

УДК 628. 356. 665

БОНДАР О.А.
КОСТЮК В.С., канд. техн. наук
Національний університет харчових технологій

ГІДРОДИНАМІКА АЕРАЦІЙНИХ СИСТЕМ АЕРОТЕНКІВ

В статті наведено результати теоретичних досліджень гідродинаміки аераційних систем стічних вод, що підлягають очищенню біохімічними і біологічними методами.
Ключові слова: *гідродинаміка, газорідинне середовище, масообмін, аерація, енергія, потоки, швидкість.*

В статье представлены результаты теоретических исследований гидродинамики аэрационных систем сточных вод, подлежащих очистке биохимическими и биологическими методами.
Ключевые слова: *гидродинамика, газожидкостная среда, массообмен, аэрация, энергия, потоки, скорость.*

Технології і обладнання аеробного очищення стічних вод за рахунок біохімічних і біологічних методів знаходяться у постійному розвитку [1—5]. Аераційні системи є важливими складовими аеротенків, ефективність роботи яких є складовою загальних енергетичних витрат на здійснення цих технологій. Однак традиційно їх продовжують влаштовувати у вигляді барботажних пристроїв, які не забезпечують сучасних вимог [3, 6, 7].

Теоретичний опис барботажних режимів аерації потребує подальшого розвитку, на основі якого можливо вирішувати задачі удосконалення таких систем. Останнє визначено завданням цього дослідження.

Режими гідродинамічної взаємодії у газорідинному середовищі. У публікації [8] показано, що досягнення інтенсифікації масообміну в газорідинних середовищах потребує силових втручань, які змінюють гідродинамічні характеристики систем. Такій точці зору відповідає набір критеріїв гідродинамічної подібності, представлених критеріями Фруда, Ейлера та Рейнольдса:

$$Fr = \frac{w^2}{gl} \cdot \frac{m}{m} \cdot \frac{l}{l} = \frac{mw^2}{l^2} \cdot \frac{l}{mg} = \frac{\text{сила інерції}}{\text{сила тяжіння}};$$
$$Eu = \frac{P}{\rho w^2} = \frac{\text{сила тиску}}{\text{сила інерції}};$$
$$Re = \frac{wlp}{\mu} \cdot \frac{w}{w} \cdot \frac{l}{l} = \frac{\text{сила інерції}}{\text{сила тертя}},$$

де l — геометричний параметр; w — швидкість потоку; P — тиск; ρ — густина середовища; k — динамічна в’язкість системи; g — прискорення вільного падіння; m — маса.

Взаємодія між матеріальними потоками витікає з законів Ньютона і є причиною змін в них, оскільки сили інерції представлені в кожному з критеріїв. У зв’язку з цим вибір методів інтенсифікації масообміну доцільно планувати в напрямках створення силових факторів.

Сили інерції, що входять у названі критерії відносяться до перехідних процесів, які характеризуються

© О.А. Бондар, В.С. Костюк, 2008

змінюю швидкостей у відносному переміщенні фаз або змінюю напрямків швидкостей, або вказаною сукупністю. Починаючи від утворення газових бульбашок у рідинному середовищі мають місце енергетичні перетворення останнього.

Введення газової фази в нього супроводжується подоланням гідростатичного тиску і взаємодією газового та рідинного потоків. При цьому газова фаза має певну швидкість, на якій взаємодія здійснюється. Потужність останньої визначається виразом:

$$N_k = \frac{mw^2}{2}, \quad (1)$$

де m — масовий потік газової фази; кг/с; w — швидкість контактування фаз, м/с.

Разом з тим стиснутий газовий потік характеризується рівнем потужності потенціальної енергії:

$$N_n = pV, \quad (2)$$

де p — тиск газвої фази, Па; V — об'ємний потік газової фази, м³/с.

Потенціальна енергія газової фази стає складовою енергії газорідинної системи, на що остання відгукується зростанням свого рівня у вибраних координатах відліку. Від моменту створення газової фази у формі локального масиву бульбашок має місце розрив суцільності рідинної фази, що означає порушення закономірностей в розподілі гідростатичних тисків. Відгуком системи на останнє є початок створення циркуляційних контурів, в осердках яких є газорідинна суміш, що створює висхідний потік і якому відповідають опускні периферійні потоки.

Початкова фаза описаного процесу може розглядатися перехідною, за час перебігу якої здійснюється стабілізація термодинамічних і кінематичних параметрів.

В перехідному процесі відбувається вихід газових бульбашок за межі зони їх утворення і при цьому їх швидкість під дією Архимедових сил зростає до значень, за яких останні стають рівними силам опору середовища (силам тертя). За рахунок деформації бульбашок в їх переміщенні виникають флуктуації відносно вертикалі, що підвищує інтенсивність масопередавання за рахунок, у тому числі, і зміни поверхні контактування фаз та її безперервного оновлення. Відносна швидкість газової і рідинної фаз при цьому стабілізується і для системи «повітря — вода» вона складає 0,25—0,27 м/с.

Рівень деформації бульбашок при цьому залежить від їх початкових розмірів та зі збільшенням останніх деформації зростають. При цьому мають місце як додаткове подрібнення газової фази, так і зворотний процес коалісценції.

Зміна поверхні поділу фаз означає флуктуації за показником поверхневої енергії, що відповідає умові

$$E_{\text{пов}} = \sigma S,$$

де σ — поверхневий натяг.

Якщо zdeформовану бульбашку за своєю формою вважати наближеною до еліпсоїда, то такі її трансформації означають зміни об'єму. Оскільки найменший поверхні

поділу фаз відповідає сферична поверхня, то флуктуації її форми означають вказаний результат:

$$V_6 = \frac{4}{3}\pi abc, \quad (3)$$

де a , b і c — напівосі еліпсоїда.

Наслідком таких явищ мають бути мікропульсації тиску в бульбашках навіть за стабілізованих величин гідростатичних тисків, що є додатковим фактором турбулізації газового середовища та інтенсифікації масообміну. Енергетичне підґрунтя у вказаних флуктуаціях визначається гідравлічним опором середовища.

Наведений показник відносної швидкості газової фази стосовно рідинної 0,25—0,27 м/с відповідає системі «повітря — вода». Очевидно, що таке узагальнення може дозволити здійснити перевірку теоретичних положень, що визначають кінематику подібних систем.

Рівень деформації повітряних бульбашок у взаємодії з водою залежить від розмірів перших. Діапазон дисперсності останніх достатньо широкий і за даними [9, 10] складає 1) 15 мм, однак основний масив відповідає розмірам 5) 6 мм.

У зв'язку з викладеним у першому наближенні визначимо показники системи зі стабілізованим значенням діаметра бульбашок d .

Відомо, що опір переміщенню бульбашок у рідинному середовищі визначається залежністю:

$$P_{\text{оп}} = \xi F \frac{\rho w^2}{2}, \quad (4)$$

де ξ — коефіцієнт, що залежить від властивостей рідинної фази, форми тіла і швидкості його руху; F — площа проекції об'єкта, перпендикулярної напрямку руху; w — середня відносна швидкість.

Коефіцієнт опору залежить від числа Рейнольдса:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu}, \quad (5)$$

де k — коефіцієнт в'язкості рідинної фази, Па·с.

За вибраних для води параметрів одержуємо $Re \approx 0,005$ і йому відповідає $\xi = 5000$. Тоді $P_{\text{оп}} = 0,0044$ Н.

Наведені підрахунки стосувалися величини x , наявність даних про яку дозволяють оцінити потужність, що розвивається за переміщення бульбашки:

$$N'_6 = P_{\text{оп}} w = \xi F \frac{w^3}{2}. \quad (6)$$

Перерахунок на весь масив бульбашок n_6 визначає потужність впливу з боку газової на рідинну фазу:

$$N_{6.c} = P_{\text{оп}} n_6 w = \xi n_6 F \frac{w^3}{2}. \quad (7)$$

Кількісний потік бульбашок, що утворюються за одиницю часу:

$$n'_6 = \frac{3V}{4\pi r^3}, \quad 1/\text{с}, \quad (8)$$

а час їх перебування в середовищі визначаємо за формулою:

$$t_{(к)} = \frac{H}{w_{abc}}, \quad (9)$$

де H — висота набухлого шару; w_{abc} — абсолютна швидкість повітряних бульбашок.

Остання визначається з урахуванням швидкості рідинної фази $w_{p.ф.}$ в циркуляційних контурах:

$$\overline{w}_{abc} = \overline{w} + \overline{w}_{p.ф.} \quad (10)$$

Тоді:

$$t_{(к)} = \frac{H}{w + w_{p.ф.}} \quad (11)$$

Загальна кількість бульбашок, яка в кожний момент часу перебуває у рідинному середовищі:

$$n_6 = n'_6 t_{(к)} = \frac{3VH}{4\pi r^3 (w + w_{p.ф.})} \quad (12)$$

Підстановкою останньої умови у формулу (3.18) одержуємо:

$$N_{6,c} = \xi \frac{3VHFw^3}{8\pi r^3 (w + w_{p.ф.})} \quad (13)$$

У відповідності до закону збереження енергії слід вважати, що потужність впливу газової фази на рідину і потужність опору рідинної фази рівні між собою, тобто

$$N_{6,o} = N_{opr.}$$

При цьому вважаємо, що потужність опору рідинної фази визначає потужність рідинного потоку у створених циркуляційних контурах $N_{p.ц.}$, тобто:

$$N_{p.ц.} = N_{op.p.} \quad (14)$$

Для масового потоку рідинної фази m_p маємо:

$$N_{p.ц.} = \frac{m_p w_{p.ф.}^2}{2} \quad (15)$$

Підстановкою останнього результату у формулу (13) одержуємо:

$$\frac{m_p w_{p.ф.}^2}{2} = \xi \frac{3VHFw^3}{8\pi r^3 (w + w_{p.ф.})} \quad (16)$$

Здійснимо перетворення останнього рівняння:

$$w_{p.ф.}^2 (w + w_{p.ф.}) = \xi \frac{3VHFw^3}{4\pi r^3 m_p} \quad (17)$$

Швидкість руху рідинної фази $w_{p.ф.}$ є цільовою функцією, розшукуваною цією частиною дослідження. Саме вона разом з швидкістю відносного руху фаз визначає утримувальну здатність середовища по газовій фазі та за інших рівних умов міжфазну поверхню масопередавання.

Створення циркуляційних контурів в аеротенках або в інших масообмінних апаратах аналогічного типу є обов'язковим результатом введення газової фази. З точки зору інтересів наближення аеротенків до апаратів ідеального змішування це явно позитивний результат.

Перемішування середовища, вирівнювання концентрацій його компонентів, розчинених газів тощо

позитивно відгукується на швидкості окислення. Однак негативним результатом є винесення газової фази в циркуляційних контурах.

Рівняння (17) є кубічним, розв'язання якого відносно $w_{p.ф.}$ досягається відомими методами або числовими методами з використанням ітерацій.

Однак безпосереднє використання рівняння (17) потребує додаткових пошуків по визначенню величини масового потоку рідинної фази m_p .

У зв'язку з цим розглянемо випадок, який стосується барботажної аераційної системи, змонтованої в дифузори аеротенка (див. рис.). За таких умов загальний об'єм апарата умовно поділимо на дві зони.

Нехай зона I відповідає кільцевому об'єму між корпусом аеротенка і дифузори, а зона II — внутрішньому об'єму дифузора.

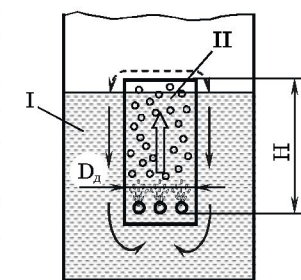


Рис. Схема до розрахунку параметрів аераційної системи

За рахунок газової фази в дифузори утворюється висхідний потік, а в зоні I — опускний рух рідинної фази. При цьому набухання газорідинної суміші в дифузори забезпечує перевищення її рівня верхньої кромки дифузора і додаткову аерацію середовища в режимі падіння до рівня рідинної фази в кільцевому об'ємі.

Названі передумови визначають можливість розробки математичної моделі щодо гідродинаміки системи і доповнення вже одержаної частини.

Нехай площа поперечного перерізу кільцевого об'єму складає величину F_1 , а площа поперечного перерізу дифузора — F_2 . Тоді масовий потік рідинної фази у кільцевому об'ємі:

$$m_{p,1} = \rho_1 w_1 F_1 \quad (18)$$

Очевидно, що числове значення масового потоку рідинної фази $m_{p,1}$ в дифузори у відповідності до закону нерозривності потоку має співпадати з величиною $m_{p,2}$, однак визначальні параметри у цьому випадку мають бути іншими:

$$m_{p,2} = \rho_2 w_2 F_{пр.2} \quad (19)$$

Оскільки порівняння стосується рідинної фази, то очевидно слід прийняти умову:

$$\rho_1 = \rho_2 = \rho,$$

але при цьому слід перейти до використання такого параметра, як приведена площа поперечного перерізу дифузора $F_{пр.2}$. Такий перехід пов'язаний з тим, що частина об'єму дифузора зайнята газовою фазою і цю газову фазу надалі будемо називати утримувальною здатністю u . В якості припущення будемо вважати, що газова фаза рівномірно розподілена в об'ємі дифузора. На цій підставі запишемо співвідношення:

$$u = F_{г.ф.} H, \quad (20)$$

де $F_{г.ф.}$ — площа перерізу дифузора, яку займає газова фаза.

$$F_{r.f.} = \frac{u}{H}, \quad (21)$$

де H — висота набухлого шару газорідинної суміші.

Тоді приведена площа $F_{пр.2}$ перерізу дифузора становитиме:

$$F_{пр.2} = \frac{\pi D_d^2}{4} - \frac{u}{H}. \quad (22)$$

З умови нерозривності потоків запишемо

$$\rho w_1 F_1 = \rho w_2 F_{пр.2} = \rho w_2 \left(\frac{\pi D_d^2}{4} - \frac{u}{H} \right). \quad (23)$$

Звідси визначимо співвідношення швидкостей рідинної фази в зонах I та II циркуляційного контуру

$$w_1 = \frac{w_2}{F_1} \left(\frac{\pi D_d^2}{4} - \frac{u}{H} \right) \quad (24)$$

або

$$w_2 = \frac{w_1 F_1}{\frac{\pi D_d^2}{4} - \frac{u}{H}}. \quad (25)$$

При цьому потужності, що відповідають масовим потокам в зонах I і II:

$$N_I = \rho F_1 \frac{w_1^3}{2}; \quad (26)$$

$$N_{II} = \rho F_{пр.2} \frac{w_2^3}{2} = \rho \left(\frac{\pi D_d^2}{4} - \frac{u}{H} \right) \frac{w_2^3}{2}. \quad (27)$$

Нехтуючи енергетичними втратами на утворення міжфазної поверхні, запишемо:

$$N_I + N_{II} = pV; \quad (28)$$

$$\rho F_1 \frac{w_1^3}{2} + \rho \left(\frac{\pi D_d^2}{4} - \frac{u}{H} \right) \frac{w_2^3}{2} = pV. \quad (29)$$

Здійснивши підстановку (24), одержуємо:

$$w_2 = \sqrt[3]{\frac{pV}{\frac{\rho}{2F_1^2} \left(\frac{\pi D_d^2}{4} - \frac{u}{H} \right)^3 + \frac{\rho}{2} \left(\frac{\pi D_d^2}{4} - \frac{u}{H} \right)}}; \quad (30)$$

Одержавши умову (30), повернемося до визначення величини утримувальної здатності:

$$u = V t_{(к)}, \quad (31)$$

де $t_{(к)}$ — час проходження бульбашки висоти H в дифузори.

$$t_{(к)} = \frac{H}{w_2 + w} = \frac{H}{w_{abc}}. \quad (32)$$

Підстановками отримаємо

$$u = V \frac{H}{w_2 + w} = V \frac{H}{w_{abc}}. \quad (33)$$

$$w_2 = \sqrt[3]{\frac{pV}{\frac{\rho}{2F_1^2} \left(\frac{\pi D_d^2}{4} - \frac{V}{w_{abc}} \right)^3 + \frac{\rho}{2} \left(\frac{\pi D_d^2}{4} - \frac{V}{w_{abc}} \right)}}. \quad (34)$$

З умови (34) видно, що швидкість w_2 рідинної фази залежить від величини газового потоку V , співвідношення площ F_1 і F_2 та від тиску газової фази, що означає глибину занурювання аератора.

Величина швидкості w_2 має принципове значення з точки зору інтересів забезпечення вирівнювання концентрації активного мулу по об'єму аеротенку. Разом з тим в зоні поза дифузором швидкість w_1 рідинної фази сприяє більш швидкому осіданню зависей, що також слід враховувати вибором співвідношень геометричних параметрів та величин вхідного газового потоку.

Разом з тим слід підкреслити, що у відповідності до принципу суперпозиції швидкість відносного руху газованої фази не залежить від швидкості рідинного середовища. Це положення має принципове значення, оскільки рівень масообміну на поверхні поділу фаз визначається тільки відносною швидкістю, рівнем турбулізації на ній. Окрім того, зростання швидкості w_2 означає зростання абсолютної швидкості газової фази в режимі винесення її в рідинному циркуляційному контурі.

З умови (33) видно, як зростання швидкості рідинної фази w_2 впливає на утримувальну здатність системи. Очевидно, що саме остання за інших рівних умов визначає величину поверхні поділу фаз, а рівно й інтенсивність масообміну

Зростання об'ємного газового потоку V , як бачимо, має відгуком зростання утримувальної здатності, однак одночасне зростання при цьому швидкості w_2 утримувальну здатність знижує.

Висновки. Виконаний аналіз і теоретичні дослідження дозволяють відмітити наступне.

Подальше удосконалення технологій аеробного очищення стічних вод пов'язано з поглибленням теорії аераційних систем та інтенсифікацією масообміну в газорідинних системах.

Сучасний рівень наукових положень щодо гідродинаміки і масообміну в таких середовищах потребує прикладних узагальнень і поглибленої оцінки особливостей їх перебігу стосовно стічних вод.

Аерація стічних вод має подвійне навантаження, пов'язане з необхідністю доставки кисню і забезпечення однорідності концентрацій субстрату.

Вибором конструкцій барботажних аераційних систем доцільно створювати протитоки газової і рідинної фаз в циркуляційних контурах.

ЛІТЕРАТУРА

1. Запольський А.К., Мішкова-Клименко Н.А., Астрелін І.М та ін. Фізико-хімічні основи технології очищення стічних вод. — К.: Лібра, 2000. — 552 с.

2. *Уэбб Ф.* Биохимическая технология и микробиологический синтез. М.: Медицина, — 1969. — 560 с.
3. *Беккер М.Е.* Введение в биотехнологию. М.: Пищевая промышленность, 1978. — 231 с.
4. *Никитин Г.А.* Биохимические основы микробиологических производств. К.: Вища школа, 1994. — 312 с.
5. *Никитин Г.А., Павлюк Д.М.* Совместная биохимическая очистка нефтесодержащих сточных вод и сточных вод производства синтетических жирных кислот // Химия и технология воды. — 1982. — № 4. — С. 272—274.
6. *Тахістова Г.О.* Розробка методів інтенсифікації роботи ерліфтних апаратів. Автореф. дис. на здобуття ступеня канд. техн. наук. — К.: 1998. — 16 с.
7. *Гандзюк М.П.* Совершенствование процесса культивирования хлебопекарных дрожжей и его аппаратурного оформления. Дисс. на соискание ученой степени докт. техн. наук. — К.: 1984. — 485 с.
8. *Соколенко А.І., Хоменко М.Д., Піддубний В.А.* та ін. Массообмін в процесах змішування рідинних і газових потоків // Цукор України. — 2006, № 6. — С. 19—21.
9. *Соколов В.Н., Доманский И.В.* Газожидкостные реакторы. Л.: Машиностроение. 1976. — 216 с.
10. *Давыдов И.В., Доманский И.В., Соколов Н.Н.* Оптимизация режима работы барботажного реактора вытеснительного типа. ЖПХ, 1974, т. 47, С. 1419—1421.

Одержана редколлегією 04.08.08 р.