

УДК 66.069.82:66.081.2.069.82:622.267.5

І. Є. Малєєв^{1,2}, М. І. Гавриленко¹, В. І. Нікітін¹¹ Одеський національний університет, кафедра неорганічної хімії та хімічної екології

вул. Дворянська, 2, Одеса, 65026, Україна

² Одеська державна академія будівництва та архітектури, кафедра хімії та екології
вул. Дідріхсона, 4, Одеса, 65029, Україна

ВИЗНАЧЕННЯ РОЗМІРУ БУЛЬБАШОК У ГАЗО-РІДИННОМУ ПОТОЦІ В ЕРЛІФТНОМУ АПАРАТІ

Систематизовані засоби визначення діаметру газових бульбашок, що утворюються через отвори газорозподільвачів у газо-рідинному потоці в ерліфтному апараті. Розглянуті фактори, що впливають на величину діаметру бульбашки, а тому і на значення питомої міжфазової поверхні та коефіцієнту масопередачі.

Ключові слова: ерліфтний апарат, діаметр бульбашки.

Вступ

Барботажні та ерліфтні колони широко застосовуються для проведення процесів абсорбції, ректифікації та реакторних процесів. Теоретично, ерліфтні реактори можуть використовуватися для будь-якого газо-рідинного або газо-суспензуючого контактного процесу. Для розрахунків процесів, що протікають в ерліфтних колонних реакторах, необхідно мати оцінки діаметрів газових бульбашок, тому що вони визначають поверхню розділу фаз газ – рідина і коефіцієнти масопередачі.

Існує велика кількість робіт, присвячених вивченню гідродинамічних і масообмінних характеристик апаратів цього типу, однак отримання достовірних даних – це складна задача через труднощі в прогнозуванні гідродинамічної поведінки ерліфтного апарату. Застосування цього виду апаратів при проведенні в них процесів сорбції оксиду сірки (IV) розчинами азотовмісних основ досліджувались авторами [1 - 4].

Матеріали і методи дослідження

Показники роботи барботажних та ерліфтних колон безпосередньо залежать від розмірів бульбашок, швидкості їхнього спливання, розподілу бульбашок за розмірами і профілями швидкостей рідини та газу. Для визначення розмірів бульбашок існує багато теоретичних та експериментальних методів. За свою простоту найбільш широко використовується метод фотографування. Необхідно відзначити, що хоч розподіли бульбашок за розміром, знайдені за допомогою різних методів, помітно відрізняються один від одного, середні діаметри бульбашок, визначені відношенням поверхні бульбашки до її об'єму і названі середнім ді-

метром Заутера, d_{vs} , відрізняються один від одного незначно. Це підтверджено рядом експериментальних досліджень [5 – 9].

1. ВИЗНАЧЕННЯ ДІАМЕТРА БУЛЬБАШКИ РОЗРАХУНКОВИМИ МЕТОДАМИ

При барботаже газо-повітряної суміші крізь шар рідини газова фаза, що розподіляється через отвори різних газорозподілювачів, диспергується в вигляді бульбашок. Дисперсію, що виникає при цьому, деякі автори називають піною [10, 11]. Така піна є нестабільною і руйнується відразу після припинення подачі газу в апарат. Вона може бути охарактеризована газовмістом ϵ_G і питомою поверхнею контакту газу і рідини. Якщо газ розподіляється в рідині, проходячи через поодинокий отвір, то при відносно невеликій витраті він барботується крізь рідину в вигляді окремо вільно спливаючих бульбашок. Діаметр бульбашок d_{vs} визначають в момент відриву. При вільному спливанні бульбашка, що утворилася, спочатку збільшується в розмірі, а потім відривається, коли підйомна

(Архімедова) сила, $F_A = \frac{\pi \cdot d_{vs}^3}{6} \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_G)^1$, і сила опору відриву R , що залежить від поверхневого натягу ($R = \pi \cdot d_0 \cdot \sigma$), стають рівними один одному. Звідси можна отримати вираз для визначення діаметру бульбашки в момент відриву:

$$d_{vs} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot d_0 \cdot \sigma}{g \cdot (\rho_L - \rho_G)}} \quad (1)$$

З рівняння можна бачити, що при вільному спливанні діаметр бульбашки не залежить від витрати газо-повітряної суміші, а визначається діаметром отвору і фізичними властивостями рідкої і газової фаз. Зі збільшенням витрати газу збільшується лише кількість бульбашок, що відриваються в одиницю часу.

Режим руху бульбашок визначається величиною критерію Рейнольдса для бульбашки:

$$Re_{\Pi} = \frac{\omega_{\Pi} \cdot d \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (2)$$

Розрахунок діаметру бульбашок (при умові, що вони зберігають кулеподібну форму) автор [11] пропонує проводити за формулами:

— за умови ламінарного руху ($Re_{\Pi} < 9$)

$$d = \left[\frac{108 \cdot \mu_L \cdot V}{\pi \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/4} \quad (3)$$

¹ Тут і надалі загальноприйняті позначення наведені в кінці статті, а авторські позначення будуть наводитися після кожної формули.

— за умови турбулентного руху ($Re_n > 9$)

$$d = \left[\frac{72 \cdot \rho_L \cdot V^2}{\pi^2 \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/5} \quad (4)$$

Діаметр бульбашок газу при малих швидкостях газового потоку ($V_G < 0,3$) в більшій ступені залежить від діаметру сопла барботера, ніж від швидкості газу в ньому і може бути визначений за рівнянням, запропонованими авторами [12]:

$$d = \left(\frac{6,42 \cdot 10^{-5} \cdot Q \cdot \mu_L}{\pi \cdot g \cdot \Delta\rho} \right)^{1/4} \quad (5)$$

$$d = 7,76 \cdot d_n^{1/2} \cdot \left(\frac{V_o \cdot p_L \cdot d_o}{\mu_L} \right)^{1/3} \quad (6)$$

де $\Delta\rho = \rho_L - \rho_G$.

При помірних швидкостях газового потоку ($0,3 < V_G \leq 5,5$) діаметр бульбашок газу, навпаки, більше залежить від швидкості газу в соплі барботера, ніж від його діаметру і може бути визначений за рівнянням:

$$d = \left(\frac{236 \cdot p_L}{\pi^2 \cdot g \cdot \Delta\rho} \right)^{0,2} Q^{0,4} \cdot 0,24 \quad (7)$$

При великих швидкостях газового потоку ($V_G > 5,5$) вплив обох вказаних величин на діаметр бульбашок незначний, як це виходить з рівняння:

$$d = 4,91 \cdot \left(\frac{d_o \cdot V_o \cdot p_L}{\mu_L} \right)^{-0,05} \quad (8)$$

При відсутності перемішування, швидкість підйому бульбашок газу, V_B може визначатися за рівнянням (в випадку одиничних сферичних бульбашок при невеликих числах Рейнольдса):

$$V_R = 1,74 \cdot \left(\frac{g \cdot \Delta\rho \cdot d}{\rho_L} \right)^{1/2} \quad (9)$$

В випадку злегка еліпсоподібних бульбашок при $Re > 500$, V_B може визначатися за рівнянням:

$$V_B = 1,53 \cdot \left(\frac{g \cdot \Delta\rho \cdot \sigma}{\rho_L} \right)^{1/4} \quad (10)$$

Визначення швидкості підйому бульбашок, що виходять з одиничного сопла, в вигляді серії сферичних бульбашок, авторами [12] запропоновано проводити за рівняннями:

$$V_B = \left(g \cdot \frac{d}{2} \right)^{1/2} \quad (11)$$

Слід відзначити, що рівняння (9) – (11) можуть бути використані лише в тому випадку, якщо на швидкість утворення і відділення бульбашки газу не впливає процес утворення послідувочої бульбашки. В протилежному разі на швидкість підйому бульбашок впливає насамперед фіктивна швидкість газового потоку, згідно рівнянню:

$$V_B = 3860 \cdot (V_o \cdot A_o)^{0,16} \quad (12)$$

В роботах [13, 14] показано, що для визначення середнього поверхнево-об'ємного діаметра придатна кореляція:

$$d_{VS} = 0,59 \cdot \frac{\left(\frac{V_G}{\epsilon_G} \right)^2}{g} \quad (13)$$

$$V_G = U_G \cdot (1 - \epsilon_G) - \frac{U_L \cdot \epsilon_G \cdot (1 - \epsilon_G)}{\epsilon_L} \quad (14)$$

де U_G і U_L – фіктивні швидкості газу та рідини, відповідно, м/с.

В роботі [15] автори запропонували теоретичне рівняння, яке може застосовуватися в широкому діапазоні зміни в'язкості та швидкості газу, що підтверджується порівнянням теоретичних та експериментально отриманих даних. Автори вважають, що бульбашка з вихідного отвору утвориться в дві стадії. Перша стадія – розширення бульбашки продовжується доти, поки результуюча піднімальних сил не перевищить результуючу утримуючих сил. Відбувається збільшення об'єму бульбашки, яке викликане розбалансом сил, тобто бульбашка піднімається, але усе ще залишається зв'язаною з вихідним отвором за допомогою шийки. У другій стадії – відбувається стиснення шийки бульбашки та її остаточний відрив. У роботі приводиться розрахунок об'єму бульбашки на підставі балансу сил.

Піднімальна сила, що діє на бульбашку, складається із сили, що приводе до виштовхування бульбашки – F_B , а також сили, що визначається імпульсом потоку газу F_M :

$$F_B = \frac{\pi}{6} \cdot d_s^3 \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g \quad (15)$$

$$F_M = \frac{\pi}{4} \cdot d_o^2 \cdot \rho_G \cdot V_o^2, \quad (16)$$

де d_s – діаметр сфери, що має об'єм, котрий дорівнює об'єму бульбашки.

Утримуюча сила, що діє на бульбашку, складається із сил поверхневого натягу – F_s та сили тертя – F_D :

$$F_s = \pi \cdot d_o \cdot \sigma, \quad (17)$$

$$F_D = \frac{\pi}{4} \cdot d^2 \cdot c_D \cdot \frac{\rho_L \cdot V_B^2}{2}, \quad (18)$$

де c_D – коефіцієнт опору.

При малих значеннях критерію Рейнольдса ($Re \leq 0,1$) коефіцієнт опору визначається за рівнянням:

$$c_D = \frac{24}{Re} + 1. \quad (19)$$

При значенні критерію Рейнольдса $10^3 \leq Re \leq 10^5$, $c_D = 0,4$, а у великих бульбашок, що вільно спливають у рідині, коефіцієнт опору $c_D \approx 2,6$.

Швидкість спливання бульбашки визначалася за формулою:

$$V_B = \frac{z}{t_B}, \quad (20)$$

У роботі [16] визначався діаметр бульбашки при вивченні газовмісту в барботажній колоні. Авторами приймалася сферична форма газових бульбашок, що рухаються в режимі турбулентних вихрів. У роботі відзначено, що у висхідному потоці типове збільшення діаметру бульбашки в напрямку від стінки колони до її центра. У низхідному потоці розподіл бульбашок по радіальній координаті настільки незначний, що їм можна зневажити. Також відзначено, що при збільшенні лінійної швидкості газу спостерігається зростання діаметру бульбашки. У роботі приведені наступні кореляційні рівняння для розрахунку діаметрів бульбашок: максимальний діаметр газової бульбашки (d_{max}), середній діаметр газової бульбашки (d_m), діаметр газової бульбашки по Заутеру:

$$d_{max} = 1,67 \cdot \sigma^{0,6} \cdot E^{-0,4} \cdot \rho_L^{-0,2}, \quad (21)$$

$$d_m = 0,725 \cdot \sigma^{0,6} \cdot E^{-0,4} \cdot \rho_L^{-0,2}, \quad (22)$$

$$d_{za} = 4,15 \cdot \sigma^{0,6} \cdot E^{-0,4} \cdot \rho_L^{-0,2} \cdot \epsilon_G^{0,5} + (9 \cdot 10^{-4}), \quad (23)$$

де E – енергія, віднесена до одиниці об'єму апарата, W/m^3 .

За умови високо-турбулентних станів, які присутні в апаратах, розмір спливаючої бульбашки не залежить від розміру бульбашки при утворенні, і це зумовлено рівновагою між силами тиску, що працюють, щоб роздробити бульбашку і силами поверхневого натягу, що намагаються зберегти її розмір і форму. В гомогенних турбулентних рідинах середній діаметр бульбашки в газо-рідкій фазі може бути отриманий з використанням формули, яка була запропонована авторами в роботах [17 – 19]:

$$d_{vs} = 0,7 \cdot \frac{\sigma^{0,6}}{\left(\frac{P_G}{V_L'}\right)^{0,4} \rho_L^{0,2}} \left(\frac{\mu_L}{\mu_G}\right)^{0,1}, \quad (24)$$

де P_G – потужність газу, що вводиться. В рівнянні (24) V_L' – об'єм рідини в апараті, або об'єм рідини в висхідній секції.

Рівняння для обчислення розміру бульбашки наведено в роботі [20 – 22]:

$$d_{vs} = 5,12 \cdot \left(\frac{\sigma}{\rho_L \cdot g}\right)^{0,6} L^{-0,2} \left(\frac{\mu_G}{\mu_L}\right)^{0,25} \frac{\epsilon_G^{0,65}}{(1 - \epsilon_G)^{0,4}}. \quad (25)$$

Рівняння (26) передбачає обчислення середнього діаметру бульбашки по Заутеру у такому виді:

$$d_{vs} = 1,64 \cdot \epsilon_G \cdot \left(\frac{P_G}{V_D}\right)^{0,77}. \quad (26)$$

В газо-рідинній дисперсії, де існує розповсюдження бульбашок за розмірами, середній діаметр бульбашки по Заутеру визначають за формулою:

$$d_{vs} = \frac{\sum_1^N n_i \cdot d_{vs}^3}{\sum_1^N n_i \cdot d_{vs}^2}, \quad (27)$$

де n_i — частота виникнення бульбашок з діаметром d_{vs} .

В роботах [23, 24] було запропоновано кореляційне рівняння для визначення середнього діаметру бульбашки по Заутеру:

$$d_{vs} = 0,096 \cdot \left(\frac{P_G}{V_L}\right)^{-0,19}. \quad (28)$$

На основі теорії ізотропної турбулентності Колмогорова, авторами [23, 24] наведено рівняння для розрахунку d_{vs} в апаратах з перемішуванням:

$$d_{об} = C \cdot \frac{\sigma^{0,6}}{\left(\frac{P}{V_D}\right)^{0,4} \cdot \rho_L^{0,2}} \cdot \varepsilon^n \cdot \left(\frac{\mu_G}{\mu_L}\right)^{0,25}, \quad (29)$$

де константа C і показник степені n залежать від типу мішалки і рідкої фази, V_D – об’єм дисперсії; відношення $\left(\frac{P}{V_D}\right)$ є швидкістю розподілу енергії, віднесену до одиниці об’єму дисперсії. Якщо газ подається через одиничний отвір або перфоровані або металокерамічні фільтри, то діаметр бульбашок, що утворюються, дуже мало залежить від швидкості газу.

В роботі [25] автори теоретично обґрунтували та експериментально підтвердили зв’язок між об’ємною швидкістю газового потоку, $V_{об}$, та діаметром бульбашок:

$$d = 1,3 \cdot \left(\frac{V_{об}^2}{g}\right)^{0,2}. \quad (30)$$

Також у цій роботі приведені кореляційні рівняння наступного виду:

$$d = 0,0085 \cdot [1 + 27 \cdot (u - u_{mf})]^{1/3} \cdot [1 + 6,8 \cdot (h + h' - h_0)]^{1,2}. \quad (31)$$

де u – швидкість витікання газу з вихідного отвору газорозподілювача, см/с; u_{mf} – швидкість газу в апараті, см/с; h – висота розташування бульбашки над газорозподілювачем, h' – висота розташування пористих пластинок в апараті, h_0 – висота газорозподілювача, у даному випадку $h_0 = 0$. Це рівняння було отримано авторами на підставі механізму утворення бульбашок у отворі газорозподільного пристрою згідно теорії Давідсона та Харрісома [26].

Автори [27] досліджували циркуляцію рідини в барботажній колоні. Для визначення діаметру бульбашки і швидкості її спливання були використані кореляційні рівняння:

$$V_B = \left[\frac{2 \cdot \sigma}{\rho_L \cdot d} + \frac{g \cdot d}{2} \right]^{0,5}, \quad (32)$$

$$d = 2,94 \cdot \left[\frac{d_H \cdot u_H^2 \cdot \rho_L}{\sigma} \left(\frac{g \cdot d_H}{u_H^2} \right)^{0,5} \right]^{0,071} \cdot \left[\frac{d_H \cdot \sigma}{g \cdot \rho_L} \right]^{0,334}, \quad (33)$$

де d_H – діаметр вихідного отвору в перфорованій тарілці.

У роботах [28 – 31] авторами досліджувалася масопередача в різних розчинах з наступним математичним моделюванням процесу адсорбції CO_2 різними адсорбентами в трифазних апаратах, а також визначалися критерії Рейнольдса, Шервуда, Пеклі, Мортон та інших. Для цього їм було необхідно визначати

швидкість спливання одиничної бульбашки, а також її радіус та діаметр. Використовуючи отримані данні, авторами визначалися різні критерії за допомогою критеріальних і кореляційних рівнянь:

$$r_B = r_{BO} - \frac{c_s^*}{\rho_L} \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot D_g \cdot t}, \quad (34)$$

$$\text{Re} = \frac{d \cdot U}{\mu_L}, \quad (35) \quad W = \frac{\rho_L \cdot d \cdot U^2}{\sigma}, \quad (36)$$

$$M = \frac{3}{4} \cdot C_D \cdot \frac{W^3}{\text{Re}^4}, \quad (37) \quad C_D = \frac{4}{3} \cdot \frac{d \cdot g}{U^2}, \quad (38)$$

де r_B — радіус сферичної бульбашки, м; r_{BO} — радіус бульбашки в момент відриву від газорозподільвача, м; C_D — коефіцієнт опору, c_s^* — насичена об'ємна концентрація газу в рідині, моль/м³; D_g — загальна дифузія розчиненої речовини, м²/с; U — швидкість спливання бульбашки, м/с;

Для визначення коефіцієнта масопередачі, питомої міжфазової поверхні і коефіцієнта перемішування, а також отримання критеріальних та кореляційних рівнянь Рейнольдса, Шервуда і Шмідса, у роботах [32 – 35] авторами визначався середній діаметр по Заутеру за допомогою наступних рівнянь:

$$d_{vs} = C_0 \cdot \frac{\sigma^{3/5}}{\epsilon^{2/5} \cdot \rho_L^{3/5}}, \quad (39)$$

$$d_{vs} = C_1 \cdot \frac{\sigma^{3/5}}{\epsilon^{2/5} \cdot \rho_L^{3/5}} \cdot \epsilon_G^\alpha \cdot \left(\frac{\mu_L}{\mu_G} \right)^{0,25}, \quad (40)$$

де α – ступінь, що варіюється від 0,4 до 0,65; ϵ – енергетична швидкість розсіювання на одиницю маси, W/кг; C_0 та C_1 – константи.

Метою дослідження, здійсненого в [36, 37] було вивчення і розробка простої математичної моделі прямокутного ерліфтного апарата, для передбачення двох параметрів гідродинаміки: швидкість рідини і газовмісту. У роботах наведено розрахунок матеріального та імпульсного балансу секцій ерліфтного апарата, а також методика розрахунку швидкості газо-рідинного потоку, з урахуванням діаметру бульбашки:

$$G = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho_L} \cdot d \cdot \frac{g}{C_D}}, \quad (41)$$

де C_D – коефіцієнт опору, що залежить від величини критерію Рейнольдса. За умови $\text{Re} \leq 130$, $C_D = 0,95$, а якщо $\text{Re} > 130$, коефіцієнт опору $C_D = 1$. З формули (41) можна вивести формулу для розрахунку діаметру бульбашки.

2. ВИЗНАЧЕННЯ ДІАМЕТРА БУЛЬБАШКИ МЕТОДОМ ФОТОГРАФУВАННЯ

Відзначається, що результати по визначенню діаметру бульбашки методом фотографування знаходяться в розумній відповідності з результатами, отриманими розрахунковими методами [38 – 60]. Метод фотографування обмежений фіксуванням лише бульбашок, розташованих поблизу стінок колони, а не загальних бульбашок, що мають тенденцію спливати в центральній зоні колони при високій швидкості газу. Звідси, метод дає помилкові значення середнього діаметру бульбашок. Існує велика кількість робіт, в котрих розглядається визначення розміру бульбашок цим методом [38 – 42].

У роботі [43] авторами використовувався метод фотографування бульбашок, з наступною обробкою отриманих фотографій. Відзначено, що 10%-ва помилка у визначенні довжини шийки бульбашки приводить до максимальної помилки менш 1% для діаметру бульбашки в момент відриву. Також приведені кореляційні рівняння розрахунку діаметру бульбашки при різних умовах проведення експерименту. Якщо визначальним є поверхневий натяг рідини, а виміри проводяться при низьких витратах газо-повітряної суміші, діаметр визначався за рівнянням:

$$d = \left[\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma}{\rho_L \cdot g} \right]^{1/3} \quad (42)$$

Якщо визначальною величиною діаметру бульбашки в момент відриву є в'язке тертя, розрахунок необхідно вести за формулою:

$$d = \left[\frac{81 \cdot \mu_L \cdot V_s}{\pi \cdot g} \right]^{1/4} \quad (43)$$

де V_s – об'єм бульбашки в момент відриву.

У випадку, коли визначальними є властивості рідини, діаметр бульбашки в момент відриву може бути знайдено за формулою:

$$d = \left[\frac{135 \cdot V_s^2}{4 \cdot \pi^2 \cdot g} \right]^{1/5} = 1,28 \cdot \left(\frac{V_s^2}{g} \right)^{1/5} \quad (44)$$

Результуюче рівняння розрахунку діаметру бульбашки в момент відриву від вихідного отвору має наступний вид:

$$d = \left[\left(\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma}{\rho \cdot g} \right)^{1/3} + \left(\frac{81 \cdot \mu_L \cdot V_s}{\pi \cdot g} \right) + \left(\frac{135 \cdot V_s^2}{4 \cdot \pi^2 \cdot g} \right)^{4/5} \right]^{1/4} \quad (45)$$

Розрахунок за цією формулою діаметру бульбашки в момент відриву її від вихідного отвору показав, що максимальна погрішність теоретичних і експериментальних даних складає менш 2%.

Розміри бульбашок газу в трьохфазній барботажній колоні можливо визначити так, як це робили автори в роботі [44]. Вони застосовували метод фотографування бульбашок в колоні на висоті двох метрів від газорозподільювача. На кожному негативі вимірялись діаметри 25 різних бульбашок газу. Припускалось, що всі бульбашки мали еліпсоїдну форму. Далі для різних швидкостей газу розраховувався середній діаметр бульбашки:

$$d = 1,05 \times 10^{-2} \cdot V_G^{0,22}; \text{ за умови } 0,006 < V_G < 0,045. \quad (46)$$

В роботі [45] методом фотографування визначався розподіл газових бульбашок за розмірами. Газ подавався в апарат крізь перфоровані пластини, досліди проводилися з різними рідинами. В результаті узагальнення експериментальних даних отримано таке емпіричне рівняння:

$$\frac{d_{vs}}{D_c} = 26 \cdot \left(\frac{D_c^2 \cdot g \cdot \rho_L}{\sigma} \right)^{-0,5} \cdot \left(\frac{g \cdot D_c^3}{v_L^2} \right)^{-0,12} \cdot \left(\frac{u_G}{\sqrt{g \cdot D_c}} \right)^{-0,12} \quad (47)$$

В роботі [46] наведені дані по формуванню газової бульбашки в рідині, при температурі 80 – 98 °С та висоті шару рідини над газорозподільювачем (L) від 2,5 до 10 см, діаметр вихідного отвору 1,48 мм. Використовуваний метод фотографування дозволив авторам скласти схематичну модель формування одиничної бульбашки з вихідного отвору.

В роботі [47] дослідники також фотографували газові бульбашки з наступним визначенням середнього діаметра газової бульбашки по Заутеру:

$$d_{vs} = \frac{6 \cdot \varepsilon_G}{a} = 2 \cdot \frac{\int_0^{\infty} r^3 \cdot f(r) \cdot dr}{\int_0^{\infty} r^2 \cdot f(r) \cdot dr} \quad (48)$$

Для визначення осевого коефіцієнта змішування газо-рідинного потоку у вертикальній барботажній колоні, автори в роботі [48] розраховували максимальний та середній діаметр газової бульбашки методом фотографування потоку крізь стінку апарата, при різному відхиленні колони від вертикального положення (кут нахилу α змінювався від 0,25° до 0,5°). За результатами роботи авторами представлена ізотропна модель турбулентності Baird's - Rice's; визначалися коефіцієнти змішування при різних режимах роботи апарата, а також кореляційні рівняння для розрахунку діаметру бульбашки:

$$E = d_m^{4/3} \cdot (g \cdot u_{og})^{1/3}, \quad (49)$$

$$d_{\max} = 0,725 \cdot \frac{\left(\frac{\sigma}{\rho_L}\right)^{3/5}}{V_e^{2/5}}, \quad (50)$$

$$d_{\max} = 0,725 \cdot \frac{\left(\frac{\sigma}{\rho_L}\right)^{3/5}}{(u_{og} \cdot g)^{2/5}}, \quad (51)$$

де E — вихровий дисперсійний коефіцієнт перемішування для вертикальної колони, $\text{см}^2/\text{с}$; d_m — середній діаметр бульбашки; d_{\max} — максимальний діаметр бульбашки; u_{og} — швидкість газо-повітряної суміші у зоні газорозподільвача, $\text{см}/\text{с}$; V_e — об'єм газових порожнеч, що утворилися.

У роботах [49 – 51] дослідниками вивчено механізм фазових явищ та структура вертикального газорідного потоку. Показано, які сили діють на спливаючу бульбашку, як відбувається її формування і наступна деформація, а також вплив кільватерного сліду бульбашки, що рухається, на форму та розміри нижче розташованих бульбашок.

Ефекти різних коефіцієнтів, таких як фізичні властивості рідини, об'єм газової камери, діаметр отвору та швидкість газового потоку, на величину об'єму та форму бульбашок, що формуються з одного отвору, були вивчені в роботах [52 – 55]. Авторами використовувався метод фотографування бульбашок з послідувочою обробкою отриманих зображень.

Щоб описати фізичне формування бульбашки, автори [53 – 55] використовували сферичну та несферичну моделі формування бульбашки. В зв'язку з тим, що більшість бульбашкових форм в отворі газорозподільвача подібні краплі, а не сфері, то авторами була запропонована несферична модель бульбашки. Коли тиск в газовій камері стає більшим, ніж сума гідростатичного тиску і поверхневого натягу, бульбашки починають зростати. При бульбашковому формуванні, приймається, що бульбашка росте симетрично по вертикальній осі в центрі отвору, і на рух бульбашки не впливає присутність інших бульбашок.

Для визначення розміру бульбашки, в роботах [56, 57] використовувався метод відеозйомки з наступною комп'ютерною обробкою. Діаметр розраховувався з рівняння критерію Вебера:

$$We = \frac{2 \cdot \rho_L \cdot v^2 \cdot r_{\max}}{\sigma}, \quad (52)$$

де r_{\max} — максимальний радіус бульбашки, v — швидкість потоку, віднесена до площі поперечного перерізу секції, $\text{м}/\text{с}$.

У цих роботах наведені результати визначення максимального радіуса бульбашки, а також показана залежність максимального радіуса від середнього радіуса бульбашки по Заутеру:

$$r_{VS} = 0,6 \cdot r_{\max} \quad (53)$$

Для порівняння теоретичних даних з експериментальними, для розрахунків використовувалася формула (27). При цьому спостерігалась висока збіжність отриманих результатів по визначенню діаметру бульбашки різними методами.

У роботі [58] зображення бульбашки були отримані, за допомогою CCD камери, розташованої на відстані 0,3 м від центра колони. Обмірювана площа бульбашки, a_{proj} , використовувалася для розрахунків еквівалентного діаметру бульбашки, d_{eq} , та діаметру бульбашки по Заутеру:

$$d_{eq} = \sqrt{\frac{4 \cdot a_{proj}}{\pi}} \quad (54)$$

$$d_{vs} = \frac{\sum(n_i \cdot d_{eq_i}^3)}{\sum(n_i \cdot d_{eq_i}^2)} \quad (55)$$

де n_i — частота виникнення бульбашок з еквівалентним діаметром d_{eq_i} .

Формула (55) аналогічна формулі (27), і використовувалася авторами в роботах [59, 60] для визначення діаметру бульбашки.

Автори [61 – 65] також використовували метод фотографування бульбашок в апараті з наступною обробкою отриманих зображень за допомогою різних комп'ютерних програм.

На підставі запропонованого огляду наукових досліджень можна зробити висновок про можливість використання методу фотографування і відеозйомки: для визначення діаметру бульбашки та побудови моделі формування одиної бульбашки з отвору газорозподільвача, для дослідження впливу на діаметр бульбашки різних факторів, таких як властивості рідини, діаметру вихідного отвору газорозподільвача і висоти шару рідини над ним, та інші. Так у роботах авторів [66 – 68] для визначення діаметра бульбашки, структури газо-рідинного потоку в різних секціях ерліфтного апарата застосовувався метод фотографування цифровими фото- та відеокамерами. Приведений літературний огляд, а також порівняння величин діаметрів бульбашок, отриманих експериментально і розрахунковими методами, показали, що використання цифрової апаратури для одержання достовірних даних з наступною комп'ютерною обробкою може бути методом наукових досліджень процесів масообміну.

Умовні позначення:

- A_o поперечний зріз сопла, м²
- a питома міжфазна поверхня, м⁻¹
- D_c діаметр колони або апарату
- d діаметр бульбашки
- d_m середній діаметр бульбашки
- d_{vs} середній діаметр бульбашки по Заутеру

d_o	діаметр вихідного отвору
g	прискорення вільного падіння, м/с ²
L	висота шару рідини над газорозподільвачем
M	критерій Мортана
Q	об'ємна швидкість газового потоку, м ³ /час
Re	число (критерій) Рейнольда
Re_{Π}	число (критерій) Рейнольда для бульбашки
r	радіус бульбашки
P	тиск, Па
T	температура, °С
t	час, с
t_b	час утворення бульбашки
u_H	швидкість газо-повітряної суміші в отворі газораспределителя, м ³ /м ² ·с
V	витрата газо-повітряної суміші, л/хв
V_b	швидкість підйому бульб газу, см/хв
V_G	швидкість газового потоку, м/хв
V_O	швидкість газу у соплі, м/хв
W	критерій Шервуда
z	відстань від центру бульбашки до вихідного отвору газорозподільвача в момент відриву
α	кут відхилення колони від вертикального положення
ϵ_G	газовміст
ϵ_L	середня затримка рідини, (рівняння 14)
μ	динамічна в'язкість, кг·с/м ² .
μ_L	динамічна в'язкість рідини, кг·с/м ² .
μ_G	динамічна в'язкість газу, кг·с/м ²
ρ	густина рідини, кг/м ³
ρ_L	густина рідини, кг/м ³
ρ_G	густина газу
σ	поверхневий натяг, дін/см
ω_{Π}	швидкість підйому бульб газу, см/с

Література

1. Гавриленко М. И., Никитин В. И., Малеев И. Е. Изучение процесса поглощения оксида серы (IV) растворами азотсодержащих оснований в аппаратах эрлифтного типа // Вестник Одесского государственного университета. — 1998. — вып. № 2. — С. 12 – 15.
2. Никитин В. И., Гавриленко М. И., Малеев И. Е. Гидродинамические и массообменные характеристики плоского эрлифтного аппарата // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. — 1998. — том 41, вып. № 3. — С. 101 – 104.
3. Малеев И. Е., Гавриленко М. И., Никитин В. И. 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. — том 43, вып. № 2. — С. 41 – 43.
4. Гавриленко М. И., Никитин В. И., Малеев И. Е. Деякі гідродинамічні та масообмінні характеристики ерліфтного апарату в процесі поглинання SO₂ розчинами гексаметилентетраміна // Сб. научных трудов Международной научно-технической конференции «Современные проблемы химической технологии неорганических веществ». — 2001. — Т.1. — С. 38 – 41.

5. Fernandez F. G. A., Sevilla J. M. F., Perez J. A. S., Molina E. G., Chisti M. Y. Airlift-driven external-loop tubular photobioreactors for out-door production of microalgae: assessment of desing and performance // *Chemical Engineering Science*. — 2001. — Vol. 56, № 8. — P. 2721 – 2732.
6. Molina E., Fernandez J., Acien F. G., Chisti Y. Tubular photobioreactor design for algal cultures // *Journal of Biotechnology*. — 2001. — Vol. 92, № 2. — P. 113 – 131.
7. Anagbo P. E., Brimacombe J. K., Wraith A. E. Formation of ellipsoidal bubbles at a free-standing nozzle // *Chemical Engineering Science*. — 1991 — Vol. 46, № 3. — P. 781 – 788.
8. Warren R. Smith, Bobrova L. N. Mathematical modelling of a reverse flow reactor with catalytic surface dynamics // *Chemical Engineering Science*. — 2002. — Vol. 57, № 3. — P. 393 – 407.
9. Dagaonkar M. V., Beenackers A. A. C. M., Pangarkar V. G. Enhancement of gas-liquid mass transfer by small reactive particles at realistically high mass transfer coefficients: absorption of sulfur dioxide into aqueous slurries of Ca(OH)₂ and Mg(OH)₂ particles // *Chemical Engineering Journal*. — 2001. — Vol. 81, № 1 — 3. — P. 203 – 212.
10. Рамм В. М. Абсорбция газов. — М.: Химия, 1976. — 655с.
11. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. — М.: Химия, 1971. — 784 с.
12. Sideman S., Hortacsu O., Fulton J. W. Mass transfer in gas-liquid contacting systems // *Industr. and Engng. Chem*. — 1966. — Vol. 58, № 7. — P. 32 – 47.
13. Koide K., Takasawa A., Komura M., Matsunaga H. Gas holdup and volume tric liquid – phase mass transfer coefficient in solid - suspended bubble columns // *J. Chem. Eng. Jap.* — 1984. — Vol. 17, № 5. — P. 459 – 466.
14. Fukuma M., Muroyama K., Yasunishi A. Specific gas – liquid interfacial area and liquid – phase mass transfer coefficient in a slurry bubble column // *Journal of Chem. Eng. Japan*. — 1987. — Vol. 20, № 3. — P. 321 – 324.
15. Gaddis E. S., Vogelwohl A. Bubble formation in quiescent liquids under constant flow conditions // *Chem. Eng. Sci.* — 1986. — Vol. 41, № 1. — P. 97 – 105.
16. Nicol B. S., Davidson J. F. Gas hold-up in circulating bubble columns // *Chem. Eng. Res. and Des.* — 1988. — Vol. 66, № 2. — P. 152 – 158.
17. Ruzicka M.C., Drahos J., Fialova M., Thomas N. H. Effect of bubble column dimensions on flow regime transition // *Chemical Engineering Science*. — 2001. — Vol. 56. — P. 6117 – 6124.
18. Ruzicka M.C., Zahradnik J., Drahos J., Thomas N.H. Homogeneous-heterogeneous regime transition in bubble columns // *Chemical Engineering Science*. — 2001. — Vol. 56, № 15. — P. 4609 – 4626.
19. Ruzicka M.C. On bubbles rising in line // *International Journal of Multiphase Flow*. — 2000. — Vol. 26. — P. 1141 – 1181.
20. Vial C., Poncin S., Wild G., Midoux N. A simple method for regime identification and flow characterisation in bubble columns and airlift reactors // *Chemical Engineering and Processing*. — 2001. — Vol. 40, № 2. — P. 135 – 151.
21. Magaud F., Souhar M., Wild G., Boisson N. Experimental study of bubble column hydrodynamics // *Chemical Engineering Science*. — 2001. — Vo. 56, № 15. — P. 4597 – 4607.
22. Dhaouadi H., Poncin S., Midoux N., Gabriel Wild G. Gas-liquid mass transfer in an airlift reactor — analytical solution and experimental confirmation // *Chemical Engineering and Processing*. — 2001. — Vol. 40, № 2. — P. 129 – 133.
23. Polli M., Stanislaio M. D., Bagatin R., Bark E. A., Maurizio M. M. Bubble size distribution in the sparger region of bubble columns // *Chemical Engineering Science*. — 2002. — Vol. 57, № 1. — P. 197 – 205.
24. Colella D., Vinci D., Bagatin R., Maurizio M. M., Bark E. A. A study on coalescence and breakage mechanisms in three different bubble columns // *Chemical Engineering Science*. — 1999. — Vol. 54. — P. 4767 – 4777.
25. Werther J. Grundlagen der Wirbelschichttechnik // *Chem. Ing. Techn.* — 1982. — Vol. 54, № 10. — P. 876 – 883.
26. Davidson J. F., Harrison D. Fluidised particles // Cambridge University Press, Cambridge — London, 1963.
27. Jones A.G. Liquid circulation in a draft-tube bubble column // *Chemical Engineering Science*. — 1985. — Vol.40, № 3. — P. 449 – 462.
28. Liao Y., McLaughlin J.B. Dissolution of a freely rising bubble in aqueous surfactant solutions // *Chemical Engineering Science*. — 2000. — Vol. 55. — P. 5831 – 5850.

29. Ponoth S. S., McLaughlin J. B. Numerical simulation of mass transfer for bubbles in water // *Chemical Engineering Science*. — 2000. — Vol. 55, № 7. — P. 1237 – 1255.
30. McLaughlin J. B. Numerical simulation of bubble motion in water // *J. Colloid Interface Science*. — 1996. — Vol. 184. — P. 613 – 624.
31. Liao Y., McLaughlin J. B. Bubble motion in aqueous surfactant solutions // *Journal of Colloid and Interface Science*. — 2000. — Vol. 224. — P. 297 – 310.
32. Kawase Y., Moo-Young M. Liquid phase mixing in bubble columns with New- and non-Newtonian fluids // *Chemical Engineering Science*. — 1986. — Vol. 41, № 8 — P. 1669 – 1677.
33. Kawase Y., Halard B., Moo-Young M. Theoretical prediction of volumetric mass transfer coefficients in bubble columns for Newtonian and non-Newtonian fluids // *Chemical Engineering Science*. — 1987. — Vol. 42, № 7. — P. 1609 – 1617.
34. Shimizu K., Takaba S., Minekawa K., Kawase Y. Phenomenological model for bubble column reactors: prediction of gas hold-ups and volumetric mass transfer coefficients // *Chemical Engineering Journal*. — 2000. — Vol. 78, № 1. — P. 21 – 28.
35. Calderbank P. H., Moo-Young M. B. The continuous phase heat and mass transfer properties of dispersions // *Chemical Engineering Science*. — 1961. — Vol. 16. — P. 39 – 54.
36. Cockx A., Do-Quang Z., Audic J. M., Line A., Roustan M. Global and local mass transfer coefficients in waste water treatment process by computational fluid dynamics // *Chemical Engineering and Processing*. — 2001. — Vol. 40, № 2. — P. 187 – 194.
37. Couvert A., Bastoul D., Roustan M., Line A., Chatellier P. Prediction of liquid velocity and gas hold-up in rectangular air-lift reactors of different scales // *Chemical Engineering and Processing*. — 2001. — Vol. 40, № 2. — P. 113 – 119.
38. Lee Y. H., Scott D. M., Thorpe R. B. Energy losses due to large bubbles beneath spargers in circulating bubble columns // *Chemical Engineering Science*. — 2000. — Vol. 55, № 1. — P. 97 – 112.
39. Yong Ho Yu, Sand D. Kim Bubble properties and local liquid velocity in the radial direction of cocurrent gas – liquid flow // *Chemical Engineering Science*. — 1991. — Vol. 46, № 1. — P. 313 – 320.
40. Zai-Sha Mao, Dukler A. E. Rise velocity a Taylor bubble in a train of such bubbles in a flowing liquid // *Chemical Engineering Science*. — 1985. — Vol. 40, № 11. — P. 2158 – 2160.
41. Al-Qodan Z., Al-Hassan M. Phase hold-up and gas-to-liquid mass transfer coefficient in magneto stabilized G-L-S airlift fermenter // *Chemical Engineering Journal*. — 2000. — Vol. 79, № 1. — P. 41 – 52.
42. Freitas C., Teixeira J. A. Oxygen mass transfer in a high solids loading three-phase internal-loop airlift reactor // *Chemical Engineering Journal*. — 2001. — Vol. 84, № 1. — P. 57 – 61.
43. Lewis D. A., Davidson F. A. Mass transfer in a recirculating bubble column // *Chemical Engineering Science*. — 1985. — Vol. 40, № 11. — P. 2013 – 2017.
44. Tinge J. T., Dijkstra H. A., Boelen J., Stoelwinder C. J. C., Drinkenburg A. A. H. Gas separation in a three – phase bubble column // *Chem. Eng. Sci.* — 1990. — Vol. 45, № 4. — P. 1113 – 1123.
45. Shah Y. T., Kelkar B. G., Decker W.-D. Design parameters estimations for bubble column reactors // *AIChE Journal*. — 1982. — Vol. 28, № 3. — P. 353 – 379.
46. Sung Chul Cho, Won Kook Lee Steam bubble formation at a submerged orifice in quiescent water // *Chemical Engineering Science*. — 1991. — Vol. 46, № 3. — P. 789 – 795.
47. Stravs A. A., von Stockar U. Measurement of interfacial areas in gas – liquid dispersions by ultrasonic pulse transmission // *Chemical Engineering Science*. — 1985. — Vol. 40, № 7. — P. 1169 – 1175.
48. Rice R. G., Littlefield M. A. Dispersion coefficients for ideal bubble flow in truly vertical bubble columns // *Chem. Eng. Sci.* — 1987. — Vol. 42, № 8. — P. 2045 – 2053.
49. Hagesaether L., Jakobsen H. A., Svendsen H. F. Modeling of the Dispersed-Phase Size Distribution in Bubble Columns. // *Ind. Eng. Chem. Res.* — 2002. — Vol. 41. — P. 2560 – 2570.
50. Jakobsen H. A. Phase distribution phenomena in two-phase bubble column reactors. // *Chemical Engineering Science*. — 2001. — Vol. 56. — P. 1049 – 1056.
51. Tayebi D., Svendsen H. F., Jakobsen H. A., Gristingas A. Measurement Techniques and Data Interpretations for Validating CFD Multi Phase Reactor Models. // *Chem. Eng. Comm.* — 2001. — Vol. 186. — P. 57 – 159.
52. Terasaka K. Bubble formation at a single orifice in non-Newtonian liquids // *Chemical Engineering Science*. — 1991. — Vol. 46. — P. 85 – 93.
53. Terasaka K. Bubble formation at orifice in viscoelastic liquids // *AIChE Journal*. — 1997. — Vol. 43. — P. 2903 – 2910.

54. Terasaka K. Bubble formation in cocurrently upward flowing liquid // The Canadian Journal of Chemical. — 1999. — Vol. 77. — P. 458 – 464.
55. Terasaka K., Tsuge H. Bubble formation at a nozzle submerged in viscous liquids having yield stress // Chemical Engineering Science. — 2001. — Vol. 56, № 10. — P. 3237 – 3245.
56. Thorpe R. B., Evans G. M., Zhang K., Machniewski P. M. Liquid recirculation and bubble breakup beneath ventilated gas cavities in downward pipe flow // Chemical Engineering Science. — 2001. — Vol. 56, № 21 – 22. — P. 6399 – 6409.
57. Evans G. M., Bin A. K., Machniewski P. M. / Hydrodynamics of large attached bubbles in a downward liquid flow // Inzynieria Chemiczna I Procesowa. — 2000. — Vol. 21. — P. 199 – 217.
58. Oliveira M. S. N., Ni X. Gas hold-up and bubble diameters in a gassed oscillatory baffled column // Chemical Engineering Science. — 2001. — Vol. 56, № 21-22. — P. 6143 – 6148.
59. Grund G., Schumpe A., Deckwer W. D. Gas-Liquid mass transfer in a bubble column with organic liquids // Chemical Engineering Science. — 1992. — Vol. 47, № 13 – 14. — P. 3509 – 3516.
60. Terasaka K., Hullmann D., Schumpe A. Mass transfer in bubble columns studied with an oxygen optode // Chemical Engineering Science. — 1998. — Vol. 53, № 17. — P. 3181 – 3184.
61. Ishiyama H., Isokawa Y., Sawai J., Kojima H. Hydrodynamics in a small size pressurized bubble column // Chemical Engineering Science. — 2001. — Vol. 56, № 21 – 22. — P. 6273 – 6278.
62. Pohorecki R., Moniuk W., Bielski P., Zdrojkowski A. Modelling of the coalescence-redispersion processes in bubble columns // Chemical Engineering Science. — 2001. — Vol. 56. — P. 6157 – 6164.
63. Lehr F., Mewes D. A transport equation for the interfacial area density applied to bubble columns // Chemical Engineering Science. — 2001. — Vol. 56. — P. 1159 – 1166.
64. van Benthum W. A. J., van den Hoogen J. H. A., van der Lans R. G. J. M., van Loosdrecht M. C. M., Heijnen J. J. The biofilm airlift suspension extension reactor. Part I: Design and two-phase hydrodynamics // Chemical Engineering Science. — 1999. — Vol. 54. — P. 1909 – 1924.
65. van Benthum W. A. J., van der Lans R. G. J. M., van Loosdrecht M. C. M., Heijnen J. J. The biofilm airlift suspension extension reactor – II: Three-phase hydrodynamics // Chemical Engineering Science. — 2000. — Vol. 55, № 3. — P. 699 – 711.
66. Малеев І. Є., Гавриленко М. І., Нікітін В. І., Буданов В. В. Визначення структури потоку системи «газ-рідина» в ерліфтному апараті // Вісник Одеського національного університету. — 2001. — т. 6, вип. № 5, Хімія. — С. (печ.).
67. Малеев И. Е., Гавриленко М. И., Никитин В. И. Изучение гидродинамических и массообменных характеристик эрлифтного аппарата типа «труба в трубе» // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. — 2001. — том 44, вып. № 6. — С. 142 – 145.
68. Малеев И. Е., Гавриленко М. И., Никитин В. И. Изучение гидродинамических характеристик эрлифтного аппарата с внутренним контуром циркуляции // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. — 2002. — том 45, вып. № 1. — С. 44 – 47.

И. Е. Малеев^{1,2}, М. И. Гавриленко¹, В. И. Никитин¹

¹Одесский национальный университет, кафедра неорганической химии и химической экологии
ул. Дворянская, 2, Одесса, 65026, Украина

²Одесская Государственная Академия Строительства и Архитектуры, кафедра химии и экологии
ул. Дидрихсона, 4, Одесса, 65029, Украина

ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАЗМЕРА ПУЗЫРЬКОВ В ГАЗО-ЖИДКОСТНОМ ПОТОКЕ В ЭРЛИФТНОМ АППАРАТЕ

Резюме

Систематизированы способы определения диаметра газовых пузырьков, которые образуются в жидкостном потоке при прохождении газо-воздушной смеси через отверстия газораспределителя в эрлифтном аппарате. Рассмотрены фак-

торы, которые влияют на величину диаметра пузырька, а следовательно и на значения удельной межфазной поверхности и коэффициент массопередачи.

Ключевые слова: эрлифтный аппарат, диаметр газового пузырька.

I. E. Maleev^{1,2}, M. I. Gavrilenko¹, V. I. Nikitin¹

¹Odessa I. I. Mechnikov National University, Faculty of Inorganic Chemistry and Chemical Ecology,
Dvoryanskaya St., 2, Odessa, 65026, Ukraine

²Odessa State Academy of Building and Architecture, Faculty of Chemistry and Ecology,
Didrikhsona St., 4, Odessa, 65029, Ukraine

DETERMINATION OF THE BUBBLE SIZE IN A GAS-LIQUID FLOW FOR THE AIR-LIFT REACTOR

Summary

There are systematized the known methods for determination of a diameter of gas bubbles which are formed as a result of gas passing through the perforation in a gas distributor and feeding into the liquid flow in the air-lift reactor. Some factors affecting the gas-bubble diameter value and, thus, a value of the specific phase interface and the mass-transfer coefficient are considered.

Key words: air-lift reactor, gas-bubble diameter.