів: 2018. – Т. 28 (7) – С. 92–96. *(Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, їх обробка і узагальнення).*
7. Данилюк О. М., Атаманюк В. М., Гнатів З. Я., Гумницький Я. М., Дослідження масообміну під час пневматичного розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти // Науковий вісник Національного лісотехнічного університету України Серія: Технологія та устаткування. – Львів: 2018. – Т. 28 (8) – С. 101–106. *(Особистий внесок дисертанта: критичний аналіз джерел літератури, проведення експериментальних досліджень, обробка результатів досліджень, формування статті).*

## Продовження Додатку Б

**Апробація результатів дисертації**

Основні положення роботи викладено та обговорено на науково-практичних конференціях різного рівня:

1. O. Danyliuk, V. Atamanyuk, O. Halaniya “Dissolution polydisperse solid phase in the gas-liquid flow” 6-th international youth science forum “Litteris et artibus” (November 24–26, 2016, Lviv, Ukraine P. 422-423., *форма участі- публікація тез*);
2. Данилюк О. М. Атаманюк В.М. Кінетика розчинення полідисперсних частинок бензойної кислоти International Scientific Conference «Chemical Technology and Engineering», (Ukraine, Lviv, June 26-30th, 2017 C.126-127, *форма участі- публікація тез*);
3. Данилюк О. М. Атаманюк В.М. Процес розчинення твердих полідисперсних матеріалів при пневматичному перемішуванні на прикладі розчинення Бензойної кислоти Збірник матеріалів Семінар “Сталий розвиток- погляд у майбутнє”, (Львів, 15 вересня, 2017, ст.20., *форма участі- публікація тез*);
4. Danyliuk O., Atamanyuk V., Vachyk M., Romanov V. Dissolution of solid polydisperse materials during pneumatic mixing 7-th international youth science forum “Litteris et artibus”, (November 23–25, 2017, Lviv, P. 99-100., *форма участі- публікація тез*);
5. Данилюк О. М., Атаманюк В. М., Гумницький Я. М., Бачик М. Д. Моделювання руху бульбашок стисненого повітря у квазістатичному режимі під час пневматичного перемішування розчину Шоста міжнародна науково-практична конференція «Комп'ютерне моделювання в хімії та технологіях і системах сталого розвитку – КМХТ-2018» Збірник наукових статей, (Київ, 2018, С.107-109., *форма участі- публікація тез*);

6. Данилюк О. М. Атаманюк В.М. Бачик М.Д. Вплив гідродинамічних умов на процес розчинення бензойної кислоти та коефіцієнт масовіддачі під час пневматичного перемішування V Міжнародний конгрес «Сталий розвиток: захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування, (Львів, 26-29 вересня 2018 року, С.120., форма участі- публікація тез).

## Додаток В

ЗАТВЕРДЖУЮ:



Директор Підприємство "Аргентум"  
Громадської організації «Науково-  
дослідне об'єднання

Срібний В.М.  
2018 р.

## АКТ

передачі результатів дисертаційної роботи Данилюка О.М.

Ми, які нижче підписалися: від НУ "Львівська політехніка": завідувач кафедри хімічної інженерії д.т.н., проф. Атаманюк Володимир Михайлович, доцент кафедри хімічної інженерії, к.т.н., доцент Кіндзера Діана Петрівна, аспірант кафедри хімічної інженерії Данилюк Олег Михайлович; від Підприємство "Аргентум" ГО «НДО»: начальник технологічної лабораторії Юрчишин Г.С. та керівник Дослідного центру Ковальова О.Я. підтверджуємо, що результати дисертаційної роботи Данилюка О.М. передані для впровадження у виробництво на ДП "Аргентум", а саме: результати дослідження та узагальнення кінетики розчинення твердих полідисперсних сумішей під час пневматичного перемішування розчину; результати досліджень масообміну розчинення окремих фракцій твердих частинок залежно від їх розміру, що дає змогу прогнозувати час повного розчинення дрібних фракцій; результати експериментальних досліджень дисипації енергії, що витрачається на розчинення під час пневматичного перемішування розчину; запропоновано принципову технологічну схему розчинення полідисперсних сумішей, зокрема бензойної кислоти, та розроблено методику її розрахунку.

На основі аналізу отриманих матеріалів встановлено, що: отримані Данилюком О.М. розрахункові залежності для визначення коефіцієнтів масовіддачі та молекулярної дифузії, кінетики процесу і дисипації енергії в апараті дають змогу прогнозувати енергетичні затрати на процес розчинення полідисперсних сумішей під час пневматичного перемішування і на етапі проектування нового чи вдосконалення вже існуючого обладнання визначати його економічну ефективність; запропонована методика розрахунку установки для розчинення під час пневматичного перемішування дає змогу розробити технічне завдання для її виготовлення. Результати дисертаційної роботи Данилюка О.М. приймаються ДП "Аргентум" для виготовлення пілотної установки і впровадження її у виробництво.

Від Підприємство "Аргентум" ГО «НДО»:

Начальник технологічної лабораторії

Г.С.Юрчишин

Керівник Дослідного центру

О.Я.Ковальова

Від Національного університету "Львівська політехніка":

Завідувач кафедри Хімічної інженерії  
д.т.н., проф.

Атаманюк В.М.

Доцент кафедри Хімічної інженерії  
к.т.н. доцент

Кіндзера Д.П.

Аспірант кафедри Хімічної інженерії

Данилюк О.М.

## Додаток Г



ЗАТВЕРДЖУЮ:

Директор виконавчий

ПАТ "Галичфарм"

Блонський О.В.

2018 р.

## АКТ

передачі результатів дисертаційної роботи Данилюка О.М.

Ми, що нижче підписалися: від НУ "Львівська політехніка": завідувач кафедри хімічної інженерії д.т.н., проф. Атаманюк Володимир Михайлович, доцент кафедри хімічної інженерії, к.т.н., доцент Кіндзера Діана Петрівна, аспірант кафедри хімічної інженерії Данилюк Олег Михайлович; від ПАТ "Галичфарм": керівник Дослідного центру Процик Л.В., начальник технологічної лабораторії Дослідного центру Шалата В.Я. та старший інженер-технолог технологічної лабораторії Дослідного центру Литвин А.Р. підтверджуємо, що результати дисертаційної роботи Данилюка О.М. передані для впровадження у виробництво на ПАТ "Галичфарм", а саме:

1. Результати дослідження та узагальнення кінетики розчинення твердих полідисперсних сумішей під час пневматичного перемішування розчину.
2. Результати досліджень масообміну розчинення окремих фракцій твердих частинок залежно від їх розміру, що дає змогу прогнозувати час повного розчинення дрібних фракцій;
3. Результати експериментальних досліджень дисипації енергії, що затрачається на розчинення під час пневматичного перемішування розчину.
4. Запропоновано принципову технологічну схему розчинення полідисперсних сумішей, зокрема бензойної кислоти, та розроблено методика її розрахунку.

На основі аналізу отриманих матеріалів встановлено:

1. Отримані Данилюком О.М. розрахункові залежності для визначення: коефіцієнтів масовіддачі та молекулярної дифузії, кінетики процесу і дисипації енергії в апараті дають змогу прогнозувати енергетичні затрати на процес розчинення полідисперсних сумішей під час пневматичного перемішування і на етапі проектування нового чи вдосконалення вже існуючого обладнання визначати його економічну ефективність.
2. Запропонована методика розрахунку установки для розчинення під час пневматичного перемішування дає змогу розробити технічне завдання для її виготовлення.
3. Результати дисертаційної роботи Данилюка О.М. приймаються ПАТ "Галичфарм" для виготовлення пілотної установки і впровадження її у виробництво.

Від ПАТ "Галичфарм":

/ Керівник Дослідного центру

Начальник технологічної лабораторії  
Дослідного центруСтарший інженер-технолог технологічної  
лабораторії Дослідного центру

Процик Л.В.

Шалата В.Я.

Литвин А.Р.

Від Національного університету "Львівська політехніка":

Завідувач кафедри Хімічної інженерії  
д.т.н., проф.Доцент кафедри Хімічної інженерії  
к.т.н. доцент

Аспірант кафедри Хімічної інженерії

Атаманюк В.М.

Кіндзера Д.П.

Данилюк О.М.



## Додаток Д

## ЗАТВЕРДЖУЮ

Проректор з науково-педагогічної роботи  
Національного університету  
«Львівська політехніка»

 к.т.н., доц. Давидчак О.Р.

« 30 » 08 2018 р.

## АКТ

щодо впровадження результатів дисертаційної роботи  
Данилюка Олега Михайловича на тему:

**«Масообмін у процесах розчинення у шарі дисперсного матеріалу» у  
навчальний процес**

Комісія у складі: голови науково-методичної ради Інституту хімії та хімічних технологій д.т.н., проф. завідувача кафедрою хімічної інженерії Атаманюка В.М., доцента кафедри хімічної інженерії к.т.н., доц. Кіндзери Д.П., с.н.с., доцента кафедри хімічної інженерії к.т.н., Іващука О.С., доцента кафедри хімічної інженерії к.т.н. Дулеби В.П. склала цей акт проте, що результати дисертаційної роботи Данилюка О.М. на тему: «Масообмін у процесах розчинення у шарі дисперсного матеріалу», що подана на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за спеціальністю 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології впроваджені у навчальний процес кафедри хімічної інженерії для студентів за спеціальністю 161 «хімічні технології та інженерія» (спеціалізація «Хімічна інженерія») у лекційних курсах та лабораторних заняттях з дисципліни «Процеси та апарати хімічних виробництв», курсове проектування, бакалаврські та магістерські дипломні роботи.

Використання результатів дисертаційної роботи Данилюка О.М. сприяє вдосконаленню підготовки фахівців.

Голова науково-методичної ради ІХХТ

Члени комісії

 Атаманюк В.М.

 Кіндзера Д.П.

 Іващук О.С.

 Дулеба В.П.