

Зав'ялов В. Л.

Запорожець Ю. В.

Бодров В. С.

Лобок О. П.

**Національний
університет
харчових
технологій**

УДК 66.0:664.001

ДОСЛІДЖЕННЯ СТРУКТУРИ РЕАЛЬНИХ ПОТОКІВ В ЕКСТРАКТОРІ КОЛОННОГО ТИПУ З ВІБРУЮЧОЮ СИСТЕМОЮ РОЗДІЛЕННЯ ФАЗ

Исследовано структуру реальных потоков в виброэкстракторе непрерывного действия колонного типа на основе диффузионной модели, при импульсном возмущении гидродинамической системы. Установлен рациональный режим работы виброэкстрактора, который обеспечивает необходимую производительность с минимальным эффектом продольного перемешивания. Выполнено математическое описание структуры потоков, которое может быть взято за основу для решения оптимизационных задач.

The structure of the real streams is probed in vibroekstraktor of continuous action of columnar type on the basis of diffusive model, at impuls perturbation of the hydrodynamic system. The rational optimal regime of operation of vibroekstraktor is set, which provides the necessary productivity with the minimum effect of longitudinal interfusion. Mathematical description of stream structure is developed, which can be taken a basis for the drawing optimization tasks.

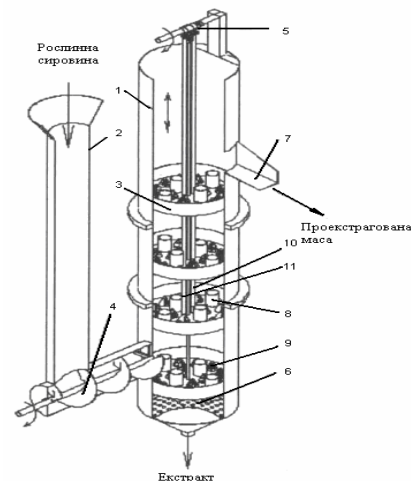
Недостатнє вивчення гідродинаміки екстракторів з вібруючою системою розділення фаз призводить до неповного використання їх можливостей на стадії проектування та експлуатації, оскільки наявність аномальних зон в робочому об'ємі апарата порушує режим оновлення поверхні контакту фаз [1].

Раніше [2] нами встановлено, що в апаратах такого типу ступінь відхилення структури потоку від ідеальної схеми протитока визначається конструктивними та режимними параметрами віброперемішувальних пристроїв, здатних до генерації пульсуючих турбулентних двофазних струменів.

Гідродинамічні характеристики цих струменів визначають їх дію як турбулізуючого фактора на мікрорівні та крупномасштабного фактора, створюючого поздовжнє перемішування і, одночасно, протитічне розділення фаз.

Для кількісного оцінювання рівня поздовжнього перемішування, що призводить до різного часу перебування окремих часток сировини, в розробленому нами [3] протиточному твердофазному виброэкстракторі неперервної дії прийнято комбіновану модель,

що складається з окремих частин єдиної узагальнюючої моделі (рис. 1).



- 1 —циліндрична колона; 2 —завантажувальний пристрій; 3 —вібротранспортувальний пристрій; 4 —шнек; 5 —кривошипно-шатунний механізм 6 —фільтруюча решітка; 7 —поток; 8 — транспортувальний елемент (відкритий); 9 — фільтрувальний елемент; 10, 11 — штоки.

Рис. 1 — Схема лабораторного виброэкстрактора



В аспекті проблеми, що розглядається, апарат умовно поділяється на дві послідовно з'єднані зони з різним механізмом та ступенем перемішування: ідеального перемішування (ІП) та ідеального витіснення (ІВ) (рис. 2).

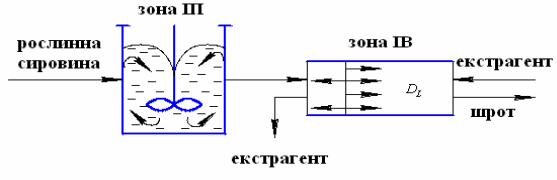


Рис. 2 — Схема структури потоків у віброекстракторі неперервної дії

Таким чином, модель структури потоку передбачає ідеальне перемішування у завантажувальній частині апарата (рис. 1 поз 2) та ідеального витіснення в робочій частині апарата (рис. 1 поз 1), ускладненої поздовжнім перемішуванням.

Із умов матеріального балансу для кожної із зон маємо:

$$\begin{cases} \frac{dS}{dt} = \frac{v}{V}(S^* - S) \\ \frac{\partial c}{\partial t} = -u \frac{\partial c}{\partial x} + D_L \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \end{cases} \quad (1)$$

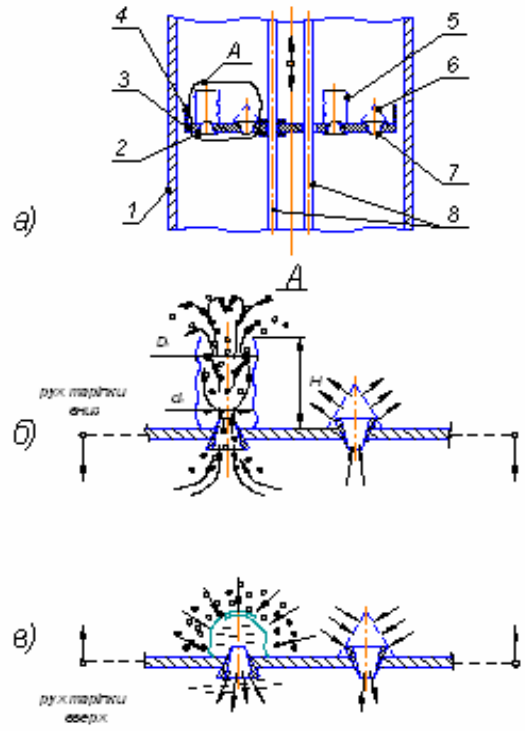
де S — поточна концентрація речовини в завантажувальному пристрої; S^* — рівноважна концентрація речовини в завантажувальній частині; t — час; x — змінна координата довжини робочої частини апарата; D_L — коефіцієнт поздовжнього перемішування; v, u — відповідно об'ємна та лінійна швидкість потоку; V — об'єм робочої зони апарата.

Для більш повного сприйняття реалій гідродинаміки розглянемо конструктивні особливості розробленого вібротранспортувального пристрою із гнучкими патрубками, встановленими на переточних елементах транспортувальної тарілки (рис. 3).

Вібротранспортувальний пристрій з гнучкими патрубками, який складається з транспортуючих тарілок 3, з бортом 4. На кожній тарілці встановлені відкриті елементи 2, направлені стороною з більшим гідравлічним опором у бік транспортування твердої фази, що входять в гнучкі патрубки 5, закріплені на тарілці з боку більшого гідравлічного опору відкритих елементів, і протилежно направлені аналогічні елементи 7, закриті випуклою сіткою 6 з боку їх меншого гідравлічного опору.

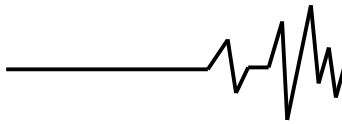
Протитечійне розділення твердої та рідкої фаз відбувається наступним чином: при русі тарілки вниз суспензія витискається через відкриті транспортуючі елементи і потрапляє всередину гнучких патрубків, які набувають при

цьому правильної встановленої просторової форми і перепускають певну масу твердої фази за їх межі. При виході з патрубків відбувається подальше розширення факелів суспензії, що забезпечує рух твердих частинок за межі патрубка.

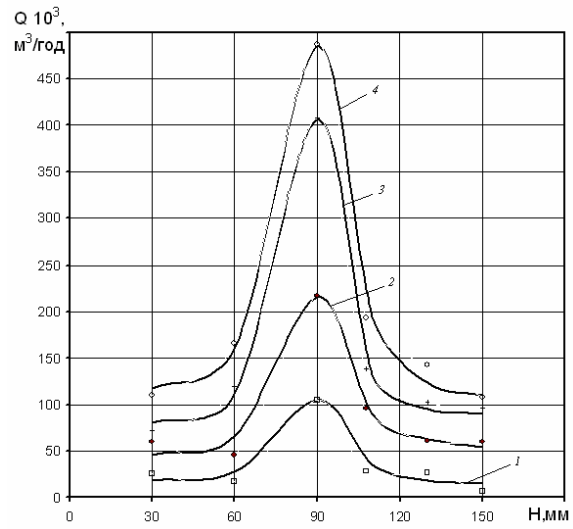


1 — циліндрична колона;
2, 7 — відкриті елементи;
3 — транспортувальна тарілка;
4 — борт; 5 — гнучкий патрубок;
6 — сітка; 8, 9 — штоки
Рис. 3 — Вібротранспортувальний пристрій з гнучкими патрубками (а) та схема потоків (б, в)

При русі тарілки вверх гнучкий патрубок втрачає свою попередню просторову форму і змикається, створюючи гідравлічний опір перетоку твердої фази у зворотньому напрямі. При такому відбувається поступове накопичення твердої фази над тарілкою. Зростаючий шар твердої фази через деякий час потрапляє в зону дії турбулентних струменів, генерованих фільтруючими елементами верхньої тарілки, активізується інтенсивним відносним фазовим рухом, потрапляє під транспортуючі елементи верхньої тарілки і процес транспортування повторюється до моменту вивантаження твердої фази з апарата.



Встановлення гнучких патрубків (таких, що можуть змінювати свою форму при коливаннях тарілки під дією потоку середовища) з боку меншого гідравлічного опору відкритих елементів збільшує продуктивність апарата по твердій фазі, так як концентрація суспензії, яка повертається під тарілку менше тієї, яка рухається в напрямку транспортування твердої фази, а також зменшує поздовжнє перемішування за рахунок скорочення відстані розповсюдження турбулентних струменів, що генеруються відкритими елементами, збільшуючи тим самим градієнт концентрацій твердої фази по висоті апарата. При цьому співвідношення еквівалентного діаметра патрубка та еквівалентного діаметра відкритого елемента, а також висоти патрубка до його еквівалентного діаметра знаходиться у межах 2-3. Наведені висновки підтверджено дослідними даними, які представлені на рис.4.



1 — $f = 60 \text{ xс}^{-1}$; $f = 120 \text{ xс}^{-1}$; $f = 180 \text{ xс}^{-1}$; $f = 240 \text{ xс}^{-1}$.

Рис. 4 — Залежність продуктивності віброекстрактора за твердою фазою від висоти гнучких патрубків при різних частотах коливань вібротранспортувальних тарілок

Отже, більш детально розглянемо математичний опис кожної із зон ІП та ІВ із використанням методу імпульсного трасування потоку, що досліджується. При цьому випадку зона ІП описується моделлю:

$$\begin{cases} \frac{dS(t)}{dt} = -\beta S(t), \\ S(0) = S_0, \end{cases} \quad (2)$$

де $\beta = \frac{v}{V}$ — величина еквівалентна оберненому середньому часу перебування трасера в апараті;

v — об'ємна швидкість потоку, V — об'єм зони ІП, S_0 , $S(t)$ — відповідно початкова та поточна концентрація речовини в зоні ІП.

Зона ІВ може бути описана наступною крайовою задачею:

$$\frac{\partial C(x,t)}{\partial t} = D_L \frac{\partial^2 C(x,t)}{\partial x^2} - U \frac{\partial C(x,t)}{\partial x}; \quad 0 \leq x \leq L \quad (3)$$

з початковою:

$$C(x,0) = 0; \quad 0 \leq x \leq L$$

та крайовими умовами на лівому

$$-D_L \frac{\partial C(x,t)}{\partial x} = U(S(t) - C(x,t)) \quad \text{при } x = 0; \quad (4)$$

та правому кінцях ділянки робочого об'єму апарата:

$$\frac{\partial C(x,t)}{\partial x} = 0 \quad \text{при } x = L. \quad (5)$$

Використовуючи метод розділення змінних можна показати, що розв'язок системи (2) та (3) може бути поданий у вигляді:

$$C(x,t) = 2S_0 e^{\frac{Pe(x-L)}{2}} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{A_n} y_n(x) e^{-\frac{1}{Pe} \lambda_n^2 t} R_n(t), \quad (6)$$

де $R_n(t) = \frac{1}{\gamma_n - \beta t} \left(e^{(\gamma_n - \beta t)t} - 1 \right)$, $\gamma_n = \frac{Pe}{4} + \frac{\lambda_n^2}{Pe}$,

$$A_n = 1 + \frac{Pe}{\lambda_n^2} \left(1 + \frac{Pe}{4} \right),$$

$$y_n(x) = \cos\left(\lambda_n \frac{x}{L}\right) + \frac{Pe}{2\lambda_n} \sin\left(\lambda_n \frac{x}{L}\right) \quad —$$

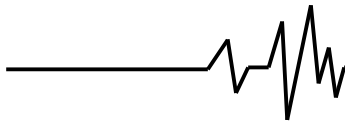
власна функція однопараметричної дифузійної моделі (3) з крайовими умовами (4), (5),

$\lambda_n > 0$ — корені трансцендентного рівняння: $tg \lambda = \frac{4Pe \cdot \lambda}{4\lambda^2 - Pe^2}$;

$$Pe = \frac{u \cdot L}{D_L} \quad — \text{ критерій Пекле, } \bar{t} = \frac{L}{u} \quad —$$

середній час перебування трасера в зоні ІВ, L — довжина робочої ділянки.

Отримана формула (6) може бути використана для визначення поточної концентрації речовини (трасера) в довільній точці робочої зони апарата, а також може бути взята за основу для розв'язання оптимізаційних задач, задач ідентифікації планування експерименту тощо.



Експериментальні дослідження поздовжнього перемішування проводились на моделі вібраційного екстрактора (рис.1) за методом імпульсного введення трасера в потік на вході в апарат. Цей метод дозволяє визначити експериментальну функцію розподілення концентрації речовини за час її переміщення по довжині робочої ділянки у вигляді С-кривої, яка в безрозмірній формі представляється виразом:

$$S = S(\theta) = \frac{1}{2\sqrt{\pi t / Pe}} \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4\theta / Pe}\right] \quad (7)$$

$\theta = \frac{t}{\tau}$ — безрозмірний час.

В експериментах в якості сировини використовувався шишковий хміль, а трасера — спеціально подрібнена морква. Відповідно рис.1. прийнята схема апарата необмеженої довжини. В цьому випадку приймалося, що в початковий момент часу ($\tau=0$) в рідину, яка тече з витратою u по трубі нескінченної довжини, в початковий переріз ($z=0$) експериментальної ділянки довжиною $L=1\text{м}$ вводиться миттєво деяка кількість Q трасера (1 кг подрібненої моркви). Кількість трасера незначна в порівнянні з об'ємом експериментальної ділянки V_{ap} . Проби суміші сировини та трасера (певного об'єму) відбирались в кінці експериментальної ділянки, а вміст трасера в таких пробах визначався за дисперсійним аналізом.

Дисперсія безрозмірної С – кривої розраховувалась за рівнянням:

$$\sigma^2 = \frac{1}{\tau^2} \left[\frac{\sum \tau_i^2 \cdot C_i}{\sum C_i} - \left(\frac{\sum \tau_i \cdot C_i}{\sum C_i} \right)^2 \right] \quad (8)$$

де $C_i = \frac{M_i}{\sum_{i=1}^n M_i}$ — концентрація трасера;

τ_i — поточний час вимірювання;

M_i — маса трасера;

$\bar{\tau} = \frac{\sum_{i=1}^n \tau_i C_i}{\sum_{i=1}^n C_i}$ — середній час перебування

трасера в апараті.

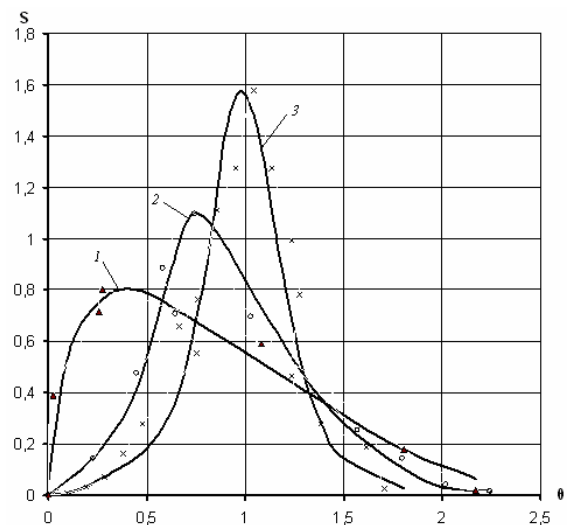
Число Пекле знаходили з рівняння:

$$\sigma^2 = \frac{8}{Pe^2} + \frac{2}{Pe} \quad (9)$$

Поздовжнє перемішування досліджували при роботі апарата в діапазоні частот 2 – 5 Гц та амплітуд (5; 10; 15)·10⁻³м. Трасер вводився через завантажувальний пристрій 2, проби відбирались з розвантажувального лотка 7 з моменту його появи по 1кг кожних 5 хв.

Відтворюваність результатів досягала трикратним повторенням дослідів з наступним усередненням концентрацій проб перед аналізом.

Здобуті безрозмірні експериментальні та апроксимовані на ЕОМ криві відгуку системи на імпульсне збурення зображені на рис. 5, у



1 — A = 5 мм; 2 — A = 10 мм; 3 — A = 15 мм.

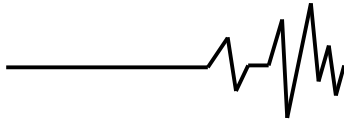
Рис. 5 — Експериментальні та апроксимовані безрозмірні криві відгуку системи на імпульсне збурення робочого потоку апарата при частоті коливань системи 3 Гц

безрозмірних координатах $S = f(\theta)$, де

$S = \frac{C_i}{C}$ — безрозмірна концентрація;

$\theta = \frac{\tau}{\bar{\tau}}$ — безрозмірний час.

Встановлено, що із зростанням частоти коливань тарілки від 2 до 4 Гц поздовжнє перемішування збільшується приблизно у 7 разів. Ще більший вплив на перемішування фаз вздовж осі потоку суміші в апараті має амплітуда коливань. Зі зміною амплітуди коливань транспортувальної тарілки від 5·10⁻³ до 15·10⁻³ м результуючий ефект поздовжнього перемішування збільшується приблизно в 30 разів.



Причиною зниження ефекту поздовжнього перемішування при малих амплітудах можна вважати створення коливальними рухами тарілки мікромасштабної турбулентності, саме яка сприяє вирівнюванню профілю швидкостей в поперечному перерізі апарата. Однак, вже при амплітуді 5-мм транспортування фази починається при частотах більших 4,5 Гц, що в свою чергу викликає велике піноутворення.

Таким чином, раціональним режим роботи віброекстрактора, що забезпечує необхідну продуктивність з мінімальним ефектом поздовжнього перемішування можна вважати режим з амплітудою 10-мм та частотою коливань 2,7 Гц.

Узагальнюючи аналіз експериментальних даних потрібно відмітити, що механічні коливання транспортувальної системи з частотою меншою за 4 Гц не створюють суттєвого поздовжнього перемішування і, при

малих амплітудах коливань навіть знижують його. Таке дозволяє ефективно використовувати енергію низькочастотних коливань для інтенсифікації масообміну при віброекстрагування та протитечійному розділенні фаз робочої суміші.

Література

1. Гельперин Н.И., Пибалк. В.Л., Костанян А.А. Структура потоків и ефективність колонних апаратів хімічної промисловості.— М.: Хімія, 1977.— 264с.
2. Лобода П.П., Зав'ялов В.Л. Закономерності гідродинаміки пульсуючих струй в віброекстракторах // Пищ. промисловість — 1992, №38.— с.88-91.
3. Пат. 27705 України, Вібраційний екстрактор / Зав'ялов В.Л., Бодров В.С., Запорожець Ю.В.; опубл. 12.11.07р., Бюл.№18.