

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Кваліфікаційна наукова
праця на правах рукопису

ХУХРЯНСЬКИЙ ОЛЕГ МИКОЛАЙОВИЧ

УДК 66.021.1+66.021.3

ДИСЕРТАЦІЯ
ГІДРОДИНАМІЧНІ ТА ТЕПЛОМАСООБМІННІ ХАРАКТЕРИСТИКИ
МОДУЛЬНИХ КОМБІНОВАНИХ ТА РІЛЧАСТО-НАСАДКОВИХ
КОНТАКТНИХ СЕКЦІЙ

Спеціальність 161 – хімічні технології та інженерія

Галузь знань – хімічна та біоінженерія

Подається на здобуття ступеня доктора філософії

Дисертація містить результати власних досліджень.

Використання ідей, результатів і текстів інших авторів

мають посилання на відповідне джерело _____ Хухрянський О.М.

Наукові керівники:

Ляпощенко Олександр Олександрович,
доктор технічних наук, професор,

Моїсєєв Віктор Федорович,

кандидат технічних наук, професор

Суми – 2021

АНОТАЦІЯ

Хухрянський О.М. **Гідродинамічні та тепломасообмінні характеристики модульних комбінованих тарілчасто-насадкових контактних секцій.** – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

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

Дисертаційна робота присвячена дослідженню тепломасообмінного обладнання для сорбційних процесів при безпосередньому контакті газу і рідини з використанням комбінованих блокових тарілчасто-насадочних апаратах, а також більш глибокому опису цього процесу, що є актуальним завданням хімічної технології. Продуктивність колон, секціонованих тарілками провального типу, легко збільшити, застосувавши тарілки з великим вільним перетином. Однак, такі тарілки мають невелику ефективність тому, що вони працюють при великих величинах бризкоунесення. Однією з сучасних тенденцій є суміщення та комбінування в одному апараті тарілчастих та насадкових контактних пристроїв.

Було запропоновано в сепараційний простір між провальними тарілками помістити спеціальні сепаратори для зменшення шкідливого впливу бризкоунесення на ефективність провальних тарілок. Такі сепаратори працюють у якості стабілізаторів пінного шару при роботі апарату у розвиненому барботажному режимі, а також самі є додатковою зоною контакту фаз. Тому перспективним напрямком є впровадження суміщених та комбінованих в одному апараті тарілчастих та насадкових контактних пристроїв. Розроблена конструкція дозволяє забезпечити інтенсифікацію процесів тепло- і масообміну за рахунок розривів плівки рідини, та підвищує локальні коефіцієнти масовіддачі, в результаті використання кінцевих ефектів барботажу для яких характерне постійне оновлення границі розділу взаємодіючих фаз.

За рахунок цього можна підвищити ефективність та інтенсивність процесів

розділення, уникнути бризковіднесення рідини у вже діючих колонних тепломасообмінних апаратах.

В апаратах із комбінованими контактними секціями більш високі значення коефіцієнтів масопередачі отримуються при менших питомих енерговитратах, що визначає їх високу енергоефективність. У той же час масообмінні процеси на комбінованих тарілчасто-насадкових секціях в активних гідродинамічних режимах вивчені недостатньо.

При виконанні дисертаційної роботи використовували фізичні та фізико-хімічні методи аналізу. Фізичний експеримент було проведено шляхом експериментальних випробувань гідродинамічних та масообмінних характеристик на лабораторній моделі комбінованого тепломасообмінного апарату. Під час експериментальних досліджень використовували методи візуального спостереження поведінки двофазної системи всередині контактного елемента, визначали гідродинамічні характеристики методами інструментальних вимірювань та залучали методи фізико-хімічного аналізу для якісного і кількісного складу сумішей. Графічна інтерпретація та статистична обробка результатів досліджень проводилася із застосуванням методів математичної статистики з використанням прикладних комп'ютерних програм.

У дисертації наведені розроблені моделі взаємодії потоків у комбінованих блочних тарілчасто-насадкових пристроях, що дозволяють визначити гідродинамічні показники та характеристики процесу.

Запропоновано механізм формування фазових потоків у блочному контактному елементі; було виявлено існування кількох зон газорідинної системи. Під час фізичних моделювань були визначені гідродинамічні характеристики та граничні режими роботи контактних секцій.

Робочими середовищами в гідродинамічних експериментах виступали повітря та вода. Випробування проводилися для декількох модифікацій комбінованих контактних блоків, які відрізнялися один від одного наявністю одного або двох стабілізаторів, встановлених на відстані від провальної тарілки, а також із відстанню між стабілізаторами.

При застосуванні стабілізатора була отримана більш однорідна газорідинна високо структурована та турбулізована система. За допомогою розробленої конструкції стабілізаторів вдалося досягти направлення газових та рідинних потоків і рівномірно розподіляти по всій площі перетину апарату взаємодіючі фази, нівелювати байпасування та зменшити розгойдування газорідинного шару, збільшити висоту піни, зменшити зону бризків та їх кількість, а в результаті збільшити поверхню масообміну. При встановленні двох стабілізаторів спостерігалось значне зменшення зони бризків, оскільки наявність стабілізатору за рахунок його конструкції та вхідних ефектів, які проявляються на кінці кожної ламелі, розподіляє вловлені бризки по всій геометричній поверхні, тим самим створює додаткову поверхню масообміну. Другий стабілізатор виконує роль бризковловлювача.

Отримані залежності висоти пінного шару, гідродинамічного опору контактної ступені для визначення основних робочих параметрів даної конструкції колонного апарату з комбінованими контактними елементами. Встановлено, що дірчасті тарілки провального типу середнього вільного перетину працюють більш стійко, ніж тарілки провального типу із меншим вільним перетином.

Обґрунтовані конструктивні признаки стабілізаторів пінного шару, необхідні для досягнення високого ступеня розділення. Встановлена висота розташування стабілізатора над полотном тарілки у діапазоні 100-120 мм. Показано, що при застосуванні стабілізаторів пінного шару газовміст на контактній ступені скорочується, що призводить до більш стабільної та рівномірної роботи апарату.

В роботі представлено механізм бризковіднесення в комбінованому контактному елементі та приведені емпіричні залежності для визначення величини бризковіднесення. Наведені рівняння для розрахунку нижньої та верхньої межі роботи комбінованого контактного елемента.

Запропоновано модель масопереносу при абсорбції двоокису вуглецю. Вона дозволяє, задавши концентрацією двоокису вуглецю в рідині в верхньому

і нижньому перетині контактної пристрою, визначити необхідну висоту контактної блоку.

Показано, що в комбінованих тарілчасто-насадкових секціях, які працюють у стабільному пінному режимі, протікає інтенсивне перемішування фаз, що призводить до зростання величини поверхні контакту і швидкості її оновлення, а також стримується у певному діапазоні (до 0,7) величина газовмісту.

На підставі фізичного моделювання було визначено залежності для розрахунку ефективності роботи комбінованих тарілчасто-насадкових секцій від режимних та конструктивних параметрів, які адекватно описують процеси, що спостерігались при експериментальних дослідженнях, та показують достатньо високу кореляцію із експериментальними даними в межах від 5 до 20%.

Запропоновано вдосконалений комбінованими тарілчасто-насадковими контактними секціями апарат для промивання газу колон I та II у виробництві кальцинованої соди, а також використання досліджених конструкцій у скруберах для уловлювання пилу або органічних речовин.

В промислових умовах при модернізації діючих технологічних ліній виробництва кальцинованої соди при використанні результатів дисертаційної роботи запропонована система очистки технологічних газів забезпечить ступінь очищення від 96,4 – 99,0 %, а показники процесу сепарації будуть відповідати вимогам, які необхідні для надійного функціонування технологічних ліній.

На основі виконаних в роботі теоретичних і експериментальних досліджень розроблено науково обґрунтовані практичні рекомендації до проектування та інженерних методик для розрахунку колонних апаратів із використанням блочних тарілчасто-насадкових контактних елементів на основі комбінованого принципу з метою підвищення ефективності процесів сепарації та зниження гідравлічного опору, з визначенням раціональних конструктивних параметрів елементів сепараційних систем. Результати роботи та експериментальних досліджень, що представлені у вигляді графічних залежностей, рівнянь та алгоритму розрахунку колонних апаратів впроваджені

при виконанні господарчих договорів, науково-дослідних робіт та у навчальному процесі, що підтверджується відповідними актами.

Розроблено та захищено патентами України на корисну модель конструкцію стабілізатору пінного шару, пристрою для розділення двокомпонентних емульсій, пінного апарату, комбінованого тепломасообмінного апарату і підігрівача-деемульсатора типу «Heater-Treater», використання яких у активному гідродинамічному режимі сприяє підвищенню ефективності масопередачі при порівняно незначному збільшенні гідравлічного опору. Розроблені конструкції можуть використовуватися для поліпшення роботи діючих барботажних та сепараційних апаратів.

Ключові слова: процес очищення; гідродинаміка, масообмін; пінний апарат; пінний шар, дослідження процесів абсорбції та десорбції; стабілізація пінного шару; інтенсифікація, стабілізатор.

SUMMARY

Khukhrianskyi O.M. *Hydrodynamic and heat and mass transfer characteristics of modular combined disk-packed contact sections.* – Qualification scientific work on the rights of a manuscript.

The dissertation for obtaining the degree of Doctor of Philosophy by specialty 161 – Chemical Technologies and Engineering. – Sumy State University, Sumy, 2021.

The dissertation work is devoted to the study of heat and mass transfer equipment for sorption processes in direct contact of gas and liquid using combined plate-packed bed block in column apparatuses, as well as a deeper description of this process, which is an actual task of chemical technology. The capacity of columns, sectioned by trays of the failure type, can be easily increased by using trays with a large free section. However, such trays have little efficiency because they operate at high splash removal. One of the modern tendencies is the combination and combination of trays and packed contact devices in one apparatus.

It was proposed to place special separators in the separation space between the hole plates to reduce the harmful effect of splashing on the efficiency of the hole

plates. Such separators work as foam layer stabilizers when the device is operating in a developed bubbling mode, and they themselves are an additional phase contact zone, so the introduction of combined plate- packed bed contact devices in one column is a promising direction of scientific research. Therefore, a promising direction is the use of trays and packed contact devices combined in the column apparatus. The developed design makes it possible to intensify the processes of heat and mass transfer due to liquid film ruptures and increases the local coefficients of mass transfer, because of using the bubbling final effects, which are characterized by a constant renewal of multiphase interface. It is possible to increase the efficiency and intensity of separation processes, avoid liquid splashing in existing column heat and mass transfer devices.

In devices with combined contact sections, higher values of mass transfer coefficients are obtained with lower specific energy consumption, which determines their high energy efficiency. At the same time, mass transfer processes in combined tray-packed sections in active hydrodynamic modes have not been sufficiently studied.

Physical and physicochemical methods of analysis were used for the dissertation work. The physical experiment was carried out by experimental tests of the hydrodynamic and mass transfer characteristics of a combined heat and mass transfer laboratory apparatus. In experimental studies, methods of visual observation of the two-phase system behavior inside a contact element were used, hydrodynamic characteristics were determined by methods of instrumental measurements, and methods of physicochemical analysis were used for the qualitative and quantitative composition of mixtures. Graphic interpretation and statistical processing of research results were carried out using the mathematical statistics methods using applied computer programs.

The dissertation presents the developed models of flow interaction in combined block plate-packed bed devices that allow us to determine the hydrodynamic parameters and characteristics of the process.

A mechanism for the formation of phase flows in a block contact element is

proposed; the existence of several zones of the gas-liquid system is revealed. During physical simulations, the hydrodynamic characteristics and limit modes of operation of the contact sections were determined.

The air and water were used as working media in hydrodynamic experiments. The tests were carried out for several modifications of the combined contact blocks, differing from each other by the presence of one or two stabilizers installed at a distance from the tray, as well as with the distance between the stabilizers.

When using the stabilizer, a more homogeneous gas-liquid structured and turbulized system was obtained. With the help of the developed design of stabilizers, it was possible to achieve a uniform direction of gas and liquid over the entire cross-sectional area of the apparatus. It was also possible to level the bypass and reduce the swinging of the gas-liquid layer, increase the foam height, reduce the area of splashes and their amount, because of which an increase in the mass transfer surface is achieved. When installing two stabilizers, a significant reduction in the splash zone was observed, since the presence of a stabilizer due to its design and input effects manifested at the end of each lamella distributes splashes over the entire geometric surface, thereby creating an additional mass transfer surface. In this case, the second stabilizer acts like a spray trap.

Dependences of the foam layer height and hydrodynamic resistance of the contact stage are obtained to determine the main operating parameters of the column device with combined contact elements under consideration. It is established that hole plates with a larger free cross-section work more stable than hole plates of with a smaller free cross-section.

The design characteristics of foam layer stabilizers necessary for achieving a high degree of separation are justified. The set height of the stabilizer above the plate is in the range of 100-120 mm. It is shown that when using foam layer stabilizers, the gas content in foam at the contact stage is reduced, which leads to more stable and uniform operation of the device.

In the dissertation work presented the mechanism of splash removal in a combined contact element and provides empirical dependences for determining the

amount of splash. Equations for calculating the lower and upper limits of operation of a combined contact element are given. A model of mass transfer during the absorption of carbon dioxide is proposed. It allows, given the concentration of carbon dioxide in the liquid in the upper and lower sections of the contact device, to determine the required height of the contact block.

It is shown that intensive mixing of phases occurs in combined tray-packed sections operating in a stable foam mode, which leads to an increase in the size of the contact surface and the rate of its renewal, and restrains the gas content in a certain range (up to 0.7).

Based on physical modelling, the dependences for calculating the efficiency of the combined contact element on the mode and design parameters were determined, which adequately describe the processes observed in experimental studies, and show a fairly high correlation with experimental data in the range of 5-20%,

An improved device for washing air filters and a gas washer of columns I and II in the production of soda ash, as well as the use of the studied structures in scrubbers for capturing dust or organic substances, are proposed with combined plate- packed bed contact sections.

In industrial conditions, when modernizing existing process lines for the production of soda ash, when using the results of the dissertation work, the proposed process gas purification system will provide a degree of purification from 96,4 – 99,0%, and the indicators of the separation process will meet the requirements that are necessary for the reliable operation of process lines.

Based on the theoretical and experimental studies performed in the work, scientifically based practical recommendations for the design and engineering methods for calculating column apparatuses using block plate- packed bed contact elements based on a combined principle are developed in order to increase the efficiency of separation processes and reduce hydraulic resistance, with the determination of rational design parameters of elements of separation systems. The results of the work are implemented in business contracts, research projects and in the educational process, which is confirmed by the relevant acts of application.

The design of a foam layer stabilizer, a device for separating two-component emulsions, a foam apparatus, a combined heat and mass transfer apparatus, and a heater-demulsifier of the "Heater-Treater" type has been developed and protected by Ukrainian patents for a useful model. The use of these structures in an active hydrodynamic regime contributes to an efficiency increase of mass transfer with a relatively insignificant increase in hydraulic resistance. The developed designs can be used to improve the operation of the existing separation and bubbling apparatus.

Keywords: purification process; hydrodynamics, mass transfer; foam apparatus; foam layer, study of absorption and desorption processes; foam layer stabilization; intensification, stabilizer.

СПИСОК ПУБЛІКАЦІЙ ЗДОБУВАЧА

Наукові праці, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації

1. Моїсєєв В.Ф., Манойло Є.В., Ляпощенко О.О., Хухрянський О.М. Пономарьова Н.Г. Структура пінного шару на протитечійних контактних елементах зі стабілізацією. *Вісник НТУ «ХПІ»*. Серія: Нові рішення у сучасних технологіях. 2018. №2 6 (1302). Т. 2. С. 83-92. DOI: 10.20998/2413-4295.2018.26.37.

Здобувач приймав участь у експериментальних дослідженнях, обробці результатів та формуванні висновків.

2. Liaposhchenko O., Moiseev V., Ochowiak M., Manoilo E., Khukhryansky O. Intensification of Foam Layered Apparatus by Foam Stabilization. *Journal of Engineering Sciences*. 2018. Vol. 5, Issue 2. P. F13-F18. DOI:10.21272/jes.2018.5(2).f3.

Здобувач провів літературний огляд за темою, поставив завдання дослідження та приймав участь у обробці та інтерпретації експериментальних даних.

3. Liaposhchenko O.O., Moiseev V.F., Marenok V.M., Khukhryanskyy O.M., Starynskyy O.Ye., Kovtun V.V. Simulation of chemical and technological processes of a hydrocarbon preparation plant. *Journal of Hydrocarbon Power Engineering*. —

2019. — Volume 6. — Issue 1. — P.7-13. DOI: 10.31471/2311-1399-2019-1(11)-7-13.

Здобувачем проведено моделювання процесів в тарілчастих і насадкових контактних секціях абсорбційного та ректифікаційного колонного обладнання.

4. Moiseev V., Liaposhchenko O., Trebuna P., Manoilo E, Khukhryansky O. Properties of heat and masstransfer processes in the tubular grids with the heat exchanger as a stabilizer. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*. — Springer, 2020. — P. 795-804. DOI: 10.1007/978-3-030-22365-6_79

(Scopus, Web of Science, закордонне фахове видання)

Здобувач проаналізував експериментальні данні та провів їх статистичну обробку, розрахував коефіцієнти емпіричних рівнянь.

5. Moiseev V., Liaposhchenko O., Manoilo E., Khukhryansky O. Demianenko M. Hydrodynamic Parameters of a Combined Contact Device. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*. — Springer, 2021. — P. 257-267. DOI: 10.1007/978-3-030-77823-1_26.

(Scopus, закордонне фахове видання)

Здобувач приймав участь у розробці математичної моделі, алгоритмів розрахунку, які дозволяють оцінити гідродинамічні параметри комбінованого контактного елемента.

Наукові праці, які засвідчують апробацію матеріалів дисертації

6. Liaposhchenko O., Pavlenko I., Ivanov V., Demianenko M., Starynskyi O., Kuric I., Khukhryansky O. Improvement of Parameters for the Multi-Functional Oil-Gas Separator of 'HEATER-TREATER' Type. *6th International Conference on Industrial Engineering and Applications, ICIEA 2019*. Tokyo, Japan: Waseda University, IEEE, 2019. P. 66-71. DOI: [10.1109/IEA.2019.8715203](https://doi.org/10.1109/IEA.2019.8715203)

7. Moiseev V., Manoilo E., Hrubnic A., Liaposhchenko A., Khukhryansky O. Reducing of gas emissions from the production of calcinated soda ash. International joint forum LEA'2018 & YSTCMT'2018, November 22-24, 2018, Lviv, Ukraine. URL: <https://openreviewhub.org/lea-2018/paper/reducing-gas-emissions-production-calcinated-soda-ash>.

8. Ляпощенко О.О., Моїсєєв В.Ф., Манойло Є.В., Хухрянський О.М. Застосування блочно-комбінованих контактних елементів у колонних апаратах. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи*: матеріали IV Всеукраїнської науково-методичної конференції, м. Шостка, 18 квітня 2019 р. / Шосткинський інститут СумДУ, Суми, 2019. С. 16.

9. Liaposhchenko O., Moiseev V., Manoilo E., Khukhryansky O. Foam layered apparatus with foam stabilization. *2nd International Scientific Conference «Chemical Technology and Engineering»*: Lviv, June 24–28th, 2019 / Lviv: Lviv Polytechnic National University, 2019. P. 72-73. URL: <https://openreviewhub.org/cte-2019/paper/foam-layered-apparatus-foam-stabilization>.

10. Ляпощенко О.О., Хухрянський О.М. Інтенсифікація та підвищення екологічної безпеки абсорбційних систем шляхом стабілізації пінного шару. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи*: матеріали V Всеукраїнської науково-методичної конференції / м. Шостка, 23 квітня 2020 р. / Шосткинський інститут СумДУ, Суми, 2020. С. 10-11.

11. Liaposhchenko O.O. Khukhryansky O. Improvement and intensification of environmental safety of absorbing systems by stabilization of foam layer. *Екологічна безпека держави: тези доповідей XIII Всеукраїнської науково-практичної конференції молодих учених і студентів* / м. Київ, 23 квітня 2020 р. / Національний авіаційний університет, Київ: НАУ, 2020. С. 19-20.

12. Шах А.Д., Михайловський Я.Е., Старинський О.Є., Дем'яненко М.М., Хухрянський О.М., Ляпощенко О.О. Особливості розрахунку фазової рівноваги у парорідинних багатокомпонентних системах. *Сучасні технології у промисловому виробництві*: матеріали та програма VII Всеукраїнської науково-технічної конференції. – Суми: Сумський державний університет, 2020. – С. 269-270.

13. Liaposhchenko O.O., Khukhryansky O. Improvement of environmental safety of gas-liquid sorbing systems by stabilization of foam layer. *Екологічна безпека держави: тези доповідей XV Всеукраїнської науково-практичної конференції молодих учених і студентів* / м. Київ, 22 квітня 2021 р. / Національний авіаційний університет. Київ: НАУ, 2021. С. 21-22

14. Liaposhchenko O., Khukhryansky O. Gas-liquid layer height in a countercurrent combined contact device. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи*: матеріали VI Всеукраїнської науково-методичної конференції / м. Шостка, 22 квітня 2021 р. / Шосткинський інститут СумДУ, Суми, 2021. С. 19-20.

15. Ляпощенко О.О., Моїсєєв В.Ф., Хухрянський О.М., Сейф Хуссейн. Моделювання процесів сепарації та тепломасообміну у дво- та трифазних багатокомпонентних системах. *Сучасні технології у промисловому виробництві*: матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково-технічної конференції. – Суми: Сумський державний університет, 2021. – С.210.

Наукові праці, які додатково відображають наукові результати дисертації

16. Стабілізатор пінного апарата: Пат. № 138876 U Україна, МПК (2020.01) B01D 47/00. № u 201905820; Заявлено 27.05.2019; Надрук. 10.12.2019, Бюл. № 23. 2019.

17. Пінний апарат: Пат. № 141351 U Україна, МПК (2020.01) B01D 47/04. — № u 201907739; Заявлено 09.07.19; Надрук. 10.04.2020, Бюл. № 7, 2020.

18. Комбінований тепломасообмінний апарат. Пат. № 141368 U Україна, МПК (2020.01) B01D47/04. — № u 201908389; Заявлено 16.07.19; Надрук. 10.04.2020, Бюл. № 7, 2020.

19. Пристрій для розділення двокомпонентних емульсій: Пат. №144878 U Україна, МПК (2020.01) B01D 17/02 (2006.01) B03C 5/00. — № u 202003764; Заявлено 22.06.2020; Надрук. 26.10.2020, Бюл. № 20, 2020.

20. Підігрівач-деемульсатор типу «Heater-Treater»: Пат. №147128 U Україна, МПК (2020.01) B01D 17/02 (2006/01) B01D 19/00. — № u 202006971; Заявлено 30.10.2020; Надрук. 15.04.2021, Бюл. № 15, 2021.

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ	16
ВСТУП	19
РОЗДІЛ 1 ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ТА АНАЛІЗ ПРОБЛЕМИ	26
1.1 Аналіз існуючих барботажних апаратів	26
1.2 Гідродинамічні характеристики барботажного шару	32
1.3 Тепломасообмінні характеристики барботажного шару	42
1.4 Бризковіднесення барботажного шару	50
1.5 Види насадок і їх основні характеристики	53
1.6 Висновки по літературному огляду	64
1.7 Постановка завдання дослідження	68
РОЗДІЛ 2 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ УСТАНОВКИ І МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ	69
2.1 Опис конструкції комбінованих контактних елементів та тепломасообмінного апарату (ТМА)	69
2.2 Методика гідродинамічних досліджень комбінованого тепло- масообмінного апарату	74
2.3 Методика дослідження масовіддачі	82
2.4 Дослідження коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі	85
2.5 Методика дослідження масовіддачі в газовій фазі	90
2.6 Оцінка похибки експериментів і обробка даних	92
2.7 Висновки по другому розділу	94
РОЗДІЛ 3 ГІДРОДИНАМІЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ КОМБІНОВАНИХ КОНТАКТНИХ ТАРІЛЧАСТО-НАСАДКОВИХ СЕКЦІЙ	95
3.1 Структурні параметри пінного шару в комбінованій контактній тарілчасто-насадковій секції	95
3.2 Експериментальне дослідження гідродинамічних характеристик комбінованих контактних тарілчасто-насадкових секцій.	102
3.3 Висновки до розділу	123

	15
РОЗДІЛ 4 ЗАКОНОМІРНОСТІ МАСОПЕРЕДАЧІ В АПАРАТІ ІЗ КОМБІНОВАНИМИ ТАРИЛЧАСТО-НАСАДКОВИМИ СЕКЦІЯМИ .	124
4.1 Масовіддача в газовій фазі	124
4.2 Масовіддача в рідкій фазі	131
4.3 Висновки до розділу	138
РОЗДІЛ 5 ПРАКТИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ ЩОДО ВПРОВАДЖЕННЯ У ВИРОБНИЦТВО	140
5.1 Методика розрахунку комбінованих контактних елементів .	140
5.2 Використання пінних апаратів для очищення газів . . .	141
5.3 Технологія санітарної очистки газових викидів від аміаку у виробництві кальцинованої соди	145
5.4 Висновки до розділу	149
ВИСНОВКИ	150
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	152
ДОДАТКИ	168

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

- a – питома поверхня контакту фаз на одиницю площі, $\text{м}^2/\text{м}^3$;
- a_0 – питома поверхня контакту фаз на одиницю об'єму, $\text{м}^2/\text{м}^3$;
- C – рушійна сила масопередачі, одиниці концентрації;
- D – коефіцієнт дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$ або $\text{см}^2/\text{с}$;
- d_{an} – діаметр апарату, м;
- d_n – діаметр пухиря, м;
- d_e – діаметр отворів тарілки в контактному елементі, м;
- G – кількість газу, що пройшов через апарат, $\text{кг}/\text{с}$ або $\text{кг}/\text{год}$;
- G_k – кількість вловленого компонента, кг
- G_{mc} – масова швидкість газу, $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{год}$;
- g – прискорення сили тяжіння, $\text{м}^2/\text{с}$;
- H – висота газорідного шару, шару піни, м
- h_{an} – висота апарату, м або мм;
- h_0 – статичний шар рідини, з якого утворюється піна, м
- h_{cm} – висота стабілізатора, мм
- H_{cm} – висота розташування стабілізатора над решіткою, м;
- K_s – коефіцієнт масопередачі, віднесений до одиниці площі тарілки, $\text{м}/\text{с}$
- K – коефіцієнт масопередачі, віднесений до одиниці об'єму піни, с^{-1}
- L – кількість рідини, що подається в апарат, $\text{кг}/\text{с}$ або $\text{кг}/\text{год}$;
- L_p – маса рідини, кг;
- L_σ – бризковіднесення загальне, $\text{л}/\text{м}^3$ або $\text{г}/\text{м}^2 \cdot \text{год}$;
- W_e – швидкість газу у вільному перетині апарату, $\text{м}/\text{с}$;
- L_0 – щільність зрошення, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$;
- l – лінійний розмір випадкової січної, мм;
- N – довжина вибірки перетинів випадкової січної із міжфазною поверхнею;
- P – загальний тиск, Па;
- P_{an} – загальний гідравлічний опір апарату;
- $P_{c.an}$ – гідравлічний опір сухого апарату;

$P_{c.p.}$ – гідравлічний опір сухих тарілок;

$P_{ш}$ – гідравлічний опір пінного шару;

S_0 – вільний перетин контактної блоку, m^2/m^2 ;

T – температура, $^{\circ}C$.;

V – витрати газу, рідини, m^3/c , $m^3\cdot год$;

\vec{V}

V – швидкість рідкої фази, m/c ;

v – обсяг апарата, m^3

v_n – обсяг пінного шару, m^3

\vec{W}

W, W_2 – швидкість газу в повному перерізі апарату, m/c ;

$W_{z.kp.}$ – швидкість газу критична, m/c ;

W_p – швидкість потоку рідини, m/c або m^3/m^2 , $m^2\cdot год$

$W_{зaxл.}$ – швидкість газу, що відповідає захлинанню апарату, m/c ;

W_n – швидкість спливання бульбашки, m/c ;

W_o – швидкість газу в отворах провальної тарілки, m/c ;

x, y, z , – поточні координати;

α – хвильове число;

Δ – оператор Лапласа;

δ – товщина тарілок, m або mm ;

ξ – коефіцієнт місцевого опору;

η – ККД контактної блоку або всього апарата, %

μ – динамічний коефіцієнт в'язкості, $n\cdot c/m^2$

λ – декремент затухання;

ν – кінетичний коефіцієнт в'язкості, m^2/c ;

ρ_p – щільність рідини, kg/m^3 ;

ρ_n^6 – відносна щільність газорідного шару, kg/m^3

ρ_2 – щільність газу, kg/m^3 ;

σ – поверхневий натяг, n/m ;

τ – час, с;

φ_g – газоміст пінного шару, об'ємна доля газу в піні, м³/м³;

φ_p – об'ємна доля рідини в піні, м³/м³;

Критерії подібності

$$Eu = \frac{\Delta P}{\rho_r W_r^2} \text{ – критерій Ейлера;}$$

$$Fr = \frac{W_r^2}{gh} \text{ – критерій Фруда;}$$

$$H_{\text{вб}} = \frac{H}{h_0} \text{ – симплекс питомої висоти піни;}$$

$$Re_z = \frac{W_0 l}{\nu_z} \text{ – критерій Рейнольдса по газовій фазі;}$$

$$Re_p = \frac{i}{\nu_p} \text{ – критерій Рейнольдса по рідкій фазі;}$$

$$Re_p = Re_z \cdot Fr = \frac{W_r^2}{\nu_r g} \text{ – критерій інерційно-в'язкістний (аналог критерію}$$

Рейнольдса) по газовій фазі:

$$We = \frac{\sigma}{\rho h_0^2} \text{ – критерій Вебера;}$$

$$W_\sigma = \frac{g \rho_{\text{ж}} h_0^2}{\sigma} \text{ – аналог критерія Вебера;}$$

$$\varepsilon = \frac{\overline{\Delta \Delta P}}{\Delta P} \text{ – критерій структури пінного шару.}$$

ВСТУП

Актуальність теми.

Процеси тепломасообміну між газом і рідиною знаходять широке поширення в хімічній, нафтопереробній промисловості, енергетиці. В останні десятиліття для проведення масообмінних процесів на газорідинних системах запропоновано значну кількість нових контактних пристроїв. Як правило, основним напрямком в розробці таких пристроїв є збільшення поверхні контакту фаз з метою збільшення коефіцієнтів тепло - і масообміну. Так, на зміну традиційним тарілчастим апаратам прийшли контактні пристрої у вигляді регулярних насадок, що володіють великою величиною питомої поверхні, що забезпечує розвинену площу контакту фаз при низькому гідравлічному опорі.

Продуктивність колон, секціонованих тарілками провального типу, легко збільшити, застосувавши тарілки з великим вільним перетином. Однак, такі тарілки мають невелику ефективність тому, що вони працюють при великих величинах бризкоуноенення. Однією з сучасних тенденцій є суміщення та комбінування в одному апараті тарілчастих та насадкових контактних пристроїв.

Для зменшення шкідливого впливу бризкоуноенення на ефективність тарілки в сепараційний простір між тарілками поміщають так звані сепаратори, які працюють як стабілізатори пінного шару при роботі апарату у розвиненому барботажному режимі. Поміщені між тарілками провального типу, стабілізатори самі є додатковою зоною контакту фаз.

Для ефективної роботи в комбінації з тарілками провального типу великого вільного перетину, конструкція стабілізатора повинна допускати велику продуктивність по газу і рідини, мати відносно невеликий гідравлічний опір і володіти хорошими сепараційними характеристиками.

Було розроблено комбіновану контактну секцію із широким робочим діапазоном, що представляє собою поєднання масообмінної тарілки з стабілізатором пінного шару, який одночасно є сепаратором, що зменшує між секційне бризковіднесення.

Така комбінована контактна секція (елемент) може працювати при великих швидкостях як газової, так і рідкої фаз, що дозволяє збільшувати продуктивність та ефективність масообмінних колон.

В апаратах із подібними контактними секціями більш високі значення коефіцієнтів масопередачі можуть бути отримані при менших питомих енерговитратах, що визначає їх високу енергоефективність. У той же час масообмінні процеси на комбінованих контактних елементах в активних гідродинамічних режимах вивчені недостатньо, а в літературі рідко зустрічаються методики їх інженерного розрахунку.

Таким чином, подальше вдосконалення тепломасообмінного обладнання для сорбційних процесів при безпосередньому зіткненні газу і рідини в комбінованих блокових тарілчасто-насадочних апаратах, а також більш глибоке дослідження цього процесу, є актуальним завданням хімічної технології.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Дисертаційну роботу виконано у відповідності до наукового профілю кафедри хімічної інженерії Сумського державного університету (СумДУ), а здобувач виступав виконавцем НДР за темами «Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання» (МОН України, ДР №0117U003931), «Створення нових гранульованих матеріалів для ядерного палива та каталізаторів в активному гідродинамічному середовищі» (МОН України, ДР №0120U102036) і грантоутримувачем на наукове стажування за кордоном (Technical University of Kosice, Словацька Республіка) з тематики досліджень «Hydrodynamic and heat and mass transfer characteristics of modular combined disk-packed contact sections» (додаток В).

Метою дисертаційної роботи є

- виявлення гідродинамічних і масообмінних характеристик, необхідних для розрахунку сорбційних процесів в комбінованому апараті.
- створення методики розрахунку основних гідродинамічних і масообмінних характеристик розробленого комбінованого апарату.

- розробка конструктивних рішень, що сприяють промислового впровадженню зазначеного апарату.

Для досягнення зазначеної мети необхідно було вирішити такі **завдання**:

- розробка конструкції комбінованого контактного елемента для колонних масообмінних апаратів;

- проведення гідродинамічних випробувань комбінованого апарату з розробленими блоковими контактними елементами;

- дослідження структури барботажного шару,

- отримання розрахункових рівнянь для основних гідродинамічних параметрів, що характеризують ефективність роботи комбінованого апарату;

- проведення масообмінних випробувань комбінованого апарату та отримання розрахункових рівнянь для визначення коефіцієнтів масовіддачі в газовій і рідкій фазах;

- виявлення робочого діапазону зміни робочих параметрів, при яких доцільне використання нового комбінованого апарату;

- розробка конструктивних рішень, що сприяють промислового впровадженню комбінованого апарату.

Об'єкт дослідження – процеси гідродинаміки та масопередачі на комбінованому контактному елементі в колонному апараті;

Предмет дослідження – гідродинамічні і масообмінні характеристики одиничної зони контакту в комбінованому апараті, а також режимні та конструктивні параметри комбінованого контактного елемента.

Методи дослідження. При виконанні дисертаційної роботи використовували фізичні та фізико-хімічні методи аналізу. Фізичний експеримент проведено шляхом експериментальних випробувань гідродинамічних та масообмінних характеристик на лабораторній моделі комбінованого тепломасообмінного апарату. Під час експериментальних досліджень використовували методи візуального спостереження поведінки двофазної системи всередині контактного елемента, визначали гідродинамічні характеристики методами інструментальних вимірювань та залучали методи

фізико-хімічного аналізу для якісного і кількісного складу сумішей. Графічна інтерпретація та статистична обробка результатів досліджень проводилася із застосуванням методів математичної статистики з використанням прикладних програм.

Наукова новизна отриманих результатів:

1. Вперше запропоновано механізм формування фазових потоків у блочному контактному елементі; було виявлено існування структурних зон газорідної системи: зони барботажу, зони однорідного пінного шару, пульсуюче-струменевої зони.

2. Вперше були отримані залежності висоти пінного шару, гідродинамічного опору контактної ступені для визначення основних робочих параметрів даної конструкції колонного апарату з комбінованими контактними елементами. Встановлено, що тарілки провального типу середнього вільного перетину ($0,13-0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$) працюють більш стійко без утворення хвильового коливання пінного шару, ніж інші тарілки провального типу із малим ($<0,13 \text{ м}^2/\text{м}^2$) або більшим $0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$ вільним перетином. Встановлено рекомендовані конструктивні параметри конструкції стабілізатору: висота блоку 50-60 мм, кут нахилу гофри до горизонтальної осі (α) $45^\circ - 60^\circ$, кут між гранями гофри ламелей блоку (β) - 60° , висота грані гофрування 5-15 мм, ламель може додатково перфоруватися отворами 2-3 мм з кроком 5-10 мм в залежності від технологічних умов процесу. Висота розташування стабілізатора над полотном тарілки у діапазоні 100-120 мм. Показано, що при застосуванні стабілізаторів пінного шару газоміст на контактній ступені скорочується, що призводить до більш стабільної та рівномірної роботи апарату.

3. Розширено уявлення про механізм бризковіднесення в комбінованому контактному елементі та приведені емпіричні залежності для визначення величини бризковіднесення. Наведені рівняння для розрахунку нижньої та верхньої межі роботи комбінованого контактного елемента.

4. Отримали подальшого розвитку залежності для розрахунку ефективності роботи комбінованого контактного елемента від режимних та конструктивних

параметрів, які адекватно описують процеси, що спостерігались при експериментальних дослідженнях, та показують достатню кореляцію із експериментальними даними (в межах 5-20%).

Практичне значення отриманих результатів. Розроблено та досліджено нову високоефективну конструкцію комбінованої контактної тарілчасто-насадочної секції зі стабілізацією пінного шару. надано відповідні рекомендації щодо впровадження розробленої насадки.

Обґрунтовано рекомендації щодо удосконалення конструкцій колонних апаратів з використанням нових комбінованих контактних елементів. Результати експериментальних досліджень, що представлені у вигляді графічних залежностей, регресійних рівнянь та алгоритму розрахунку колонних апаратів передано для впровадження в Державному науково-дослідному та проектному інституті основної хімії „НІОХІМ”, де використовуються під час проектування нового масообмінного обладнання, а також впроваджено (використано) при виконанні держбюджетних НДР «Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання» (МОН України, ДР №0117U003931), «Створення нових гранульованих матеріалів для ядерного палива та каталізаторів в активному гідродинамічному середовищі» (МОН України, ДР №0120U102036), зокрема, при виготовленні експериментальних (дослідних) зразків вузлів, обладнання та установок на матеріально-технічній базі науково-навчального центру комплексного інжинірингу «SSUChemTech» кафедри хімічної інженерії СумДУ (додаток В).

Розроблено та захищено патентами України на корисну модель конструкцію стабілізатору пінного шару, пристрою для розділення двокомпонентних емульсій, пінного апарату, комбінованого тепломасообмінного апарату і підігрівача-деемульсатора типу «Heater-Treater»: (пат. № 138876, №144878, № 141351, № 141368, №147128) використання яких у активному гідродинамічному режимі сприяє підвищенню ефективності масопередачі при порівняно незначному збільшенні гідравлічного опору.

Результати роботи використовуються на кафедрі хімічної інженерії СумДУ при викладанні спеціальних дисциплін.

Особистий внесок здобувача. Основні положення і результати досліджень, що виносяться на захист дисертаційної роботи, отримані здобувачем особисто. Серед них: критичний аналіз науково-технічної літератури, проведення експериментальних досліджень, аналіз отриманих результатів та їх узагальнення, дослідження ефективності запропонованої конструкції та розробка пропозицій щодо апаратурного оформлення процесів сорбції із наведеним алгоритмом розрахунку параметрів процесу, впровадження науково-технічних розробок. Вибір теми дисертаційної роботи, постановка мети і завдань досліджень, аналіз і обговорення отриманих результатів, формулювання висновків проводились під керівництвом наукових керівників: д-ра техн. наук, проф., Ляпоценка О.О., канд. техн. наук., проф. Моїсєєва В.Ф.. Внесок автора в роботах, опублікованих у співавторстві зазначено у списку праць за темою дисертації.

Апробація результатів дисертації. Основні положення і матеріали дисертації доповідалися і обговорювалися на: *International joint forum LEA'2018 & YSTCMT'2018*, November 22-24, 2018, Lviv, Ukraine; *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи: IV Всеукраїнська науково-методична конференція*, м. Шостка, 18 квітня 2019 р.; *2nd International Scientific Conference «Chemical Technology and Engineering»*: Lviv, June 24–28th, 2019; *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи: V Всеукраїнська науково-методична конференція*, м. Шостка, 23 квітня 2020 р.; *Екологічна безпека держави: XIII Всеукраїнська науково-практична конференція молодих учених і студентів*, м. Київ, 23 квітня 2020 р.; *Екологічна безпека держави: XV Всеукраїнська науково-практична конференція молодих учених і студентів*, м. Київ, 22 квітня 2021 р.; *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи: VI Всеукраїнська науково-методична конференція*, м. Шостка, 22 квітня 2021 р, *Хімічна технологія: наука, економіка та виробництво: Міжнародна науково-практична конференція*, м. Шостка, 20-22 жовтня 2021 р.

Публікації. Основний зміст дисертації відображено у 20 наукових публікаціях, з них: 5 статей у наукових фахових виданнях, з яких 2 статті у закордонних періодичних виданнях, проіндексованих у базах даних Scopus та Web of Science, 5 патентів України на корисну модель, 10 публікацій у матеріалах та працях конференцій.

Структура та обсяг дисертації. Дисертаційна робота складається зі вступу, п'яти розділів, загальних висновків, 3 додатків, списку використаних джерел зі 164 найменування на 16 сторінках. Загальний обсяг дисертаційної роботи становить 192 сторінки; з них 53 ілюстрації; 3 таблиці.

РОЗДІЛ 1 ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ТА АНАЛІЗ ПРОБЛЕМИ

1.1 Аналіз існуючих барботажних апаратів

В даний час барботажні апарати широко застосовуються в різних галузях промисловості для проведення тепломасообмінних процесів і газоочистки в широкому діапазоні навантажень, як по газу, так і по рідині. Існує безліч різних конструкцій, які використовують барботажний шар в якості основної ступені контакту. Їх об'єднує те, що в усіх барботажних апаратах в результаті взаємодії фаз утворюється стійкий газорідинний шар.

Важливою особливістю, що пояснює широке застосування барботажних апаратів, є, по-перше, простота апаратного оформлення таких апаратів, по-друге, розвинена поверхня контакту фаз в барботажному шарі в поєднанні з високими коефіцієнтами швидкості тепло- і масопереносу. Недоліком, який ускладнює використання барботажного шару, є відсутність універсальної методики розрахунку, заснованої на теорії барботажу, обумовлена складністю виникаючих при цьому гідродинамічних явищ. Тому до цього часу основним способом обробки даних з гідродинаміки і масообміну залишаються емпіричні методи.

1.1.1 Способи створення барботажного шару

Існує безліч різних конструкцій апаратів, що використовують в якості основного ступеня контакту барботажний шар. Таке різноманіття конструктивного оформлення способів створення барботажного шару пояснюється широкою сферою застосування подібного роду апаратів (від простого пиловловлювання до проведення процесів ректифікації) в сукупності з прагненням в кожному окремо взятому випадку домогтися максимальної ефективності обладнання. Таким чином, на практиці барботажні апарати працюють не тільки при різних навантаженнях по газу і по рідині, але і при різних системах «газ-рідина».

Однак якщо відкинути специфічні особливості окремих випадків, що зустрічаються на практиці, то способи створення барботажного шару можна розділити на чотири основні групи [1-4] (рис. 1.1).

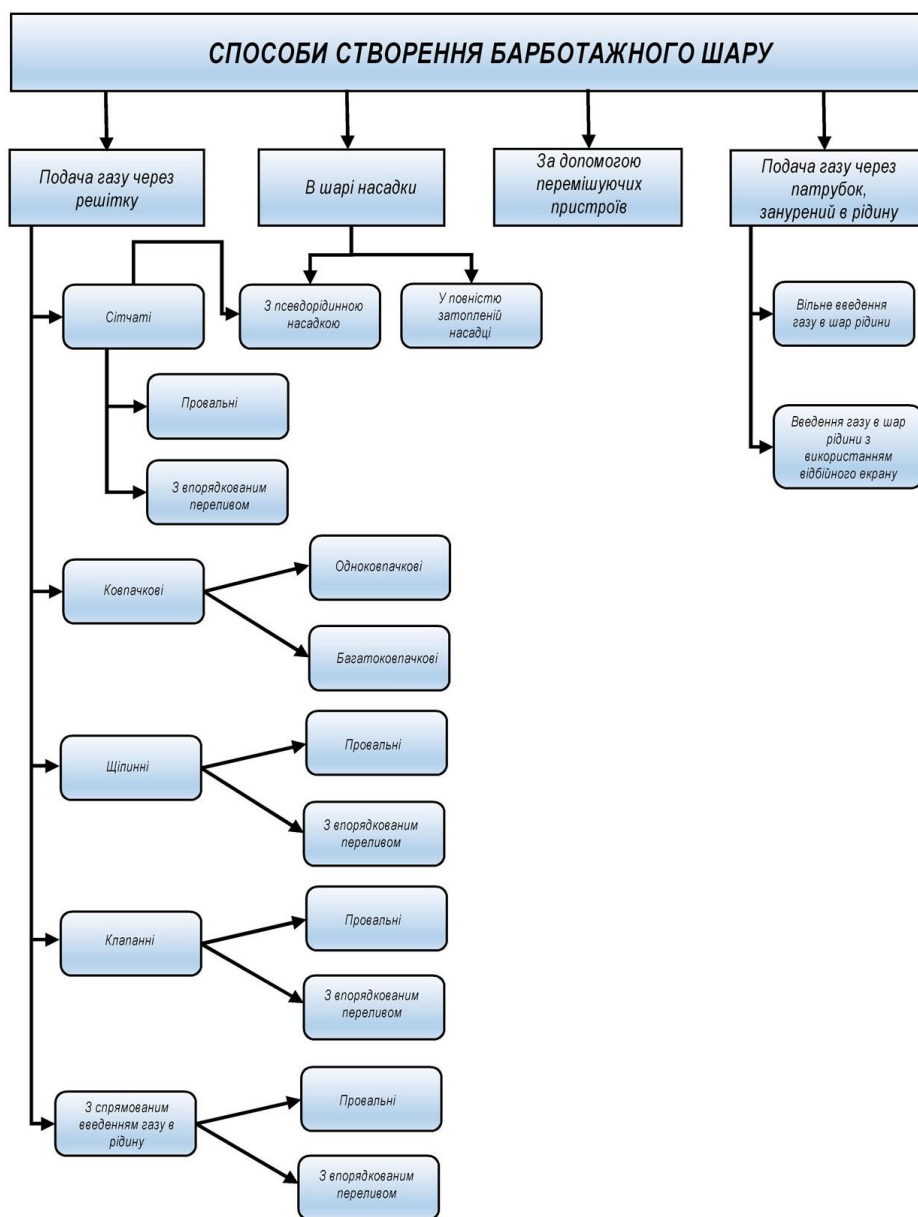


Рисунок 1.1 – Класифікація основних способів створення барботажного шару в тепломасообмінних і газоочисних апаратах

1.1.2 Існуючі конструктивні рішення, спрямовані на використання барботажного шару

При використанні обладнання, що використовує барботажну зону контакту фаз, виникає ряд труднощів. Основна складність полягає в тому, що в барботажних апаратах для створення більш розвиненою поверхні контакту фаз

йдуть по шляху ускладнення конструкції контактних пристроїв (тарілок). Таким чином, досягається додаткова турбулізація газового потоку, але це побічно тягне за собою збільшення поверхні внутрішніх пристроїв апарату.

На практиці існують різні підходи до вирішення проблеми заростання контактних пристроїв використовуваних для створення барботажного шару. Можна виділити три основних напрямки у вирішенні цієї проблеми: збільшення швидкості газового потоку; введення в барботажний шар рухомий насадки; використання нових способів організації руху газорідних потоків на контактних пристроях.

Збільшення швидкості газового потоку в барботажному апараті веде до відриву частинок забруднення, що осідають на стінках, проте зростання швидкості завжди веде за собою значне зростання гідравлічного опору, що не завжди виправдано. У випадках, коли допустима робота з високим гідравлічним опором на сильно забруднених газах при великих навантаженнях, раціональніше використовувати сучасні типи апаратів, що використовують елементи конструкції барботерів, але працюють при більш високих швидкостях газу (пінні апарати). Опір таких апаратів лише на один щабель контакту сягає 2000 Па [5-7].

Використання рухомої насадки при роботі на середовищах, схильних до заростання, часто застосовується в сукупності зі збільшенням швидкості газу в апараті [5-7]. Введення легких насадкових тіл (куль і інших більш складних геометричних фігур з поліетилену, поліпропілену та інших полімерів) на тарілку барботажного апарату рекомендується при обробці забруднених газів і рідин, так як внаслідок інтенсивного руху насадкових тіл забивання насадки твердими частинками не відбувається. До недоліків введення рухомої насадки можна віднести досить високий гідравлічний опір, що супроводжується, однак, зростанням ефективності в порівнянні з провальними тарілками, підвищене бризковіднесення і знос куль в процесі роботи і накопичення статичної електрики на стінках апарату [1; 7].

1.1.3 Секціонування барботажного шару

При використанні експериментальних даних і емпіричних залежностей для розрахунку і впровадження барботажних апаратів в реальні технологічні процеси часто встає проблема масштабного переходу. Це пов'язано з тим, що процес барботажу характеризується граничною складністю виникаючих при цьому гідродинамічних явищ, багато в чому залежить від особливостей конструкції і, зокрема, від діаметра апарату. Дослідження, що проводяться в лабораторіях на експериментальних установках, також як і напрацьований в результаті цих досліджень матеріал, на практиці з достатньою точністю можуть бути використані лише на колонах з близьким діаметром і з аналогічною конструкцією контактних елементів.

Частково проблема масштабного переходу вирішується шляхом використання емпіричних залежностей до критеріального виду і використанням в цих рівняннях критеріїв геометричної подоби. Однак цей спосіб не забезпечує достатньої точності рівнянь в широкому діапазоні зміни геометричних параметрів контактної пристрою. Критеріальні рівняння, як правило, дають достатню точність лише в тому діапазоні зміни вхідних в них параметрів, при якому вони були отримані. Таким чином, у вирішенні проблеми масштабного переходу вони дозволяють лише оцінити характер впливу окремих параметрів, що впливають на характер роботи контактної пристрою.

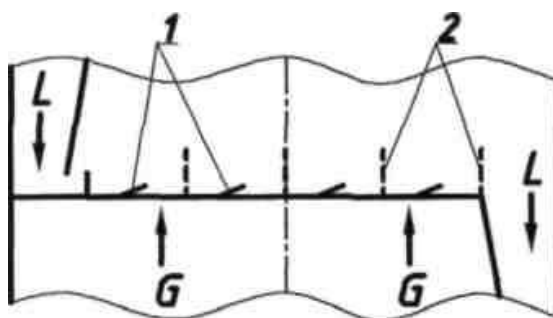


Рисунок 1.2 – Поперечне секціонування (фрагмент колони)

1 – контактні елементи, 2 – відбійно-секціонуючі елементи

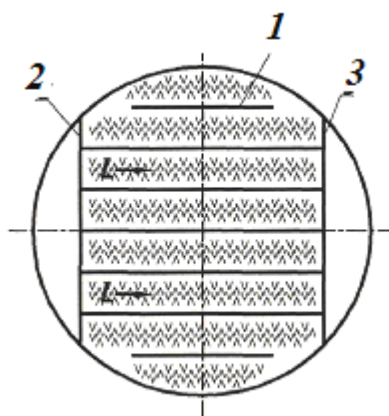


Рисунок 1.3 – Поздовжнє секціонування (фрагмент колони в плані)

1 – відбійно-секціонуючі перегородки, 2 – приймальна планка,
3 – переливна планка

Принцип поперечного секціонування (ПоС) (рис. 1.2) [2; 8]. Доцільний і найбільш зручний для застосування на колонах невеликих і середніх діаметрів з направленим введенням газу (пара) по потоку рідини (до переливної перегородки) і короткими, невисокими, поперечними потоку перегородками, які секціонують потік в поперечному напрямку, наближаючи структуру рідинного потоку до ідеального витіснення і, отже, до отримання максимальної ефективності [2, 8].

Принцип поздовжнього секціонування (ПрС) (рис. 1.3) [2]. Найбільш зручний в поєднанні з тарілками, що мають спрямоване введення газу в рідину через відносно великі просічки або клапани, причому просічки (клапани) доповнюються поздовжніми вертикальними перегородками, що робить такі тарілки дуже технологічними і при виготовленні і в експлуатації. Поздовжні перегородки грають декілька ролей: вони зменшують винесення (у поєднанні з направленим введенням газу в рідину); покращують структуру потоку, спрощуючи її; зменшують частку впливу шкідливих складових в структурі барботажного шару, такі як рециркуляція рідини, байпасування, утворення застійних зон.

Моделювання тарілок з ПоС і ПрС надзвичайно полегшується: випробовується один елемент тарілки - лоток, далі ці елементи (лотки) підсумовуються до отримання тарілки необхідних розмірів [2].

Принцип поздовжньо-поперечного секціонування (ППС) [9-11] вимагає створення тарілчастих пристроїв спеціальної конструкції, що працюють в межах секції тарілки в режимі протитечії газу (пара) і рідини. Приймальна кишеня в тарілках з ППС традиційного типу зазвичай замінюється плівковою зоною. Схема тарілки з ППС представлена на (рис. 1.4).

Основні вузли тарілки: 1 – барботажна тарілка; 2 – переливний пристрій; 3 – секціонуючі перегородки, 4 – плоский диск, який утворює з нижньою крайкою зливної кишені щілину. Витікаючи через цю щілину рідина утворює вільну плівку, що летить над барботажним шаром, яка вносить свою частку в масообмін, хоча і помітно меншу, ніж барботажний шар. Плівка рідини руйнується на стінці колони і на вертикальних секціонуючих перегородках 3, перекриваючи внутрішній перетин колони.

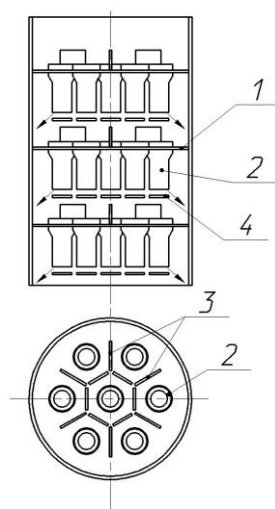


Рисунок 1.4 – Поздовжньо-поперечне секціонування
(Фрагмент колони з 7 секціями)

Кількість секцій апарату збільшується в міру збільшення діаметра колони зі збереженням розмірів контактної елементу в межах однієї секції, близьким до тих, для яких були отримані експериментальні залежності. Тарілки з ППС можуть мати різну робочу частину – сітчасту, клапанну, сітчасто-клапанну. До тарілок з ППС також застосовується метод підсумовування елементів при переході від невеликих діаметрів колон до значно більших [6; 9].

Поздовжньо-поперечне секціонування може бути застосовано для

вирішення проблеми масштабного переходу при впровадженні нового комбінованого апарату в технологічний процес.

1.2 Гідродинамічні характеристики барботажного шару

1.2.1 Режими роботи і структурні параметри барботажного шару

У барботажних апаратах в залежності від швидкості газу спостерігаються різні гідродинамічні режими. Перехід від одного режиму до іншого відбувається поступово, при цьому навантаження, характерні для зміни режимів залежать від типу контактної пристрою. Однак загальні закономірності зміни режимів роботи барботажного шару близькі на різних контактних пристроях. Можна виділити ряд послідовних етапів [1; 4; 7; 12].

Перший етап. При малих швидкостях газу в колоні газ барботує через рідину у вигляді окремих бульбашок.

Другий етап. Режим комірчастої піни. З підвищенням швидкості газу окремі бульбашки зливаються в суцільну газову струмінь, яка в свою чергу, на деякій відстані від місця витікання руйнується на окремі газові бульбашки і утворює газорідинний шар. Цей шар являє собою піну, в якій окремі осередки (бульбашки газу) пов'язані між собою, що розділяють їх плівками рідини. При збільшенні швидкості газу зона, яку займають газові струмені, звужується, а висота зони піни зростає. Поверхня контакту найбільш розвинена в зоні піни. Суцільним середовищем є рідина [4; 7; 12-13].

Третій етап. Режим рухомої піни. При швидкості газу в колонні понад 1 м/с довжина газових факелів збільшується, і вони виходять на поверхню шару, що призводить до руйнування комірчастої піни. Утворений газорідинний шар складається з рідинних струменів, що викидаються газом, і великих бризок, при цьому різко зростає бризковіднесення, а верхня межа шару стає розмитою. Відбувається інверсія фаз [4; 12-16].

Четвертий етап. Інжекційний режим. Спостерігається при подальшому збільшенні швидкості газу в колоні (понад 3-4 м/с [7]). Рідина захоплюється газом, який виходить з отворів і в значній мірі несеться з ним у вигляді бризок.

Рідина розподілена в газі, суцільним середовищем є газ [4; 16].

Завдання з дослідження структури барботажного шару складне через недостатню розробку теорії барботажу. На структуру барботажного шару впливають не тільки навантаження по газу і рідині. Сильний вплив надають висота світлої рідини, яка бере участь в утворенні барботажного шару h_0 , геометричні особливості контактної пристрою, фізико-хімічні властивості системи газ - рідина і наявність в газовій фазі добре розчинних компонентів [1; 7; 17].

Кількісно структура барботажного шару може бути охарактеризована розміром бульбашок d_b , газовмістом φ і висотою шару піни H_n . При виконанні практичних розрахунків для визначення перерахованих величин використовуються емпіричні рівняння. Далі більш докладно зупинимося на літературних даних, присвячених визначенню кожного з перерахованих параметрів, що характеризують структуру барботажного шару.

Діаметр бульбашок в барботажному шарі. Від діаметра бульбашок в барботажному шарі безпосередньо залежить поверхня контакту фаз, зростання якої завжди веде до збільшення ефективності процесу в цілому.

При вільному барботажі (у вигляді окремих бульбашок), характерному для початкового етапу при малому навантаженні по газу, бульбашка, що утворюється, відривається від отвору, коли досягає діаметра [18]

$$d_b = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot d_0 \cdot \sigma}{g(\rho_L - \rho_G)}} \quad (1.1.)$$

При переході до режиму комірчастої піни в барботажному шарі діаметр бульбашок починає визначатися навантаженням по газу [18]:

$$d_b = \sqrt{\frac{6 \cdot V_0}{\pi \cdot w_b}} \quad (1.2)$$

Однак при використанні рівняння (1.2) виникають труднощі визначення швидкості підйому бульбашок в барботажному шарі w_b . Складнощі пов'язані з криволінійною (спіралеподібною) траєкторією підйому бульбашок малого

діаметра, а також впливом на швидкість підйому фізико-хімічних властивостей газорідинної системи. Однак для великих бульбашок, розмір яких перевищує 5 мм, достовірно встановлено, що швидкість їх підйому становить близько 0,25 м/с і лише незначно збільшується зі зростанням $d_{\bar{o}}$ [18].

У зв'язку зі складністю визначення швидкості підйому бульбашок в барботажному шарі, а також для врахування геометричних особливостей конструкції контактної пристрою на практиці для визначення середнього діаметра бульбашок в шарі використовують емпіричні рівняння.

На системі повітря - вода для сітчастих тарілок були отримані наступні залежності

При $Re_{oz} < 2400$ та $h_0 = 5 \div 50$ мм [18]

$$d_{\bar{o}} = 2 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{Re_{oz}^{0,5}}{h_0 \cdot \omega^{0,5}} \quad (1.3)$$

При $Re_{oz} > 7000$ [18]

$$d_{\bar{o}} = 7,13 \cdot 10^{-3} \cdot Re_{oz}^{0,5} \quad (1.4)$$

У рівняння (1.3), (1.4) входить критерій Рейнольдсу для газової фази, розрахований по швидкості газу в отворах тарілки і діаметру цих отворів.

$$Re_{oz} = \frac{w_0 \cdot d_0 \cdot \rho_G}{\mu_G} \quad (1.5)$$

На провальних тарілках діаметр бульбашок мало залежить від швидкості газу, геометричних розмірів тарілки і щільності зрошення. Основним визначальним чинником при визначенні $d_{\bar{o}}$ є фізико-хімічні властивості рідини [19]

$$d_{\bar{o}} = 1,2 \frac{\sigma^{0,625}}{\Delta P_L^{0,25} (g \cdot \rho_L)^{0,375}} \left(\frac{v_G}{v_L} \right)^{0,375} \quad (1.6)$$

Газовміст барботажного шару. Газовміст φ являє собою відношення обсягу, зайнятого в шарі газом, до загального обсягу шару і визначається за рівнянням:

$$\varphi = 1 - K, \quad (1.7)$$

де K – відносна щільність барботажного шару;

$$K = \frac{h_0}{H_n} \quad (1.8)$$

З рівнянь (1.7), (1.8) слід що величина газовмісту нерозривно пов'язана з висотою барботажного шару H_n .

Газовміст є величиною усередненою по висоті барботажного шару [7]. Ряд авторів [17; 20; 21] відзначають, що газовміст по висоті барботажного шару різний на трьох режимах барботажного шару:

- 1) Початковий режим, відповідає переходу від газовмісту в отворах решітки, яка пропорційна w_0 , до стабілізованого значення φ ;
- 2) Стабілізований режим, в якому газовміст постійний;
- 3) Перехідний режим, в якому газовміст різко збільшується до 1.

Крім того, в роботах [18; 22; 23] відзначається, що газовміст у стінки тарілчастих барботажних апаратів значно нижче, ніж в центральній частині шару.

Аналіз ряду робіт, присвячених вивченню впливу на газовміст різних чинників, виявив такі тенденції: зі збільшенням швидкості де газовміст зростає [24-25]; зі збільшенням запасу рідини на тарілці, при інших рівних умовах, газовміст знижується [23]; діаметр отворів решітки не робить помітного впливу на газовміст [18].

В літературі також наводиться цілий ряд емпіричних рівнянь для визначення газівмісту.

В роботі [18] ведуть розрахунок газівмісту за формулою

$$\varphi = 0,4 \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,15} \cdot \left(w_z \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{g \cdot \sigma}} \right)^{0,68} \quad (1.9)$$

Запропоновано [26] рівняння для провальних і сітчастих тарілок

$$\varphi = 1 - \frac{0,21}{\sqrt{\omega}} Fr^{-0,2} \quad (1.10)$$

де Fr – критерій Фруда

$$Fr = \frac{w_0^2}{g \cdot H_n} \quad (1.11)$$

Автори роботи [27] визначають газовміст на сітчастих тарілках:

для режиму комірчастої піни

$$\varphi = 0,9 \cdot \exp(-0,0423Fr) \quad (1.12)$$

для зони рухомої піни

$$\varphi = 0,58Fr^{0,1} \quad (1.13)$$

У рівняннях (1.12), (1.13) критерій Фруда визначається за рівнянням:

$$Fr = \frac{w_{зк}^2}{g \cdot h_0} \quad (1.14)$$

Для інженерних розрахунків рекомендують [1] формулу, отриману [20] з умови мінімуму енергії газорідного шару:

$$\varphi = \frac{1}{1 + \frac{1}{\sqrt{Fr}}} \quad (1.15)$$

Критерій Фруда в рівнянні (1.15) визначається за рівнянням (1.14). Одна з узагальнюючих формул, в якій відображено вплив фізико-хімічних властивостей системи «газ-рідина», має вигляд:

$$\varphi = 1 - 4,9 \cdot \frac{h_0^{0,28}}{w_{зк}^{0,38}} \cdot \frac{\mu_L^{0,12} \cdot \sigma^{0,15}}{\rho_G^{0,14}} \quad (1.16)$$

Подібного роду рівняння для ковпачкових тарілок отримано також в роботі [28]

$$\varphi = 1 - 0,27 \cdot \frac{h_0^{0,19}}{w_{зк}^{0,38}} \cdot \frac{\mu_L^{0,17} \cdot \sigma^{0,18}}{\rho_G^{0,19}} \quad (1.17)$$

де μ_L вимірюється в мПа·с, а σ в мН/м.

В результаті узагальнення, проведеного в роботі [7], отримана формула:

$$\varphi = 1,4 \cdot w_{зк}^{0,15} \cdot \mu_L^{-0,08} \cdot \sigma^{-0,19} \quad (1.18)$$

Висота барботажного шару є не тільки якісною, але і кількісною характеристикою шару. Це найбільш наочний і простий у визначенні показник

ефективності процесу барботажу, що дозволяє судити про розвиток поверхні контакту фаз. Висота шару визначається його структурою, і може бути визначена через газовміст по рівняннях (1.7), (1.8). Однак існує й інший підхід заснований на безпосередньому визначенні висоти барботажного шару по емпіричним рівнянням [7].

У роботах [7; 29-30] для вираження висоти барботажного шару в критеріальних рівняннях пропонується використовувати симплекс питомої висоти піни

$$H_{y\partial} = \frac{H_n}{h_0} \quad (1.19)$$

При цьому відзначено що $H_{y\partial}$ є найбільш показовим визначенням симплексом в узагальненому рівнянні гідродинамічної подібності пінного шару. Там же наводяться рівняння для визначення H_n для будь-якої системи газ – рідина на тарілках при відсутності витоку рідини через отвори ґрат за умови, якщо відома величина h_0 :

$$H_n = 4,35 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{h_0^{0,6} \cdot w_{\text{зк}}^{0,5}}{\sigma^{1,2} \cdot v_L^{0,25}} \quad (1.20)$$

Якщо величина h_0 не відома, то при підпорі піни в зовнішніх переливних пристроях

$$H_n = 6,2 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{i^{0,25} \cdot H_n^{0,5} \cdot w_{\text{зк}}^{0,5}}{h_{\text{сн}}^{1,3} \cdot \sigma^{1,3} \cdot v_L^{0,25} \cdot h^{0,5}} + h_n \quad (1.21)$$

при вільному зливі піни справедливо рівняння (1.20).

Для апаратів з внутрішніми переливними пристроями, якщо величина h_0 не відома

$$H_n = 3,84 \cdot 10^{-11} \cdot \frac{i^{0,5} \cdot w_{\text{зк}}}{h_{\text{сн}}^{0,6} \cdot \sigma^{2,6} \cdot v_L^{0,5} \cdot h} + h_n \quad (1.22)$$

У рівняннях (1.21), (1.22) i – інтенсивність потоку рідини, м³/(м·с); $h_{\text{сн}}$ – висота вихідного шару рідини над зливним порогом, м; h – висота зливної кишені, м.

1.2.2 Поверхня контакту фаз в барботажному шарі

Поверхня контакту фаз F_{κ} є найважливішою характеристикою барботажного шару, що характеризує його ефективність. При розрахунку барботажних апаратів необхідно визначення поверхні контакту фаз, так як ця величина входить в рівняння тепло- масопередачі

$$Q_t = K_t \cdot F_{\kappa} \cdot \Delta t \quad (1.23)$$

$$M_A = K_y \cdot F_{\kappa} \cdot (y - y^*) \quad (1.24)$$

Визначення дійсної поверхні контакту фаз є складним завданням. У барботажних апаратах поверхня контакту не постійна і залежить від режиму руху фаз. Навіть в насадкових апаратах із фіксованою поверхнею контакту дійсна поверхня контакту, активна для тепло- і масопередачі, не збігається з геометричною поверхнею насадки [1]. У зв'язку з цим при розрахунку барботажних апаратів, як правило, використовують питому поверхню контакту фаз, віднесену до обсягу барботажного шару – a , або віднесену до одиниці площі тарілки – a_s .

Питома поверхня контакту фаз барботажного шару в режимі комірчастої піни (при швидкостях до 1 м/с) може бути визначена геометрично по наступних рівняннях [1]:

$$a = \frac{6 \cdot \varphi}{d_n} \quad (1.25)$$

$$a_s = \frac{6 \cdot \varphi \cdot h_0}{d_n \cdot (1 - \varphi)} \quad (1.26)$$

Однак, рівняннями (1.25), (1.26) можна скористатися тільки при наявності надійної методики визначення середнього діаметра пихирця і газовмісту барботажного шару. Тому на практиці часто використовуються емпіричні рівняння для визначення питомої поверхні контакту фаз.

Для тарілок з переливом (сітчастих, клапанних, ковпачкових) запропоновано рівняння [19; 31-32]

$$a \cdot h_0 = 0,64 \cdot Fr^{0,2} \cdot We^{0,6} \cdot \varphi^{0,3} \left(\frac{\mu_L}{\mu_{води}} \right) \quad (1.27)$$

а для провальних тарілок (дірчастих, ґратчастих, трубчасто-ґратчастих) рівняння [31, 33]:

$$a \cdot h_0 = C \cdot \text{Re}_{\text{ysel}}^{-0,25} \cdot Fr^{0,2} We^{-0,6} \cdot \varphi^{0,3} f \quad (1.28)$$

У рівняннях (1.27), (1.28) Fr визначається за рівнянням (1.14), We – критерій Вебера

$$We = \frac{\sigma}{g \cdot \rho_L \cdot h_0^2} \quad (1.29)$$

C – коефіцієнт, для води і електролітів $C = 5$, а для органічних рідин

$$C = 6,4 \cdot \left(\frac{\mu_L}{\mu_{\text{води}}} \right)^{-0,43} \quad (1.30)$$

Re_{ysel} – умовний критерій Рейнольдса

$$\text{Re} = \frac{w_{\text{зк}} \cdot h_0}{\nu_L} \quad (1.31)$$

$f = 1$ при $h_0 > 0,02$ м;

$f = h_0/0,02$ при $h_0 < 0,02$ м.

Значення питомої поверхні контакту фаз, отримані [19] на різних системах «газ - рідина» і різних контактних пристроях, і її зміна зі збільшенням навантаження по газу дозволяють оцінити, що вплив швидкості газу по-різному позначається на тарілках з переливом і провальних. Це пов'язано з різним характером зміни газовмісту і середнього діаметра бульбашки зі збільшенням навантаження по газу. Так на сітчастих тарілках в області комірчастої піни ($\text{Re}_{o_2} < 2000$) а мало залежить від Re_{o_2} , і становить близько $200 \text{ м}^2/\text{м}^3$. При збільшенні швидкості газу ($2100 < \text{Re}_{o_2} < 7000$) а стає пропорційною Re_{o_2} і досягає значень $800\text{-}1000 \text{ м}^2/\text{м}^3$. З подальшим підвищенням швидкості газу зростання а сповільнюється. На провальних тарілках а мало залежить від Re_{o_2} , і досягає $1000 \text{ м}^2/\text{м}^3$ для системи «повітря - вода» і більш високих значень для органічних рідин [19].

1.2.3 Опір барботажного шару

Гідравлічний опір барботажних апаратів є найважливішою характеристикою, що дозволяє оцінити енерговитрати на проведення процесу абсорбції, а також визначити оптимальний діаметр апарату.

Для тарілчастих апаратів гідравлічний опір контактної пристрою (тарілки) ΔP дорівнює сумі опору сухої тарілки ΔP_{cm} , опору, обумовленого силами поверхневого натягу ΔP_{σ} , і опору газорідного шару на тарілці ΔP_L [1; 4; 7; 12; 34-35].

$$\Delta P = \Delta P_{cm} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_L \quad (1.32)$$

Опір сухої тарілки обумовлено місцевими опорами в контактній пристрої (отворах тарілки) і він виражається формулою [1; 4; 7; 34-35]

$$\Delta P_{cm} = \xi \cdot \frac{\rho_G \cdot w_0^2}{2} \quad (1.33)$$

де ξ – коефіцієнт опору, що залежить від типу контактної пристрою.

Значення коефіцієнтів опору для різних типів контактних пристроїв ξ наведені в таблиці 1.1 [1; 4; 22; 35].

Таблиця 1.1. Значення коефіцієнтів опору для різних типів контактних пристроїв

Тип контактної пристрою	ξ
Ковпачкова тарілка	4,0-5,0
Сітчаста тарілка	1,1-2,0
Клапанна тарілка	3,6
Провальна з щілиноподібними отворами	1,4-1,5
Провальна з круглими отворами	2,1
Тарілка з направленим введенням газу в рідину	2,6-2,8

Опір, обумовлене силами поверхневого натягу, виникає при виході газу з отворів або прорізів в шар рідини і визначається за формулою [1; 4; 7; 22; 35]:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{\sigma \cdot \Pi_0}{S_0} \quad (1.34)$$

Опір газорідного шару ΔP_L для різних типів тарілок було

запропоновано в [26] визначати як статичний тиск шару

$$\Delta P_L = g \cdot \rho_L \cdot h_0 = g \cdot \rho_n \cdot H_n \quad (1.35)$$

Однак, на практиці використання рівняння (1.35) веде до помилок [1, 36], у зв'язку з чим для більш точного визначення опору газорідинного шару ΔP_L використовують емпіричні рівняння.

Так, наприклад, в результаті обробки великого експериментального матеріалу [26] було отримано більш точне рівняння

$$\Delta P_L = 0,33 \frac{\rho_L \cdot H_n^{1,2} \cdot g}{w_{2к}^{0,4} \cdot S_0^{0,1}} \quad (1.36)$$

В роботі [47] запропоновано враховувати поряд зі статичним тиском газорідинного шару, величину, обумовлену тертям газу об рідину:

$$\Delta P_L = g \cdot \rho_L \cdot h_0 \cdot [1,015 + 1,5 \cdot 10^{-7} \cdot (100 - h_0)^{1,77} \cdot w_0] \quad (1.37)$$

Автори [7] вважають, що при розрахунку гідравлічного опору барботажних апаратів не слід диференціювати гідравлічний опір пінного шару на ΔP_L та ΔP_σ .

В роботі [7] стверджується, що за дослідними даними конструктивні параметри контактного пристрою, а також розміри отворів і вільний перетин ґрат не надають визначального впливу на величину $\Delta P_L + \Delta P_\sigma$. Таким чином гідравлічний опір газорідинного шару пропорційний висоті вихідного шару рідини, її щільності і поверхневому натягу

$$\Delta P_L + \Delta P_\sigma = 0,85 \cdot g \cdot h_0 \cdot \rho_L + 0,2 \cdot 10^5 \cdot \sigma \quad (1.38)$$

Для рідин з поверхневим натягом, близьким за значенням до поверхневому натягу води, рівняння (1.38) спрощується [7] і набуває вигляду:

$$\Delta P_L + \Delta P_\sigma = 0,85 \cdot g \cdot h_0 \cdot \rho_L + 150 \quad (1.39)$$

Всі наведені вище формули для розрахунку гідравлічного опору справедливі для тарілок оснащених переливними пристроями. Для провальних тарілок рівняння для визначення гідравлічного опору значно складніше, що пояснюється стіканням рідини через отвори тарілки.

1.3 Тепломасообмінні характеристики барботажного шару

Основні рівняння, що описують тепломасообмін (1.40), (1.41) справедливі, зокрема, і для процесів, що протікають в барботажному шарі. Це пояснюється загальною закономірністю – швидкість технологічного процесу пропорційна рушійній силі і обернено пропорційна опору [1; 4; 7; 12; 34-35; 38].

$$Q_t = K_t \cdot F_k \cdot \Delta t \quad (1.40)$$

$$M_A = K_y \cdot F_k \cdot \Delta C \quad (1.41)$$

де $\Delta t, \Delta C$ – рушійна сила тепло- і масопередачі

З рівнянь (1.40), (1.41) наочно видно що, основне завдання в розрахунку тепломасообміну зводиться до визначення коефіцієнтів тепло- і масопередачі, а також поверхні контакту фаз. Розглянемо закономірності впливу різних параметрів на коефіцієнти тепло- і масопередачі в умовах роботи барботажного шару

На практиці, в зв'язку з тим, що рушійна сила процесу масопередачі може бути виражена двома способами (через газову і рідку фази), рівняння (1.41) може бути записано в двох видах [1; 4; 7; 12; 34-35; 38]:

$$M = K_L \cdot F_k \cdot \Delta x_{сер}, \quad (1.42)$$

$$M = K_G \cdot F_k \cdot \Delta y_{сер} \quad (1.43)$$

де K_L, K_G – коефіцієнти масопередачі, віднесені до рушійної сили Δx , Δy відповідно, кг/(м²с); $\Delta x_{сер}, \Delta y_{сер}$ – середні для всього процесу концентрації компонентів, що переходять з однієї фази в іншу відповідно в рідкій і газовій фазі, кг/кг;

При цьому, в разі відсутності дифузійного опору при переході компоненту через поверхню розділу фаз, завдання визначення коефіцієнтів масопередачі в рівняннях (1.42), (1.43) зводиться до визначення фазових коефіцієнтів масовіддачі β_L та β_G .

$$K_G = \frac{1}{\frac{1}{\beta_G} + \frac{m}{\beta_L}} \quad (1.44)$$

$$K_L = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_G} + \frac{1}{\beta_L}} \quad (1.45)$$

де m – тангенс кута нахилу лінії рівноваги.

1.3.1 Рівняння для розрахунку коефіцієнту масовіддачі в газовій фазі

Теоретичне рівняння для визначення коефіцієнту масовіддачі в газовій фазі при абсорбції з одиночної бульбашки можна отримати інтегруванням диференціального рівняння дифузії до сфери і від неї [39]:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D \frac{\partial^2 C}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \cdot \frac{\partial C}{\partial r} \quad (1.46)$$

Підстановкою в рівняння (1.46) перемінної $B = C \cdot r$ воно приводиться до вигляду:

$$\frac{\partial B}{\partial \tau} = D \frac{\partial^2 B}{\partial r^2} \quad (1.47)$$

з граничними умовами:

$$\left. \begin{array}{lll} r = 0 & \tau > 0 & B = 0 \\ r = d/2 & \tau > 0 & B = (d/2)C_p \\ D < r < d/2 & \tau = 0 & B = (d/2)C_p(d/2) \end{array} \right\} \quad (1.48)$$

Рішення рівняння (1.47) при граничних умовах (1.48) описує розподіл концентрацій по перетину бульбашки і має такий вигляд [39]:

$$\Phi = \frac{C_0 - C}{C_0 - C_p} = 1 - \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp(-4n^2\pi^2 Fo) \quad (1.49)$$

Обмежуючись в рівнянні (1.49) першим членом ряду ($n=1$) можна отримати рівняння для визначення коефіцієнту масовіддачі в газовій фазі:

$$\beta_{Gf} = \frac{d}{6 \cdot \tau} \cdot \Phi = \frac{d}{6 \cdot \tau} \cdot \left[1 - \frac{6}{\pi^2} \cdot \exp(-4 \cdot \pi^2 \cdot Fo_G) \right] \quad (1.50)$$

У критеріальній формі рівняння (1.51) має вигляд:

$$Nu_{gf} = \frac{\beta_{gf} \cdot d}{D_G} = \frac{1}{6 \cdot Fo_G} \cdot \left[1 - \frac{6}{\pi^2} \cdot \exp(-4 \cdot \pi^2 \cdot Fo_G) \right] \quad (1.51)$$

Fo_G – дифузний критерій Фур'є для газової фази, розрахований по діаметру бульбашки:

$$Fo_G = \frac{D_G \cdot \tau}{d^2} \quad (1.52)$$

де τ – час контакту, с; d – діаметр бульбашки, м; C_0, C, C_p – відповідно концентрації початкова (при $\tau = 0$), в момент часу τ біля кордону розділу фаз; Φ – функція розподілу.

Однак в разі барботажу рівняння (1.50), (1.51) не надійні, так як в деяких випадках [39; 40] дають занижені результати. Так вже при роботі в режимі комірчастої піни значний вплив на масопередачу надають неоднорідність шару і взаємний вплив бульбашок на їх рух [1], що не дозволяє з достатньою точністю використовувати рівняння (1.50), (1.51).

У зв'язку зі складністю гідродинамічних явищ, які спостерігаються в розвиненому барботажному шарі, безпосереднє рішення диференціальних рівнянь конвективної дифузії виявляється важким. При проведенні практичних розрахунків масообміну диференціальні рівняння конвективної дифузії зазвичай перетворюють методом теорії подібності. Зв'язок між критеріями подібності при цьому встановлюється експериментально. Таким чином, основним способом визначення коефіцієнтів масовіддачі є емпіричні методи, це обумовлено, зокрема, недостатньою розробкою теорії барботажного шару [1; 4; 7; 12; 34-35; 38].

Критерієм для переходу до коефіцієнтів масовіддачі є критерій Нуссельта Nu (в зарубіжних джерелах - критерій Шервуда Sh)

$$Nu_{gf} = \frac{\beta_{gf} \cdot l}{D_G} \quad (1.53)$$

Для тарілчастих абсорберів в ряді досліджень [19; 41] в рівняння для визначення критерію Нуссельта (1.53) замість коефіцієнта масовіддачі в газовій

фазі віднесеного до поверхні контакту фаз β_{Gf} входить коефіцієнт масовіддачі, віднесений до одиниці площі тарілки β_{Gs} :

$$Nu_{Gs} = \frac{\beta_{Gs} \cdot l}{D_G} \quad (1.54)$$

Такий підхід пояснюється складністю визначення поверхні контакту фаз при проведенні інженерних розрахунків.

Зв'язок між β_{Gf} та β_{Gs} виражається рівнянням:

$$\beta_{Gs} = a_s \cdot \beta_{Gf} \quad (1.55)$$

У деяких дослідженнях, наприклад [42], визначальним параметром для критерію Нуссельта є коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі, віднесений до обсягу барботажного шару β_{Gv} , такий підхід є обґрунтованим при вивченні контактних пристроїв з високим барботажним шаром.

$$\beta_{Gv} = \frac{\beta_{Gf} \cdot a_s}{H_n} \quad (1.56)$$

Ступенева залежність між критеріями подібності в загальному вигляді у більшості дослідників зводиться до рівняння:

$$Nu_G = A \cdot Re_G^m \cdot Pr_G^n \cdot We^p \cdot \Gamma^v, \quad (1.57)$$

де A – const.

Однак, незважаючи на загальну форму рівняння (1.57) у різних дослідників в якості визначальних розмірів для критеріїв Nu_G та Re_G використовують різні параметри. Це пояснюється найчастіше індивідуальним підходом автора, який прагне таким чином зробити рівняння (1.57) найбільш зручним при використанні його для практичних розрахунків з урахуванням особливостей конструкції реального контактного пристрою.

Так, наприклад, А.І. Родіонов як визначальний розмір у критеріїв Nu_G та Re_G прийняв діаметр бульбашки d_ϕ :

– в рівняннях для провальних тарілок [19]

$$Nu_{Gf} = 0,17 \cdot Re_G^{0,85} \cdot Pr_G^{0,5} \quad (1.58)$$

– в рівняннях для сітчастих і провальних тарілок [41]

$$Nu_{Gf} = 0,017 \cdot Re_G^{0,85} \cdot Pr_G^{0,5} \quad (1.59)$$

У більшості рівнянь, представлених у вигляді (1.57) в визначальним розміром обрана величина h_0 .

Великий обсяг експериментальних даних був оброблений в роботі [43] Г.П. Соломахою. В результаті було отримано ряд емпіричних рівнянь. Для сітчастих тарілок отримане рівняння має вигляд:

$$Nu_{Gs} = 2,5 \cdot Re_G^{0,72} \cdot Pr_G^{0,5} \cdot We^{-0,39} \quad (1.60)$$

Також для сітчастих тарілок дослідниками [44] було отримано близьке за значенням коефіцієнтів рівняння:

$$Nu_{Gs} = 2,1 \cdot Re_G^{0,7} \cdot Pr_G^{0,5} \cdot We^{-0,38} \quad (1.61)$$

Для провальних тарілок в роботі [43] запропоновано використовувати вище наведене рівняння (1.59). За іншими даними [45] на провальних тарілках справедливо рівняння

$$Nu_{Gs} = 1,93 \cdot Re_G^{0,9} \cdot Pr_G^{0,25} \cdot We^{-0,05} \quad (1.62)$$

Рівняння, отримане для ковпачкової тарілки [43]:

$$Nu_{Gs} = 0,265 \cdot Re_G^{1,03} \cdot Pr_G^{0,5} \cdot We^{-0,28} \quad (1.63)$$

Окрім наведених рівнянь існують також і інші, часто більш складні за структурою, проте рекомендовані для практичних розрахунків [1; 7; 42].

1.3.2 Рівняння для розрахунку коефіцієнту масовіддачі в рідкій фазі

Розглядаючи масовіддачу в рідкій фазі за умови розгляду окремо взятої одиночної бульбашки, також можливе отримання теоретичного рівняння шляхом інтегрування рівняння дифузії (1.46). В цьому випадку, при малих значеннях, Fo_G , що пояснюється відмінністю на кілька порядків величин коефіцієнтів дифузії D_G і D_L , рівняння (1.49) можна записати у вигляді [39]:

$$\Phi = \frac{12}{\sqrt{\pi}} \cdot \sqrt{Fo_L} \quad (1.64)$$

Fo_L – дифузний критерій Фур'є для рідкої фази, розрахований по діаметру бульбашки:

$$Fo_L = \frac{D_L \cdot \tau}{d^2} \quad (1.65)$$

Відповідно рівняння для визначення коефіцієнту масовіддачі запишеться у вигляді:

$$\beta_{Lf} = \frac{d}{6 \cdot \tau} \cdot \Phi = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot \frac{d}{\tau} \cdot \sqrt{\frac{D_L \cdot \tau}{d^2}} = 2 \cdot \sqrt{\frac{D_L}{\pi \cdot \tau}} \quad (1.66)$$

Або якщо рівняння (1.66) записати в критеріальній формі

$$Nu_{Lf} = \frac{\beta_{Lf} \cdot d}{D_L} = \frac{1,13}{\sqrt{Fo_L}} \quad (1.67)$$

Однак, як і в разі масовіддачі в газовій фазі, при барботажі рівняння (1.66), (1.67) не надійні. В роботі [46] запропоновано рівняння

$$Nu_{Lf} = 0,12 \cdot Ga_L^{0,375} \cdot Pr_L^{0,5} \cdot K^{0,375} \sqrt[4]{\frac{1-\varphi}{1-\varphi^{5/3}}} \quad (1.68)$$

Але більшого поширення при вивченні масовіддачі в рідкій фазі отримав експериментальний метод з наступною обробкою даних у формі критеріальних рівнянь.

Як і в разі масовіддачі в газовій фазі, рівняння для визначення коефіцієнту масовіддачі в рідкій фазі діляться на ті, в яких критерій Нуссельта Nu_{Lf} визначається величиною β_{Lf} , і ті, де в критерій Нуссельта Nu_{Ls} входить β_{Ls} .

Загальний вигляд рівнянь представляє більшу різноманітність.

Найбільш проста форма рівнянь, справедлива по ряду джерел [19; 47-50] для різного типу контактних пристроїв має вигляд:

$$Nu_L = A \cdot Re_L^m \cdot Pr_L^n \cdot \Gamma^p \quad (1.69)$$

Для сітчастих тарілок в роботі [19] визначено коефіцієнт A та показники ступенів в рівнянні (1.69):

$$Nu_L = 0,7 \cdot Re_L^{0,66} \cdot Pr_L^{0,5} \quad (1.70)$$

Близьким даному рівнянню є рівняння, отримане для сітчастих тарілок:

$$Nu_L = 540 \cdot Re_L^{0,29} \cdot Pr_L^{0,45} \quad (1.71)$$

Інтерес представляють рівняння, отримані для різних режимів барботажного шару [47]:

– режим комірчастої піни

$$Nu_{Lf} = 7,4 \cdot Re_L^{0,55} \cdot Pr_L^{0,5} \cdot \Gamma^{-0,8} \quad (1.72)$$

– режим рухомої піни

$$Nu_{Lf} = 300 \cdot Re_L^{0,33} \cdot Pr_L^{0,5} \cdot \Gamma^{-0,8} \quad (1.73)$$

– інжекційний режим

$$Nu_{Lf} = 11 \cdot Re_L^{0,68} \cdot Pr_L^{0,5} \quad (1.74)$$

В рівняннях (1.72), (1.73)

$$\Gamma = \frac{h_0}{d_\delta} \quad (1.75)$$

Для провальної [48] і для клапанної [49] тарілок рівняння (1.69) має вигляд:

$$Nu_{Lf} = 2,5 \cdot Re_L^{0,7} \cdot Pr_L^{0,5} \quad (1.76)$$

Для ковпачкових і сітчастих тарілок також отримано [50] рівняння

$$Nu_{Ls} = 100 \cdot Re_L^{0,33} \cdot Pr_L^{0,5} \cdot \Gamma \quad (1.77)$$

В рівнянні (1.71)

$$\Gamma = \frac{l_{np}}{h_0} \quad (1.78)$$

де l_{np} – висота прорізу ковпачків

Критерій Рейнольдса в рівнянні (1.78) визначається як

$$Re = \frac{q_{сер}}{v_L}, \quad (1.79)$$

де $q_{сер}$ – середня лінійна щільність зрошення, $m^3/(m \cdot c)$. Визначальний розмір критерію Нуссельта в рівнянні (1.77) – ширина прорізу ковпачка, м.

У рівняннях (1.70), (1.72) – (1.74), (1.76) визначальним розміром в

критеріях Нуссельта і Рейнольдса служить d_δ . Критерій Рейнольдса в цих рівняннях визначається з урахуванням газовмісту:

$$\text{Re}_L = \frac{L_n \cdot d_\delta}{(1 - \varphi) \cdot \nu_L} \quad (1.80)$$

У рівнянні (1.71) визначальним розміром для критеріїв подібності є h_0 . Існують також рівняння, відмінні по загальному вигляду від рівняння (1.69). Так, наприклад, для ковпачкових тарілок було отримано [51] рівняння:

$$\text{Nu}_{L_f} = 2 + 0,061 \cdot \text{Re}_L^{0,78} \cdot \text{Ga}_L^{0,039} \cdot \text{Pr}_L^{0,62} \quad (1.81)$$

Визначальним розміром критеріїв в рівнянні (1.81) є d_δ .

$$\text{Nu}_{L_s} = 17 \cdot \text{Ga}_L^{0,7} \cdot \text{Pr}_L^{0,5} \cdot \text{We}^{0,15} \quad (1.82)$$

Для сітчастих тарілок було отримано [50] рівняння:

$$\text{Nu}_{L_s} = 8,5 \cdot \text{Ga}_L^{0,5} \cdot \text{Pr}_L^{0,5} \quad (1.83)$$

У рівняннях (1.82), (1.83) визначальним розміром служить h_0 .

Ga_L – критерій Галілея

$$\text{Ga}_L = \frac{g \cdot l^3}{\nu_L^2} \quad (1.84)$$

Критерій Вебера визначається за рівнянням (1.29).

Аналізуючи вищенаведені рівняння, можна зробити висновок, що коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі слабо залежить від конструкції контактної пристрою, так як розбіжності в значеннях показників ступенів не великі і можуть пояснюватися похибками при обробці експериментальних даних, а також індивідуальним підходом дослідників.

Крім критеріальних рівнянь для визначення коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі рекомендується [1; 7] використовувати емпіричні залежності. Однак такого роду залежності, по-перше, часто не відображають фізико-хімічних властивості системи «газ - рідина» і, по-друге, створюються для конкретних контактних пристроїв, з огляду на їх конструктивні особливості, не володіючи при цьому достатньою універсальністю по сфері застосування. Таким чином,

такого роду залежності в рамках даної роботи великого інтересу не представляють, так як завданням огляду рівнянь для визначення коефіцієнтів масовіддачі в рідкій фазі ставилося виявлення найбільш універсальних залежностей з метою встановлення можливості їх використання для оцінки масовіддачі в рідкій фазі в барботажному шарі досліджуваного апарату.

Вищенаведений огляд показав, що більшість авторів незалежно від конструкції контактних пристроїв для вираження коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі використовують критеріальне рівняння такого вигляду:

$$Nu_L = A \cdot Re_L^m \cdot Pr_L^n \cdot \Gamma^p,$$

де показник ступеня p найчастіше зневажливо малий, тобто стверджується, що коефіцієнт масовіддачі слабо залежить від конструктивних особливостей контактної пристрою, що дозволяє поширити рівняння для більш широкого спектра конструкцій барботажних апаратів, тобто дане рівняння має бути застосовано і для барботажного шару досліджуваного комбінованого апарату.

1.4 Бризковіднесення барботажного шару

У більшості абсорбційних апаратів деяка частина рідини у вигляді бризок уноситься з газом. У тарілчастих апаратах з протитечійним з'єднанням ступенів деяка кількість рідини з більш високою концентрацією переноситься на вище розміщену тарілку, де концентрація рідини нижче: в результаті змішування концентрації рідини на вищерозміщеній тарілці збільшується, що призводить до зниження рушійної сили і зменшення ефективності апарату.

1.4.1 Вплив гідродинамічних і геометричних параметрів на бризковіднесення

При барботажі газу через шар рідини оболонки виходячих на поверхню бульбашок розриваються. При цьому утворюються краплі рідини за рахунок кінетичної енергії газу, а також внаслідок визволення поверхневої енергії від розривання бульбашок, оскільки поверхня крапель, що утворюються зазвичай

значно менше поверхні бульбашок, що руйнуються [18].

При невеликих швидкостях газу в колоні 1-2 м/с, переважає механізм краплеутворення, заснований на вивільненні поверхневої енергії. При цьому на механізм утворення крапель помітний вплив робить наявність забруднень в рідкій фазі. Так при чистій міжфазовій поверхні в результаті розриву бульбашок утворюється кільцева хвиля, при змиканні якої рідина вихлюпується вгору у вигляді стовпчика, від якого відокремлюється одна або кілька крапель. Наявність забруднення на поверхні розділу фаз збільшує бризковіднесення, так як частинки забруднення є осередками краплеутворення, при цьому відбувається відділення від маси рідини частини плівки, що згортаються в окремі краплі. В результаті виникає значна кількість дрібних крапель, які легко відносяться газовим потоком [18].

При збільшенні швидкості, газу в колоні понад 2-3 м/с зі зростанням інтенсивності барботажу все більшу роль починає грати кінетична енергія газу і, при дуже великих швидкостях, процес краплеутворення починає наближатися до процесу розпилення рідини струменями газу [18].

Краплі, що утворюються над барботажним шаром, рухаються з досить великою початковою швидкістю, за рахунок якої вони можуть піднятися на деяку висоту, після чого падають вниз, повертаючись в барботажний шар – виникає ефект «підкидання» крапель. Дрібні краплі, які мають невелику початкову швидкість, захоплюються висхідним потоком газу за рахунок сил опору середовища – виникає ефект «підхоплення» крапель [1].

Встановлено [52], що роль ефекту «підхоплення» незначна, і 80-90% всіх крапель несуться завдяки «підкиданню» крапель. Збільшення швидкості газу в колоні призводить до збільшення максимального розміру крапель і висоти «підкидання».

Численні дослідження бризковіднесення в барботажних апаратах вказують, що найбільший вплив на величину бризковіднесення надає висота сепарації простору. Показник ступеня у висоті сепараційного простору, що входить в усі рівняння для визначення бризковіднесення, змінюється від 2,59 [53] до 4,36 [54].

На величину бризковіднесення також впливають фізико-хімічні властивості рідкої фази, такі як щільність, в'язкість і поверхневий натяг. Але ступінь їх впливу, в порівнянні, з висотою сепараційного простору і швидкістю газу в колоні не велика. Крім того, непрямий вплив надає щільність зрошення і висота зливного порога, що впливають на висоту барботажного шару зі зміною якого змінюється висота сепараційного простору [1].

1.4.2 Рівняння, запропоновані для розрахунку бризковіднесення

Як зазначено вище, основний вплив на величину бризковіднесення надають швидкість газу в колоні і висота сепараційного простору. У зв'язку з цим було запропоновано [1] рівняння (1.85) для визначення відносного бризковіднесення для різного типу тарілок.

$$u = A \cdot \frac{w_{\text{гк}}^m}{H_{\text{сн}}^n} \cdot f \quad (1.85)$$

де: f – поправочний множник, що враховує властивості рідкої фази; A – коефіцієнт пропорційності.

Ступеня m , n і коефіцієнти A, f визначаються експериментально для кожного типу контактної пристрою.

Дослідження, проведені Хантером з співробітниками [55], дозволяють визначити величину бризковіднесення на сітчастих тарілках, при цьому поправочний множник був прийнятий рівним:

$$f = \frac{73}{\sigma} \quad (1.86)$$

Рівняння (1.85) прийняло вид:

$$u = 0,000077 \frac{w_{\text{гк}}^{3,2}}{H_{\text{сн}}^{3,2}} \cdot f \quad (1.87)$$

На системах «повітря - вода» в умовах роботи сітчастих тарілок також було отримано [56] рівняння (1.88), в якому відсутній поправочний множник f , так як вплив властивостей рідкої фази не досліджувався.

$$u = 0,0001 \frac{w_{\text{зк}}^{2,8}}{H_{\text{сн}}^{3,2}} \cdot f \quad (1.88)$$

Для тарілок з переливними пристроями в рівняння (1.85) вводиться додатковий коефіцієнт Ψ , що є відношенням поверхні барботажу до всієї площі тарілки, і враховується глибина барботажу – $h_{\text{б}}$, м. За даними досліджень [54], рівняння для визначення бризковіднесення з тарілок, оснащених переливними пристроями, має вигляд: при $H_{\text{мт}} < 0,4$ м.

$$u = 0,0000077 \frac{(0,052h_{\text{б}} - 0,206)}{\Psi^2 \cdot H_{\text{сн}}^{4,36}} \cdot f \quad (1.89)$$

при $H_{\text{мт}} \geq 0,4$ м

$$u = 0,000225 \cdot \frac{(0,052h_{\text{б}} - 0,206) \cdot w_{\text{зк}}^{3,7}}{\Psi^2 \cdot H_{\text{сн}}^{0,95}} \cdot f \quad (1.90)$$

В рівняннях (1.89) та (1.90)

$$f = 0,0565 \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{1,1} \quad (1.91)$$

Дослідження [57] бризковіднесення з барботажного шару на провальних тарілках (сітчастих, ґратчастих та хвилястих) також підтверджують застосовність рівняння (1.140). Для перерахованих тарілок справедлива залежність:

$$u = 0,00014 \cdot \frac{w_{\text{зк}}^{2,56}}{\Psi^2 \cdot H_{\text{сн}}^{2,56}} \cdot f, \quad (1.92)$$

де f визначається за рівнянням (1.91).

1.5 Види насадок і їх основні характеристики

До основних геометричних характеристик насадок відносяться

- 1) питома поверхня a ;
- 2) вільний обсяг ε ;
- 3) еквівалентний діаметр d_e .

Питома поверхня – сумарна поверхня насадкових тіл в одиниці займаного насадкою обсягу. Питома поверхня зазвичай позначається буквою a і вимірюється в $\text{м}^2/\text{м}^3$. Чим більше величина питомої поверхні насадки, тим, як правило, вище ефективність насадкового апарату, але нижче продуктивність і більше гідравлічний опір.

Вільний обсяг – частка пустот між насадочними тілами в одиниці об'єму, займаного насадкою. Вільний обсяг шару насадки позначається ε і вимірюється в $\text{м}^3/\text{м}^3$. Чим більше вільний обсяг насадки, тим вище її продуктивність і менше гідравлічний опір, однак при цьому знижується ефективність роботи насадки.

Еквівалентний діаметр каналу шару насадки (гідравлічний радіус) d_e вимірюється в метрах і визначається за формулою:

$$d_e = \frac{4\varepsilon}{a}$$

Будучи характерним гідродинамічним розміром насадки, цей параметр часто використовується при розрахунках тепло- масообмінної апаратури.

Насадки, використовувані в промисловості прийнято розділяти на насипні і регулярні [58]. До насипних насадок відносяться насадки, що завантажуються в контактний апарат «внавал» (тобто засипаються в апарат) [58]. При цьому утворюється хаотична структура пустот в насадковій частини апарату. Регулярні (структуровані) насадки являють собою готові блоки, що встановлюються в апарат шарами (ярусами). При цьому вони утворюють впорядковану структуру. До них же відносяться насипні насадки (як правило, кільцеві), укладені в апараті регулярно.

Регулярні насадки з'явилися пізніше, ніж перші насипні насадки. Найпростішим прикладом регулярної насадки може служити правильно укладена в контактний апарат кільцева насадка, наприклад кільця Рашигу. При цьому утворюється сукупність вертикальних каналів, відкритих для проходу газу і зводиться до мінімуму кількість зон, в яких може відбуватися затримка рідини. До одних з перших регулярних насадок можна віднести

плоскопаралельну насадку [59] і хордову насадку [58; 60]. Плоскопаралельна насадка являє собою вертикально встановлені в контактний апарат з невеликим проміжком один відносно іншого металеві листи. Хордові насадка являють собою дошки, що встановлюються в апарат вертикально, але, як правило, в декілька ярусів, кожен з яких повернутий на кут, щодо сусідніх по висоті ярусів [61].

Для збільшення інтенсивності тепломасообміну в газорідних контактних апаратах хімічної промисловості треба було збільшення питомої поверхні насадок. Так з'явилися регулярні насадки з гофрованої поверхнею і всіляким рифленням. Як матеріал стали застосовувати сталь. Для кращого перерозподілу рідини в шарі насадки і зменшення застійних зон, елементи насадки стали оснащувати отворами, щілинами, пазами і т.д. В даний час, широко використовуються в промисловості насадки з гофрованих під кутом до вертикалі пластин. До таких насадок можна віднести насадки Koch [62], насадки Montz, Mellapak [63]. Іноді такі насадки виконують у вигляді рулонів, наприклад насадка Інжехім [64].

Для більшості регулярних насадок поверхнею тепло- масообміну є поверхня плівки рідини, а сама насадка являє собою єдині блоки. Однак, це характерно не для всіх насадок. Так, наприклад, в роботі [65] описана конструкція кутової насадки. Вона являє собою блоки з кутового профілю, які встановлюються в колонний апарат в шаховому порядку, причому осі симетрії куточків паралельні вектору гравітації. При цьому на даній насадці в якості поверхні тепло- масообміну поперемінно виступає то плівка рідини, то краплі рідини разом із струменями рідини, що стікають з верхніх елементів насадки на нижче розташовані.

В роботі [66] описана конструкція двотаврової насадки. Вона виконується з двотаврового профілю, що встановлюється в апарат під кутом 45° . Принципова відмінність двотаврової насадки від багатьох інших типів насадок полягає в тому, що вона працює в емульгаційному режимі. При цьому газ барботує через

шар насадки, утворюючи безліч бульбашок, поверхня яких і є поверхнею тепломасообміну. В роботі [67] запропонована конструкція регулярної насадки з ефектом ежектування. Насадкою є пакети гофрованих листів, встановлених вертикально, вершинами гофрів один до одного. При цьому утворюється система звивистих каналів для газу, в той час як рідина перетікає з виступу гофрів одного листа в западину гофрів сусіднього листа з утворенням плоского струменя. Таким чином, для даної насадки процеси масообміну відбуваються між потоком газу, і просторовими струменями рідини.

Також була розроблена пакетна вихрова насадка [68-71], що працює в стійкому емульгаційному режимі при швидкостях газу (пара) від 2,5 до 5,5 м/с. При цьому, на думку авторів [69], при русі газу через шар даної насадки, має місце закручування газорідинної суміші. Це призводить до певної інтенсифікації тепломасообміну, а також до сепарації крапель. Слід зазначити також незвичайну конструкцію ланцюгової насадки, описану в роботах [72-73]. Дана насадка являє собою підвішені в колонному апараті ланцюги, по яких стікає плівка рідини. Протитечією рухається газ, який взаємодіє з гравітаційно стікаючою по ланцюгах плівкою рідини. У літературі можна зустріти також опис регулярних рухомих насадок, класифікація яких запропонована в роботі [74]. Вони являють собою підвішені на струнах насадкові тіла. Однак вони не набули широкого поширення.

1.5.1 Конструктивні способи інтенсифікації процесів тепло- масообміну на регулярних насадках

Проблема інтенсифікації газорідинних тепломасообмінних процесів є однією з найбільш актуальних в хімічній промисловості. У літературі можна знайти низку робіт, в яких розглядаються питання інтенсифікації тепломасообміну в газорідинних насадкових апаратах. Також існує безліч класифікацій способів інтенсифікації тепломасообміну. Доцільно розділити всі конструктивні способи інтенсифікації тепломасообміну на регулярних насадках на наступні групи:

– способи, пов'язані зі збільшенням питомої поверхні насадки (виконання на поверхні елементів насадки гофрів, рифлення, лунок, великомасштабної регулярної шорсткості і т.д., застосування волокнистих насадок та інші способи);

– способи, пов'язані з поліпшенням розподілу рідини в шарі насадки (виконання насадок з добре змочуваних рідиною матеріалів, виконання на насадках отворів, щілин, просічок і т.д.);

– способи, пов'язані зі зміною конфігурації насадочного шару (установка сусідніх блоків насадки під кутом один до одного, установка блоків насадки з зазором по висоті апарату, зменшення висоти ярусів насадки і т.д.).

Перша група способів широко використовується в хімічній та інших галузях промисловості. Виконання гофрів на елементах насадки дозволяє значно розвинути питому поверхню насадки. Дрібне рифлення дозволяє збільшити питому поверхню навіть у вже гофрованих насадок. Так як кількість переданої теплоти і маси в процесах тепломасообміну пропорційно поверхні контакту фаз, то способи першої групи досить давно і успішно використовуються для інтенсифікації.

Способи, пов'язані з поліпшенням розподілу рідини в шарі насадки, не є широко поширеними (за винятком виконання насадки з добре змочуваних матеріалів). Крім того вони маловивчені. Так, наприклад, виконання перфорації на елементах насадки однозначно призводить до зменшення питомої поверхні насадки. Однак, з аналізу експериментальних робіт деяких авторів [75-78], можна зробити висновок, що отвори в насадці забезпечують перетікання рідини з одного боку елемента насадки на іншу. Це повинно забезпечувати не тільки ефективне перемішування рідини на елементах насадки, але і більш рівномірний розподіл рідини в апараті. В умовах нерівномірного зрошення, отвори в насадці можуть забезпечити більш повне змочування насадки. Однак в літературі вкрай рідко зустрічаються роботи, присвячені вивченню впливу перфорації в елементах насадки на площу активної поверхні насадки або на коефіцієнти теплообміну і масообміну.

Останнім часом в літературі можна спостерігати роботи, присвячені вивченню впливу компонування блоку насадки на коефіцієнт масовіддачі [79-80]. Так, наприклад, виконання насадочного шару з великої кількості блоків насадки незначної висоти дозволяє при одному і тому ж обсязі насадки домогтися більш високих коефіцієнтів масовіддачі [79].

Сучасні регулярні насадки, в більшості своїй, є блоки з зібраних під кутом гофрованих листів (наприклад [81-83; 78]). Дані насадки мають високу питому поверхню.

Зменшення площі поперечного перерізу апарату призводить також до збільшення швидкості газу. З ростом швидкості газу крім очевидного збільшення коефіцієнту масовіддачі (приблизно пропорційно швидкості газу в ступені 0,6-0,8), відбувається зменшення глибини охолодження, через більший об'єм рідини в насадковому шарі. Крім того, зростання швидкості газу в апараті тягне за собою збільшення гідравлічного опору апарату і зростання виносу крапельної рідини. Більш того, збільшення швидкості газу обмежено явищем захлинання насадочного апарату при великих швидкостях газу. Так, використання насадок з високою площею питомої поверхні виявляється малоефективним.

Гофрування, зігвка і рифлення поверхні насадок, крім збільшення питомої поверхні насадки, впливає на особливості плівкової течії рідини по насадці, на коефіцієнт змочування. Перфорація поверхні насадки може інтенсифікувати перетікання рідини з одного боку елемента насадки на іншу. Виконання насадки з добре змочуваних матеріалів дозволяє забезпечити повне змочування насадки при малих витратах рідини. Виконання блоків насадки невеликої висоти (для протитечійних апаратів) дозволяє забезпечувати високі значення коефіцієнтів масовіддачі [79]. Цьому також сприяє перехресний струм, в умовах якого блок насадки може бути виконаний невеликої довжини, що забезпечує як високі значення рушійної сили, так і високу щільність зрошення.

1.5.2 Особливості гідродинаміки плівкових регулярних насадок

Регулярні насадки знайшли найбільшого поширення на промислових і

енергетичних підприємствах. В першу чергу це відноситься до тих насадок, у яких поверхнею тепло- і масообміну є плівка рідини. Як правило, такі регулярні насадки поєднують в собі низький гідравлічний опір і високу ефективність [84; 85].

Багато в чому саме від характеристик плівкової течії рідини по поверхнях насадок залежить ефективність процесу тепломасообміну. Регулярні насадки зазвичай являють собою гладкі або шорсткі поверхні, оснащені рифленням, перфорацією, гофрами, щілинами і т.д. Така велика різноманітність конфігурацій форм і рельєфу поверхонь насадок є наслідком того, що немає достатньо повного уявлення про вплив рельєфу поверхні насадки на особливості перебігу рідини і ефективність тепломасообмінних процесів.

Характеристики плівкової течії, такі як товщина плівки рідини, швидкість стікання плівки рідини, площа змоченої поверхні насадки безпосередньо залежать від геометрії насадки. З огляду на різноманіття форм, розмірів і конфігурації регулярних насадок складно систематизувати закономірності плівкової течії рідини по їх поверхнях. Це призводить до необхідності проаналізувати процеси течії рідини окремо по гладких поверхнях і по поверхнях з комплексною геометрією.

Течія плівки рідини по гладким вертикальним і похилим поверхням

При гравітаційній течії плівки рідини по гладкій вертикальній або похилій поверхні мають місце кілька режимів течії плівки рідини. Зазвичай, виділяють п'ять режимів течії: ламінарний безволновий, перший ламінарний хвильовий, другий ламінарний хвильовий, псевдотурбулентний і турбулентний [59].

У деяких роботах, виділяють всього три режими течії: ламінарний, турбулентний і хвильовий. Найбільш вивчений ламінарний режим течії плівки рідини, дослідженням якого займався ще Нуссельт. Він вперше отримав вираз для визначення товщини плівки рідини, при її гравітаційному стіканні по гладкій поверхні [86]:

$$\delta = \left(\frac{3}{4} \cdot \frac{V_p^2}{g} \text{Re}_{nl} \right)^{1/3} \quad (1.93)$$

де Re_{nl} – плівкове число Рейнольдса, що визначається за формулою [87]:

$$Re_{пл} = \frac{4\Gamma}{v_p} \quad (1.94)$$

Для знаходження товщини плівки рідини, що стікає по похилій поверхні, знаменник в правій частині рівняння множать на синус кута нахилу поверхні (по якій стікає рідина) до вертикалі.

На практиці ламінарні течії практично не використовуються. Це пов'язано з їх нестійкістю. Ще П.Л. Капицею [88] відзначено, що хвильову течію більш стійко через меншу середню товщину плівки рідини, ніж при ламінарному плині. При малих витратах рідини (поблизу нижньої межі режиму течії), ламінарні плівкові течії легко переходить в струмкові, а при великих (поблизу верхньої межі) на поверхні плівки рідини з'являються хвилі. Відзначимо, що хвилі з'являються навіть при малих витратах рідини на великій відстані від місця зрошення (більше метра).

Значного успіху у вивченні хвильових течій плівки рідини, досягли автори робіт [87; 90-91; 75; 78]. Зупинимося на наступних особливостях хвильових течій. Хвильову течію плівки рідини характеризується появою на вільній поверхні плівки рідини хвиль різних форм і розмірів. При цьому профіль хвиль змінюється при зміні витрати рідини, при зміні відстані від джерела зрошення, при нагріванні плівки рідини, при пульсаціях витрати.

Табл. 1.2. Межі режимів гравітаційної течії плівки рідини по гладкій вертикальній поверхні для ньютонівської рідини [89]

Найменування режиму течії	Нижня межа режиму	Верхня межа режиму
Ламінарний	Залежить від умов стабільності плівки	$Re_{пл} = 1,88Fi^{1/10}$
Перший перехідний	$Re_{пл} = 1,88Fi^{1/10}$	$Re_{пл} = 8,8Fi^{1/10}$
Хвильовий	$Re_{пл} = 8,8Fi^{1/10}$	$Re_{пл} = 300$
Другий перехідний	$Re_{пл} = 300$	$Re_{пл} = 1600$
Турбулентний	$Re_{пл} = 1600$	

Fi – плівкове число Капиці

Для практичних тепломасообмінних розрахунків це ускладнює визначення дійсної поверхні тепломасообміну. Крім того профіль хвиль впливає також і на перемішування в плівці рідини, а, отже, і на масопередачу в рідкій фазі. Середня товщина плівки рідини при хвильовій течії по вертикальній поверхні з достатньою точністю визначається за формулою (1.93) [86].

При збільшенні плівкового числа Рейнольдса $Re_{пл} > 1200 \pm 200$, в плівці рідини починає розвиватися поперечне перемішування. Профіль швидкості в плівці рідини стає турбулентним, що характеризується зменшенням відносини швидкості плівки рідини на вільній поверхні до середньої швидкості плівки рідини. Для визначення середньої товщини плівки рідини (в мм) для турбулентної течії, застосовують формулу [61]:

$$\delta = 3,117 \frac{\Gamma^{7/12} \cdot \nu_L^{1/12}}{g^{1/3}} \quad (1.94)$$

У реальній тепломасообмінній апаратурі не завжди навіть при достатньому зрошенні вся поверхня насадки виявляється змоченою. Це зазначається в роботі [92], де засобами комп'ютерних програм обчислювальної гідродинаміки моделюється течія плівки рідини по гладкій пластині, встановленій під кутом 60 градусів до горизонту. Результати моделювання плівкової течії [92] показують, що при малих витратах зрошувальної рідини, на деякій відстані від місця зрошення, плівкова течія переходить в струмкову. Крім того автори роботи [92] відзначають, що на величину змоченої поверхні сильно впливає напрямки зміни витрати рідини.

Обробка результатів експериментів в роботі [92], також дозволила встановити залежність коефіцієнту змочування, рівного відношенню площі змоченої поверхні, до площі всієї зрошуваної поверхні, від числа Вебера. На величину змоченої поверхні сильно впливає напрям зміни витрати рідини.

Течія плівки рідини по насадкам і поверхням зі складною геометрією

Найпростішим випадком плівкової течії рідини по поверхнях зі складною геометрією, є випадок гравітаційного течії плівки рідини по поверхні з

регулярною шорсткістю. Залежно від висоти виступів регулярної шорсткості змінюється і характер плівкової течії.

В роботі [93] відзначено, що при течії плівки рідини по поверхні з регулярною пісочною шорсткістю, критичне значення плівкового числа Рейнольдса $Re_{кр}$ нижче, ніж на гладкій. Критичним, в даному випадку, вважають значення плівкового числа Рейнольдса, що відповідає переходу від хвильових режимів течії до турбулентних. Там же представлена критеріальна залежність, для знаходження критичного значення плівкового числа Рейнольдса:

$$Re_{кр} = 1600 \left[1 = 0,25 \left(\frac{h_u}{6 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,5} \left(\frac{s_u}{h_u} \right)^{1,74} \exp \left(-0,35 \frac{s_u}{h_u} \right) \right] \quad (1.95)$$

У рівнянні (1.95) відношення $\left(\frac{h_u}{6 \cdot 10^{-4}} \right)$ являє собою відношення висоти виступів регулярної шорсткості h_u до максимальної висоти виступів шорсткості в експериментах авторів [93]. При висоті виступів регулярної шорсткості більше 0,6 мм рівняння (1.95) не застосовується. Це пов'язано з самим механізмом появи турбулентності при течії по шорсткій поверхні. Якщо висота виступів порівнянна або менше товщини вузького підшару гравітаційно стікає плівки рідини ($h_u < 0,6$ мм), то при плівковому перебігу в'язкий підшар руйнується з утворенням вихорів, що інтенсифікують поперечне перемішування в плівці рідини. Більш ранній перехід від ламінарної течії плівки рідини до турбулентної відбувається і на поверхнях з іншими типами регулярної шорсткості, наприклад з сітковим покриттям [94].

Якщо висота виступів шорсткості більше товщини вузького підшару, то плівка рідини при гравітаційному перебігу огинає виступи шорсткості без руйнування в'язкого підшару.

В роботі [95] досліджувалися течії плівки рідини по поверхні з регулярною шорсткістю типу «западина». У цій роботі показано, що наявність регулярної шорсткості на поверхні насадки прискорює перехід від ламінарного режиму

течії плівки рідини до турбулентного.

Це збігається з висновками роботи [93]. При цьому найменше значення критичного числа Рейнольдса, що відповідає переходу від хвильового режиму течії до турбулентного, відповідає насадці з параметром $S_{uu} / h_{uu} \approx 10$ (в даному випадку h_{uu} є глибину канавки).

Один з найважливіших висновків роботи [95] полягає в тому, що регулярна шорсткість типу «западина» (орієнтована поперек фронту стікаючої плівки рідини) збільшує рівномірність розподілу плівки рідини на поверхні полімерного листа насадки.

Поверхні деяких насадок оснащені перфорацією різних форм і розмірів. В роботі [75] досліджувався характер течії плівки рідини по вертикальній перфорованій пластині. При цьому наголошується, що при витратах рідини, відповідних плівковому числу Рейнольдса $400 < Re_{nl} < 900$, спостерігається що рідина обтікає отвори по периметру і періодично зривається у вигляді крапель з верхньої ділянки отворів. Автор [75] зазначає, що при $Re_{nl} > 900$ вся поверхня перфорованої пластини покрита плівкою рідини.

Течія рідини по перфорованим поверхням розглядалося в роботі [59]. Однак там не досліджувалося питання про перетікання рідини з одного боку пластини через отвори на іншу сторону. Один з головних висновків [59] полягає в тому, що для більш інтенсивного перетікання рідини з одного боку перфорованої пластини на іншу слід вибирати перфорацію в формі літери «Ш».

Надалі, використання перфорації в формі літери «Ш» (вона ж зубчаста перфорація) для регулярних насадок, досліджувалося в роботах Марценюка [76-77]. Автор [76] зазначає, що на зубцях послідовно утворюються, зростають, а потім відриваються краплі рідини. Зриваючись з зубця, крапля рідини пролітає відстань до нижнього краю отвору, де розплющується і утворюється на обох сторонах елемента насадки відокремлену плівку рідини [77]. У роботі відзначається існування крапельно-плівкового режиму течії рідини, а також ланцюгового режиму течії, що представляє собою утворення крапель на верхніх краях отворів і їх зрив. Для насадки з пластин з перфорацією у формі літери

«Ш», виконаної в шаховому порядку, перехід до ланцюгового режиму течії відбувається при значеннях лінійної щільності $\Gamma \approx 0,079 \text{ м}^3/(\text{м}\cdot\text{год})$. Для гофрованої насадки з аналогічною формою і розташуванням отворів зміна режимів течії плівки рідини відбувається при майже вдвічі більшому значенні щільності зрошення.

В роботі [78] досліджувалися особливості течії плівки рідкого азоту по насадці, виконаної з гофрованих пластин. Таку геометрію мають багато сучасних насадок, наприклад, Montz B1-100, Montz A1, Montz C2-200, Flexipacs, блокова сітчаста насадка «Інжехім», серія насадок Mellapak (Mellapak 250, Mellapak 350, Mellapak 500). При цьому вимірювалася кількість рідини, що перетікає через виступи гофрів в розташовані нижче канали. Плівкове число Рейнольдса в експериментах змінювалося в діапазоні $258 < Re_{пл} < 860$. Зі схеми перетікання рідини, представленої в роботі [78] видно, що дана форма масообмінних поверхонь має не змочені ділянки. Це призводить до неповного використання поверхні насадки в промислової тепломасообмінних апаратах. У цій роботі також експериментально встановлено, що при щільності зрошення, відповідному плівковому числу Рейнольдса $Re_{пл} > 442$, лише десята частина рідини перетікає на нижче розташовані канали. Через це нижня частина блоку насадки може працювати в умовах неповного змочування.

Слід зробити висновок, що для збільшення інтенсивності процесів тепломасообміну на регулярних насадках, потрібно оснащувати поверхню насадок рифленням, западинами та лунками при плівкових течіях.

1.6 Висновки по літературному огляду

Огляд літературних даних показав, що апарати, що використовують в якості основного ступеня контакту барботажний шар, міцно зберігають свої позиції в ряді тепло- масообмінних контактних пристроїв завдяки своїм незаперечним перевагам: простоті конструкції і розвиненій поверхні контакту фаз, що забезпечує високу ефективність процесу тепло- масообміну при безпосередньому контакті рідкої і газової фаз.

Але, не дивлячись на високу тепло- масообмінну ефективність, барботажні апарати мають ряд недоліків, головними з яких є високий гідравлічний опір, особливо це стосується апаратів з ковпачковими тарілками, значне бризковіднесення при роботі на високих швидкостях по газу (в інжекційному режимі), і схильність тарілчастих барботажних апаратів до заростання при роботі в процесах очищення сильно забруднених середовищ.

Проблема зниження гідравлічного опору барботажних апаратів з одного боку вирішується шляхом удосконалення конструкцій і створення нових різновидів тарілчастих контактних пристроїв, а з іншого – перекривається високою ефективністю апаратів такого типу. Зниження бризковіднесення в барботажних апаратах також має два шляхи вирішення – зниження швидкості газу і створення комбінованих апаратів, в конструкцію яких вводяться різного роду сепараційні пристрої. Боротьба з заростанням технологічного обладнання значно рідше зустрічається на практиці і, ймовірно у зв'язку з цим, серед барботажних апаратів досить складно знайти конструкції, що дозволяють працювати на сильно забруднених середовищах.

У ряді технологічних процесів часто потрібне проведення процесів тепло- і масообміну в газових середовищах, що містять зважені частинки. Такі як охолодження запилених газів, або, можливо, виділення з такого роду газів різних компонентів. На даний момент такі процеси проводять по стадіям, але такий підхід не завжди зручний, тому що вимагає додаткових капітальних і енергетичних витрат і виробничих площ для установки обладнання.

У зв'язку з вищесказаним актуальним завданням для досліджень є створення такої конструкції комбінованого тепло- масообмінного барботажного апарату, яка дозволила б ефективно проводити тепло- масообмінні процеси на середовищах схильних, до заростання з відділенням твердої фази і характеризувалася б зниженими показниками по бризковіднесенню і гідравлічному опору, інакше кажучи - становила б конкуренцію за економічними показниками існуючим конструкціям барботажних контактних пристроїв.

Додатковою складністю для пошуку розрахункових залежностей в літературі було те, що пристрій для створення барботажного шару в даній роботі є комбінованим тарілчастим зі стабілізацією барботажного (пінного) шару, що істотно впливає на гідродинамічну обстановку в апараті. Таким чином, більшість отриманих на даний момент емпіричних залежностей для барботажних апаратів різних конструкцій повинні бути по можливості переоцінені і адаптовані до особливостей конструкції і умов роботи нового комбінованого апарату.

У зв'язку з тим, що більшість залежностей, отримані для барботажних апаратів, не враховують ні особливостей конструкції нового комбінованого апарату, крім аналізу літературних даних необхідно проведення гідродинамічних та тепло- масообмінних досліджень розробленого комбінованого абсорбційного апарату, зі стабілізацією пінного шару поєднує барботажну і плівкову зони контакту фаз. На основі отриманих експериментальних даних і проаналізованих літературних джерел, необхідно розробити методику розрахунку гідродинамічних і масообмінних характеристик нового комбінованого апарату.

Аналіз літературних джерел показав також що, незважаючи на гідродинамічні особливості різних конструкцій барботажних апаратів, всі вони мають однакові режими роботи, що змінюють один одного зі збільшенням швидкості газу в апараті і ряд рівнянь справедливий для процесу барботажу незалежно від конструкції контактної пристрою. Так, наприклад, на всіх барботажних апаратах при $w_{2k} < 1$ м/с спостерігається режим комірчастої піни для якого зокрема достовірно визначені залежності для знаходження таких структурних параметрів як середній діаметр бульбашки

$$d_{\sigma} = 1,2 \frac{\sigma^{0,625}}{\Delta P_L^{0,25} (g \cdot \rho_L)^{0,375}} \left(\frac{v_G}{v_L} \right)^{0,375}$$

Питома поверхня контакту фаз у барботажному шарі

$$a_s = \frac{6 \cdot \varphi \cdot h_0}{d_n \cdot (1 - \varphi)}$$

Інтерес також представляє те, що режиму комірчастої піни, що спостерігається в барботажному шарі, відповідає пульсаційний режим роботи плівкової (насадкової) зони контакту.

Багато робіт присвячено питанню масовіддачі в газовій фазі. Їх аналіз показав, що більшість авторів не залежно від конструкції контактних пристроїв для вираження коефіцієнта масовіддачі в газовій фазі використовують критеріальне рівняння такого вигляду

$$Nu_G = A \cdot Re_G^m \cdot Pr_G^n \cdot We^p \cdot \Gamma^v$$

Стосовно теми даної роботи постає завдання в результаті експериментальних досліджень не тільки визначити показники ступенів в рівнянні, але і встановити геометричні параметри, які надають найбільший вплив на коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі і врахувати наявність плівкової зони контакту фаз в шарі стабілізатору пінного шару.

На підставі аналізу літературних джерел, було встановлено, що в даний час розробляється безліч конструкцій регулярних насадок. Це є наслідком високої ефективності регулярних насадок і їх малим гідравлічним опором у порівнянні з насипними насадками. У той же час тривають пошуки більш ефективних тепло- масообмінних поверхонь.

Щоб збільшити площу змоченої поверхні (коефіцієнт змочування), можна збільшити щільність зрошення (за рахунок зменшення площі поперечного перерізу апарату), тому що існує прямий зв'язок між коефіцієнтом змочування і витратою рідини [96]. Це призводить до зростання швидкості газу і, як наслідок, гідравлічного опору а також віднесення рідини з апарату. Більш того, зменшувати площу перетину апарату можливо лише до тих пір, поки швидкість газу не досягне швидкості, при якій настає захлинання апарату. Крім того зі зменшенням довжини блоку насадки $l_{\text{нас}}$ можна досягти великих значень коефіцієнта масовіддачі, тому, що нижня частина насадки, яка працює у якості стабілізатору пінного шару працює в умовах близьких до умов емульгування, а верхній стабілізатор працює у плівковому режимі та виконує функцію крапле відбійника і зменшує винос бризків у між ступеневий простір.

З аналізу літературних джерел встановлено, що одним із способів забезпечення більш повного змочування насадки є нанесення на поверхню насадки регулярної шорсткості у вигляді западин, виступів, дрібних гофрів. Перфорація насадок дозволяє забезпечити перетікання рідини через отвори, що призводить до більш рівномірного змочування всього обсягу насадки. Однак наскільки інтенсивно відбувається перетікання рідини через отвори в насадці, і як це впливає на інтенсивність тепломасообміну в літературі не вказано.

1.7 Постановка завдання дослідження

Відповідно до поставленої мети і результатами аналізу літературних даних, були сформульовані наступні завдання дослідження:

- розробка нової ефективної конструкції регулярної насадки, що виступає в ролі стабілізатора барботажного (пінного) шару;

- розробити ефективну конструкцію нового комбінованого барботажного апарату;

- дослідити гідродинамічні характеристики нового комбінованого контактного пристрою;

- встановити конструктивні параметри контактних тарілчасто-насадкових секцій, які забезпечать кращі технологічні умови та результат протікаючого процесу;

- визначити висоту розташування стабілізатора над полотном тарілки, яка забезпечить стабільну та рівномірну роботу апарату;

- дослідити механізм бризковіднесення в комбінованих тарілчасто-насадкових секціях та отримати емпіричні залежності для його визначення;

- дослідити масообмінні характеристики комбінованих тарілчасто-насадкових секцій в залежності від конструктивних та режимних параметрів процесу;

- розробити методику розрахунку апаратів такого типу, засновану на експериментально отриманих в рамках роботи емпіричних рівняннях.

Основні задачі досліджень та положення розділу опубліковані в праці [97].

РОЗДІЛ 2 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ УСТАНОВКИ І МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ

2.1 Опис конструкції комбінованих контактних елементів та тепломасообмінного апарату

Робота присвячена дослідженню гідродинамічних і масообмінних характеристик комбінованих контактних елементів. Комбінований контактний блок складається із провальної тарілки та одного чи двох контактних елементів, розташованих над нею. Геометричну або структурну модель подібних насадок-стабілізаторів можна описати таким чином [98]. Вертикально встановлені гофровані листи чергуються з плоскими листами і з'єднуються в пакет і скріплюються, що фіксує їх положення.

Одиничний контактний елемент (рис. 2.1) складається із паралельно розташованих плоских пластин та гофрованих пластин. Пластини – плоскі та гофровані – чергуються між собою, також гофровані пластини встановлюються з поворотом на 180 градусів одна до одної. Гофрування пластини виконується під кутом від 30 до 90 градусів до горизонталі. Гофри пластин контактного блоку утворюють відкриті чарунки трикутної форми з кутом при вершині рівним 60°. Кожен гофрований лист утворює в поздовжньому перетині елементу впорядковану структуру з каналів трикутної форми, за якими проходить газорідина суміш.

Листи контактних елементів, виготовляються з металеві фольги, сітки, полімерних, керамічних або інших матеріалів, та розташовуються в апараті у вигляді набору пластин, зібраних в стільникову структуру.

Канали, утворені системою проходів трикутного перетину сполучаються із сусідніми каналами за допомогою перфорації листів. Залежно від форми гофрів канали контактного елемента можуть мати трикутний, трапецієподібний або синусоїдальний перетин.

Для дослідження в даній роботі були обрані конструкції з трикутним перетином каналів для проходу газу.

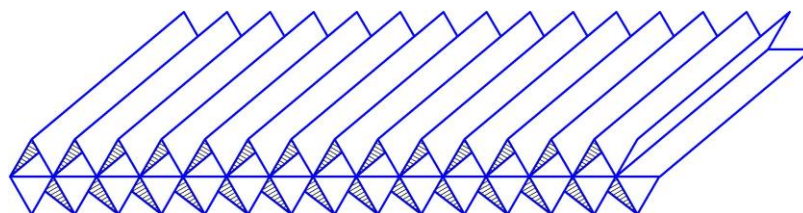


Рисунок 2.1 – Розташування гофрованих та плоских пластин контактного елемента

Для проведення досліджень гідродинамічних параметрів і масовіддачі в рідкій і газовій фазі були обрані контактні елементи, які представляють собою пакети або блоки, набрані зі сталевих плоских і гофрованих під кутом 30, 45, 60, 90 ° листів фольги з перфорацією.

Набраний пакет є одним з елементів комбінованого контактного блоку в колоні, причому другий пакет по висоті колони встановлюється з поворотом на 90° по відношенню до попереднього, що призводить до зміни напрямку руху обох фаз на стиках пакетів і до певного перерозподілу потоків газу і рідини.

Під комбінованим тепломасообмінним апаратом будемо розуміти апарат для проведення процесів тепло- і масообміну, що включає кілька зон контакту фаз. Його особливістю і відмінністю від інших апаратів, в яких здійснюється кілька стадій однотипних процесів, як, наприклад, тарілчасті абсорбери, є те, що дві зони контакту фаз за рахунок спільної роботи і впливу друг на друга розглядаються як єдина система, в якій в результаті синергетичного ефекту досягається максимальна ефективність проведеного процесу.

У досліджуваному апараті в якості основної зони контакту розглядається стабілізований барботажний шар [99-100], а в якості додаткової зони контакту - рідинна плівка, що вільно летить в поперечному перерізі колони. При цьому рідинна плівка не тільки виконує функції додаткової зони контакту фаз, але і будучи зрошувачем, додатково турбулізує барботажний шар.

Барботажний шар утворюється на дірчастих провальних тарілках, що дозволяють працювати при високих швидкостях газу і при наявності інкрустацій. Особливості конструкції і режими роботи дозволяють системі

самоочищатися від можливих дисперсних включень і працювати тривалий час без зупинок на прочищення.

Після виходу з барботажного шару газ рухається вгору протитечею стікаючої рідини, таким чином процеси тепло- і масообміну протікають як в барботажному шарі, так і на поверхні крапель, що виносяться газом з барботажного шару у сепараційний простір.

Комбінований тепломасообмінний апарат (рис. 2.2) містить корпус 1 з вхідним 2 і вихідним 3 патрубками для газу і патрубками 4 і 5 для підведення рідини і виведення рідини, що проконтактувала відповідно. Усередині корпусу 1 встановлено тарілку 6 провального типу вільний перетин якої приймають в межах від 10 до 40%. Над тарілкою 6 встановлюють перший контактний елемент 7, а над ним другий контактний елемент 8. Всередині корпусу 1 встановлено зрошувальний пристрій 9.

Перший контактний елемент 7 має циліндричну форму та складається із паралельних гофрованих пластин 10 та плоских пласти 11 (рис. 2.3). Гофровані та плоскі пластини можуть мати перфорацію отворами різної конфігурації, що показано на рис. 2.4, або виконуватися із металевої сітки.

Пластини 10 та 11 чергуються між собою, а гофровані пластини 10 встановлюються з поворотом одна до одної на 180 градусів відносно вертикальної вісі. Гофрування пластини виконується під кутом від 30 до 90 градусів до горизонталі. На рис. 2.5. зображений вигляд зверху контактного елемента з кутом нахилу гофрів 90°.

Контактний елемент 7 розміщено над площиною тарілки 6 на висоті 0,3-0,4 від висоти міжтарілчастого простору. Над першим контактним елементом 7 встановлюється другий контактний елемент 8 аналогічної конструкції з поворотом на 90 градусів відносно першого, із дистанційним зазором або без нього, (рис 2.6 с). У верхній частині апарату перед виходом газової фази розміщується краплевідбійник 12.

Комбінований тепломасообмінний апарат працює наступним чином [100]. На контактних ступенях пінного апарату відбувається протитечійний контакт

взаємодіючих фаз. В середину корпусу 1 через вхідний патрубок 2 подається газова фаза. Одночасно у верхній частині апарата через зрошувальний пристрій 9 подають рідину. При проходженні газу через отвори тарілки 6, газ входить в контакт з рідиною, що супроводжується утворенням пухирців газу, які одразу ж розпадається на вихрові газорідинні потоки та призводить до турбулізації потоків і розвитку значної площі контакту фаз при переході у барботажний режим роботи. У такому гідродинамічному режимі відбувається проведення тепломасообмінних процесів – ректифікації або абсорбція. При цьому в апараті утворюється інтенсивний газорідинний пінний шар, що виключає заростання отворів тарілки 6 та контактних елементів 7 та 8. Газова фаза після проходження через краплевідбійник 12, та відділення дрібних крапель рідини, виводиться із апарату через патрубок 3, а рідина видаляється з апарату через патрубок 5. Тепломасообмінний апарат конструктивно може складатися як з однієї ступені контакту так і із декількох в залежності від необхідного ступеня розділення фаз.

Основне призначення контактного елемента 7, розташованого в барботажному – запобігти появі повздовжніх коливань газорідинного шару при високих лінійних значеннях швидкості газу у повному перерізі апарата. Завдяки розміщенню контактного елемента в зоні пульсацій газорідинного шару, в апараті створюється повноцінна по всій висоті високорозвинена пінна поверхня контакту газової і рідинної фаз. Використання такої конструкції контактного елемента суттєво не збільшує гідравлічний опір апарату. Встановлення другого контактного елемента 8 над першим сприяє зменшенню бризковіднесення із зони контакту, та зменшує послідує повздовжнє перемішування фаз, що в цілому покращує умови проведення процесів масообміну в апараті. Нахил гофрування під кутом до горизонту забезпечує ефективний відбій крапель рідини, що відносяться з провальної тарілки, на стінку апарату з поверненням їх у зону контакту фаз під власною вагою.

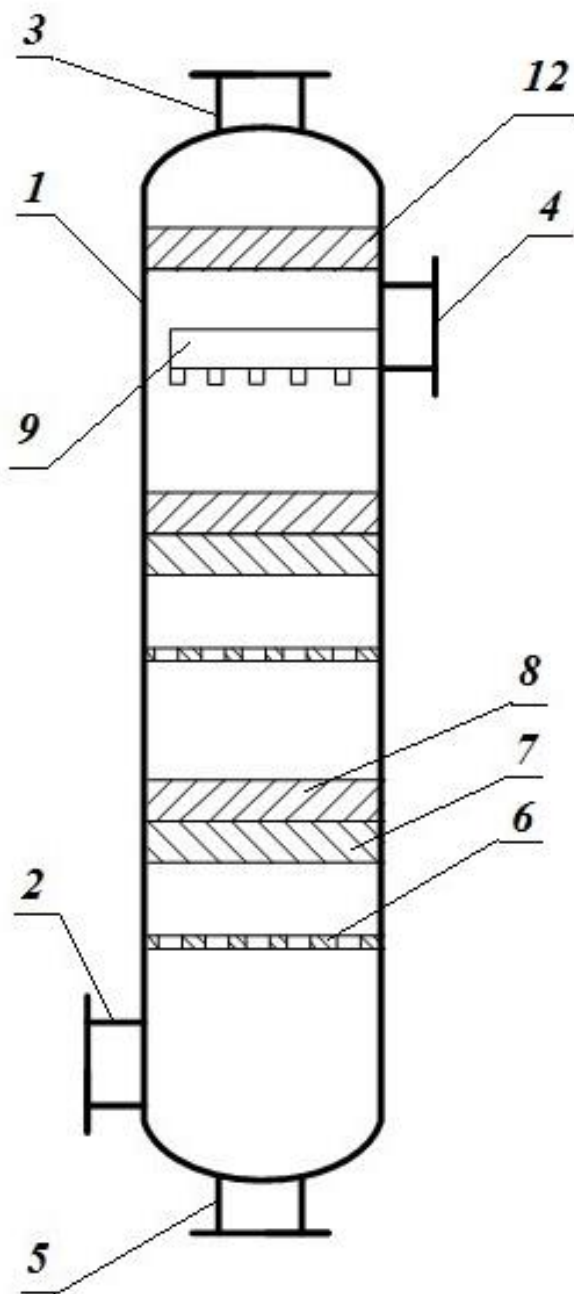


Рисунок 2.2 – Комбінований тепломасообмінний апарат

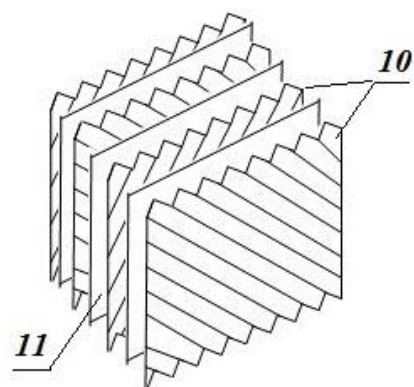


Рисунок 2.3 – Розташування пластин

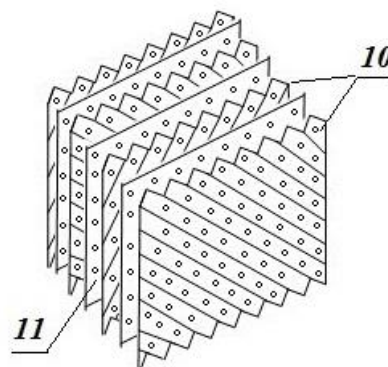


Рисунок 2.4 – Перфоровані пластини

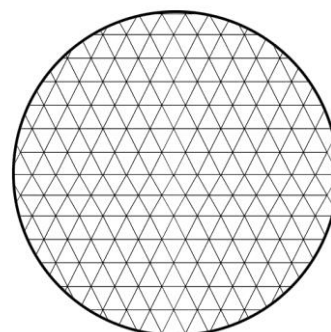


Рисунок 2.5 – Конфігурація чарунок контактної блоку

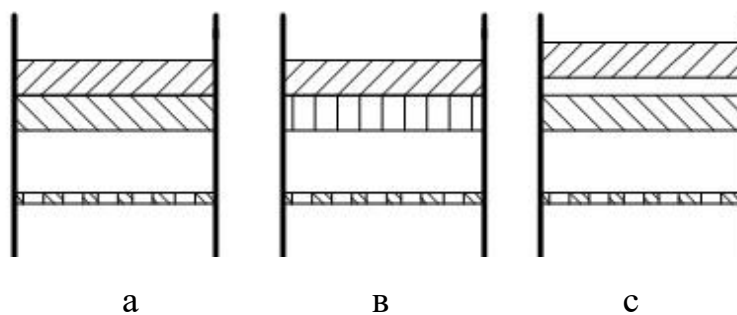


Рисунок 2.6 – Схеми розташування контактних елементів в апараті

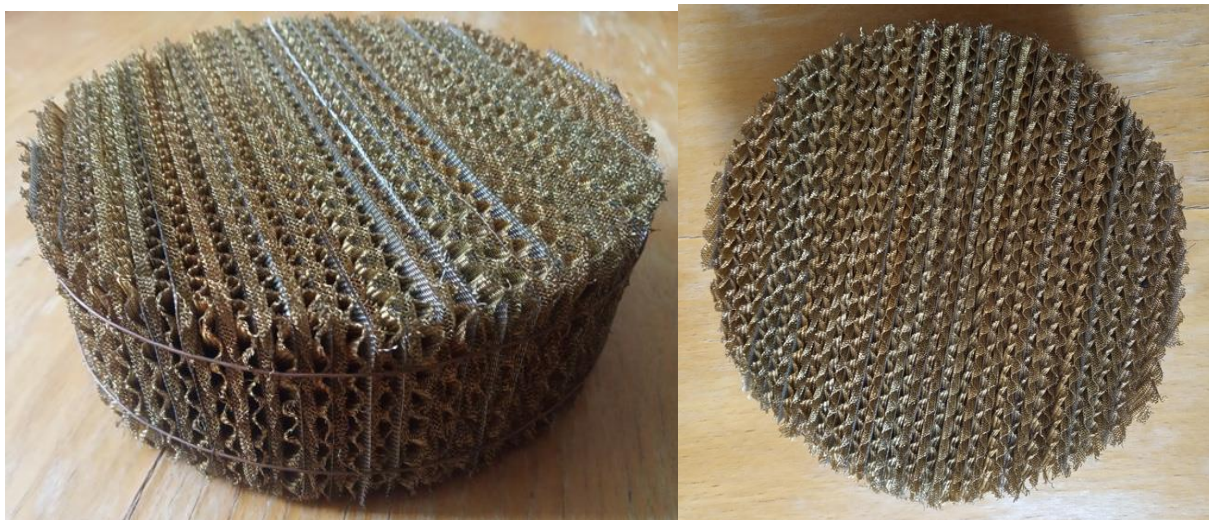


Рисунок 2.7 – Загальний вигляд контактної блоку (стабілізатора)

Наявність перфорації у пластинах 1 та 2 забезпечує перетікання контактуючих фаз між окремими чарунками стабілізатора та оновлення поверхні контактуючих фаз, що покращує процес масообміну.

Встановлення другого контактної елемента 8 з поворотом на 90 градусів до першого 7 сприяє рівномірному розподілу газорідного шару по перерізу апарату. Встановлення контактних елементів на дистанційній відстані додатково сприяє збільшенню інтенсивності газорідних масообмінних процесів за рахунок використання зон із не стабілізованим режимом руху потоків, які характеризуються підвищеною турбулізацією взаємодіючих фаз.

За даними [97] така конструкція дозволяє забезпечити інтенсифікацію процесів тепло- і масообміну за рахунок розривів плівки рідини, та підвищує локальні коефіцієнти масовіддачі, в результаті використання кінцевих ефектів барботажу, для яких характерне постійне оновлення границі розділу взаємодіючих фаз.

2.2 Методика гідродинамічних досліджень комбінованого тепло-масообмінного апарату

Питання вибору методів дослідження гідродинаміки, а також вибору газорідних систем, пов'язаних з методиками проведення експерименту, мають значення, так як від них багато в чому залежить успішне вирішення

завдань дослідження. У більшості випадків при оцінці переваг і недоліків тієї чи іншої газорідної системи визначальними умовами є наступні:

- можливість отримання експериментального матеріалу в достатній кількості при мінімальних витратах часу на проведення дослідів;
- можливість перевірки відтворюваності одержаних дослідних даних;
- простота експериментальної установки і низька вартість робіт.

При проведенні гідравлічних випробувань зазначеним умовам добре задовольняє газорідна система «повітря-вода», чим і пояснюється частота її використання при дослідженнях як насадок так і тарілчастих контактних пристроїв. Оскільки ця система здатна забезпечувати вирішення завдань з вивчення гідродинамічних характеристик досліджуваного комбінованого апарату, то її вибір в якості робочої системи представляється доцільним. Перевагою цієї системи є можливість зміни фізико-хімічних властивостей газу і рідини: працюючи в умовах вакууму і підвищеного тиску, можна змінювати щільність повітря, а введенням різних реагентів в воду можна змінювати її фізико-хімічні властивості см. табл. 2.1.

Таблиця 2.1. Системи для дослідження гідродинаміки

№	Рідка фаза	Газова фаза	Температура рідкої фази, °C	Концентрація %, мас.	Поверхневий натяг, $\cdot 10^3$ Н/м	Динамічний коефіцієнт і в'язкості, $\cdot 10^3$ Па·с	Щільність рідкої фази, кг/м ³
1	Вода	Повітря	18-40	-	72,8	0,656-1	990-1000
2	Розчин етанолу у воді		25	60-96	28,1-63,65	0,95-1,1	800-900
3	Розчин оцтової кислоти у воді		25	50-100	54,9-63	0,95-1,1	1045-1055
4	Розчин NaCl у воді		20	5-15	72,8-73	1-1,5	1070-1140
5	Розчин Na ₂ CO ₃ у воді		20	5-10	72,8-74	1-1,4	1050-1100

В рамках даної роботи не проводилося введення додаткових реагентів в воду і відповідно не змінювалися поверхневий натяг і в'язкість рідкої фази. Однак це може бути предметом подальших досліджень у даному напрямку. В

якості реагентів для зміни поверхневого натягу можливо використовувати органічні рідини, такі як етанол і оцтову кислоту. Визначальним фактором у виборі цих рідин є можливість істотної зміни величини поверхневого натягу при зміні їх концентрації, що супроводжується незначною зміною інших фізико-хімічних властивостей рідкої фази [38; 102].

З тих же причин для виявлення впливу в'язкості рідкої фази на гідродинаміку в якості додаткових реагентів можливо застосовувати розчини неорганічних солей (NaCl , Na_2CO_3), так як зі зміною концентрації в цих розчинах значно змінюється тільки їх в'язкість [38; 102]. Крім того, для зміни в'язкості рідкої фази можливо використовувати підігріту воду. Модельні системи із зазначенням їх основних фізико-хімічних властивостей приведені в табл. 2.1 і можуть бути використані для більш глибокого вивчення гідродинаміки нового комбінованого ТМА.

2.2.1 Дослідження гідравлічного опору

Принципова схема експериментальної установки для вивчення гідродинаміки зображена на рис. 2.8. Комбінований лабораторний апарат виконаний шляхом з'єднання трьох царг з внутрішнім діаметром 240 мм, виготовлених з нержавіючої сталі, з оглядовими вікнами з органічного скла. Експериментальна установка складається з наступних основних елементів: вертикального колонного апарату, вентилятора з газоходом, систем надходження, розподілення та відводу води.

Комбінований контактний блок, встановлюється в середній робочій секції колони, у верхній секції колони розміщуються сепаратор і водорозподільна система, а нижня секція призначена для входу повітряного потоку через розташовані в ній вікна для підводу повітря і для збору води.

У колоні організовано протитечійний рух фаз. Повітря від вентилятора по газоходу подається в нижню частину апарата. Далі воно проходить через сітчастий розподільник, в результаті чого досягається рівномірний профіль швидкості на вході в контактний блок.

В той же час рідка фаза з напірної ємності подається на зрошення в колону.

Для рівномірного початкового розподілу рідкої фази по перерізу апарату зверху встановлений розподільник. Проходячи через апарат, рідина розподіляється по поверхні контактних елементів, а газова фаза займає весь вільний обсяг апарату. Далі рідина надходить в накопичувальну ємність, а газ викидається в атмосферу.

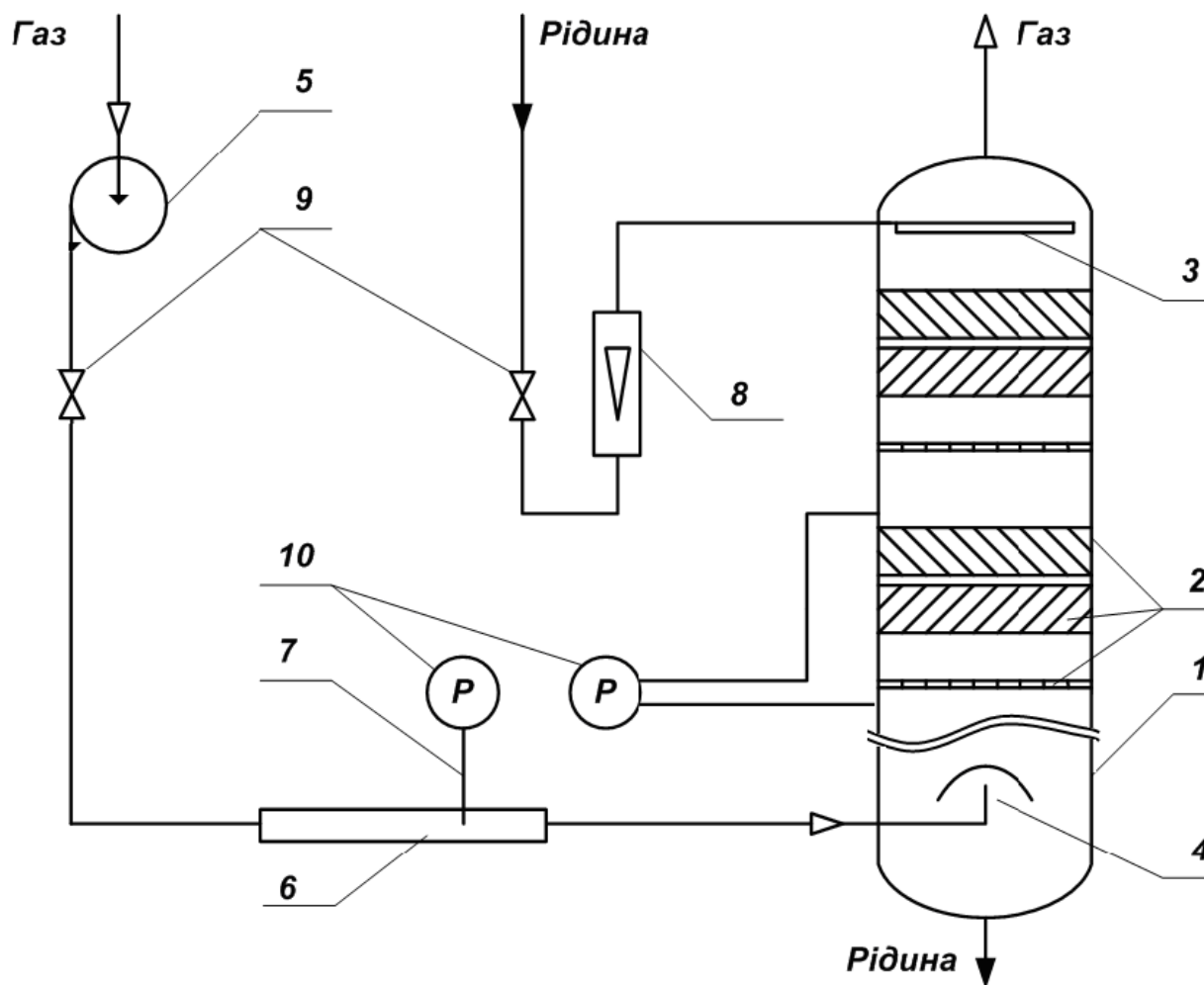


Рисунок 2.8 – Схема лабораторної установки для дослідження гідравлічного опору комбінованого контактного елемента: 1 – колона; 2 – блок комбінованого контактного елемента; 3 – розподільник рідини; 4 – розподільник газу; 5 – газодувка; 6 – вимірювальна труба; 7 – трубка Піто; 8 – ротаметр; 9 – вентилі; 10 – дифманометри.

В колону встановлювали по три комбінованих контактних блоки. Робочим був середній блок.

При дослідженні комбінованого контактного блоку вимірювали висоту піни (за допомогою мірної лінійки), гідравлічний опір контактного блоку. Для вимірювання перепадів тиску використовували відбірники, які поміщали всередину колони та за допомогою гумових шлангів з'єднували з диференціальним мікроманометром через штуцери, передбачені в колоні для цих цілей.

Для визначення перепаду тиску над і під блоком були встановлені датчики тиску, що представляють собою трубки Піто-Прантля, які дозволяють фіксувати зміну динамічного впливу висхідного газового потоку в залежності від його витрати, витрати рідкої фази і геометрії складових контактних елементів. Датчики тиску з'єднані з диференціальним манометром, з якого знімаються показання перепаду тиску в шарі контактних елементів.

В першу чергу проводилися експериментальні дослідження гідравлічного опору сухого контактних елементів. Колона складається з колони 1, виконаної з металевих обичайок з оглядовими вікнами з органічного скла, з внутрішнім діаметром 0,24 м і висотою 2 м. Усередині розташовуються комбіновані контактні блоки 2.

Робочим середовищем в експериментах виступало повітря. Випробування проводилися для декількох модифікацій комбінованих контактних блоків, які відрізнялися один від одного наявністю одного або двох (контактних елементів) стабілізаторів, встановлених на відстані від провальної тарілки, а також із відстанню між стабілізаторами.

В ході експериментів визначали гідравлічний опір сухого комбінованого контактних елементів (ККЕ) залежно від швидкості повітря.

Критерій Рейнольдса газу в шарі ККЕ розраховували за рівнянням:

$$\text{Re}_g = \frac{4w\rho}{a \cdot \mu} \quad (2.1)$$

де a – питома поверхня стабілізатора, $\text{м}^2/\text{м}^3$; w – приведена швидкість газу в колоні, $\text{м}/\text{с}$; μ – коефіцієнт динамічної в'язкості газу, $\text{Па}\cdot\text{с}$; ρ – щільність газу, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Коефіцієнт опору сухого комбінованого контактного блоку визначали на підставі результатів експериментів по рівнянню:

$$\xi_0 = \frac{2\Delta P d_e \varepsilon}{H \rho w^2} \quad (2.2)$$

де ε – вільний обсяг комбінованого контактного блоку; ΔP – вимірний перепад тиску на блоці, Па; H – висота блоку, м.

Еквівалентний діаметр пристрою визначали за рівнянням:

$$d_e = \frac{4\varepsilon}{a} \quad (2.3)$$

Далі визначали гідравлічний опір в залежності від швидкості газу та навантаження по рідині для різних модифікацій контактних блоків.

Гідравлічний опір є однією з найважливіших характеристик апаратів для проведення як газоочисних, так і тепло- масообмінних процесів яка дозволяє оцінити їх ефективність. Всі досліди з визначення висоти барботажного шару (див. 2.2.3) супроводжувалися виміром гідравлічного опору.

Експериментальне визначення гідравлічного опору комбінованого блоку зводилося до наступного: один або два пакети стабілізаторів поміщалися в колону над провальною тарілкою (другий шар з поворотом на 90 ° до першого щодо осі колони, а також з дистанційним зазором по відношенню до першого), потім при різних швидкостях газу, змінюваних за допомогою шиберної засувки, продувалися повітрям від газодувки. Швидкість повітря обчислювалася за показаннями мікроманометра, з'єданого з трубкою Піто, а відповідний гідравлічний опір сухого елемента фіксувалося мікроманометром, сполученим з розташованими до і після контактного елемента пробовідбірниками для газу.

Для вимірювання гідравлічного опору зрошувачого елемента в колону насосом подавалася вода, витрати якої регулювався краном і встановлювалися за показаннями ротаметра; за допомогою зрошувача вода рівномірно розподілялася по перетину колони. Потім включалася подача повітря, і гідравлічний опір зрошувачого контактного елемента вимірювали аналогічно гідравлічному опору сухого контактного елемента.

Вибір швидкостей газу визначався продуктивністю газодувки, а також межами (робочого) стійкого режиму. Спочатку вимірювання проводилися, починаючи з мінімально можливої швидкості (обмеженою показаннями мікроманометра) до максимально можливої, а потім зворотним ходом знову до мінімальної швидкості.

Фактор швидкості газу в колонах, оснащених стабілізаторами барботажного шару при взаємодії повітря із водою знаходиться в межах $F_G = 1,5-5 \text{ кг}^{0,5}/(\text{с} \cdot \text{м}^{0,5})$ [1; 103; 104],

2.2.2 Методика дослідження бризковіднесення

Бризковіднесення з контактних елементів є однією із гідродинамічних характеристик колон для проведення масообмінних процесів. Цей показник підлягає визначенню в залежності від параметрів протікаючого процесу. Воно в значній мірі визначає граничні навантаження за фазами, розподіл сил міжфазного масо- і теплопереносу в колоні та її гідравлічний опір. При високому навантаженні по газу бризковіднесення суттєво впливає на процеси в колонному апараті.

При визначенні бризковіднесення використовується два методи: перший - за допомогою уловлювачів-сепараторів для затримання винесених краплин рідини, та другий - за допомогою трасуючих речовин, які змінюють деякі характеристики рідини (наприклад її оптичну густину). Використання другого методу викликає ряд труднощів, тому для дослідження був обраний перший метод сепарації.

Дослідження міжступеневого бризковіднесення проводили на модернізованому гідродинамічному стенді. Для цього залишали лише один комбінований контактний елемент (блок) для дослідження.

Бризковіднесення заміряли ваговим методом за допомогою волокнистого сепаратора з войлоку, який перекриває газохід на виході з апарату. Після пуску газу і утворення в апараті барботажного шару (через 3-10 секунд після пуску газу) висушений і зважений войлочний сепаратор встановлювали в газохіді у

верхній частині апарату, і відсікали час початку досліду. Таким чином, весь газовий потік проходив крізь сепаратор, а бризки, які містяться в газі уловлювалися.

Тривалість досліду становила від 60-120 секунд залежно від навантаження по газу. Після дослідів волокнистий сепаратор виймали з газоходу, повторно зважували і по зміні його маси за час проведення досліду обчислювали витрати рідини, що виносилася газовою фазою. Зважування вологого сепаратора проводилося на електронних вагах. Досліди по виміру бризковіднесення проводили в тому ж діапазоні зміни навантажень по газу і рідини що і досліди по визначенню інших гідродинамічних характеристик комбінованого апарату.

2.2.3 Вимірювання газовмісту і висоти барботажного шару

Одним з важливих гідродинамічних параметрів, що характеризує ефективність барботажного апарату, є висота барботажного шару і безпосередньо пов'язана з нею величина його газовмісту. Експериментальне визначення газовмісту барботажного шару, як правило, являє собою складну задачу.

При відомій величині h_0 , що дорівнює висоті рівня світлої рідини (до подачі газу в апарат), завдання визначення газовмісту барботажного шару зводиться до визначення висоти барботажного шару із подальшою підстановкою її до відповідних рівнянь (1.7), (1.8).

Замір величини H_n проводили на експериментальній установці рис. 2.8 в зрошуваному апараті.

При проведенні експериментів зі зрошенням, рідина через розподільник насосом подавалась в апарат. Витрати рідини заміряли за допомогою ротаметру, а регулювали вентилем. Після вирівнювання витрат на вході і на виході з апарату за допомогою вентилів системи відводу рідкої фази, рівень світлої рідини в апараті, який визначає величину h_0 , встановлювався на постійному значенні і замірявся. Далі в апарат подавали газ, і протягом 60 секунд проводили серію вимірів висоти барботажного шару, при зміні швидкості газу.

Після припинення подачі газу в апарат повторно заміряли величину h_0 і в разі якщо були розбіжності її значень до і після досліду (внаслідок порушення рівності вхідного і вихідного потоків) отримані дані відбраковувалися, рівень світлої рідини знову встановлювали постійним шляхом вирівнювання витрат, а дослід повторювали.

В результаті дослідів також визначалося мінімальне значення h_0 , м, яке установлювало мінімальну щільність зрошення L_{\min} , $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{с})$ при якій спостерігалася стабільна робота апарату. Також визначалося максимальне значення h_0 , м при якій досягалася максимальна щільність зрошення, обмежена межами шкали ротаметра, або надмірним бризковіднесенням. Подальше збільшення щільності зрошення шляхом установки ротаметра більшої продуктивності було пов'язано з необхідністю реконструкції установки та недостатніми технологічними можливостями, тому воно не проводилося.

Вибір швидкостей газу визначався, продуктивністю газодувки, а також межами (робочого) оптимального режиму. Спочатку вимірювання проводилися, починаючи з мінімально можливою швидкістю (обмеженою показаннями мікроманометра) до максимально можливої, а потім зворотним ходом знову до мінімальної швидкості. Після того, як були встановлені межі робочого режиму комбінованого апарату, мінімальною приймалася швидкість початку робочого режиму. Обраний метод дає похибку, тому що залежить від суб'єктивних причин. Для підвищення точності експериментальних даних, досліди для конкретних витрат газової і рідкої фаз проводилися не менше п'яти разів. З отриманих значень газовмісту вираховується середнє арифметичне.

2.3 Методика дослідження масовіддачі

Експериментальні дослідження кінетики абсорбції проводять для отримання показників, згідно з якими можна розрахувати тепломасообмінний апарат, а так само для вияву факторів, що впливають на ефективність роботи.

Кінетику абсорбції вивчають в лабораторних умовах або на укрупнених апаратах, що представляють собою моделі промислових. Дослідження на

укрупнених моделях дають більш надійні результати, які часто можна безпосередньо використовувати для проектування виробничих апаратів. Однак такі випробування вимагають великих матеріальних і трудових витрат. У той же час лабораторними дослідженнями можна отримати задовільні дані.

Що стосується методів дослідження масообміну, то тут є широке коло апробованих при дослідженнях в тих чи інших умовах методик, тому вибір методики не може бути однозначним і визначається головним чином її доступністю і точністю, що досягається.

Дослідження масовіддачі в газовій фазі може бути здійснено за однією з наступних методик [1]:

1. Випаровування або конденсація чистої рідини в газовий потік [105; 106]. Концентрація рідини біля поверхні розділу фаз при цьому завжди дорівнює 100%, і в цьому випадку рідинний дифузійний шар чинить опір процесу масопередачі, відповідний коефіцієнту масовіддачі в газовій фазі. Відсутність опору з боку рідкої фази і простота експериментів є основними достоїнствами методики зволоження, що пояснюють її широке застосування в дослідженнях масообміну. Слід, однак, відзначити, що при зволоженні повітря парами води, які виходять з масообмінного апарату повітря має високу (до 100%) вологість, точне визначення якої пов'язано з труднощами у виборі контрольно-вимірювальних приладів. Крім того, вимірювання вологості значно ускладнюється неминучим при високих швидкостях газу віднесенням.

2. Абсорбція або десорбція добре розчинного газу [43; 107-109], Масопередача в цьому випадку лімітується газовою фазою. Широке поширення при проведенні дослідів по цій методиці отримала газорідинна система: «аміачно-повітряна суміш - вода», що пояснюється в першу чергу можливістю перевірки (по збіжності матеріального балансу) якості одержуваних результатів, а також тим, що вимірювання концентрацій аміаку в газі і рідини здійснюється порівняно простими хімічними методами. Незважаючи на задовільну точність цієї методики, вона має ряд істотних недоліків, з яких слід зазначити трудомісткість здійснення експерименту і наявність дифузійного опору рідкої

фази [43; 109], яке різними, авторами оцінюється в межах 5 - 10% від загального дифузійного опору, що необхідно враховувати при отриманні даних за коефіцієнтами масовіддачі.

3. Абсорбція в умовах, коли вимірюється опір миттєвої хімічної реакції в рідкій фазі, тобто в умовах хемосорбції [110-111]. Наприклад, приймається, що при поглинанні NH_3 сірчаною кислотою відсутній вплив рідинної плівки. Однак, механізм і кінетика хемосорбційних процесів досить складний в розрахунку, і даний метод практично не використовується в лабораторних умовах.

4. Ректифікація [112-117] з обробкою отриманих даних шляхом подальшого розкладання коефіцієнта масопередачі на коефіцієнти масовіддачі.

5. Абсорбція з подальшим визначенням коефіцієнтів масовіддачі по експериментально знайденому коефіцієнту масопередачі [118].

Вивчення масовіддачі в рідкій фазі на основі експериментальних даних проводиться з використанням однієї з наступних методик:

1) Абсорбція 100% (чистого) газу з використанням системи, в яких опір з боку газової фази повністю відсутній. Істотним недоліком, властивим такій методиці є складність експериментальної установки – необхідність в газгольдері, циркуляційному компресорі і т.п. – і порівняно висока вартість експериментів.

2) Абсорбція або десорбція важко розчинного газу. Найбільш часто в якості модельної системи використовують десорбцію вуглекислоти з води в повітря. Рідше в якості розподіляється компонента застосовують кисень, водень, гелій. З огляду на те, що ці газорідинні системи не вимагають складних експериментальних установок і прості в дослідженні, вони отримали досить широке поширення [107; 109; 119-120].

Методика дослідження масообміну в тарілчастих і насадкових апаратах, заснована на прикладі абсорбції або десорбції важкорозчинних газів CO_2 та O_2 , з води застосовувалася в багатьох дослідженнях [109; 119-120; 121-123]. Причому відзначається [124], що при відсутності в рідкій фазі повільних

реакцій опору масопереносу в процесах абсорбції і десорбції рівні, а це дозволяє порівняти дані, отримані при дослідженні обох процесів.

3) Хемосорбційна методика. Тут використовуються системи з хімічно активною рідкою фазою, до яких відносяться повітря - кислі і нейтральні розчини хлорної міді [113; 125]; суміш CO_2 і повітря - водний розчин гідроксиду натрію [125], буферні розчини карбонату і бікарбонату натрію [124; 125]; повітря - водний розчин сульфату натрію [109; 126; 127; 128].

4) Ректифікаційна методика [112; 113; 129-132], основою якої є ректифікація розбавлених двокомпонентних розчинів.

При експериментальних дослідженнях газорідного масообміну можливо встановити лише коефіцієнт масопередачі. Безпосередньо коефіцієнти масовіддачі не можуть бути встановлені з експерименту, тому що немає методів, що дозволили б визначати концентрацію кожної фази на межі їх розподілу. Таким чином для визначення по експериментальним даним коефіцієнтів масовіддачі дослідження проводять на таких системах, коли можна ігнорувати опір однієї із фаз. В цьому випадку опір рідкої або газової фази ігнорується і вважається, що коефіцієнт масовіддачі приблизно дорівнює сумарному коефіцієнту масопередачі K [1].

Проаналізувавши викладені методики, був зроблений висновок, що найбільш зручними для дослідження є наступні газорідні системи: для вивчення масовіддачі в газовій фазі – методика абсорбції аміаку водою з аміачно-повітряної суміші і при вивченні масовіддачі в рідкій фазі – десорбція CO_2 з насиченої рідини в потік повітря.

2.4 Дослідження коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі (β_p)

При експериментальному визначенні коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі β_p проводяться дослідження по абсорбції погано розчинного газу. Тоді опором газової фази нехтують і вважають, що сумарному коефіцієнту масопередачі приблизно дорівнює коефіцієнту масовіддачі в рідкій фазі β_p .

Порівняння інтенсивності масопереносу на контактних елементах різних типів часто виконують на прикладі системи «двоокис вуглецю - вода», як моделі, яка адекватно відтворюється [99, 133-134]. У даній роботі поставлена задача експериментально визначити об'ємні коефіцієнти масопередачі при абсорбції двоокису вуглецю з потоку повітря у рідину на новому блоковому контактному елементі при різних швидкостях газу і щільності зрошення і на основі отриманих даних виконати порівняння ефективності зазначеного комбінованого елемента з іншими відомими ефективними контактними пристроями.

Експериментальні дослідження масовіддачі в рідкій фазі проводилися на установці зображеній на рис. 2.9.

Для дослідження масовіддачі в рідкій фазі (β_p) була вивчена інтенсивність масообмінних процесів при абсорбції CO_2 з рідини на блоці ККЕ.

Проведена серія експериментів, в ході якої з заданим кроком змінювалися витрата повітря і щільність зрошення, визначалася концентрація двоокису вуглецю в рідині на вході і на виході з елемента і потім розраховувалися відповідні значення об'ємного коефіцієнта масопередачі.

В експериментах приведена швидкість газу становила від 2 до 4 м/с, щільність зрошення - від 1 до 15 м³/м²год. Значення витрати повітря (м³/год) визначалося на підставі показань мікроманометра, з'єданого з трубкою Піто-Прандтля.

Запропоновано модель масопереносу при абсорбції двоокису вуглецю (CO_2) з рідини. Приймається, що по висоті шару ККЕ коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі не змінюється. Масопередача між рідкою і газовою фазами лімітується масовіддачею в рідині. В цьому випадку масообмін між газовою і рідкою фазами в апараті описується рівнянням:

$$w_p v_p \frac{dC}{dH} - \beta_L a \cdot \Delta = 0 \quad (2.4)$$

де v_p – вміст рідини в шарі ККЕ, м³/м³; w_p – середня швидкість рідини в апараті, м/с; C – концентрація двоокису вуглецю в рідині, кмоль/м³; H – висота

шару ККЕ (блоку ККЕ), м; β_L – коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі, м/с; a – питома поверхня контакту фаз в шарі блоку, м²/м³; Δ – рушійна сила масовіддачі в рідині, кмоль/м³.

Для верхнього перетину блоку справедливо: при $H = 0$, $C = C^*$.

Рушійна сила масовіддачі в рідкій фазі:

$$\Delta = C - C^* \quad (2.5)$$

де C^* – рівноважна концентрація двоокису вуглецю в рідині, кмоль/м³.

Рівноважна концентрація двоокису вуглецю в рідині пов'язана з концентрацією в газі співвідношенням:

$$C^* = \gamma \cdot C_2 \quad (2.6)$$

де $\gamma = 0,94$ – коефіцієнт розподілу; C_2 – концентрація в газі, кмоль/м³.

У будь-якому перетині апарату концентрація двоокису вуглецю в рідині пов'язана з його концентрацією в газі співвідношенням, отриманим з матеріального балансу:

$$C_2 = C_2^H + \frac{w_p \cdot v_p (C - C^H)}{w_2 \cdot v_2} \quad (2.7)$$

де C^H – концентрація двоокису вуглецю в рідині в нижньому перетині шару ККЕ кмоль/м³; C_2^H – концентрація двоокису вуглецю в газі в нижньому перетині шару ККЕ кмоль/м³; w_2 – середня швидкість газу в апараті, м/с; v_2 – вміст газу в шарі ККЕ – газовміст, м³/м³.

Підстановка рівнянь (2.5-2.7) в рівняння (2.4) дає:

$$\begin{aligned} k \frac{dC}{dH} - mC + n &= 0 \\ k &= w_p \cdot v_p \\ m &= \beta_L a \left(1 - \gamma \frac{w_p v_p}{w_2 v_2} \right) \\ n &= \beta_L a \gamma \cdot \left(C_2^H - C^H \frac{w_p v_p}{w_2 v_2} \right) \end{aligned} \quad (2.8)$$

Рівняння (2.8) є рівнянням із перемінними, після інтегрування отримуємо:

$$H = \frac{k}{m} \ln \left(\frac{mC^B - n}{mC^H - n} \right) \quad (2.9)$$

де C^B та C^H – концентрація двоокису вуглецю в рідині відповідно у верхній і нижній частині апарату, кмоль/м³.

З рівняння (2.9), задавши концентрацією двоокису вуглецю в рідині в верхньому і нижньому перетині ККЕ, можна визначити необхідну висоту блоку ККЕ – H , м.

Перетворивши рівняння (2.9), отримуємо залежність для визначення концентрації двоокису вуглецю в будь-якому перетині блоку ККЕ:

$$C = \frac{n}{m} + \frac{mC^B - n}{m \cdot \exp\left(\frac{H \cdot m}{k}\right)} \quad (2.10)$$

Були виконані експериментальні дослідження інтенсивності масопереносу на комбінованих контактних блоках.

Дослідження проводилися при сорбції двоокису вуглецю з потоку повітря у водний розчин. Для проведення даних експериментів була створена лабораторна установка, зображена на рис. 2.9.

Колона 1 з внутрішнім діаметром 240 мм і висотою 2 м містила контактні блоки (декількох модифікацій), що складаються з провальних тарілок із стабілізаторами барботажного шару.

Вода, що застосовується в якості абсорбенту, подається зверху в колонну 1. Кількість води регулюється за допомогою вентиля 9, а вимірюється ротаметром 8. У нижню частину колони 1 подається повітря із CO₂ за допомогою газодувки 5. Кількість повітря визначається за допомогою вимірювальної труби 6, трубки Піто 7 і мікроманометра 10. Витрати газу регулюються вентилям 9. Розподільник газу 4 служить для більш рівномірного розподілу газу по перетину колони. Відбір проб для аналізу здійснюється за допомогою пробовідбірників 11.

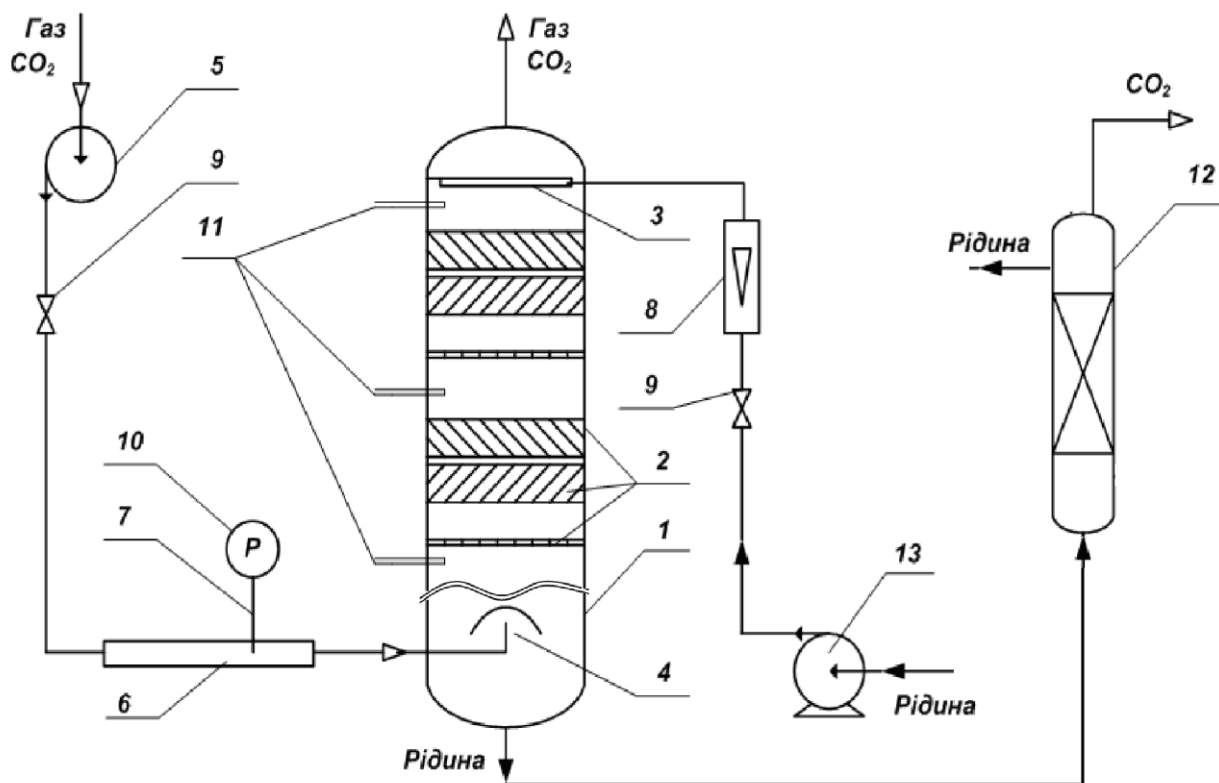


Рисунок 2.9 – Схема лабораторної установки для дослідження масовіддачі в рідкій фазі: 1 – колона; 2 – блок комбінованого контактного елементу; 3 – розподільник рідини; 4 – розподільник газу; 5 – газодувка; 6 – вимірювальна труба; 7 – трубка Піто; 8 – ротаметр; 9 – вентиля; 10 – дифманометри; 11 – пробовідбірники; 12 – абсорбер; 13 – насос

Колонна 12 представляє собою колону діаметром 0,1 м і висотою 1 м та є десорбером. У нижню частину десорбера 12 подається з колони 1 вода насичена вуглекислим газом (двоокисом вуглецю). Абсорбент (вода, насичена CO_2) з після проходження процесу десорбції виводиться з колони 12, а двоокис вуглецю скидається у атмосферу.

Експеримент проводили при атмосферному тиску і кімнатній температурі.

Інтенсивність масовіддачі (об'ємні коефіцієнти масовіддачі) визначали по зміні концентрації двоокис вуглецю у водному розчині при проходженні через контактні елементи. Концентрація визначалася методом прямого титрування проб, відібраних з пробовідбірників шляхом титрування розчином гідроксиду натрію в присутності фенолфталеїну до отримання рожевого забарвлення, що

відповідає забарвленню стандартного розчину, рН якого дорівнює 8,4, за стандартною методикою [135-136].

У досліджуваній газорідній системі (двоокис вуглецю-повітря – вода) основний опір масопередачі зосереджено в рідкій фазі. Об'ємний коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі визначається за рівнянням:

$$\beta_L a = \frac{M}{\Delta_{сер} V} \quad (2.11)$$

де β_L – об'ємний коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі, год⁻¹(с⁻¹); M – кількість речовини, що перейшла через межу розділу фаз, моль/год (моль/с); $\Delta_{сер}$ – середня рушійна сила процесу, моль/м³; V – об'єм блоку ККЕ, м³.

Далі з використанням моделі (2.4-2.10) виконано розрахунки об'ємних коефіцієнтів масовіддачі в рідкій фазі при абсорбції двоокису вуглецю з води для блоків ККЕ. На основі заданих значень початкової і кінцевої концентрації двоокису вуглецю в воді визначали необхідну висоту блоків ККЕ за рівнянням (2.9), розраховували об'єм блоків ККЕ, а об'ємний коефіцієнт масовіддачі (год⁻¹, с⁻¹) розраховували за рівнянням:

$$\beta_L a = \frac{L_v (C^B - C^H)}{\frac{\pi D^2}{4} \cdot H \cdot \Delta_{сер}} \quad (2.12)$$

де D – діаметр апарату, м; L_v – об'ємна витрата рідини, м³/год (м³/с).

2.5 Методика дослідження масовіддачі в газовій фазі (β_g)

Для дослідження масовіддачі в газовій фазі в якості абсорбуємого компоненту обрано аміак, в якості поглиначка – обрано воду. Допускалося, що повітря являє собою інертний газ, який не розчиняється у воді.

Дослідження проводились на лабораторній установці яка зображена на рис. 2.10.

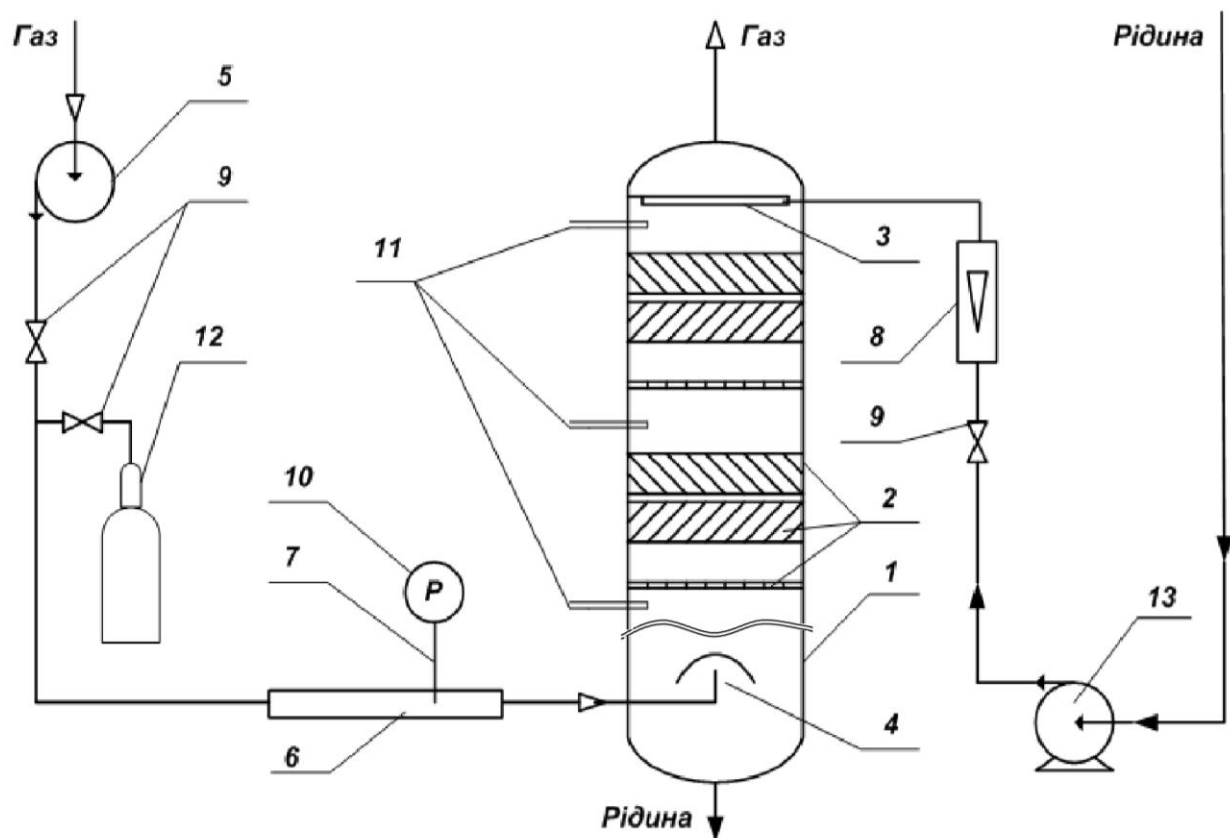


Рисунок 2.10 – Схема лабораторної установки для дослідження масовіддачі в газовій фазі. 1 – колона; 2 – блок комбінованого контактного елементу; 3 – розподільник рідини; 4 – розподільник газу; 5 – газодувка; 6 – вимірювальна труба; 7 – трубка Піто; 8 – ротаметр; 9 – вентиля; 10 – дифманометри; 11 – пробовідбірники; 12 – балон з аміаком, 13 – насос

Всередині колони 1 розташований комбінований контактний блок 2. Знизу колони подавалася повітряно-аміачна суміш, яку отримували при змішуванні аміаку із балону 12 з повітрям, що поступало від газодувки 5. Зрошувальна вода подавалася на верх колони із водопровідної системи через розподільник рідини. Аміачна вода слабкої концентрації, утворена після абсорбції надходила в каналізацію, а повітря виводилося в атмосферу. Вентиллями 9 регулювалися витрати аміаку та води і замірялися відповідно ротаметрами 8.

Потім відбиралися проби, проводилося їх титрування та визначався вміст аміаку.

Витрати рідини складали від 1 до 15 м³/м²·год, швидкість газу від 2-4 м/с.

Порядок проведення відбору проб проводили наступним чином: задавали потрібні витрати води та відкривали вентиль для надходження води. Потім підключали подачу повітря і встановлювали його витрати, так, щоб на контактних елементах утворювався пінний режим взаємодії фаз. подача аміаку організована через вентиль 9, яким встановлювали його витрати. Через декілька хвилин (3-5 хв.) відбирали проби газу знизу і зверху колони, а також проби рідини знизу колони. Температура оточуючого середовища складала 20 °С. По закінченню вимірювань, подача аміаку закінчувалась, відключалась газодувку і перекривалась подача води.

Вміст аміаку в пробі визначали за допомогою фенолфталеїну, розчину сірчаної кислоти та розчину гідроксиду натрію. Витрати і кількість абсорбованого аміаку визначалися матеріальним балансом абсорбції [135-136].

2.6 Оцінка похибки експериментів і обробка даних

При проведенні експериментальних досліджень усі помилки розглядають як суму випадкових і систематичних. Точність вимірювання залежить від величини помилок, допущених при проведенні вимірах. Прилади, використані при проведенні досліджень були відкалібровані.

Для усунення впливу випадкових похибок при проведенні повторних вимірів однієї і тієї ж величини для визначення кінцевого результату виключали систематичні та грубі помилки [137].

В процесі обробки результатів повторних вимірів, які мали випадкові похибки, знаходилося середнє значення, що є кінцевим результатом вимірів, згідно з рівнянням [138].

$$\bar{X} = \frac{X_1 + X_2 + \dots + X_n}{n} \quad (2.13)$$

де $X_1, X_2 \dots X_n$ –виміряні значення; n – число вимірювань.

При оцінюванні випадкової помилки визначалася дисперсія серії паралельних дослідів [139]:

$$S_i^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (X_i - \bar{X})^2 \quad (2.14)$$

а для визначення відтворюваності дослідів розраховували критерій Кохрена:

$$G_p = \frac{\max S_i^2}{\sum_{i=1}^n S_i^2} \quad (2.15)$$

Отримані розраховані значення зіставляли з табличними значеннями G_T і при виконанні умови $G_p < G_T$ досліді вважали відтворюваними, а оцінку дисперсії однорідною. При цьому допускалося, що дані підкоряються нормальному закону розподілу, а рівень довірчої вірогідності 0,95. При досліді мали справу з похибками декількох вимірювальних приладів, тому необхідно було розглядати їх на загальній основі.

В роботах [139; 140] запропоновано кілька методів для визначення загальної оцінки погрішності результатів експерименту.

Для такої оцінки використовували метод "складання похибок": якщо результат є функцією декількох величин, то квадрат відносної помилки результату дорівнює сумі квадратів відносних помилок окремих вимірів [140]. Таким чином:

$$\delta_p^2 = \sum_{i=1}^n \delta_i^2, \quad (2.16)$$

де $\delta_i = \pm \frac{\Delta}{N_1 - N_2} 100\%$ – приведена допустима похибка приладу;

$\Delta = X - X_d$ – абсолютна похибка; X – показники приладу; X_d – дійсне значення величини, що вимірювалася; N_1, N_2 – діапазон показів приладу, max, min; δ_p – похибка результату, %.

Відповідно до похибок, що припускаються, для усіх приладів, використаних при дослідженні, визначили загальну погрішність вихідних параметрів експерименту яка склала:

$$\delta_P^2 = \sum_{i=1}^n \delta_i^2$$

Оскільки отримане значення є невеликим, тому вимірювальні прилади, використані в роботі, не вносять суттєвих помилок у визначення вимірюваних величин.

Результати експерименту обробляли в програмах Excel та Statistica [137].

Коефіцієнт детермінації є статистичним показником, який відображує долю загального розкиду, котра пояснюється побудованою регресією. Не високі значення коефіцієнтів детермінації в експерименті визначаються паралельними дослідженнями, так як при повторних дослідженнях не можливо добитися, щоб коефіцієнт детермінації був рівним 1.

Частиною статистичного аналізу є оцінка адекватності моделі. Після того, як доказана адекватність моделі, результати можливо використовувати для проектування колонних апаратів із використанням комбінованих контактних елементів. В результаті визначали коефіцієнти рівнянь і відносні погрішності відповідності розрахункових і експериментальних даних.

2.7 Висновки по другому розділу

1. Проведена розробка конструкції комбінованого контактного блоку та наведені його модифікації.

2. Для дослідження гідродинамічних закономірностей розроблених комбінованих контактних елементів була створена установка для проведення експерименту з визначення гідравлічного опору, газомісту та бризковіднесення, також розроблені методики проведення експерименту.

3. Для встановлення закономірностей масопереносу та вивчення масовіддачі у газовій та рідкій фазах створена установка для дослідження закономірностей процесу поглинання аміаку та сорбції двоокису вуглецю з потоку повітря на комбінованих контактних блоках, та визначена методика для обробки експериментальних даних і зроблена оцінка похибки вимірів.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [98-100; 141].

РОЗДІЛ 3 ГІДРОДИНАМІЧНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ КОМБІНОВАНИХ КОНТАКТНИХ ТАРІЛЧАСТО-НАСАДКОВИХ СЕКЦІЙ

3.1 Структурні параметри пінного шару в комбінованій контактній тарілчасто-насадковій секції

При малих швидкостях газу (0,5-1 м/с), які зазвичай підтримуються в барботажних апаратах, основна маса рідини знаходиться в зоні барботажу, і кількість піни і бризок невелика, між тим, дифузія маси і теплообмін йдуть інтенсивно саме в шарі піни, що володіє великою безперервно і швидко оновлюємою міжфазною поверхнею. Збільшуючи шар піни за рахунок зменшення шару барботажу можна різко інтенсифікувати процес

При постійному збільшенні швидкості газу у вільному перетині апарату шар піни буде збільшуватися за рахунок зменшення шару барботажу і при певній швидкості газу барботажний шар практично зникає, перетворюючись в шар пористої піни. При подальшому збільшенні швидкості газу структура піни змінюється – вона стає рухомою, перетворюється в сильно турбулізовану газорідинну систему. Така піна являє собою зважений шар рідини у вигляді швидко рухомих плівок і струменів, добре перемішаних з бульбашками і струменями газу. Зі зростанням швидкості газу турбулентність піни зростає, структура піни набуває вихрового характеру.

У пінних апаратах з протитечійним рухом рідини, що надходить в контактну зону, протікає через отвори тарілки, а висота пінного шару регулюється тільки гідродинамічними факторами (швидкістю газу в повному перерізі апарату W_z , щільністю зрошення рідини L_o), і конструктивними параметрами тарілки і стабілізатора.

Гідродинамічні явища, що виникають при двофазній взаємодії визначають математичну модель протікаючого процесу [142]. Вигляд основних рівнянь слідує з структури потоків рідини та газу в контактному елементі, граничні гідродинамічні режими служать границями області існування розв'язання математичної моделі процесу яка докладно представлена у роботах [143-144].

При проведенні досліджень гідродинамічних режимів та при візуальному спостереженні утворення пінного шару в апараті без стабілізації було виділено наступні режими в залежності від швидкості газу.

Перший режим спостерігається при швидкостях газу нижче 0,6 м/с і визначений як барботажний режим, в якому газові бульбашки барботують через шар рідини на тарілці. У міру збільшення швидкості газу вище 0,6 м/с до 0,8 – 1 м/с рідина на тарілці утворює структуровану пористу піну переходить потім в стан турбулізованої піни, при швидкості газу від 1 м/с до 2,5 м/с виникає пінний режим. В межах пінного режиму відбувається значне зростання гідравлічного опору зі збільшенням швидкості газу. В кінці пінного режиму при зростанні швидкості газу вище 2,5 м/с утворюються газові струмені, які, прориваючись то в одному, то в іншому місці провальної тарілки, створюють коливання шару рідини – і при швидкості газу від 2,5 до 3,5 м/с починається хвильовий режим. Характерною рисою цього режиму є інтенсивне винесення крапель рідини, значне зростання гідравлічного опору в зв'язку з захлинанням апарату при швидкості газу вище 4,5 -5 м/с.

Швидкість газу при якій починається режим хвилеутворення, для тарілок з великим вільним перетином вище, ніж для тарілок з невеликим вільним перетином. При зростанні питомого зрощення L_0 швидкість газу, відповідна процесу хвилеутворення також зменшується.

При дослідженні газорідинного шару на тарілці були встановлені зони, що виникають у газорідинному шарі без стабілізації (рис.3.1).

Перша зона (ділянка 0-1) характеризується складною структурою і різко відрізняються значеннями газовмісту в площині тарілки. На цій ділянці відбувається руйнування струменів, що виходять з отворів, і протяжність зони визначається силою динамічного напору. Причому, збільшення швидкості газу призводить до збільшення цієї зони. При швидкості від 2 м/с протяжність цієї зони дорівнює в середньому 5-20 мм. Струменеве витікання газу передбачає на межі струменевої зони виникнення циркуляційних течій (кільцевих вихорів), що створюють високу турбулізацію шару і занижують значення газовмісту.

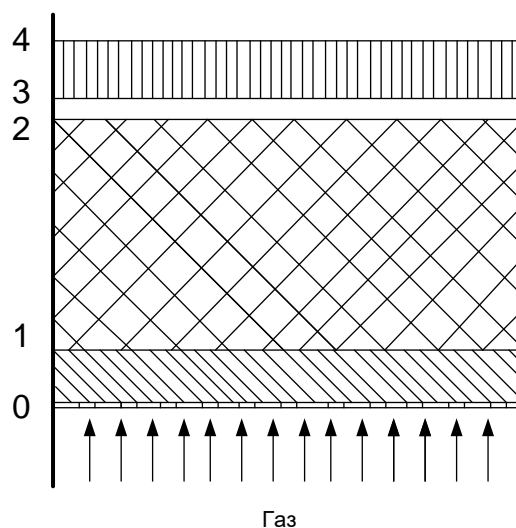


Рисунок 3.1 – Зони газорідинного шару на тарілці. 0 – 1 зона пінно-струменева; 1-2 зона пінного шару; 2 - 3 зона піни підвищеної щільності; 3-4 зона бризок.

Пінний шар (ділянка 1-2) є найбільш об'ємним, структура статистично однорідна, за винятком пристінних зон. Спостерігається незначне зростання газовмісту з ростом відстані від тарілки. Ділянка (2-3) знаходиться на (10-15 мм) нижче верхнього рівня і володіє підвищеною щільністю, в порівнянні з пінним шаром на 15-20%. Протяжність цієї ділянки незначна (10-15 мм) і простежити його важко, так як верхній рівень шару постійно знаходиться в русі. Існування цієї ділянки можна спостерігати тільки при високій щільності зрошення і швидкості газу на рівні 2-3 м/с. Цей діапазон характеризується сильним коливанням у верхній частині шару і виникають, при цьому великі краплі, які зриваються і повертаються в шар разом зі зрошувальною рідиною, ущільнюючи верхню частину пінного шару. Ущільненню верхньої частини шару сприяє також і зрошувальна рідина, що надходить в пінний шар зверху (рис. 3.1).

Збільшення швидкості газу призводить до значного винесення рідини і верхня частина газорідинного шару при цьому сильно «розтягується», утворюючи зону бризок (ділянка 3-4).

Найбільший практичний інтерес представляє пінний шар, який займає більшу частину контактного обсягу і є статистично рівномірним.

Однак при роботі дрібно дірчастих тарілок газорідинний шар без стабілізації не є однорідним, включає великі газові пухирці, канали, мішки та факели, відзначається розгойдування газорідинного шару, це зумовлює оголення полотна тарілок в певних місцях і прохід газу без контакту із рідиною, що підтверджується багатьма джерелами [143-144].

Подальша інтенсифікація пінних апаратів стала можливою тільки за рахунок запобігання хвильового режиму, що було здійснено в апараті нової конструкції з протитечійним рухом фаз зі стабілізатором пінного шару.

Стабілізатор піни робить істотний вплив на гідродинамічний режим; хвильовий режим не виникає при підвищенні швидкості газу аж до 4 м/с. У осередках стабілізатора кінетична енергія газового потоку, що витрачалася раніше (без стабілізації) на шкідливе розгойдування пінного шару, використовується на додаткове дроблення газових бульбашок об стінки стабілізатора, що істотно змінює організацію пінного шару і значно покращує структуру піни. Завдяки стабілізатору виникає шар із дрібнокомірчастою, сильно рухомою структурою у всьому обсязі, який характеризується високорозвиненою міжфазною поверхнею. Швидкість оновлення міжфазної поверхні збільшується за рахунок додаткового дроблення газових бульбашок об стінки стабілізатора. Відсутність хвильового режиму призводить до більш рівномірного тиску шару піни на решітку, тобто до рівномірної роботи всіх отворів як по газу, так і по рідині, яка витікає через отвори. В результаті цього стало можливим значне накопичення рідини на тарілці, отже, збільшення висоти піни в порівнянні з протитечійними тарілками без стабілізатора.

При лінійних швидкостях газу більше 3,5 - 4 м/с в самому верхньому шарі піни виникає пульсуюча струменева зона, яка не дозволяє повною мірою використовувати всю товщину пінного шару для активного масообміну або пиловловлювання, а також сприяє підвищеному бризкоутворенню. Протидіє цьому явищу установка в шар другого стабілізатора.

Завдяки додатковому стабілізатору, розташованому безпосередньо у верхній пульсуюче-струменевій зоні піни, на тарілці створюється повноцінний

по висоті шар дрібнокомірчастої піни однорідної структури з високорозвиненою і поверхнею контакту фаз, яка безперервно оновлюється. Нахил пластин верхнього стабілізатора сприяє впорядкуванню циркуляційних потоків у верхньому шарі піни, що призводить до збільшення ефективності масопередачі (або пиловловлювання) і зниження бризко виносу зі ступені апарату.

У присутності стабілізаторів режим комірчастої піни виникає при більших швидкостях газу, ніж без стабілізатора, хвильовий режим не виникає зовсім, а ділянка стійкого пінного режиму значно збільшується і обмежується практично тільки різким зростанням бризковиносу при високих лінійних швидкостях газу.

Газорідинний шар на контактному ступені зі стабілізацією за візуальними і експериментальними спостереженнями можна розділити на такі характерні зони (рис. 3.2).

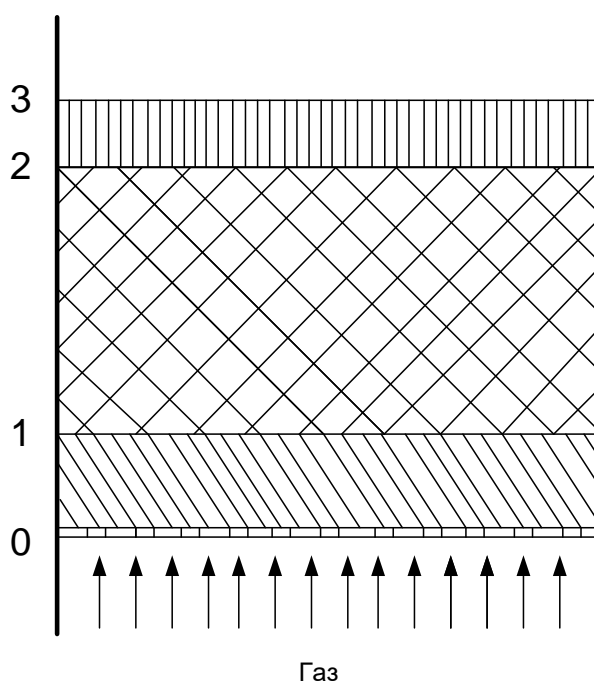


Рисунок 3.2 – Зони газорідинного шару на контактному ступені зі стабілізацією: 0-1 – зона барботажу; 1-2-зона пінного шару; 2-3-пульсуюче-струменева зона

I зона. Розташована поблизу площини тарілки (зона 0-1). У перетині отворів утворюється газова подушка з висотою до 10-40 мм, яка далі починає

розбиватися. Біля самої тарілки суцільною фазою є рідина, в якій розподілений газ, а потім по висоті відбувається інверсія фаз, і вже після цієї зони газорідинний шар на дірчастій тарілці докорінно відрізняється від шару на звичайних сітчастих тарілках. Усередині реакційного об'єму утворюються конвективні осередки, які постійно існують поблизу площини тарілки. Рух вихорів строго направлено від кромки отвору до центру газового потоку. Необхідно відзначити, що скидання рідкої фази з реакційного об'єму відбувається циклічно – по центру і кутах отворів. Це визначає пульсації тиску газорідинного шару.

II зона (1-2). Це стабілізована ділянка пінного шару, в якому спостерігається сталість газовмісту та однорідність шару по всій висоті.

III зона (2-3). Пульсуюче-струменева, в якій газовміст різко збільшується до граничного значення $\varphi_2 = 1$. У реакційному об'ємі цієї зони спостерігається сильне поздовжнє перемішування. Це обумовлено існуванням не однієї циркуляційної комірки по висоті, а декількох, утворення і розпад яких відбуваються постійно. Дана зона стабілізується за рахунок установки першого стабілізатора, а установка другого істотно знижує бризковіднесення з контактної зони на інші ступені контакту.

При застосуванні стабілізатора (рис. 3.2) отримується більш однорідна газорідинна високо структурована та турбулізована система. За допомогою стабілізаторів вдається досягти направлення газових та рідинних потоків і рівномірно розподіляти по всій площі перетину апарату взаємодіючі фази, нівелювати байпасування та зменшити розгойдування газорідинного шару, збільшити висоту піни, зменшити зону бризків та їх кількість, а в результаті збільшити поверхню масообміну. При встановленні двох стабілізаторів спостерігається значне зменшення зони бризків, оскільки наявність стабілізатору за рахунок його конструкції та вхідних ефектів, які проявляються на кінці кожної ламелі, розподіляє вловлені бризки по всій геометричній поверхні, тим самим створює додаткову поверхню масообміну. Другий стабілізатор виконує роль бризковловлювача та стримує пінний шар (рис. 3.2).

Теоретичне дослідження параметрів газорідинної системи в комбінованому контактному елементі докладно викладено у публікаціях [143-144]. Газова фаза надходить в контактний елемент знизу, проходить через отвори провальної тарілки взаємодіючи при цьому з рідкою фазою і потрапляє у вигляді постійно руйнуємих та оновлюваних пухирців та плівок потрапляє у простір між тарілкою та стабілізатором, де газорідинна система утворює стійкий пінний шар.

При цьому завдяки конструкції стабілізатора у ньому відбувається різнонаправлений та перехресний рух газорідинної фази з утворенням вихорів. Пінний шар в комбінованому контактному елементі складається із газової та рідинної фази, які задовольняють рівнянню руху [143] і можуть розглядатися як суцільне середовище.

Опис хвилі на поверхні розділу між газом і рідиною, вихори за тілом, яке обтікає середовище, циркуляція рідини при барботажі і стійке утворення пухирів при виході газу з отворів докладно представлені в роботах [145-146].

У пінних апаратах при досягненні критичної швидкості газової фази виникають розгойдування та коливання газорідинного шару, що суттєво змінює гідродинаміку в апараті. Виникнення хвилевого режиму можна передбачити за збільшенням величини газовмісту пінного пару.

При використанні феноменологічного методу дослідження гідродинамічних закономірностей пінного шару [143] було визначено, що існує деяке критичне значення газовмісту, при якому шар динамічної піни стає нестійким. Якщо виключити вплив тертя об стінку, то критичне значення φ_c визначить межу існування протитечійного руху, а також «захливання» апарату.

Однак, як стало відомо з експерименту, «захливання» апарату відбувається при значенні $\varphi_c = 0,9$ і вище. Цей факт пояснюється тим, що при досягненні $\varphi_c = 0,75-0,8$, а саме критичного значення газовмісту має місце інтенсивне об'єднання бульбашок, що приводить до інверсії фаз.

Розміщення в пінному шарі стабілізатора секціонує апарат і стримує зростання газовмісту.

Для комбінованого контактної елементу із стабілізацією розглядається три зони руху газорідної системи: зона закручування системи, завихрення та зона рівномірної стійкої піни [145-146].

3.2 Експериментальне дослідження гідродинамічних характеристик комбінованих контактних елементів

Для досягнення більшої висоти газорідного шару та однорідної піни проводилися дослідження по визначенню основних конструктивних параметрів комбінованого контактної елементу з використанням стабілізаторів та провальної дірчастої тарілки (рис. 3.3, 3.4, 3.5, 3.6). В результаті встановили, що рекомендованими є такі параметри: висота блоку 50-60 мм, кут нахилу гофри до горизонтальної осі (α) $45^\circ - 60^\circ$, кут між гранями гофри ламелей блоку (β) $45^\circ - 60^\circ$, висота грані гофрування 5-15 мм, ламель може додатково перфоруватися отворами 2-3 мм з кроком 5-10 мм в залежності від технологічних умов процесу.

При дослідженні висоти газорідного шару виявлена закономірність (рис. 3.3), яка показує, що висота газорідного шару зростає із зростанням висоти блоку стабілізатора. Це обумовлено тим, що при стабілізації пінного шару досягається рівномірний розподіл турбулізованого пінного шару, вирівнюються концентраційні профілі, закручується газорідний потік, а у наслідку значно зменшуються масштабні пульсації пінного шару та зменшується проходження газу без взаємодії з рідиною фазою. Наступне зростання висоти та кількості стабілізаторів спричиняє пропорційний зріст гідравлічного опору, а підвищення ефективності роботи уповільнюється.

Із зростанням кута нахилу гофри насадки (рис. 3.4.) висота газорідного пінного шару поступово зменшується. Це викликано тим, що має місце направлення руху газорідної системи під кутом до горизонту, та руйнування закрученого пінного шару. При дослідженні куту гофрування ламелей блоку (рис. 3.5) висота пінного шару H досягала максимумів при $\beta = 45^\circ \div 60^\circ$.

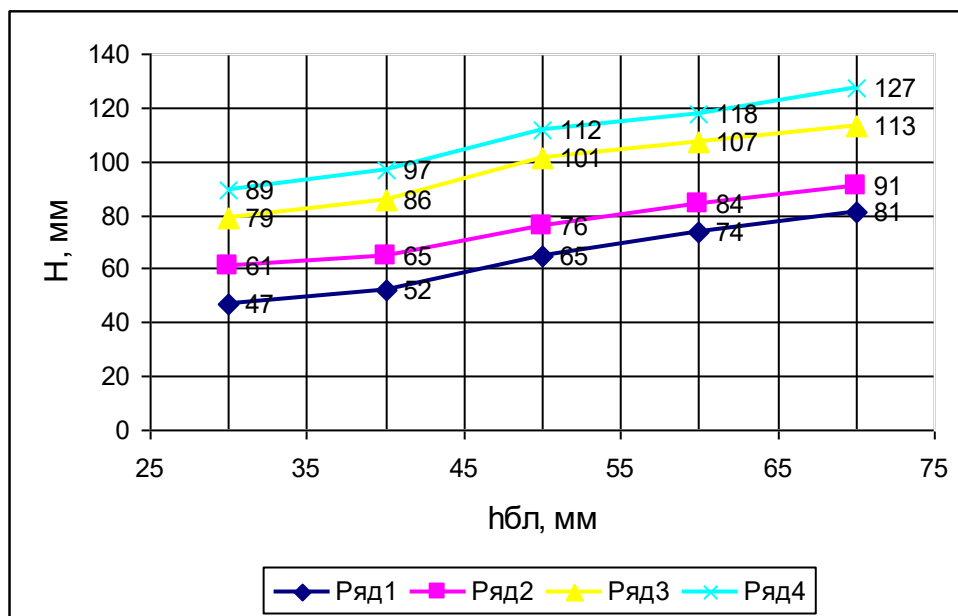


Рисунок 3.3 – Залежність висоти пінного шару від висоти блоку стабілізатора

($h_{бл}$), мм :

$$S_o = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2, d_o = 0,015 \text{ м}, L_o = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год},$$

1 – $W_r = 2 \text{ м/с}$; 2 – $W_r = 2,5 \text{ м/с}$; 3 – $W_r = 3 \text{ м/с}$; 4 – $W_r = 4 \text{ м/с}$

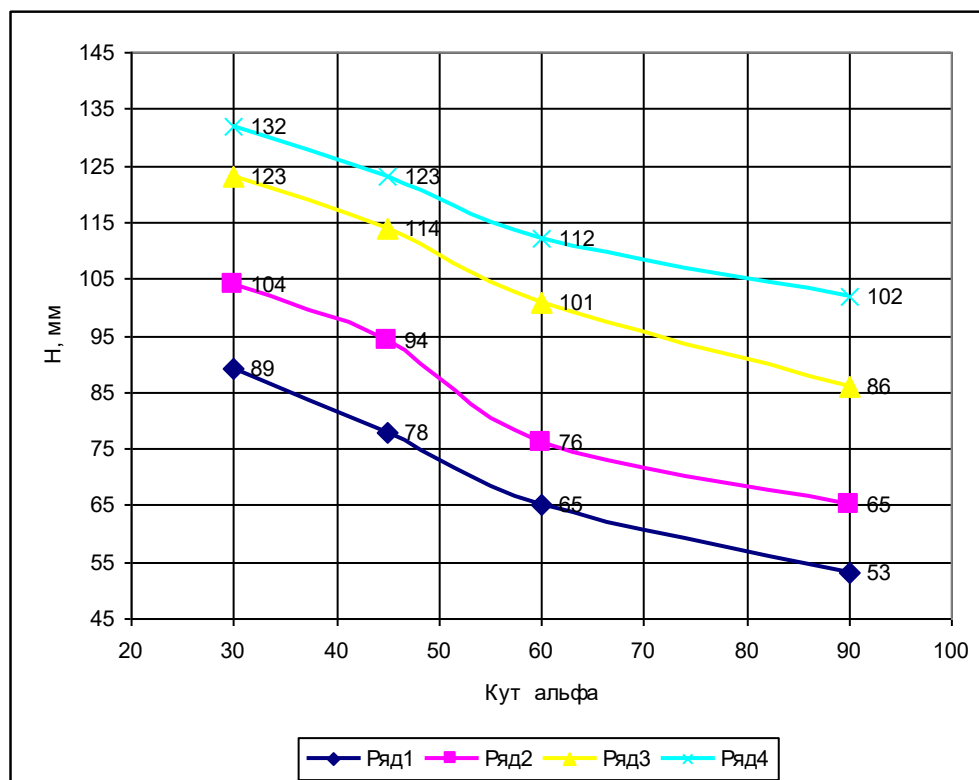


Рисунок 3.4 – Залежність висоти пінного шару від кута нахилу гофрування стабілізатора (α), $S_o = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o = 0,015 \text{ м}$, $L_o = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$; 1 – $W_r = 2 \text{ м/с}$; 2 – $W_r = 2,5 \text{ м/с}$; 3 – $W_r = 3 \text{ м/с}$; 4 – $W_r = 4 \text{ м/с}$

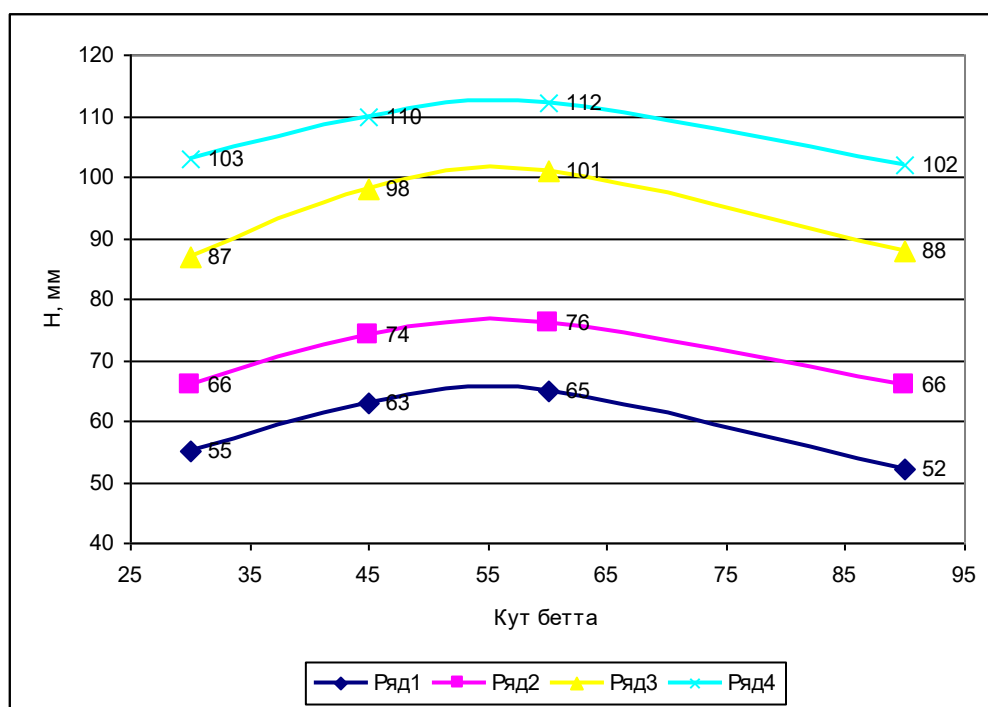


Рисунок 3.5 – Залежність висоти пінного шару від кута гофрування ламелей

блоку β : $S_o = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o = 0,015 \text{ м}$, $L_o = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$;

1 – $w_{\Gamma} = 2 \text{ м/с}$; 2 – $w_{\Gamma} = 2,5 \text{ м/с}$; 3 – $w_{\Gamma} = 3 \text{ м/с}$; 4 – $w_{\Gamma} = 4 \text{ м/с}$

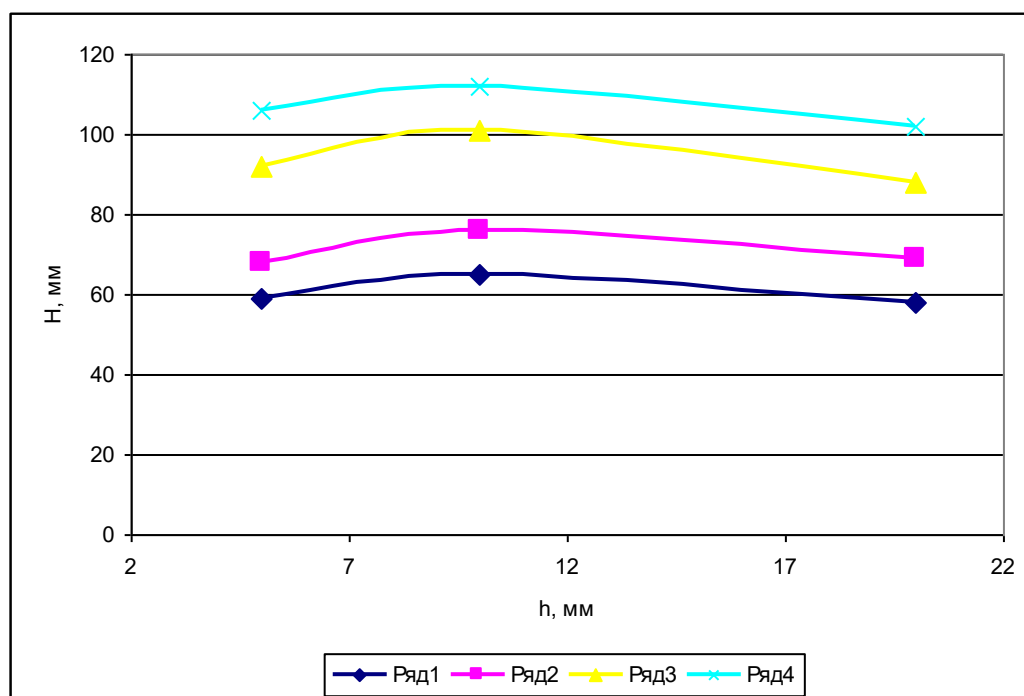


Рисунок 3.6 – Залежність висоти пінного шару від висоти гофрування h :

$S_o = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o = 0,015 \text{ м}$, $L_o = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$

1 – $w_{\Gamma} = 2 \text{ м/с}$; 2 – $w_{\Gamma} = 2,5 \text{ м/с}$; 3 – $w_{\Gamma} = 3 \text{ м/с}$; 4 – $w_{\Gamma} = 4 \text{ м/с}$

Певний вплив на висоту пінного шару висоти граней гофрування означає (на рис. 3.6), що діапазон h в якому ефективно працює контактний елемент обумовлений ефектом стабілізації пінного шару при зростанні висоти грані від 5 до 10 мм, та при подальшому зменшенні висоти в результаті зменшення впливу структуризації на пінний шар, що викликаний наявністю стабілізатору в двофазній системі.

Були проведені досліді по визначенню впливу висоти розташування стабілізатора над полотном дірчастої тарілки на висоту пінного шару. Як видно із малюнків 3.7 та 3.8 встановлення стабілізатору на висоті від 100-120 мм над полотном тарілки та збільшення швидкості газу сприяє зростанню висоти пінного шару та роботі на режимах близьких до верхньої границі межі роботи.

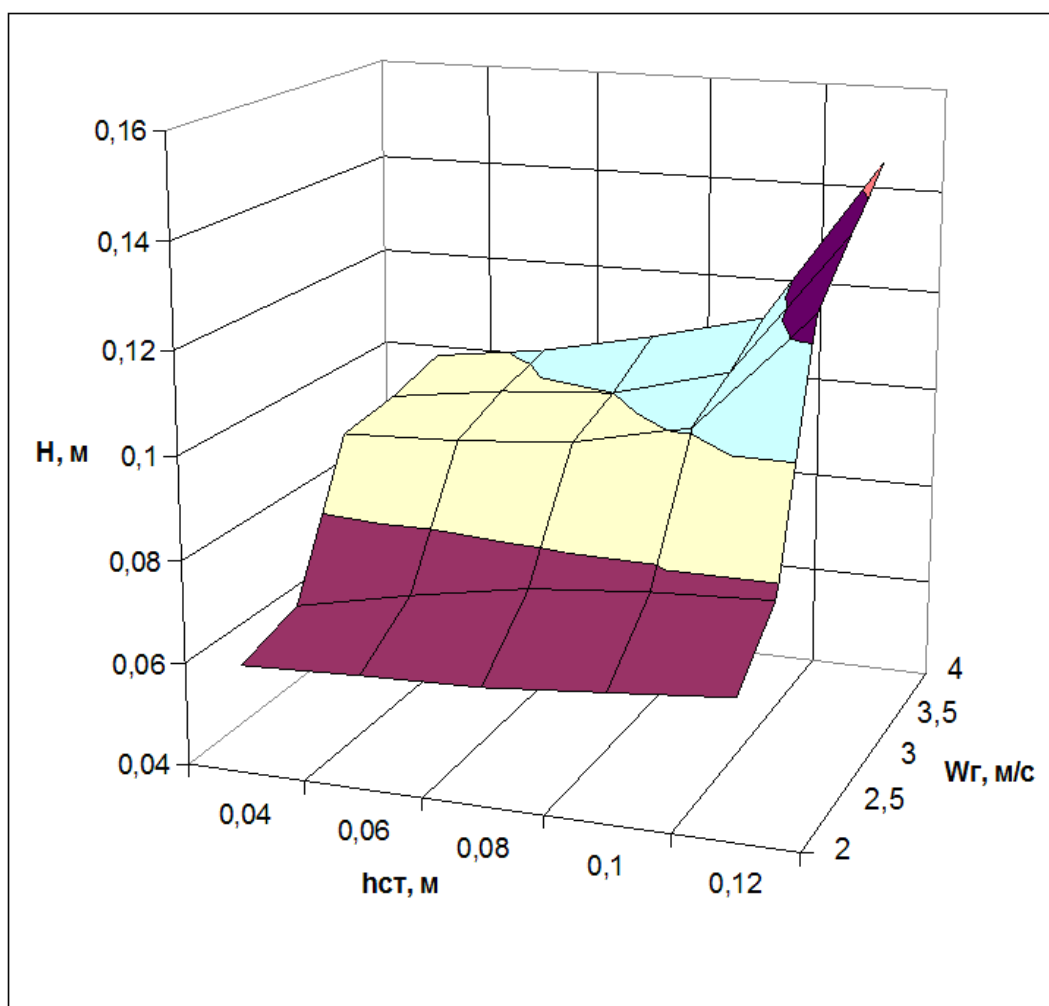


Рисунок 3.7 – Залежність висоти пінного шару від розташування стабілізатору над тарілкою. $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 0,012 \text{ м}$; $W_{г, \text{ м/с}}$: 2; 2,5; 3; 3,5; 4

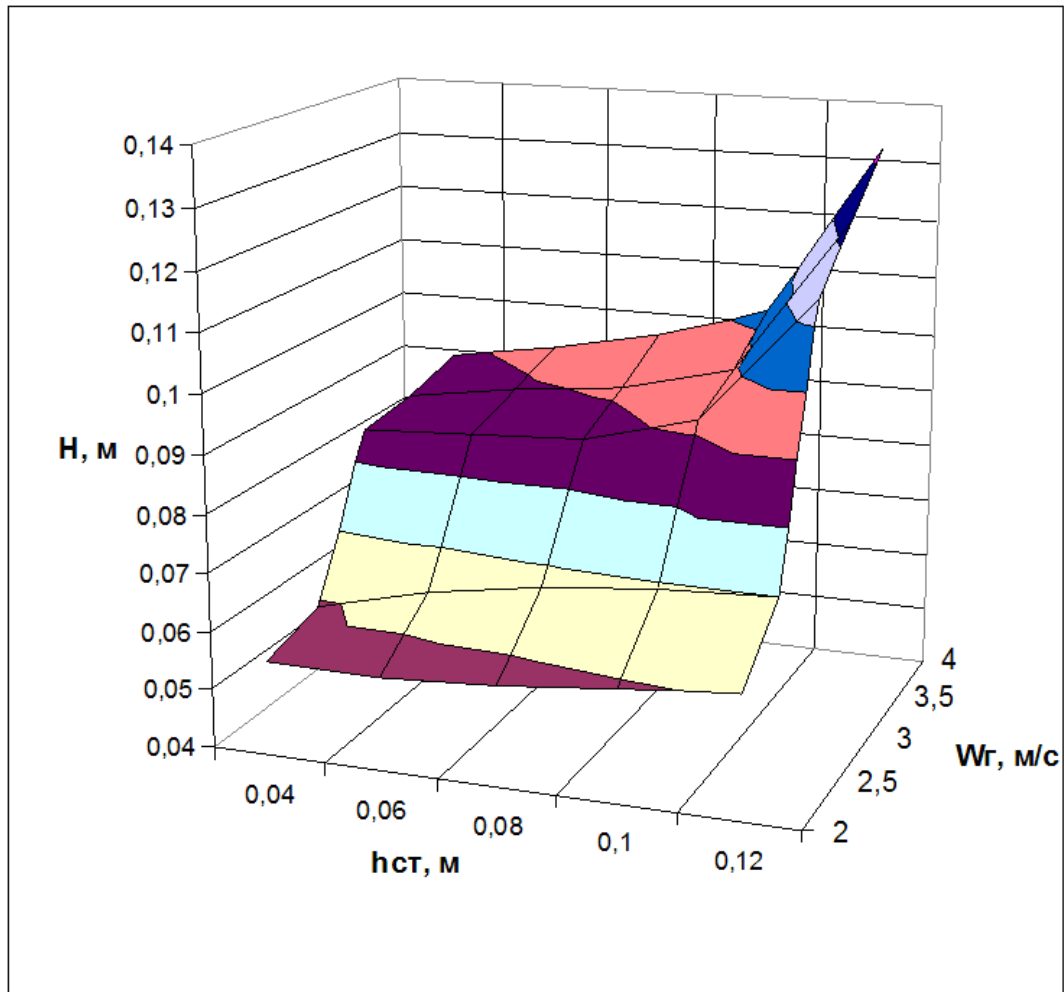


Рисунок 3.8 – Вплив висоти розташування стабілізатору над тарілкою на висоту пінного шару від. $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 0,015 \text{ м}$; $W_{г}, \text{ м/с}$: 2; 2,5; 3; 3,5; 4

При визначенні залежності між вільним перетином провальної тарілки S_0 та вільним перетином стабілізатору ε приймаємо, що ε/S_0 повинно бути $> 1,5$, стабілізатор займає від 5-15 % площі всього вільного перетину апарату. Вказане співвідношення ε/S_0 виконується для всіх типів контактних елементів, що були досліджені та варіюється від 2,2 до 9.

Експериментальні дані представлені у розділі наведені у додатку А.

На основі проведених досліджень обираємо наступні конструктивні параметри контактного блоку: діаметр отворів дірчастої тарілки $d_0 = 0,015 \text{ м}$, висота блоку стабілізатора – 50 мм; висота грані ламелей блоку 10 мм; кут нахилу грані до горизонтальної осі $-45-60^\circ$; кут між гранями гофрування – $45^\circ - 60^\circ$.

3.2.1 Визначення висоти газорідного шару

Висота пінного шару є одним з показників піноутворення, яка дозволяє говорити про розвиток поверхні контакту фаз та ефективність процесів, які проводяться в пінному шарі. Коливання верхньої межі пінного шару мають складний, швидко змінюєий в часі характер, і залежать від гідродинамічних параметрів: швидкості газу, щільності зрошення, фізико-хімічних властивостей системи, а також геометричних характеристик тарілки та секції апарату. Найбільш сильний вплив на коливання верхнього рівня надає швидкість газу, збільшення якої призводить до зростання амплітуди коливань.

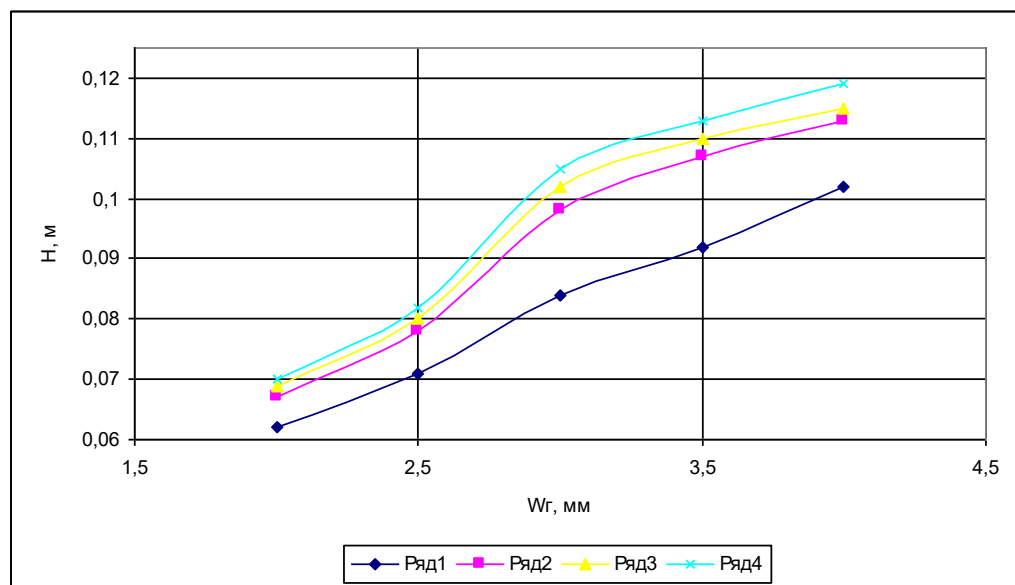


Рисунок 3.9 – Залежність висоти пінного шару від швидкості газу в повному перетині апарата: $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_o = 0,015 \text{ м}$; $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$; 1 – без стабілізатору, 2 – із 1 стабілізатором, 3 – із 2 стабілізаторами без зазору, 4 – із 2 стабілізаторами з зазором 0,010 м

Дослідження по визначенню висоти стабілізованого газорідного пінного шару для системи повітря-вода описуються наступною залежністю для дрібно дірчастих та крупно дірчастих тарілок.

$$H = f(W_z, S_0, d_o, L_0) \quad (3.1)$$

де L_0 – щільність зрошення, $\text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$; W_z – швидкість газу у вільному перетині апарату, $\text{м}/\text{с}$; d_o – діаметр отворів дірчастої тарілки, м ; S_0 – вільний перетин контактного блоку, $\text{м}^2/\text{м}^2$

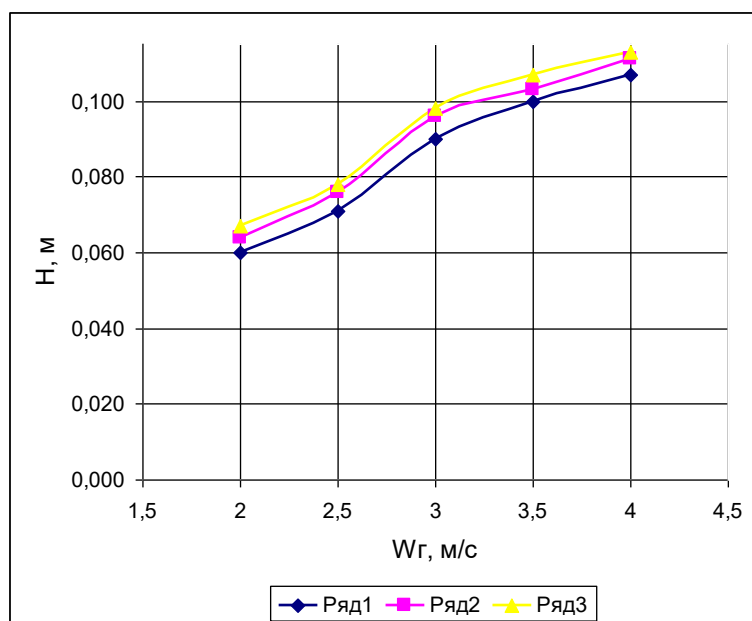


Рисунок 3.10 – Залежність висоти пінного шару від швидкості газу в повному перетині апарату: $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_o = 0,015 \text{ м}$
 1 – $L_0 = 3 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 2 – $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 3 – $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$;

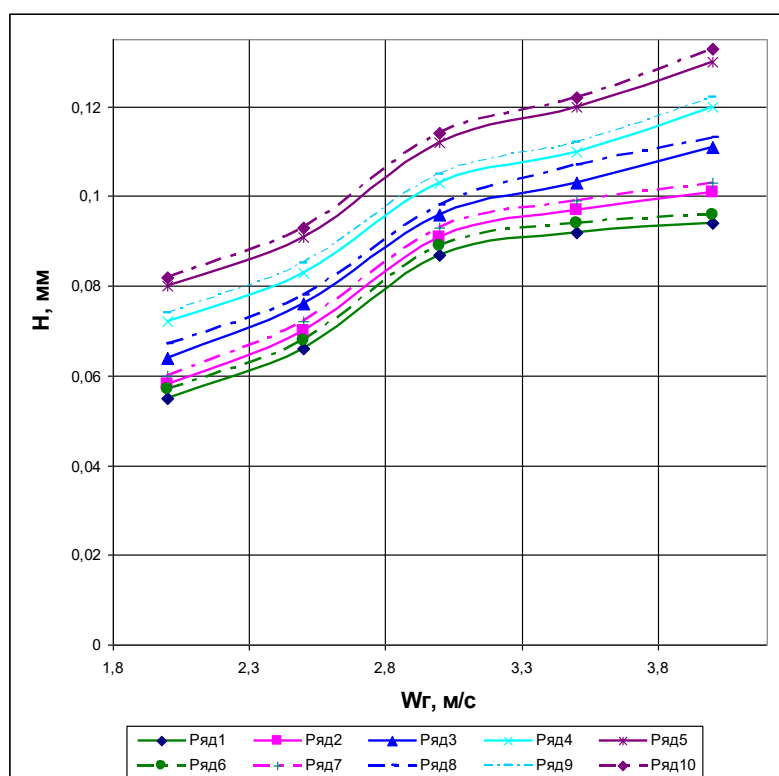


Рисунок 3.11 – Залежність висоти пінного шару від діаметру отвору провальної тарілки: 1 – 5: $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1 – $d_o = 0,02 \text{ м}$; 2 – $d_o = 0,016 \text{ м}$; 3 – $d_o = 0,015 \text{ м}$; 4 – $d_o = 0,012 \text{ м}$; 5 – $d_o = 0,01 \text{ м}$; 6 – 10: $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 6 – $d_o = 0,02 \text{ м}$; 7 – $d_o = 0,016 \text{ м}$; 8 – $d_o = 0,015 \text{ м}$; 9 – $d_o = 0,012 \text{ м}$; 10 – $d_o = 0,01 \text{ м}$

Дослідження висоти пінного шару показали, що його висота залежить від швидкості газу у вільному перетині. З ростом швидкості газу W_{Γ} відбувається неухильне зростання висоти пінного шару H , як це видно на рис. 3.9. Зростання висоти газорідинного шару спостерігали та порівнювали при роботі дірчастої тарілки без стабілізатора та з 1 і 2 стабілізаторами встановленими із зазором та без нього. При цьому застосування стабілізатору збільшує висоту пінного шару.

З рис 3.10, 3.11 видно, що висота пінного шару залежить від діаметру отворів провальної тарілки та від швидкості газу. Також спостерігається вплив вільного перетину контактного елемента, який в основному визначається вільним перетином провальної тарілки, який значно менший ніж вільний перетин стабілізаторів. З ростом вільного перетину дірчастої тарілки відмічено зменшення висоти газорідинного шару, що обумовлено зменшенням її утримуючої здатності при низьких швидкостях газу.

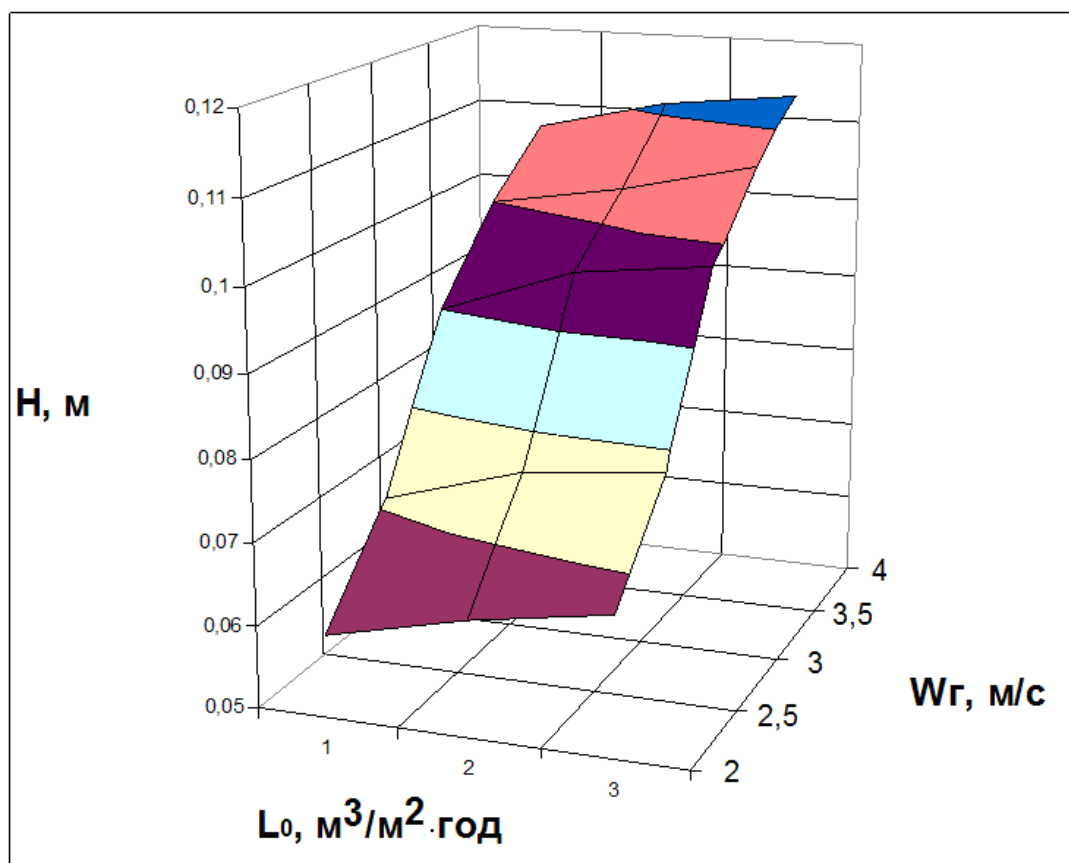


Рисунок 3.14 – Залежність висоти пінного шару від швидкості газу в повному перерізі апарата із стабілізатором: $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 0,012 \text{ м}$;

W_{Γ} , м/с: 2; 2,5; 3; 3,5; 4

Висота шару піни на тарілках зі стабілізатором більшою мірою залежить від вільного перетину тарілки, ніж на тарілках без стабілізатора і в дещо меншій мірі – від щільності зрошення. Слід зазначити, що сама піна на тарілках зі стабілізатором більш однорідна і стійка, ніж без нього.

Отже, дослідження факторів що визначають висоту пінного шару в комбінованих контактних секціях показали, що характерними параметрами які діють на висоту газорідного шару є діаметр отворів тарілки, вільний перетин контактної блоку та швидкість газу.

В результаті проведених досліджень та статистичної обробки даних було отримано рівняння для визначення висоти газорідного шару з використанням дірчастих тарілок

$$H = 1,4 W_z^{1,2} \cdot L_0^{0,2} \cdot S_0^{-1,6} \cdot \rho_p^{-1} \quad (3.2)$$

Відхилення експериментальних величин висоти газорідного шару від розрахованих за рівнянням 3.2 не перевищують 15%.

3.2.2 Дослідження гідравлічного опору

На гідродинамічні характеристики комбінованого контактної елементу впливають швидкість газу в повному перерізі апарату, щільність зрошення та вільний перетин контактної ступені, який залежить в основному від вільного перетину дірчастої тарілки.

Для системи повітря-вода можна записати таку залежність:

$$\Delta P = f(W_z, L_0, S_0, d_e) \quad (3.3)$$

Гідравлічний опір контактної елементу та газорідного шару що утворюється залежить від режимних параметрів, а саме від діаметру дірчастих тарілок, вільного перетину контактної блоку, масових витрат рідини та газу. Вигляд рівняння для обчислення гідравлічного опору контактної ступені із пінним шаром приведено у вигляді [145]:

$$\Delta P = P_c + P_{uz} + P_\sigma \quad (3.4)$$

Де, $P_c = \zeta \frac{W_z^2 \rho_z}{2S_0}$ – опір сухого контактної елементу; $P_{uz} = g \rho_p \frac{W_z^6 L_0^k}{S_0^n d_e^m}$ – опір

пінного шару в контактному елементі; $P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{1,3d_o + 0,06d_o^2}$ – опір, який виникає від дії сил поверхневого натягу.

На рис. 3.13 представлена залежність гідравлічного опору сухого контактному елементу від швидкості газу у вільному перетині колони при використанні дірчастих тарілок різного вільного перетину.

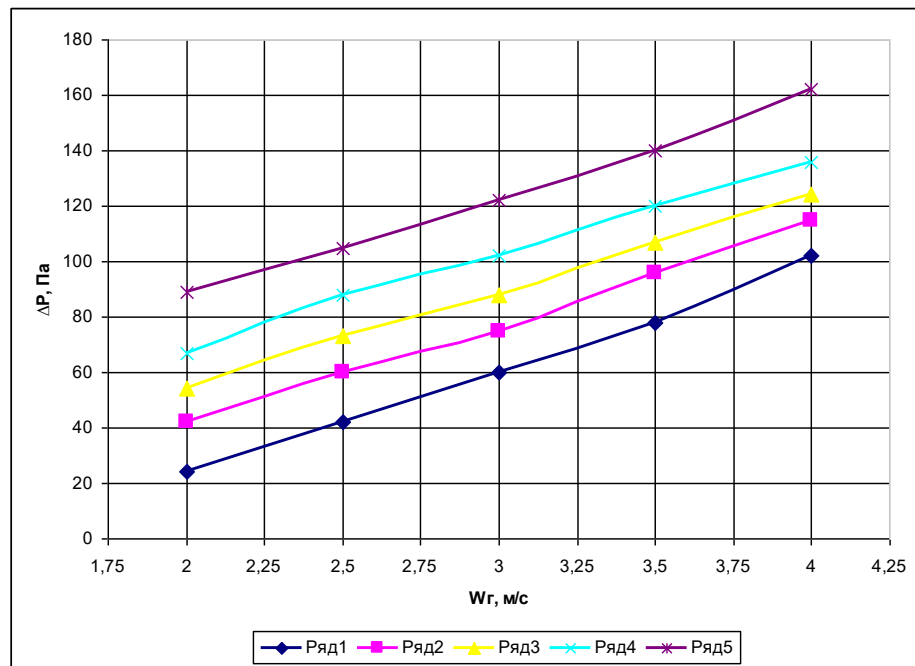


Рисунок 3.13 – Залежність гідравлічного опору сухого контактному елементу від швидкості газу: 1 – $S_0 = 0,38 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o = 0,02 \text{ м}$; 2 – $S_0 = 0,244 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o = 0,016 \text{ м}$; 3 – $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o = 0,015 \text{ м}$; 4 – $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o = 0,012 \text{ м}$; 5 – $S_0 = 0,095 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o = 0,01 \text{ м}$

З рис. 3.13 видно, що зростання швидкості газу спричиняє зростання гідравлічного опору, і чим менше площа вільного перетину та діаметр отвору тарілки - тим опір більший.

По гідравлічному опору пінного шару оцінюють затрачену на процес енергію та інтенсивність процесу в цілому, оскільки висота піни і її гідродинамічний опір взаємопов'язані.

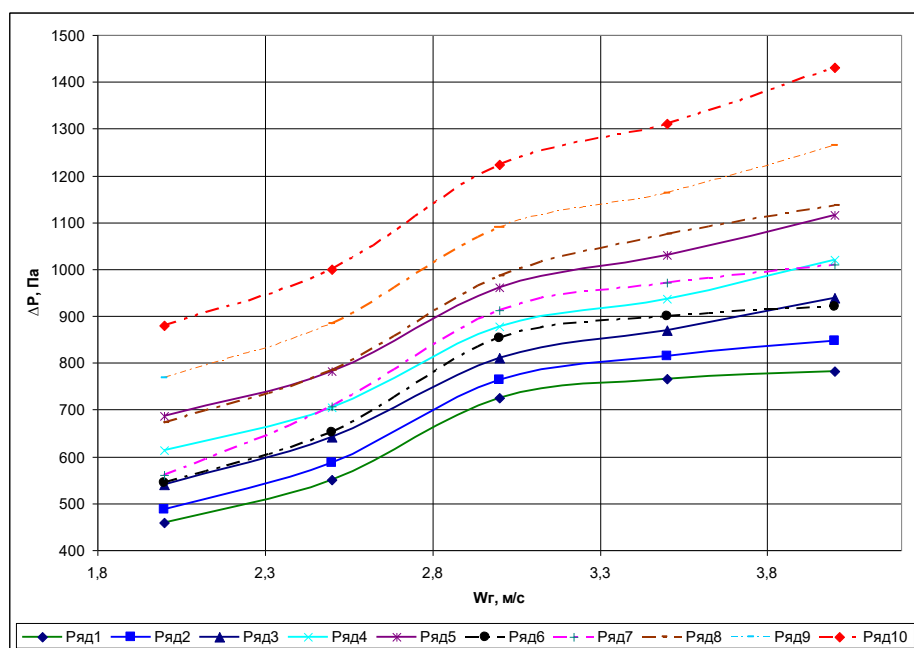


Рисунок 3.14 – Залежність гідрравлічного опору контактного елемента від швидкості газу та діаметру отворів провальної тарілки:

1 – 5: $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1 – $d_o = 0,02 \text{ м}$; 2 – $d_o = 0,016 \text{ м}$; 3 – $d_o = 0,015 \text{ м}$; 4 – $d_o = 0,012 \text{ м}$; 5 – $d_o = 0,01 \text{ м}$; 6 – 10: $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 6 – $d_o = 0,02 \text{ м}$; 7 – $d_o = 0,016 \text{ м}$; 8 – $d_o = 0,015 \text{ м}$; 9 – $d_o = 0,012 \text{ м}$; 10 – $d_o = 0,01 \text{ м}$

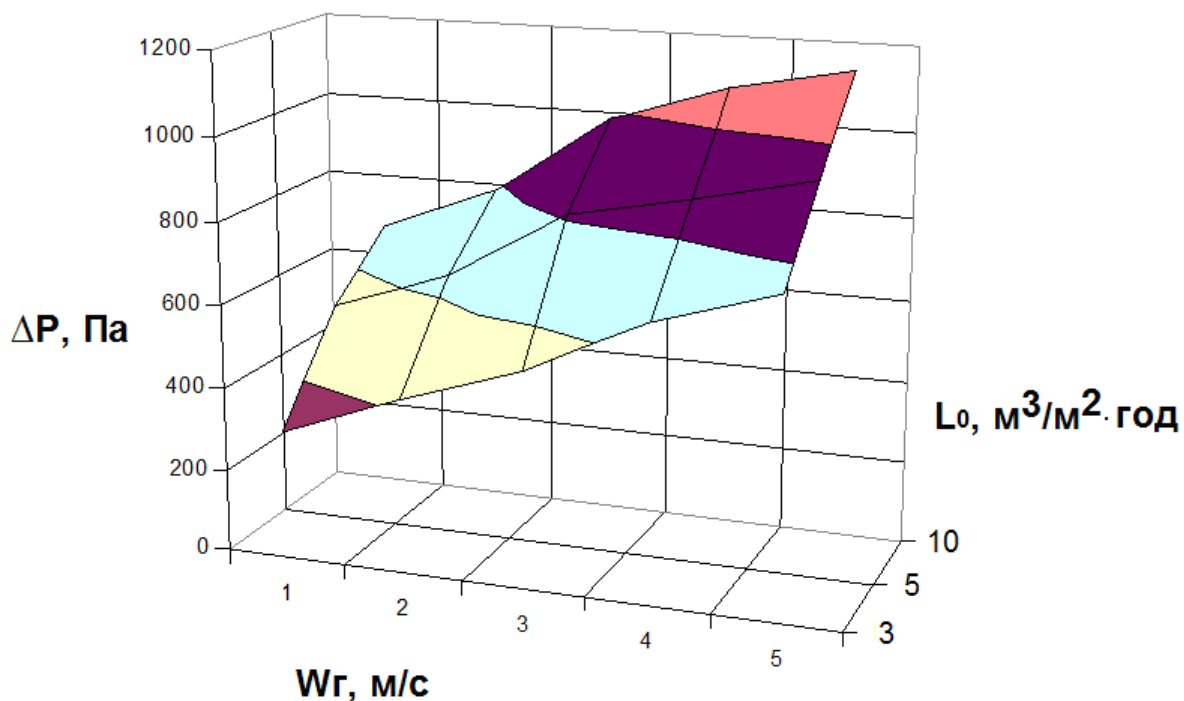


Рисунок 3.15 – Залежність гідрравлічного опору від швидкості газу при різних щільності зрошення: $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_o = 0,015 \text{ м}$; $L_0, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$: 3; 5; 10

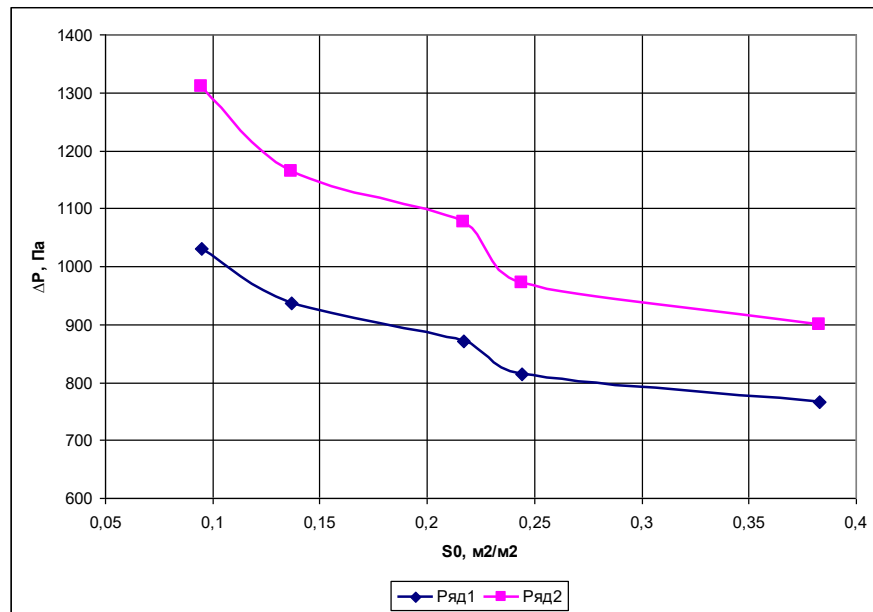


Рисунок 3.16 – Залежність гідравлічного опору від вільного перетину контактної блоку:

$$W_r = 3,5 \text{ м/с}; d_o = 0,04 \text{ м}, L_0: 1 - 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}; 2 - 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$$

В результаті обробки даних отримали емпіричне рівняння для визначення середнього гідравлічного опору контактної елементу:

$$\Delta \bar{P} = 6,3 W_z^{1,5} L_0^{0,35} d_o S_0^{-3,25} \quad (3.5)$$

Середнє значення ΔP , обчислене за формулою (3.5) відрізняється від експериментальних значень не більше ніж на 15%.

В результаті аналізу формули (3.5) виявлено, що на ΔP найбільше впливають швидкість газу в повному перетині апарату та вільний перетин, що підтверджується рис. 3.14, 3.16.

Зі збільшенням швидкості газу гідравлічний опір зростає, так як висота газорідного і вихідного шару рідини при цьому підвищується. Зростання діаметра отворів (вільного перетину тарілки) також призводить до зменшення гідравлічного опору. Це обумовлено меншим накопиченням вихідного шару рідини в реакційному обсязі контактної ступені.

Зворотну залежність має гідравлічний опір та вільний переріз контактної елементу – із зростанням вільного перетину – зменшується гідродинамічний опір, оскільки зменшується висота піни та утримуюча

здатність контактної ступені, а при низьких швидкостях газу, зростає провал рідини на нижні ступені контакту.

3.2.3 Визначення газовмісту газорідного шару

Газовміст є величиною, що характеризує динамічний двофазний шар. За цією величиною визначається питома поверхня контакту фаз. Поверхня контакту фаз і газовміст значно впливають на процеси, що відбуваються в системах газ-рідина та характеризують ефективність роботи контактної ступені.

Газовміст визначається як відношення об'єму, що зайнятий газом у газорідному шарі, до загального обсягу пінного шару [146].

$$\varphi_2 = \frac{(H - h_0)}{H} = 1 - \frac{h_0}{H} \quad (3.6)$$

Відомо, що зростання газовмісту до $\varphi_2 = 0,9$ призводить до „захлинання” апарату [147]. Це можна пояснити тим, що при досягненні критичного значення газовмісту $\varphi_2 = 0,75 - 0,8$, який було обґрунтовано у п.3.1. відбувається інтенсивне злиття пухирців, що призводить до зміни режиму руху фаз, та зменшення поверхні контакту фаз.

У процесі досліджень величина відносної щільності пінного шару експериментально вимірювалася як відношення висоти газорідного шару H до висоти статичного шару рідини h_0 .

При застосуванні стабілізації пінного шару відбувається секціонування апарату, що призводить до затримування росту газовмісту [149]. Виявили, що газовміст зростає до критичних значень при підвищенні швидкості газу до 3,5 – 4,5 м/с (рис. 3.17).

Після обробки експериментальних даних було отримано рівняння для визначення газовмісту на тарілці зі стабілізатором:

$$\varphi_2 = 1 - 0,52W_2^{-0,95} L_0^{0,1}$$

Видно, що для тарілок як зі стабілізатором, як і без нього, характерно збільшення φ_2 з ростом W_2 . Без стабілізатора зростання φ_2 при збільшенні W_2 пояснюється підвищенням вмісту великих газових включень у пінному шарі.

Стабілізатор піни виключає появу хвильового режиму і прорив газових струменів. Газ більш рівномірно розподілений по всій площі пінного шару, і збільшення газовмісту відбувається за рахунок зростання загального числа бульбашок газу в шарі піни. За рахунок зростання загального числа бульбашок повинна збільшуватися і поверхня контакту фаз, що відповідно приводить до підвищення ефективності уловлювання погано розчинних газів.

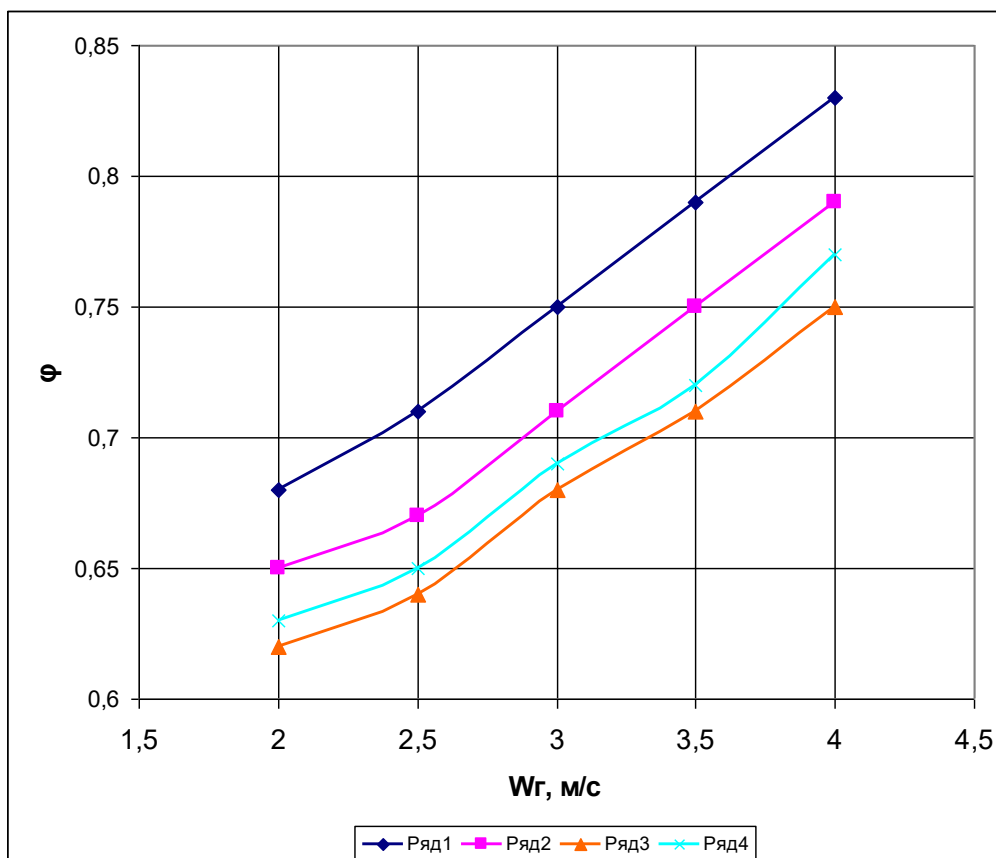


Рисунок 3.17 – Залежність газовмісту пінного шару від швидкості газу:

$S_o = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $L_o = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$, $d_o = 0,015 \text{ м}$, 1 – газовміст без стабілізатора; 2 – газовміст із застосуванням 1 стабілізатора; 3 – газовміст із застосуванням 2 стабілізаторів; 4 – газовміст із застосуванням 2 стабілізаторів із зазором 0,010 м

3.2.4 Бризковіднесення в комбінованому контактному елементі

Однією з важливих характеристик колонних апаратів є бризковіднесення. Під час досліджень при швидкостях газу від 2,5 – 4 м/с спостерігалися режими високотурбулізованої газорідної системи та було наявне явище бризковіднесення.

Досліди бризковіднесення проводилось у залежності від ряду впливаючих на газорідинний пінний шар параметрів. До них належать W_z, L_0, S_0, d_0 швидкість газу, навантаження по рідині, вільний перетин контактної ступені, та діаметр отворів дірчастої тарілки.

Винесення рідини зі ступенів контакту пінних апаратів зазвичай поділяють на дві складові: перша, невелика (15%), частина винесення – аерозольна з діаметром крапель менше 10 мкм. Друга складова винесення – великі краплі, які піднімаються над зоною контакту на різну висоту, в залежності від швидкості газу та розміру крапель.

Тонкодисперсне аерозольне винесення виявляється на всіх гідродинамічних режимах, грубо дисперсний - починаючи з $W_z > 2,5$ м/с, поряд з виникненням невідповідного хвильового режиму. Для зменшення негативного впливу бризковіднесення в кожній секції пінного апарату передбачений додатковий стабілізатор-краплевідбійник який також є додатковою зоною контакту.

При наявності стабілізаторів-краплевідбійників деяке збільшення бризковіднесення при підвищенні швидкості газу не має істотного значення для загальної ефективності апаратів. Вплив бризковіднесення буде позначатися на роботі пінного апарату лише в тих випадках, коли небажано потрапляння розчину з нижче розташованих контактних секцій на верхні.

На рис 3.18 можна побачити, що чим більший діаметр отворів в тарілці тим більше значення бризковіднесення. Цей факт пояснюється тим, що при збільшенні діаметра отворів відбувається збільшення кінетичної сили, яка утворює газові вихори більших розмірів. У результаті зростає кінетична енергія пінного шару та відбувається відрив крапель, які у повному обсязі не стримує навіть подвійна стабілізація пінного шару, хоча це значно знижує бризковіднесення у порівнянні із роботою дірчастої тарілки без неї.

Помітний вплив на бризковіднесення має швидкість газу у вільному перетині (рис 3.19). При збільшенні швидкості газу до 3,5 м/с верхній шар піни під дією кінетичної енергії газу починає руйнуватися та розтягуватися.

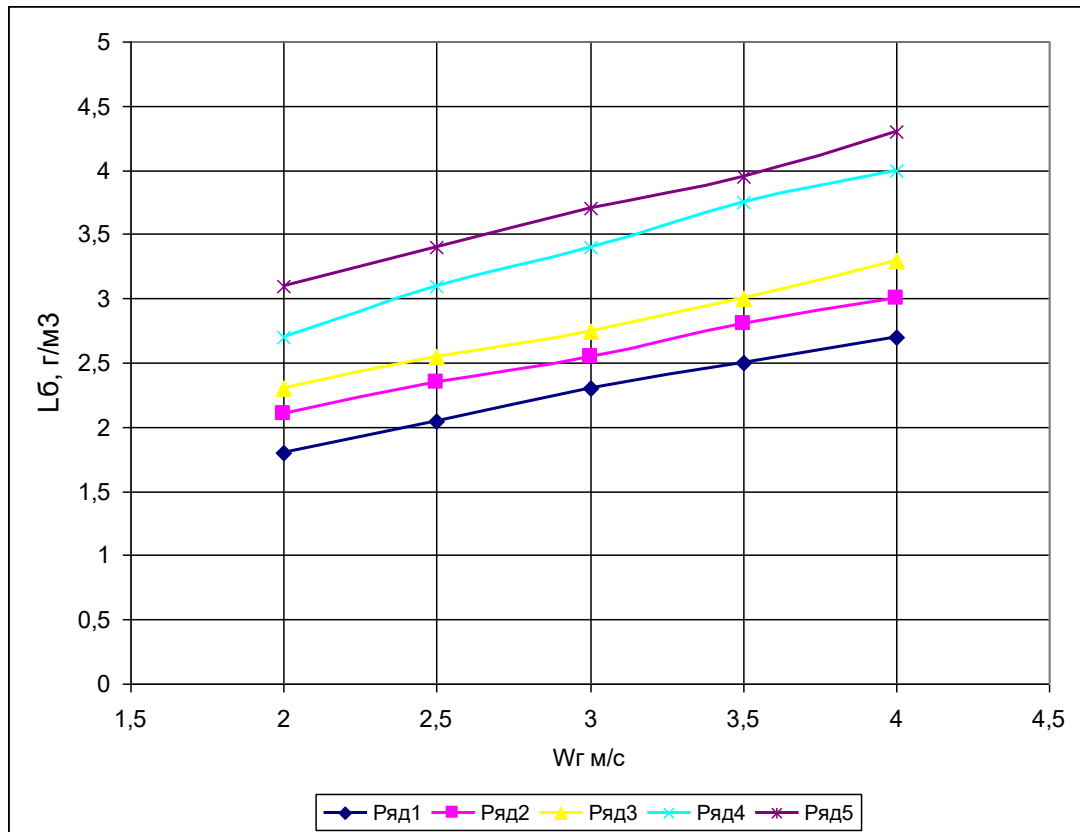


Рисунок 3.18– Залежність питомого бризковіднесення від площі вільного перетину та швидкості газу: $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$, контактний елемент із двома стабілізаторами без зазору: 1 – $S_0 = 0,095 \text{ м}^2/\text{м}^2$; 2 – $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$; 3 – $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$; 4 – $S_0 = 0,244 \text{ м}^2/\text{м}^2$; 5 – $S_0 = 0,383 \text{ м}^2/\text{м}^2$

На основі досліджень розробили фізичну модель виникнення бризковіднесення і отримали розрахункову залежність. Розрахункові залежності дозволяють визначити величину бризковіднесення і застосувати отримані залежності для визначення умов роботи комбінованих контактних елементів із стабілізаторами різних конструкцій.

Аналіз процесів, що відбуваються в контактному елементі дозволив розробити фізичну модель формування бризковіднесення:

- утворення крапель рідини відбувається при дробленні крапель рідини в отворах тарілки, на ламелях блоку стабілізатору та у зазорі між першим та другим стабілізаторами при руйнуванні газових агрегатів та бульбашок в верхній частині пінного шару;

- частина крапель, діаметр яких менше діаметру крапель, що вітають у вільному міжблоковому просторі, відноситься повітрям, та представляє собою частину бризковіднесення, що транспортується на наступні секції апарату;

- краплі, діаметр яких більше діаметру крапель, що вітають, повертаються у стабілізатор, та стікають у пінний шар у подальшому формуючи його;

- деяка частина крапель сепарується, але в цілому характер подрібнення крапель визначається процесами взаємодії потоків рідини та газу в отворах тарілки, у пінному шарі та на ламелях стабілізатора.

Отже, кількісна величина бризковіднесення на дрібно дірчастих тарілках описується таким емпіричним рівнянням, г/м^3 :

$$L_{\sigma} = 0,36W_z^{2,25} d_o^{0,36} S_0^{-0,18} \quad (3.7)$$

Величина бризковіднесення на крупно дірчастих тарілках з використанням двох стабілізаторів описується рівнянням виду, г/м^3 ,

$$L_{\sigma(2)} = 2,1W_z^{1,65} d_o^{0,45} S_0^{-0,20} \quad (3.8)$$

При встановленні другого стабілізатора (рис. 3.19) у верхній частині пінного шару спостерігалось значне скорочення бризків, оскільки газорідинний потік має додаткове скручування та спрямування газу і рідини під кутом до стінки апарату.

Також було відмічене незначне зменшення величини бризковіднесення при збільшенні щільності зрошення.

Після аналізу рівняння 3.7 та 3.8, можна стверджувати, що суттєвий вплив на бризковіднесення має швидкість газу у вільному перетині, навіть при використанні подвійної стабілізації пінного шару. Погрішність при розрахунках за рівняннями 3.7, 3.8 складає $\pm 10\%$.

Суттєвого зниження бризковіднесення вдалося досягти застосуванням додаткового стабілізатора, що встановлюється над першим стабілізатором. Другий стабілізатор має такі ж розміри, як і перший, але встановлюється з поворотом на 90 градусів по відношенню до першого. Його пластини гофровані

під кутом $45-60^{\circ}$ до горизонту.

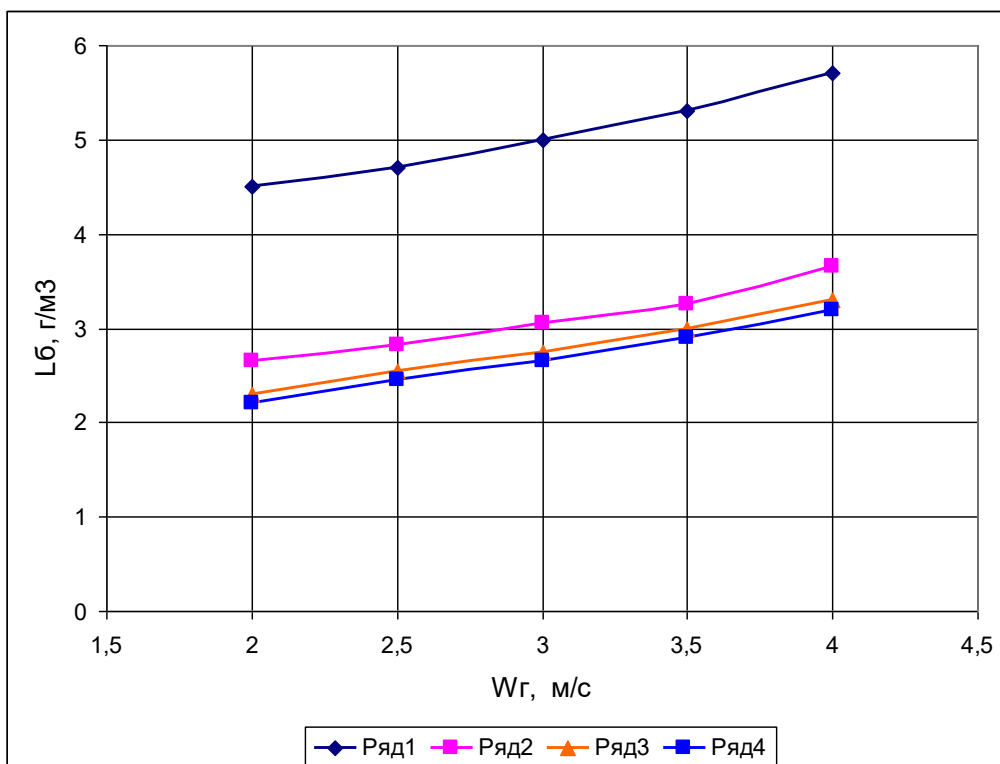


Рисунок 3.19– Залежність питомого бризковіднесення від швидкості газу: $L_0 = 5$ $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$, $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_0 = 0,015 \text{ м}$; 1 – без стабілізаторів; 2 – із застосуванням 1 стабілізатора; 3 – із застосуванням 2 стабілізаторів; 4 – із застосуванням 2 стабілізаторів із зазором $0,01 \text{ м}$

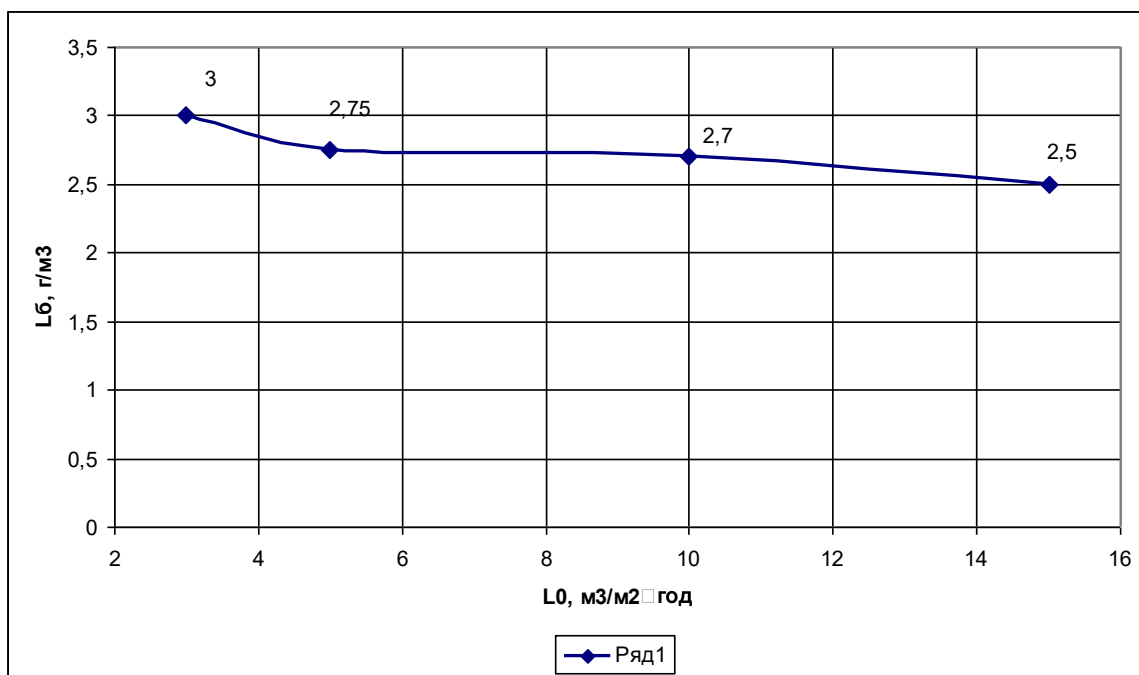


Рисунок 3.20 – Залежність бризковіднесення від щільності зрошення:

$$W_r = 3 \text{ M/c}; S_0 = 0,217 \text{ M}^2/\text{M}^2, d_o = 0,015 \text{ M}$$

Потік газу пластинами другого стабілізатора направляється на стінки апарату. Така конструкція особливо ефективна при високих швидкостях газу, близько 3-4 м/с, коли бризковіднесення вдається зменшити в 1,5 – 2 рази.

В результаті установки другого стабілізатора верхня частина пінного шару стала більш однорідною та стійкою. Цим фактом, очевидно, поряд з відхиленням газового потоку, можна пояснити зниження бризковіднесення. Використання другого стабілізатора, ймовірно, має збільшити ефективність виділення з газів важковловлюваних компонентів.

3.2.5 Граничні режими роботи комбінованого контактного елемента

При дослідженні провалу рідини в комбінованому контактному елементі із стабілізацією пінного шару спостерігали рівномірне стікання рідини по всій площі тарілки при встановленні тарілки без перекосів. Конструкція стабілізаторів створює рівномірно направлений рух газорідинної системи, секціонує пінний шар та сприяє рівномірному розподілу газорідинної системи у контактному блоці.

Стікання рідини в отворах тарілки залежить від багатьох перемінних [150-151], а саме від висоти початкового шару рідини, швидкості газу в повному перетині апарату і отворах тарілки, діаметру отворів та їх форми, вільного перетину тарілки, товщини тарілки, висоти шару піни, фізичних властивостей рідини та газу. Повітря проходило по центру отворів тарілки, а рідина переважно стікала з тарілки по краям отворів.

При аналізі граничних режимів роботи встановили, що виникнення газорідинного шару при стабілізації пінного шару виникає при більш високих швидкостях газу в порівнянні із провальними дрібно дірчастими і крупно дірчастими тарілками без стабілізації. Збільшення вільного перерізу тарілок (тарілки с більшим діаметром отворів) спричинює пропорційний ріст нижніх граничних швидкостей газу. Зростання верхньої межі роботи по газу при збільшенні вільного перерізу тарілок відстає від зростання нижньої межі роботи. Виникнення стійкого газорідинного шару і перехід від струменевого режиму до

режиму вільної турбулентності визначається процесами, що проходять в отворах перфорації, а верхня межа роботи стримується інтенсивним бризковіднесенням при подальшому зростанні швидкості газу в апараті більше 4,5 – 5 м/с.

Для обчисленні нижньої межі роботи припустиме використання модифікованого рівняння з [150, 151]:

$$W_0 = 0,145 \left(\frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5} S_0 (1 - \tau) \cdot L_0^{0,12} \quad (3.9)$$

де ρ_p, ρ_g – щільності рідини та газу, кг/м³; S_0 – вільний перетин тарілки, м²/м²; 0,145 – емпіричний коефіцієнт, що враховує режим вступу в роботу; τ – доля перетину отворів яка зайнята рідиною, що стікає, м²/м²;

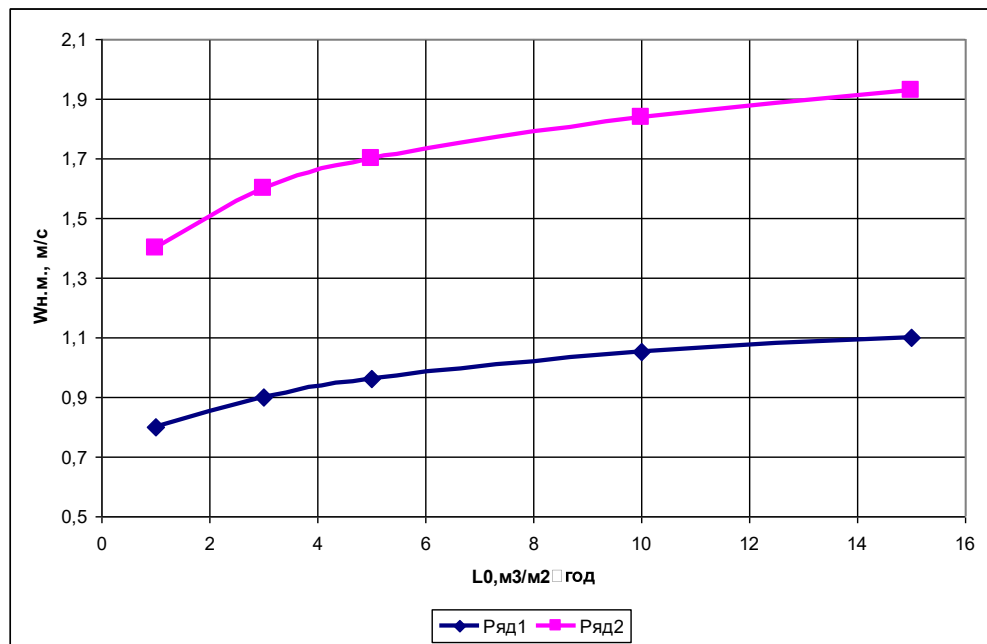


Рисунок 3.21 – Залежність критичної швидкості газу (нижня межа роботи) від щільності зрошення. 1 – зі стабілізатором; 2 – без стабілізації

З представлених на рис. 3.21 даних видно, що використання стабілізації пінного шару суттєво зменшує швидкості газу, які характеризують нижню межу роботи провальних дірчастих тарілок. Наявність стабілізатора спричиняє рівномірний розподіл потоків рідини та газу по перерізу апарату і, запобігає байпасній течії цих потоків.

Встановлено, що верхня межа роботи досліджуваного типу контактних елементів залежить здебільшого від щільності зрошування і вільного перерізу тарілок. Також збільшення швидкості газу і щільності зрошування призводить до зростання верхньої межі роботи. Представлені на рис 3.22 результати показують, що з ростом щільності зрошування верхня межа роботи незначно збільшується, а збільшення вільного перерізу також підвищує верхню межу роботи секції апарату.

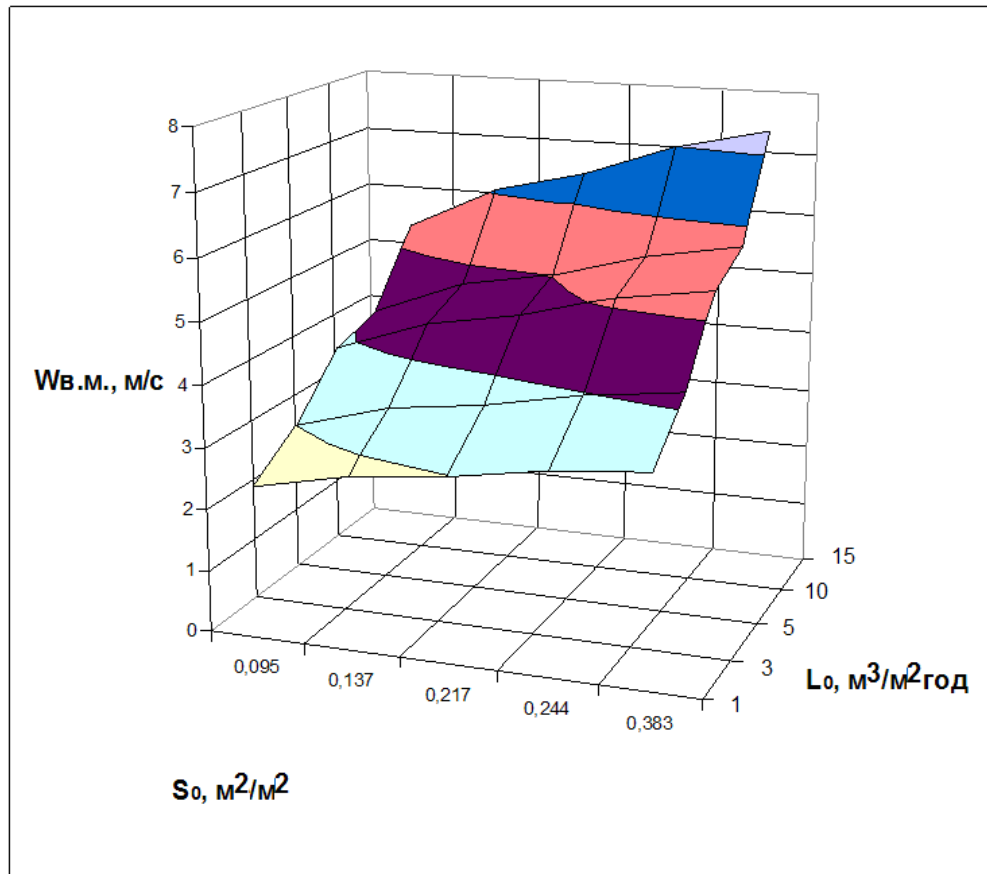


Рисунок 3.22 – Залежність верхньої межі роботи комбінованого контактного елемента від вільного перетину тарілки та питомого зрошення рідиною

Для знаходження верхньої межі роботи було одержано емпіричне рівняння для системи вода-повітря і близьких по фізико-хімічних властивостях систем:

$$W_0 = 9S_0^{0,45} L_0^{0,12} \quad (3.10)$$

де L_0 – щільність зрошування, $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{год})$; S_0 – вільний переріз тарілки, $\text{м}^2/\text{м}^2$.

Приведені на рис. 3.22 дані свідчать, що граничні швидкості газу можуть

сягати 6-7 м/с при збільшенні щільності зрошення, що вказує на високу продуктивність запропонованої конструкції апарату по газу.

Порівняння режимів роботи зі стабілізаторами і без нього показує, що застосування стабілізатора розширює діапазон стійкої роботи контактної секції пінного апарату. Це важливо при обробці технологічних газів кількість яких може змінюватися в широких межах в залежності від потреб технології.

3.3 Висновки до третього розділу

При проведенні досліджень гідродинамік комбінованого контактного елемента виявили існування таких зон газорідної системи: рушення газових потоків, формування турбулізації в стабілізаторі при завихренні та скручуванні газорідного шару, високотурбулізованої однорідної піни, бризків в міжблоковому просторі.

Були отримані залежності висоти пінного шару, гідродинамічного опору контактної ступені для визначення основних робочих параметрів даної конструкції колонного апарату з комбінованими контактними елементами.

В результаті досліджень встановили що найкращими є такі параметри: висота блоку 50-60 мм, кут нахилу гофри до горизонтальної осі (α) 45° - 60° , кут між гранями гофри ламелей блоку (β) 45° - 60° , висота грані гофрування 5-15 мм, ламель може додатково перфоруватися отворами 2-3 мм з кроком 5-10 мм в залежності від технологічних умов процесу.

Встановлена оптимальна висота розташування стабілізатора над полотном тарілки 100-120 мм. При застосуванні стабілізаторів пінного шару газоміст на контактній ступені скорочується, що призводить до більш стабільної та рівномірної роботи апарату.

Представлено механізм бризковіднесення в комбінованому контактному елементі та приведені емпіричні залежності для визначення величини бризко віднесення. Наведені рівняння для розрахунку нижньої та верхньої межі роботи комбінованого контактного елемента.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [141; 142; 145].

РОЗДІЛ 4 ЗАКОНОМІРНОСТІ МАСОПЕРЕДАЧІ В АПАРАТІ ІЗ КОМБІНОВАНИМИ ТАРІЛЧАСТО-НАСАДКОВИМИ СЕКЦІЯМИ

4.1 Масовіддача в газовій фазі

Ефективне уловлювання компонентів з газів можливо тільки при правильному виборі технологічних режимів обробки. Відомо, що швидкість уловлювання компонентів газових сумішей визначається швидкістю дифузії переданого компонента в газі і зрошувальній рідині. При цьому перенесення речовини всередині фази відбувається за рахунок турбулентної і молекулярної дифузії. У таких інтенсивних апаратах, як пінний, перенесення речовини всередині фази до поверхні зіткнення здійснюється в основному за рахунок турбулентної дифузії. Перенесення речовини всередині фази в пінному апараті за рахунок молекулярної дифузії незначне.

При теоретичному дослідженні обробки газів і рідин використовують спрощені моделі. Розрахунки процесів абсорбції/десорбції проводять, користуючись поняттям числа теоретичних тарілок, коефіцієнта корисної дії (ККД) тарілки або контактного ступеня, а також числа одиниць перенесення в апараті. Найчастіше застосовують кінетичне рівняння масо передачі а для конкретних умов і систем користуються залежністю виду:

$$K_s = f(W_z, L_0, S_0, \mu_p, \mu_z, \rho_p) \quad (4.1)$$

Швидкість газу в повному перерізі апарату W_z робить істотний вплив на висоту вихідного шару рідини, висоту піни, турбулентність пінного шару, загальну поверхню контакту фаз і швидкість оновлення цієї поверхні.

Відповідно до цього W_z має великий вплив і на коефіцієнт швидкості поглинання газу, причому на характер залежності $K_s = f(W_z)$ впливає розчинність газового компонента в даній рідині.

При поглинанні добре розчинного газу для досягнення високого ступеня поглинання потрібен малий час контакту фаз. Зменшення часу контакту фаз в

результаті збільшення W_2 в значній мірі компенсується посиленою турбулізацією газової фази і збільшенням поверхні контакту фаз.

Застосування стабілізатора піни робить структуру пінного шару більш рівномірною, і, як зазначалося в розділі 3, виключає появу хвильового режиму, знижуючи тим самим ймовірність проскоку газу. Стійка робота пінних апаратів зі стабілізатором можлива навіть з малими запасами рідини на тарілках і дозволяє отримувати концентровані розчини без посиленої циркуляції зрошувальної рідини.

Масовіддача в газовій фазі досліджувалась на установці з колонним апаратом 0,24 м при абсорбції аміаку водою. Абсорбцію аміаку приводили при швидкості газу W_2 від 2 до 4 м/с із використанням стабілізатору пінного шару рекомендованих параметрів. Стабілізатор встановлювали над полотном дірчастої тарілки на висоті від 0,1 - 0,12 м.

Метою дослідження було встановлення залежності поглинання аміаку від основних параметрів експерименту: швидкості газу в перерізі колони, концентрації аміаку, вільного перетину контактної пристрою, навантажень по рідині. Результати експериментальних досліджень наведені в додатку Б.

При вивченні поглинання аміаку (рис. 4.1) виявлено, що коефіцієнт корисної дії апарату дещо залежить від зміни швидкості газу. Також видно, що коефіцієнт корисної дії при встановленні стабілізатору більший, ніж без нього і помітно більший при застосуванні стабілізатору із тарілкою з меншим вільним перетином та з отворами $d_0 = 0,012$ м. Це пояснюється тим, що тарілки із більшим вільним перетином сприяють більшому провалу рідини, а достатньо крупні отвори, та помірно низький вільний перетин створює більшу висоту пінного шару, і таким чином підвищується поверхня масообміну. Цей факт підтверджується зростанням інтенсивності процесу абсорбції для такої комбінації елементів контактної блоку.

Проаналізувавши отримані експериментальні дані, представлені на рис. 4.2. можна сказати, що збільшення площі вільного перетину призводить до зменшення ефективності роботи контактної елементу. З рис 4.3. видно, що

щільність зрошення в комбінованому контактному елементі має вплив на процес абсорбції лише до 8-10 м³/м²год, далі її вплив стабілізується та є незначним.

При застосуванні стабілізатора спостерігалось помітне зростання коефіцієнту корисної дії (ККД) в комбінованому контактному елементі в залежності від концентрації аміаку у порівнянні із експериментом без його застосування (рис 4.4). Ефективність роботи секції зростає на 15 - 17 відсотків за інших рівних умов при застосуванні стабілізатору із меншим вільним перетином дірчастих тарілок. Це узгоджується із роботами авторів [146], що дозволяє використовувати відомі методики розрахунку потрібної кількості ступенів для досягнення заданої ефективності процесу.

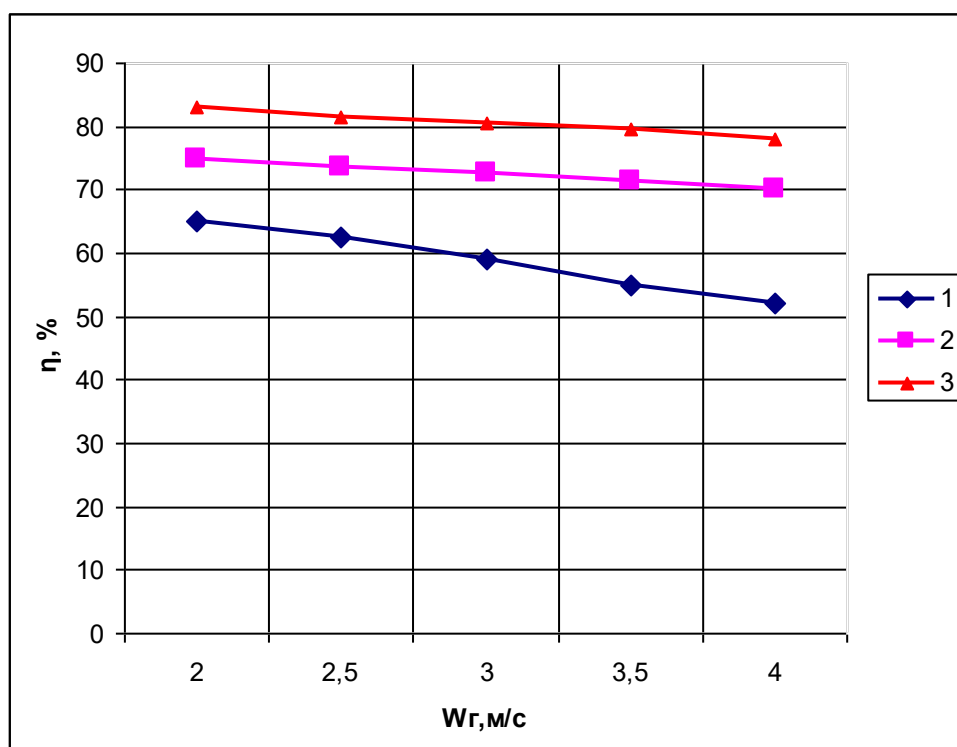


Рисунок 4.1 –Графік залежності коефіцієнту корисної дії для системи аміак – вода у ККЕ від швидкості газу: $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1 – $d_0 = 0,02 \text{ м}$, $S_0 = 0,383 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – без стабілізатору; 2 – $d_0 = 0,015 \text{ м}$, $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із стабілізатором; 3 – $d_0 = 0,012 \text{ м}$, $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із стабілізатором

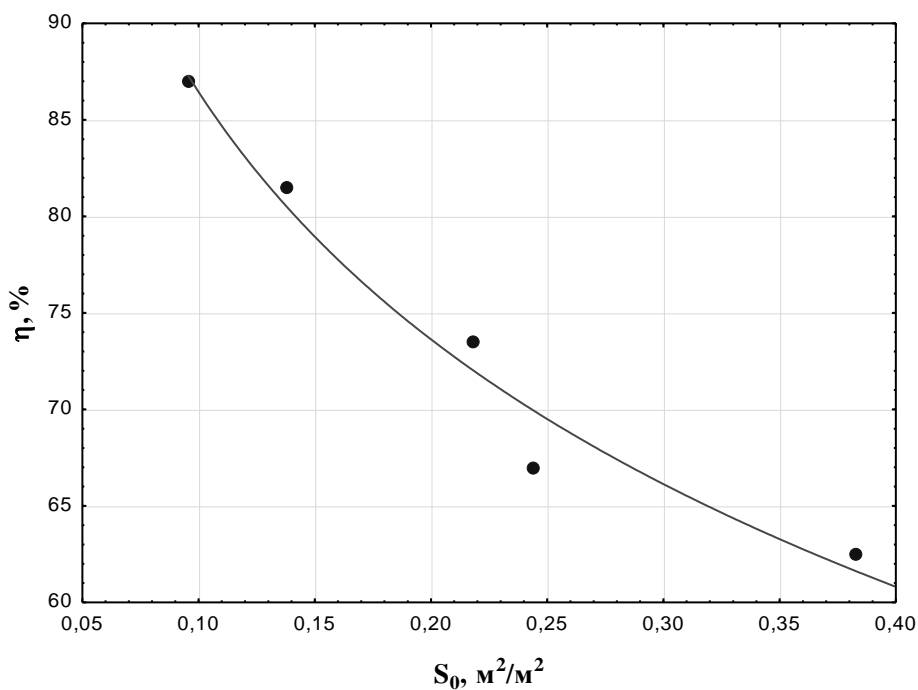


Рисунок 4.2 – Графік залежності коефіцієнту корисної дії в системі аміак – вода у ККЕ від вільного перетину дірчастої тарілки: $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $W_\Gamma = 2,5 \text{ м/с}$, $C_{\text{NH}_3} = 2\%$.

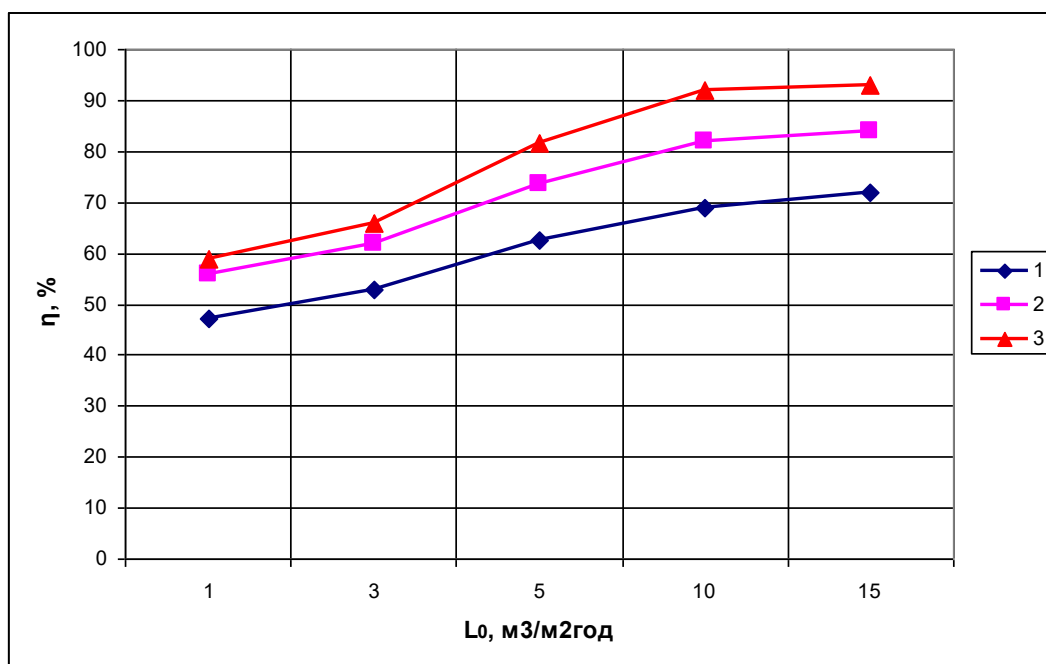


Рисунок 4.3 –Графік залежності коефіцієнту корисної дії для системи аміак – вода у ККЕ від щільності зрошення: $W_\Gamma = 2,5 \text{ м/с}$, $C_{\text{NH}_3} = 2\%$: 1 – $d_0 = 0,02 \text{ м}$, $S_0 = 0,383 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – без стабілізатору; 2 – $d_0 = 0,015 \text{ м}$, $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із стабілізатором; 3 – $d_0 = 0,012 \text{ м}$, $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із стабілізатором

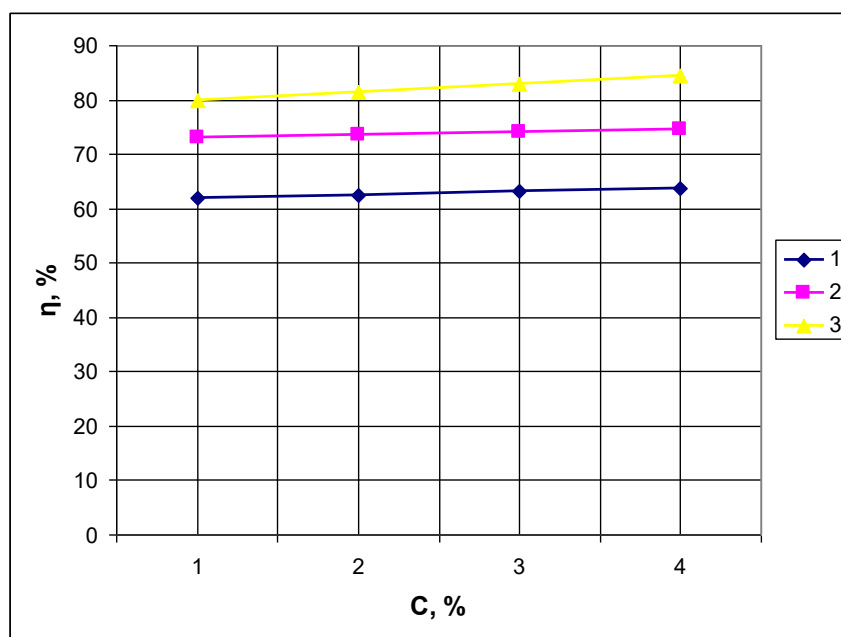


Рисунок 4.4 – Графік залежності коефіцієнту корисної дії для системи аміак – вода у ККЕ від початкової концентрації аміаку: $W_r = 2,5$ м/с, $L_0 = 5$ м³/м²·год: 1 – $d_o = 0,02$ м, $S_0 = 0,383$ м²/м² – без стабілізатору; 2 – $d_o = 0,015$ м, $S_0 = 0,217$ м²/м² – із стабілізатором; 3 – $d_o = 0,012$ м, $S_0 = 0,137$ м²/м² – із стабілізатором

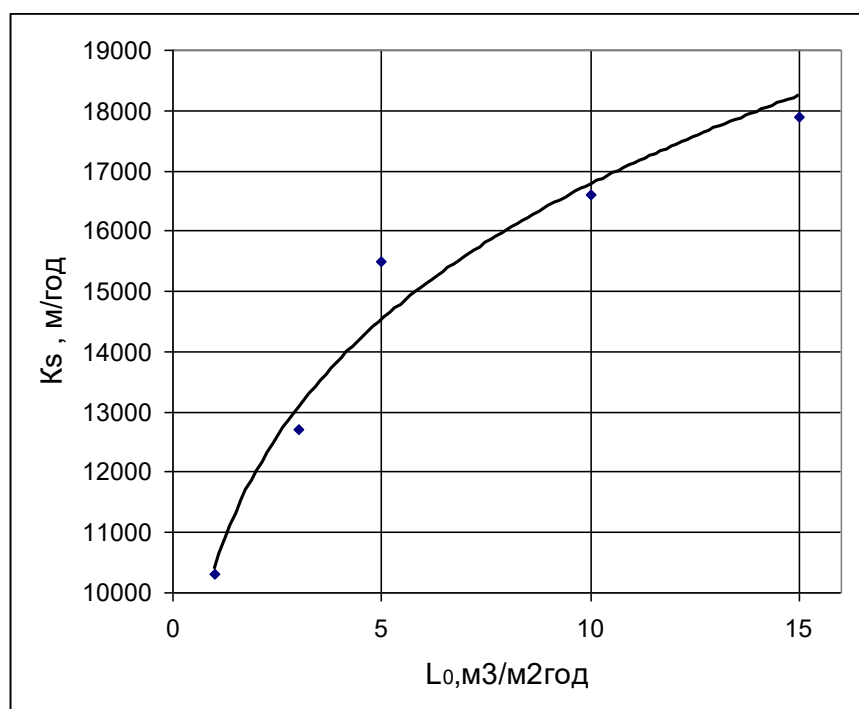


Рисунок 4.5 –Графік залежності коефіцієнту масопередачі віднесеного до площі тарілки від щільності зрошення. Система аміак – вода: $d_o = 0,012$ м, $S_0 = 0,137$ м²/м² – із стабілізатором, $W_r = 2,5$ м/с

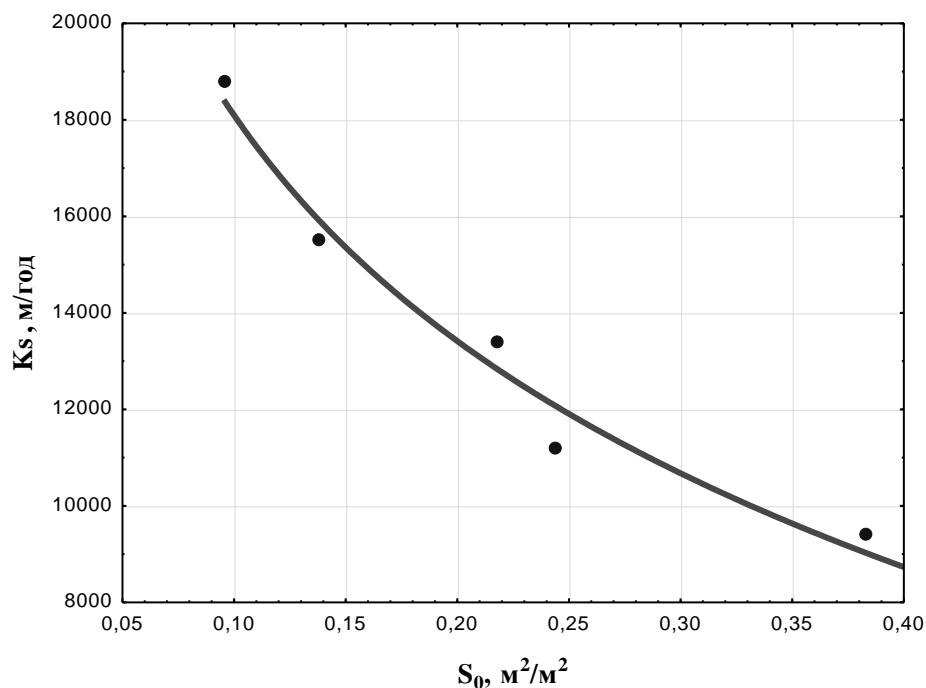


Рисунок 4.6 –Графік залежності коефіцієнту масопередачі віднесеного до площі тарілки від вільного перетину дірчастої тарілки. Система аміак – вода:

$$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}, W_r = 2,5 \text{ м}/\text{с}$$

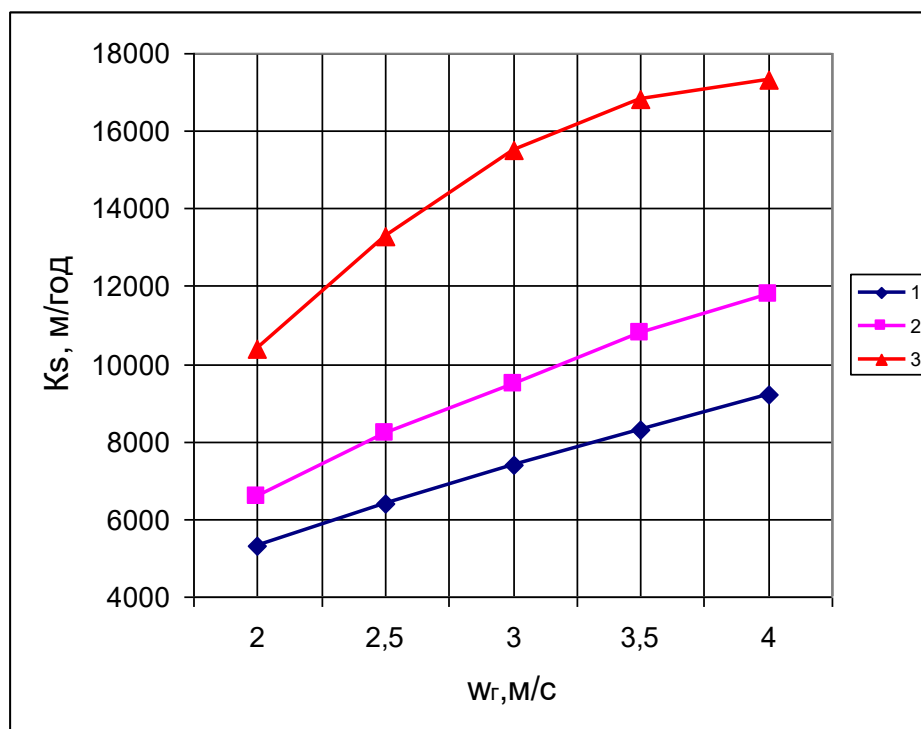


Рисунок 4.7 – Графік залежності коефіцієнту масопередачі у ККЕ від швидкості газу. Система аміак – вода: $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; 1 – $d_0 = 0,02 \text{ м}$, $S_0 = 0,383 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – без стабілізатору; 2 – $d_0 = 0,015 \text{ м}$, $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із стабілізатором; 3 – $d_0 = 0,012 \text{ м}$, $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із стабілізатором

Отже, проаналізувавши рис. 4.5 можна сказати, що збільшення зрошення рідиною контактного блоку збільшує коефіцієнт масопередачі. При збільшенні площі вільного перетину дірчастої тарілки (рис. 4.6) спостерігалось зменшення кількості поглинутого аміаку. Це пояснюється зменшенням кількості рідини в комбінованому контактному елементі, провалом її на нижчі ступені контакту, нестабільним пінним шаром, який займає не весь простір контактного елемента та, відповідно, зменшенням поверхні контакту фаз. При збільшенні діаметру отворів (рис. 4.6) в тарілці відбувалося також зниження коефіцієнту масопередачі, обумовлене перерахованими вище факторами. На коефіцієнт масопередачі та на висоту газорідного шару суттєво впливає швидкість газу, що видно із результатів, представлених на рис. 4.7.

Після обробки експериментальних даних було отримано емпіричні залежності для визначення коефіцієнту масопередачі в газовій фазі м/год:

$$K_s = 1,66 \cdot 10^3 W_z^{1,5} L_0^{0,12} d_o^{0,26} S_0^{-0,71} \quad (4.2)$$

Формула застосовуються у наступних границях: $W_z = 2 - 4$ м/с, $L_0 = 1 - 15$ м³/м²год, $S_0 = 0,1 - 0,4$ м²/м², $d_o = 0,01 - 0,02$ м.

Відповідність розрахунків за даними рівняннями та експериментальних даних не перевищувала 5 %.

При визначенні ККД, % :

$$\eta = 0,025 \cdot 10^3 W_z^{-1,7} L_0^{0,35} d_o^{-0,3} S_0^{-0,52} \quad (4.3)$$

При виведенні розрахункових критеріальних рівнянь при абсорбції аміаку залежність $K_s = f(H)$ згідно робіт можна [97; 146; 156] виражати одночленом:

$$K_s = n(H)^m \quad (4.4)$$

Після обробки експериментальних даних отримали залежність для визначення коефіцієнта масопередачі в газовій фазі K_s віднесеного до площі тарілки за наявності стабілізації, м/год:

$$K_s = 11145 W_z H^{0,33} \quad (4.5)$$

де $m=0,33$ для добре розчинних газів. K_s на тарілках зі стабілізатором так само, як і без стабілізатора може бути виражений залежністю (4.5) для попередніх,

оціночних розрахунків. Для більш точної оцінки рекомендується користуватися формулою 4.2, що враховує конструктивні параметри контактної секції.

Таким чином, в комбінованих тарілчасто-насадкових секціях, які працюють у стабільному пінному режимі, протікає інтенсивне перемішування фаз, що призводить до зростання величини поверхні контакту і швидкості її оновлення, а також стримується у певному діапазоні величина газовмісту.

Експериментальні дані за розділом наведені в додатку Б.

4.2 Масовіддача в рідкій фазі

Дослідження масовіддачі в рідкій фазі проводилися при абсорбції CO_2 водою за методикою, визначеною у другому розділі. Процес абсорбції стримувався опором рідкої фази. Дослідження гідродинамічних характеристик описані в третьому розділі даної роботи показали, що швидкість газу має помітний вплив на процеси що протікають в комбінованих контактних тарілчасто-насадкових секціях. Швидкість газу впливає на початкову висоту рідини, висоту шару піни, турбулентність пінного шару, поверхню контакту фаз і швидкість її оновлення. Середня швидкість газу і розчинність газу мають суттєвий вплив на коефіцієнт швидкості його поглинання рідиною. Більше всього це стосується важкорозчинних газів, наприклад двоокису вуглецю [146].

На відміну від добре розчинних газів, коефіцієнт корисної дії при поглинанні важкорозчинних газів залежить від швидкості газу в повному перерізі апарату. Збільшення швидкості газу W_2 вище певного діапазону в пінних апаратах без стабілізації пінного шару викликає зменшення міри поглинання газу. Це явище викликано інверсією фаз та суттєвим впливом бризко віднесення на процес масообміну. Абсорбція газу рідиною в цьому випадку протікає повільніше, ніж із добре розчинним газом. Коефіцієнт швидкості уловлювання K_s залежить як від швидкості газу W_2 , так і від початкового шару рідини h_0 .

У роботах [97; 146; 156; 157] пояснюється зниження коефіцієнту корисної дії і коефіцієнта швидкості уловлювання важкорозчинних газів при збільшенні

швидкості газу зменшенням часу контакту фаз, яке вже не може компенсуватися збільшенням турбулентності двофазної системи.

При швидкості газу в повному перерізі апарату більше 2 м/с зниження коефіцієнту корисної дії (рис. 4.8) при поглинанні газу викликано появою хвильового режиму, який порушує однорідність структури газорідинної системи та сприяє виникненню проривів газових струменів. Газ, що швидко виноситься із цими струменями не встигає вступати у контакт з рідиною та розчинятися в ній. Коливання висоти шару піни без стабілізації можуть мати розбіжності із середніми значеннями висоти шару піни більше ніж у 2 рази, особливо при швидкостях газу W_2 більше 3 м/с.

Збільшення L_0 - щільності зрошування, підвищує висоту шару піни, зменшує коливання піни і дещо збільшує коефіцієнт корисної дії процесу поглинання. Через те що при вловлюванні важкорозчинних газів необхідно добитися більшого насичення рідини, збільшення щільності зрошення у цьому випадку є доцільним. Але, це призводить до підвищення витрат енергії на перекачування рідини і в результаті збільшує собівартість продукції.

Тому для збільшення величини поглинання важкорозчинних газів потрібне підтримання стійкої турбулізації пінного шару певної висоти при відносно невеликих витратах зрошуючої рідини. Вказаний двофазний шар можливо створювати в пінних апаратах з комбінованими тарілчасто-насадковими секціями із стабілізацією пінного шару.

Збільшення висоти пінного шару, початкового шару рідини на тарілці, інтенсивна турбулізація газорідинного шару і поліпшення показників уловлювання на ґратах із стабілізатором [151] дозволяють припустити, що при використанні досліджених у 3 розділі стабілізаторів пінного шару також можливе збільшення поглинання важкорозчинних газів.

Результати дослідження поглинання CO_2 водою представлені на наступних графічних залежностях. В додатку Б наведені експериментальні дані.

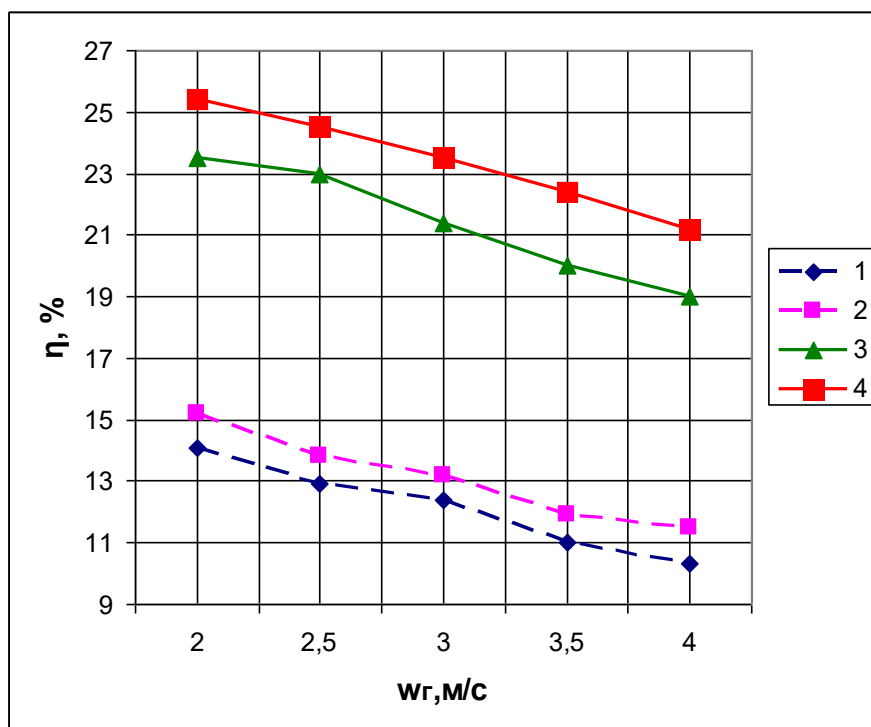


Рисунок 4.8 – Графік впливу швидкості газу W_g на коефіцієнт корисної дії абсорбції CO_2 водою: $L_0=10 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$; $S_0: 1,3 - 0,217; 2,4 - 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$

———— із стабілізацією - - - - - без стабілізації

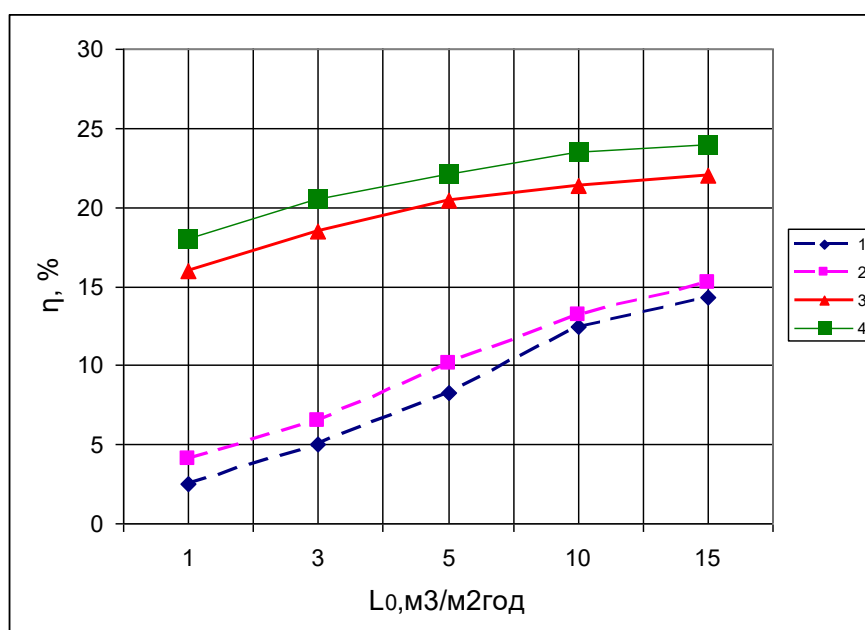


Рисунок 4.9 –Графік впливу щільності зрошення L_0 на коефіцієнт корисної дії поглинання CO_2 : $W_g = 3 \text{ м/с}$; $S_0: 1,3 - 0,217; 2,4 - 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$

———— із стабілізацією - - - - - без стабілізації

З рис 4.9. видно, що при застосуванні стабілізатору спостерігається зростання коефіцієнту корисної дії секції яке має менш різкий нахил кривої ніж

при роботі апарату без стабілізації пінного шару. Це обумовлено тим, що при збільшенні щільності зрошення відбувається зменшення висоти пінного шару під вагою рідини що поступає і відповідно відбувається збільшення світлої рідини з якої утворюється пінний шар в комбінованій секції.

При використанні тарілок із більшим вільним перетином можна помітити, що коефіцієнт корисної дії секції зменшується (рис. 4.10). Цей факт пояснюється зменшенням висоти газорідинного шару та провалом рідини на нижчі секції, а також зменшенням поверхні контакту фаз у просторі між тарілкою та стабілізатором. Отже, при виборі конструктивних параметрів контактних секцій необхідно шукати задовільне співвідношення між витратою енергії і збільшенням втрат погано розчинних компонентів газових сумішей в результаті збільшення вільного перетину секції.

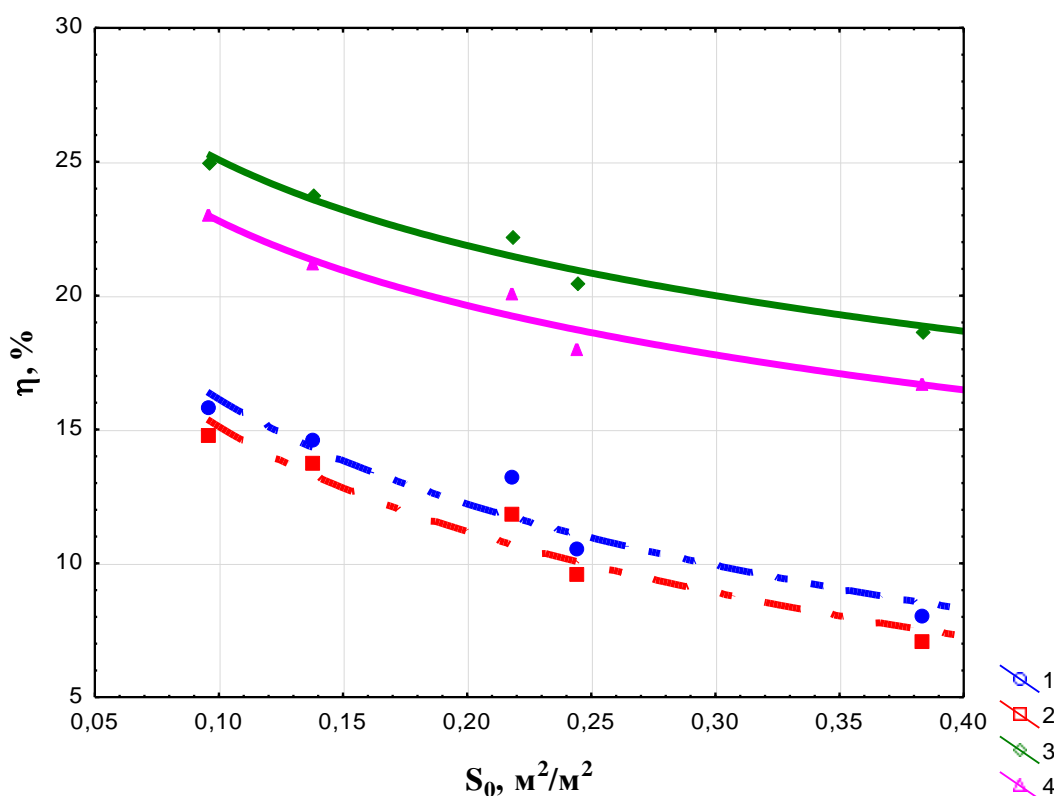


Рисунок 4.10 – Вплив на коефіцієнт корисної дії при поглинанні CO_2 водою вільного перетину дірчастої тарілки
 $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$; $W_r = 1,3 - 2,5 \text{ м/с}$; $2, 4 - 3,5 \text{ м/с}$
 ————— із стабілізацією - - - - - без стабілізації

При швидкості газу в повному перерізі апарату 3,5 м/с коефіцієнт корисної дії поглинання CO_2 водою при наявності стабілізатору майже в 1,5 -2 рази перевищує цей показник при протіканні процесу без стабілізації пінного шару. Характер залежності за наявності стабілізатора дозволяє говорити, що можливо підвищення коефіцієнту корисної дії поглинання важкорозчинних газів при необхідності збільшувати швидкість газу W_2 більше 3,5 м/с встановленням стабілізатору та збільшенням щільності зрошення (рис. 4.8-4.9).

Після аналізу експериментальних даних було отриману емпіричну залежність вигляду:

$$\eta = AW_2^{-0,2} L_0^{0,09} S_0^{-0,4} \quad (4.6)$$

де A – коефіцієнт, що визначали експериментально (для крупно дірчастих тарілок), при наявності стабілізації $A = 11,3$, без стабілізації пінного шару $A = 6,9$, при наступних межах застосування формули: $W_2 = 2 - 4$ м/с, $L_0 = 1 - 15$ м³/м²год, $S_0 = 0,10 - 0,40$ м²/м², $d_o = 0,01 - 0,02$ м

Відхилення розрахованих за формулою 4.6 величин від експериментальних значень не перевищують 10 %.

На рис. 4.11 наведено залежність $K_s = f(W_2)$. В результаті дослідження було виявлено, що K_s із установкою стабілізатору збільшується у порівнянні з роботою тарілок у пінному режимі без стабілізації. Але при збільшенні W_2 K_s також збільшується як при наявності стабілізації так і без неї. Використання цього факту дозволяє інтенсифікувати процеси абсорбції.

При збільшенні кількості рідини у контактному блоці, а саме збільшенні щільності зрошення (рис. 4.12) має місце поступове зростання коефіцієнту швидкості вловлювання, а при використанні стабілізації у більшій мірі ніж без неї. Таку поведінку пінної системи можна пояснити тим, що інтенсифікація відбувається за рахунок більшої турбулізації пінного шару в секції контактного елемента із стабілізацією, та зменшенням повздовжніх коливань шару піни, особливо при збільшенні швидкості газу.

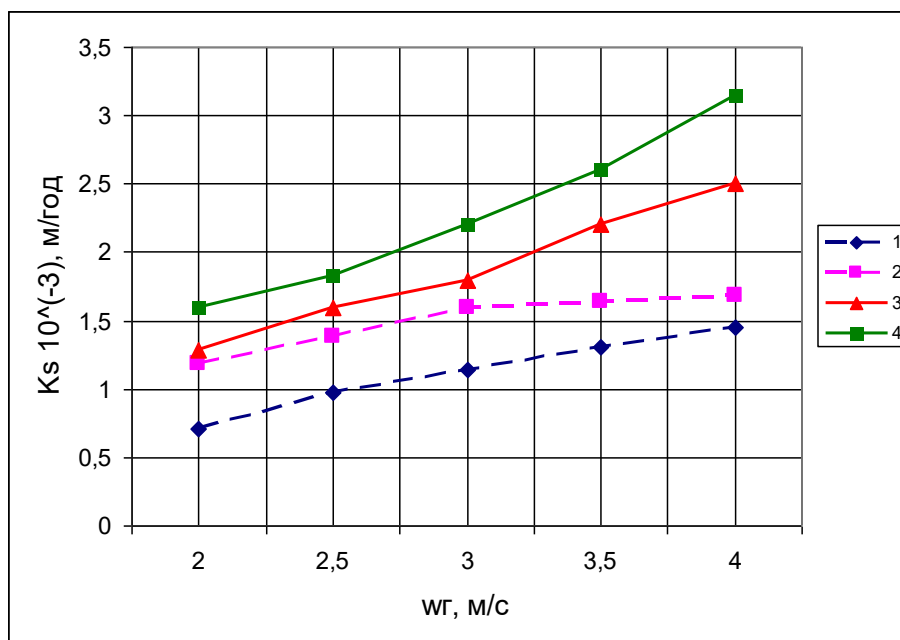


Рисунок 4.11 – Графік залежності коефіцієнта швидкості поглинання CO_2 водою на дірчастих тарілках від швидкості газу в повному перетині апарату. S_0 : 1,3 – 0,217; 2,4 – 0,137 $\text{м}^2/\text{м}^2$; $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$;
 ————— із стабілізацією, ————— без стабілізації

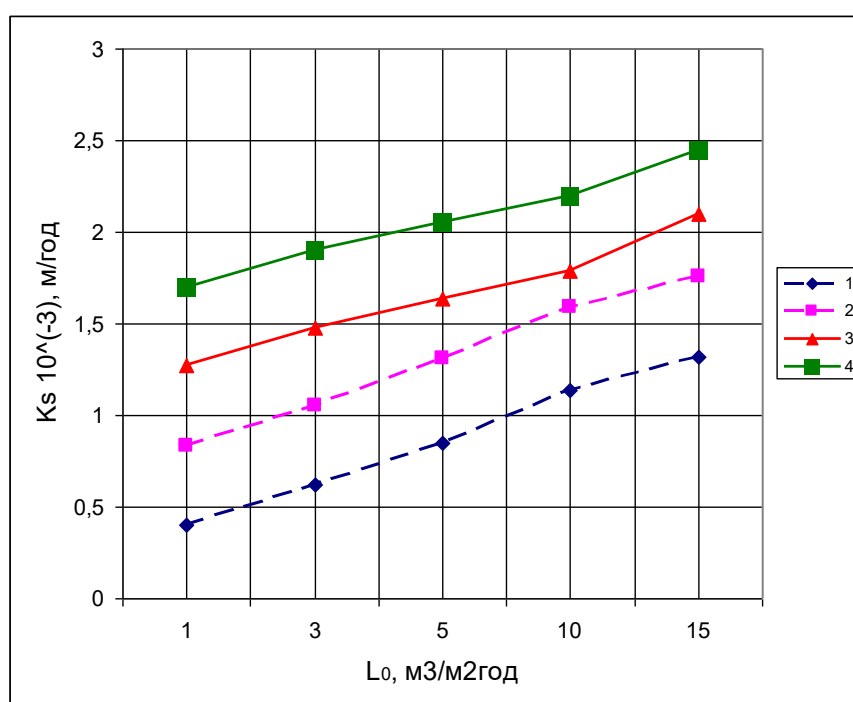


Рисунок 4.12 – Графік залежності коефіцієнту швидкості поглинання CO_2 водою на дірчастих тарілках від щільності зрошення.
 S_0 : 1,3 – 0,217; 2,4 – 0,137; $\text{м}^2/\text{м}^2$; $W_r = 3 \text{ м/с}$;
 ————— із стабілізацією ————— без стабілізації

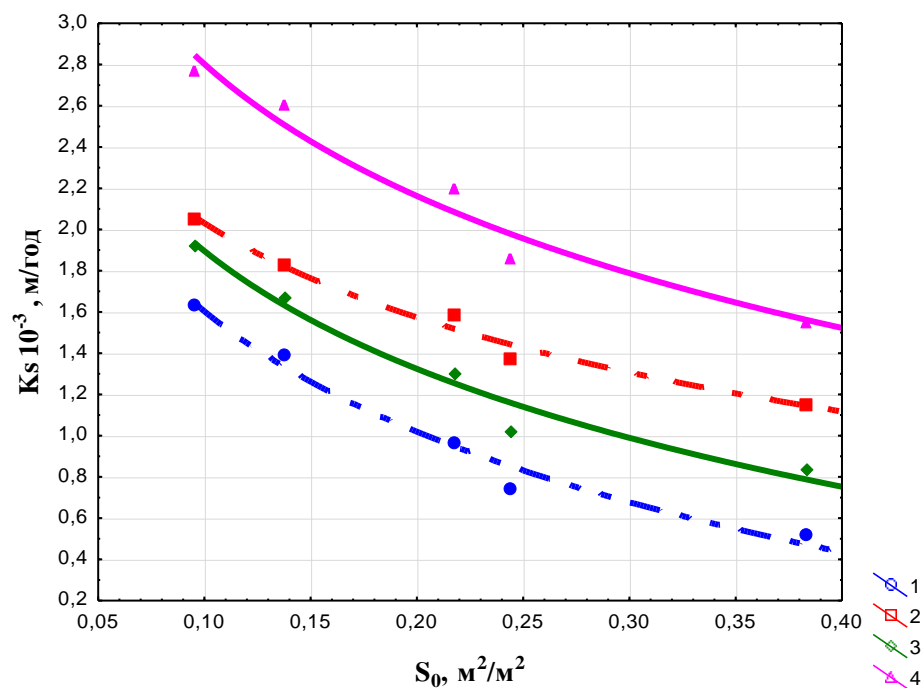


Рисунок 4.13 – Графік залежності коефіцієнта швидкості поглинання CO_2 водою на дірчастих тарілках від вільного перетину .

$$L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}; \quad W_r = 1,2 - 2,5 \text{ м/с}; \quad 3,4 - 3,5 \text{ м/с};$$

———— із стабілізацією - - - - - без стабілізації

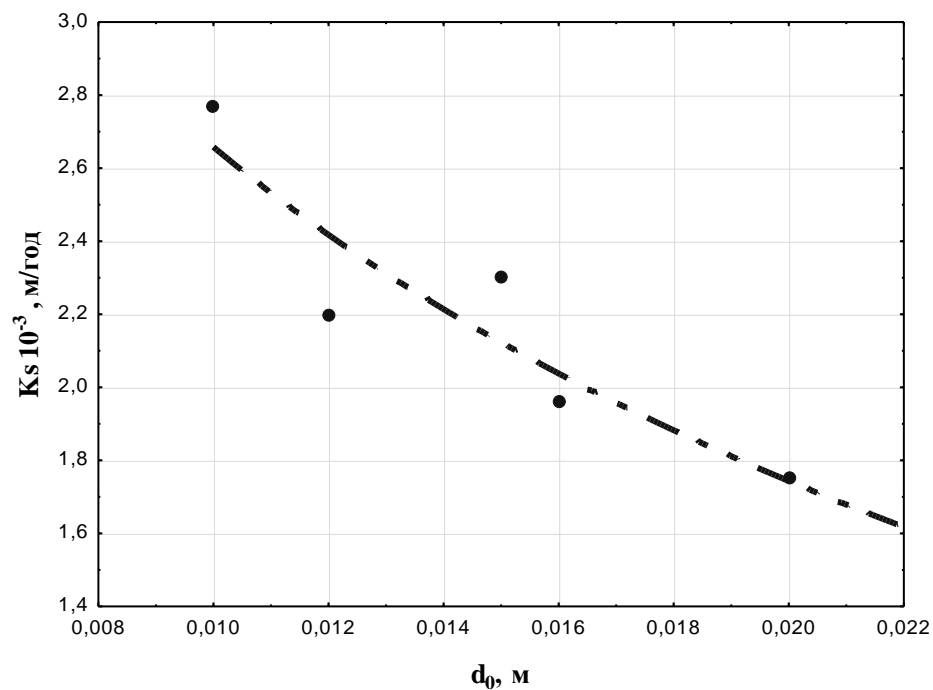


Рисунок 4.14 – Графік залежності коефіцієнту швидкості поглинання CO_2 водою на дірчастих тарілках від діаметру отворів тарілки,

$$L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}; \quad W_r = 4 \text{ м/с};$$

З рис 4.13 видно, що збільшення вільного перетину секції призводить до зменшення значень коефіцієнтів швидкості абсорбції двоокису вуглецю. Одночасно зменшується висота пінного шару, що спричинює зменшення поверхні контакту газової та рідкої фаз через більший провал рідини на нижні ступені контакту. Однак, при застосуванні стабілізації спостерігалось менш різке зниження K_s . Це пояснюється тим, що стабілізатор дозволяє затримувати більше рідини у секції комбінованого контактного елемента, а також створювати при турбулізації газорідної фази додаткову активну та структуровану поверхню взаємодії фаз. Тому, застосування стабілізації при збільшенні вільного перетину тарілок дозволяє інтенсифікувати процес абсорбції газів та при цьому суттєво зменшити металоємність обладнання.

В результаті обробки експериментальних даних було отримано наступну емпіричну залежність для розрахунку коефіцієнту масопередачі K_s , м/год:

$$K_s = AW_z^{1,1} L_0^{0,15} S_0^{-0,4} \quad (4.7)$$

де A – коефіцієнт, визначений експериментально (для крупно дірчастих тарілок), при наявності стабілізації $A = 220$, без стабілізації пінного шару $A = 110$, в межах використання формули: $W_z = 2 - 4$ м/с, $L_0 = 1 - 15$ м³/м²год, $S_0 = 0,10 - 0,40$ м²/м², $d_{o.} = 0,01 - 0,02$ м

Відхилення експериментальних та розрахованих значень за формулою 4.7 не перевищують 20%.

4.3 Висновки до розділу

В результаті експериментів з визначення масообмінних характеристик роботи комбінованих тарілчасто-насадкових секцій із застосуванням стабілізації та без неї:

- було отримано рівняння для розрахунку ефективності роботи секції від конструктивних параметрів та параметрів проведення процесу;

- розрахунки за наведеними рівняннями достатньо корелюють із експериментальними даними (відхилення для отриманих залежностей коливається в допустимих межах від 5 до 20%).

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [156; 157].

РОЗДІЛ 5 ПРАКТИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ ЩОДО ВПРОВАДЖЕННЯ У ВИРОБНИЦТВО

5.1 Методика розрахунку комбінованих контактних елементів

Для розрахунку комбінованих контактних елементів (тарілчасто-насадкових секцій) необхідно задати конструктивні параметри секції та наступні вихідні дані – $\rho_g, \rho_p, C, G_{\max}, G_{\min}, L_{cp}, X_n, Y_n$.

Далі необхідно визначити η апарата наступним чином. Обираємо режим роботи апарата, задаючись швидкістю газу в апараті w_2 .

Далі визначаємо η контактної ступені апарату за наступними формулами за наявності стабілізації:

$$\text{по газовій фазі} - \eta = 0,025 \cdot 10^3 W_2^{-1,7} L_0^{0,35} d_o^{-0,3} S_0^{-0,52}$$

$$\text{по рідкій фазі} - \eta = 11,3 \cdot W_2^{-0,2} L_0^{0,09} S_0^{-0,4}$$

Потім визначаємо форму перетину апарату і його площу.

$$\text{Для циліндричної колони за формулою } S = V_2 / w_2, d_{an} = \sqrt{4S / \pi}$$

За обраною конструкцією тарілчасто-насадкової секції, з урахуванням параметрів роботи контактного елемента та висоти розташування стабілізаторів визначаємо S_0, d_o, h_{cm} .

Проводимо розрахунок висоти пінного шару в секціях за формулою:

$$H = 1,4 W_2^{1,2} \cdot L_0^{0,2} \cdot S_0^{-1,6} \cdot \rho_p^{-1}$$

Розраховуємо коефіцієнти масопередачі тарілчасто-насадкової секції із стабілізацією пінного шару:

$$\text{по газовій фазі} - K_s = 1,66 \cdot 10^3 W_2^{1,5} L_0^{0,12} d_o^{0,26} S_0^{-0,71}$$

$$\text{по рідкій фазі} - K_s = 220 W_2^{1,1} L_0^{0,15} S_0^{-0,4}$$

Обчислюємо гідравлічний опір комбінованої тарілчасто-насадкової секції:

$$\Delta \bar{P} = 6,3 W_2^{1,5} L_0^{0,35} d_o S_0^{-3,25}$$

Далі проводимо розрахунок загального опору апарата ΔP у залежності від кількості контактних секцій та додаткових внутрішніх пристроїв у апараті.

5.2 Використання пінних апаратів для очищення газів

Серед основних проблем захисту навколишнього природного середовища охорона повітряного басейну представляється актуальною, так як забруднене повітря в порівнянні з іншими складовими середовища володіє просторовою мобільністю, забруднюється і безпосередньо погіршує екологічну обстановку, а також робить негативний вплив на стан водного басейну і ґрунтів [158; 159]. Прямий економічний збиток тільки від зростання кількості захворювань в результаті шкідливих викидів в атмосферу промисловими підприємствами у великих промислових містах оцінюється в десятки мільйонів доларів [160], тому проблема очищення промислових газових викидів від шкідливих домішок у зв'язку з погіршенням екологічної обстановки давно стала проблемою загальносвітового масштабу.

Очищення газів від зважених частинок

Виробництво полімерів є важливою галуззю нафтохімічної промисловості, основні завдання якої пов'язані з випуском широкої гами продуктів: поліетилену, поліпропілену, полістиролу, полівінілхлориду. Важливість галузі підтверджується розширенням використання полімерних матеріалів і виробів із пластику в промисловості і виробництві товарів споживання. Найбільш ємними областями застосування полімерних матеріалів є машинобудування, будівництво, легка промисловість, виробництво пакувальних матеріалів.

Для транспортування гранул полімерів використовують пневмотранспорт, як найбільш простий і доступний спосіб переміщення. При русі в потоці повітря з досить великими швидкостями гранули вдаряються одна об одну і об стінки трубопроводу, що призводить до утворення дрібного пилу. Велика кількість пилу утворюється також при формуванні гранул. Пил виробництва полімерів істотно різниться як за формою, так і за розміром. Пилові частинки розміром більше 200 мкм, підкоряючись закону тяжіння, швидко осідають зі зростаючим прискоренням, від 200 мкм до 0,1 мкм, підкоряючись опору повітря, осідають з постійною незначною швидкістю. Частинки пилу менше 0,1 мкм практично не осідають і знаходяться в безладному русі в повітрі.

Таким чином, чим менше розмір пилових частинок, тим довше вони затримуються зваженими в повітрі, отже, тим більше можливість потрапляння їх в дихальні шляхи. Частинки, розміром менше 1 мкм, з плином часу агрегуються і у вигляді пластівців випадають з повітря. Розміри пилу залежать від речовини, з якої вони отримані, і інтенсивності подрібнення. Чим твердіше речовина і чим інтенсивніше подрібнення, тим вище ступінь дисперсності пилових частинок. Пил надає шкідливу дію на дихальні шляхи, викликаючи захворювання легенів, а також діє на шкіру і очі. При вдиханні пилових частинок розвиваються хронічні запальні процеси дихальних шляхів.

Традиційно, для уловлювання пилу, використовуються циклони. Аналіз роботи циклону показує, що в основному вловлюються частинки розмірами більше 30 мкм. Однак в повітрі, використовуваному для пневмотранспорту, присутні значна кількість частинок більш дрібних розмірів, які в значній мірі, несуться з газовим потоком. Перераховані фактори обумовлюють необхідність переходу систем очищення газу від значної кількості твердої полідисперсної фази, на принципово нову технологію. Дрібнодисперсні частинки полімерів мають низьку інерційність, тому процес очищення можливий лише в апаратах з інтенсивним гідродинамічним режимом роботи, наприклад, в пінному апараті (скрубери). Принцип роботи таких апаратів полягає в утворенні стабілізованого пінного шару з подальшим поділом фаз. Наявність рідкої фази дозволяє здійснити процес очищення газу від дрібних частинок пилу. Конструкція апарату наведена в розділі 2.

Використання стабілізації пінного шару в робочих зонах апарату сприяє зниженню бризкоунесення і зростанню ефективності пилоочищення. Основною перевагою пінного апарату є висока ефективність очищення при відносно низькому гідравлічному опорі. Ці фактори обумовлюють необхідність спільного використання циклонів і пінних скруберів для очищення газу від твердих частинок, в тому числі на заводах содового виробництва. Принципова схема двоступеневої системи очищення газу від зважених частинок представлена на рис. 5.1.

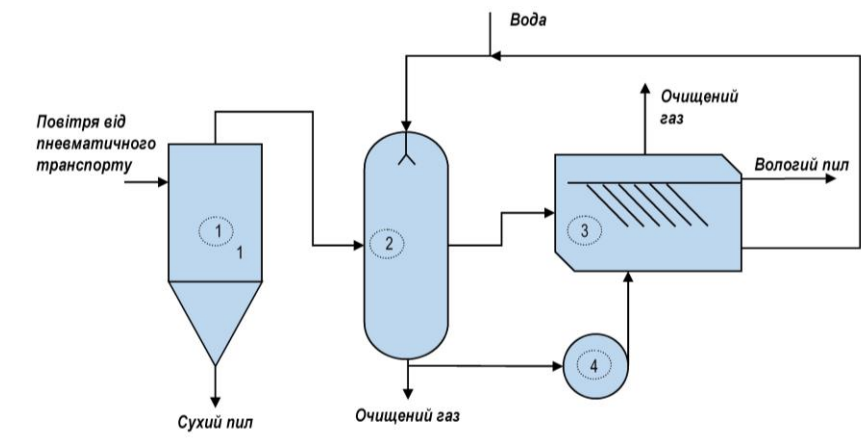


Рисунок 5.1 – Технологічна схема очищення газу від твердих частинок:

1 – апарат для уловлювання великих частинок; 2 – пінний скруббер;

3 – флотатор; 4 – вентилятор

Для попереднього очищення від великих частинок полімерів газ подається в апарат для уловлювання великих частинок 1, наприклад циклон. Після чого газ надходить в пінний апарат 2 для очищення від дрібних частинок пилу. Рідина надходить з флотатора 3. Відпрацьована рідина з апарату 2 відводиться у флотатор 3, де відбувається відділення частинок пилу від рідини. Вода з флотатора 3 повертається в апарат 2. Частина очищеного повітря прокачується вентилятором 4 через флотатор 3.

Для очищення газу від твердих частинок і газових домішок доцільно використовувати два ступені очищення: на першому ступені видаляються великі частинки, на другий - дрібні частинки і газові домішки.

На першому ступені для очищення газу від твердих частинок можна застосувати циклони різних конструкцій. У таких апаратах поділ твердих частинок і газу здійснюється за допомогою інерційного і гравітаційного механізму, причому перший з них майже завжди на порядок перевершує другий. Оскільки інерційна сила пропорційна масі, то дрібні частинки вловлюються в циклонах погано. Ступінь очищення аерозолів з розмірами частинок понад 10 мкм знаходиться в межах 80 - 95%, а більш дрібних частинок набагато гірше. Збільшення ефекту осадження частинок за рахунок зменшення діаметра циклону і підвищення швидкості потоку можливо до деяких меж, обмежених

технічними і економічними факторами, такими як зростання енергетичних витрат, погіршення очищення внаслідок унесення повітрям відсепарованих частинок, абразивний знос, збільшення металоємності. Для широко поширених циклонів оптимальні значення швидкостей потоків і конструктивних параметрів встановлені дослідним шляхом і наводяться в довідковій літературі [161].

Для другого ступеня очищення газових викидів від дрібних частинок твердої дисперсної фази і токсичних газів в комплексній системі очищення газу широке застосування можуть знайти апарати пінного типу зі стабілізацією пінного шару. Низький гідравлічний опір апаратів, поряд з високою продуктивністю по газовій фазі, є важливими енергетичними характеристиками даного класу апаратів. Відмінною особливістю пінних масообмінних апаратів, виконаних на основі тарілчасто-блокових секцій, є створення інтенсивних умов для контакту і взаємодії фаз, а отже для ефективного виділення частинок пилу з потоку газу.

Спільне використання циклонів і пінних апаратів дозволить здійснювати якісне очищення газових викидів від зважених твердих частинок і газових домішок [162].

Очищення газових викидів від органічних розчинників

Схема установки для очищення газових викидів від парів легколетучих органічних розчинників з використанням пінного скрубера і їх регенерації представлена на рисунку 5.2. Процес очищення передбачає використання фізичної сорбції парів органічних розчинників з подальшою їх рекуперацією і повернення в технологічний цикл. Газові викиди, проходячи через абсорбер 1, очищаються від органічних розчинників. У вузлі сепарації 2 відбувається поділ рідкої і газової фаз. Насичений абсорбент з вузла сепарації насосом 3 подається в ректифікаційну колону 5 через підігрівач 4. У ректифікаційній колоні 5 відбувається поділ суміші води і легколетучих органічних розчинників. Частина води, з куба колони, надходить в кип'ятильник 8, де випаровується і повертається в ректифікаційну колону 5. Інша частина води охолоджується в

холодильнику 7 і подається в абсорбер як свіжий абсорбент. Сконденсовані в холодильнику 6 пари органічних розчинників можуть бути повернуті в технологічний процес.

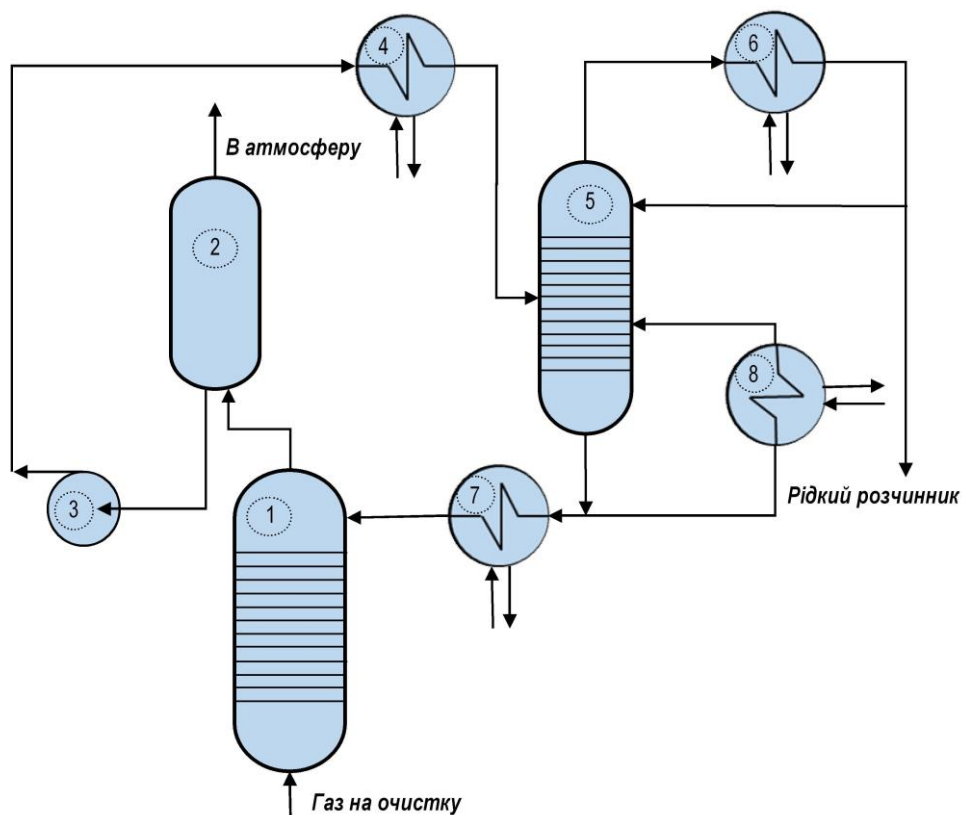


Рисунок 5.2 – Схема установки очищення і рекуперації газових викидів від легколетучих органічних розчинників: 1 – абсорбер; 2 – вузол сепарації; 3 – насос; 4 – підігрівач; 5 – ректифікаційна колона; 6 – конденсатор; 7 – холодильник; 8 – кип'ятильник

Замкнений цикл дає можливість, знизити витрату абсорбенту і практично повністю виключити його скидання в систему очищення стоків промислового підприємства.

5.3 Технологія санітарної очистки газових викидів від аміаку у виробництві кальцинованої соди

У содовому виробництві, яке працює за аміачним способом, найбільш властивими є викиди в атмосферу окису вуглецю, аміаку, вапняного, вапнякового, содового і бікарбонатного пилу, а також викиди топкових газів.

Основними джерелами викидів аміаку при виробництві кальцинованої соди будуть апарати відділення карбонізації та абсорбції. Також, аміак міститься в газових викидах вентиляційних систем багатьох технологічних відділень такого виробництва. Технологічні викиди аміаку з'являються в результаті недостатньо ефективною промивки газів розсолем (розчином солі). Промивання зазвичай проводиться в так званих других промивачах газу колон (ПГКЛ) і промивачах повітря фільтрів (ППФЛ). Дані апарати - це чавунні барботажні абсорбери діаметром до 2800 мм, забезпечені зазвичай ковпачковими тарілками з переливами.

При виробництві соди в технології апарат ПГЛК-2 призначений для більш повного вилучення аміаку після ПГКЛ-1. Працюючий на виробництві апарат є апаратом очищення газів, що відходять і він працює за протитечійним принципом між газом і рідиною.

Для виконання норм санітарії в ПГКЛ - 2 достатньо всього три теоретичні ступені. Однак на виробництві застосовують не три, а вісім тарілок. Збільшення числа тарілок пояснюється чималим бризкоунесенням.

На деяких заводах після других промивачів встановлені санітарні промивачі для додаткової промивки розсолем технологічних газів, що відводяться у атмосферу. Санітарні промивачі містять протитечійні дірчасті тарілки з великим діаметром отворів. Їх недоліком є високе бризковіднесення і мала ефективність.

Тому був розроблений і запропонований модернізований пінний апарат для санітарної промивки технологічних газів, що відходять. В результаті проведених досліджень було показано, що пінний скруббер із стабілізацією суттєво знижує бризковіднесення [162; 163].

Слід зазначити, що в промислових умовах застосовується одночасно кілька паралельно працюючих ПГКЛ-2. Це необхідно для зменшення швидкості газового потоку і скорочення бризковіднесення, яке може бути виключно великим при збільшенні витрат газу.

Очевидно, що якщо в якості ПГКЛ-2 застосовуватися пінний апарат із стабілізацією, але навіть він не забезпечить ліквідацію бризковіднесення на 100%. Перед викидом в атмосферу газовий потік повинен проходити очищення через волокнисті фільтруючі елементи, які гарантують ліквідацію бризковіднесення на 99,99%.

Гази, що містять газоподібний аміак, відсмоктуються з технологічних апаратів і через вхідний патрубок апарату надходять в контактну зону пінного апарата. Газорідинний потік взаємодіє в робочих зонах апарату, а потім газовий потік відділяється від рідкої фази. Сорбент багаторазово циркулює, утворюючи постійно обновлювану поверхню контакту фаз.

Зниження бризковіднесення призводить до підвищення рушійної сили процесу масообміну і збільшує ступінь абсорбції газоподібного аміаку. Взаємодіючи в контактних зонах ПГКЛ-1 сорбент зміцнюється і направляється в ПГКЛ-2, звідки надходить на технологічні потреби згідно діючої технології виробництва кальцинованої соди.

Після проходження двох ступенів очистки, газовий потік потрапляє в сепаратор, а потім направляється в трубу викиду.

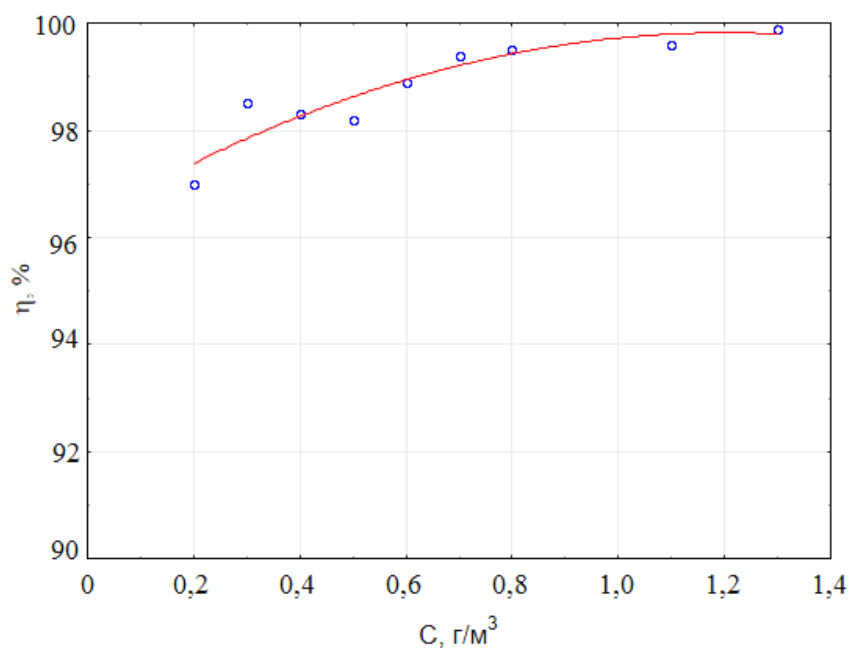


Рисунок 5.3 – Залежність ступеня газоочищення від концентрації аміаку в газі

Пінні апарати працюють в протитечійному режимі під тиском створюваним турбокомпресором.

При дослідженні ефективності пінного контактного апарату визначалися залежності коефіцієнта корисної дії апарату по абсорбції аміаку від концентрації аміаку.

На рис. 5.3 показана залежність загального ступеня газоочистки від концентрації аміаку в газі, що поступає в апарат. З графіку видно, що ефективність апарату практично не залежить від концентрації аміаку в газі.

Величина коефіцієнта корисної дії визначалася за рівнянням

$$\eta = \frac{P_{NH_3\text{вих}} - P_{NH_3\text{кіінц.}}}{P_{NH_3\text{вих}} - P_{NH_3\text{рівнов.}}} 100\%$$

де (P_{NH_3}) – концентрація аміаку в газі.

Особливу цінність для виробництва кальцинованої соди представляє факт, що в пінному ПГКЛ-2 буде частково абсорбуватися не тільки аміак, але і вуглекислий газ. При цьому ступінь абсорбції CO_2 досягає 50% в широкому діапазоні зміни відносного навантаження апарату по фазах.

Результати дослідження пінного абсорбера для санітарного очищення від газоподібного аміаку показали, що апарат стійко працює в широкому діапазоні зміни навантажень по фазах. Ефективність запропонованого обладнання буде вище ефективності існуючого на підприємстві санітарного промивача. Ступінь абсорбції аміаку у пінному протитечійному абсорбері буде сягати 97 – 99%.

При виробництві кальцинованої соди максимальна витрата газів на стадії абсорбції газів після колон карбонізації досягає 100 тис.м³/год. Відповідно на стадії абсорбції газів після колон дистиляції максимальна витрата газів через каскад колонних абсорберів аміаку досягає 50 тис. м³/год. Створення високопродуктивних абсорберів замість каскаду діючих ПГКЛ-2 і каскаду діючих абсорберів аміаку забезпечує вирішення проблеми підвищення продуктивності і надійності сучасного великотоннажного виробництва кальцинованої соди. Крім того, високоефективний спосіб інтенсифікації і розроблені пінні апарати для проведення фізико-хімічних процесів можуть

знайти широке застосування в різних галузях хімічної промисловості, забезпечуючи значне скорочення капітальних і експлуатаційних витрат [164].

5.4 Висновки до п'ятого розділу

При узагальненні експериментальних результатів та аналізі теоретичних даних було розроблено алгоритм розрахунку комбінованого контактного елемента та колонних апаратів на його основі.

Пропонується вдосконалити комбінованими тарілчасто-насадковими контактними секціями апарати для промивання газу колон у виробництві кальцинованої соди (ПГКЛ 1, 2).

Також рекомендовано використовувати пінні апарати із тарілчасто-насадковими секціями у якості скрубєрів для очистки газів від пластикового пилу та органічних речовин.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [162-164].

ВИСНОВКИ

Основні наукові та практичні результати дисертаційної роботи полягають у наступному:

1. Розроблена нова конструкція та модифікації комбінованих контактних секцій для тепломасообмінних апаратів, які відрізняється від відомих здатністю секціонувати, турбулізувати та перемішувати газові і рідинні потоки в поперечному перерізі апарату і як наслідок підвищувати тепломасообмінну ефективність колонного апарату при роботі у пінному режимі. Розроблені конструкції можуть використовуватися для поліпшення роботи діючих барботажних апаратів.

2. При проведенні експериментальних та теоретичних досліджень гідродинаміки комбінованого контактного елемента виявили наявність трьох структурних зон газорідинної системи: зони барботажу, зони однорідного пінного шару, пульсуюче-струменевої зони.

3. Отримані залежності висоти пінного шару, гідродинамічного опору контактної ступені для визначення робочих параметрів колонного апарату з комбінованими тарілчасто-насадковими секціями. Встановлено, що тарілки провального типу середнього вільного перетину ($0,13-0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$) працюють більш стійко без утворення хвилевого коливання пінного шару, ніж інші тарілки провального типу із малим ($<0,13 \text{ м}^2/\text{м}^2$) або більшим $0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$ вільним перетином.

4. Встановлено що рекомендованими є такі параметри: висота блоку 50-60 мм, кут нахилу гофри до горизонтальної осі (α) $45^\circ - 60^\circ$, кут між гранями гофри ламелей блоку (β) - 60° , висота грані гофрування 5-15 мм, ламель може додатково перфоруватися отворами 2-3 мм з кроком 5-10 мм в залежності від технологічних умов процесу.

5. Встановлена рекомендована висота розташування стабілізатора над полотном тарілки 100-120 мм. Показано, що при застосуванні стабілізаторів пінного шару газоміст на контактній ступені скорочується, та коливається у

допустимій зоні до 0,75 що призводить до більш стабільної та рівномірної роботи апарату.

6. Представлено механізм бризковіднесення в контактних секціях та приведені емпіричні залежності для визначення його величини.

7. В результаті експериментальних досліджень масообмінних характеристик роботи секції комбінованого контактного елемента із застосуванням стабілізації та без неї було визначено залежності для розрахунку ефективності роботи комбінованого контактного елемента від режимних та конструктивних параметрів. Розрахунки за наведеними рівняннями достатньо корелюють із експериментальними даними (відхилення для отриманих залежностей коливається в допустимих межах від 5 до 20%).

8. Розроблена методика розрахунку пінних апаратів із запропонованими тарілчасто-насадковими секціями.

9. Запропоновано вдосконалені комбінованими тарілчасто-насадковими контактними секціями апарати - промивачі газу колон I та II у виробництві кальцинованої соди. В промислових умовах при модернізації діючих технологічних ліній виробництва кальцинованої соди при використанні результатів дисертаційної роботи запропонована система очистки технологічних газів забезпечить ступінь очищення від 96,4 – 99,0 %, а показники процесу сепарації будуть відповідати вимогам, які необхідні для надійного функціонування технологічних ліній. Низький гідравлічний опір і малий час перебування рідини в комбінованому контактному пристрої, а також високі робочі швидкості газу у перерізі колони дозволяють рекомендувати комбіновані контактні елементи для застосування в процесах вакуумної ректифікації термічно нестійких продуктів або у процесах абсорбції, що допускають великі витрати газу через колону при невеликих щільностях зрошення, таких як газоочистка від зважених та розчинених речовин.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Рамм В.М. Абсорбция газов. Москва: Химия, 1976. 656 с.
2. Швыдкий В.С., Ладыгичев М.Г. Очистка газов: Справочное издание. Москва: Теплоэнергетик, 2002. 640 с.
3. Семенова Т.А., Лейтес И.Л., Аксельрод Ю.В. Очистка технологических газов. Москва: Химия, 1977. 488 с.
4. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. Москва: Госхимиздат, 1962. 844 с.
5. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Очистка газов мокрыми фильтрами. Ленинград: Химия, 1972. 248 с.
6. Лукин В.Д., Курочкина М.И. Очистка вентиляционных выбросов в химической промышленности. Ленинград: Химия, 1980. 232 с.
7. Тарат Э.Я., Мухленов И.П., Туболкин А.Ф., Тумаркина Е.С. Пенный режим и пенные аппараты. Ленинград: Химия, 1977. 304 с.
8. Романков П.Г., Лепилин В.Н. Непрерывная адсорбция паров и газов. Ленинград: Химия, 1968. 262 с.
9. Чехов О.С. Исследование и промышленное внедрение тарелок для массообменных процессов, созданных по принципу продольно-поперечного секционирования потоков в колонне: автореф. дис. доктора техн. наук: 15.17.08. Москва, 1969. 27 с.
10. Чехов О.С., Сулейменов М.К. Гидродинамика пленочных тарелок. *ТОХТ*. 1974. Т. 8, № 5. С. 720-722.
11. А.с. SU 625728, В 01 D 3/20. Теплообменный аппарат / Чехов О.С., Хитерер Р.З., Хусаинов К.Б., Буканова Н.Н., Тютюнников А.Б. - №2465643/23-26; Заявл. 24.03.77; опубл. 01.09.78, Бюл. №36.
12. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты. Москва: Химия, 1995. 368 с.

13. Позин М.Е., Мухленов И.П., Тумаркина Е.С., Тарат Э.Я. Пенный способ обработки газов и жидкостей. Ленинград: Госхимиздат, 1955. 248 с.
14. Кузьминых И.Н., Аксельрод Л.С., Коваль Ж.А., Родионов А.И. Массопередача через жидкую фазу на ситчатой тарелке. *Химическая промышленность*. 1954. № 2. С. 86-89.
15. Соломаха Г.П., Матрозов В.И. Исследование массоотдачи в газовой фазе на ситчатых тарелках. *Сб. науч. тр. Моск. ин-та хим. машиностроения*. Москва: МИХМ. 1957. Вып. 13. С. 53-77.
16. Енгибарян С.Н., Тарат Э.Я., Мухленов И.П., Бартов А.Т. О структуре и межфазовой поверхности дисперсных систем газ-жидкость (Г-Ж) и газ-жидкость-твердое (Г-Ж-Т), образующихся в пенных аппаратах. *ЖПХ*. 1970. Т. 43, № 5. С. 1178-1182.
17. Позин М.Е., Тарат Э.Я., Терещенко Л.Я. Процессы химической технологии. Ленинград: Наука, 1965. 318 с.
18. Кутателадзе С.С., Стырикович М.А. Гидравлика газожидкостных систем. Москва: Госэнергоиздат, 1958. 232 с.
19. Родионов А.И., Кашников А.М., Радиковский В.М. Определение межфазовой поверхности в системе газ-жидкость на контактных тарелках. *Химическая промышленность*. 1964, №10. С. 737-741.
20. Азбель Д.С. Гидродинамика барботажных процессов. *Химическая промышленность*. 1962. № 11. С. 854-857.
21. Calderbank P.H. Physical Rate Processes in Industrial Fermentation, Part 1: The Interfacial Area in Gas-Liquid Contacting with Mechanical Agitation. *Trans. Inst. Chem. Eng.* 1962, Vol. 40, № 1. P. 3-12.
22. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Москва: Химия, 1978. 277 с.
23. Винокур Я.Г., Дильман В.В. Исследование барботажного слоя методом просвечивания гамма-лучами. *Химическая промышленность*. 1959. № 7. С. 619-621.

24. Позин М.Е., Мухленов И.П., Тумаркина Е.С. Пенный способ обработки газов и жидкостей. Труды ЛТИ им. Ленсовета. Вып. 31. Ленинград: Госхимиздат, 1955. 258 с.

25. Родионов А.И., Кашников А.М. Определение поверхности контакта фаз на провальных ситчатых тарелках. *ЖПХ*. 1965. Т. 38, № 5. С. 1063-1068.

26. Касаткин А.Г. Гидравлические закономерности процессов на барботажных тарелках провального типа. *Химическая промышленность*. 1961. № 7. С. 482-491.

27. Родионов А.И., Винтер А.А. Исследование поверхности контакта фаз в сепарационном пространстве с ситчатыми тарелками. *ТОХТ*. 1967. № 1. С. 124-128.

28. Чумаков С.И., Илюхин М.А., Ключенкова М.И., Соломаха Г.П. Газосодержание барботажного слоя на колпачковых и ситчатых тарелках. Труды МИХМ, вып. 61. Москва: МИХМ, 1975. с. 88.

29. Мухленов И.П. Исследование пенного способа взаимодействия газов с жидкостями: автореф. дис. докт. техн. наук: 15.17.08. Ленинград: ЛТИ им. Ленсовета, 1956. 25 с.

30. Позин М.Е., Мухленов И.П., Тарат Э.Я. Пенные газоочистители, теплообменники и абсорберы (работа и расчет пенных аппаратов). Ленинград: Госхимиздат, 1959. 153 с.

31. Родионов А.И., Винтер А.А. Исследование химическим методом поверхности контакта фаз на ситчатых тарелках. *Изв. Вузов. Химия и хим. технол.* 1966. № 6. С. 970-974.

32. Родионов А.И., Сорокин В.Е. К расчету поверхности контакта фаз в процессе абсорбции CO_2 растворами щелочей на ситчатых тарелках. *ЖПХ*. 1970. Т. 43, № 11. С. 2453-2457.

33. Родионов А.И., Сайд Аль-Сайд А.Х.М., Радиковский В.М. О дисперсности пенного слоя и о методе определения среднего размера пузырька. *Труды МХТИ им. Д.И.Менделеева*. 1969. Вып. 60. С. 152-156.

34. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: Учебник для техникумов. Ленинград: Химия, 1991. 352 с.
35. Дытнерский Ю.И., Борисов Г.С., Браков В.П. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. Москва: Химия, 1991. 496 с.
36. Aerov M.E., Bystrova T.A., Berezhnaya K.P., Koltunova L.N., Pozin L.S., Darovskikh E.P. Hydraulics and mass transfer on valve trays without downcomers. *Chemistry and Technology of Fuels and Oils. Springer New York Consultants Bureau.* 1969. V. 5, № 1. P. 49-54.
37. Павлов В.П. Определение полного гидравлического сопротивления барботажной ситчатой тарелки. *Химическая промышленность.* 1964. № 3. С. 228-232.
38. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие для вузов. Ленинград: Химия, 1987. 576 с.
39. Valentine F.H. Absorption in Gas-Liquid Dispersions: Some Aspect of Bubble Technology. London: E.&F. Spon, Ltd, 1967. 212 p.
40. Porter K. E., Davies B. T., Wong P. F. Y. Mass transfer and bubble sizes in cellular foams and froths. *Trans. Inst. Chem. Eng.* 1967. V. 45, № 7. P. 265-273.
41. Родионов А. И., Радиковский В. М., Зенков В. В. Процессы химической технологии. Гидродинамика, теплопередача и массопередача. Москва: Наука, 1965. 280 с.
42. Тарат Э.Я. Очистка газов при интенсивном пенном режиме: автореф. дис. док. техн. наук: 05.17.08. Ленинград: ЛТИ им. Ленсовета, 1965. 42 с.
43. Соломаха Г.П. Массоотдача при групповом барботаже: автореф. дис. док. техн. наук: 05.17.08. Москва, 1969. 36 с.
44. Плановский А.Н., Вертузаев Е.Д. Разделение общего коэффициента массопередачи на частные коэффициенты массоотдачи. *Химическая промышленность.* 1963. № 9. С. 700-703.

45. Кочергин Н.А., Дильман В.В., Олевский В.М. Исследование массообмена при ректификации в колонне с дырчатыми тарелками провального типа. *Химическая промышленность*. 1961. № 8. С. 567-570.

46. Нароженко А.Ф. Исследование гидродинамики и массопередачи при интенсивном барботаже: автореф. дисс. канд. техн. наук: 05.17.08. Москва, 1969. 15 с.

47. Жаркова Л.Е. Исследование влияния структуры барботажного слоя на массообмен в системах газ - жидкость: дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Москва, 1971. 165 с.

48. Родионов А.И., Зенков В.В. Определение поверхности контакта фаз при окислении растворов сульфита натрия кислородом воздуха в колонне с провальной тарелкой. *Изв. вузов. сер. Химия и химическая технология*. 1970. Т. 13, № 12. С. 1805- 1811.

49. Нурунбетов Г.С., Родионов А.И., Владимиров А.И. К вопросу о гидродинамике клапанных тарелок без сливных устройств. *Тр. МХТИ им. Д.И. Менделеева*. Москва: МХТИ, 1973. Вып. 73. С. 140-149.

50. Asano K., Fujita S. Vapour-phase mass transfer coefficients in tray towers: a new method for prediction of tray efficiency. *Kagaku Kogaku*. 1966. V. 30, № 5. P. 403-408; № 6, P. 500-506.

51. Hughmark G.A. Holdup and mass transfer in bubble columns. *Eng. Chem. Process Design and Development*. 1967. Vol. 6, № 2. P. 218-220.

52. Аксельрод Л.С., Юсова Г.М. Дисперсность жидкости в межтарельчатом пространстве барботажных колонн. *ЖПХ*. 1957. Т. 30, № 5. С. 697.

53. Eduljee H.E. Design of sieve-type distillation plates. *British chemical engineering*. 1958. № 1. P. 14-17.

54. Молоканов Ю.К., Скобло А.И. К определению скорости паров в тарельчатых колоннах. *Изв. Вузов. Нефть и газ*. 1959. № 1. С. 49-55.

55. Hunt C.A., Hanson D.N., Wilke C.R. Capacity Factors in the performance of perforated-plate columns. *AIChE Journal*. 1955. Vol. 1, № 4. P. 441-451.

56. Азбель Д.С. Исследование процесса уноса в колоннах с ситчатыми тарелками: дисс. канд. техн. наук. 05.17.08: Москва: МХТИ им. Д.И. Менделеева, 1961. 170 с.

57. Александров И.А., Скобло А.И. Механический унос жидкости газом с тарелок провального типа. *Химия и технология топлив и масел*. 1960. № 9. С. 42-45.

58. Каган А.М. Контактные насадки промышленных теплообменных аппаратов. Казань: Отечество, 2013. 454 с.

59. Олевский В.М. Плёночная тепло - и массообменная аппаратура. Москва: Химия, 1988. 240 с.

60. Сокол Б.А. Насадки массообменных колонн. Москва: Инфохим, 2009. 358 с.

61. Лаптев А.Г. Модели пограничного слоя и расчет теплообменных процессов. Казань: Изд-во Казанского университета, 2007. 500 с.

62. Павленко А.Н. Теплоперенос и разделение смесей при дистилляции в сложных канальных системах. *Сибирский теплофизический семинар: Сборник докладов Всероссийской конференции XXXI*. Новосибирск: ИТ СО РАН, 2014. С. 16-28.

63. Maćkowiak J. Fluid dynamics of packed columns; principles of the fluid dynamic of column for gas/liquid and liquid/liquid systems. Berlin: Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2010. 355 p.

64. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Лаптева Е.А., Минигулов Р.М. Гидравлические характеристики рулонной гофрированной теплообменной насадки. *Энергосбережение и водоподготовка*. 2010. № 1 (63). С. 35-37.

65. Абдуллин А.З. Разработка конструкций и метод расчета струйных насадок для массообменных процессов: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Уфа, 2003. 20 с.

66. Фаткулин Р.Н. Разработка двутавровой насадки для массообменных процессов в системах газ-жидкость: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.02.13.

Москва, 2004. 24 с.

67. Васильев А.В., Бальчугов А.В. Разработка новой регулярной насадки с эффектом эжектирования для тепло- и массообменных процессов. *Современные технологии. Системный анализ. Моделирование*. 2011. № 3 (31). С. 135-139.

68. Ворошин А.В. Разделение бикомпонентной смеси в ректификационной установке непрерывного действия с пакетной вихревой насадкой: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Иваново, 2013. 16 с.

69. Ворошин А.В., Чагин О.В., Блиничев В.П. Анализ конструктивного оформления ректификационных колонн. *Химическая промышленность сегодня*. 2013. № 9. С. 23-28.

70. Неробелов А.О., Полянский А.В., Ворошин А.В. Разработка ректификационной колонны непрерывного действия с пакетной вихревой насадкой для получения этилового спирта. *Интенсификация тепло-массообменных процессов, промышленная безопасность и экология*: материалы третьей Всероссийской научной конференции. Казань: КНИТУ, 2012. С. 42-44.

71. Повтарев И.А. Гидродинамика и массообмен в колонном аппарате с пакетной вихревой насадкой (на примере абсорбции углекислого газа раствором диэтанолamina): автореф. дис. канд. техн. наук : 05.17.08. Иваново, 2013. 16 с.

72. Рыжов С.О., Бальчугов А.В., Кузора И.Е. Гидродинамические исследования цепной насадки. *Химическая промышленность сегодня*. 2013. № 2. С. 34-42.

73. Рыжов С.О. Интенсификация десорбции диоксида углерода из водных растворов на высокоэффективной регулярной насадке: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Москва, 2013. 21 с.

74. Жандос С. Разработка и расчет тепломассообменных аппаратов с подвижной насадкой с учетом масштабного перехода: дис. докт. философии: 6D072400. Шымкент, 2014. 140 с.

75. Володин О.А. Теплообмен и кризисные явления при плёночном течении бинарной смеси хладонов на гладких и структурированных

поверхностях: дис. канд. техн. наук: 01.04.14. Новосибирск, 2014. 144 с.

76. Марценюк А.С. Интенсификация массообмена в аппаратах с регулярными насадками. Капельно-плёночное течение жидкости. Lambert Academic Publishing. 2012. 244 с.

77. Марценюк А.С. Интенсификация массообмена в плёночных аппаратах организацией капельно-плёночного течения. *Научные труды Одесской национальной академии пищевых технологий*. 2013. № 2 (43). С. 29-34.

78. Pavlenko A., Pecherkin N., Chekhovich V., Volodin O. Hydrodynamics in falling liquid films on surfaces with complex geometry. *Microgravity Sci. Technology*. 2009. № 1 (21). P. 207.

79. Цурикова Н.П. Влияние высоты блока регулярной насадки на процесс испарительного охлаждения в вентиляторных градирнях: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Москва, 2013. 24 с.

80. Цурикова Н.П., Пушнов А.С. Короткослоевая насадка для осуществления процесса испарительного охлаждения в градирне. *Ресурсосберегающие и энергоэффективные технологии в химической и нефтехимической промышленности: тезисы доповідей третьої міжнародної конференції Російської хімічної спілки ім. Д.І. Менделєєва*. Москва: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2011. С. 96-98.

81. Дмитриева Г.Б. Гидродинамика и массообмен в структурированных насадках из гофрированных листов: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Иваново, 2007. 19 с.

82. Харитонов А.А. Испарительное охлаждение в регулярном комбинированном контактном устройстве градирни: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Москва, 2013. 16 с.

83. Kuzmenko I., Prokopets R. Experimental and theoretical investigation of mass transfer in a cooling tower. *Energetika*. 2014. № 1 (60). P. 27-35.

84. Дмитриева Г.Б., Беренгартен М.Г., Каган А.М., Пушнов А.С., Климов А.Г. Сравнение тарельчатых и насадочных контактных устройств колонных аппаратов. *Химическое и нефтегазовое машиностроение*. 2007. № 1. С. 9-10.

85. Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Башаров М.М. Основы энергосберегающей модернизации аппаратов разделения веществ. *Вестник ИГЭУ*. 2011. № 1. С. 1-4.
86. Гимбутис Г. Теплообмен при гравитационном течении плёнки жидкости. Вильнюс: Мокслас, 1988. 233 с.
87. Алексеенко С.В., Накоряков В.Е., Покусаев Б.Г. Волновое течение плёнок жидкости. Новосибирск: Наука. Сибирская издательская фирма, 1992. 256 с.
88. Капица П.Л. Волновое течение тонких слоев вязкой жидкости. *ЖЭТФ*. 1948. № 1 (18). С. 3-28.
89. Сугак Е.В., Горбаневский Е.В., Войнов Н.А. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами. Казань: Отечество, 2009. 224 с.
90. Алексеенко С.В., Гузанов В.В., Маркович Д.М., Харламов С.М. Характеристики уединенных трехмерных волн на вертикально стекающих плёнках жидкости. *Письма в ЖТФ*. 2010. № 22 (36). С. 1-8.
91. Алексеенко С.В., Маркович Д.М., Евсеев А.Р., Бобылев А.В., Тарасов Б.В., Карстен В.М. Экспериментальное исследование распределения жидкости в колонне со структурными насадками. *Теоретические основы химической технологии*. 2007. № 4 (41). С. 442-448.
92. Yoshiyuki I., Xi C. Development of numerical prediction of liquid film flows on packing elements in absorbers. *INI engineering review*. 2012. № 2 (44). P. 78-85.
93. Войнов Н.А. Плёночные биореакторы. Красноярск: Боргес, 2001. 252 с.
94. Туз В.Е., Лебедь Н.Л., Лебедь И.К. Гидродинамика сепарационных устройств технологического оборудования АЭС. *Ядерна та радіаційна безпека*. 2014. № 2 (62). С. 22-25.
95. Doroshenko A.V., Vasyutynsky S.I. The modernization of heat and mass transfer apparatus for energy systems. *Problemele energeticii regionale*. 2008. № 2 (7). P. 50-54.

96. Лаптева Е.А., Лаптев А.Г. Ячеечная модель тепломассопереноса в плёночных блоках оросителей градирен. *Вестник казанского технологического университета*. 2015. № 11 (18). С. 181-185.

97. Моїсєєв В.Ф., Манойло Є.В., Ляпощенко О.О., Хухрянський О.М. Пономарьова Н.Г. Структура пінного шару на протитечійних контактних елементах зі стабілізацією. *Вісник НТУ «ХПИ». Серія: Нові рішення у сучасних технологіях*. 2018. №26 (1302). Т.2. С. 83-92. DOI: 10.20998/2413-4295.2018.26.37.

98. Стабілізатор пінного апарата: Пат. № 138876 U Україна, МПК (2020.01) B01D47/00. № u 201905820; Заявлено 27.05.2019; Надрук. 10.12.2019, Бюл. № 23. 2019.

99. Пінний апарат: Пат. № 141351 U Україна, МПК (2020.01) B01D47/04. — № u 201907739; Заявлено 09.07.19; Надрук. 10.04.2020, Бюл. № 7, 2020

100. Комбінований тепломасообмінний апарат. Пат. № 141368 U Україна, МПК (2020.01) B01D47/04. — № u 201908389; Заявлено 16.07.19; Надрук. 10.04.2020, Бюл. № 7, 2020.

101. Дмитриева Г.Б., Беренгартен М.Г., Ключенкова М.И., Пушнов А.С. Эффективные конструкции структурированных насадок для процессов тепломассообмена. *Химическое и нефтегазовое машиностроение*. 2005. № 8. С. 5-7.

102. Справочник химика: Том 1. Ленинград: Химия, 1966. 1072 с.

103. Каган А.М., Юдина Л.А., Пушнов А.С. О повышении предельно допустимых нагрузок при работе массообменных аппаратов с насадочными устройствами. *Химическая промышленность*. 2001. № 4. С. 46-48.

104. Ващук В.И. Исследование гидравлики и массоотдачи на барботажных тарелках с направленным вводом газа в жидкость: дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Москва, 1972. 190 с.

105. Лукьяненко Т.В. Методика определения коэффициента массоотдачи при испарении воды в поток воздуха на контактных устройствах. *Межвуз. сб. науч. тр. «Очистка промышленных выбросов и утилизация отходов»*.

Ленинград: ЛТИ им. Ленсовета, 1985. С. 98-103.

106. Скрынник Ю.Н. Гидродинамика и массообмен на тарелках с повышенной однородностью газожидкостного слоя: дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Москва, 1988. 230 с.

107. Колтунова Л.Н., Позин Л.С., Аэров М.Э., Быстрова Т.А. Изучение массообмена на барботажных тарелках промышленного размера. *Химическая промышленность*. 1967. № 7. С. 57-60.

108. Decanini E. Packings E., Decanini G., Nardini A. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2000. Vol. 39, №. 12. P. 5003-5011.

109. Garster J.A., Hill A.B., Hoghgraf N.N., Robinson D.G. Efficiencies in Distillation Columns. Final Report, Research Committee of American Chemical Engineers, New York, 1958.

110. Тагинцев Б.Г., Аксельрод Ю.В., Лейтес И.А., Дильман В.В. Определение межфазной поверхности и коэффициента массоотдачи в газовой фазе на колпачковой тарелке. *Химическая промышленность*. 1970. № 2. С. 65-67.

111. Sharma M.M., Mashelkar R.A., Menta V.D. Mass transfer in plate columns. *Brit. Chem. Eng.* 1969. Vol. 14. P. 70-76.

112. Орлов Б.Н., Плановский А.Н. Влияние скорости пара на коэффициенты массоотдачи паровой и жидкой фаз при проведении процесса ректификации в тарельчатом аппарате. *Химия и технология пленочных масел*. 1961. № 3. С. 7-10.

113. Орлов Б.Н., Плановский А.Н. Экспериментальное определение коэффициентов массоотдачи в тарельчатых аппаратах. *Химическое машиностроение*. 1960. № 3. С. 24-25.

114. Bravo J.L., Rocha J.A., Fair J.R. Mass Transfer in Gauze Packings. *Hydrocarbon Process.* 1985. Vol. 64, № 1. P. 91-100.

115. Fair J.R., Bravo J.L. Distillation Columns Containing Structured Packing. *Chem. Eng. Progress.* 1990. Vol. 86, № 1. P. 19-29.

116. Fitz C.W., Kunesh J.G., Shariat A. Performance of structured packing in a commercial-scale column at pressures of 0.02-27.6 bar. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1999. Vol. 38, № 2. P. 512-518.

117. Roha J.A., Bravo J.L., Fair J.R. Distillation columns containing structured packings: a comprehensive model for their performance. 2. Mass transfer models. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1996. Vol. 35, № 5. P. 1660-1667.

118. Артамонов Д.С., Орлов Б.Н., Туманов Ю.В. Определение коэффициентов массоотдачи при абсорбции. *Химия и технология топлив и масел.* 1965. № 10. С. 15- 16.

119. Николайкина Н.Е. Разработка тарельчатых теплообменных устройств с делением потоков и дискретно-гидродинамическим контактом фаз: дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Москва, 1982. 207 с.

120. Плановский А.Н., Артамонов Д.С., Чехов О.С. Массопередача в жидкой фазе в барботажных тарельчатых аппаратах. *Химическое машиностроение.* 1960. № 1. С. 13.

121. Касаткин А.Г., Попов Д.М., Дытнерский Ю.М. Массопередача на барботажных провальных тарелках. *Химическая промышленность.* 1962. № 2. С. 47-54.

122. Кулов Н.Н., Малюсов В.А. Абсорбция CO_2 водой в пленочной колонне с пластинчатым ротором, перемешивающим одновременно газовую и жидкую фазы. *Сб. статей «Массообменные процессы химической технологии».* Ленинград: Химия, 1969. Вып. 4. С. 12-13.

123. Кулов Н.Н., Малюсов В.А. Массоотдача в трубке с орошаемой стенкой при перемешивании жидкой пленки. *ТОХТ.* 1967. Т. 1, № 2. С. 213 -223.

124. Sharma M.M., Danckwerts P.V. Mass transfer characteristics of plate columns without down comer. *Brit. Chem. Eng.* 1970. Vol. 15. P. 522-529.

125. Sharma M.M., Mashelkar R.A., Menta V.D. Mass transfer in plate columns. *Brit. Chem. Eng.* 1969. Vol. 14. P. 70-76.

126. Соломаха Г.П., Рудевич Г.А., Николаев П.И. О гидравлических параметрах, определяющих массоотдачу в жидкой фазе при барботаже. *ТОХТ.*

1968. Т. 2, № 5. С. 696.

127. Филатов Л.Н. Исследование массоотдачи в жидкой фазе на ситчатых тарелках: дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Москва, 1969. 149 с.

128. Yoshida F., Akita K. Performance of gas bubble columns: volumetric liquid-phase mass transfer coefficient and gas hold-up. *A.I.Ch.E. Journal*. 1965. Vol. 1, № 1. P. 9-14.

129. Bravo J.L., Rocha J.A., Fair J.R. Mass Transfer in Gauze Packings. *Hydrocarbon Process*. 1985. Vol. 64, № 1. P. 91-100.

130. Fair J.R., Bravo J.L. Distillation Columns Containing Structured Packing. *Chem. Eng. Progress*. 1990, Vol. 86, № 1. P. 19-29.

131. Fitz C.W., Kunesh J.G., Shariat A. Performance of structured packing in a commercial-scale column at pressures of 0.02-27.6 bar. *Ind. Eng. Chem. Res*. 1999. Vol. 38, № 2. P. 512-518.

132. Spiegel L., Meier W. Correlations of the Performance Characteristics of the Various Mellapak Types (Capacity, Pressure Drop, Efficiency). *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.* 1987. № 104. A 203.

133. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Москва: Альянс, 2007. 576 с.

134. Подоплелов Е.В., Семёнов И.А., Бизимов В.В., Лушев А.И. Коэффициенты массоотдачи в жидкости при растворении пузырьков углекислоты в условиях акустических воздействий. *Современные технологии и научно-технический прогресс*. 2009. № 1. С. 27.

135. Шарло Г. Методы аналитической химии. Количественный анализ неорганических соединений. Ленинград: Химия, 1965. 976 с.

136. Лурье Ю.Ю. Аналитическая химия промышленных и сточных вод. Москва: Химия, 1984. 488 с.

137. Калинин Т.В., Пахомова Е.С. Статистическая обработка результатов эксперимента по методу регрессионного анализа. Москва: Статистика, 1975, 45 с.

138. Саутин С.Н. Планирование эксперимента в химии и химической технологии. Москва: Химия, 1975, 48 с.
139. Вознесенский В.А. Статистические методы планирования эксперимента в технико-экономических исследованиях. Москва: Финансы и статистика, 1981. 263 с.
140. Шенк Х. Теория инженерного эксперимента. Х. Шенк. Москва: Наука, 1971. 207 с.
141. Liaposhchenko O., Moiseev V., Ochowiak M., Manoilo E., Khukhryansky O. Intensification of Foam Layered Apparatus by Foam Stabilization. *Journal of Engineering Sciences*. 2018. Vol. 5, Issue 2. P. F13-F18. DOI: 10.21272/jes.2018.5(2).f3
142. Moiseev V., Liaposhchenko O., Manoilo E., Khukhryansky O. Demianenko M. Hydrodynamic Parameters of a Combined Contact Device. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*. — Springer, 2021. — P.257-267. DOI: 10.1007/978-3-030-77823-1_26.
143. Товажнянский Л.Л., Моисеев Ф.В., Байрачный В.Б. Интенсивные аппараты со стабилизированным слоем пены для очистки отходящих газов. Харьков: НТУ «ХПИ», 2003. 228 с.
144. Шапорев В.П., Цейтлин М.А. Сучасні напрями підвищення екологічної безпеки виробництва соди. Суми: СумДУ, 2014. 246 с.
145. Ткач Г.А., Смоляк В.Д. Моделирование десорбционных процессов содового производства. Ленинград: Химия, 1973. 208 с.
146. Тарат Є.Я., Мухленов И.П., Туболкин А.Ф., Тумаркина Е.С. Пенный режим и пенные аппараты. Ленинград: Химия, 1977. 304 с.
147. Мухленов И.П. Исследование десорбции газов при пенном режиме. *Труды НИОХИМ*. 1958, № 11. С. 141-165.
148. Дразин Ф. Введение в теорию гидродинамической устойчивости. Москва: ФИЗМАТЛИТ, 2005. 288 с.
149. Лаврентьев М.А., Шабат Б.В. Проблемы гидродинамики и их математические модели. Москва: Наука, 1973. 416 с.

150. Моисеев В.Ф., Кузнецов П.В. Структурные параметры пенного слоя на мелкодырчатых противоточных решетках со стабилизатором. *Східно-європейський журнал передових технологій*. 2004. № 4 (10). С. 84-88.

151. Позин М.Е., Мухленов И.П., Тумаркина Е.С. Пенный способ обработки газов и жидкостей. *Труды ЛТИ им. Ленсовета*. 1955. Вып. 31. 258 с.

152. Zenz T.A., Stone L., Crane M. Performance of structured packing in a commercial-scale column. *Hydrocarbon Process*. 1967, Vol. 46, № 12, P. 138-142.

153. Сум-Шик Л.Е. Газосодержание и высота барботажного слоя на беспереливных тарелках. *Химическая промышленность*. 1968. № 2. С. 146-149.

154. Шарафиев А.Ш. Гидродинамика и массообмен на крупнодырчатых провальных тарелках со стабилизатором газожидкостного слоя активного типа: автореф. дис. канд. техн. наук: 05.17.08. Шимкент, 2000. 27 с.

155. Мухленов И.П., Ковалев О.С. Абсорбция и пылеулавливание в производстве минеральных удобрений. Москва: Химия, 1987. 206 с.

156. Moiseev V., Liaposhchenko O., Trebuna P., Manoilo E, Khukhryansky O. Properties of heat and mass transfer processes in the tubular grids with the heat exchanger as a stabilizer. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*. — Springer, 2020. – P. 795-804. DOI: 10.1007/978-3-030-22365-6_79.

157. Ляпощенко О.О., Моїсєєв В.Ф., Манойло Є.В., Хухрянський О.М. Застосування блочно-комбінованих контактних елементів у колонних апаратах. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи: матеріали IV Всеукраїнської науково-методичної конференції /м. Шостка, 18 квітня 2019 р./ Шосткинський інститут СумДУ, Суми, 2019. С. 16.*

158. Бретшнайдер Б., Курфюст И. Охрана воздушного бассейна от загрязнений: технология и контроль. Л.: Химия, 1989. 288 с.

159. Защита атмосферы от промышленных загрязнений. Справочник. В 2-х ч. ч.1./ Под ред. С. Калверта и Г.М. Инглунда. М.: Металлургия, 1988. 760 с.

160. Сугак Е.В. Моделирование и интенсификация процессов очистки промышленных газовых выбросов в турбулентных газодисперсных потоках: дис. докт. техн. наук: 11.00.11. Красноярск. 1999. 320 с.

161. Зиганшин, М.Г., Колесник А.А., Посохин В.Н. Проектирование аппаратов пылегазоочистки. Москва: Экопресс-ЗМ, 1998. 505 с.

162. Moiseev V., Manoilo E., Hrubnic A., Liaposhchenko A., Khukhryansky O. Reducing of gas emissions from the production of calcinated soda ash. International joint forum LEA'2018 & YSTCMT'2018, November 22-24, 2018, Lviv, Ukraine. URL: <https://openreviewhub.org/lea-2018/paper/reducing-gas-emissions-production-calcinated-soda-ash>.

163. Ляпощенко О.О., Хухрянський О.М. Інтенсифікація та підвищення екологічної безпеки абсорбційних систем шляхом стабілізації пінного шару. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи: матеріали V Всеукраїнської науково-методичної конференції /м. Шостка, 23 квітня 2020 р./ Шосткинський інститут СумДУ, Суми, 2020. С. 10-11*

164. Liaposhchenko O.O., Khukhryansky O. Improvement of environmental safety of gas-liquid sorbing systems by stabilization of foam layer. *Екологічна безпека держави: тези доповідей XV Всеукраїнської науково-практичної конференції молодих учених і студентів /м. Київ, 22 квітня 2021 р./ Національний авіаційний університет. Київ: НАУ, 2021. С. 21-22*

Залежність висоти пінного шару H від висоти блоку $h_{\text{бл}}$, мм
 $S_o=0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_o=15 \text{ мм}$; $L_o=5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$.

w_{Γ} , м/с	№ п/п	1	2	3	4	5
	$h_{\text{бл}}$	30	40	50	60	70
$w_{\Gamma}=2$	H, мм	47	52	67	76	81
$w_{\Gamma}=2,5$	H, мм	61	65	76	84	91
$w_{\Gamma}=3$	H, мм	79	86	103	107	113
$w_{\Gamma}=4$	H, мм	89	97	112	118	127

Залежність висоти пінного шару від кута нахилу гофрування стабілізатора (α), $S_o=$
 $0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o=15 \text{ мм}$, $L_o=5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$

w_{Γ} , м/с	№ п/п	1	2	3	4
	(α), °	30	45	60	90
2	H, мм	89	78	65	53
2,5	H, мм	104	94	76	65
3	H, мм	123	114	101	86
4	H, мм	132	123	112	102

Залежність висоти пінного шару від кута гофрування ламелей блоку β :
 $S_o=0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o=15 \text{ мм}$, $L_o=5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$

w_{Γ} , м/с	№ п/п	1	2	3	4
	β , °	30	45	60	90
2	H, мм	55	63	65	52
2,5	H, мм	66	74	76	66
3	H, мм	87	98	101	88
4	H, мм	103	110	112	102

Залежність висоти пінного шару від висоти грані гофра h :
 $S_o=0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $d_o=15 \text{ мм}$, $L_o=5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$

w_{Γ} , м/с	№ п/п	1	2	3
	h , мм	5	10	20
2	H, мм	59	65	58
2,5	H, мм	68	76	69
3	H, мм	92	101	88
4	H, мм	106	112	102

Залежність висоти пінного шару від розташування стабілізатору над полотном тарілки. $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,012 \text{ м}$

№ п/п	$h_{ст}, \text{ м}$	$w_{г}, \text{ м/с}$	$H, \text{ м}$
1	0,04	2	0,061
2	0,06	2	0,062
3	0,08	2	0,063
4	0,1	2	0,065
5	0,12	2	0,067
6	0,04	2,5	0,065
7	0,06	2,5	0,07
8	0,08	2,5	0,074
9	0,1	2,5	0,076
10	0,12	2,5	0,077
11	0,04	3	0,093
12	0,06	3	0,094
13	0,08	3	0,096
14	0,1	3	0,101
16	0,12	3	0,125
17	0,04	3,5	0,095
18	0,06	3,5	0,098
19	0,08	3,5	0,1
20	0,1	3,5	0,106
21	0,12	3,5	0,135
22	0,04	4	0,098
23	0,06	4	0,101
24	0,08	4	0,106
25	0,1	4	0,112
26	0,12	4	0,145

Залежність висоти пінного шару від розташування стабілізатору над полотном тарілки. $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_e = 0,015 \text{ м}$

№ п/п	$h_{ст}, \text{ м}$	$w_{г}, \text{ м/с}$	$H, \text{ м}$
1	0,04	2	0,056
2	0,06	2	0,056
3	0,08	2	0,057
4	0,1	2	0,059

5	0,12	2	0,061
6	0,04	2,5	0,059
7	0,06	2,5	0,064
8	0,08	2,5	0,067
9	0,1	2,5	0,069
10	0,12	2,5	0,07
11	0,04	3	0,085
12	0,06	3	0,086
13	0,08	3	0,087
14	0,1	3	0,092
16	0,12	3	0,114
17	0,04	3,5	0,086
18	0,06	3,5	0,089
19	0,08	3,5	0,091
20	0,1	3,5	0,096
21	0,12	3,5	0,123
22	0,04	4	0,089
23	0,06	4	0,092
24	0,08	4	0,096
25	0,1	4	0,102
26	0,12	4	0,132

Залежність висоти пінного шару від швидкості газу в повному перетині апарату: $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 0,015 \text{ м}$; $L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$;
 1 – без стабілізатору, 2 – із 1 стабілізатором, 3 – із 2 стабілізаторами без зазору,
 4 – із 2 стабілізаторами із зазором 10 мм

№ п/п	Конструкція	1	2	3	4	5
$w_{\Gamma}, \text{ м/с}$		2	2,5	3	3,5	4
H, м	Без стабілізатору	0,062	0,071	0,084	0,092	0,102
H, м	Із 1 стабілізатором	0,067	0,078	0,098	0,107	0,113
H, м	Із 2 стабілізаторами без зазору	0,069	0,08	0,102	0,110	0,115
H, м	Із 2 стабілізаторами із зазором 10 мм	0,07	0,082	0,105	0,113	0,119

Залежність висоти пінного шару від швидкості газу в повному перетині апарату: $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 0,015 \text{ м}$

№ п/п	$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2\text{год}$	1	2	3	4	5
	$w_r, \text{м/с}$	2	2,5	3	3,5	4
Н, м	$L_0=3$	0,06	0,071	0,09	0,1	0,107
Н, м	$L_0=5$	0,064	0,076	0,096	0,103	0,111
Н, м	$L_0=10$	0,067	0,078	0,098	0,107	0,113

Залежність висоти пінного шару від діаметру отвору провальної тарілки:

№ п/п	Назва параметру	$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$					$L_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{год}$				
		$w_r, \text{м/с}$	2	2,5	3	3,5	4	2	2,5	3	3,5
	$d_0, \text{м}$	Н, м	Н, м	Н, м	Н, м	Н, м	Н, м	Н, м	Н, м	Н, м	Н, м
1	0,020	0,055	0,066	0,087	0,092	0,094	0,057	0,068	0,089	0,094	0,096
2	0,016	0,058	0,070	0,091	0,097	0,101	0,060	0,072	0,093	0,099	0,103
3	0,015	0,064	0,076	0,096	0,103	0,111	0,067	0,078	0,098	0,107	0,113
4	0,012	0,072	0,083	0,103	0,110	0,120	0,074	0,085	0,105	0,112	0,122
5	0,010	0,080	0,091	0,112	0,12	0,130	0,082	0,093	0,114	0,122	0,133

Залежність висоти пінного шару від швидкості газу в повному перетині апарата із стабілізатором: $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$; $d_0 = 0,012 \text{ м}$

№ п/п	$w_r, \text{м/с}$	$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2\text{год}$	Н, м
1	2	3	0,067
2	2,5	3	0,077
3	3	3	0,098
4	3,5	3	0,107
5	4	3	0,114
6	2	5	0,072
7	2,5	5	0,083
8	3	5	0,103
9	3,5	5	0,110
10	4	5	0,120
11	2	10	0,074
12	2,5	10	0,085
13	3	10	0,105
14	3,5	10	0,112
15	4	10	0,122

Залежність гідравлічного опору сухого контактного елемента від швидкості газу

№ п/п	W _г , м/с	S ₀ = 0,38 м ² /м ² ; d ₀ = 0,02 м	S ₀ = 0,244 м ² /м ² ; d ₀ = 0,016 м	S ₀ = 0,217 м ² /м ² ; d ₀ = 0,015 м	S ₀ = 0,137 м ² /м ² ; d ₀ = 0,012 м	S ₀ = 0,095 м ² /м ² ; d ₀ = 0,01 м
		ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па
1	2	24	42	54	67	89
2	2,5	42	60	73	88	105
3	3	60	75	88	102	122
4	3,5	78	96	107	120	140
5	4	102	115	124	136	162

Залежність гідравлічного опору контактного елемента від швидкості газу та діаметру отворів провальної тарілки

№ п/ п	Назва парамет ру	L ₀ = 5 м ³ /м ² □год;					L ₀ = 10 м ³ /м ² □год;					
		W _г , м/с	2	2,5	3	3,5	4	2	2,5	3	3,5	4
	d ₀ м	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па
1	0,02	458	550	725	767	783	545	652	853	900	920	
2	0,016	487	587	764	814	848	560	707	913	972	1010	
3	0,015	540	642	811	870	938	673	785	985	1076	1136	
4	0,012	613	706	877	936	1021	768	883	1090	1163	1265	
5	0,01	687	782	961	1030	1115	880	1000	1223	1310	1430	

Залежність гідравлічного опору від швидкості газу при різних щільностях зрошення: S₀ = 0,217 м²/м²; d₀ = 0,015 м

№ п/п	Умови процесу	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па	ΔP, Па
	W _г , м/с	2	2,5	3	3,5	4
1	L ₀ = 3 м ³ /м ² □ГОД	310	420	520	660	750
2	L ₀ = 5 м ³ /м ² □ГОД	540	642	811	870	938
3	L ₀ = 10 м ³ /м ² □ГОД	673	785	985	1076	1136

Залежність гідравлічного опору від вільного перетину контактної ступені:
W_г = 3,5 м/с; d₀ = 0,02 м

№ п/п	L ₀ , м ³ /м ² год	5	10
Назва параметру	S ₀ , м ² /м ²	ΔP, Па	ΔP, Па
1	0,383	767	900
2	0,244	814	972
3	0,217	870	1076
4	0,137	936	1163
5	0,095	1030	1310

Залежність газовмісту пінного шару від швидкості газу

$$S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2; d_0 = 15 \text{ мм}; L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$$

№ п/п		1	2	3	4	5
W_{Γ} , м/с		2	2,5	3	3,5	4
φ	газовміст без стабілізатора	0,68	0,73	0,77	0,82	0,85
φ	газовміст із застосуванням 1 стабілізатора	0,67	0,7	0,75	0,77	0,80
φ	газовміст із застосуванням 2 стабілізаторів	0,62	0,64	0,68	0,71	0,75
φ	газовміст із застосуванням 2 стабілізаторів із зазором 10 мм	0,63	0,65	0,69	0,72	0,77

Залежність питомого бризковіднесення від площі вільного перетину:

$$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}, \text{ із двома стабілізаторами без зазору}$$

№ п/п	S_0 , $\text{м}^2/\text{м}^2$	L_6 , $\text{г}/\text{м}^3$				
		2	2,5	3	3,5	4
1	0,095	1,8	2,05	2,3	2,5	2,7
2	0,137	2,1	2,35	2,55	2,8	3
3	0,217	2,3	2,55	2,75	3	3,3
4	0,244	2,7	3,1	3,4	3,75	4
5	0,383	3,1	3,4	3,7	3,95	4,3

Залежність питомого бризковіднесення від швидкості газу:

$$S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2; d_0 = 15 \text{ мм}; L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$$

Конструкція контактного елемента	№ п/п	1	2	3	4	5
	W_{Γ} , м/с	2	2,5	3	3,5	4
без стабілізаторів	L_6 , $\text{г}/\text{м}^3$	4,5	4,7	5	5,3	5,7
із застосуванням 1 стабілізатора	L_6 , $\text{г}/\text{м}^3$	2,65	2,83	3,05	3,25	3,65
із застосуванням 2 стабілізаторів	L_6 , $\text{г}/\text{м}^3$	2,3	2,55	2,75	3	3,3
із застосуванням 2 стабілізаторів із зазором 10 мм	L_6 , $\text{г}/\text{м}^3$	2,2	2,45	2,65	2,9	3,2

Залежність питомого бризковіднесення від щільності зрощення:

$$W_{\Gamma} = 3 \text{ м/с}; S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2, d_e = 0,015 \text{ м}$$

№ п/п	1	2	3	4
L_6 , $\text{г}/\text{м}^3$	3	2,75	2,7	2,5
L_0 , $\text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$	3	5	10	15

Залежність критичної швидкості від щільності зрошення

Умови	№ п/п	1	2	3	4	5
$S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $\tau = 1,85$	$w_{\Gamma}, \text{м/с}$	0,8	0,9	0,96	1,05	1,1
	$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}$	1	3	5	10	15
$S_0 = 0,383 \text{ м}^2/\text{м}^2$, $\tau = 1,85$	$w_{\Gamma}, \text{м/с}$	1,4	1,6	1,7	1,84	1,93
	$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}$	1	3	5	10	15

Залежність верхньої межі роботи комбінованого контактного елемента від вільного перетину тарілки:

$S_0 \text{ м}^2/\text{м}^2$	$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}$				
	1	3	5	10	15
0,095	2,46	2,81	2,99	3,25	3,41
0,137	3,01	3,44	3,66	3,97	4,17
0,217	3,88	4,43	4,71	5,12	5,37
0,244	4,14	4,73	5,02	5,46	5,73
0,383	5,31	6,06	6,44	6,99	7,35

Залежність коефіцієнту корисної дії для системи аміак – вода у комбінованому контактному елементі від швидкості газу

№ п/п	$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год.}$	1	2	3	4	5
$\eta, \%$	$1 - d_e = 0,02 \text{ м,}$ $S_0 = 0,383 \text{ м}^2/\text{м}^2 - \text{без}$ стабілізатору	65	62,5	59	55	52
$w_{\Gamma}, \text{м/с}$		2	2,5	3	3,5	4
$\eta, \%$	$2 - d_e = 0,015 \text{ м,}$ $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2 - \text{із}$ стабілізатором	75	73,5	72,5	71,5	70
$w_{\Gamma}, \text{м/с}$		2	2,5	3	3,5	4
$\eta, \%$	$3 - d_e = 0,012 \text{ м,}$ $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2 - \text{із}$ стабілізатором	83	81,5	80,5	79,5	78
$w_{\Gamma}, \text{м/с}$		2	2,5	3	3,5	4

Залежність коефіцієнту корисної дії в системі аміак – вода у комбінованому контактному елементі від вільного перетину дірчастої тарілки: $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год.}$;
 $w_{\Gamma} = 2,5 \text{ м/с, } C_{\text{NH}_3} = 2\%.$

№ п/п	1	2	3	4	5
$\eta, \%$	87	81,5	73,5	67	62,5
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$	0,0954	0,1375	0,2178	0,244	0,383

Залежність коефіцієнту корисної дії для системи аміак – вода у комбінованому контактному елементі від щільності зрошення:

№ п/п	$w_{\Gamma} = 2,5 \text{ м/с, } C_{\text{NH}_3} = 2\%$	1	2	3	4	5
$\eta, \%$	$1 - d_e = 0,02 \text{ м,}$ $S_0 = 0,383 \text{ м}^2/\text{м}^2 - \text{без}$ стабілізатору	47	53	62,5	69	72
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		1	3	5	10	15
$\eta, \%$	$2 - d_e = 0,015 \text{ м,}$ $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2 - \text{із}$ стабілізатором	56	62	73,5	82	84
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		1	3	5	10	15
$\eta, \%$	$3 - d_e = 0,012 \text{ м,}$ $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2 - \text{із}$ стабілізатором	59	66	81,5	92	93
$L_0, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$		1	3	5	10	15

Залежність коефіцієнту корисної дії для системи аміак – вода у комбінованому контактному елементі від початкової концентрації аміаку:

№ п/п	$W_{\Gamma} = 2,5 \text{ м/с}$, $L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год.}$	1	2	3	4
$\eta, \%$	$1 - d_e = 0,02 \text{ м}$, $S_0 = 0,383 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – без стабілізатору	62	62,5	63,3	63,8
$C, \%$		1,0	2,0	3,0	4,0
$\eta, \%$	$2 - d_e = 0,015 \text{ м}$, $S_0 = 0,217 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із стабілізатором	73	73,5	74	74,6
$C, \%$		1,0	2,0	3,0	4,0
$\eta, \%$	$3 - d_e = 0,012 \text{ м}$, $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із стабілізатором	80	81,5	83	84,5
$C, \%$		1,0	2,0	3,0	4,0

Залежність коефіцієнту масопередачі віднесеного до площі тарілки від щільності зрошення. Система аміак – вода: $d_e = 0,012 \text{ м}$, $S_0 = 0,137 \text{ м}^2/\text{м}^2$ – із стабілізатором, $W_{\Gamma} = 2,5 \text{ м/с}$.

№ п/п	1	2	3	4	5
$K_s, \text{ м/год}$	10300	12700	15500	16600	17900
$L_0, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	1	3	5	10	15

Залежність коефіцієнту масопередачі віднесеного до площі тарілки від вільного перетину дірчастої тарілки. Система аміак – вода:

$$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}, W_{\Gamma} = 2,5 \text{ м/с}$$

№ п/п	1	2	3	4	5
$K_s, \text{ м/год}$	18800	15500	13400	11200	9400
$S_0, \text{ м}^2/\text{м}^2$	0,0954	0,1375	0,2178	0,244	0,383

Залежність коефіцієнту масопередачі віднесеного до площі тарілки від діаметру отворів тарілки. Система аміак – вода:

$$L_0 = 5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}, W_{\Gamma} = 2,5 \text{ м/с.}$$

№ п/п	1	2	3	4	5
$K_s, \text{ м/год}$	18800	15500	13400	11200	9400
$d_e, \text{ м}$	0,01	0,012	0,015	0,016	0,02

Залежність коефіцієнта масопередачі комбінованого контактного елемента від швидкості газу. Система аміак – вода.

№ п/п	$W_r = 2,5$ м/с, $L_0 = 5$ м ³ /м ² ·год.	1	2	3	4	5
K_s , м/год	1 – $d_e = 0,02$ м, $S_0 = 0,383$ м ² /м ² – без стабілізатору	5300	6400	7400	8300	9200
w_r , м/с		2	2,5	3	3,5	4
K_s , м/год	2 – $d_e = 0,015$ м, $S_0 = 0,217$ м ² /м ² – із стабілізатором	6600	8200	9500	10800	11800
w_r , м/с		2	2,5	3	3,5	4
K_s , м/год	3 – $d_e = 0,012$ м, $S_0 = 0,137$ м ² /м ² – із стабілізатором	10400	13300	15500	16800	17300
w_r , м/с		2	2,5	3	3,5	4

Залежність коефіцієнту корисної дії абсорбції CO₂ водою від швидкості газу: $L_0 = 10$ м³/м²·год; $S_0 = 0,137$ м²/м²; $S_0 = 0,217$ м²/м², із стабілізацією та без неї

№ п/п	S_0 , м ² /м ²	1	2	3	4	5
η , %	0,217 без стабілізації	14,1	12,9	12,4	11	10,3
w_r , м/с		2	2,5	3	3,5	4
η , %	0,137 без стабілізації	15,2	13,8	13,2	11,9	11,5
w_r , м/с		2	2,5	3	3,5	4
η , %	0,217 із стабілізацією	23,5	23	21,4	20	19
w_r , м/с		2	2,5	3	3,5	4
η , %	0,137 із стабілізацією	25,4	24,5	23,5	22,4	21,2
w_r , м/с		2	2,5	3	3,5	4

Залежність коефіцієнта корисної дії поглинання CO₂ водою від щільності зрошення L_0 : $W_r = 3$ м/с; S_0 : 1,3 – 0,217; 2,4 – 0,137 м²/м², із стабілізацією та без неї

№ п/п	S_0 , м ² /м ²	1	2	3	4	5
η , %	0,217 без стабілізації	2,5	5	8,3	12,4	14,3
L_0 , м ³ /м ² ·год		1	3	5	10	15
η , %	0,137 без стабілізації	4,1	6,5	10,1	13,2	15,2
L_0 , м ³ /м ² ·год		1	3	5	10	15
η , %	0,217 із стабілізацією	16	18,5	20,4	21,4	22
L_0 , м ³ /м ² ·год		1	3	5	10	15
η , %	0,137 із стабілізацією	18	20,5	22,1	23,5	24
L_0 , м ³ /м ² ·год		1	3	5	10	15

Залежність коефіцієнту корисної дії при поглинанні CO₂ водою від вільного перетину дірчастої тарілки, із стабілізацією та без неї

№ п/п	w _г , м/с	1	2	3	4	5
η, %	2,5 без стабілізації	15,8	14,6	13,2	10,5	8
S ₀ , м ² /м ²		0,0954	0,137	0,217	0,244	0,383
η, %	3,5 без стабілізації	14,8	13,7	11,8	9,6	7,1
S ₀ , м ² /м ²		0,0954	0,137	0,217	0,244	0,383
η, %	2,5 із стабілізацією	25	23,8	22,2	20,5	18,7
S ₀ , м ² /м ²		0,0954	0,137	0,217	0,244	0,383
η, %	3,5 із стабілізацією	23	21,2	20,1	18	16,7
S ₀ , м ² /м ²		0,0954	0,137	0,217	0,244	0,383

Залежність коефіцієнта швидкості вловлювання CO₂ водою на дірчастих тарілках від швидкості газу в повному перетині апарату. S₀: 1,3 – 0,217; 2,4 – 0,137 м²/м²; L₀= 10 м³/м²·год; із стабілізацією та без неї

№ п/п	S ₀ м ² /м ²	1	2	3	4	5
K _s 10 ⁻³ , м/год	0,217	0,71	0,97	1,14	1,31	1,45
w _г , м/с		2	2,5	3	3,5	4
K _s 10 ⁻³ , м/год	0,137	1,18	1,39	1,59	1,64	1,68
w _г , м/с		2	2,5	3	3,5	4
K _s 10 ⁻³ , м/год	0,217	1,28	1,59	1,79	2,2	2,5
w _г , м/с		2	2,5	3	3,5	4
K _s 10 ⁻³ , м/год	0,137	1,59	1,83	2,2	2,6	3,15
w _г , м/с		2	2,5	3	3,5	4

Залежність коефіцієнту швидкості вловлювання CO₂ водою на дірчастих тарілках від щільності зрошення. S₀: 1,3 – 0,217; 2,4 – 0,137; м²/м²; W_г=3 м/с; із стабілізацією та без неї

№ п/п	S ₀ м ² /м ²	1	2	3	4	5
K _s 10 ⁻³ , м/год	0,217 без стабілізації	0,4	0,62	0,85	1,14	1,32
L ₀ , м ³ /м ² ·год		1	3	5	10	15
K _s 10 ⁻³ , м/год	0,137 без стабілізації	0,83	1,05	1,31	1,59	1,76
L ₀ , м ³ /м ² ·год		1	3	5	10	15
K _s 10 ⁻³ , м/год	0,217 із стабілізацією	1,27	1,48	1,64	1,79	2,1
L ₀ , м ³ /м ² ·год		1	3	5	10	15
K _s 10 ⁻³ , м/год	0,137 із стабілізацією	1,7	1,9	2,05	2,2	2,45
L ₀ , м ³ /м ² ·год		1	3	5	10	15

Залежність коефіцієнта швидкості вловлювання CO_2 водою на дірчастих тарілках від вільного перетину. $L_0=10 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$; $W_r=1,2 - 2,5 \text{ м/с}$; $3,4 - 3,5 \text{ м/с}$; із стабілізацією та без неї

№ п/п	$w_r, \text{м/с}$	1	2	3	4	5
$K_s 10^{-3}, \text{м/год}$	2,5	1,63	1,39	0,97	0,74	0,52
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$	без стабілізації	0,0954	0,137	0,217	0,244	0,383
$K_s 10^{-3}, \text{м/год}$	2,5	2,05	1,83	1,59	1,37	1,15
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$	із стабілізацією	0,0954	0,137	0,217	0,244	0,383
$K_s 10^{-3}, \text{м/год}$	3,5	1,93	1,67	1,31	1,02	0,84
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$	без стабілізації	0,0954	0,137	0,217	0,244	0,383
$K_s 10^{-3}, \text{м/год}$	3,5	2,77	2,6	2,2	1,86	1,55
$S_0, \text{м}^2/\text{м}^2$	із стабілізацією	0,0954	0,137	0,217	0,244	0,383

Залежність коефіцієнту швидкості вловлювання CO_2 водою на дірчастих тарілках від діаметру отворів тарілки, $L_0=10 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$; $W_r= 4 \text{ м/с}$;

№ п/п	1	2	3	4	5
$K_s 10^{-3}, \text{м/год}$	2,77	2,2	2,5	1,96	1,75
$d_e, \text{м}$	0,01	0,012	0,015	0,016	0,02

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Головний інженер Державної установи
«Державний науково-дослідний і
проектний інститут основної хімії»
Кузенко Ю.М.

«



АКТ

використання результатів дисертаційної роботи
**«ГІДРОДИНАМІЧНІ ТА ТЕПЛОМАСООБМІННІ ХАРАКТЕРИСТИКИ
МОДУЛЬНИХ КОМБІНОВАНИХ ТА РІЛЧАСТО-НАСАДКОВИХ
КОНТАКТНИХ СЕКЦІЙ»**

Аспіранта Хухрянського Олега Миколайовича

Ми, що нижче підписалися: від Сумського державного університету: аспірант Хухрянський Олег Миколайович, професор кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв д.т.н., проф. Ляпощенко О.О., від Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут», професор кафедри хімічної техніки та промислової екології, к.т.н., Моїсєєв В.Ф., від Державної установи «Державний науково-дослідний і проектний інститут основної хімії», начальник технічного відділу д.т.н., проф. Панасенко В.О., підтверджуємо, що результати дисертаційної роботи Хухрянського Олега Миколайовича передані для використання у розробці вихідних даних на проектування та техніко-комерційних пропозицій для використання тепломасообмінних апаратів з комбінованими контактними секціями у виробництві кальцинованої соди у якості абсорберів технологічних рідин, а саме:

1. Результати дослідження процесів гідродинаміки та масопереносу у тепломасообмінних апаратах з комбінованими контактними секціями та узагальнення експериментальних даних.
2. Рекомендовані режимно-технологічні параметри роботи нових конструкцій масообмінних апаратів.
3. Опис принципової схеми установок.
4. На основі аналізу експериментальних результатів встановлено, що:

- отримані Хухрянським Олегом Миколайовичем залежності дають змогу розрахувати конструктивні та технологічні характеристики тепломасообмінних апаратах з комбінованими контактними секціями;

- показано, що розроблений апарат має порівняно низький серед аналогів унос рідини, що дозволить ефективно використовувати його у якості промивача газу колон (ПГКЛ-I, II);

- як показали дослідження ефективність апарату при абсорбції аміаку досягає 99,9 %;

- в результаті застосування запропонованого способу інтенсифікації роботи діючих ПГКЛ-II без масштабних реконструкційних робіт будуть вирішені екологічні проблеми содового виробництва та забезпечено значний економічний ефект за рахунок ресурсо - та енергозбереження.

5. Результати дисертаційної роботи Хухрянського Олега Миколайовича приймаються підприємством Державною установою «Державний науково-дослідний і проектний інститут основної хімії», для використання у якості техніко-комерційних пропозицій та у розробці вихідних даних при проектуванні технологічного обладнання.

Від Державної установи «Державний науково -
дослідний і проектний інститут основної хімії»

Начальник технічного відділу
д.т.н., проф.



В.О. Панасенко

Від Сумського державного університету

Аспірант



О.М. Хухрянський

Професор кафедри процесів та
обладнання хімічних і нафто-
переробних виробництв,
д.т.н., проф.



О.О. Ляпощенко

Від Національного технічного університету
«Харківський політехнічний інститут»,
к.т.н., проф.



В.Ф. Моїсєєв

Шаблон за версією 01
Затверджено наказом ректора СумДУ
№0527-І від 14.11.2017 р.

ЗАТВЕРДЖУЮ
Перший проректор СумДУ

Карпуна В.Д.
(підпис) (прізвище, ініціали)

_____ 20__ р.



АКТ
впровадження (використання) результатів
науково-дослідної роботи (етапу НДР) у навчальний процес

ДР №0117U003931 «Розробка та впровадження енергоефективних модульних
(номер держреєстрації, назва теми, етапу)
сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання».
Етап 4 - Апробація та впровадження результатів дослідно-конструкторських робіт.

яка виконана в період з січня 2020 р. по вересень 2020 р.

розроблено конструкторську та технологічну документацію до основного комплекту документів ескізного проекту і повного комплекту документів технічного проекту дослідного (експериментального) зразка; науково-обґрунтовані практичні рекомендації щодо виготовлення, програми та методики випробувань дослідних зразків на основі доопрацьованих експериментальних зразків сепараційних пристроїв; науково обґрунтовані практичні рекомендації до проектування та інженерних методик для розрахунку багатофункціональних сепараторів з метою підвищення ефективності сепарації та зниження гідравлічного опору з визначенням оптимальних конструктивних параметрів модульних сепараційних елементів; винайдені нові об'єкти інтелектуальної власності захищені патентами України на корисну модель, визначені основні гідродинамічні та сепараційні характеристики модульних сепараційних пристроїв за результатами проведення попередніх і приймальних випробувань дослідних (експериментальних) зразків.

(назва результату НДР, що впроваджується)

Керівник теми Ляпощенко Олександр Олександрович
(прізвище, ініціали)

Комісія в складі:

Голова комісії: декан факультету ТеСЕТ, к.т.н., проф. Гусак О.Г.
(посада, прізвище, ініціали)

Члени комісії: зав. кафедри хімічної інженерії, д.т.н., проф. Склабінський В.І.
(посада, прізвище, ініціали)

гол. наук. співробітник, д.т.н., проф. Ляпощенко О.О.

(посада, прізвище, ініціали)

встановила впровадження в навчальний процес результатів досліджень та місце їх використання²:

1. Результати досліджень були використані при підготовці випускних кваліфікаційних робіт бакалаврів (Голохвост О.О., Самойленко В.О., Кормілець М.О., Коноплянников М.В., Шматенко В.А.), курсовому проектуванні магістрантів (Голохвост О.О., Самойленко В.О., Коноплянников М.В., Шматенко В.А.), а також студентських наукових робіт Ковтуна В.В., Голохвоста О.О. «Оптимізаційні хіміко-технологічні моделювання промислових установок з підготовки та переробки вуглеводнів» (наук. керівник – н.с. Старинський О.С.), Скотар А.П., Джая Куеста Алесандер Джованні «Оптимізація режимно-технологічних параметрів процесів переробки нестабільної вуглеводневої сировини» (наук. керівник – к.т.н., с.н.с. Острога Р.О.), Шматенко В.А.

«Моделювання технологічних процесів брагоректифікаційної установки у виробництві біоетанолу II покоління» (наук. керівник – к.т.н., с.н.с. Скиданенко М.С.) для участі у II турі Всеукраїнського конкурсу студентських наукових робіт 2019/2020-2020/2021 рр. (галузі «Нафтова та газова промисловість», «Хімічні технології та інженерія»). У співавторстві зі студентами опубліковано 3 тези доповідей у матеріалах науково-технічних конференцій та подано 3 заявки на патенти України на корисну модель.

2. В результаті виконання НДР виконавці с.н.с. Іванов В.О., с.н.с. Павленко І.В. підготували, представили на розгляд та захистили дві дисертації на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук.

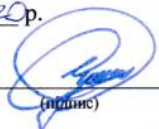
3. Виконавцями НДР (д.т.н., г.н.с. Ляпощенко О.О., д.т.н., с.н.с. Іванов В.О., к.т.н., с.н.с. Павленко І.В.) підготовлено та подано запити за програмою Mevlana Exchange Programme (Eskisehir Technical University, Yildiz Technical University). Виконавці НДР, в тому числі студенти Шоломицький О.Л., Амелін М.М., прийняли участь у виконанні загальноуніверситетських освітніх грантових проєктів Gene Haas Scholarships (Gene Haas Foundation & Haas Automation), BE-ING: Begin der erfolgreichen internationalen nachhaltiger gemeinsamen Ausbil (57537752; DAAD).

4. Результати НДР використано (впроваджено) при наданні наукових послуг за господарчим договором №51.18-2020.СП/01 «Очищення зернових культур за рахунок вібраційно-інерційних ефектів» (замовник – ТОВ «Аграрник», виконавець – СумДУ, науковий керівник – к.т.н., с.н.с. Острога Р.О.; виконавці – н.с. Дем'яненко М.М., н.с. Старинський О.Є.). Підготовлено та передано для погодження ПрАТ «УкрГазвидобуток» і Представництву «Регал Петролеум Корпорейшн Лімітед» проєкт договору на надання наукових послуг з теми «Розрахунок і конструювання, експлуатація й обслуговування, діагностика та ремонт компресорного, теплообмінного, сепараційного обладнання», яким передбачено проведення науково-навчального тренінгу (22 години).

5. Виконавцями НДР (аспіранти - н.с. Дем'яненко М.М., н.с. Старинський О.Є., Хухрянський О.М., студенти - Голохвост О.О., Шматенко В.А.) на матеріально-технічній базі науково-навчального центру комплексного інжинірингу «SSUChemTech» (нач. ННЦ «SSUChemTech» - к.т.н., с.н.с. Скиданенко М.С.) кафедри хімічної інженерії факультету TeCET СумДУ зібрано пересувний генератор холодного туману, яким дооснащено при модернізації дослідно-випробувальний стенд з моделювання та експериментальних досліджень процесів сепарації газорідних потоків та оптимізації конструкцій сепараційних вузлів, який використовується в тому числі при виконанні лабораторних і студентських наукових робіт. Генератор туману є допоміжним обладнанням дослідно-випробувального стенду і виробом подвійного призначення, рекомендований для застосування при розпилюванні дезінфікуючих розчинів для санітарної обробки замкнених приміщень і салонів транспорту, зокрема, для упередження поширення коронавірусної хвороби COVID-19. Проведено маркетингові дослідження щодо доцільності комерціалізації виготовленого пересувного генератора холодного туману, як окремого виду продукції ННЦ «SSUChemTech» СумДУ.

«30» 09 2020р.

Голова комісії:

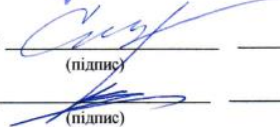


(підпис)

О.Г.Гусак

(прізвище, ініціали)

Члени комісії:



(підпис)

В.І.Склябінський

(прізвище, ініціали)

О.О.Ляпощенко

(прізвище, ініціали)

Примітки:

- 1) Акт затверджується проректором відповідно до напрямку діяльності у якому впроваджені результати НДР.
- 2) Назва нового (оновленого) курсу (спецкурсу) лекцій або їх розділів, практичних, лабораторних робіт, семінарських занять тощо; впровадження спеціалізованого програмного забезпечення, електронних засобів навчання тощо; публікація та використання у навчальному процесі наукових праць тощо; виконання магістерських, дипломних робіт, підготовка та захист дисертацій, які розроблені (опубліковані, здійснені) в результаті виконання НДР тощо.

Шаблон за версією 01
Затверджено наказом ректора СумДУ
№0527-І від 14.11.2017 р.

ЗАТВЕРДЖУЮ

Перший проректор СумДУ

(посада)

Карпуша В.Д.

(п.ім.ініс.)

(п.ім.ініс., ініціали)

“ 22 ”

12

2022р.

АКТ

впровадження (використання) результатів науково-дослідної роботи (етапу НДР) у навчальний процес

ДР №0120U102036 «Створення нових гранульованих матеріалів для ядерного палива та каталізаторів в активному гідродинамічному середовищі»

(номер держреєстрації, назва теми, етапу)

Етап 1 - Теоретичні дослідження активних гідродинамічних режимів під час гранулоутворення за золь-гельною технологією

яка виконана в період з квітня 2020 р. по грудень 2020 р.

розроблено математичні моделі впливу активних гідродинамічних і тепломасообмінних режимів; отримали подальшого розвитку математичні моделювання гідродинамічних процесів при гранулоутворенні за золь-гельною технологією, в тому числі числові моделювання процесу вібраційної грануляції в активному гідродинамічному середовищі гелю; отримали рекомендації щодо обґрунтування можливостей модернізації дослідного стенду та підвищення енергоефективності процесу гранулоутворення.

(назва результату НДР, що впроваджується)

Керівник теми

Склабінський Всеволод Іванович

(прізвище, ініціали)

Комісія в складі:

Голова комісії: декан факультету ТеСЕТ, к.т.н., проф. Гусак О.Г.

(посада, прізвище, ініціали)

Члени комісії: зав. кафедри ХІ, гол. наук. співробітник, д.т.н., проф. Склабінський В.І.

(посада, прізвище, ініціали)

пров. наук. співробітник, д.т.н., проф. Ляпошенко О.О.

(посада, прізвище, ініціали)

встановила впровадження в навчальний процес результатів досліджень та місце їх використання²:

1. Результати досліджень були використані при курсовому проектуванні бакалаврів (Наталуха А.Р., Єсипчук С.С.) та магістрів (Гавриченко В.О., Лебедь К.В., Голохвост О.О., Коноплянников М.Г., Самойденко В.О., Нічволодін К.В., Шматенко В.А., Скотар А.П.), при підготовці випускних кваліфікаційних робіт магістра (Потапов Д.Р., Гончаренко В.П., Шаповал В.В.), а також студентських наукових робіт Голохвост О.О., Самойленко В.О. «Режимно-технологічна й апаратурно-конструктивна оптимізація сепараторів установки підготовки газу» (наук. керівник – д.т.н., професор, ст. наук. співробітник Ляпошенко О.О.), Наталуха А.Р. «Оптимізація з енергозбереження конвективного охолоджувача гранульованого суперфосфату» (наук. керівник – к.т.н., доцент, ст. наук. співробітник Юхименко М.П.), Наталуха А.Р., Єсипчук С.С. «Моделювання гідродинаміки відцентрових вихрових пристроїв для масообмінного та сепараційного обладнання» (наук. керівник – аспірант Старинський О.Є.), Нічволодін К.В. «Дослідження процесу отримання гранульованих органічних добрив для вирощування екологічно безпечних продуктів» (наук. керівник – к.т.н., ст. наук. співробітник Острога Р.О.), Шматенко В.А., Скотар А.П.

«Моделювання технологічних процесів брагоректифікаційної установки у виробництві біоетанолу II покоління» (наук. керівник – к.т.н., ст. наук. співробітник, докторант Скиданенко М.С.), Яковчук В.В. «Дослідження вібраційних характеристик перфорованої еліптичної оболонки віброгранулятора» (наук. керівник – д.т.н., доцент, ст. наук. співробітник Павленко І.В.) для участі у II турі Всеукраїнського конкурсу студентських наукових робіт 2020/2021 н.р. У співавторстві зі студентами опубліковано 4 тези доповідей у матеріалах науково-технічних конференцій та подано 2 заявки на патенти України (на корисну модель і на винахід).

2. Виконавцями НДР (к.т.н., ст. наук. співробітник, докторант Скиданенко М.С., ст. наук. співробітник Кононенко М.П., мол. наук. співробітник Покотило В.М., аспіранти – Дем'яненко М.М., Старинський О.Є., Хухрянський О.М.) розроблено та обґрунтовано практичні рекомендації щодо модернізації дослідного стенду з випробувань вібраційного, грануляційного і сепараційного обладнання та його вузлів, який використовується в тому числі при виконанні лабораторних і студентських наукових робіт на матеріально-технічній базі лабораторії грануляційного і масообмінного обладнання (ЛГМО) та науково-навчального центру комплексного інжинірингу «SSUChemTech» (нач. ННЦ «SSUChemTech» - к.т.н., ст. наук. співробітник Скиданенко М.С.) кафедри хімічної інженерії (XI) факультету ТеСЕТ СумДУ.

3. Виконавці НДР отримали 2 індивідуальних гранти і впродовж 16.11.2020-02.03.2021 р. проходять на наукове стажування за кордоном (Technical University of Kosice, Словачка Республіка) з тематики досліджень: к.т.н., ст. наук. співробітник, докторант Скиданенко М.С. «Numerical modeling of the vibration prilling process in active hydrodynamic environment», аспірант Хухрянський О.М. «Hydrodynamic and heat and mass transfer characteristics of modular combined disk-packed contact sections».

4. Виконавцями НДР (д.т.н., ст. наук. співробітник Ляпощенко О.О., д.т.н., ст. наук. співробітник Павленко І.В., к.т.н., ст. наук. співробітник Острога Р.О., к.т.н., ст. наук. співробітник, докторант Скиданенко М.С., аспіранти – Дем'яненко М.М., Старинський О.Є., Хухрянський О.М.) підготовлено та подано запит на науково-технічну розробку (НТР) «Модульний газорідний реактор з рекуператором, контактором і сепаратором» (наук. керівник – д.т.н., професор, ст. наук. співробітник Ляпощенко О.О., відп. виконавець – аспірант Старинський О.Є.) на участь у конкурсі науково-технічних (експериментальних) розробок за державним замовленням, виконання яких розпочнеться у 2021 році за рахунок фонду державного бюджету.

5. В результаті виконання НДР виконавцем, ст. наук. співробітником Павленко І.В. підготовлено, представлено на розгляд та захищено дисертацію на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук. Отримані наукові результати і підготовлений звіт про НДР є частиною дисертаційних робіт виконавців НДР: здобувача Павленка І.В. «Науково-теоретичні основи вібраційних процесів у гетерогенних системах»; аспірантів Дем'яненко М.М. «Підвищення ефективності розділення гетерогенних систем за рахунок динамічних процесів вібраційно-інерційної сепарації», Старинського О.Є. «Гідродинамічні показники сепарації багатоконпонентних систем у фазних розділювачах», Хухрянського О.М. «Гідродинамічні та тепломасообмінні характеристики модульних комбінованих тарілчасто-насадкових контактних секцій»; докторанта Скиданенка М.С. «Теоретичні основи процесів вібраційного гранулювання мінеральних добрив у баштах».

“ 22 ” 12 2020 р.

Голова комісії:



(підпис)

О.Г.Гусак

(прізвище, ініціали)

Члени комісії:



(підпис)

В.І.Склабінський

(прізвище, ініціали)



(підпис)

О.О.Ляпощенко

(прізвище, ініціали)

24 вересня 2020 р.

м. Київ

ПРОТОКОЛ
науково-технічної наради
з намірів співпраці ТОВ «ГЕОГАЗЦЕНТР» та СумДУ

ПРИСУТНІ:

Від ТОВ «ГЕОГАЗЦЕНТР»:

Якимів М.М. – директор;

Якимів М.М. – канд. техн. наук, заст. директора з комерційної діяльності та стратегічного розвитку.

Від СумДУ:

Ляпощенко О.О. – докт. техн. наук, професор, гол. наук. співробітник;

Хухрянський О.М. – аспірант.

СЛУХАЛИ:

1. Ляпощенко О.О. повідомив про винайдені інноваційні способи отримання аміачної води та рідких комплексних добрив (патентовласник – СумДУ), запропонував науково-технічну співпрацю у впровадженні розробок, а також надав для розгляду техніко-комерційні пропозиції з проектування та виготовлення дослідного зразка установки виробництва аміачної води.
2. Хухрянський О.М. повідомив що для реалізації проекту по впровадженню установки аміачної води та рідких комплексних добрив, потрібно додатково (спільно) опрацювати дозвільні документи як з боку замовника так і з боку підрядної організації.
3. Якимів М.М., маючи досвід в реалізації проектів «під ключ» на території України з класом наслідків СС2/СС3, повідомив що компанія має можливість взяти на себе зобов'язання перед замовником по розробці технологічного обладнання, виготовлення, поставки, монтажу та вводу в експлуатацію, при забезпеченні науково-технічного супроводу СумДУ.
4. Якимів М.М. запропонував також розглянути можливість співпраці в інших сферах діяльності, в яких є компетенції в учасників наради та організувати постійний обмін інформації щодо потенційних варіантів співробітництва.

ВИРІШИЛИ:

1. Провести маркетингові дослідження, щодо вартості основного обладнання для установки отримання аміачної води та рідких комплексних добрив.
відповідальний Хухрянський О.М. - до 15/10/2020р.
2. Визначитися з необхідною дозвільною документацією, яка потрібна підряднику для виконання робіт. Розрахувати вартість проектно вишукувальних робіт і експертиз потрібних для отримання замовником дозволу на будівництво (у разі необхідності).
відповідальний Якимів М.М. - до 20/10/2020р.
3. Провести спільну зустріч з замовником, для обговорення важливих питань з отримання замовником дозвільної документації на будівництво, об'ємів робіт підрядника, строків на виконання робіт та розмірів фінансування.
відповідальні Ляпощенко О.О. та Якимів М.М. - до 31/10/2020р.
4. Підготувати та підписати МЕМОРАНДУМ ПРО СПІВПРАЦЮ.
відповідальні Ляпощенко О.О. та Якимів М.М. - до 31/10/2020р.

Протокол склав Хухрянський О.М.

ПОГОДЖЕНО:

Від ТОВ «ГЕОГАЗЦЕНТР»:


М.М. Якимів

М.М. Якимів

Від СумДУ:


О.О. Ляпощенко

О.М. Хухрянський

Mr. Oleh Khukhrianskyi
Ph.D. student
Department of Chemical Engineering,
Faculty of Technical Systems
and Energy Efficient Technologies,
Sumy State University,
2, Rymaskogo-Korsakova St.,
Sumy, 40007, Ukraine

Date: 28.10.2020

SUBJECT
Invitation Letter

Dear Mr. Oleh Khukhrianskyi,

I am pleased to invite you to conduct a study "**Hydrodynamic and heat and mass transfer characteristics of modular combined disk-packed contact sections**" at Technical University of Kosice from November 16, 2020 to March 2, 2021 at the Faculty of Manufacturing Technologies with a seat in Presov. The research will be realized in a virtual environment and will not need traveling or any other expenses. As agreed, the fee for the research internship is not assumed. The salary for the research internship is not provided.


Since we have similar research interests, your project is very interesting for our Faculty and corresponds to the Slovak Republic's modern industrial tasks. I am confident that our experience in heat and mass transfer processes, and your ideas for developing a new efficient design of regular packing, will contribute to progress in the chemical and oil and gas industry and compete in economic performance with existing configurations of the bubbling contact devices.

The research focuses on developing a new efficient design of the regular packing, which will stabilize the bubble (foam) ball. During the internship, the following research tasks will be completed: studies of the hydraulic characteristics of the modular combined tray-packed contact section of the column (November 16, 2020 – December 16, 2020); theoretical studies of the processes of mass transfer in the gas (steam) system (December 17, 2020 – January 17, 2021); development of physical and mathematical models of processes (January 17, 2021 – March 2, 2021).

I believe your research ideas will contribute to current research projects regarding energy efficiency. I support your research proposal, and I am pleased to provide our resources (web resources, software, etc.) and collaboration with our industrial partners for your research needs. I am convinced that your research internship will contribute to the next cooperation between our Faculties.

Best regards




prof. Ing. Ján Pitel', PhD.
Vice – dean for Faculty Development
and External Relationships

Mr. Oleh Khukhrianskyi
Sumy State University
Faculty of Technical Systems and
Energy Efficient Technologies
2 Rymaskogo-Korsakova St.
Sumy, 40007, Ukraine

Váš list/zo dňa

Naše číslo

Vybavuje/linka
Knapčíková

Prešov
05.05.2021

SUBJECT: Confirmation Letter

It is our pleasure to confirm that Mr. Oleh Khukhrianskyi has successfully completed a research internship on the topic "Hydrodynamic and heat and mass transfer characteristics of modular combined disk-packed contact sections" at the Faculty of Manufacturing Technologies of Technical University of Košice.

From November 2, 2020 to February 5, 2021 the following research tasks were completed:

- studies of the hydraulic characteristics of the modular combined tray-packed contact section of the column;
- theoretical studies of the processes of mass transfer in the gas (steam) system;
- development of physical and mathematical models of processes.

Best regards,




Assoc.Prof. Eng. MSc. Lucia Knapčíková, Ph.D.
Vice-Dean for International Relations and Mobility

СПИСОК ПУБЛІКАЦІЙ ЗДОБУВАЧА

Наукові праці, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації

1. Моїсєєв В.Ф., Манойло Є.В., Ляпощенко О.О., Хухрянський О.М., Пономарьова Н.Г. Структура пінного шару на протитечійних контактних елементах зі стабілізацією. *Вісник НТУ «ХПІ». Серія: Нові рішення у сучасних технологіях*. 2018. №2 6 (1302). Т. 2. С. 83-92. DOI: 10.20998/2413-4295.2018.26.37.

Здобувач приймав участь у експериментальних дослідженнях, обробці результатів та формуванні висновків.

2. Liaposhchenko O., Moiseev V., Ochowiak M., Manoilo E., Khukhryansky O. Intensification of Foam Layered Apparatus by Foam Stabilization. *Journal of Engineering Sciences*. 2018. Vol. 5, Issue 2. P. F13-F18. DOI:10.21272/jes.2018.5(2).f3.

Здобувач провів літературний огляд за темою, поставив завдання дослідження та приймав участь у обробці та інтерпретації експериментальних даних.

3. Liaposhchenko O.O., Moiseev V.F., Marenok V.M., Khukhryansky O.M., Starynsky O.Ye., Kovtun V.V. Simulation of chemical and technological processes of a hydrocarbon preparation plant. *Journal of Hydrocarbon Power Engineering*. — 2019. — Volume 6. — Issue 1. — P.7-13. DOI: 10.31471/2311-1399-2019-1(11)-7-13.

Здобувачем проведено моделювання процесів в тарілчастих і насадкових контактних секціях абсорбційного та ректифікаційного колонного обладнання.

4. Moiseev V., Liaposhchenko O., Trebuna P., Manoilo E, Khukhryansky O. Properties of heat and mass transfer processes in the tubular grids with the heat exchanger as a stabilizer. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*. — Springer, 2020. — P. 795-804. DOI: 10.1007/978-3-030-22365-6_79

(Scopus, Web of Science, закордонне фахове видання)

Здобувач проаналізував експериментальні данні та провів їх статистичну обробку, розрахував коефіцієнти емпіричних рівнянь.

5. Moiseev V., Liaposhchenko O., Manoilo E., Khukhryansky O. Demianenko M. Hydrodynamic Parameters of a Combined Contact Device. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*. — Springer, 2021. — P. 257-267. DOI: 10.1007/978-3-030-77823-1_26.

(Scopus, закордонне фахове видання)

Здобувач приймав участь у розробці математичної моделі, алгоритмів розрахунку, які дозволяють оцінити гідродинамічні параметри комбінованого контактного елемента.

Наукові праці, які засвідчують апробацію матеріалів дисертації

6. Liaposhchenko O., Pavlenko I., Ivanov V., Demianenko M., Starynskyi O., Kuric I., Khukhryansky O. Improvement of Parameters for the Multi-Functional Oil-Gas Separator of 'HEATER-TREATER' Type. *6th International Conference on Industrial Engineering and Applications, ICIEA 2019*. Tokyo, Japan: Waseda University, IEEE, 2019. P. 66-71. DOI: [10.1109/IEA.2019.8715203](https://doi.org/10.1109/IEA.2019.8715203)

7. Moiseev V., Manoilo E., Hrubnic A., Liaposhchenko A., Khukhryansky O. Reducing of gas emissions from the production of calcinated soda ash. International joint forum LEA'2018 & YSTCMT'2018, November 22-24, 2018, Lviv, Ukraine. URL: <https://openreviewhub.org/lea-2018/paper/reducing-gas-emissions-production-calcinated-soda-ash>.

8. Ляпощенко О.О., Моїсєєв В.Ф., Манойло Є.В., Хухрянський О.М. Застосування блочно-комбінованих контактних елементів у колонних апаратах. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи*: матеріали IV Всеукраїнської науково-методичної конференції, м. Шостка, 18 квітня 2019 р. / Шосткинський інститут СумДУ, Суми, 2019. С. 16.

9. Liaposhchenko O., Moiseev V., Manoilo E., Khukhryansky O. Foam layered apparatus with foam stabilization. *2nd International Scientific Conference «Chemical Technology and Engineering»*: Lviv, June 24–28th, 2019 / Lviv: Lviv Polytechnic National University, 2019. P. 72-73. URL: <https://openreviewhub.org/cte->

[2019/paper/foam-layered-apparatus-foam-stabilization.](#)

10. Ляпощенко О.О., Хухрянський О.М. Інтенсифікація та підвищення екологічної безпеки абсорбційних систем шляхом стабілізації пінного шару. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи*: матеріали V Всеукраїнської науково-методичної конференції / м. Шостка, 23 квітня 2020 р. / Шосткинський інститут СумДУ, Суми, 2020. С. 10-11.

11. Liaposhchenko O.O. Khukhryansky O. Improvement and intensification of environmental safety of absorbing systems by stabilization of foam layer. *Екологічна безпека держави*: тези доповідей XIII Всеукраїнської науково-практичної конференції молодих учених і студентів / м. Київ, 23 квітня 2020 р. / Національний авіаційний університет, Київ: НАУ, 2020. С. 19-20.

12. Шах А.Д., Михайловський Я.Е., Старинський О.Є., Дем'яненко М.М., Хухрянський О.М., Ляпощенко О.О. Особливості розрахунку фазової рівноваги у парорідинних багатокомпонентних системах. *Сучасні технології у промисловому виробництві*: матеріали та програма VII Всеукраїнської науково-технічної конференції. – Суми: Сумський державний університет, 2020. – С. 269-270.

13. Liaposhchenko O.O., Khukhryansky O. Improvement of environmental safety of gas-liquid sorbing systems by stabilization of foam layer. *Екологічна безпека держави*: тези доповідей XV Всеукраїнської науково-практичної конференції молодих учених і студентів / м. Київ, 22 квітня 2021 р. / Національний авіаційний університет. Київ: НАУ, 2021. С. 21-22

14. Liaposhchenko O., Khukhryansky O. Gas-liquid layer height in a countercurrent combined contact device. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи*: матеріали VI Всеукраїнської науково-методичної конференції / м. Шостка, 22 квітня 2021 р. / Шосткинський інститут СумДУ, Суми, 2021. С. 19-20.

15. Ляпощенко О.О., Моїсєєв В.Ф., Хухрянський О.М., Сейф Хуссейн. Моделювання процесів сепарації та тепломасообміну у дво- та трифазних багатокомпонентних системах. *Сучасні технології у промисловому виробництві*: матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково-технічної

конференції. – Суми: Сумський державний університет, 2021. – С.210.

Наукові праці, які додатково відображають наукові результати дисертації

16. Стабілізатор пінного апарата: Пат. № 138876 U Україна, МПК (2020.01) B01D 47/00. № у 201905820; Заявлено 27.05.2019; Надрук. 10.12.2019, Бюл. № 23. 2019.

17. Пінний апарат: Пат. № 141351 U Україна, МПК (2020.01) B01D 47/04. — № у 201907739; Заявлено 09.07.19; Надрук. 10.04.2020, Бюл. № 7, 2020.

18. Комбінований тепломасообмінний апарат. Пат. № 141368 U Україна, МПК (2020.01) B01D47/04. — № у 201908389; Заявлено 16.07.19; Надрук. 10.04.2020, Бюл. № 7, 2020.

19. Пристрій для розділення двокомпонентних емульсій: Пат. №144878 U Україна, МПК (2020.01) B01D 17/02 (2006.01) B03C 5/00. — № у 202003764; Заявлено 22.06.2020; Надрук. 26.10.2020, Бюл. № 20, 2020.

20. Підігрівач-деемульсатор типу «Heater-Treater»: Пат. №147128 U Україна, МПК (2020.01) B01D 17/02 (2006/01) B01D 19/00. — № у 202006971; Заявлено 30.10.2020; Надрук. 15.04.2021, Бюл. № 15, 2021.