

Досліджено характеристики парогазової фази в умовах кавітаційного перемішування. На основі отриманих експериментальних даних визначені коефіцієнти масовіддачі під час розчинення дифузійно контрольованих моно- і полідисперсних об'єктів для різних умов проведення процесу. Обґрунтовано механізм інтенсифікації

Ключові слова: розчинення, гідродинамічна кавітація, парогазова фаза

Исследованы параметры парогазовой фазы в кавитационном режиме перемешивания. На основе экспериментальных результатов определены коэффициенты массоотдачи при растворении диффузионно-контролируемых моно- и полидисперсных объектов при различных условиях процесса. Предложен механизм интенсификации

Ключевые слова: растворение, гидродинамическая кавитация, парогазовая фаза

Parameters of steam-gas phase under cavitation mixing are investigated. According to the following experimental data the mass transfer coefficients are determined during the dissolution of mono- and poly-dispersed objects under various conditions of the process. The mechanism of intensification is substantiated

Key words: dissolution, hydrodynamic cavitation, steam-gas phase

УДК 532.528

ВПЛИВ ПАРОГАЗОВОЇ ФАЗИ НА КІНЕТИКУ РОЗЧИНЕННЯ В УМОВАХ КАВІТАЦІЇ

Т.М. Вітенько

Кандидат технічних наук, доцент
Кафедра обладнання харчових технологій
Тернопільський державний технічний університет імені
Івана Пулюя
вул. Руська 56, м. Тернопіль, Україна, 46000
Контактний тел.: 8 (0352) 25-17-89
E-mail: vitenko@tstu.edu.ua

Я.М. Гумницький

Доктор технічних наук, професор
Кафедра екології і охорони навколишнього середовища
Національний університет "Львівська політехніка"
м. Львів-13, Україна, 79013

1. Вступ

В чисельних наукових публікаціях, що присвячені використанню кавітації як методу інтенсифікації технологічних процесів хімічної, хіміко-фармацевтичної і харчової промисловостей, [1–4] пояснення механізму впливу кавітаційного поля на технологічні середовища ґрунтується на кумулятивній гіпотезі згідно якої в заключній стадії сплескування кавітаційних бульбашок виникають мікроструминки високого енергетичного потенціалу. Вони впливають на поверхню розподілу фаз, тобто руйнують її границі з утворенням емульсії [5–7].

В наукових монографіях [8–10] інтенсифікуюча дія пояснюється виникненням ряду ефектів, а саме: пульсуючими тисками (порядку 10^3 - 10^4 атмосфер) і хвилями розрідження-стиснення при пульсації парогазових бульбашок; утворенням кумулятивних

струминок; фазовими переходами, що відбуваються на поверхні бульбашок; пульсацією температури; утворенням турбулентних зон; хімічними перетвореннями. Внаслідок таких явищ створюються умови для інтенсифікації масообмінних процесів розчинення, що відносяться до дифузійно-контрольованих процесів.

У попередніх дослідженнях авторами [11] було встановлено інтенсифікацію розчинення в умовах кавітаційного перемішування і запропоновано механізм інтенсифікації процесу, значну роль в якому відводиться ефектам пов'язаним із зародженням, пульсацією і сплескуванням парогазової фази.

Тому метою роботи було експериментальне дослідження характеристик парогазової фази в умовах кавітаційного перемішування, та обґрунтування її інтенсифікуючої дії на дифузійно контрольовані процеси розчинення.

2. Експериментальні результати та їх обговорення

Дослідження проводили у пристрої динамічного типу найпростішої конструкції, що являє собою високооборотну мішалку, d_1 робочі функції в якій виконує крильчатка з клиновидним профілем [12]. Кількість обертів крильчатки змінювали від 50с^{-1} до 100с^{-1} , що відповідає кавітаційному режиму перемішування.

Використання цифрової зйомки дозволило приблизно оцінити розміри кавітаційних бульбашок шляхом заміру їх діаметрів d_0 і визначити їх середньостатистичне значення. Отримані результати показали ріст і сплескування парогазових бульбашок лише при значенні питомої введеної енергії $\epsilon > \epsilon_{кр}$ (47Вт/дм^3). Таке значення енергії відповідає швидкості обертання крильчатки $n=50\text{с}^{-1}$. В такому режимі перемішування розміри парогазових бульбашок знаходились в межах $0,8 \cdot 10^{-3}\text{м} < d_0 < 1,4 \cdot 10^{-3}\text{м}$. При більших значеннях ϵ діаметр бульбашок був інакшим. На рис.1. представлено фото фрагменту робочої ділянки, а середньостатистичне значення діаметрів парогазових бульбашок d_0 в залежності від числа кавітації σ_R у табл.1. Безрозмірний параметр σ_R характеризує режим перемішування в умовах кавітації і використовується для моделювання кавітаційних процесів [9].

Фотографування проводили при десятикратному збільшенні. Як видно з наведеної фотографії, спостерігаються достатньо однакові критичні розміри бульбашок. В кожному експерименті підраховували кількість бульбашок і визначали їх об'єм.

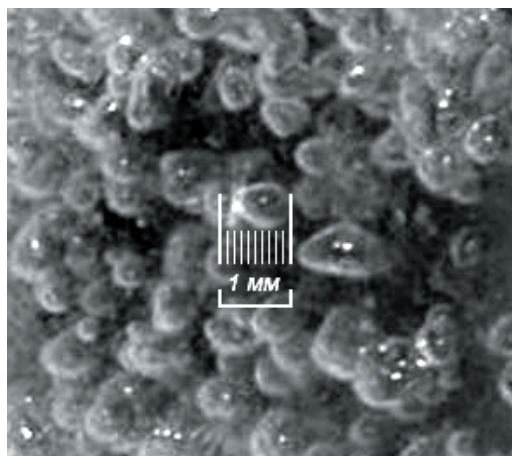


Рис. 1. Фото частини робочого об'єму при значенні $\epsilon=84\text{Вт/дм}^3$

Співставлення цього об'єму із об'ємом парогазової фази (визначали за різницею висот парогазорідинної суміші у апараті), дозволило підрахувати загальну кількість бульбашок. Функції розподілу бульбашок за розмірами показано на рис.2. На основі експериментальних даних були отримані гістограми, які апроксимували аналітичним виразом. При цьому проводили перевірку гіпотез про закон розподілу бульбашок за їх розмірами за допомогою критерію Пірсона χ^2 . З достатньою достовірністю у всіх експериментах склад бульбашок описувався нормальним розподілом [13]

$$F(d) = \frac{1}{\sqrt{2 \cdot \pi} \cdot \sigma} e^{-\frac{(d-a)^2}{2\sigma^2}}, \quad (1)$$

де a – є вибіркова середня, σ^2 – виправлена вибіркова дисперсія.

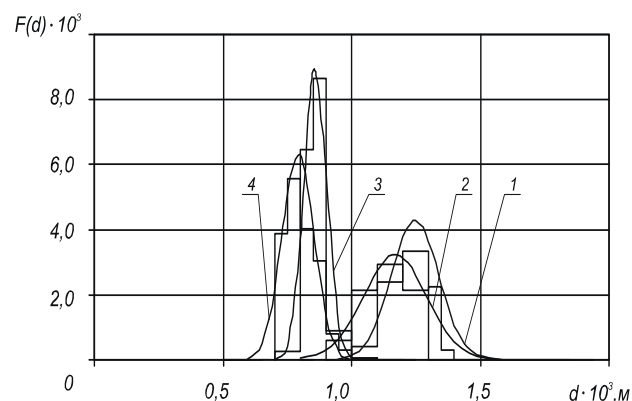


Рис. 2. Функції розподілу парогазових бульбашок в залежності від їх діаметрів для значень числа кавітації σ_R : 1 – 1,6; 2–0,95; 3–0,6; 4–0,42

Для кожного випадку визначили значення a і σ^2 . На основі цих даних були отримані рівняння теоретичних кривих розподілу $F(d)$ розмірів бульбашок для різних режимів перемішування у вигляді:

$$\text{для } \sigma_R = 1,6: f(d) = \frac{1}{2,3 \cdot 10^{-3}} e^{-\frac{(d-1,21 \cdot 10^{-3})^2}{1,69 \cdot 10^{-8}}}$$

$$\text{для } \sigma_R = 0,95: f(d) = \frac{1}{3,08 \cdot 10^{-3}} e^{-\frac{(d-1,174 \cdot 10^{-3})^2}{310^{-8}}}$$

$$\text{для } \sigma_R = 0,6: f(d) = \frac{1}{1,095 \cdot 10^{-3}} e^{-\frac{(d-8,58 \cdot 10^{-4})^2}{4,56 \cdot 10^{-9}}}$$

$$\text{для } \sigma_R = 0,42: f(d) = \frac{1}{1,56 \cdot 10^{-3}} e^{-\frac{(d-7,9 \cdot 10^{-4})^2}{7,74 \cdot 10^{-9}}}$$

Як видно з рисунка 2, теоретичні криві задовільно описують реальний розподіл бульбашок за розмірами. Порівняння одержаних даних з результатами представленими в роботі [14] щодо розмірів кавітаційних бульбашок залежно від числа кавітації σ_R свідчать про їх задовільну схожість. Оскільки за результатами цієї роботи при $\sigma_R = 0,1-0,5$ ($\epsilon=100\text{Вт/дм}^3$) розміри парогазових бульбашок знаходяться в діапазоні $d_0 = 0,3-0,5\text{мм}$ (в наших дослідженнях $\bar{d}_1 = 0,6 \pm 0,05\text{мм}$), при $\sigma_R = 1-5$ ($\epsilon=47\text{Вт/дм}^3$) $d_0 = 0,8-5\text{мм}$, відмічається присутність також дрібних мікробульбашок з $d_0 = 0,2-0,3\text{мм}$ (в наших дослідженнях $\bar{d}_1 = 1,3 \pm 0,05\text{мм}$).

Таблиця 1

Залежність середньостатистичних розмірів кавітаційних бульбашок d_0 від числа кавітації (σ_R обрховано на відстані R від осі)

Число кавітації (σ_R)	1,6	0,95	0,6	0,42
$d_0 \cdot 10^3, \text{м}$	$1,2 \pm 0,2$	$1,16 \pm 0,2$	$0,85 \pm 0,2$	$0,8 \pm 0,2$

Залежність об'єму парової фази ϕ від введеної питомої енергії ϵ показано на рис.3.

$$\varphi = \frac{V_{\text{ПГС}}}{V_{\text{ПГС}} + V_p} \quad (2)$$

де $V_{\text{ПГС}}$ – об’єм парогазорідинної суміші; V_p – об’єм рідини.

Слід відмітити, що в умовах інтенсивного кавітаційного перемішування при наявності вільної поверхні відбувається захоплення газової фази в рідину поряд із дегазацією внаслідок руйнування кавітаційних парогазових порожнин (рис.3., крива 1).

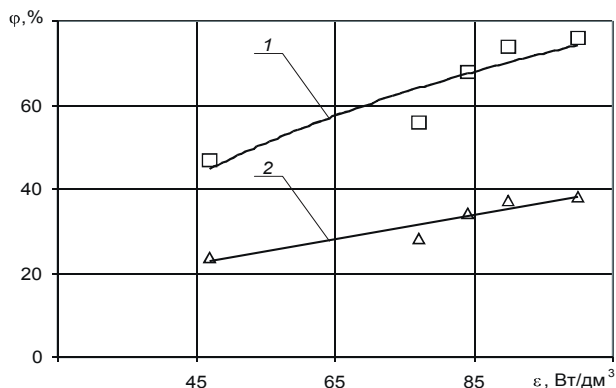


Рис. 3. Парогазовміст системи в залежності від ε: 1 – в умовах захоплення повітря в систему; 2 – в умовах ізоляції системи від повітря

Вплив газової фази, що потрапляє у рідку фазу внаслідок інтенсивного перемішування і парогазової фази, генерованої кавітацією на тверді частинки різних. Тому додатково проводили дослідження в умовах ізоляції рідини від газової фази. Для усунення засмоктування повітря з незаповненого рідкою фазою об’єму використовували легку рухомию кришку, яка ізолювала рідку фазу від газової. Результати показали значне зменшення об’єму парогазової фази (рис.3., крива 2). В цьому випадку вміст бульбашок також не складається лише з пари, оскільки з однієї сторони бульбашка формується на газовому зародку, що міститься в рідині, а з другої сторони відбувається часткова десорбція газу в об’єм бульбашки.

Роль парової фази важлива при розгляді інтенсифікуючої дії кавітації. З точки зору гетерогенних масообмінних дифузійно контрольованих процесів розчинення, що відбуваються безпосередньо у пристрої її інтенсифікуюча дія полягає у тому, що бульбашки пари рухаються по всьому об’єму пристрою і створюють на відміну від різного виду коливань чи барботування повітрям, однакові умови у всіх точках рідини. Проходячи біля частинки, контактують з нею, руйнують сформований дифузійний шар, масовіддача у якому відбувається за рахунок малоефективної молекулярної дифузії. З іншого боку парова фаза зароджується і на частинці. Вона безпосередньо впливає на пограничний дифузійний шар як шляхом зовнішнього перемішування так і з середини, зароджуючись безпосередньо на поверхні частинки.

Розглянувши графічну залежність середньостатистичних розмірів парової фази від введеної енергії (рис.4.) отримали аналітичну залежність для досліджуваного діапазону $47 \text{ Вт/дм}^3 < \epsilon < 100 \text{ Вт/дм}^3$, яку можна описати математичним виразом

$$d_0 = 0,0028 \cdot e^{-0,0143\epsilon} \quad (3)$$

Степінь достовірності становить $R^2 = 0,86$.

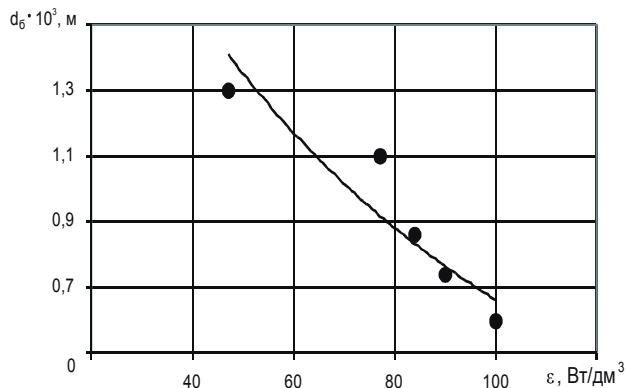


Рис. 4. Залежність середньостатистичних розмірів парогазової фази від енергії ε

Об’єм парогазовмісту можна оцінити для такого самого діапазону ε за наступною залежністю (рис.3)

$$\varphi = 14,9 \cdot e^{0,0095\epsilon} \quad (4)$$

Степінь достовірності $R^2 = 0,919$.

Для аналізу ступеню впливу парогазової фази на інтенсивність процесу було розраховано можливий відривний діаметр бульбашки. Для цього використали залежність, наведену у роботі [15]

$$d_{\text{від}} = k \sqrt{\frac{6\sigma \cdot d_0}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}} \quad (5)$$

В цій залежності d_0 являє собою відстань між нерівностями на твердій поверхні, що становлять декілька мікрон, коефіцієнт k приймають трохи меншим за одиницю. Підрахунки показують, що навіть для $d_0 = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}$ і $k = 0,9$ відривний діаметр становить $d_{\text{від}} = 3,17 \text{ мм}$, а зафіксовані найбільші експериментальні значення бульбашок менші 1,4 мм. Це означає, що ймовірність відриву бульбашок мінімальна. Отже, до особливостей кавітаційного паротворення слід віднести і той факт, що сплескування парової фази відбувається дуже швидко і викликається розрідженням в паровій фазі. Цим кавітація відрізняється від процесу паро- або газоутворення на твердій поверхні при кипінні рідини або при хімічних реакціях, що супроводжуються виділенням газу. В останніх випадках парогазова (газова) фаза відривається від твердої поверхні тільки після досягнення відривного діаметра.

Парогазова фаза може спричиняти як позитивний, інтенсифікуючий вплив, так і негативний. Це буде залежати від співвідношення розмірів парогазової фази і твердої. Для встановлення відповідних закономірностей проводили дослідження з використанням моно- і полідисперсних сумішей хлориду натрію і природного гіпсу, які складались з частинок з розмірами від 0 до 4 мм для розчинення у дистильованій воді. Методом ситового аналізу були визначені масові частки відповідних фракцій для полідисперсної суміші. Розглядалися варіанти тривалості обробки: 60 – 420 с.

З метою вивчення ступеню впливу парогазової фази на інтенсивність розчинення проводили дослідження в умовах ізолювання вільної поверхні рідини. Ре-

зультати досліджень розчинення твердих частинок в різних умовах представлені у табл.2. Коефіцієнти масовіддачі $\bar{\beta}$ визначали за рівнянням

$$\bar{\beta} = \frac{V \cdot (C_k - C_0)}{F_{cp} \cdot (C_s - \bar{C}) \cdot \Delta t} \quad (6)$$

де C_k –кінцеве значення концентрації солі у воді, кг/м³; C_0 –початкове значення концентрації солі у воді, кг/м³; C_s –концентрація насичення, кг/м³, \bar{C} – усереднене значення концентрації, кг/ м³.

Аналіз цих даних показує, що основний вплив на інтенсивність розчинення здійснює саме парогозова фаза генерована кавітацією.

Таблиця2

Розрахункові значення коефіцієнтів масовіддачі

ε, Вт/дм ³	CaSO ₄ ·2H ₂ O (\bar{d} =3мм)		NaCl (\bar{d} =3мм)	
	Розчинення в умовах контакту рідкої фази з повітрям	Розчинення в умовах ізоляції рідкої фази від доступу повітря	Розчинення в умовах контакту рідкої фази з повітрям	Розчинення в умовах ізоляції рідкої фази від доступу повітря
	$\bar{\beta}$, м/с		$\bar{\beta}$, м/с	
47	1,44·10 ⁻⁴	1,52·10 ⁻⁴	1,86·10 ⁻⁴	1,923·10 ⁻⁴
77	1,58·10 ⁻⁴	1,77·10 ⁻⁴	2,17·10 ⁻⁴	2,231·10 ⁻⁴
84	1,82·10 ⁻⁴	1,9·10 ⁻⁴	2,29·10 ⁻⁴	2,359·10 ⁻⁴
90	1,9·10 ⁻⁴	1,96·10 ⁻⁴	2,44·10 ⁻⁴	2,455·10 ⁻⁴

При розрахунку для полідисперсної суміші приймали наступні допущення: для відзначених раніше фракцій знаходився розподіл частинок за розмірами $F(m_0) = \varphi(d)$; на невеликих проміжках часу коефіцієнт масовіддачі має постійне значення. Це дозволяє прийняти, що зміна діаметра частинок для всіх фракцій буде однаковою.

Зміну розмірів частинок при розчиненні визначали на основі рівняння матеріального балансу

$$\Delta M = \Delta M_1 + \Delta M_2 + \Delta M_3 + \Delta M_4 = V(C_2 - C_1), \quad (7)$$

де ΔM –зміна маси всієї наважки за проміжок часу Δt , кг; ΔM_1 – зміна маси кожної з фракцій за проміжок часу Δt , кг; V –об'єм рідкої фази, м³; C_1, C_2 – біжучі концентрації у розчині, кг/м³.

Виразивши ΔM через діаметр частинок, було одержано рівняння для визначення Δd . Такі розрахунки проводилися для всіх проміжків. Далі згідно рівняння (8) були розраховані середні діаметри \bar{d}_i через такі ж інтервали часу

$$\bar{d}_i = d_{1i} \cdot F(m_1) + d_{2i} \cdot F(m_2) + d_{3i} \cdot F(m_3) + d_{4i} \cdot F(m_4), \quad (8)$$

де d_i –усереднені діаметри частинок кожної з фракцій, м; $F(m_i)$ –масові частки окремих фракцій полідисперсної суміші.

На наступному етапі встановлювали середню площу поверхні масообміну і за рівнянням (6) розраховували усереднений коефіцієнт масовіддачі. Значення середньої площі поверхні розчинення визначали за рівнянням

$$F_{cp} = \frac{\int_0^{\tau} F(\tau) d\tau}{\tau} \quad (9)$$

За значенням середньої площі поверхні знаходили усереднене значення концентрації \bar{C} що відповідало значенню τ_{cp} . Значення $\bar{\beta}$ залежно від режиму роботи установки для моно- і полідисперсних сумішей представлені на рис. 5.

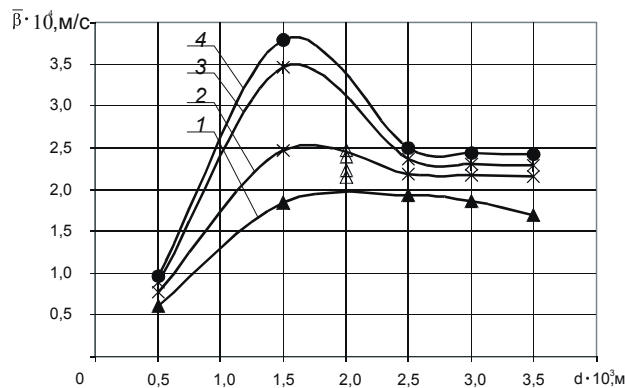


Рис. 5. Залежність коефіцієнтів масовіддачі від розміру частинок в умовах кавітаційного перемішування: 1- ε =47Вт/дм³; 2- ε =77Вт/дм³; 3- ε =84Вт/дм³, 4- ε =90Вт/дм³; Δ – значення коефіцієнтів для полідисперсної суміші, що відповідає діапазону енергій 47Вт/дм³ ε <90Вт/дм³

Криві 1, 2, 3, 4 відповідають значенням коефіцієнтів масовіддачі для монодисперсних сумішей при розчиненні в діапазоні споживаної питомої енергії 47Вт/дм³ ε <90Вт/дм³, точками Δ позначені значення коефіцієнтів для полідисперсної суміші з розмірами частинок в межах 0 < d < 4мм (d_{cp} =2мм). Цікаво порівняти значення коефіцієнтів масовіддачі для полідисперсних $\bar{\beta}$ і монодисперсних ансамблів. В умовах коли ε >47Вт/дм³ найменший коефіцієнт масовіддачі спостерігається для частинок з розмірами 0,5мм, а найбільший для 1,5мм. Порівняємо розміри частинок і розміри парогозової фази в цьому діапазоні значень енергії.

Як показали попередні дослідження розміри бульбашок пари d_n можуть бути приблизно однаковими з діаметром найменших частинок, або більшими за них. Це створює умови для їх повної екранізації на нетривалий час. В той же час така екранізація неможлива для частинок більших діаметрів, що знаходяться в межах 1,5–3,5мм. Тому максимальні значення коефіцієнтів в діапазоні кавітаційного перемішування переміщуються до діаметрів з розмірами d_q =1,5мм для яких умови перемішування і екранування сприяють отриманню максимальних значень $\bar{\beta}$. Для частинок з розмірами 2,5 < d_q < 3,5мм кількість бульбашок по відношенню до одиниці поверхні розчинення буде менше, і відповідно, значення $\bar{\beta}$ менше. Для ансамблю частинок полідисперсного складу величини усереднених значень коефіцієнтів масовіддачі $\bar{\beta}$ займають проміжне положення між значеннями справедливими для діапазону енергій 47Вт/дм³ ε <84Вт/дм³.

Як було зазначено вище, кавітація змінює фізико-хімічні властивості середовища, що є суттєвим для

кінетично контрольованих процесів. Для вивчення питання впливу відповідних змін розчинника була проведена наступна серія досліджень по розчиненню частинок гіпсу і хлориду натрію з розмірами $\bar{d} = 3\text{мм}$ у дистильованій і попередньо обробленій (активованій) у кавітаційному пристрої динамічного типу на протязі 2хв., при $t=20^\circ\text{C}$ води. Швидкість обертання крильчатки у в обох випадках становила $16,6\text{с}^{-1}$ (турбулентний режим). Результати представлені у табл.3.

Таблиця 3

Експериментальні значення масообмінних коефіцієнтів

$\beta, \text{м/с}$	$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$		NaCl	
	Необроб-лений розчинник	Оброб-лений розчинник	Необроб-лений розчинник	Оброб-лений розчинник
	$5,04 \cdot 10^{-5}$	$5,38 \cdot 10^{-5}$	$7,201 \cdot 10^{-5}$	$7,681 \cdot 10^{-5}$

З цих даних слідує, що при дифузійно-контрольованому процесі розчинення хімічні процеси, що ініціюються ефектами гідродинамічної кавітації не суттєво впливають на кінетику процесу.

Висновки

Досліджено характеристики парогазової фази в умовах кавітаційного перемішування, які дозволили обґрунтувати механізм інтенсифікуючої дії гідродинамічної кавітації у дифузійно- контрольованих процесах розчинення. Встановлені кінетичні закономірності процесу розчинення, будуть корисними у прогнозуванні і визначенні основних параметрів процесу.

Література

1. Кнепп Р., Дейли Дж., Хэмлит Ф. Кавитация. – М.: Мир, 1974. – 687 с.
2. Пирсол И. Кавитация. – М.: Мир, 1975. – 94 с.
3. Перник А.Л. Проблемы кавитации. – Л.: Судостроение, 1966. – 439 с.

4. Федоткин И.М. Исследованные процессы и установленные эффекты. В 4 т. – Киев: Химджест, 2000. – Т.1. - 290 с.
5. Федоткин И.М. Немчин А.Ф. Использование кавитации в технологических процессах. – Киев: Высшая школа, 1986. – 67 с.
6. Ельпинер И.Е. Ультразвук: Физико-химическое и биологическое действие. – М.: Физматиз, 1963. – 426 с.
7. Есиков С.А. Гидродинамические характеристики суперкавитирующих реакторов для кавитационной обработки питательной воды диффузионных аппаратов свеклосахарного производства: Дис... канд. техн. наук: 05.17.08. – Красноярск, 1987. – 210 с.
8. Федоткин И.М., Гулый И.С. Кавитация, кавитационная техника и технология, их использование в промышленности (Теоретические основы производства избыточной энергии, расчет и конструирование кавитационных теплогенераторов). Часть II -К.: АО "ГЛАЗ", 2000. – 898с.
9. Исаков А.Я. Исследования гидродинамических особенностей кавитации в аппаратах с быстроходными перемешивающими устройствами: автор. дис. канд. тех. наук.-Владивосток, ЛТИ, 1977. – 17с.
10. Балабудкин М.А. Роторно-пульсационные аппараты в химико-фармацевтической промышленности.–М.: Медицина,1983.–160 с.
11. Вігенько Т.М. Гумницький Я.М. Механізм, кінетика та інтенсифікуюча дія гідродинамічної кавітації при розчиненні твердих речовин.//Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій, №32 – Одеса, 2008.–С.28–34.
12. Вігенько Т.М. Розподіл енергії при активації води в умовах кавітаційного перемішування// Вісник Тернопільського державного технічного університету, – Тернопіль, 2006, т. 11, №, 4, С. 214–219.
13. Гмурман В.Е. Теория вероятности и математическая статистика.– М.: Высш. шк., 1977.–479с.
14. Матияшук А.М. Інтенсифікація процесів очищення дифузійного соку цукрового виробництва із застосуванням кавітації. Дис. на соиск уч. степ. кан. техн. наук., Киев, НУПТ, 2000.–145с.
15. Кошкин В.К., Калинин Э.К, Дрейцер Г.А. Ярхо С.А.Нестационарный теплообмен, М. Машиностроение, 1973.– 378с.