

УДК 621. 5. 013. 4: 546. 224 — 31: 66. 023. 23

І. Є. Малєєв, М. І. Гавриленко, В. І. Нікітін, В. В. Буданов
Одеський національний університет,
кафедра неорганічної хімії та хімічної екології,
вул. Дворянська, 2, Одеса, 65026, Україна

ВИЗНАЧЕННЯ СТРУКТУРИ ПОТОКУ СИСТЕМИ “ГАЗ — РІДИНА” В ЕРЛІФТНОМУ АПАРАТІ

Розглянуті засоби визначення діаметру газових бульбашок, розподілу газових бульбашок за розмірами в низхідній секції ерліфтного апарату, приведені величини утримуючої здатності за газом.

Ключові слова: ерліфтний апарат, діаметр бульбашки, газовміст.

Ерліфтні колони широко застосовуються для проведення процесів абсорбції, ректифікації та реакторних процесів. Їхніми перевагами, важливими для промисловості, є відсутність рухомих частин, великі міжфазові поверхні та високі коефіцієнти тепло- та масопередачі, а за наявності сильного зворотного перемішування рідкої фази – високі коефіцієнти масопередачі. Ерліфтні колонні реактори – це апарати, в яких дискретна газова фаза барботує в вигляді газових бульбашок через суцільну фазу, якою може бути рідина або гомогенна суспензія твердого в рідині.

Продуктивність будь якого газо-рідинного апарату оцінюється на основі перемішування рідини та значень коефіцієнту масопередачі. Швидкість масопередачі, що визначається об’ємним коефіцієнтом масопередачі, може регулюватися зміною міжфазової поверхні, a . Для розрахунку міжфазової поверхні необхідно визначити діаметр газових бульбашок, тому що вони визначають поверхню розділу фаз газ – рідина і коефіцієнти масопередачі. Питома міжфазова поверхня в системі “газ – рідина” a зв’язана з утримуючою здатністю апарату по газовій фазі (газовмістом) ϵ та середнім діаметром бульбашки по Заутеру, d_{vs} . Поверхня розділу між рідиною та газом залежить від геометрії апарату, режимних умов і фізико-хімічних властивостей рідини. Питома міжфазова поверхня залежить від газовмісту ϵ і діаметру бульбашки d_{vs} (об’єм бульбашки до її поверхні) відповідно до рівняння:

$$a = \frac{6\epsilon}{d_{vs}} \quad (1)$$

Одним з найбільш важливих процесів, що проходять в апараті, є утворення газових бульбашок в газорозподілювачі. Чим бульбашки менші, тим більша поверхня масопередачі між газовою і рідкою фазами. Однак діаметр бульбашок в газорозподілювачі не обов’язково такий, що і в самій колоні, де вони можуть піддаватися коалесценції або диспергуванню. Ці явища повністю визначаються турбулентними процесами в колоні.

Метою роботи є продовження раніше розпочатих досліджень [1—2] по вивченню гідродинамічних і масообмінних характеристик плоского ерліфтного апарату з внутрішнім контуром циркуляції та порівняння отриманих експеримен-

тальних даних з результатами, отриманими іншими авторами, які опубліковані в вітчизняній та зарубіжній науковій літературі.

Матеріали та методи дослідження

Ерліфтний апарат представляє собою колону, яка виконана в вигляді трьох каналів прямокутного перерізу. Середній канал – барботажний канал, відповідає секції висхідного потоку абсорбенту, (СВП), а крайні канали – каналні зони – секції низхідного потоку, (СНП). В нижній частині перегородок, що розділяють секції низхідного та висхідного потоків, є ряд отворів, сумарна площа яких дорівнює площині поперечного перетину каналу СВН. Основні розміри ерліфтного апарату: висота СВН (h) – 450 та 650 мм; ширина каналу СВП – 10 мм; ширина каналів СНП – 7,5 мм; загальна ширина каналів секцій – 90 мм. Диспергатор газу виконаний в вигляді 10 отворів діаметром 1 мм. Рідкою фазою в дослідках був 5% розчин гексаметилентетраміну, в подальшому абсорбент. Висота шару абсорбенту в апараті (h_0 , мм) визначалася відстанню від газорозподільного пристрою і до поверхні шару рідини. Так при мінімальному об'ємі абсорбенту 1000 мл висота шару рідкої фази дорівнювала 210 мм, а при максимальному об'ємі абсорбенту 2000 мл висота шару рідкої фази дорівнювала 480 мм.

Експериментальна установка працює таким чином: апарат заповнюється абсорбентом, повітря подається компресором в змішувач, потім в газорозподільувач. В змішувач також може подаватися газ, абсорбція якого буде досліджуватися. В нашому випадку в змішувач подавався SO_2 , причому концентрація оксиду сірки (IV) в газо-повітряній суміші (ГПС) на вході в апарат складала, приблизно, 1 ПДК. Витрата газо-повітряної суміші регулюється байпасним краном, фіксується витрата за допомогою реометра. Після змішувача газо-повітряна суміш подається в ерліфтний апарат, де вона барботується через шар рідини. Принципова схема експериментальної установки зображена на рис. 1.

Методика визначення газовмісту. Важливим параметром, який характеризує роботу ерліфтного апарату є газовміст, який, в основному, залежить від лінійної швидкості газу і чутливий до зміни фізико-хімічних властивостей рідини. Середній газовміст (ϵ) в апаратах розраховувався нами через статичну висоту дисперсії H_L і висоту аерованої дисперсії H_F , які визначалися шляхом візуальних спостережень.

$$\epsilon = (H_F - H_L) / H_F \quad (2)$$

При проведенні експерименту використовувалися послідовні комбінації висот перегородок: дві короткі перегородки (k_k) висотою 450 мм; коротка та довга перегородки (k_d) висотою 450 та 650 мм; дві довгі перегородки (d_d) висотою 650 мм. При розрахунку поверхневої швидкості (м/сек) газу швидкість циркуляції не враховувалась.

Методика визначення розміру бульбашок. Для визначення розмірів бульбашок існує багато експериментальних методів. За свою простоту найбільш широкого використання здобув метод фотографування. Необхідно відзначити, що хоч розподіли бульбашок за розміром, знайдені за допомогою різних методів, помітно відрізняються один від одного, середні діаметри бульбашок визначені відношен-

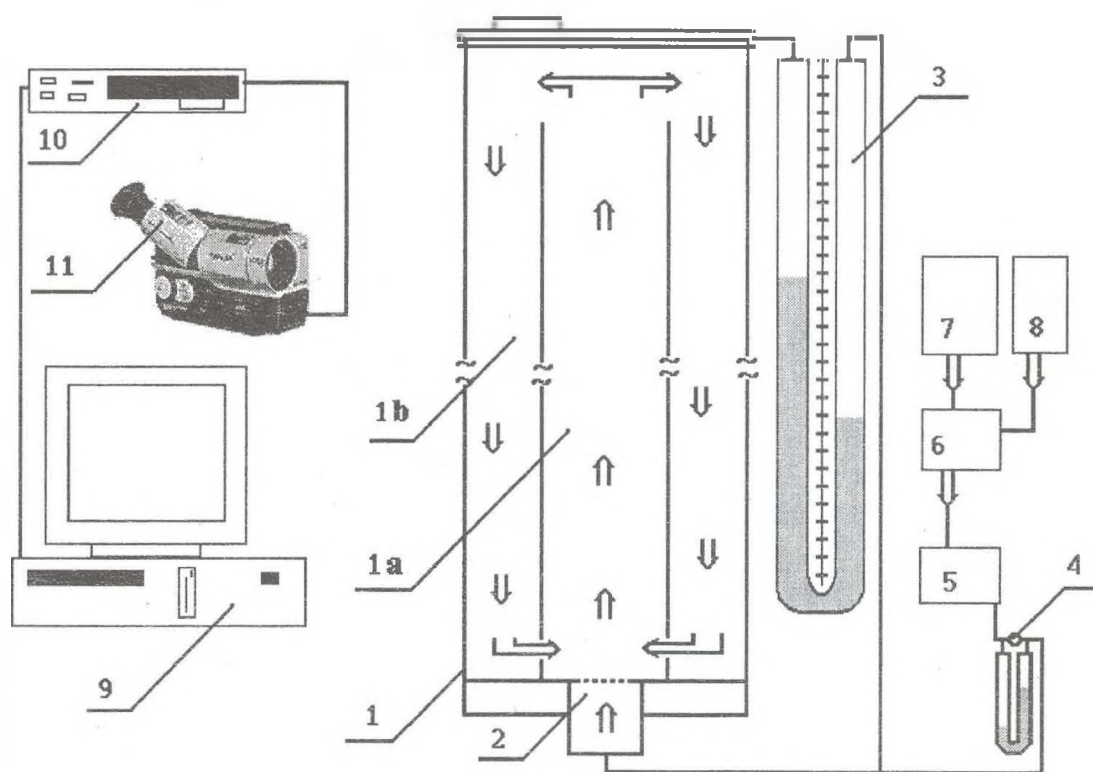


Рис. 1. Принципова схема експериментальної установки: 1 – ерліфтний апарат; 1а – секція висхідного потоку; 1b – секція низхідного потоку; 2 – газорозподільний пристрій; 3 – манометр визначення гідравлічного опору; 4 – реометр витрати газоповітряної суміші; 5 – газорозподільувач; 6 – змішувач; 7 – компресор; 8 – балон з SO_2 ; 9 – персональний комп'ютер з можливістю відео-захвату; 10 – відеоманітофон; 11 – відеокамера.

відрізняються один від одного незначно. Для експериментального визначення розмірів та середніх діаметрів бульбашок, за допомогою цифрової відеокамери JVC JR – SXM26, нами проводилась відео зйомка газо-рідинного потоку в секціях апарату при різних режимах роботи. Далі з відеоплівки за допомогою комп'ютера, оснащеного відеокартою ASUS AGP – V3400 TNT / TV / 16MB (PAL / NTSC) та ліцензійного програмного забезпечення (ASUS LIVE – 3400 Utility) був виконаний захват необхідних відеокадрів, перевід їх в графічні файли і подальша комп'ютерна обробка зображення. Таким чином, були отримані дані по структурі газо-рідинного потоку і розподілу бульбашок за розміром в секціях низхідного потоку, складена покадрова діаграма утворення одиначної бульбашки з отвору газорозподільувача.

Систематизувавши результати по визначенню діаметра бульбашки, отримані іншими дослідниками [3, 4, 5, 6, 7,], нами були використані емпіричні рівняння, наведені нижче, для теоретичного розрахунку діаметра бульбашки, стосовно до досліджуваного апарату:

$$d_* = \sqrt{\frac{6d_*\sigma}{g(\rho_{ж} - \rho_{г})}} \quad [3] \quad (3)$$

$$d_* = \left[\frac{72 \cdot \rho_{ж} \cdot V^2}{\pi^2 g (\rho_{ж} - \rho_r)} \right]^{1/5} \quad [4] \quad (4)$$

$$d_* = 1.3(V_o^2 / g)^{0.2} \quad [5] \quad (5)$$

$$d_n = 0,019V_o^{0.19} \quad [5] \quad (6)$$

$$d_n = 4,76 \left[\frac{\mu_r}{\rho_r} \right]^{0,41} \frac{\omega_{н.лам.}^{0,78}}{g^{0,59}} \quad [6] \quad (7)$$

$$d_n = 4,76 \left[\frac{\mu_r}{\rho_r} \right]^{0,41} \frac{\omega_{н.турб.}^{0,78}}{g^{0,59}} \quad [6] \quad (8)$$

$$d = \left(\frac{236 \cdot p_c}{\pi^2 \cdot g \cdot \Delta \rho} \right)^{0.2} Q^{0.4} \cdot 0.24 \quad [7] \quad (9)$$

де ω_n – швидкість підйому бульбашок, яку розраховують за такими формулами: для ламінарного режиму:

$$\omega_{н.лам.} = d_{н.лам.}^2 (\rho_{ж} - \rho_r) g / (18\mu_{ж}) \quad (10a)$$

для турбулентного режиму:

$$\omega_{н.турб.} = 0.7 \sqrt{d_{н.турб.} (\rho_{ж} - \rho_r) g / \rho_{ж}} \quad (10b)$$

При барботажі діаметр бульбашки розраховують за послідовними формулами: для ламінарного руху:

$$d_{н.лам.} = \sqrt[4]{108\mu_{ж}Q / [\pi g (\rho_{ж} - \rho_r)]} \quad (11a)$$

для турбулентного руху:

$$d_{н.турб.} = \sqrt[5]{72\rho_{ж}Q^2 / \pi^2 g (\rho_{ж} - \rho_r)} \quad (11b)$$

де: d_o – діаметр сопла газорозподільника, м; σ – поверхневий натяг, Н/м; $\rho_{ж}$ – густина рідини, кг/м³; ρ_r – густина газу, кг/м³; V – витрата газоповітряної суміші, м³/сек; g – прискорення сили тяжіння, м/сек²; Re – критерій Рейнольдса; $Re = \omega d \rho / \mu$; ω – швидкість ГВС, розрахована на повний зріз СВП, м/сек; ρ – густина рідини, кг/м³; μ – динамічна в'язкість повітря, Н · сек/м².

Результати дослідження та їх аналіз

В табл. 1-3. приведені величини утримуючої здатності за газом, як функції поверхневої швидкості газу для секцій висхідного та низхідного потоку, для апарату в цілому, при варіюванні висот секцій та висоти газо-рідиної фази в апараті. Значення газовмісту в таблицях наведені в вигляді апроксимованих критеріальних рівнянь ($\epsilon = A \cdot Q^n$). Як і слід було очікувати, на початку процесу газовміст різко зростає, потім при подальшому збільшенні швидкості газоповітряної суміші зріст уповільнюється. Це зумовлено зміною режиму потоку в секції

Таблиця 1

Залежність газовмісту від витрати ГПС при різних висотах шару абсорбенту в ерліфтному апараті та при різних висотах внутрішніх перегородок.
Секція висхідного потоку

h ₀ , мм	Секція висхідного потоку (к_к)	Секція висхідного потоку (к_д)	Секція висхідного потоку (д_д)
210	$\epsilon = 0,2616 \cdot Q^{0,2243}$	—	—
240	$\epsilon = 0,2399 \cdot Q^{0,2433}$	—	—
270	$\epsilon = 0,2513 \cdot Q^{0,1762}$	$\epsilon = 0,2970 \cdot Q^{0,1335}$	—
290	$\epsilon = 0,2141 \cdot Q^{0,2179}$	$\epsilon = 0,2639 \cdot Q^{0,1398}$	—
320	$\epsilon = 0,1656 \cdot Q^{0,2804}$	$\epsilon = 0,1767 \cdot Q^{0,2639}$	—
350	$\epsilon = 0,1428 \cdot Q^{0,2599}$	$\epsilon = 0,1475 \cdot Q^{0,3125}$	$\epsilon = 0,2811 \cdot Q^{0,1712}$
370	$\epsilon = 0,0919 \cdot Q^{0,3771}$	$\epsilon = 0,1094 \cdot Q^{0,3968}$	$\epsilon = 0,2606 \cdot Q^{0,1448}$
400	$\epsilon = 0,0619 \cdot Q^{0,4997}$	$\epsilon = 0,0962 \cdot Q^{0,4187}$	$\epsilon = 0,2375 \cdot Q^{0,1551}$
430	$\epsilon = 0,0463 \cdot Q^{0,5494}$	$\epsilon = 0,0778 \cdot Q^{0,4704}$	$\epsilon = 0,2168 \cdot Q^{0,1528}$
450	—	—	$\epsilon = 0,1668 \cdot Q^{0,1995}$
480	—	—	$\epsilon = 0,1320 \cdot Q^{0,223}$

Таблиця 2

Залежність газовмісту від витрати ГПС при різних висотах шару абсорбенту в ерліфтному апараті та при різних висотах внутрішніх перегородок.
Секція низхідного потоку

h ₀ , мм	Секція низхідного потоку (к_к)	Секція низхідного потоку (к_д)	Секція низхідного потоку (д_д)
270	—	$\epsilon = 0,3715 \cdot Q^{0,1025}$	—
290	—	$\epsilon = 0,3600 \cdot Q^{0,0886}$	—
320	—	$\epsilon = 0,3177 \cdot Q^{0,124}$	—
350	$\epsilon = 0,3792 \cdot Q^{0,1521}$	$\epsilon = 0,2507 \cdot Q^{0,1901}$	—
370	$\epsilon = 0,2475 \cdot Q^{0,3041}$	$\epsilon = 0,2175 \cdot Q^{0,2063}$	—
400	$\epsilon = 0,1573 \cdot Q^{0,4589}$	$\epsilon = 0,1782 \cdot Q^{0,2498}$	$\epsilon = 0,104 \cdot Q^{0,6382}$
430	$\epsilon = 0,0855 \cdot Q^{0,6494}$	$\epsilon = 0,1507 \cdot Q^{0,2911}$	$\epsilon = 0,0006 \cdot Q^{2,5678}$
450	—	—	$\epsilon = 0,0007 \cdot Q^{2,3682}$
480	—	—	$\epsilon = 0,00006 \cdot Q^{4,7446}$

Таблиця 3

**Залежність газовмісту від витрати ГПС при різних висотах шару абсорбенту в ерліфтному апараті та при різних висотах внутрішніх перегородок.
Ерліфтний апарат**

h ₀ , мм	к _ к	к _ Д	Д _ Д
270	—	$\epsilon = 0,6018 \cdot Q^{0,0369}$	—
290	—	$\epsilon = 0,6062 \cdot Q^{0,0249}$	—
320	—	$\epsilon = 0,5877 \cdot Q^{0,0334}$	—
350	$\epsilon = 0,4182 \cdot Q^{0,1916}$	$\epsilon = 0,5613 \cdot Q^{0,0442}$	—
370	$\epsilon = 0,3875 \cdot Q^{0,207}$	$\epsilon = 0,5516 \cdot Q^{0,0414}$	—
400	$\epsilon = 0,3416 \cdot Q^{0,2404}$	$\epsilon = 0,5366 \cdot Q^{0,0444}$	$\epsilon = 0,4956 \cdot Q^{0,1339}$
430	$\epsilon = 0,2939 \cdot Q^{0,2657}$	$\epsilon = 0,5207 \cdot Q^{0,0474}$	$\epsilon = 0,4635 \cdot Q^{0,144}$
450	—	—	$\epsilon = 0,4202 \cdot Q^{0,1647}$
480	—	—	$\epsilon = 0,3620 \cdot Q^{0,1909}$

низхідного потоку, тобто переходом його від бульбашкового до хвильового і прямолінійного руху потоку. Схема газо-рідинного потоку була представлена нами в попередній роботі [8]. Виходячи з представлених даних можна зробити висновок, що абсолютні значення газовмісту зростають з збільшенням витрати газо-повітряної суміші і зменшуються з збільшенням висоти абсорбенту в апараті. На рис.2. зображена структура газо-рідинного потоку в секції низхідного потоку в вигляді кадрів відео-захватів. Добре видно стадію утворення бульбашкового фронту і поступове опускання фронту по секції з збільшенням витрати ГПС (зона А). Розподіл бульбашок за розмірами від висоти, вказує на залежність даної величини від того, чи переважає хвильовий рух потоку (зона Б) чи прямолінійний (зона В), а, як наслідок, на залежність розміру бульбашки від витрати ГПС. На рис.3. показаний кадр відео-захвату секції висхідного потоку. На відміну від секції низхідного потоку, на даному рисунку видно різномірність потоку, нема чіткого розподілу газових бульбашок за розмірами. Ці зміни можуть бути зумовлені тим, що в секції висхідного потоку можливе утворення, так званих, застійних зон і завихрення газо-рідинного потоку, зумовлено здатністю бульбашок коалесцювати і більш високою швидкістю підйому бульбашок. Наявність застійних зон і завихрень пояснюється тим, що більш крупні бульбашки залишають за собою по ходу підйому більший кильватерний слід, який ще більше сприяє перемішуванню потоку.

На рис.4. показана динаміка утворення одиничної газової бульбашки з отвору газорозподільного пристрою. На перших стадіях утворення визначення її діаметра не становило практичної складності. На рис. 4. а. значення діаметрів представлені в підписунокних підписах. В послідовних стадіях утворення бульбашок визначення їх розмірів ускладнено зміною форми бульбашки та утворенням кильватерного шлейфу, в зв'язку з чим значення діаметру усереднювались (рис. 4. б.).

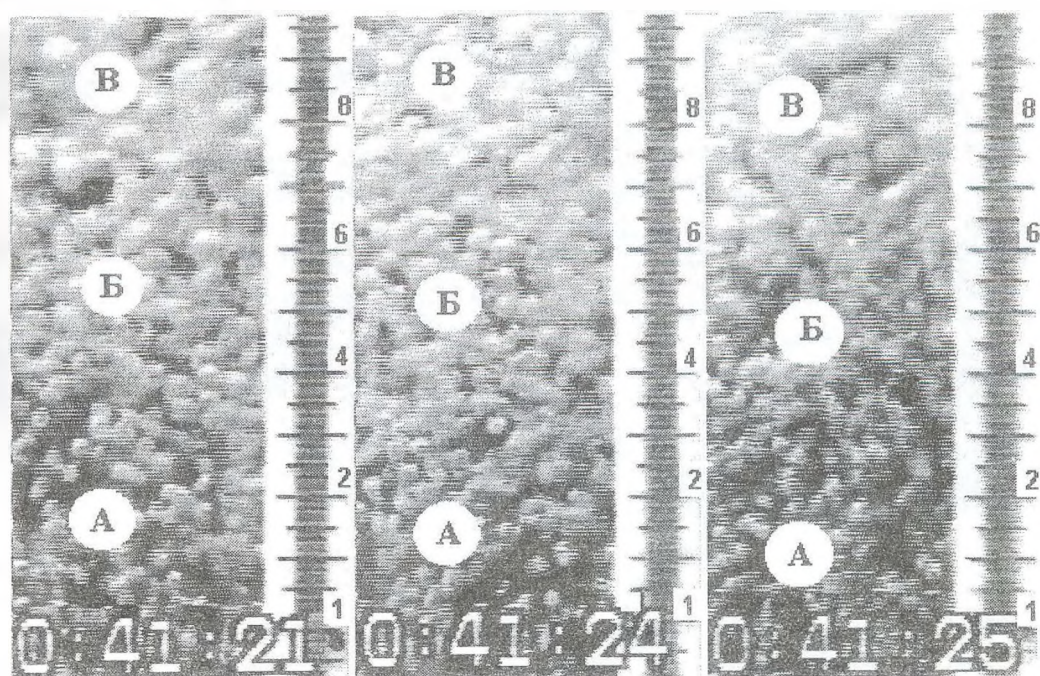


Рис. 2. Структура газо-рідинного потоку в секції низхідного потоку ерліфтного апарату: зона А – утворення бульбашкового фронту; зона Б – формування хвильового руху потоку; зона В – формування прямолінійного руху потоку.

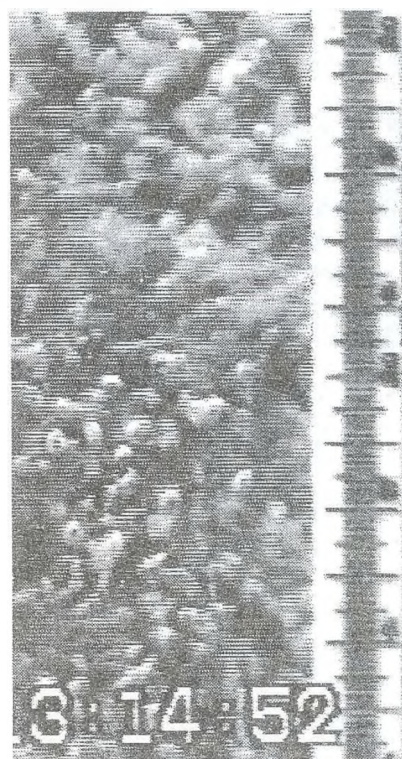


Рис. 3. Структура газо-рідинного потоку в секції висхідного потоку ерліфтного апарату.

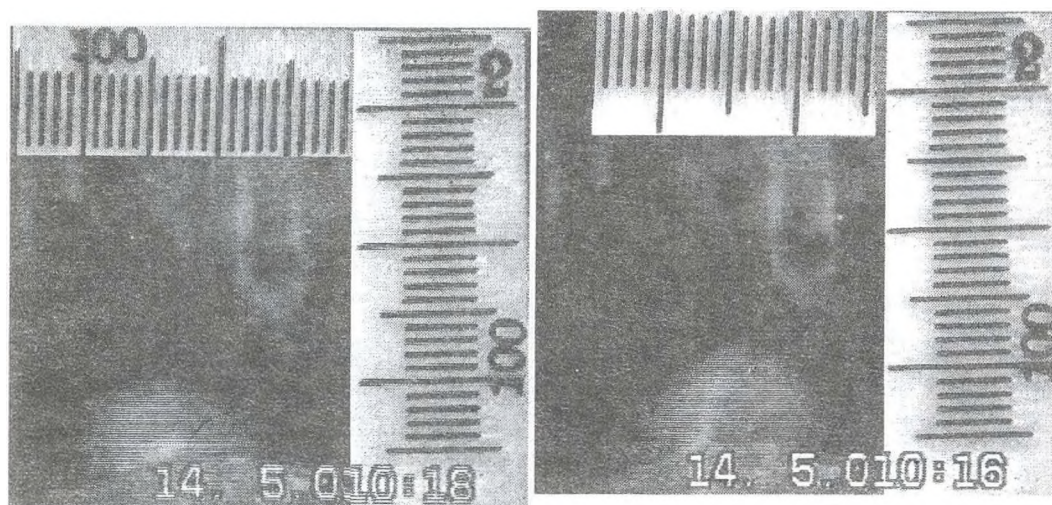


Рис. 4. а. Стадії утворення одиної бульбашки з отвору газорозподільного пристрою (кадр 14.5.010:18 – висота бульбашки ≈ 3 мм, діаметр бульбашки $\approx 5,5$ мм; кадр 14.5.010:16 – висота бульбашки $\approx 3,5$ мм, діаметр бульбашки $\approx 5,5$ мм)

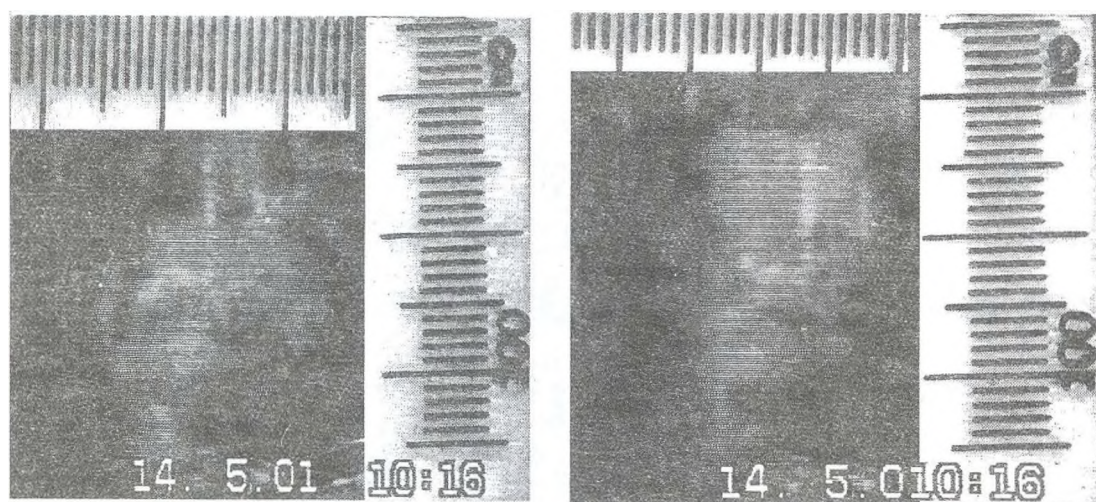


Рис. 4. б. Стадії утворення одиної бульбашки з отвору газорозподільного пристрою (кадр 14.5.01 10:16 – висота бульбашки ≈ 8 мм, діаметр бульбашки ≈ 8 мм; кадр 14. 5.010:16 – висота бульбашки ≈ 12 мм, діаметр бульбашки ≈ 5 мм)

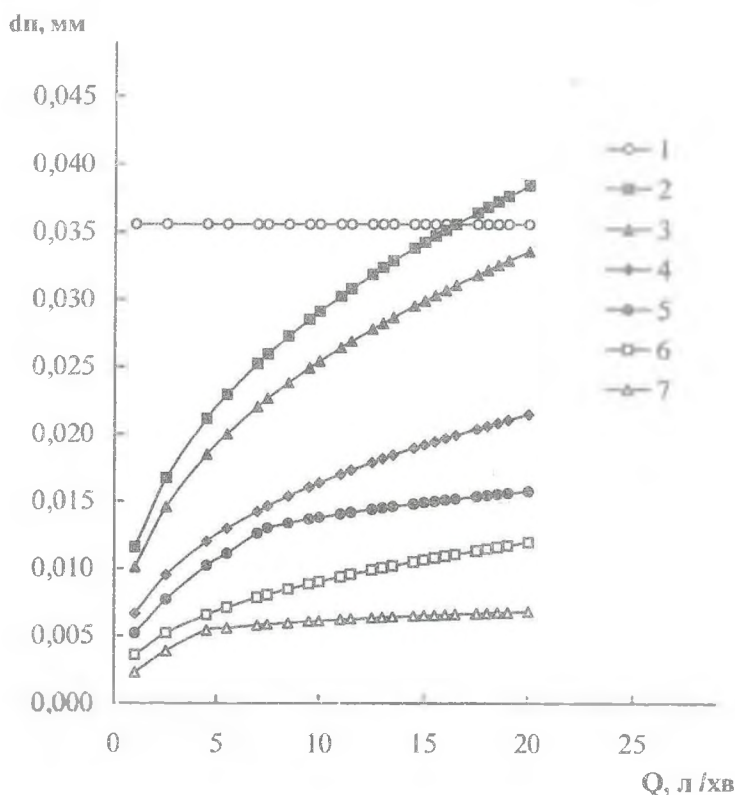


Рис. 5. Залежність діаметра бульбашки від витрати газоповітряної суміші. Діаметр бульбашки визначається: 1 – за формулою (3); 2 – за формулою (4); 3 – за формулою (5); 4 – за формулою (6); 5 – за формулою (7); 6 – за формулою (8); 7 – за формулою (9).

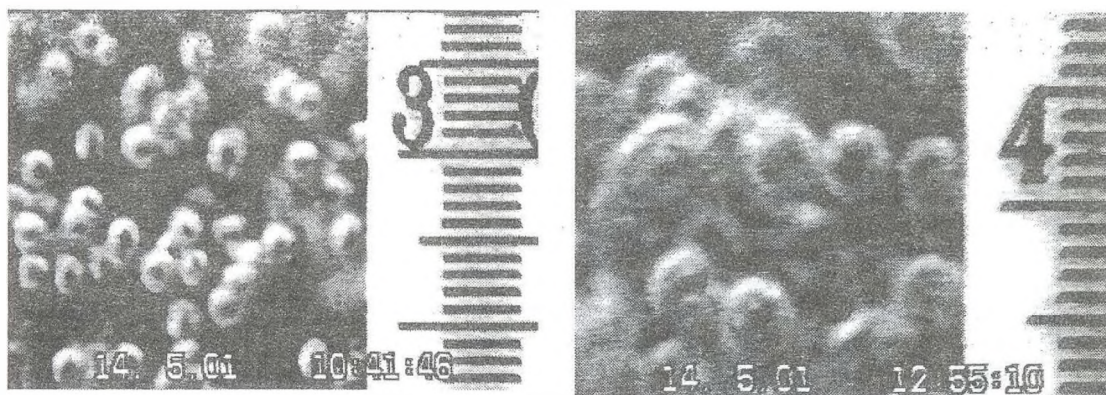


Рис. 6. Залежність структури потоку в секції низхідного потоку. Висота розташування кадру відео-захвату – 175 мм (метка 3) від рівня газорозподільного пристрою (діаметр бульбашки $\approx 1 - 1,5$ мм). Висота розташування кадру відео-захвату – 230 мм (метка 4) від рівня газорозподільного пристрою (діаметр бульбашки $\approx 2 - 2,5$ мм).

На рис. 5. показана залежність розмірів газових бульбашок від витрати ГПС. Розміри бульбашок розраховувалися за наведеними вище формулами (3) – (10). На рис. 6. приведені кадри відео-захвату газових бульбашок. З результатів дослідження видно, що для теоретичних розрахунків діаметра бульбашки в даному апараті і при даних умовах його роботи найбільш застосовне використання фор-

мул (3) – (5), так як значення діаметра бульбашки, розраховані за цими формулами найбільше узгоджуються з даними, отриманими експериментально. Для секції низхідного потоку розрахунок діаметра бульбашки необхідно виконувати за формулами (6) – (7). При застосуванні для визначення діаметра бульбашки формул (3) – (11), зміна густини та поверхневого натягу розчинів практично не впливає на величину діаметра. З експериментально отриманих даних видно, що зміна властивостей рідкої фази може викликати збільшення діаметра бульбашки, і вона може досягти 30%.

Висновки

В результаті проведених досліджень експериментально встановлена структура газорідного потоку в ерліфтному апараті, показані режими руху газових бульбашок. Представлені результати по визначенню газовмісту в різних секціях ерліфтного апарату. Відзначено, що зі збільшенням висоти шару абсорбенту в апараті газовміст зменшується, а з збільшенням витрати газоповітряної суміші – збільшується.

Використання відеозйомки, з послідуною комп'ютерною обробкою зображення підтвердило наше припущення про можливість використання даного методу для визначення діаметра бульбашки при проведенні процесу абсорбції в ерліфтному апараті. Показано, що використання емпіричних формул (3) – (9) для розрахунку діаметра бульбашки можливе тільки при визначених умовах, а похибка отриманих даних може досягати до 30% від практично отриманих результатів.

Отримані значення газовмісту та діаметрів бульбашок необхідні для розрахунків питомої міжфазової поверхні та визначення об'ємного коефіцієнта масопередачі, які будуть виконуватись в ході подальшої роботи.

Література

1. Нікітін В. І., Малєєв І. Є., Гавриленко М. І. Изучение процесса поглощения оксида серы (IV) растворами азотсодержащих оснований в аппаратах эрлифтного типа // Вісник Одеського державного університету (природничі науки). – 1998. – № 2, С. 12 – 15.
2. Малєєв І. Є., Гавриленко М. І., Нікітін В. І. Хемосорбционная очистка воздуха от оксида серы (IV) в аппарате эрлифтного типа с внутренним контуром циркуляции, его гидродинамические и массообменные характеристики // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. – 2000. – Т. 43, вып. № 2, С. 41 – 43.
3. Goral J. S., Sharma M. M. Hydrodynamic and mass transfer characteristics of bubble, and packed bubble columns with downcomer // Can. J. Chem. Eng. – 1982. – v. 60, № 3. – P. 353 – 362.
4. Рамм В. М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 655с.
5. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологи. – М.: "Химия", 1971. – 784с.
6. Sideman S., Hottel G. O., Fulton J. W. Mass transfer in gas-liquid contacting systems // Industr. And Engng Chem. – 1966. – v. 58, № 7. – P. 32 – 47.
7. Основные процессы и аппараты химической технологии / Борисов Г. С., Браков В. П., Дытнерский Ю. И. / Под ред. Ю. И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
8. Малєєв І. Є., Гавриленко М. І., Нікітін В. І. Гідродинамічні особливості поглинання оксиду сірки (IV) в ерліфтному апараті // Вісник Одеського національного університету. – 2000. – т. 5, вип. 2 (Хімія), С. 9 – 14.

И. Е. Малеев, М. И. Гавриленко, В. И. Никитин, В. В. Буданов

Одесский национальный университет им. И. И. Мечникова,

кафедра неорганической химии и химической экологии

ул. Дворянская, 2, Одесса, 65026, Украина

**ОПРЕДЕЛЕНИЕ СТРУКТУРЫ ПОТОКА СИСТЕМЫ “ГАЗ – ЖИДКОСТЬ”
В ЭРЛИФТНОМ АППАРАТЕ**

Резюме

Рассмотрены способы определения диаметра газовых пузырей, распределение газовых пузырей по размеру в секции нисходящего потока, приведены величины газосодержания

Ключевые слова: эрлифтный аппарат, диаметр пузырька, газосодержание.

I. E. Maleev, M. I. Gavrilenko, V. I. Nikitin, V. V. Budanov

Odessa I. I. Mechnikov National University,

Department of Inorganic Chemistry and Chemical Ecology,

Dvoryanskaya st., 2, Odessa, 65026, Ukraine

**STRUCTURE DETERMINATION OF A FLOW OF SYSTEM “GAS – LIQUID”
IN THE AIRLIFT REACTOR**

Summary

Are reviewed the expedients of definition of a diameter of gaseous bubbles, allocation of gaseous bubbles from the size in a downcomer of flow, reduced values the magnitudes of hold-up

Keywords: airlift reactor, diameter of a bubble, hold-up.