

УДК 631.812

DOI: 10.15587/2312-8372.2019.180770

## ДОСЛІДЖЕННЯ ГАЗОВМІСТУ ТА ПОВЕРХНІ КОНТАКТУ ФАЗ В ОПУСКНИХ ТРУБАХ ЦИРКУЛЯЦІЙНОГО АПАРАТУ ЗІ СТРУМЕНЕВО-ІНЖЕКЦІЙНИМ ГАЗОНАПОВНЕННЯМ

Ведь В. В., Нікольський В. Е., Охтіна О. В., Кисельов В. В.

### 1. Вступ

Перспективи використання циркуляційних апаратів зі струменево-інжекційним газонаповненням для проведення масообмінних та реакційно-масообмінних процесів освітлено в роботах [1–3]. Завдяки використанню енергії рідини для газонаповнення реакційного простору апарати зі струменево-інжекційним газонаповненням мають переваги у порівнянні з ерліфтними, газліфтними та барботажними апаратами при проведенні хемосорбційних процесів зі слабозрчинними газами [4, 5]. На даний момент апарати зі струменево-інжекційним газонаповненням широко використовуються в харчовій промисловості [6] та при очищенні води методом озонування [7].

Струменево-інжекційні апарати відносяться до газорідинних апаратів, у яких газонаповнення відбувається за рахунок енергії рідини [1]. Такі апарати можна поділити на дві групи. Перша, в якій газонасичення відбувається за рахунок енергії струменю рідини, що потрапляє на вільну поверхню рідини. Друга, в якій газонасичення відбувається за рахунок вихрової воронки, що утворюється при переливі рідини [5]. Апарати першої групи досліджено в роботах [6, 7], другої групи в роботі [5].

Головними рисами апаратів зі струменево-інжекційним газонаповненням є наявність вертикальних низхідних каналів з опускною течією або комбінування низхідних і висхідних каналів як в прямоточному режимі, так і з рециркуляцією рідинної або газорідинної фази [8]. В апаратах першої групи рециркуляція відбувається за рахунок ерліфтного ефекту у висхідних гілках апарату і кратність циркуляції обумовлюється швидкістю спливання газової фази. Апарати другої групи працюють в проточному режимі, час перебування газорідинної фази та контакту фаз обумовлюється довжиною камери змішання [9]. В апаратах першої групи виділяють два режими роботи: режим підвисяння газової фази по висоті вертикальних опускних каналів, режим циркуляції за газовою фазою.

Зважаючи на переваги і недоліки існуючих конструкцій струменево-інжекційних апаратів, було запропоновано конструкцію апарату. В запропонованому апараті забезпечувалась висока кратність циркуляції як в режимі підвисяння газової фази по висоті опускних каналів, так і в режимі циркуляції газорідинного потоку [3]. Однією з конструктивних ознак запропонованої конструкції апарату є наявність перемішуючого пристрою насосного типу для забезпечення циркуляції і струменеві-інжекційного газонасичення.

В роботах [10, 11] описано гідродинаміку в вертикальних каналах струменево-інжекційних апаратів при газонасиченні завдяки струменю рідини. Гідродинаміка в опускних каналах апаратів другої групи, на прикладі апарату

шахтного типу, досліджена в роботі [9]. Тому актуальним є дослідження розподілу бульбашок газової фази за розмірами, газовміст та поверхня контакту фаз в апараті запропонованої конструкції, що дає можливість визначити режими його роботи. Таким чином, *об'єктом дослідження* є апарат зі струменево-інжекційним газонаповненням. *А метою дослідження* є визначення поверхні контакту фаз в опускних каналах циркуляційного контуру апарату зі струменево-інжекційним газонаповненням.

## 2. Методика проведення досліджень

Дослідження проводили на експериментальному стенді, представленому на рис. 1, б, на модельному середовищі вода-повітря. Модельний апарат (1), який складається з верхнього сепараційного простору, нижнього переливу та трьох каналів (центрального – циркуляційного, в якому встановлено перемішувачий пристрій насосного типу; бокових опускних каналів). Під час проведення досліджень апарат заповнювали рідиною з запасом рідини над переливами  $h_{пер}$ : 5, 10, 15, 20 мм. Запас рідини над переливом обумовлює ефективність газозахоплення [3]. Лабораторним автотрансформатором (4) вимірювали напругу на обмотках електродвигуна постійного току (3). Число обертів валу перемішувачого пристрою (2)  $n$ : 600, 750, 900 об/хв. Апарат заповнювали насосом (6) з буферної ємності (7) через витратомір (5).

В якості перемішувачого пристрою насосного типу була вибрана мішалка пропелерного типу. Рівень світлої рідини  $H_p$  та висоту газорідного шару  $H_{gp}$  в реакційній трубі вимірювали диференційними манометрами (8).

Діаметр бульбашок газорідного шару фотографували в режимі макрознімку з низькою витримкою діафрагми за допомогою камери Canon (9). Подальшу обробку знімків проводили за допомогою персонального комп'ютера (10) в редакторі Paint. Приклади отриманих результатів показано на рис. 1, а.

Обробку експериментальних даних та аналіз отриманих результатів проводили за наступною методикою.

Поверхню контакту фаз можна визначали за рівнянням [4]:

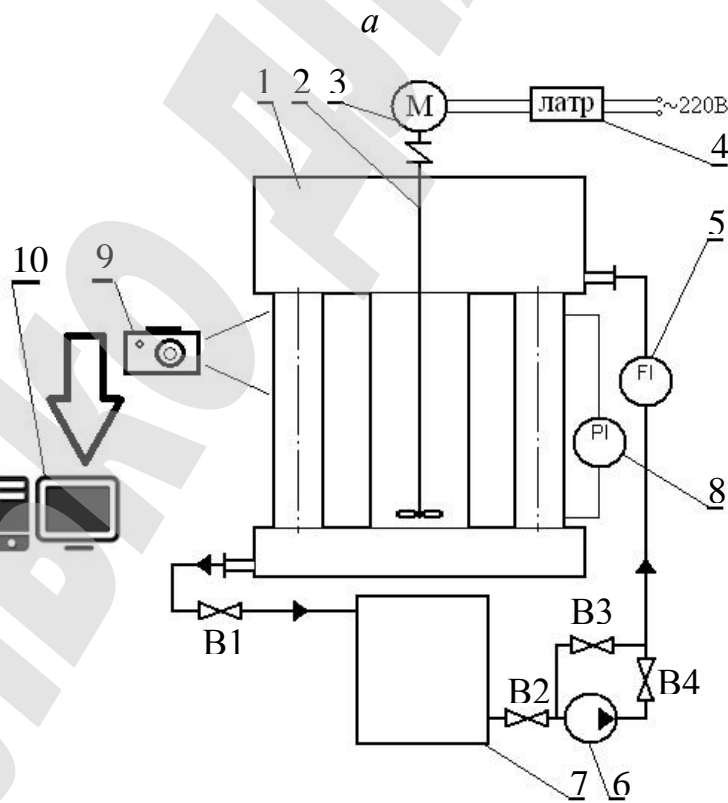
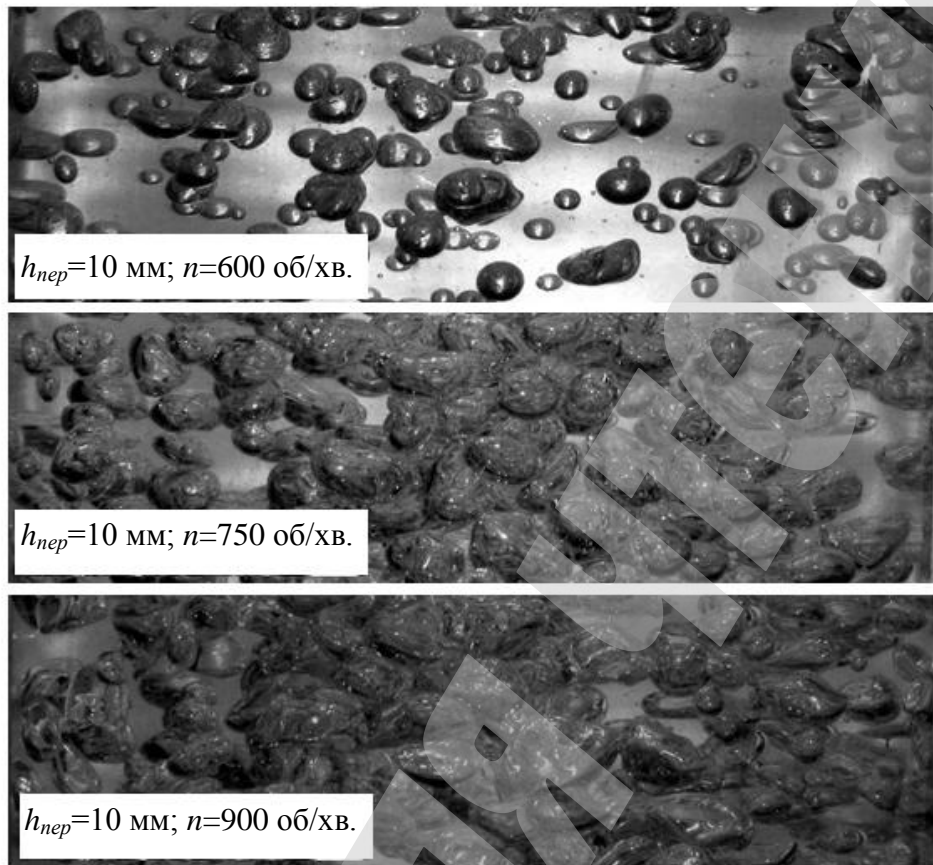
$$a = \frac{6 \cdot \bar{\phi}}{d_{32}}, \quad (1)$$

де  $\bar{\phi}$  – середній газовміст по висоті вертикального низхідного каналу;  $d_{32}$  – середній поверхнево-об'ємний або Саутерівський діаметр бульбашок газової фази.

В роботі [12] авторами було проведено аналіз поверхні контакту фаз для ежекційних струменевих апаратів в залежності від підведеної потужності. Отримано загальне рівняння:

$$a = const \left( \frac{N}{V_{an}} \right)^n \cdot \phi^m, \quad (2)$$

де  $N$  – підведена потужність;  $V_{an}$  – об'єм реактора;  $n$ ,  $m$  – експериментально отримані коефіцієнти.



б

Рис. 1. Режим з запасом рідини над переливом  $h_{пер}=10 \text{ мм}$ : а – характерні фото бульбашок; б – експериментальна установка

Даний підхід дозволяє оцінити отриману поверхню контакту фаз в залежності від потужності, підведеної до апарату.

Авторами роботи [13] визначено, що при підведеній потужності 2...18 кВт/м<sup>3</sup> поверхня контакту фаз становила 200–1300 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>. Для порівняння, в апаратах барботажного типу поверхня контакту фаз становить 20 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>, в барботажних реакторах з перемішуванням – 200 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>.

Середній газовміст по висоті реакційної труби визначали за відомою залежністю [5]:

$$\phi = \frac{H_{gp} - H_p}{H_{gp}}, \quad (3)$$

де  $H_{gp}$  – висота газорідного шару в вертикальних каналах,  $H_p$  – висота світлої рідини в вертикальних каналах.

Висоти  $H_{gp}$  та  $H_p$  визначали експериментально [5].

Середній Саутерівський діаметр в формулі (1) визначали за формулою [14]:

$$\bar{d}_{32} = \frac{\sum n_i \cdot d_i^4}{\sum n_i \cdot d_i^3}, \quad (4)$$

де  $d_i$  – діаметр бульбашок, отримували за допомогою фотографічного методу [5];  $n_i$  – число бульбашок заданого діапазону розмірів.

Середній діаметр бульбашок порівнюють з максимальним стійким розміром [13] бульбашок:

$$d_{\max} = C_1 \frac{\sigma^{0,6}}{\rho_{ж}^{0,2}} \cdot \left( \frac{N}{V_{ж}} \right)^{-0,4}, \quad (5)$$

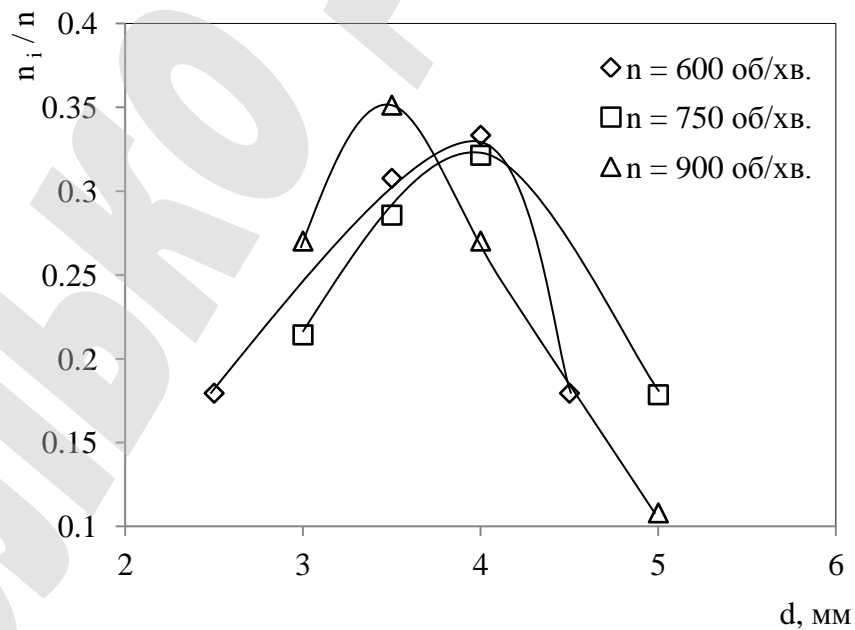
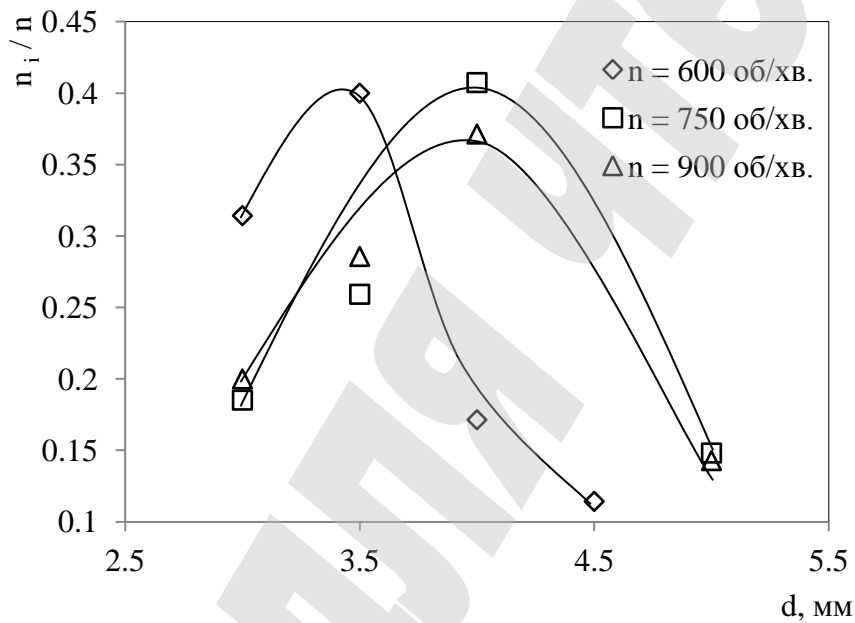
де  $\sigma$  – поверхневий натяг,  $\rho_{ж}$  – щільність рідини;  $N$  – потужність витрачена на перемішування,  $V_{ж}$  – об'єм рідини в апараті.

Отримані експериментальні дані опрацьовували за методиками [Ошибка! Источник ссылки не найден.–Ошибка! Источник ссылки не найден.]. Для кожного режиму роботи апарату, в залежності від числа обертів  $n$  та запасу рідини над переливом  $h_{пер}$ , будували залежність частоти виникнення бульбашок певного розміру. Отримані результати дали можливість оцінити закон розподілення за розміром бульбашок в порівнянні з максимальним діаметром бульбашок за формулою (5). Характер кривих розподілення дав можливість зробити висновки стосовно завершеності процесів подрібнення бульбашок та коалесценції бульбашок.

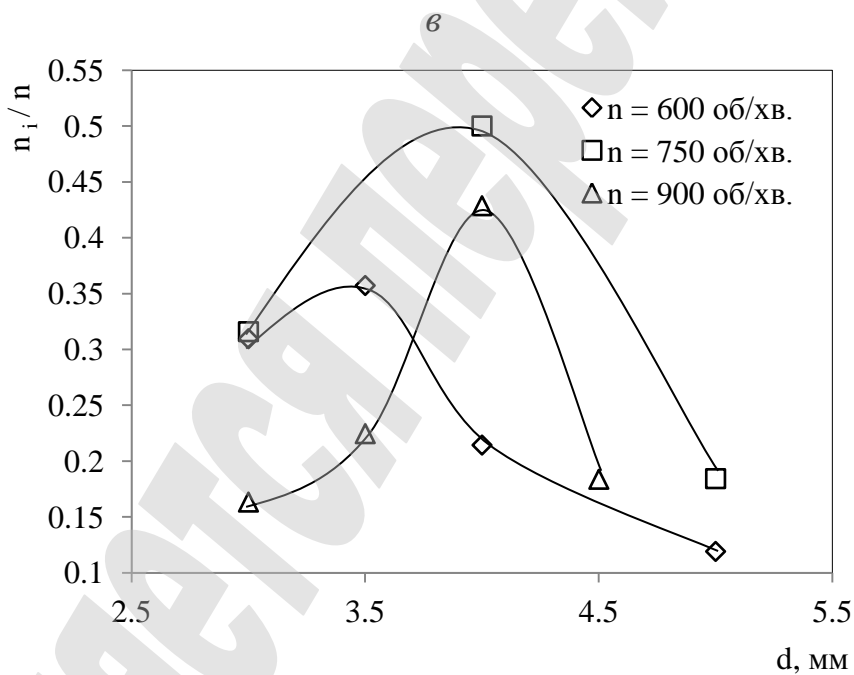
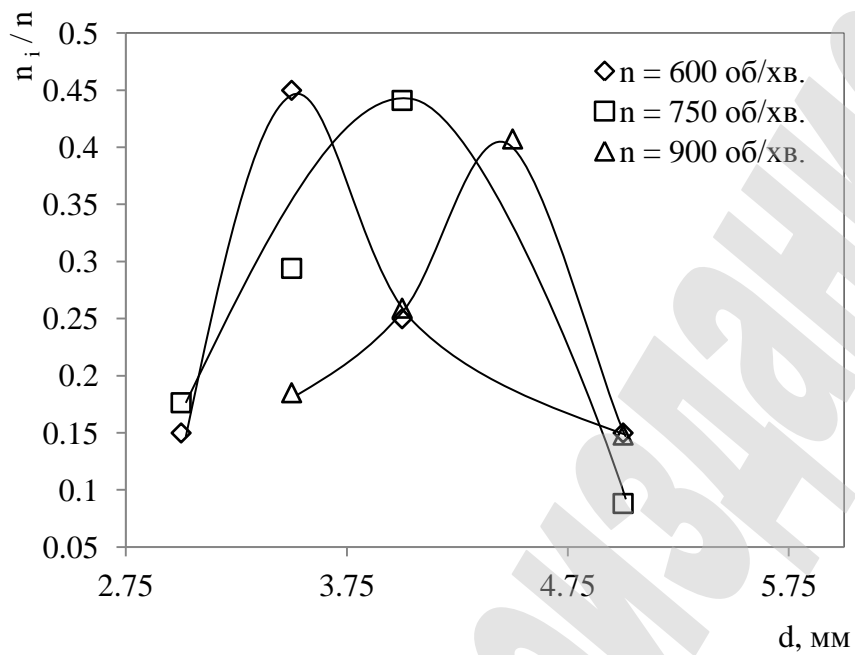
### 3. Результати досліджень та обговорення

На рис. 2 представлено залежність частоти виникнення бульбашок певного розміру. При дослідженні розподілу бульбашок за розміром брали до уваги діапазони: до 2,5 мм; 3 – 3,5 мм; 3,5 – 4 мм; 4 – 4,5 мм; 4,5 – 5 мм.

При частоті обертання валу 600 об/хв. має місце асиметрія кривої розподілення бульбашок вправо (рис. 2, а-в), більша частка бульбашок з розміром від 2,5 мм до 3,5 мм. При частоті обертання валу  $i$  900 об/хв. має місце асиметрія вліво (рис. 2, а-в), більша частка бульбашок з розміром від 3,5 мм до 4,5 мм. При частоті обертання 750 об/хв. розподіл бульбашок по розміру наближений до нормального близько 4 мм (рис. 2, а-в). Можна припустити, що відхилення гістограм від нормального розподілу свідчить про незавершеність процесу формування газорідного шару, чому можуть сприяти коалесценція або подрібнення бульбашок.

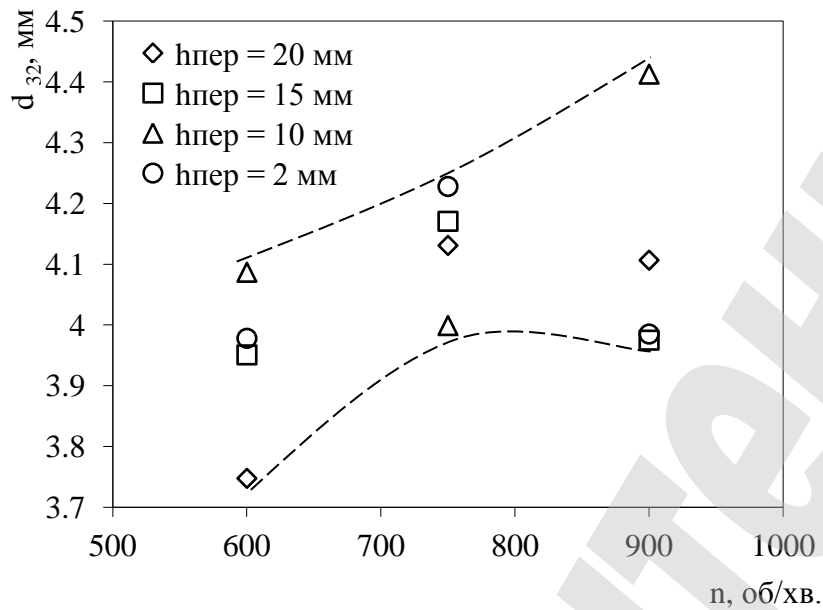


б



**Рис. 2.** Вагова функція щільності розподілу бульбашок по розміру при стаціонарному запасі рідини над переливом: а –  $h_{пер} = 20$  мм; б –  $h_{пер} = 15$  мм; в –  $h_{пер} = 10$  мм; г –  $h_{пер} = 5$  мм

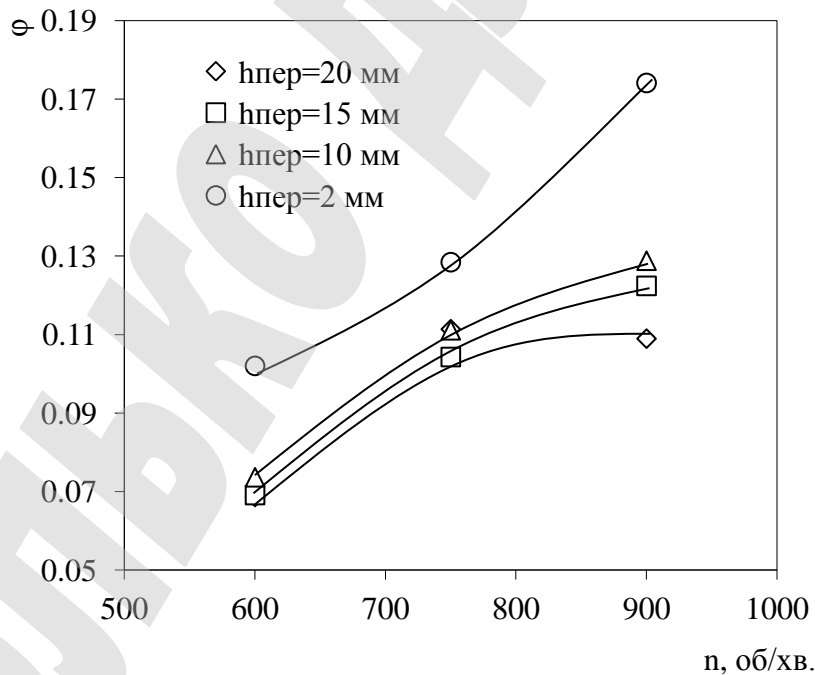
За результатами виконаних досліджень визначено:  
– середній діаметр бульбашок (рис. 3).



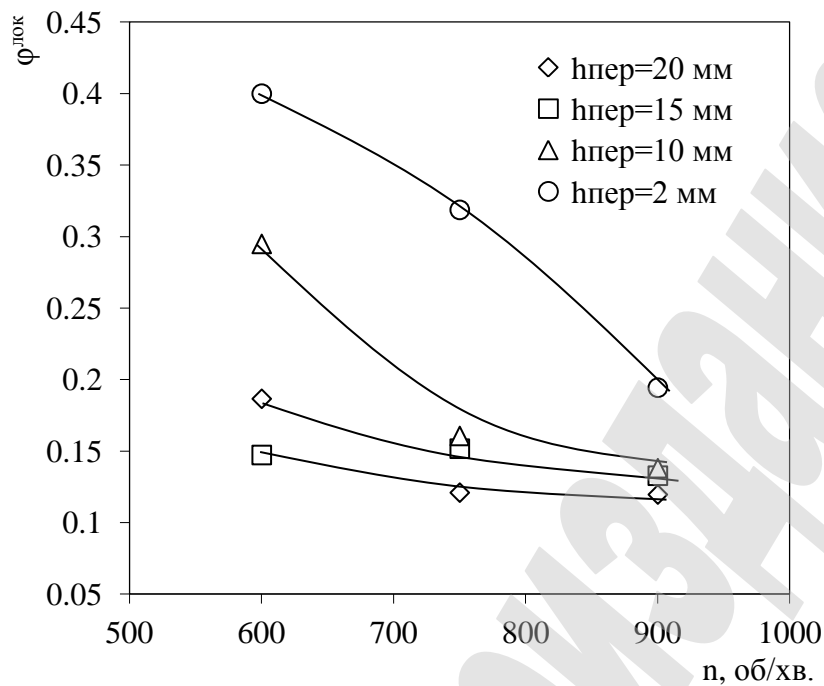
**Рис. 3.** Середній діаметр бульбашок

Розрахунок за формулою (4) показав, що діаметр бульбашок збільшується зі збільшенням числа обертів валу перемішуючого пристрою. Режим підвісання газової фази мав місце при числах обертів валу від 600 об/хв. до 750 об/хв. При збільшенні числа обертів збільшується протидія силі спливання бульбашок і режим підвісання переходить в режим циркуляції газорідного потоку. Отримані результати діаметру бульбашок  $d_{32}$  корелюються формулою (5);

– значення газовмісту в опускних каналах апарату (рис. 4, 5).



**Рис. 4.** Газовміст в реакційних каналах апарату

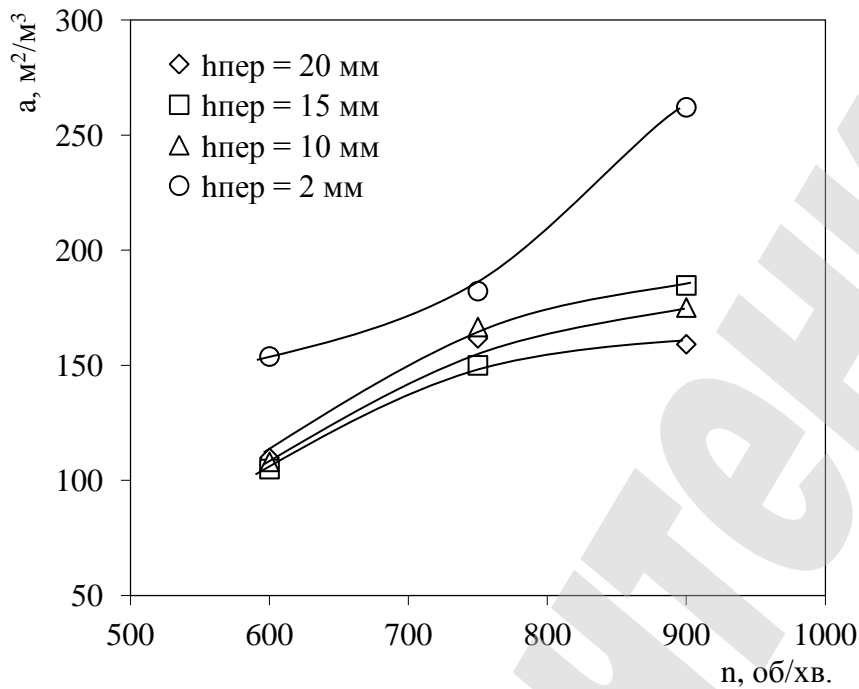


**Рис. 5.** Локальний газовміст в реакційних каналах апарату

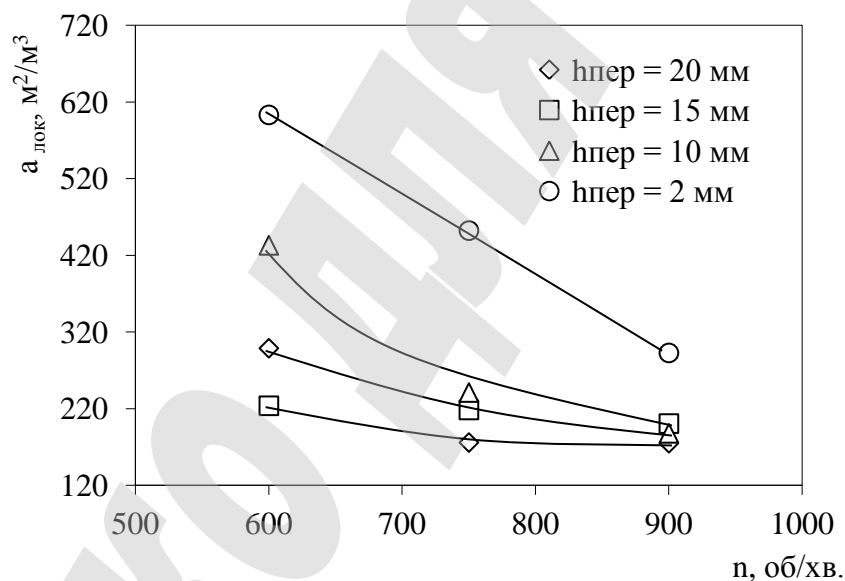
Загальний газовміст в опускних каналах (рис. 4) в залежності від запасу рідини над переливом  $h_{\text{пер}}$  і числа обертів валу перемішуючого пристрою  $n$  змінювався від 0,07...0,10 до 0,1...0,18, що є характерним для газорідних апаратів [13]. Локальний газовміст (рис. 5) змінювався в межах від 0,15..0,40 до 0,1...0,2 – локальний газовміст характеризує газовміст по висоті газорідного шару  $H_{\text{гр}}$ . При числах обертів валу в діапазоні 600...750 об/хв. має місце режим підвищення газової фази з щільною упаковкою бульбашок, даний ефект підтверджують показники газовмісту. При режимах роботи в діапазоні 750..900 об/хв. має місце циркуляція газорідного потоку і показники газовмісту по висоті реакційних труб наближені до показників локального газовмісту;

– значення локальної та загальної поверхні контакту фаз (рис. 6, 7).





**Рис. 6.** Поверхня контакту фаз в опускних каналах апарату



**Рис. 7.** Локальна поверхня контакту фаз по висоті газорідного шару  $H_{gp}$

Загальний газовміст в опускних каналах (рис. 6) апарату знаходиться в діапазоні від 100 до 260 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> реакційного об'єму і є характерним для більшості газорідних апаратів барботажного типу. Локальний газовміст по висоті газорідного шару характеризує щільність упаковки бульбашок, в початковому режимі при підвішуванні газової фази, висота газорідного шару становить порядка 1/3 висоти реакційної труби з опускною течією. При числах обертів порядка 750 об/хв. висота газорідного шару становить порядка 2/3, подальше збільшення числа обертів призводить до режиму циркуляції

газорідинного потоку і значення локальної та загальної поверхні контакту фаз орієнтовно стають рівними.

#### 4. Висновки

Отримані результати досліджень показали, що розміри бульбашок, газовміст та поверхня контакту фаз характерна для більшості барботажних апаратів. Основна новизна полягає в можливості керування режимами роботи завдяки режиму підвисання газової фази по висоті опускних каналів. В результаті досліджень встановлено значення газовмісту в режимі підвисання газової фази  $\varphi=0,2-0,4$  та питомої поверхні контакту фаз  $a=320-620 \text{ м}^2/\text{м}^3$ . Враховуючи те, що час перебування газової фази в об'ємі апарату більший, чим в барботажних та ерліфтних апаратах, можемо припустити, що ступінь спрацьовування газової фази має бути більшим. Отримані результати досліджень можуть бути використаними при дослідженні масопереносу в циркуляційних апаратах зі струменево-інжекційним газонаповненням в режимі підвисання газової фази. Дані апарати і режими роботи перспективні для проведення таких процесів, як хлорування води газоподібним хлором та отримання аміачної води.

#### Література

1. Яблокова, М. А., Соколов, В. Н., Сугак, А. В. (1988). Гидродинамика и массоперенос при струйном аэрировании жидкостей. *Теоретические основы химической технологии*, 6, 734–739.
2. Ведь, В. В., Юшко, В. Л., Птицин, С. Г., Яриз, В. А. (2008). Оптимизация аппаратного оформления стадии аммонизации в производстве комплексных минеральных удобрений. *Вопросы химии и химической технологии*, 1, 159–163.
3. Ведь, В. В. (2013). Структура газорідинного потоку та режими роботи циркуляційного апарату зі струменево-інжекційним газонаповненням. *Вопросы химии и химической технологии*, 3, 214–219.
4. Рамм, В. М. (1976). *Абсорбции газов*. Москва: Химия, 656.
5. Соколов, В. Н., Доманский, И. В. (1976). *Газожидкостные реакторы*. Ленинград: Машиностроение, 216.
6. Ибрагимов, Т. С., Чеботарь, А. В., Новоселов, А. Г. (2012). Производство этилового спирта в кожухотрубном струйно-инжекционном аппарате по низкотемпературной схеме. *Техника и технология пищевых производств*, 1 (24), 112–115.
7. Яблокова, М. А., Иванова, О. М., Петров, С. И. (2010). Уточненная математическая модель процесса озонирования воды в инжекционно-струйных аппаратах. *Известия Санкт-Петербургского государственного технологического института*, 7, 88–93.
8. Сивенков, А. В., Новоселов, А. Г. (2008). Гидродинамический расчет движения двухфазных потоков в вертикальных трубах кожухотрубного струйно-инжекционного аппарата (КСИА) проточного типа с дополнительным соплом над сливом (Часть 1). *Известия СПбГУНиПТ*, 2, 6–10.

9. Соколов, В. Н., Яблокова, М. А. (1988). *Аппаратура микробиологической промышленности*. Ленинград: Машиностроение, 278.

10. Кашинский, О. Н., Рандин, В. В. (1999). Опускное газожидкостное пузырьковое течение в вертикальной трубе. *Теплофизика и аэромеханика*, 6 (2), 235–246.

11. Терехов, В. И., Пахомов, М. А. (2008). Влияние пузырьков на структуру течения и трение в опускном турбулентном газожидкостном потоке. *Теплофизика высоких температур*, 46 (6), 924–930.

12. Шалыгин, Е. В., Леонтьев, В. К., Абрамова, Т. Е. (2009). Расчет диаметра пузыря и параметра эффективности для газожидкостных реакторов с эжекционным диспергированием. *Известия высших учебных заведений. Серия: Химия и химическая технология*, 52 (7), 118–121.

13. Мухаметзянова, А. Г., Дьяконов, Г. С., Кульментьева, Е. И., Етровичева, Е. А. (2004). Процессы переноса и химического превращения при турбулентном смешении в каналах с искусственной турбулизацией среды. *Вестник Казанского технологического университета*, 1, 164–171.

14. Majumder, S. K., Kundu, G., Mukherjee, D. (2006). Bubble size distribution and gas–liquid interfacial area in a modified downflow bubble column. *Chemical Engineering Journal*, 122 (1-2), 1–10. doi: <http://doi.org/10.1016/j.cej.2006.04.007>

15. Mandal, A. (2010). Characterization of gas-liquid parameters in a downflow jet loop bubble column. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 27 (2), 253–264. doi: <http://doi.org/10.1590/s0104-66322010000200004>

16. Ohkawa, A., Kawai, Y., Kusabiraki, D., Sakai, N., Endoh, K. (1987). Bubble size, interfacial area and volumetric liquid-phase mass transfer coefficient in downflow bubble columns with gas entrainment by a liquid jet. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 20 (1), 99–101. doi: <http://doi.org/10.1252/jcej.20.99>

17. Yamagiwa, K., Kusabiraki, D., Ohkawa, A. (1990). Gas holdup and gas entrainment rate in downflow bubble column with gas entrainment by a liquid jet operating at high liquid throughput. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 23 (3), 343–348. doi: <http://doi.org/10.1252/jcej.23.343>