

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ЧЕРНІГІВСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ТЕХНОЛОГІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ**

В.Г. Бакалов, П.І. Чередніченко, О.В. Бакалов

**ЗМІШУВАЧІ ДЛЯ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ
І МЕТОДИ ОЦІНЮВАННЯ ЯКОСТІ СУМІШІ**

МОНОГРАФІЯ

Чернівці 2013

УДК 66.022.54
ББК 35.116
Б19

Рекомендовано до друку вченою радою Чернігівського державного технологічного університету (протокол №3 від 25 березня 2013 р.).

Рецензенти:

Піпа Б.Ф., доктор технічних наук, професор кафедри інженерної механіки Київського національного університету технологій і дизайну, заслужений діяч науки і техніки України;

Ступа В.І., доктор технічних наук, професор Чернігівського державного технологічного університету, заслужений діяч науки і техніки України.

Бакалов В. Г.

Б19 Змішувачі для сипких матеріалів і методи оцінювання якості суміші : монографія / В. Г. Бакалов. – Чернігів : ЧДТУ, 2013. – 159 с.

ISBN 978-966-7496-44-9

У монографії наводяться теоретичні відомості опису процесу змішування сипких матеріалів та аналіз сучасних змішувачів.

Значна частина монографії присвячена критеріям оцінки якості суміші сипких матеріалів, їх перевагам і недолікам. Автори пропонують використовувати як критерій оцінки якості суміші середній об'єм непромісу, який названо об'ємом асоціату. Показано, що вказаний критерій відображає сутність якості суміші, він автоматичний до об'єму відібраних проб. Наведені рівняння, які дозволяють розрахувати середній об'єм асоціату по об'єму відібраних проб, дисперсії відхилень концентрацій ключового компонента від середнього значення. Доведено, що розподіл концентрацій ключового компонента по пробам описується гіпергеометричним законом.

Наукове видання призначено для наукових співробітників, аспірантів, викладачів, магістрів, студентів, спеціалістів у галузі розробки змішувачів для сипких матеріалів.

УДК 66.022.54
ББК 35.116

ISBN 978-966-7496-44-9

© В.Г. Бакалов, П.І. Чередніченко,
О.В. Бакалов, 2013

© ЧДТУ, 2013

ЗМІСТ

ВСТУП	5
РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ КРИТЕРІЇВ ОЦІНЮВАННЯ ЯКОСТІ СУМІШІ	6
1.1. Загальні положення	6
1.2. Існуючі критерії оцінювання якості суміші	7
1.3. Вибір необхідної кількості проб, що відбираються для оцінювання якості суміші	16
1.4. Вибір об'єма проби, що відбирається	18
1.5. Конструкція пробовідбірників і рекомендації по відбору проб	21
1.6. Аналіз існуючих методів визначення вмісту компонентів у пробі ..	25
РОЗДІЛ 2. ПРОПОНОВАНИЙ КРИТЕРІЙ ОЦІНЮВАННЯ ЯКОСТІ СУМІШІ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ	45
2.1. Фізичне представлення процесу змішування. Новий критерій оцінювання якості суміші – об'єм асоціату	45
2.2. Математична модель кінетики процесу з урахуванням нового критерію якості суміші	46
2.3. Взаємозв'язок запропонованого критерію оцінювання якості суміші з існуючими критеріями	47
2.4. Експериментальне підтвердження розподілу ключового компонента за гіпергеометричним законом	49
2.5. Підтвердження адекватності запропонованого критерію якості суміші експериментальним даним	53
РОЗДІЛ 3. ІСНУЮЧІ ТЕОРІЇ ЗМІШУВАННЯ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ	60
3.1. Методи моделювання процесу змішування	60
3.2. Математичний опис кінетики процесу змішування в змішувачах періодичної дії	64
3.3. Математичне моделювання процесу змішування в змішувачах безперервної дії	76
РОЗДІЛ 4. ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ЗМІШУВАННЯ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ	87
4.1. Класифікація змішувачів	87
4.2. Барабанні змішувачі	89
4.3. Змішувачі з обертаючими змішуючими пристроями	97
4.3.1. Стрічково-гвинтовий змішувач	98
4.3.2. Двовальний лопатевий змішувач	100
4.3.3. Змішувач з планетарно-шнековою мішалкою	100
4.3.4. Черв'ячно-лопатеві змішувачі	103
4.3.5. Циркуляційні змішувачі	109
4.3.6. Планетарні змішувачі	114

4.3.7. Методика розрахунку потужності приводів з обертаючими змішувальними пристроями.....	115
4.4. Пневматичні змішувачі	119
4.5. Вібромішувачі.....	123
4.6. Бігункові змішувачі	124
РОЗДІЛ 5. ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ЗМІШУВАННЯ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ	127
5.1. Сфера застосування і класифікація	127
5.2. Відцентрові змішувачі	128
5.3. Гравітаційні змішувачі	132
5.4. Барабанні змішувачі	136
5.5. Черв'ячно-лопатеві змішувачі.....	137
5.6. Вібраційні змішувачі	142
Додатки	146
Додаток А. Програма розрахунку середнього об'єму асоціату, який характеризує стан суміші	146
Додаток Б. Список основних ідентифікаторів програми	148
Додаток В. Склад і фізичні властивості компонентів, що змішуються.....	149
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	151

ВСТУП

Процес змішування сипких матеріалів широко використовується в харчовій, хімічній, фармацевтичній, текстильній, паперовій, полімерній, керамічній, гумовій, електротехнічній та інших галузях. Якість продукції, що виробляється, значною мірою залежить від цього процесу. При цьому змішуються сипкі матеріали, які мають різні фізичні властивості, різні маси від грамів до декількох тонн. Швидкість обертання робочих пристроїв змінюється від декількох обертів до сотень за хвилину. Таким чином, для проектування або вибору змішувача потрібно враховувати вказані особливості і знати переваги й недоліки устаткування. Велика кількість змішувачів і складність визначення найбільш ефективного з них робить досить актуальною розроблення методики науково обгрунтованого їх вибору. Крім того, необхідно вміти розраховувати технологічні параметри процесу змішування, а саме: швидкість обертання перемішувальних робочих органів, час змішування.

Після проведення процесу змішування необхідно оцінити якість отриманої суміші сипких матеріалів. Для цього необхідно правильно визначити об'єм проб, їх кількість, метод визначення концентрацій компонентів у пробі і визначитися з критерієм оцінювання якості суміші.

У монографії у розділі другому пропонується використовувати як критерій оцінювання якості суміші середній об'єм непромісу, який названо об'ємом асоціату. Показано, що вказаний критерій відображає сутність якості суміші, він автомоделний до об'єму відібраних проб. Наведено рівняння, які дозволяють розрахувати середній об'єм асоціату по об'єму відібраних проб, дисперсії відхилень концентрацій ключового компонента в пробах від середнього значення. Доведено, що розподіл концентрацій ключового компонента по пробам описується гіпергеометричним законом, а не нормальним законом розподілу ключового компонента по пробам, як це було прийнято раніше в наукових виданнях.

Вивчення процесів перемішування сипких матеріалів, обладнання, яке використовується під час проведення вказаного процесу, є особливо актуальним з появою процесів змішування наночастинок з сипкими матеріалами при виробництві композитних матеріалів з унікальними фізико-хімічними властивостями. Слід зазначити, що наночастинки із-за молекулярних сил схильні до утворення асоціатів і рівномірний їх розподіл по суміші ускладнений.

РОЗДІЛ 1

АНАЛІЗ КРИТЕРІЇВ ОЦІНЮВАННЯ ЯКОСТІ СУМІШІ

1.1. Загальні положення

Змішування сипких матеріалів, як вказується у джерелах [2; 47; 48; 52; 62; 65], – це механічний процес, метою якого є перетворення початкової системи, що характеризується впорядкованим розподілом компонентів, у систему, яка характеризується нерегульованим, статично випадковим їх розподілом. У результаті цього процесу в змішуваному об'ємі утворюється однорідна за складом суміш сипких матеріалів.

Незважаючи на принципову простоту, процес змішування сипких матеріалів є дуже специфічним і складним. Це пояснюється різноманіттям фізико-механічних властивостей змішуваних інгредієнтів, які впливають на цей процес. Мабуть, це і виявилось головною причиною того, що нині розроблена велика кількість різноманітних типів змішувачів, такі, наприклад, як барабанні, планетарно-шнекові, стрічкові, плугові, відцентрові, віброзмішувачі і пневмозмішувачі. Їх опис і детальний аналіз наведено у багатьох роботах [9; 11; 18; 26; 37; 47]. Велика кількість змішувачів і складність визначення найбільш ефективного з них робить досить актуальною розроблення методики науково обґрунтованого їх вибору. Відсутність обґрунтованого вибору змішувача пояснюється частково тим, що сьогодні немає єдиного критерію оцінювання якості суміші [12; 47; 58; 63; 79].

Тому вибір типу змішувача для змішування сипких матеріалів у кожному конкретному випадку проводять на основі експериментів по змішуванню реальних компонентів. При цьому змішувач повинен задовольняти певні основні вимоги. Найбільш важлива з них пов'язана з можливістю отримання в змішувачі необхідної однорідності суміші заданих інгредієнтів. Причому ефективність змішувача визначається енергією, що витрачається на отримання одиниці маси готової суміші.

У той же час конструкція змішувача, безумовно, повинна забезпечувати його безпечну роботу.

1.2. Існуючі критерії оцінювання якості суміші

Важливим завданням при дослідженні змішування сипких матеріалів, як вказувалося вище, є вивчення стану суміші й оцінювання її якості. Проте до теперішнього часу відсутня єдина методика визначення якості суміші [2; 47; 80; 90; 91]. В окремих випадках про ступінь однорідності суміші судять за різними якісними ознаками [40; 46; 55; 101-108]. Так, наприклад, у промисловості при виготовленні пороху про ступінь готової порохової маси після усереднювання судять за її гранулометричною щільністю. В електротехнічній промисловості стан однорідності суміші часто контролюють електропровідністю виробу. У промисловості органічних барвників використовують метод порівняльних вифарбовувань.

Перераховані методи оцінювання однорідності суміші не є універсальними і тому використовуються вкрай рідко.

Нині існує декілька критеріїв оцінювання якості суміші, заснованих на різних початкових передумовах.

У результаті процесу перемішування в змішувачі відбувається взаємне переміщення часток різних компонентів, які до перемішування перебувають окремо або в неоднорідно змішаному стані. В ідеалізованому процесі ми повинні одержати таку суміш, коли в будь-якій її краплині до кожної часточки одного з компонентів примикають частки інших компонентів у кількостях, обумовлених заданим співвідношенням компонентів. Так, якщо змішуються три компоненти, маси яких ставляться як цілі числа $p : q : m$, то в будь-якому малому об'ємі, взятому в довільній краплині, маси після ідеального змішування теж повинні ставитися як $p : q : m$ [47; 91].

Однак таке ідеалізоване розташування часток у дійсності не спостерігається, тому що існує занадто велике число факторів, які впливають на їхні взаємні переміщення і від яких у кінцевому результаті залежить ступінь змішування. Ці фактори можна розділити на три групи [47; 91]:

- 1) методи змішування (розпилювання, пересипання, перелопачування, нашаровування компонентів, змішування компонентів у «киплячому» шарі та ін.);

- 2) конструктивні особливості змішувачів та їх режими роботи (ступінь заповнення, швидкість і характер циркуляції матеріа-

лу всередині змішувача, конструкція, що змішує, швидкість обертання цього вузла та ін.);

3) фізико-механічні характеристики суміші компонентів (співвідношення компонентів, їх гранулометричний склад, об'ємні маси, коефіцієнт внутрішнього тертя та ін.).

У перемішаній суміші, в її мікрооб'ємах можлива нескінченна різноманітність взаємного розташування часток компонентів. У цих умовах співвідношення компонентів у довільних крапках суміші – величина випадкова. Тому більшість сучасних методів оцінювання якості суміші (ступеня змішування) засновані на методах статистичного аналізу.

З математичної статистики відомо, що найбільш просто статистичний матеріал аналізується по одній випадковій величині (закони для систем декількох випадкових величин значно складніше і на практиці їх застосовують тільки у випадку гострої потреби).

Щоб оцінювати якість змішування однієї випадкової величини, суміш умовно вважають двокомпонентною. Для цього виділяють із суміші один будь-який компонент, який називають ключовим, а всі інші компоненти поєднують у другий компонент, умовний. Залежно від ступеня розподілу ключового компонента (X) в масі умовного компонента судять про якість суміші, яка оцінюється випадковою величиною X – вміст ключового компонента в мікрооб'ємах [2; 47; 48; 52; 62; 91].

Випадкова дискретна величина X може бути повністю охарактеризована, якщо відомі: закон її розподілу, математичне очікування M , дисперсія D або середнє квадратичне відхилення S .

Більшість дослідників за основу критерію оцінювання якості суміші приймають середнє квадратичне відхилення вмісту ключового компонента у пробах, взятих із суміші. Величину середнього квадратичного відхилення S за даними дослідів [2; 47; 91] підраховують за формулою:

$$S = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{m})^2}{n - 1}}, \quad (1.1)$$

де x_i – значення випадкової величини X в i -ому досліді, у нашому випадку – вміст ключового компонента в i -й пробі; \bar{m} – сере-

дне арифметичне спостережених значень величини X , у нашому випадку – середній арифметичний вміст ключового компонента у всіх пробах; n – загальна кількість відібраних проб.

При великій кількості проб величина \bar{m} збігається, за теорією ймовірності, з математичним очікуванням M випадкової величини X . Середнє квадратичне відхилення S залежить від величини \bar{m} і має її розмірність. Це не дозволяє використовувати величину S у чистому вигляді для порівняльної оцінки якості сумішей з різним вмістом у них ключового компонента. Тому величину S беруть у відносній формі, розділивши її на деяку величину S_0 , яку багато авторів розглядають з різних поглядів. У табл. 1.1 наведені основні формули, які використовуються для розрахунку критерію оцінки якості змішування [47; 91].

Таблиця 1.1.

Зведена таблиця величин, запропонованих різними авторами як критерій оцінки якості суміші сипких матеріалів

Назва критерію	Формула для розрахунку
1	2
Міра розсіювання, M (Макаров Ю. И. [47]); (Krell W. [98])	$M = \frac{1}{\bar{c}} \sum_{i=1}^n c_i / n$
Коефіцієнт неоднорідності, V_c (Пленер Ю.Л. [62]); (Pool K.P., Tailor B.E., Wall G.P. [103])	$V_c = \frac{100}{\bar{c}} \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i - \bar{c})^2} \%$
Ступінь змішування, M (Lacey P.M. [100])	$M = 1 - \frac{S^2 - S_R^2}{S_0^2 - S_R^2};$ $S_0^2 = p(1-p); S_R^2 = p(1-p)/m$
Ступінь змішування, M (Otake T., Kitaoka H., Tone S. [102])	$M = \frac{S}{S_0}; S_0 = c_0(1-c_0)$
Стандартне відхилення, S (Fan L.T., Chen S.J., Watson C.A. [91]); (Kobayashi M., Ramaswami D., Brazelton W.T. [97])	$S = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i - \bar{c})^2}$

Продовження табл. 1.1

1	2
Ступінь змішування, M (Scott A.M., Bridgwater I. [104]); (Stange K. [107])	$M = 1 - \frac{S}{S_0}; M = 1 - \left(\frac{S}{S_0}\right)^2;$
Критерії однорідності, A (Fan L.T., Chen S.J., Watson C.A. [91])	$A = \left[\frac{\log S_0 / S}{\log S_0 / S_R} \right]^{0.5};$ $S_R^2 = \frac{pq[p(d_s)_p + q(d_s)_q]}{g}$
Наведене стандартне відхилення, S_n (Fan L.T., Chen S.J., Watson C.A. [91]); (Макаров Ю. И. [47])	$S_n = \frac{S}{S_0}; S_0 = \sqrt{p(p-1)}$
Коефіцієнт мінливості, V (Danckwerts P.V. [90])	$V = S / \bar{c}$
Коефіцієнт якості, J (Fisher R.K. [92])	$J = \frac{\bar{c}}{p}$
Відносна дисперсія, S_p / p (Harnby N, Edwards M.F., Nienow A.W. [93])	$\frac{S_p}{p} = \frac{1}{g} \left(\frac{1-p}{p} \right)^2 p\gamma_p(1+C_p^2) + q\gamma_q(1+C_q^2)$
Дисперсія, S_n^2 (Alfredson P.G., Doig I.D. [85]); (Coulson I., Maitra M. [89])	$S_n^2 = S^2 - S_R^2; S_R = pq/m$
Ступінь перемішування, M (Berg D.B. [86])	$M = \ln \frac{100}{x}; \frac{x}{100} = \frac{F_0 - F}{F}$
Повнота перемішування, M (Brethmah A., Wollan G., Feldman S. [87]); (Smith I.C. [105])	$U = a\Delta F = \frac{F}{F_0}$

Закінчення табл. 1.1

1	2
Ступінь перемішування, M (Weidenbaum S.S., Bonilla C.F. [109])	$M = \log \left[\frac{1}{1 - \left(\frac{S_0}{S} \right)} \right]$
Інтенсивність сегрегації, J_c (Danckwerts P.V. [90]); (Sommer R. [106])	$J_c = \frac{S_a^2}{\bar{C}_a \bar{C}_n} = \frac{S_6^2}{\bar{C}_a \bar{C}_6}$
Ступінь змішування, M (Lacey P.M. [100])	$M = \frac{S - S_R}{S_0 - S}; S_0^2 = p(1 - p);$ $S_R^2 = p(1 - p)/m$
Міра неупорядкованості, η (Heidt H.M., Zevey R.P., Hamrin C.E. [94]); (Wong H.W., Baird M.A. [110])	$\eta = \frac{2\pi\mu \sum_{i=1}^{K_1} r_i^2}{i=1}; \chi^2 = \sum_{i=1}^{K_1} \frac{(v_i - p_i)^2}{p_i}$
Параметр нецентральнос- ті, λ^2 (Hogg R., Cahn D.S., Healy T.W., Fuerstenau D.W. [95]); (Kristensen H.G. [99])	$\lambda^2 = n \sum_{i=1}^{K_2} \frac{(v_i - p_i)^2}{p_i}$
Ступінь змішування, Φ (Kobayashi M., Ramaswami D., Brazelton W.T. [96])	$\Phi = v \sum_{i=1}^{K_3} (z_i - \xi_0)^2;$ $z_i = 2 \arcsin \sqrt{v_i}; \xi_0 = 2 \arcsin \sqrt{p_i}$

Примітка. Слід зазначити, що в таблиці використовується єдине позначення однакових величин, а не так, як їх дають автори. Тут S_0 – середньоквадратичне відхилення (СКВ) концентрації ключового компонента у пробах для повністю незмішаної суміші; S_R – СКВ при рандомізованому стані суміші, тобто при максимально можливому в статистичному сенсі змішуванні; S_n – дійсне значення СКВ суміші; S – вимірюване значення СКВ; g – вага проби; p, q – фактичний ваговий відносний вміст компонентів у суміші; $(d_e)_p, (d_e)_q$ – ефективний середній розмір частиць у пробах відповідно для компонентів p і q ; C_p, C_q – коефіцієнти відхилення ваги частиць для компонентів p і q ($C_p = S_p/\gamma_p$; $C_q = S_q/\gamma_q$); γ_p, γ_q – середнє значення ваги частиць, віднесених до числа частиць компонентів p і q ; F – поверхня розділу між компонентами в момент їх аналізу; F_0 – максимально можлива поверхня розділення між компонентами; x – доля незмішаної суміші; a – коефіцієнт пропорційності; U – імовірність того, що хоч один із елементів цієї поверхні розділу попаде у виділений елементарний

об'єм; ΔF – елемент поверхні розділу між компонентами; m – кількість частинок у пробі; r_i – найкоротша відстань між частинками компонентів; μ – середня кількість довільних крапок в одиниці площі зрізу проби; K_1 – кількість кліток, на яку розбивається площа, що розглядається; χ^2 – величина критерію Пірсона зі ступенем вільності K_1 і рівнем значущості α ; v_i – частота виникнення i -го компонента; p_i – задана частота появи i -го компонента; \bar{v} – середнє значення частоти виникнення величини v_i для даної серії дослідів; K_2 – кількість змішуваних компонентів; K_3 – кількість ступеня вільності, яка дорівнює кількості відбору проб за вирахуванням кількості накладених зв'язків при обробці дослідів; S_a, S_b – СКВ концентрації компонентів відповідно по a і b ; \bar{C}_a, \bar{C}_b – середнє значення концентрацій компонентів a, b у пробах.

Найбільше поширення як критерій оцінки змішування одержав коефіцієнт неоднорідності (варіації) V_c [2; 47; 48; 65; 91], у якого $S_0 = \bar{m}$:

$$V_c = \frac{S \cdot 100}{\bar{m}} = \frac{100}{\bar{m}} \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{m})^2}{n-1}} \% \quad (1.2)$$

Зазвичай, при аналізах суміші визначають не число часток ключового компонента у пробах, а його концентрацію в них (c_i), що практично значно простіше. З урахуванням цього формули (1.1) і (1.2) мають вигляд [47]:

$$S = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i - \bar{c})^2}; \quad (1.3)$$

$$V_c = \frac{S \cdot 100}{\bar{c}} = \frac{100}{\bar{c}} \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i - \bar{c})^2} \% \quad (1.4)$$

де \bar{c} – середнє арифметичне значення концентрації ключового компонента в пробах, %; c_i – значення концентрації ключового компонента в i -й пробі; n – число проб, які аналізуються.

Для спрощення розрахунків за формулою (1.3) її можна перетворити в більш зручний для цього випадку вигляд [47; 91]:

$$S^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i^2 - 2c_i \bar{c} + \bar{c}^2) = \frac{1}{n-1} \left(\sum_{i=1}^n c_i^2 - 2 \sum_{i=1}^n c_i \bar{c} + \sum_{i=1}^n \bar{c}^2 \right) = \frac{1}{n-1} \left(\sum_{i=1}^n c_i^2 - n \bar{c}^2 \right). \quad (1.5)$$

Для розрахунків S за формулою (1.5) необхідне підсумовування квадратів значень c_i , що звільняє від необхідності підсу-

мовування квадратів різниць $(c_i - \bar{c})^2$ у випадку використання формули (1.3).

При великій кількості значень c_i для скорочення розрахунків S краще використовувати формулу [47]:

$$S^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{m=1}^k (c_m - \bar{c})^2 h_m, \quad (1.6)$$

де c_m – середнє значення концентрації m -го інтервалу, k – число інтервалів розбивки; \bar{c} – середнє арифметичне значення концентрації ключового компонента в пробах, яке обчислено за допомогою таблиці спостережених частот класів $(\bar{c} = 1/n \sum_{m=1}^k c_m h_m)$;

h_m – абсолютна частота значень c_m m -го класу у всій вибірці.

У цьому випадку [2; 9; 26; 37; 47; 91]:

$$V_c = \frac{100n}{\sum_{m=1}^k c_m h_m} \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{m=1}^k (c_m - \bar{c})^2 h_m}. \quad (1.7)$$

Величина V_c за певних умов залежить від ваги проб, що відбирають для аналізу. Це пояснюється тим, що середнє квадратичне відхилення співвідношення компонентів у самих пробах навіть при ідеальному їхньому змішуванні залежить від числа складових їхніх часток. Дійсно, зі статистики відомо, що рівень оцінки, якому можна довіряти S_r по S визначається нерівністю $z_1 S < S_r < z_2 S$, де S_r – середнє квадратичне відхилення величини, що спостерігається в генеральній сукупності, тобто у всій суміші; S – середнє квадратичне відхилення величини, що спостерігається за експериментальними її вимірами; $z_1; z_2$ – коефіцієнти, значення яких залежить від довірчої ймовірності й числа вимірів n , їхні значення можна вибрати за таблицями [47; 91].

Чим більше число спостережуваних значень випадкової величини n , тим ближче значення коефіцієнтів z_1 й z_2 до одиниці. Наприклад, при довірчій ймовірності $\alpha = 0,99$ й $n = 200$ ці коефіцієнти дорівнюють $z_1 = 0,885$; $z_2 = 1,147$.

Отже, при числі часток ключового компонента, що входять у пробу ідеальної суміші, $n_c > 200$ можна прийняти $S = S_r$. А це

означає, що впливом на V_c складових коливань c_i , викликаних чисто статистичним розкидом співвідношення часток компонентів у пробі, можна зневажити, якщо проба містить більше 200 часток ключового компонента.

Для реальної суміші можна записати [2; 47; 48; 52; 91]:

$$S^2 = S_r^2 - S_R^2, \quad (1.8)$$

де S^2 – дисперсія концентрації ключового компонента, яка викликана неідеальністю суміші; S_r^2 – дійсна дисперсія концентрації ключового компонента, обмірювана великою кількістю аналізів проб із суміші; S_R^2 – дисперсія концентрації ключового компонента в пробах при ідеальному змішуванні.

Величина S_R для тієї ж самої суміші залежить від числа часток компонентів, що змішують у пробі, тобто від її ваги G . Ступінь залежності $S_R = f(G)$ оцінюється по-різному. Наприклад, Ласей Р.М. пропонує для суміші, що складається із часток однакової ваги й форми, розраховувати S_R^2 за формулою [2; 47; 91; 100]:

$$S_R^2 = \frac{p(1-p)}{n_q}, \quad (1.9)$$

а Stange K. [107; 108]:

$$S_R^2 = \frac{k^2}{G},$$

де p – частка ключового компонента в пробі; n_q – число часток у пробі; G – вага проби; k – коефіцієнт, що залежить від співвідношення компонентів у пробі, розміру часток, їх гранулометричного складу, способу відбору проб.

Для часток неоднакового розміру Pool K., Tailor V.E., Wall G.P. [103] запропонували більш складну залежність [2; 47; 48; 80; 91]:

$$S_R^2 = \frac{pq}{\left[\frac{G}{p(d_3)_q + q(d_3)_p} \right]}, \quad (1.10)$$

де p, q – частки компонентів у суміші; $(d_3)_q; (d_3)_p$ – ефективний середній розмір часток відповідно для компонентів q і p .

Аналізуючи ці залежності, можна встановити, що при збільшенні ваги проби й зменшенні розміру часток матеріалів, які

зміщуються, величина $S_R \rightarrow 0$. Тому для проб, які вміщують більше 200 частинок ($n_q > 200$), можна прийняти $S^2 = S_r^2$, що дає нам право не враховувати вплив ваги проб G на величину критерію оцінки якості суміші, тобто на V_c .

Подібний висновок правомірний тільки в тому випадку, коли об'єм аналізованої суміші великий порівняно із сумарним об'ємом окремих проб, що відбирають випадково із суміші. Якщо ж сумарний об'єм відібраних проб становить всю аналізовану суміш, то значення величини коефіцієнта неоднорідності суміші V_c , розрахованого за підсумком аналізу цих проб, значною мірою залежить від прийнятого об'єму окремих проб. А.В. Чувпило встановив, що в цьому випадку правомірно використати таку залежність [47; 80]:

$$\frac{V_{c1}}{V_{c2}} = q \left(\frac{G_2}{G_1} \right)^{0.5}, \quad (1.11)$$

де V_{c1} і V_{c2} – коефіцієнт неоднорідності суміші для проб вагою G_1 і G_2 ; q – комплексний поправочний коефіцієнт.

Запропонована залежність дозволяє співставляти якість сумішей, одержаних при різних масах проб. Проте, як вказує сам автор, для цього необхідно знати комплексний поправочний коефіцієнт, визначення якого можливо тільки за експериментальними даними, що знижує практичну цінність цього рівняння.

На основі коефіцієнта варіації V_c введені [2; 47; 48; 80; 91] такі граничні значення для оцінки якості суміші: дуже гарна $V_c < 4\%$, $V_c = (6 \div 8)\%$ – гарна.

Оцінка якості суміші за коефіцієнтом варіації V_c дозволяє досліджувати вплив різних чинників на процес змішування, але не пов'язана з технологічним допуском на вміст компонентів у пробі [2; 47; 48; 90; 91], який широко використовується в хімічній галузі промисловості. Використовуючи закон нормального розподілу масової частки ключового компоненту за пробами, у роботах [2; 47; 48; 80; 91] запропонований новий критерій якості суміші (η), який враховує технологічний допуск $\delta_{don}/2$ і пов'язаний з коефіцієнтом варіації V_c залежністю:

$$\eta = 1 - \frac{3\sqrt{c}}{100}. \quad (1.12)$$

При цьому суміш вважається достатньо однорідною, коли виконується співвідношення: $\eta > \eta_{дон} = 1 - \delta_{дон}/2$.

Критерії, засновані на коефіцієнті варіації V_c і вибірковому середньоквадратичному відхиленні (η), мають істотний недолік, оскільки вони не автоматично відносно до об'єму проб [2; 47; 48; 80; 91].

Складність вивчення стану суміші і підвищення вимог до її якості [2; 47; 48; 91; 93] пояснює постійний інтерес дослідників до цієї галузі знань. Останнім часом за кордоном [91; 93] з'явилося кілька теоретичних моделей “неідеальних” сумішей, в яких використовуються кореляційні функції. Ці моделі дозволяють оцінювати стан суміші при відомих коефіцієнтах кореляції. Проте відсутність рекомендацій за їх експериментальним визначенням ускладнює практичне застосування цих моделей.

Приведений аналіз показав, що нині немає єдиного критерію оцінки якості суміші, що враховує об'єм проб. Ця обставина ускладнює математичний опис кінетики процесу змішування.

1.3. Вибір необхідної кількості проб, що відбираються для оцінювання якості суміші

Оскільки стан суміші оцінюється статистичними методами, то на оцінку якості суміші впливає як метод відбору проб, так і їх кількість.

Вплив методу відбору проб, на нашу думку, дуже значний у хімічній промисловості, де в довільних точках суміші відбирається менше 10 проб масою 10 г [47]. Кожна проба вручну перемішується і відбирається частина проби, яка знову перемішується і з неї береться проба масою 1 г для визначення методом хімічного аналізу масової частки компонентів, що містяться в ній. Відбір невеликої кількості проб дуже грубо і з великими припущеннями може характеризувати стан суміші. Як вказується в [47; 91], для статистичного аналізу необхідно відбирати більше 40 проб. Що ж до ручного перемішування, то це не може бути визнано придатним, оскільки при цьому вноситься неконтрольована похибка ручного змішування.

Всю суміш сипких матеріалів, що перебуває в змішувачі, можна умовно розбити на A елементарних об'ємів, у кожному з яких буде своє середнє значення концентрації ключового компо-

нента c_i . Величина елементарного об'єму може бути прийнята рівною об'єму проби, що відбирається. Тоді при невеликому значенні об'єму проби величина A буде досягати більших значень. Це дає нам право вважати послідовність випадкових значень концентрації ключового компонента в кожному з A елементарних об'ємів генеральною сукупністю.

Генеральна сукупність чисел з нормальним розподілом досить повно характеризується їх генеральною середньою \bar{c}_r і середнім квадратичним відхиленням S_r . Із суміші відбирають обмежене число проб, у результаті аналізу яких ми одержуємо n незалежних значень величини концентрації c_i ключового компонента в пробах [2; 47; 48; 91; 93].

Середня арифметична із цих значень є:

$$\bar{c} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n c_i,$$

а вибіркове середнє квадратичне відхилення дорівнює:

$$S = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (c_i - \bar{c})^2}.$$

Чисельність вибірки (число проб, що відбирають) повинна бути такою, щоб значення \bar{c} і S були близькими за величиною відповідно \bar{c}_r і S_r , тому що тільки в цьому випадку суміш буде досить точно охарактеризована. При $n \rightarrow \infty$; $\bar{c}_r = \bar{c}$; $S_r = S$, але це вимагає значних витрат і практично важко здійснити.

Необхідна і достатня кількість проб може бути знайдена за допомогою теореми Ляпунова [2; 47; 48; 91; 93], відповідно до якої ймовірність нерівності

$$\frac{\bar{c} - \bar{c}_r}{S\sqrt{n}} < t, \quad (1.13)$$

має межею нормальну функцію розподілу, тобто для порівняно великих значень n можна записати:

$$P\left\{\left|\bar{c}-\bar{c}_r\right|\left\langle t\frac{S}{\sqrt{n}}\right\rangle\right\}\approx 2\Phi(t)=\alpha, \quad (1.14)$$

де $\Phi(t)$ – функція Лапласа, значення якої можуть бути знайдені в таблицях робіт [67; 71]; t – нормоване відхилення.

Якщо прийняти, що нерівність $(\bar{c}-\bar{c}_r) < \Delta$ виконується з імовірністю, не меншою α , то:

$$t_\alpha = \frac{S}{\sqrt{n}} \leq \Delta,$$

або

$$n \geq \frac{t_\alpha^2 S^2}{\Delta^2}, \quad (1.15)$$

у якій t_α знайдена по заданій α з рівняння $2\Phi(t)=\alpha$ з використанням таблиць [2; 47; 48; 91]. Формулу (1.14) можна представити і в іншому вигляді, для чого розділимо чисельник і знаменник на \bar{c}^{-2} і помножимо на 100^2 [47; 91]:

$$n \geq \frac{t_\alpha^2 (S/\bar{c}100)}{(\Delta/\bar{c}100)^2} = \frac{t_\alpha^2 V_c^2}{\varepsilon^2}, \quad (1.16)$$

де V_c – коефіцієнт неоднорідності (варіації) суміші в %; ε – відносна гранична погрішність визначення \bar{c}_r по \bar{c} в %.

Значення V_c можна визначити попереднім відбором і наступним аналізом великої кількості проб або прийняти рівним $V_c = 20$ %, тому що в більшості промислових змішувачів одержують суміші сипких матеріалів з якістю не нижче $V_c = 20$ %.

1.4. Вибір об'єма проби, що відбирається

Проби, що відбирають на аналіз, за яким здійснюється статистичне оцінювання якості суміші, повинні бути представницькими, тобто мати таку вагу, щоб випадкові відхилення в них співвідношень компонентів не викривляли загальну картину розподілу речовини по об'єму контрольованої суміші [47; 91].

Чим менше вага проби, тим точніше може бути охарактеризована якість суміші. Однак зменшувати вагу проби безмежно не можна, навіть якщо ми і будемо мати у своєму розпорядженні розроблені методи її аналізу, тому що може наступити такий момент, коли надлишок або нестача у пробі одної частинки компонента буде істотно впливати на величину c_i , а в остаточному підсумку й на величину V_c . Подібна ситуація в мікрооб'ємах суміші завжди повинна спостерігатися, тому що поява окремих конкретних часток компонентів у кожній наперед заданій краплині об'єму змішувача носить випадковий характер. При цьому величина V_c для різних вибірок з тієї самої суміші одержує непорівнянні значення, що не відображає дійсного розподілу часток за об'ємом суміші.

Мінімально припустима вага проби G_M , тобто вага, що забезпечує вірогідність оцінки якості суміші (вага представницька), може бути розрахована у такий спосіб.

Припустимо, є ідеально перемішана суміш компонентів, що складається з кульових часток однакового розміру і ваги. Тоді при заданій концентрації ключового компонента c_0 мінімально припустиму вагу проби розраховують [47]:

$$G_M = \frac{n_c \cdot 100}{c_0} \frac{\pi}{6} d^3 \rho, \quad (1.17)$$

де n_c – число часток ключового компонента в пробі мінімальної ваги; d – діаметр часток, що становлять суміш, см; ρ – щільність матеріалу часток, г/см³.

Найменше відхилення числа часток ключового компонента у пробах від теоретичного їхнього числа, що відповідає значенню c_0 , дорівнює ± 1 шт. Для того, щоб подібні відхилення не змінювали значення c_0 більше ніж на δ %, мінімально припустима вага проби повинна бути [2; 47; 91]:

$$G_M = \frac{100 \cdot 100}{\delta c_0} \cdot \frac{\pi}{6} d^3 \rho, \quad (1.18)$$

тому що

$$\frac{n_c - (n_c - 1)}{n_c} 100 = \delta\% ; n_c = \frac{100}{\delta}.$$

Для реальної суміші при нормальному законі розподілу концентрації ключового компонента у пробах з імовірністю 0,997 можна вважати, що максимальна і мінімальна концентрації ключового компонента у пробах будуть відрізнятися на величину не більше ніж $\pm 3S$.

Нас цікавить мінімально припустима вага проби, а концентрація ключового компонента входить у знаменник формули (1.18) і для реальної суміші замість c_0 необхідно підставити верхню межу значень середньої концентрації ключового компонента у пробах, тобто $(c_0 + 3S)$. Тоді [2; 47; 48; 91; 93]:

$$G_M = \frac{10^4 \pi}{\delta(c_0 + 3S)} d^3 \rho. \quad (1.19)$$

У реальній суміші розмір частинок рідко буває однаковим, тому у формулу (1.19) замість d варто підставити середньоарифметичний діаметр часток \bar{d} ключового компонента. Якщо ж сипучий матеріал схильний до грудкування, то замість d варто підставляти середньоарифметичний діаметр грудки d_k , а замість ρ середньоарифметичної насипної щільності грудок $\bar{\rho}_n$. Значення δ варто вибрати таким, щоб зміна числа часток у пробі на 1 шт не позначалася на обумовлених аналізами значеннях c_i , доцільно прийняти $\delta = 1,0\%$.

Величина S з формули (1.19) може бути невідома для цієї досліджуваної суміші; нею можна задатися з огляду на те, що в більшості змішувачів досягається якість суміші не нижче $V_c = 50\%$. Тоді $S = \frac{V_c c_0}{100} = \frac{1}{2} c_0$. Якщо у формулу (1.19) підставити прийняті значення $\delta = 1,0\%$; $S = 0,5c_0$, то для невідомої якості реальної суміші, у якій немає грудочок [2; 47; 48; 91; 93],

$$G_M = \frac{10^4 \pi \bar{d}^3 \rho}{c_0 + 1,5c_0} \approx \frac{1,26 \cdot 10^4 \bar{d}^3 \rho}{c_0}, \quad (1.20)$$

а для сипких матеріалів, які комкуються:

$$G_M \approx \frac{1,26 \cdot 10^4 d_k^3 \rho_n}{c_0}. \quad (1.21)$$

При призначенні практичної ваги проб G з метою уникнення помилок необхідно дотримувати умову $G \geq G_M$. Мінімально припустима вага проб для тонкодисперсних матеріалів має досить невелику величину. Тому для них припустиму вагу проб варто визначати з урахуванням необхідної точності їхнього аналізу і погрешностей вимірювальних приборів. Більшість дослідників для визначення якості суміші порошкоподібних матеріалів брали проби вагою 0,2-5 г, що було викликано певними умовами їх аналізу. Для матеріалів з діаметром часток $d > 1$ мм перевірка призначеної ваги проб G на умову $G \geq G_M$ є обов'язковою.

Необхідну вагу проби суміші сипких матеріалів приймають залежно від прийнятого методу аналізу проб на вміст у них ключового компонента. Зазвичай, вага проби коливається в межах від 1 до 10 г.

1.5. Конструкція пробовідбірників і рекомендації по відбору проб

Для оцінювання якості суміші, що одержана у змішувальних апаратах періодичної дії, використовують, в основному, два методи відбору проб.

При першому методі, який часто називають методом квартування, всю приготовлену в змішувачі композицію вивантажують на лист, розподіляють на ньому рівним шаром невеликої висоти, потім всю площу досліджуваної маси ділять смужками на 20-50 квадратів, з яких і відбирають проби. Для підвищення точності аналізу іноді беруть із кожного квадрата по три-чотири проби і результати їх аналізу усереднюють. Для скорочення часу готування наважок проби суміші зазвичай відбирають за допомогою черпачка із заздалегідь обраним об'ємом, приблизно рівним об'єму наважок.

Цей метод не дозволяє виявити мертві зони в змішувачі, тому що вимагає після кожного досліджуваного режиму роботи вивантажувати матеріал, що порушує дійсну картину розподілу речовини в об'ємі змішувача. Із цих причин метод квартування використовують, в основному, для перевірочних аналізів нових композицій, що готують у промислових змішувачах відомої конструкції.

Другий метод, так званий метод крапкового відбору, широко використовують для вивчення кінетики процесу змішування в змішувачах. Він полягає в такому. У корпусі досліджуваного змі-

шувача свердлять отвір, що прикривають під час роботи змішувача пробками. Після зупинки змішувача через ці отвори всередину змішувача вводять спеціальний пробовідбірник. Число отворів у корпусі змішувача повинно бути таким, щоб можна було взяти проби практично з будь-якої зони внутрішнього об'єму суміші.

Конструкція пробовідбірника повинна дозволяти, по-перше, легко вводити його у сипучий матеріал, по-друге, відібрати відразу кілька проб з різних місць змішувача, не дозволяючи їм перемішатися між собою. Найбільше відповідає цим вимогам конструкція пробовідбірника, зображена на рис. 1.1. У трубу 1 з конічним наконечником і вікнами по довжині щільно входить труба 2, розділена внутрішніми перегородками 3 на камери 4. Кожна камера має вікно, що за розмірами і розташуванням збігається з відповідним отвором у трубі 1 [2; 47; 48; 91; 93].

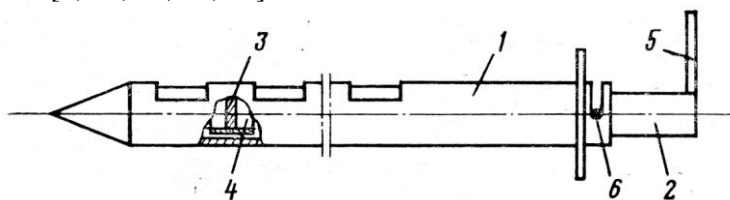


Рис. 1.1. Конструкція трубчатого пробовідбірника

При повороті внутрішньої труби 2, за допомогою важеля 5, отвори в ній можуть збігатися з отворами в зовнішній трубі або перекриватися її стінками. Положення «Камери відкриті» й «Камери закриті» фіксуються штирем 6, вкрученим у стінку внутрішньої труби, що рухається в пазу зовнішньої труби.

При введенні пробовідбірника в суміш камери внутрішньої труби закриті. Після фіксації глибини введення пробовідбірника камери відкриваються, у них самопливом засипається суміш, потім камери закриваються і пробовідбірник виймається. Суміш кожної камери становить одну пробу.

Конструкція подібного пробовідбірника широко використовується дослідниками і дозволяє одночасно відібрати відразу від 4 до 20 проб [2; 47; 48; 91; 93].

При дослідженні процесу змішування усередині змішувачів безперервної дії також використовується метод крапкового відбо-

ру. Для цього змішувач зупиняють через певні проміжки часу і за допомогою пробовідбірника через отвори в корпусі змішувача відбирають для аналізу необхідне число проб.

Проби з потоку матеріалу на виході зі змішувача безперервної дії повинні відбиратися через рівні і порівняно короткі проміжки часу. Тому дослідники часто використовують протяжливий механізм (рис. 1.2) [2; 47; 52; 80; 82].

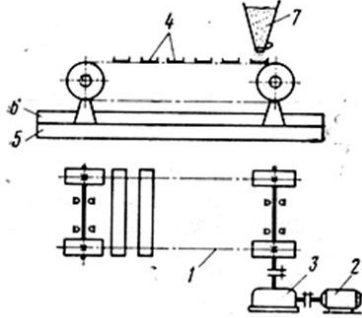


Рис. 1.2. Схема потоку для безперервного відбору проб з потоку сипучого матеріалу

Відстань між прийомними коробками повинна бути обрана з урахуванням швидкості переміщення транспортера і необхідним проміжком часу між відборами проб. Розміри прийомних коробок погоджують із шириною потоку 7 матеріалу, що виходить зі змішувача, об'ємною продуктивністю змішувача і об'ємом проб, що відбирають.

Довжину транспортера призначають, виходячи з необхідного числа проб однієї реалізації випадкового процесу і швидкості переміщення.

Якщо швидкість переміщення менше 2 м/хв, то транспортер вибирають невеликої довжини, а приймальні коробки встановлюють вручну у спеціальні гнізда ланцюга на початковій ділянці транспортера. Після проходження коробками зон засипання, вони знімаються. Таким чином, при обмеженій довжині транспортера можна заповнити матеріалом будь-яку кількість прийомних коробок. При більших швидкостях переміщення подібних маніпуляцій з коробками зробити не вдається. У цьому випадку довжина транспортера повинна бути такою, щоб всі заповнені за одну реалізацію прийомні коробки розмістилися на верхній частині транспортера.

Цей механізм складається з ланцюгового транспортера 1, який приводиться в рух за допомогою електродвигуна 2 через понижуючий редуктор 3, прийомних коробок 4, закріплених на ньому, звареної станини 5 з піддоном 6.

Відстань між прийомними коробками повинна бути обрана з урахуванням швидкості переміщення транспортера і необхідним проміжком часу між відборами проб. Розміри прийомних коробок

Для поточного контролю якості зсуву сипких матеріалів у змішувачах безперервної дії використовують спеціальні пробовідбірники, які встановлюються на трубопроводах.

Автоматичні [2; 47; 91] пробовідбірники типу ПЩАС-2, ПЩАН-2, ПКА-2 дозволяють відбирати проби цементу, шламу або клінкера у ході технологічного процесу. Принцип дії цих приладів приблизно однаковий.

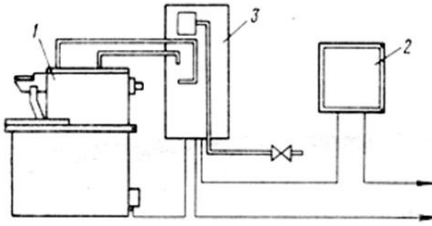


Рис. 1.3. Блок-схема пробовідбірника ПЩАС-2 конструкції ВІАСМ

Автоматичний пробовідбірник типу ПЩАС-2 призначений для відбору середніх проб цементу з точок вільно падаючого потоку. Він складається із пробовідбирного пристрою, шафи керування і шафи з апаратурою (рис. 1.3) [47].

Пробовідбирний пристрій 1 являє собою литий корпус, на якому розташовані пневмопривод, забірний ковш і поворотна площадка із чотирма пробірками. Шток пневмопривода зв'язаний траверсою зі штоком ковша, розміщеного у вихідному трубопроводі. Цемент надходить у пробірки по каналам, що знаходяться під вирізом у трубі. У шафі 2 керування змонтовано командний електропневматичний апарат КЗП-12У на 12 електричних ланцюгах. У шафі 3 з апаратурою змонтовані виконавчий пневматичний механізм, дросель, клапан триходовий електромагнітний, запобіжники й пакетний вимикач.

Пневмопривод працює по команді, що надходить від апарата КЗП-12В, настроєного на 5-хвилинний цикл. Через кожні 5 хв чергова порція цементу вагою 0,05 кг скидається у пробірку. На 12-му циклі відбору проб площадка, на якій встановлено чотири пробірки, повертається за допомогою пневмоприводу на $1/4$ оберту, і під каналом встановлюється порожня пробірка.

Пробовідбірник типу ПЩАС-2 налаштований на відбір 0,6 кг цементу в одну пробірку протягом 1 ч порціями по 0,05 кг. Однак він може бути настроєний і на інший режим пробовідбору [2; 47; 48; 80; 91].

1.6. Аналіз існуючих методів визначення вмісту компонентів у пробі

Всі існуючі методи кількісного аналізу проб суміші сипких матеріалів на вміст у них ключового компонента можна умовно розбити на дві групи.

Методи першої групи розроблені для безпосереднього кількісного аналізу компонентів проби суміші без попереднього її розчинення. До них відносяться переважно гравіметричні методи. Інші методи цієї групи (радіометричні, фотографічні, кондуктометричні та ін.) використовуються рідко, тому що дають більші погрішності [47; 91].

У другу групу об'єднані методи, які вимагають попереднього розчинення проби суміші у відповідній рідині. До цієї групи відносяться хімічні, кондуктометричні, потенціометричні, оптичні, гравіметричні і деякі інші методи аналізу розчинів.

Методи першої групи дослідниками використовуються порівняно рідко, тому що вони застосовуються до суцільно специфічних сумішей.

Гравіметричні методи. Гравіметричні методи першої групи полягають у поділі проби суміші сипких матеріалів на складові компоненти і наступне їх зважування. Якщо частки суміші мають порівняно більші розміри (більше 2 мм) і їхню приналежність до того або іншого компонента можна визначити за зовнішніми ознаками (кольором, формою), то пробу можна розділити вручну.

Значно складніше розділити на компоненти пробу суміші тонкодисперсних матеріалів. З відомих способів поділу сипких матеріалів використовують розсів на ситах, поділ у магнітному полі або у повітряних сепараторах [2; 47; 48; 65; 91].

Розсів на ситах застосовують тоді, коли частки ключового компонента становлять фракцію, у яку не попадають частки інших компонентів. Для аналізу проб невеликої ваги цей спосіб поділу компонентів практично не годиться.

Другий спосіб поділу використовують, коли один з компонентів суміші має магнітні властивості. Пробу суміші, що містить, наприклад, залізний і цинковий порошки, поміщають на паперову підкладку й разом з нею зважують. Потім прикривають її зверху іншим тонким листком паперу. До верхнього листка підносять

включений електромагніт, що разом з верхнім листком робить легкі рухи, які розмазують пробу. Після цього електромагніт разом з верхнім листком і магнітним матеріалом, що пристали до нього (залізним порошком), перевертають. Електромагніт вимикають, знімають з нього верхній листок з магнітним матеріалом і зважують нижній листок із цинковим порошком і верхній із залізним порошком. За результатами зважування розраховують вміст компонентів у пробі.

Поділ проби суміші на компоненти у повітряних сепараторах використовують у тому випадку, коли один з компонентів складається із часток, що значно відрізняються за вагою від часток інших компонентів: в основному, для зернистого матеріалу.

Гравіметричні методи другої групи полягають у розчиненні проби суміші у відповідній рідині і наступному визначенні ваги компонента, що перейшов у розчин, і залишку. Методи ці трудомісткі, тому що містять у собі операції розчинення, фільтрації, висушування, зважування й відрізняються малою точністю.

Хімічні методи. Серед хімічних методів аналізу розчинів найбільше поширення одержав метод титрування. При цьому методі спеціально підібраний реагент (титрант) вибірково реагує із ключовим компонентом, що перебуває в розчині, за схемою



де A – ключовий компонент; B – реагент (титрант); C і D – продукти реакції.

Аналіз проб на вміст у них ключового компонента методом титрування виконують у такому порядку. Із проб суміші беруть певні наважки, величина яких залежить від природи ключового компонента, процентного його вмісту в суміші, точності аналізу та ін. Наважки розчиняють в окремих колбах у відповідній кількості розчинника. Якщо у суміші перебувають компоненти, що не розчиняються в цьому розчиннику, то розчин фільтрують. З кожної колби відбирають заздалегідь встановлений об'єм відфільтрованого розчину, поміщають його у спеціальну колбу і піддають титруванню. При цьому в колбу поступово додають титрант або його розчин, поки кількість речовин A і B у суміші не досягне еквівалентного співвідношення відповідно зі стехіометричним рівнянням реакції (1.22) [2]. Цей момент, названий кінцевою крапкою титру-

вання, визначається за непрямими ознаками: за зміною кольорів доданого в розчин індикатора, випаданню осаду. За кількістю титранта, який витратили на титрування, можна розрахувати процентний вміст ключового компонента в пробі. Якщо титрант – рідина або він перебуває в розчині, то об'єм титранта, витраченого на титрування проби, визначають за зміною рівня в бюретці, з якої він випускається на аналіз через крапельницю. Цей об'єм іноді називають спуском.

Відносна помилка визначення концентрації ключового компонента у пробах об'ємним хімічним аналізом [2; 47; 91]

$$\frac{S}{c_i} = \sqrt{\left(\frac{S_e}{e}\right)^2 + \left(\frac{S_v}{V}\right)^2 + \left(\frac{S_T}{T}\right)^2 + \left(\frac{S_f}{f}\right)^2 + \left(\frac{S_A}{A}\right)^2}, \quad (1.23)$$

де S ; S_e ; S_v ; S_T ; S_f ; S_A – середня квадратична помилка визначення відповідно концентрації ключового компонента в пробі, ваги проби, об'єму фільтрату, що відбирається на титрування, титру розчину реагенту, об'єму спуска, об'єму рідини, яку витратили на розчинення всього навішення; c_i – концентрація ключового компонента в пробі; e – вага навішення проби; V – об'єм фільтрату, що відбирається на титрування; T – титр розчину реагенту; f – об'єм розчину, який витратили на титрування фільтрату; A – об'єм рідини, у якій розчинене навішення проби.

Величини S_v , S_f , S_A залежать від ємності мірного посуду. Їхні значення можуть бути обрані за табл. 1.2 [2; 47-49; 91]. Відносна помилка у визначенні титру не повинна перевищувати 0,001. Відносна помилка S_e/e залежить від типу використовуваних ваг і величини навішення. При зважуванні на аналітичних вагах величина S_e не перевищує 0,0002 г. Найбільш істотними є помилки визначення об'єму фільтрату S_v й об'єму розчину реагенту S_f , який витратили на титрування. Тому, якщо на титрування йдуть невеликі кількості розчину реагенту, треба використовувати довгі й вузькі бюретки, що знизить загальну помилку дослідіду.

Об'ємний хімічний аналіз може бути рекомендований для середніх і високих концентрацій ключового компонента у пробах.

Таблиця 1.2

Допуск для мірного посуду (максимально припустима абсолютна помилка $\pm 3S$, мл)

Мірний посуд	Об'єм, мл				
	2000	1000	500	250	100
Колби, мірні циліндри	0,5	0,25	0,14	0,08	0,08
	Об'єм, моль				
	100	50	25	10	2
Бюретки, піпетки	0,07	0,05	0,025	0,02	0,006

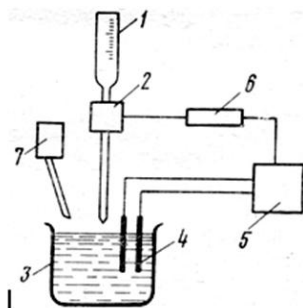


Рис. 1.4. Принципова схема пристрою автоматичного титрування розчину

Для масового аналізу проб методом об'ємного титрування використовують прилади автоматичного титрування (рис. 1.4) [2; 47; 48; 91]. Основними елементами таких приладів є: автоматична бюретка 1 із запорним клапаном 2, що має соленоїдний привод, для автоматичного дозування певного об'єму титранта; посудина 3 для титрування; комплект непрямого концентратоміра, що складається з датчика 4 і вторинного пристрою 5; електронна система 6 керування роботою титратора, що виробляє сигнал на припинення подачі титранта в кінцевій точці, а також синхронізує роботу окремих вузлів приладу, автоматичних дозаторів 7, що подають у посудину 3 певні порції розріджувача і в деяких випадках реагенти попереднього оброблення проби.

Процес реакції титрування контролюють за допомогою непрямих концентратомірів, попередньо протарованих ручним титруванням.

Кількість титранта, який витратили на аналіз розчину проби, визначають при об'ємному титруванні за характеристикою дозаторів (кількості ходів плунжера, по зниженню рівня ранта в бюретці та ін.).

Крім об'ємного способу визначення еквівалентної кількості титранта, використовують кулонометричний спосіб. При кулонометричному титруванні речовина, що титрується, виходить шляхом електролізу допоміжного розчину, що або додається до проби,

або перебуває в окремій посудині, з якої продукти електролізу дозуються в пробу [2; 47; 91]. Кількість речовини, що титрується, за законом Фарадея визначається кількістю електрики, витраченої при електролізі. Таким чином, концентрація ключового компонента в розчині пропорційна кількості електрики, витраченої для виділення за допомогою електролізу еквівалентної кількості речовини, що титрується. Виміри кількості електрики більш точні, ніж виміри об'ємів рідин, тому кулонометричне титрування має більш високу точність, ніж об'ємне титрування за допомогою дозаторів.

Процес титрування можна контролювати потенціометричним, фотометричним й амперметричним способами. При потенціометричному способі контролю як непрямі концентратоміри, датчики яких устанавлюються у посудині для титрування, використовують потенціометричні концентратоміри, так звані Рн-метри; при фотометричному способі контроль ведеться за допомогою фотоколориметра або спектрофотометра по зміні поглинання світла з певною довжиною хвилі, при амперметричному способі мірою концентрації є величина струму, що протікає в ланцюзі двох вимірювальних електродів, до яких прикладена поляризована напруга від зовнішнього джерела струму [47].

Промисловістю випускаються автоматичні потенціометричні титрометри дискретної дії для виміру концентрації одного компонента в аналізованій суміші типу ТАД-1П, ТАД-2П і для одночасного виміру концентрації до трьох компонентів типу ТАД-3П і ТАД-4П [47]. Прилади ТАД-2П и ТАД-4П випускаються у вибухобезпечному виконанні.

Для безперервного контролю концентрації кислот і лугів можна рекомендувати титрометр типу ТП-1. Для визначення концентрації розчинів кислот у промислових потоках можуть бути рекомендовані автоматичні потенціометричні титрометри дискретної дії АТ-7.

Кондуктометричні методи. Кондуктометричний метод визначення концентрації розчиненої у воді речовини (електроліту) заснований на здатності таких розчинів проводити електричний струм. Ця здатність характеризується величиною електропровідності, що залежить від концентрації і природи розчиненої речовини. Електропровідність зворотня опору R тієї частини розчину, що укладена між електродами. Для величини R у цьому випадку пропонується така залежність [44; 61; 68; 75; 77]:

$$R = \frac{l}{\nu F} \text{ Ом}, \quad (1.24)$$

де l – відстань між електродами, см; F – площа електродів, см²; ν – питома електропровідність (електропровідність розчину, укладеного між електродами площею 1 см² при відстані між електродами 1 см), 1/Ом·см.

Відношення l/F є постійною величиною приладу. Її значення знаходять виміром опору еталонного розчину з відомою величиною питомої електропровідності.

Рівняння (1.24) дозволяє за обмірюваним значенням R знайти величину ν , за якою, у свою чергу, використовуючи закон Кольрауша, можна розрахувати концентрацію аналізованого розчину c_p .

Для масових аналізів розчинів, що містять ті самі речовини, часто будують калібровану криву залежності питомої електропровідності розчину від концентрації в ньому ключового компонента $\nu = f(c_p)$. Цю залежність знаходять виміром величини ν розчинів з відомою концентрацією c_p .

Питома електропровідність розчинів електролітів залежить від температури, тому всю криву $\nu = f(c_p)$ знімають при тій же самій температурі розчину t_u . Крім того, треба враховувати, що калібрована крива дійсна тільки для тієї вимірювальної комірки (датчика) приладу, на якій вона знята. Зі збільшенням концентрації розчину величина ν спочатку різко зростає від нульового значення, досягає максимуму, а потім плавно зменшується. Точність визначення c_p по каліброваній кривій праворуч від максимуму низька, тому криву використовують тільки у висхідній частині, тобто ліворуч від максимуму.

Калібрована крива дозволяє по обмірюваній на кондуктометричному приладі величині ν знайти відповідне їй значення концентрації c_p речовини в розчині.

Кондуктометричний метод визначення концентрації ключового компонента в розчині не можна застосувати, якщо при розчиненні у воді досліджуваного наваження суміші сипких матеріалів у розчині виявляться речовини із приблизно однаковою рухливістю іонів, що буває не так вже і рідко.

У сучасних кондуктометричних концентратомірах використовуються, в основному, врівноважені й неуврівноважені мостові вимірювальні системи. Оскільки питома електропровідність за-

лежить від температури, концентратоміри забезпечуються спеціальними пристроями, що автоматично усувають цей вплив на результати вимірів. Наприклад, кондуктометричний концентратомір типу КСО-3, який має рідинний температурний компенсатор, а концентратомір має в ролі термокомпенсатора термістор.

Останній концентратомір може бути використаний для аналізу розчинів, що мають невисоку електропровідність: сульфату амонію, сірчастого натрію, повареної солі, кальцинованої соди, бікарбонату, тобто речовин, найбільш часто використовуваних як ключовий компонент при дослідженнях змішування сипких матеріалів.

Останнім часом знайшли застосування безелектродні високо-частотні концентратоміри, що є різновидом кондуктометричних приладів. Залежно від виду вимірювальної комірки ці концентратоміри можуть бути конденсаторного й індуктивного типу [10; 23; 24;

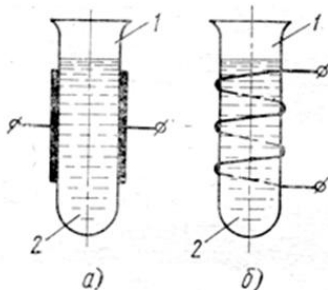


Рис. 1.5. Вимірювальні комірки височастотних концентратомірів:
а – конденсаційна;
б – індуктивна

43; 84]. У концентратомірах конденсаторного типу вимірювальна комірка складається (рис. 1.5, а) зі скляної посудини 1 з досліджуванним розчином 2, на поверхні якого встановлюються ізольовані одне від одного металеві електроди, що утворюють обкладкою конденсатора. У концентратомірах індуктивного типу (рис. 1.5, б) скляна посудина розміщена всередині котушки індуктивності.

При аналізах розчину до вимірювальної комірки підводиться напруга високої частоти (кілька десятків, а іноді й сотень мегагерц). Залежно від концентрації розчину і виду розчиненої речовини вимірювальна комірка при цьому буде мати відповідну ємність (для комірки конденсаторного типу) або наведену індукуючу електрорушійну силу (далі е.р.с.) (для комірки індуктивного типу), які є змінними параметрами електричної вимірювальної системи. Шкала цих приладів може бути проградуїрована у відсотках вмісту певної речовини в розчині за допомогою контрольних вимірів параметрів комірки, заповнюваної розчинами з відомою концентрацією в них ключового компонента.

Для виміру низьких концентрацій кондуктометр індуктивного типу непридатний; його можна рекомендувати лише при вимірюванні досить високих концентрацій сильних електролітів. Високочастотні концентратоміри також забезпечуються системою автоматичної температурної компенсації, яка виконана найчастіше у вигляді термометра опору, який включений у загальну електричну схему приладу.

Кондуктометричні методи для аналізу проб суміші сипких матеріалів без їхнього розчинення (методи першої групи) не можуть бути рекомендовані через їх низьку точність, хоча використання їх є досить привабливим. Безпосередні виміри на кондуктометрі величини ємності пробірки з аналізованою сипучою сумішшю показали, що вона помітно залежить від випадкового укладання зерен у пробірці і змінюється при струшуванні, від вологості матеріалу й мало залежить від концентрації ключового компонента.

У Московському інституті хімічного машинобудування проведені дослідження з виявлення доцільності й особливостей використання концентратомірів ємнісного типу для аналізу проб суміші сипких матеріалів.

У дослідженнях використали безелектродний високочастотний концентратомір типу ОК-302 [25; 34; 47; 58; 60; 66]. Аналізували такі суміші сипких матеріалів: 90 % тальку й 10 % кухонної солі; 90 % річкового піску й 10 % кухонної солі.

Попередньо на приладі знаходили калібровану криву залежності показання шкали приладу I мА від величини концентрації кухонної солі у водяному розчині c_p % при 20°C . Для цього були попередньо заготовлені водні розчини кухонної солі з концентрацією від 0,03 до 1,66 % по масі. Із цих розчинів відбирали проби (приблизно по 10 моль кожна) і по черзі заливали їх у скляну пробірку, що вставлялася у вимірювальне гніздо приладу для зняття величини I . Результати цих вимірів у вигляді каліброваного графіка залежності $I = f(c_p)$ показані на рис. 1.6 [2; 47; 91].

Із графіка видно, що прилад досить чутливий тільки при роботі на розчинах з низькою концентрацією (до 0,4 % по вазі).

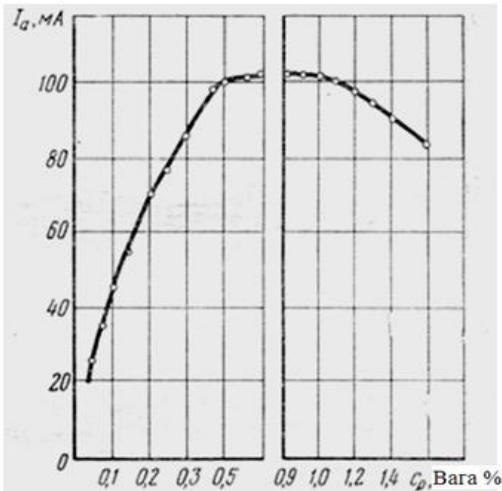


Рис. 1.6. Залежність величини струму I_a за показниками приладу від концентрації C_p водного розчину хлористого калію

Для точних вимірів пробірки повинні мати однаковий зовнішній діаметр і товщину бокових стінок, а перед дослідженням їх потрібно ретельно промити. У вимірювальне гніздо приладу пробірки повинні вставлятися без бокового люфту.

Було встановлено, що присутність зважених у розчині часток піску або тальку не позначається на величині обмірюваної I , що дозволяє уникнути однієї із трудомістких операцій аналізу проб суміші – відфільтрування розчину.

Не впливає на показання приладу й рівень аналізованої рідини в пробірці.

Потенціометричні методи. Потенціометричні методи контролю концентрації розчинів засновані на вимірі електродних потенціалів, що виникають при електролізі розчинів електролітів.

Основною частиною приладів, призначених для потенціометричних вимірів, є вимірювальна комірка, у яку заливається аналізований розчин. Вимірювальна комірка є гальванічним елементом з двома електродами (вимірювальним і порівняльним), е.р.с. якого однозначно визначається концентрацією катіонів металу в розчині. Потенціал порівняльного електрода повинен залишатися у процесі виміру постійним.

Перевірка різних пробірок з розчином тієї ж самої концентрації NaCl показала, що на величину I впливає їх різна товщина. Пробірка з різною товщиною показує неоднакові значення I при обертанні її навколо вертикальної осі у вимірювальному гнізді приладу. Позначаються на показаннях і дрібні забруднення поверхні пробірки. Тому

За такої умови е.р.с. вимірювальної комірки буде визначатися відповідно до загального закону Нернста рівнянням [1; 30; 47; 53; 64]:

$$E_{\text{ком}} = E_0' + \frac{RT}{nF} \ln c, \quad (1.25)$$

де $E_{\text{ком}}$ – е.р.с. комірки; R – універсальна газова стала; n – валентність металу; F – число Фарадея; c – концентрація катіонів у розчині; T – абсолютна температура розчину; $E_0' = \text{const}$ – сумарна е.р.с. індикаторного й порівняльного електродів.

Застосовувані для потенціометричних вимірів електроди поділяються на дві групи. До першої групи відносяться електроди, у яких електродна реакція відбувається тільки між металом електрода і його катіонами, що перебувають у розчині (ртутні, срібні, платинові, мідні, свинцеві, скляні, водневі електроди). До другої групи відносяться електроди, у яких електродна реакція йде між малорозчинною сіллю металу електрода й аніонами цієї солі, що перебувають у розчині (хлор-срібні й каломельні електроди).

Електроди не повинні окислятися у вимірюваному розчині, тому що при цьому на його поверхні виникає окисна плівка, що призводить до зниження е.р.с. вимірювальної комірки. Тому метал для електрода треба обирати з урахуванням властивостей розчину, який аналізується.

Як індикаторні електроди, в основному, використовують електроди першого роду. Електроди ж другого роду використовують для виготовлення порівняльних електродів.

Найбільше поширення потенціометричний метод одержав для визначення активної концентрації іонів водню, яка вимірюється в одиницях рН, тобто для виміру кислотності розчинів кислот і лугів. У зв'язку з цим прилади для визначення концентрації розчинів потенціометричним методом часто називають рН-метрами.

Для виміру е.р.с. комірок рН-метров використовують прилади для низьковольтних вимірів, що працюють за методом безпосереднього відліку (по відхиленню) або за компенсаційним методом [13; 16; 47; 51; 69]. У зв'язку з тим, що е.р.с. вимірювальної комірки відповідно до рівняння (1.25) сильно залежить від температури розчину, при визначеннях його концентрації рН-метрами необхідно це враховувати. Сучасні рН-метри у своїй схемі мають

вузли автоматичної температурної компенсації, отже, таке виправлення вносить в показання приладу немає необхідності.

Для практичного використання рН-метрів при аналізах концентрації розчинів будують тарувальні криві залежності показників шкали приладу від концентрації ключового компонента в розчині. Для цього готують серію розчинів із задалегідь обраною концентрацією ключового компонента. Кожен розчин аналізують за допомогою рН-метра і встановлюють координати окремих крапок тарувальної кривої.

Одним з істотних недоліків потенціометричного методу виміру концентрації розчинів є необхідність ретельного промивання вимірювальної комірки (датчика рН-метра) після аналізу кожної проби, тому що навіть незначна кількість попереднього розчину, що залишився на поверхні датчика, призводить до помилок виміру концентрації наступного розчину.

Полярографічні методи. Полярографічний метод аналізу концентрації розчиненої речовини заснований на явищах, що супроводжують електроліз розчинів. При пропусненні струму через ланцюг, складений з електродів, що перебувають в електроліті, справедливе співвідношення [17; 36; 41; 47; 83]:

$$I = \frac{U - P}{R}, \quad (1.26)$$

де I – сила струму; U – напруга, подана на електроди; R – опір ланцюга; P – поляризація, тобто е.р.с, спрямована проти напруги зовнішнього джерела.

Поляризація обумовлена хімічними й фізичними змінами електродів, що відбуваються в них під час пропуснення через електролізований розчин електричного струму. Величина P дорівнює різниці потенціалів обох електродів.

Графічна залежність $I = I(U)$ при електролізі розчинів має особливу форму, її називають полярограмою. Вона складається (рис. 1.7) із трьох характерних ділянок: I , II й III . На першій ділянці I не залежить від U . Це пояснюється тим, що процес електролізу ще не почався. Як тільки U досягає деякого значення U_p , що називається напругою розкладання, почнеться електроліз (початок II ділянки). Присутні у розчині іони при цьому починають підходити до електрода (катода) і розряджатися, утворюючи

струм. Величина цього струму залежить від напруги. Всю *II* ділянку називають хвилею. Концентрація іонів у безпосередній близькості електрода швидко падає. Всередині розчину іони підходять до електрода за рахунок дифузії, тому при збільшенні U , починаючи з деякого його значення U_n , установлюється так званий граничний струм, величина якого не залежить від U , а визначається швидкістю дифузії іонів (*III* ділянка полярограми). Дифузійний струм залежить від різниці концентрацій іонів у глибині розчину і біля електрода, тому сталий граничний струм залежить тільки від концентрації іонів, що відновлюються у розчині. Чим вище концентрація іонів у розчині, тим більше різниця між залишковим струмом і граничним струмом. Ця закономірність й є основою полярографічного методу аналізу [3; 17; 22; 47; 54].

Принципова схема полярографічних концентратомірів складається з електрохімічної комірки *I* (рис. 1.8) [2; 48; 91], усередині якої міститься аналізований розчин *2*; поляризуючого мікроелектрода *3* і неполяризованого електрода *4*; вимірювального приладу *5*; джерела живлення *6* і дільника *7*. Аналіз концентрації розчину за допомогою таких приладів проводиться в такому порядку. Попередньо готують контрольні розчини з відомою концентрацією аналізованої речовини, поміщають їх по черзі в електрохімічну комірку для зняття полярограм. За ними установлюють графічну залежність граничного струму від величини концентрації аналізованої речовини у розчині. По каліброваній кривій надалі визначають невідому концентрацію аналізованого розчину, для цього треба тільки встановити значення граничної величини струму, що досягає при електролізі аналізованого розчину. Шкала вимірювального приладу може бути відразу проградуєвана у відсотках концентрації конкретної речовини в розчині однієї природи.

Промисловістю випускаються полярографічні концентратоміри (наприклад, Іон-2, Фаза 2) для автоматичного безперервного виміру концентрації в розчинах кисню, урану, міді, хлору, титана, кадмію, свинцю, цинку, олова й інших речовин [27; 33; 47; 50; 76]. Ці прилади можуть бути рекомендовані для визначення тільки високих концентрацій електролітів, тому що при низьких концентраціях вони малочутливі й мають малу розрізнявальну здатність.

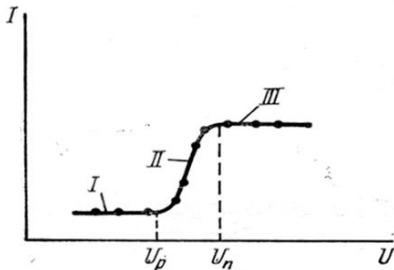


Рис.1.7. Полярограма
однокомпонентного розчину

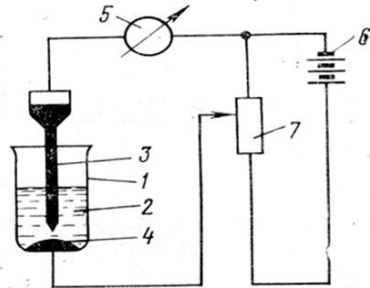


Рис.1.8. Принципова схема
поліграфічного концентратоміру

Оптичні методи. Оптичні (фотометричні) методи аналізу концентрації розчинів засновані на здатності рідких середовищ частково поглинати, переломлювати світло, що пропускається через них, а також обертати площину поляризації поляризованого світла, яке проходить через них.

Залежно від використовуваного явища оптичні методи поділяють на такі групи: колориметричні, рефрактометричні й поляриметричні.

Оптичні методи аналізу використовують для визначення вкрай низьких концентрацій ключового компонента в розчинах, а відповідно й у пробах.

Колориметричний метод аналізу заснований на використанні закону Ламберта-Бера, що описує зв'язок світлопоглинання розчином з його концентрацією [2; 47; 48; 62; 65; 80; 91]:

$$E = \varepsilon(\lambda)c_p l, \quad (1.27)$$

де E – екстинкція; $\varepsilon(\lambda)$ – коефіцієнт екстинкції, що залежить від довжини хвилі світлового потоку; c_p – концентрація речовини в розчині; l – товщина стінок кювети, у яку налитий досліджуваний розчин.

Величина екстинкції E :

$$E = \ln \frac{I_0}{I}, \quad (1.28)$$

де I_0 й I – фотоструми, які викликаються світловими потоками, відповідно при відсутності проби й при наявності на шляху світлового потоку кювети з досліджуваним розчином.

З рівняння (1.27) видно, що за інших рівних умов

$$c_p = k E, \quad (1.29)$$

де k – коефіцієнт пропорційності, його значення встановлюється експериментально.

Рівняння виду (1.29) можна використати і для випадку, коли в розчині вміщується кілька речовин. При цьому попередньо експериментально знаходять залежність концентрації ключового компонента в розчині c_p від сумарної екстинкції [21; 25; 34; 47; 59]:

$$c_p = f(E_c). \quad (1.30)$$

При визначенні E_c величину I_0 вимірюють під час пропущення світлового променя через кювету, заповнену розчином, у якому ключовий компонент відсутній ($c_p = 0$).

Фотоколориметри, призначені для визначення величини екстинкції розчинів, складаються з двох основних частин: оптичної і вимірювальної. Оптична частина включає освітлювач, набір лінз для створення паралельного світлового потоку, світлофільтр, кювету з досліджуванним розчином. Вимірювальна частина складається з фотоелемента, включеного в електричну вимірювальну схему та приладу, що реєструє значення.

У наш час розроблені різні типи фотоколориметрів, призначених для аналізу конкретних розчинів. Для лабораторних досліджень, наприклад, може бути рекомендований фотоколориметр ФЕК-56 [47], для контролю кольоровості лугу в процесі варіння целюлози – фотоколориметр АФК-57, для визначення вмісту двовалентної міді в аміачному розчині одновалентної міді – фотоколориметр ФКЖ-1 і т. п.

Для визначення концентрації нерозчинених зважених з рідини часток використовують так названі нефелометри, що працюють за тим же принципом, що й фотоколориметри.

Колориметричний метод аналізу проби на вміст у ній ключового компонента проводять у такому порядку. Наваження аналізованої суміші розчиняють у певному об'ємі розчинника, компоненти, що не розчинилися, відфільтровують з розчину. Із просвітленого розчину беруть певний його об'єм для заповнення кювети, яку поміщають у фотоколориметр для вимірювання величини E_c . По калібрувальній кривій $c_p = f(E_c)$, попередньо побудованій за допомогою експериментальних вимірів E_c розчинів з відомою

концентрацією c_p , знаходять шукану концентрацію c_p ключового компонента в розчині, а потім перерахуванням і концентрацію c_p у наваженні.

Відносна помилка визначення екстинкції за умови $S_{I_0} = S_I$ становить [47; 91]:

$$\frac{S_e}{E_c} = \frac{S_I}{E_c} \sqrt{1 + \frac{1}{I^2}}, \quad (1.31)$$

де S_e й S_I – середня квадратична помилка у визначенні відповідної екстинкції й фотоструму.

Точні апаратури дозволяють вимірювати фотострум із граничною помилкою $S_I = 2$ розподілам шкали (при шкалі $I_0 = 1000$). Встановлено, що помилка вимірювання залежить від співвідношення I_0/I [47]. Найменша помилка виходить, якщо експерименти проводили в області $0,05 I_0 < I < 0,7 I_0$ або відповідно $1,3 > E_c > 0,2$.

Відносна помилка визначення концентрації ключового компонента в навішенні фотометричним методом відповідно до рівняння (1.29) [20; 35; 47; 72]

$$\frac{S_c}{c_p} = \sqrt{\left(\frac{S_e}{E_c}\right)^2 + \left(\frac{S_\kappa}{\kappa}\right)^2}. \quad (1.32)$$

Відносна помилка калібрування S_κ/κ , тобто знаходження значення коефіцієнта κ , залежить від помилки знаходження E , наваження, відміру об'єму розчинника. Останні дві помилки при використанні піпеток малого розміру й аналітичних ваг незначні. Тому можна прийняти $S_\kappa/\kappa = S_e/E_c$.

З метою підвищення точності калібрування виміру для побудови кривої виміри проводять m раз незалежно один від іншого, що зменшує помилку в $1/\sqrt{m}$ раз. При повторенні досліду 4 рази рівняння має вигляд:

$$\frac{S_\kappa}{\kappa} = \frac{S_e}{E_c \sqrt{m}} = \frac{S_e}{E_c \cdot 2}. \quad (1.33)$$

Використовуючи залежність (1.32), рівняння (1.33) можна представити у вигляді [19; 28; 31; 47]

$$\frac{S_c}{c} = \sqrt{\left(\frac{S_e}{E_c}\right)^2 + \left(\frac{S_e}{E_c \cdot 2}\right)^2} = \frac{S_e}{2 \cdot E_c} \sqrt{5}. \quad (1.34)$$

При визначенні екстинкції в оптимальній області величина відносної помилки визначення концентрації $S_c/c \approx 0,7\%$ ваги.

Рефрактометричний метод аналізу заснований на залежності показника переломлення променя світла, який направляли з повітряного середовища в досліджуваний розчин, від величини концентрації розчиненої речовини:

$$c_i = c_a \frac{n_i - n_a}{n_a - n_o}, \quad (1.35)$$

де c_i – концентрація досліджуваного розчину; c_a – концентрація еталонного розчину; n_i – показник переломлення досліджуваного розчину; n_a й n_o – показник еталонного розчину й розчинника.

Показники переломлення визначають на рефрактометрах. Найбільш часто кювету, яку поміщують у рефрактометр, виготовляють із двох частин. В одну з них заливають еталонний розчин, а в іншу – досліджуваний розчин. При рівності показників переломлення обох рідин промінь світла проходить через обидві камери без відхилення. Якщо ж їхні показники переломлення будуть різними, то промінь світла відхилиться під час проходження кювети. Відхилення променя тим більше, чим більше різниця у показниках переломлення еталонного і досліджуваного розчинів.

У деяких типах рефрактометрів шкала приладу проградуїрована у відсотках вмісту конкретної речовини в досліджуваних розчинах. Наприклад, рефрактометр типу РАН-57 призначений для визначення вмісту окремих вуглеводнів у нафтових фракціях, а рефрактометр типу АВ-1-В – для визначення змісту бензолу в циклогексані.

Поляриметричний метод аналізу заснований на використанні властивостей деяких оптично активних речовин (глюкоза, сахароза, скипидар та ін.) обертати площину поляризації поляризованого світла, яке проходить через них. Для розчинів, що містять ці

речовини, кут β обертання площини поляризації пропорційний їхній концентрації c [4; 32; 39; 42; 47]:

$$\beta = \beta_0 c l, \quad (1.36)$$

де β_0 – питоме обертання площини поляризації, що залежить від температури і довжини хвилі поляризованого світла; l – товщина шару розчину.

Величина β_0 визначається відношенням кута повороту (у градусах) площини поляризації, яка викликана розчином з концентрацією c грамів речовини в 1 моль розчину, до добутку концентрації c на довжину кювети в дециметрах. Значення β_0 для деяких розчинів можна знайти в довідковій літературі.

Співвідношення (1.36) дозволяє при відомих величинах β_0 й l визначити концентрацію речовини у розчині за обмірюваною величиною β .

Найбільше поширення серед приладів, що використовують принцип поляризації світла, одержали сахариметри.

Телевізійний спосіб безпосереднього безконтактного аналізу проб сипучого матеріалу відноситься до оптичних методів аналізу першої групи. Цей спосіб перебуває на стадії розроблення і промислової перевірки [4; 32; 39; 42; 47].

Телевізійний спосіб може бути рекомендований для поточного безконтактного контролю потоку суміші зернистих матеріалів, що мають різне фарбування.

Радіометричні методи. Радіометричні методи аналізу засновані на кількісному визначенні інтенсивності радіоактивного випромінювання, що проходить від зовнішнього джерела через пробу, яка аналізується, або такий, що виходить від радіоактивних речовин, присутніх у пробі. Не вдаючись у подробиці процесів радіоактивного розпаду речовин і супроводжуючих їх явищ, зупинимося лише на тих моментах, які варто враховувати при аналізі точності зазначеного методу.

Прилади, що ресструють випромінювання, складаються із двох основних частин: детектора й вимірювальних приборів. У детекторі відбувається взаємодія випромінювання (α – часток, β – часток, γ – променів) з відповідною речовиною. Ця взаємодія викли-

кає те або інше фізичне явище. Залежно від природи явища розрізняють такі детектори: іонізаційні камери і газорозрядні лічильники (природа взаємодії – іонізація газів), кристалічні лічильники (іонізація твердих тіл), сцинтиляційні лічильники (флуоресценція речовини). Вимірювальні апаратури залежно від типу детектора мають ту або іншу електричну схему, яка від детектора перетворює сигнал у зручну для реєстрації форму [2; 47; 91].

Найбільше поширення серед детекторів одержали газорозрядні лічильники (лічильники Гейгера). Кожна частка або квант іонізуючого випромінювання при проходженні через чутливий елемент лічильника Гейгера приводить до появи в газі деякої кількості пар іонів. Коли група іонів цього знака досягає відповідного електрода лічильника, відбувається стрибкоподібна зміна різниці потенціалів між електродами, що реєструється вимірювальними приладами у вигляді імпульсу напруги. Таким чином, про інтенсивність випромінювання можна судити по числу імпульсів, що виникають у лічильнику в одиницю часу (секунду, хвилину).

Якщо число імпульсів у секунду більше 50, необхідно у вимірювальні апаратури вводити допоміжний електронний пристрій – перерахункову схему, що реєструє кожен 2, 4, 8, 16 і т. д. імпульс, що надходить із детектора. Зазвичай вживають перерахункові схеми з коефіцієнтом перерахування $1/64$ і $1/128$.

Під час аналізів радіоактивну речовину спеціально вводять у суміш у вигляді домішки до одного з компонентів, який часто називають «міченим». У пробах суміші перебуває та або інша кількість «міченого» компонента, концентрацію якого можна визначити, вимірюючи інтенсивність випромінювання проби.

Для визначення абсолютної радіоактивності проби можуть бути рекомендовані детектори типу 4π – лічильники. У цьому лічильнику пробу розташовують у центрі його робочого об'єму й всі частки, що випускають із проби, реєструються.

Попередньо експериментально встановлюють залежність між частотою імпульсів N_i , які реєструє лічильник, і відомою, але щораз різною, концентрацією c_i – «міченого» компонента в пробах. Міняючи концентрацію c_i у пробах, заздалегідь приготовлених, будують тарувальну криву залежності [47]

$$N_i - N_\phi = f(c_i), \quad (1.37)$$

де N_ϕ – частота імпульсів, яка реєструється лічильником при відсутності в пробі «міченого» компонента.

Величина N_ϕ , яка називається фоном, залежить від ступеня радіоактивного забруднення навколишнього середовища. Ця величина змінюється у часі. Тому при аналізі проби суміші з невідомою концентрацією «міченого» компонента з показань лічильника N_i треба відняти частоту імпульсів фону, а потім по тарувальній кривій знайти шукану концентрацію c_i .

Для оцінювання інтенсивності випромінювання з достатньою точністю необхідна реєстрація порівняно великої кількості імпульсів. Якщо вважати, що послідовність імпульсів відповідає закону розподілу Пуассона, то відносна середня квадратична помилка в підрахунку числа імпульсів становить:

$$\frac{S_n}{n} = \frac{1}{\sqrt{n}}, \quad (1.38)$$

де n – число обмірюваних імпульсів.

При обчисленні n з точністю до 1 % необхідний підрахунок:

$$0,01 = \frac{1}{\sqrt{n}}; \quad n = 10\,000 \text{ імпульсів.}$$

Загальна відносна помилка визначення концентрації «міченого» компонента у пробі складається з відносної помилки в оцінці тарувальної концентрації S_T/c , відносної помилки підрахунку N_i , і N_ϕ , і відносної помилки визначення ваги проби S_e/e [4; 32; 39; 42; 47]:

$$\frac{S_c}{c} = \sqrt{\left(\frac{S_T}{c}\right)^2 + \left(\frac{S_i}{N_i}\right)^2 + \left(\frac{S_\phi}{N_\phi}\right)^2 + \left(\frac{S_e}{e}\right)^2}. \quad (1.39)$$

Судячи з рівняння (1.37), точність визначення концентрації по тарувальній кривій залежить від різниці $N_i - N_\phi$, тому потужність випромінювання від проби повинна бути значно вище потужності фону.

До радіометричних методів аналізу примикає й *рентгеноскопічний* метод, при якому використовується спроможність речовин

поглинати рентгенівські промені (цей принцип використовується і у випадку, коли проба пронизується ядерним випромінюванням α -, β -, γ -променями).

Ступінь поглинання залежить від природи речовини, щільності укладання його часток, шляхів пробігу променів у речовині. Вона підкоряється закону Бора [4; 32; 39; 42; 47]:

$$\lg \frac{N_0}{N_i} = \mu l, \quad (1.40)$$

де N_0 й N_i – частота імпульсів, яка реєструється лічильником на шляху променя до проби й на виході променя із проби, імп/хв; l – довжина пробігу променя у пробі, см; μ – коефіцієнт лінійного поглинання (являє собою частину енергії рентгенівських променів площею 1 см^2 , що поглинає 1 см речовини).

Якщо брати проби однакової довжини, то єдиною величиною, що може вказувати на процентний вміст тієї або іншої речовини, буде коефіцієнт μ . Величина μ змінюється приблизно пропорційно атомній вазі речовини; тому рентгеноскопичний метод аналізу буде чутливий лише тоді, коли у пробі перебувають речовини з атомними вагами, що сильно відрізняються. Впливає на величину μ і щільність укладання зерен у пробі, що призводить до випадкових помилок при аналізах.

Рентгеноскопичний метод також вимагає експериментального тарування залежності

$$\frac{N_0}{N_i} = f(c_i). \quad (1.41)$$

РОЗДІЛ 2

ПРОПОНОВАНИЙ КРИТЕРІЙ ОЦІНЮВАННЯ ЯКОСТІ СУМІШІ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ

2.1. Фізичне представлення процесу змішування. Новий критерій оцінювання якості суміші – об'єм асоціату

Відсутність єдиного фізичного критерію оцінювання якості суміші, автомобільного до маси (об'єму) проби, значно ускладнює співставлення результатів досліджень, знижує ефективність досліджень, що проводяться на експериментальних апаратах [5; 47], а отже ускладнює вибір змішувачів.

На наш погляд, розроблення такого критерію є актуальним завданням і його вирішення можливо тільки на основі статистичних методів із врахуванням фізичних уявлень про процес змішування.

Відомо [5; 47], що в готовій суміші тонкодисперсних матеріалів навіть задовільної якості можна виділити елементарні об'єми, зайняті частинками тільки ключового компонента. Ці об'єми одержали різні найменування: асоціати, агломерати, масштаби сегрегації; значення цих об'ємів, їх розподіл у суміші визначає її якість. Надалі називатимемо ці об'єми асоціатами, маючи на увазі нестійкий їх характер у часі при змішуванні. Змішування сипких матеріалів у цьому випадку можна розглядати як процес ділення асоціатів ключового компонента на більш дрібні, а також розподіл їх в об'ємі суміші.

При випадковому розподілі асоціатів в об'ємі суміші якість її тим краща, чим менше об'єми асоціатів (V_a) і навпаки, чим гірша суміш, тим більше об'єми (V_a).

Таким чином, суміш можна охарактеризувати функцією розподілу об'ємів асоціатів ключового компонента $\varphi(V_a)$. Оскільки функція розподілу однозначно визначається трьома параметрами (законом розподілу, дисперсією, математичним очікуванням), а за критерій оцінювання береться одна величина, то за таку пропонується прийняти середній об'єм асоціату:

$$\bar{V}_a = \frac{\int_{V_{\text{чгс}}}^{V_{\text{ш}}} V_a \varphi(V_a) dV_a}{\int_{V_{\text{чгс}}}^{V_{\text{ш}}} \varphi(V_a) dV_a}, \quad (2.1)$$

де $V_a, V_{\text{чгс}}, V_{\text{ш}}$ – об'єм асоціату, частинок і шару відповідно.

2.2. Математична модель кінетики процесу з урахуванням нового критерію якості суміші

Припустимо, що всі об'єми асоціатів ключового компонента рівні середньому об'єму асоціату (\bar{V}_a). Тоді вся суміш може бути розділена на комірки об'ємом \bar{V}_a так, щоб у кожену комірку потрапляв або ключовий, або умовний компонент. Під умовним компонентом розуміються всі компоненти за винятком ключового [47; 91]. Тоді число комірок ключового компонента буде:

$$N_{\kappa} = \frac{M_{\kappa}}{\rho_{\text{н.к}} \cdot \bar{V}_a}, \quad (2.2)$$

а умовного компонента:

$$N_{\text{ум}} = \frac{M_{\text{ум}}}{\rho_{\text{н.ум}} \cdot \bar{V}_a}, \quad (2.3)$$

де $M_{\kappa}, M_{\text{ум}}$ – маса ключового й умовного компонента відповідно; $\rho_{\text{н.к}}, \rho_{\text{н.ум}}$ – насипна густина ключового й умовного компонента відповідно.

Прослідкуємо, як розподіляються комірки ключового компонента по висоті шару і в кожному його поперечному перерізі. Кількість комірок ключового й умовного компонентів, що потрапляють у рівень шару від x до $x+dx$ в момент часу τ буде:

$$N_{\kappa,x} = \frac{c(x, \tau) \cdot \rho_{\text{н.ум}} \cdot (N_{\kappa} + N_{\text{ум}})}{n_{\text{піє}} [(1 - c(x, \tau)) \cdot \rho_{\text{н.к}} + c(x, \tau) \cdot \rho_{\text{н.ум}}]}; \quad (2.4)$$

$$N_{\text{ум},x} = \frac{N_{\kappa} + N_{\text{ум}}}{n_{\text{піє}}} - N_{\kappa,x},$$

де $c(x, \tau)$ – частка ключового компонента в рівні x ; n_{pis} – число рівнів у шарі, на якому проводиться відбір проб.

Внаслідок відсутності детермінованих сил у поперечному перерізі апарату, комірки у рівнях шару розташовуються випадково. Тоді попадання певного числа комірок ключового компонента (y) в пробу об'ємом V_{np} , згідно з теорією ймовірності [67; 71], підкоряється гіпергеометричному закону розподілу:

$$P_{\kappa.x,y} = \frac{C_{N_{\kappa.x}}^y \cdot C_{N_{y.m.x}}^{N_{np}-y}}{C_{N_{\kappa.x}-N_{y.m.x}}^{N_{np}}} = \frac{N_{\kappa.x} \cdot N_{y.m.x} \cdot N_{np} (N_{\kappa.x} + N_{y.m.x} - N_{np})}{y \cdot (N_{\kappa.x} - y) (N_{np} - y) (N_{y.m.x} - N_{np} + y) (N_{\kappa.x} + N_{y.m.x})}, \quad (2.5)$$

де $N_{np} = \frac{V_{np}}{V_a}$ – число асоціатів у пробі; $C_{N_{\kappa.x}}^y$ – число поєднань з $N_{\kappa.x}$ по y .

2.3. Взаємозв'язок пропонованого критерію оцінювання якості суміші з існуючими критеріями

Змінюючи значення y від 0 до N_{np} , побудуємо функцію розподілу об'ємної частки ключового компонента за пробами на кожному рівні шару. Підсумувавши функцію розподілу об'ємної частки ключового компонента за рівнями, одержимо функцію розподілу об'ємної частки ключового компонента за пробами в об'ємі суміші ($P_{\kappa.y}$). Використовуючи цю функцію, визначимо середню масову частку ключового компонента (\bar{C}) і коефіцієнт варіації (V_c):

$$\bar{C} = \sum_{y=0}^{y=N_{np}} C_y \cdot P_{\kappa.y}; \quad (2.6)$$

$$V_c = \frac{100}{\bar{C}} \sqrt{\frac{\sum_{y=0}^{y=N_{np}} (C_y \cdot P_{\kappa.y} - \bar{C})^2}{N_{np}}}, \quad (2.7)$$

$$\text{де } C_y = \frac{\rho_{н.к} \cdot y \cdot 100}{\rho_{н.к} \cdot y + \rho_{н.ум} (N_{np} - y)}. \quad (2.8)$$

Розв'язок рівнянь (2.2-2.8) при відомих початкових даних (масі, насипній густині компонентів, коефіцієнті дифузії і швидкості сегрегації об'єму проби) дозволяють одержати однозначну залежність як між \bar{V}_a і \bar{C} , так і між \bar{V}_a і V_c у будь-який момент часу.

Для знаходження середнього об'єму асоціату (\bar{V}_a), який характеризує стан суміші, була складена програма для комп'ютера (додаток А) зі списком ідентифікаторів (додаток Б), основана на послідовному (ітераційному) наближенні обчисленого за рівняннями (2.2-2.8) коефіцієнта варіації (V_c) з експериментальним його значенням ($V_{c.e}$).

Слід зазначити, якщо насипна густина відрізняється незначно, тобто $\rho_{н.к} \approx \rho_{н.ум}$, а сегрегація інгредієнтів у суміші не спостерігається, то рівняння (2.6) і (2.7) зводяться до знаходження математичного очікування і дисперсії гіпергеометричного розподілу, яке дано в роботах [67; 71]. Отже, рівняння (2.6) і (2.7) при $\rho_{н.к} \approx \rho_{н.ум}$ набувають вигляду:

$$\bar{C} = \frac{N_k}{N_k + N_{ум}}; \quad (2.9)$$

$$V_c = \frac{100(N_k + N_{ум})}{N_k} \sqrt{\frac{1}{N_{np}} \frac{(N_k + N_{ум} - N_{np})}{N_{np}(N_k + N_{ум} - 1)} \frac{N_k \cdot N_{ум}}{(N_k + N_{ум})^2}}. \quad (2.10)$$

Перетворюючи ці вирази і враховуючи (2.2) і (2.3), а також $N_k + N_{ум} \gg N_{np} \gg 1$ одержимо:

$$\bar{C} = \frac{M_k}{M_k + M_{ум}} = C_0; \quad (2.11)$$

$$\bar{V}_a = \frac{V_c^2 \cdot V_{np} \cdot C_0}{100^2(100 - C_0)} = \frac{\sigma^2}{C_0(100 - C_0)} V_{np}, \quad (2.12)$$

де C_0 – дійсна концентрація ключового компоненту, %.

Одержане нами рівняння (2.12) дозволяє в окремому випадку, коли $\rho_{н.к} \approx \rho_{н.ум}$, безпосередньо обчислити середній об'єм асоціату \bar{V}_a без застосування програми розрахунку на комп'ютері при відомих масах змішуваних речовин, експериментальному коефіцієнті варіації та об'ємі проби, при якому цей коефіцієнт визначався.

У хімічній промисловості дуже часто оцінювання якості суміші проводять по вибірковому розмаху масової частки компонента, який не повинен перевищувати технологічного допуску $\delta_{\text{дон}}/2$. Використовуючи рівняння (2.12) і правило “трьох сигм” [8; 67; 71] з надійністю вище 99,7 %, можна стверджувати, що вибірковий розмах масової частки ключового компонента ($\delta/2$) буде рівний:

$$\frac{\delta}{2} = 3 \sqrt{\frac{\bar{V}_a \cdot C_0 \cdot (100 - C_0)}{V_{np}}} \quad (2.13)$$

Аналіз результатів, одержаних за рівняннями (2.2-2.8, 2.12, 2.13), а також перевірка їх адекватності як за нашими експериментальними даними, так і за даними інших авторів наведена в параграфі 2.5.

2.4. Експериментальне підтвердження розподілу ключового компонента за гіпергеометричним законом

Практично всі існуючі методики дослідження якості суміші і кінетики змішування засновані на відборі великого числа проб однакового об'єму і визначення в них (одним з можливих методів) масової частки ключового компонента. Ця інформація використовується при визначенні середньої масової частки ключового компонента (\bar{C}) у суміші й оцінюванні якості суміші (Розділ 1).

Аналіз математичного опису стану суміші показав, що функція розподілу $\psi(C_i)$ масової частки ключового компонента за пробами з високим ступенем точності відповідає гіпергеометричному закону (2.5). Причому, чим більша різниця щільності компонентів і чим гірша якість суміші, тим більше помітна відмінність функції розподілу $\psi(C_i)$ від нормального закону. З поліпшенням якості суміші гіпергеометричний закон розподілу ключового компонента за пробами прямує до нормального. Розрахунки за програмою, наведеній у додатку А для суміші АІ – аеросил для різних значень об'єму асоціату, представлені на рис. 2.1. Таким чином, гіпергеометричний розподіл дозволяє з єдиних позицій простежити за зміною якості суміші протягом всього процесу змішування, починаючи від пошарового розподілу компонентів (тобто повністю незмішаних компонентів) аж до приготування суміші ідеальної якості.

Перевірку відповідності гіпергеометричного закону розподілу й експериментального вибіркового розподілу проводили за допомогою критерію Пірсона:

$$\chi^2 = \sum_{i=1}^l \frac{(m_i - n \cdot p_i)^2}{n \cdot p_i}, \quad (2.14)$$

де l – число інтервалів у виборці; m_i – число проб, в яких масова частка алюмінію (Al) знаходиться в інтервалі; n – кількість проб; p_i – теоретична ймовірність попадання масової частки Al в інтервал i .

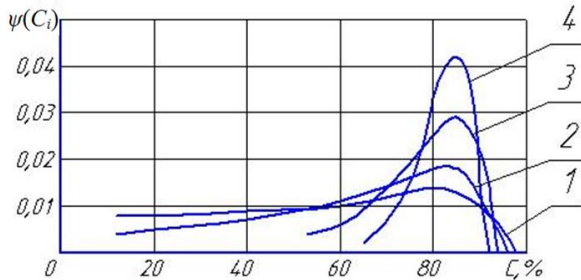


Рис. 2.1. Теоретична функція розподілу Al за пробами в суміші

Al – аеросил: 1 – $\bar{V}_a = 40 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3$; 2 – $\bar{V}_a = 18 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3$;

3 – $\bar{V}_a = 9 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3$; 4 – $\bar{V}_a = 6 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3$

Основні експерименти були виконані на суміші алюмінію марки АСД-1 (масова частка в суміші становить 87 %, насипна густина 1050 кг/м^3) з аеросилом (масова частка становить 13 %, насипна густина – 50 кг/м^3). Результати аналізів суміші представлені гістограмою на рис. 2.2.

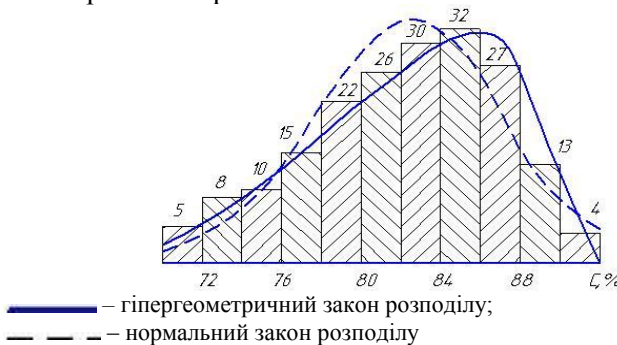


Рис. 2.2. Гістограма розподілу масової частки Al за пробами у суміші Al – аеросил

Теоретичну імовірність p_i при гіпергеометричному законі розподілу розраховували за рівнянням (2.5) за допомогою математичної моделі (додаток А). Значення розрахункових величин наведені в табл. 2.1.

Таблиця 2.1

Зведена таблиця розрахункових величин

i	m_i	Гіпергеометричний закон розподілу		Нормальний закон розподілу						
		$n \cdot p_i$	$\frac{(m_i - n \cdot p_i)^2}{n \cdot p_i}$	Z_{i-1}	Z_i^*	$\frac{1}{2}\Phi(Z_{i-1}) + \frac{1}{2}\Phi(Z_i^{**})$	$n \cdot p_i$	$\frac{m_i - n \cdot p_i}{n \cdot p_i}$		
1	5	4	0,25	$-\infty$	-2,14	-0,5	-0,4838	3,11	1,15	
2	8	6,22	0,51	-2,14	-1,72	-0,4838	-0,4573	5,09	1,66	
3	10	10	0	-1,72	-1,29	-0,4573	-0,4015	10,71	0,05	
4	15	15	0	-1,29	-0,87	-0,4015	-0,3078	17,99	0,5	
5	22	20	0,2	-0,87	-0,45	-0,3078	-0,1736	25,76	0,55	
6	26	24	0,17	-0,45	-0,03	-0,1736	-0,012	31,03	0,81	
7	30	27,5	0,23	-0,03	0,4	-0,012	0,1554	32,14	0,14	
8	32	30,5	0,07	0,4	0,82	0,1554	0,2939	26,59	1,1	
9	27	32	0,78	0,82	1,24	0,2939	0,3925	18,93	3,44	
10	13	19,0	1,89	1,24	1,67	0,3925	0,4525	11,52	0,19	
11	4	3,5	0,07	1,67	$+\infty$	0,4525	0,5	9,12	2,87	
		$\chi_r^2 = 4,17$								$\chi_a^2 = 12,46$

$$\text{де } Z_i^* = \frac{C_i - \bar{C}}{\sigma}; \quad \bar{C} = \sum_{i=1}^l m_i \cdot C_i / n = 82,13;$$

$$\sigma = \sqrt{\sum_{i=1}^l (\bar{C} - C_i)^2 \cdot m_i / n} = 4,72\%; \quad \Phi(Z_i)^{**} - \text{інтеграл ймовірностей [67; 71].}$$

З таблиці видно, що розрахункове значення критерію Пірсона $\chi_r^2 = 4,17$ залишається менше допустимого значення $\chi_a^2 = 12,46$ при рівні значущості $\alpha = 0,2$ і числі ступенів свободи $k=l-m=11-3=8$, де $m=3$ – число ступеней свободи одномодального розподілу [67; 71]. При меншому значенні рівня значущості α співвідношення $\chi_r^2 < \chi_a^2$ виконується тим більше. Таким чином, можна стверджувати, що розподіл алюмінію за пробами, взятими з суміші, не суперечить його розподілу, одержаному згідно з гіпергеометричним законом. Нами були проведені також розрахунки на

відповідність експериментально одержаного розподілу алюмінію за пробами з розподілом, визначеним згідно з нормальним законом (табл. 2.1). Розрахунки показали, що $\chi_r^2 < \chi_{\alpha=0,2}^2$, тобто гіпотеза про нормальний закон розподілу масової частки ключового компонента за пробами, відкидається.

Особливістю гіпергеометричної функції розподілу є те, що вона не симетрична щодо математичного очікування (\bar{C}). З боку компонента з меншою насипною густиною функція розподілу полого, а з боку компонента з більшою насипною густиною – крута (рис. 2.2). Отримані результати підтверджуються не тільки нашими експериментальними даними, але і даними [5; 35; 47; 72; 90] (рис. 2.3), а також даними [6] (рис. 2.4).

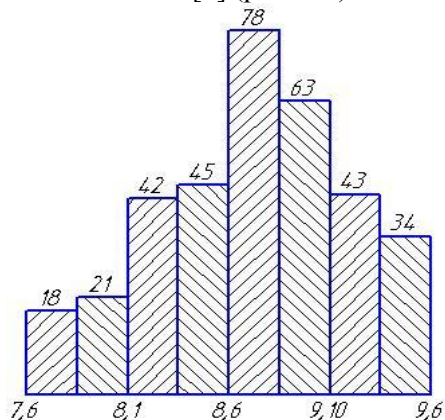


Рис. 2.3. Гістограма розподілу масової частки нашатирю ($\rho_n = 800 \text{ кг/м}^3$) у суміші з густиною ($\rho_{cm} = 500 \text{ кг/м}^3$)

Дані, наведені цими авторами, показують, що функція розподілу масової частки ключового компонента за пробами відрізняється від нормального закону розподілу. Зневажа цією відмінністю призводить до неточного моделювання кінетики процесу змішування, до відхилення теоретичної функції розподілу ключового компонента за пробами (рис. 2.4, б) від експериментальної (рис. 2.4, а).

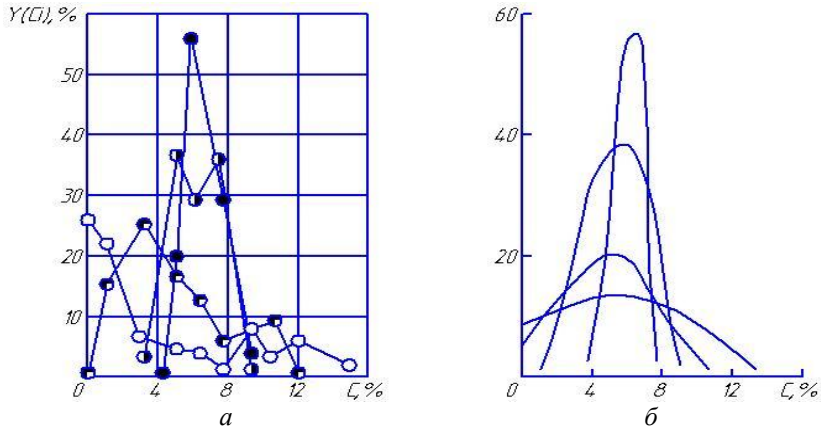


Рис. 2.4. Криві розподілу частки коксу в пробах в суміші кокс-залізорудний концентрат за експериментальними даними (а) і після усунення випадкових відхилень (б) т,с:

○ – 3; ◐ – 6; ◑ – 9; ● – 12

2.5. Підтвердження адекватності запропонованого критерію якості суміші експериментальним даним

Аналіз результатів, одержаних за рівняннями (2.2-2.8), показав, що при $\rho_{н,к} \neq \rho_{н,ум}$ спостерігається відхилення середньої масової частки ключового компонента (\bar{C}) від дійсної масової його частки (C_0). Необхідно відзначити, що для легшого матеріалу виконується умова $\bar{C} > C_0$, для важкого – $\bar{C} < C_0$. Це відхилення тим більше, чим гірша якість суміші. Збільшення числа проб з 50 і вище практично не впливає на це відхилення. Перевірку отриманих результатів проводили на суміші алюміній – аеросил, насипна густина компонентів якої відрізняється в 20 разів. Результати оброблення експериментальних даних і зіставлення їх з теоретичними представлені на рис. 2.5.

З рисунка видно, що з поліпшенням якості суміші, чому відповідає зменшення \bar{V}_a , середня масова частка алюмінію зростає і наближається до дійсної масової частки $C_0 = 87\%$. Розбіжність теоретичних і експериментальних даних не перевищує 20%. Для експериментальних даних, наведених на рис. 2.2, розраховане

відхилення $\bar{C} = 82,13$, отримане за результатами дослідів, відрізняється від дійсного значення $C_0 = 87\%$ ($C_0 - \bar{C} = 4,875$) і є значущим, оскільки похибка методу оцінювання масової частки алюмінію в пробі не перевищувала 3%, а довірча межа для \bar{C} з надійністю $r = 99\%$, згідно з [67; 71] становить:

$$\Delta C = t(P) \frac{\sigma}{\sqrt{n}} = 2,579 \frac{4,72}{\sqrt{192}} = 0,87\%, \quad (2.15)$$

де $t(P)$ – критерій Стьюдента [67; 71].

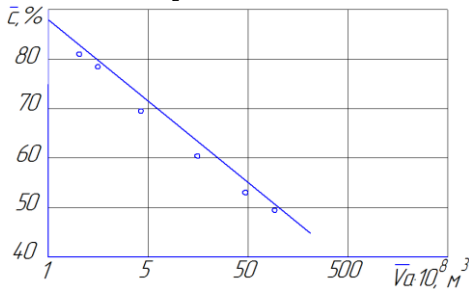


Рис. 2.5. Залежність середньої масової частки (\bar{C}) від якості суміші (\bar{V}_a):
 ○ – експериментальні дані; ———— – теоретична крива

Оскільки $4,875 - 3 \cdot 0,87 = 1,005$ і, в свою чергу, $1,005 > 0$, то значення відхилення \bar{C} від C_0 є значущим.

Значущість відхилення \bar{C} від C_0 показана і при обробці експериментальних даних робіт [5; 20; 47; 90]. Ці дані і побудовані нами довірчі інтервали представлені в табл. 2.2.

У наведеній таблиці в більшості дослідів спостерігається значуще відхилення \bar{C} від C_0 , яке не може бути пояснене похибкою хімічного методу визначення масової частки ключового компонента в пробі. Виняток становлять досліді 2,4,8.

Причина отриманих відхилень \bar{C} від C_0 полягає, на нашу думку, в тому, що відбір проб з суміші проводиться об'ємним способом, і, отже, ймовірність попадання ключового компонента в пробу залежить від об'ємної частки його в суміші, і так само від якості суміші, тобто розподілу ключового компонента в об'ємі суміші.

Таблиця 2.2

Експериментальні дані і розрахункові довірчі межі для масової частки ключового компонента NH_4Cl , визначені за взятими із суміші* пробами. Прийняті значення надійності $P = 0,95$, при цьому критерій Стьюдента дорівнює $t(P) = 1,96$

№ п/п	Експериментальні дані					
	Число проб у вибірці, n	Дійсна частка ключового компонента, $C_0, \%$	Математичне очікування масової частки ключового компонента, $\bar{C}, \%$	Дисперсія C_i по пробам, $\sigma, \%$	Межі довірчого інтервалу	
					Нижня $\bar{C} - \Delta C, \%$	Верхня $\bar{C} + \Delta C, \%$
1	50	7,83	7,93	0,25	7,86	8,0
2	50	7,83	7,91	0,31	7,82	7,99
3	50	7,83	7,94	0,30	7,86	8,02
4	50	7,83	7,7	0,22	-	-
5	50	7,83	8,1	0,27	8,03	8,17
6	50	7,83	8,2	0,20	8,15	8,25
7	50	7,83	7,87	0,23	7,81	7,93
8	50	7,83	7,98	0,18	7,93	7,03
9	50	7,83	8,01	0,28	7,93	8,09
10	50	13,4	14,1	0,49	13,96	14,24
11	200	7,83	7,95	0,24	7,92	7,98
12	350	8,5	8,72	0,48	8,67	8,77

*Склад суміші і властивості компонентів

Змішувані компоненти	NH_4Cl	MnO_2	C
Насипна густина, кг/м^3	800	2800	1000

Як вказано в підрозділі 2.1, якість суміші оцінювалася за допомогою параметра \bar{V}_a . Для експериментального доказу автоточності цього параметра (\bar{V}_a) щодо об'єму проби використовували експериментальні результати, одержані в цій роботі, а також результати дослідів інших авторів [6; 80; 103]. Так, представлені на рис. 2.6 і 2.7 дані з повною очевидністю свідчать про залежність вибіркового розмаху ($\delta/2$) і коефіцієнта варіації (V_c) від об'єму проби $V_{пр}$. У той же час теоретичні залежності, розраховані за гіпергеометричним законом, у цілому добре відображають експериментальні результа-

ти. При цьому значення \bar{V}_a , обчислені за запропонованими нами залежностями і наведені в табл. 2.3, показують, що \bar{V}_a залишається постійним для кожної суміші, тобто не залежить від об'єму проби і відображає якість аналізованої суміші.

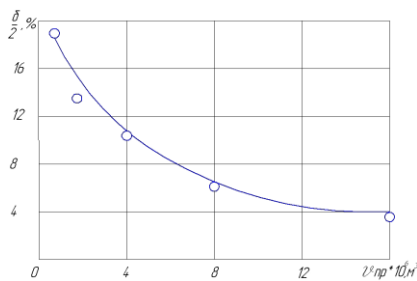


Рис. 2.6. Залежність вибіркового розмаху ($\delta/2$) від об'єму проби:

○ – експериментальні дані;
— – теоретична крива

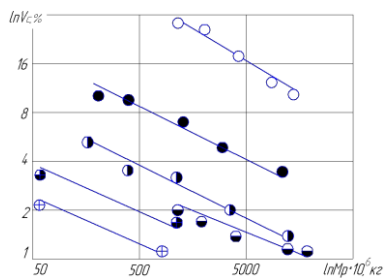


Рис. 2.7. Залежність коефіцієнта варіації (V_c) від маси проби ($M_{пр}$):

— – теоретична крива

Таблиця 2.3

Експериментальні дані до рис. 2.7

Позначення	Компоненти суміші	Пропорція	Час змішування 10^5 , с	Об'єм асоціату, $m^3 \cdot 10^{10}$	Тип апарату	Джерело даних
○	АСД-1 пісок	1/9	0,0001	41	Апарат з імпульсним псевдозріджуваним шаром	Дослідження авторів
◐	ПА-2 пісок	3/97	0,0012	0,1	Апарат з імпульсним псевдозріджуваним шаром	Дослідження авторів
●	Zn Fe	3/1	0,29	24,79	УНДС	[80]
◑	Zn Fe	1/1	0,29	5,28	УНДС	[80]
◒	UO ₂ ThO ₂	100/1	1	0,018	лопатевий	[103]
⊕	UO ₂ ThO ₂	10/1	1	0,06	лопатевий	[103]

Використовуючи дані робіт [6; 47; 91; 103], можна межах, що визначають стан суміші при використанні коефіцієнта варіації V_c , поставити у відповідність значення критерію \bar{V}_a (табл. 2.4).

Таблиця 2.4

Класифікація сумішей

Якість суміші	Граничні значення коефіцієнта неоднорідності при об'ємі проби 10см^3 , V_c %	Граничні значення об'єму асоціату $\bar{V}_a \cdot 10^9$, м^3
Дуже гарна	4 і менше	2,8 і менше
Гарна	4-6	2,8-6,3
Задовільна	6-8	6,3-11,2
Погана	8 і вище	11,2 і вище

Критерій \bar{V}_a використовували при вивченні кінетики процесу змішування сипких матеріалів в апараті з імпульсним псевдозрідженим шаром. Експериментальне дослідження цього процесу в апараті, що вивчається, показало, що збільшення тривалості змішування понад 120 с не призводить до помітної зміни якості суміші ($\bar{V}_a \approx \text{const}$). Цей час у дослідженому діапазоні значень параметрів роботи апарату не залежить від фізичних властивостей змішуваних компонентів. Проте, як показали дослідження, фізичні властивості компонентів зумовлюють досягнуту якість суміші, якій відповідає значення критерію $\bar{V}_{a,\text{min}}$ (рис. 2.8). При цьому досягнута якість суміші, згідно з класифікацією сумішей (табл. 2.4), є задовільною, якщо $6,3 < \bar{V}_{a,\text{min}} < 11,2$.

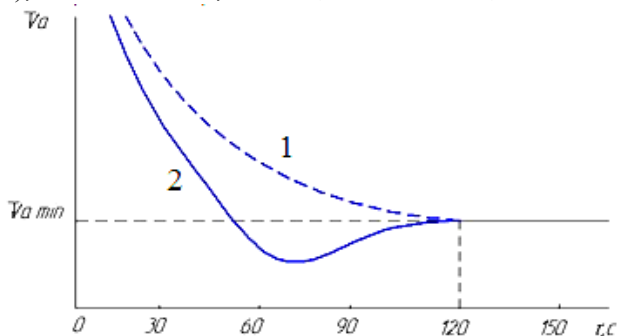


Рис. 2.8. Залежність об'єму асоціату (\bar{V}_a) від часу перемішування (τ): 1 – процес змішування без сепарації; 2 – процес змішування з сепарацією

На підставі запропонованої класифікації сумішей (табл. 2.4) для змішуваних компонентів були експериментально визначені значення відношень діаметрів частинок ключового й умовного компонентів (d_1/d_2) і їх густини (ρ_1/ρ_2), в межах яких в апаратах з імпульсним псевдозрідженим шаром забезпечується задовільна якість суміші. При змішуванні сипких матеріалів з однаковими параметрами частинок задовільну суміш можна одержати при відмінності густини частинок не більше, ніж у два рази (рис. 2.9). При рівній густині компонентів задовільну суміш можна одержати, якщо розміри змішуваних частинок відрізняються не більше ніж на один порядок (рис. 2.10).

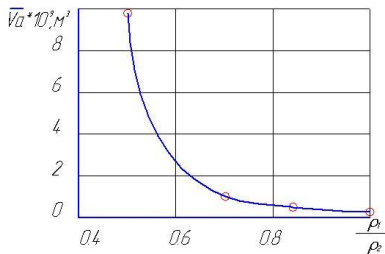


Рис. 2.9. Залежність якості суміші (\bar{V}_a) від відношення густини змішуваних компонентів (ρ_1/ρ_2)

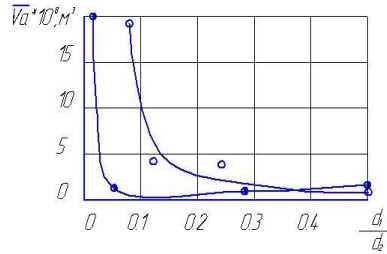


Рис. 2.10. Залежність якості суміші (\bar{V}_a) від відношення діаметрів частинок компонентів (d_1/d_2):
○ – $\rho_1/\rho_2 = 1$; ● – $\rho_1/\rho_2 = 1,5$

Аналіз одержаних експериментальних даних показав, що задовільна якість суміші досягається при виконанні умови:

$$0,5 \leq d_1 \cdot \rho_1 / d_2 \cdot \rho_2 \leq 1,$$

і суміш тим краще, чим ближче це співвідношення до одиниці. Причому індекси змішування компонентам 1 і 2 присвоюються так, щоб вище наведене відношення було менше одиниці.

Як раніше вказувалося, вищій якості суміші відповідає менше значення \bar{V}_a . Проте при змішуванні порошків для величини об'єму асоціату є фізична границя, оскільки \bar{V}_a не може стати менше об'єму частинки. Очевидно, що вже при малих значеннях числа частинок ключового компонента, що містяться в об'ємі,

багато положень, заснованих на великій статистиці (наприклад, насипна густина) стає неточними, а отже, і висновки, зроблені на їх основі, можуть стати помилковими. Тому разом із значенням величини \bar{V}_a доцільно стежити за числом частинок $N_{ч.а}$, що входять у середній об'єм асоціату:

$$N_{ч.а} = \frac{\bar{V}_a \cdot \varepsilon}{V_{ч}}, \quad (2.16)$$

де ε – порозність сипкого матеріалу; $V_{ч}$ – об'єм частинки.

Параметр $N_{ч.а}$, розрахований нами для сумішей $Al - Fe_2O_3$, а також деяких інших, наведених у додатку В. Результати, наведені в таблиці додатку, свідчать про те, що зменшення діаметра частинок ключового компонента супроводжується монотонним збільшенням $N_{ч.а}$, незважаючи на зменшення \bar{V}_a аж до значень діаметра частинок $d_{ч}=70$ мкм (рис. 2.11). При менших значеннях діаметра частинок спостерігається збільшення $N_{ч.а}$ зі збільшенням \bar{V}_a . Зазначений факт свідчить, що параметр \bar{V}_a точніше відображає якість суміші, ніж $N_{ч.а}$. Проте значення $N_{ч.а}$ дозволяє судити про достовірність результатів, одержаних за допомогою \bar{V}_a , точність яких підвищується при $N_{ч.а} \gg 1$.

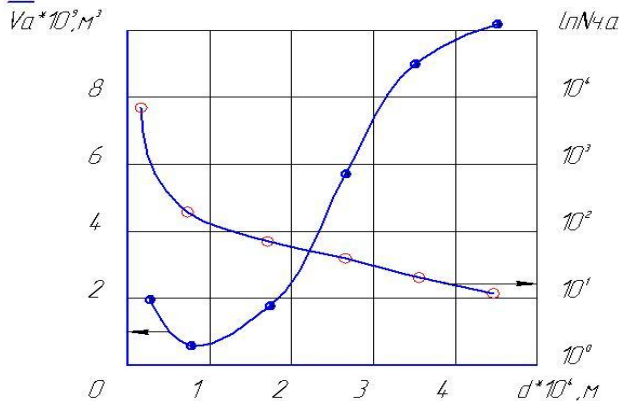


Рис. 2.11. Вплив розмірів змішуваних частинок на якість суміші ($\bar{V}_a, N_{ч.а}$). ○ – $N_{ч.а}$; ● – \bar{V}_a

РОЗДІЛ 3 ІСНУЮЧІ ТЕОРІЇ ЗМІШУВАННЯ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ

3.1. Методи моделювання процесу змішування

Створення сучасного змішувального апарата нової конструкції є складним процесом, що проходить декілька етапів: формулювання вимог до розроблювального змішувача й обґрунтування технічного завдання на проектування; вибір за патентною літературою прототипу змішувача, що відповідає технічному завданню, або його винахід; розроблення ескізного проекту дослідного зразка змішувача; виготовлення дослідного зразка; випробування дослідного зразка; внесення конструктивних змін у дослідний зразок у ході його випробувань; проектування промислового зразка змішувача; виготовлення промислового зразка; введення в експлуатацію промислового зразка та його доробка; внесення змін у креслення промислового зразка, призначеного для серійного виробництва; виготовлення, монтаж, налагодження й експлуатація серійних зразків [7; 8; 29; 47; 81].

Вивчення властивостей будь-якого апарата або машини за допомогою аналізу аналогічних властивостей їх на моделі являє собою процес моделювання. Розрізняють моделювання фізичне і математичне.

Фізичне моделювання [14; 15; 38; 47] припускає вивчення властивостей об'єкта моделювання на його зменшеній моделі, що дозволяє знизити витрати на проведення необхідних експериментів. Модель повинна відтворювати досліджуваний процес зі збереженням його фізичної природи. Між моделлю та об'єктом моделювання повинні бути збережені деякі співвідношення подоби, що впливають із закономірностей фізичної природи явищ і гарантують можливість використання результатів дослідження моделі для проектування об'єкта.

Методи виміру властивостей моделі залишаються такими, як і при дослідженнях об'єкта, що є великим недоліком фізичного моделювання. Крім того, при зменшенні розмірів моделі досить важко зберегти в них досліджуваний процес однаковою за своєю фізичною природою із процесом, що повинен протікати в об'єкті моделювання. У моделі з'являються певні властивості, яких немає в об'єкта, і навпаки, деякі важливі властивості об'єкта в мо-

делі стають не такими чіткими. У більшості випадків це визначається зміною питомого впливу пристінних ефектів. Зі зменшенням розмірів моделей істотно зростають пристінні ефекти, які помітно змінюють загальні їхні властивості. Внаслідок цього результати дослідження моделей не завжди можна використати для моделювання об'єкта.

При створенні нового змішувального обладнання використовують, в основному, метод фізичного моделювання. Всі дослідження процесу змішування в створюваному промисловому змішувачі проводять на досліджуваних зразках, що вимагає значних витрат засобів і часу. На досліджуваному зразку визначають оптимальний режим його роботи і геометричні розміри робочих органів, кінцеву однорідність суміші і час, необхідні для одержання цієї однорідності. Потім ці дані використовують для проектування промислового зразка змішувача. Оскільки масштабу подоби для процесу змішування встановити ще не вдалося, то не завжди на промисловому зразку досягаються ті ж параметри, що і на дослідному зразку: часто іншою по величині виходить кінцева однорідність суміші і час для її досягнення. Це є досить істотною причиною, через яку метод фізичного моделювання не є ще потужним засобом створення економічно обґрунтованих ефективних промислових змішувачів. У більшості випадків ескізний проект нового змішувача створюється чисто інтуїтивно. Пошук кращого конструктивного втілення ідеї винахідника методом натурального експерименту вимагає більших матеріальних витрат і тривалий за часом. Справа значно спрощується, якщо на стадії проектування дослідного зразка змішувача скористатися методом математичного моделювання.

Математична модель [45; 47; 57] реальної системи є її формалізованим описом, що дозволяє вивчити систему математичними методами. Звичайно вона складається із сукупності співвідношень (рівнянь, нерівностей, логічних умов, формул і т. д.), що визначають характеристики станів системи залежно від її параметрів, вхідних сигналів, початкових умов і часу. Формалізований опис системи містить у собі змістовний опис і схему. Змістовний опис складається на підставі наявних відомостей про фізичну природу і кількісні характеристики елементарних явищ, що відбуваються у системі, ступінь і характер взаємодії між ними, зна-

чимості того або іншого явища та ін. Змістовний опис полегшує побудову формалізованої схеми реальної системи, що дозволяє розкласти її на найпростіші елементи. Процеси, що проходять у цих елементах, як і взаємозв'язок між ними, спрощуються. Це дозволяє побудувати математичну модель реальної системи, для чого всі наявні відомості у вигляді таблиць або графіків записують у вигляді відповідних математичних виражень.

Математична модель у силу спрощення процесів, що відбуваються в елементах системи, не завжди повністю їй відповідає. Але навіть у цьому випадку кількісні дослідження математичної моделі дозволяють одержати якісний опис реальної системи.

Математична модель дозволяє досліджувати реальну систему такими способами: аналітично; чисельними методами; на моделюючих апаратах; на комп'ютерах.

Аналітичне дослідження математичної моделі реального процесу можливо лише у випадку, коли вона представлена системою рівнянь, що допускають їхнє рішення [47; 70; 73].

При чисельному методі досліджень математична модель також повинна бути записана у вигляді системи рівнянь. Проте вирішують цю систему чисельними методами. В результаті дослідження математичної моделі чисельними методами одержують таблиці значень шуканих величин для набору конкретних значень параметрів системи.

Більшість реальних процесів настільки складні, що для їх опису не вдається навіть скласти систему рівнянь, не говорячи вже про їхнє рішення. Це обмежує сферу використання перших двох способів, хоча вони і дозволяють найбільше ефективно досліджувати реальну систему.

Дослідження реальних систем на моделюючих апаратах засновано на існуючій аналогії між механічними, електричними, гідравлічними, тепловими та іншими явищами. Схеми цих апаратів збираються відповідно до математичної моделі реальної системи. Моделюючі апарати відрізняються більшою швидкістю і простотою зміни параметрів.

Останнім часом метод апаратного моделювання одержує все більше поширення. Але він вимагає більших витрат засобів, пов'язаних з розробленням, виготовленням, монтажем моделюючого апарата або використанням значної кількості робочого часу

обчислювальних машин безперервної дії. До того ж при спрощенні математичної моделі метод апаратного моделювання дає недостатньо точні результати оцінювання стану реальної системи.

При моделюванні на цифрових обчислювальних машинах математична модель реальної системи перетворюється у спеціальний моделюючий алгоритм, відповідно до якого в машині виробляється інформація про елементарні явища, що відбуваються в системі. Частина інформації друкується, а потім використовується для визначення критеріїв оцінювання стану реальної системи. При такому методі моделювання реалізація моделюючого алгоритму є імітацією елементарних явищ, що відбуваються у реальній системі, зі збереженням їхньої логічної структури, послідовності протікання у часі. Результати однієї реалізації є випадковими, тому шукані величини визначаються як середньостатистичні за даними великої кількості реалізацій. Із цієї причини цей метод часто називають статистичним моделюванням. Він може бути використаний для вирішення великого кола технічних завдань і не вимагає створення спеціальних обчислювальних машин.

Структура математичної моделі змішувального апарата визначається характером переміщень часток компонентів, що перемішуються, по внутрішньому його об'єму, тобто гідродинамікою, а правильніше, у цьому випадку, механікою потоку сипучої маси. Найбільш повно характер руху сипучої маси можна було б описати за допомогою поля швидкостей [2; 47]. Однак експериментальне вивчення поля швидкостей у сипучому середовищі – винятково важка справа, тому що ще не створений прилад, за допомогою якого можна було б просто й швидко виміряти локальні значення швидкостей потоку твердих часток, наприклад, як це робиться за допомогою трубок Піто в газах і рідинах.

У наш час для безпосереднього виміру швидкості руху твердих часток у потоці використовують, в основному, два способи: «плоска модель» і «мічена частка».

Спосіб «плоска модель» полягає в наступному. Реальний апарат заміняють плоским елементом із прозорими стінками, що дозволяють візуально або за допомогою кінозйомки визначати швидкість руху окремих часток усередині елемента. Плоский елемент являє собою частину об'єму реального апарата, відсічену від нього двома паралельними площинами. За літературними да-

ними, плоский елемент успішно використовують для вивчення руху сипучої маси в бункерах і в обертових барабанах. На жаль, для більшості змішувальних апаратів не можна побудувати плоскі моделі, у яких можна було б промодельовати рух сипучої маси, як це спостерігається в інших реальних апаратах. Цим і визначається обмеженість використання способу «плоска модель».

При другому способі всередину змішувача вводять мічену частку, за рухом якої можна спостерігати через його стінки за допомогою спеціальних приладів. Зазвичай, таку частку мітять радіоактивним ізотопом. Випромінювання міченої частки ловиться сцинтиляційними лічильниками, які встановлюють попарно в різних напрямках апарата. Влучення міченої частки в зону дії конкретного лічильника викликає певний електричний сигнал у ньому, час появи якого може фіксуватися. Таким чином, через рівні проміжки часу можна за допомогою лічильників фіксувати координати міченої частки, а по них побудувати траєкторію її руху всередині апарата. Спосіб «мічена частка» знайшов застосування, в основному, для вивчення характеру циркуляції твердих часток у псевдорозрідженому шарі. Недоліки способу – складність апаратного оформлення та необхідність оцінювати рух сипучої маси в апараті по траєкторії переміщення в ньому однієї частинки.

3.2. Математичний опис кінетики процесу змішування в змішувачах періодичної дії

Процес змішування сипких матеріалів є складним механічним процесом, механізм дії якого залежить, головним чином, від конструкції змішувача. Складається він з таких елементарних процесів: 1) переміщення групи суміжних часток з одного місця суміші в інше шляхом проникнення, ковзання шарів (процес конвективного змішування); 2) поступовий перерозподіл часток різних компонентів через новоутворену межу їх розділу (процес дифузійного змішування); 3) зосередження часток, що мають однакову масу, у відповідних місцях змішувача під дією гравітаційних або інерційних сил (процес сегрегації) [47; 74; 91].

Процес сегрегації за своєю дією на суміш протилежний першим двом процесам: він погіршує якість суміші. При перемішуванні сипких матеріалів у змішувачі одночасно протікають всі три елементарні процеси. Однак частка їхнього впливу в різні

періоди змішування неоднакова. На початку роботи змішувача якість суміші, оцінювана тим або іншим критерієм, наприклад, коефіцієнтом неоднорідності V_c , змінюється, в основному, за рахунок конвективного розносу компонентів. У цей час процес змішування йде на рівні макрооб'ємів. Поверхня розподілу між різнотипними компонентами ще невелика, тому частка процесу дифузійного змішування, що йде, до того ж, з невеликою швидкістю, у загальному процесі змішування невелика. Ще менший вплив на нього у цей час робить процес сегрегації, тому що всередині переміщуваних макрооб'ємів частки відносно одна одної залишаються нерухомими, у силу чого вони ще не перерозподілилися в силовому полі відповідно до їх мас. Процес конвективного змішування в перші моменти йде з великою швидкістю, що видно з графіка залежності $V_c = f(t)$, показаного на рис. 3.1 [2; 47; 62; 65; 78]. Процесу конвективного змішування відповідає I ділянка кривої.

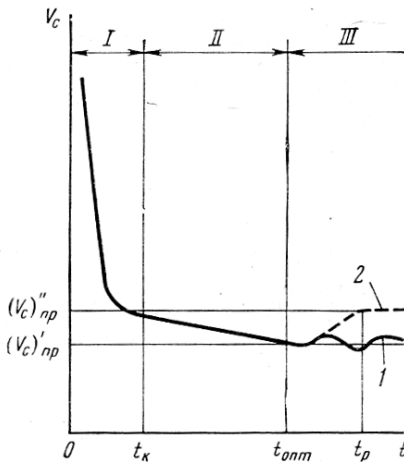


Рис. 3.1. Графічна залежність коефіцієнту неоднорідності суміші від часу її змішення в змішувачі

змішування. У цей час процес перерозподілу часток йде вже на рівні макрооб'ємів. Починаючи з деякого моменту, процес дифузійного змішування стає переважним (II ділянка кривої). Більш помітний вплив на хід процесу змішування робить сегрегація часток. Два протилежних процеси (сегрегація і дифузійне змішуван-

На ділянці конвективного змішування швидкість процесу майже не залежить від фізико-механічних властивостей суміші, тому що процес змішування йде на рівні макрооб'ємів. Головний вплив на швидкість процесу змішування в ці моменти часу робить характер руху потоків часток у змішувачі.

Після того як компоненти, в основному будуть розподілені по робочому об'єму змішувача, процеси конвективного і дифузійного змішування стають порівняні залежно від їх впливу на загальний процес

ня) можуть у певний момент часу, що залежить від конструкції змішувача та фізико-механічних властивостей суміші, зрівноважитися. Після цього моменту подальше перемішування компонентів суміші не має сенсу, тому що якість суміші залишається постійною (*III* ділянка кривої *1*). У деяких випадках зазначена рівновага протилежних процесів настає трохи пізніше того моменту, коли якість суміші була найкращою. Цьому випадку відповідає пунктирна крива *2*. У першому випадку (крива *1*) час настання рівноваги t_p збігається з часом досягнення найкращої якості суміші t_{om} , у другому ж (крива *2*) – $t_p > t_{om}$ [12; 47; 62].

Швидкість перерозподілу окремих часток (*II* і *III* ділянок) залежить не тільки від характеру руху потоку матеріалу в змішувачі, але і від фізико-механічних властивостей часток: їхнього розміру, стану поверхні, ваги, відносної ваги, адгезійних сил та ін. Із цієї причини швидкість дифузійного змішування для різних сумішей у тому самому змішувачі неоднакова, як неоднакові значення t_p і t_{om} .

Для деяких типів змішувачів при перемішуванні зернистих матеріалів, що складаються з однотипних часток, *II* ділянка майже відсутня, тобто граничний стан суміші досягається тільки конвективним змішуванням. У цьому випадку час закінчення конвективного змішування t_k збігається з часом t_{om} .

Таким чином, для змішування сипких матеріалів потрібно моделювання кінетики процесу змішування, яке дозволить розрахувати швидкість процесу змішування, а відповідно і час його проведення та якість готової суміші.

Теоретичний опис процесу змішування сипких матеріалів проводиться або детерміновано, або стохастично. У першому випадку кінетика змішування визначається однозначно [47; 74; 76] у часі. Прикладом цього підходу є використання рівняння дифузії та йому подібних для опису поля концентрацій ключового компонента в об'ємі суміші.

Значна кількість робіт присвячена моделюванню дифузійного змішування. В роботі [91] розглядаються тверді частинки, які розрізняються тільки за кольором. Частинки подавались у горизонтальний циліндр, який обертається біля своєї вісі. У змішувачі рух частинок, що перекочуються по поверхні циліндра, схожа до молекуля-

рної дифузії. Кожна частинка має рівний крок відхилення в будь-яку сторону, де зіштовхується з другою частинкою. Таким чином, усередині суміші частинки виявляють у гладкому горизонтальному циліндрі хаотичний рух. Потік частинок у гладкому циліндрі показано на рис. 3.2. Автор роботи [100] використовує теорію класичної дифузії у вигляді рівняння Фіка для опису процесу змішування:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_a \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \quad (3.1)$$

де C – концентрація суміші; t – час; x – відстань у напрямку дифузії; D_a – коефіцієнт осьової дифузії.

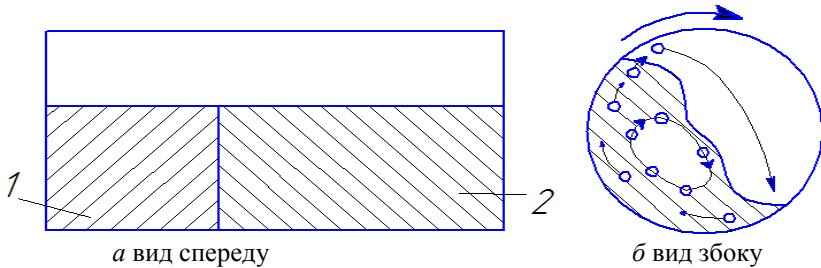


Рис.3.2. Схема потоку частинок у гладкому горизонтальному циліндрі, який обертається: 1 – чорні частинки; 2 – білі частинки

Автор Lacey Р.М. [100] встановив, що радіальна дифузія велика і тому на швидкість змішування значно впливає осьова дифузія. Таким чином, процес змішування може описуватись процесом одномірної дифузії, тобто рівнянням (3.1). Коефіцієнт осьової дифузії приймають const. Рівняння (3.1) вирішувалось з такими початковими і граничними умовами

$$c(0, x) = 1, 0 \leq x \leq x_c; \quad c(L, x) = 1, 0 \leq x \leq x_c; \quad c(t, x) = \bar{c}, \quad (3.2)$$

де x – поточна координата; \bar{c} – середня концентрація чорних (або білих) частинок; x_c – довжина початкового завантаження чорних частинок.

Схематично початковий і кінцевий стан суміші показано на рис. 3.3. Рішення рівняння (3.1) має вигляд [100]:

$$(C - \bar{c}) = \frac{2}{\pi} \sum_{k=1}^{\infty} e^{-k^2 \pi^2 T} \frac{\sin k C \pi}{C} \cos(k x \pi), \quad (3.3)$$

де $T = \frac{D_a t}{L^2}$; L – довжина змішувача; k – ціле число.

Для великих значень N рівняння (3,6) спрощується до вигляду

$$C(x, N) = \frac{1}{2} + \frac{2}{\pi} \exp\left(-\frac{\pi^2 D_a N}{L^2}\right) \cdot \sin\left(\frac{\pi x}{L}\right). \quad (3.7)$$

Для невеликих величин N система приблизно описує дифузію у не скінченному циліндрі:

$$C(x, N) = \frac{1}{2} \left[1 + \operatorname{erf} \frac{x}{2\sqrt{D_a N}} \right]. \quad (3.8)$$

Коефіцієнт осьової дифузії визначається з експериментальних даних із використанням рівняння (3.8). Відхилення концентрації C при будь-якій кількості N отримуємо:

$$\sigma_N^2 = \frac{2}{L} \int_0^{L/2} \left(C - \frac{1}{2} \right)^2 dx = \frac{2}{\pi^2} \sum_{k=1}^{\infty} \frac{1}{(2k-1)^2} \cdot \exp\left(-\frac{2(2k-1)\pi^2 D_0 N}{L^2}\right). \quad (3.9)$$

Кінетику змішування можна простежити при вивченні взаємодії між ступенем змішування і часом змішування. Ступінь змішування, за Hogg [95], розраховується за рівнянням:

$$M_N = 1 - \frac{\sigma_N^2}{\sigma_0^2}, \quad (3.10)$$

де σ_N^2 – дисперсія після проведення процесу змішування; σ_0^2 – дисперсія до проведення процесу змішування.

Для великих значень N рівняння (3.9) перетворюється в таке:

$$\sigma_N^2 = \frac{2}{\pi^2} \exp\left(-\frac{2\pi^2 D_a N}{L^2}\right). \quad (3.11)$$

Для невеликих значень N рівняння (3.9) перетворюється в таке:

$$\sigma_N^2 = \sigma^2 \left[1 - \frac{4}{L} \sqrt{\frac{2}{\pi}} \sqrt{D_a N} \right]. \quad (3.12)$$

Після підстановки рівнянь (3.11) і (3.12) у рівняння (3.10)

$$\log(1 - M_N) = \log \frac{8}{\pi^2} - \frac{2\pi^2 D_a N}{L^2}, \quad (3.13)$$

для більшого значення N , і

$$M_N = \frac{4}{L} \sqrt{\frac{2D_a N}{\pi}}, \quad (3.14)$$

для невеликого значення N .

Автори [102] вивчали дифузійне змішування у циліндричній ємності, яка обладнана грибковою мішалкою (рис. 3.4).

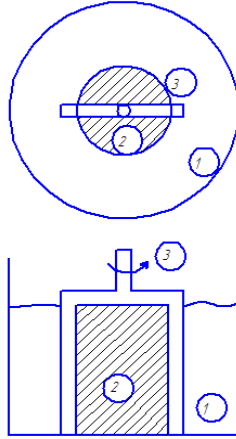


Рис. 3.4. Змішувальний циліндр з грибковою мішалкою перед змішуванням: 1 – білий компонент; 2 – чорний компонент; 3 – грибкова мішалка

Якщо знехтувати осьовою дифузією, то рівняння дифузії можна записати:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_r \left(\frac{\partial^2 C}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C}{\partial r} \right), \quad (3.15)$$

де D_r – коефіцієнт радіальної дифузії; C – концентрація суміші; r – радіальна відстань; t – час.

Граничні і початкові умови мають вигляд:

$$C(x,0) = 1, \quad 0 \leq r \leq R_i;$$

$$C(x,0) = 0, \quad R_i \leq r \leq R_0;$$

$$\left. \frac{\partial C}{\partial r} \right|_{r=R_0} = 0;$$

$$\lim_{t \rightarrow \infty} C = \bar{C}, \quad (3.16)$$

де R_i – радіус сектора ємності, який зайнятий кольоровими частинками; R_0 – радіус ємності; \bar{C} – середня концентрація суміші.

Рішення рівняння (3.15) має вигляд:

$$C - \bar{C} = \frac{2R_i}{R_0^2} \sum_{k=1}^{\infty} \frac{J_1(m_k R_i) J_0(m_k r)}{m_k J_0^2(m_k R_0)} e^{-D, m_k^2 t}, \quad (3.17)$$

де m_k – визначається із рівняння

$$J_1(m_k R_0) = 0,$$

J – функція Бесселя. Радіальна дифузія може бути визначена з використанням рівняння (3.17) і експериментальних даних розподілу концентрацій.

Відхилення концентрації може бути розраховано із рівняння

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{R_0} (C - \bar{C})^2 2\pi r p H dr}{\int_0^{R_0} 2\pi r p H dr}, \quad (3.18)$$

де p – щільність частинок; H – висота суміші у змішувачі.

Якщо об'єднати рівняння (3.17) і (3.18) і проінтегрувати їх, то отримуємо формулу для визначення дисперсії

$$\sigma^2 = \frac{4R_i^2}{R_0^4} \sum_{k=1}^{\infty} \frac{J_1^2(m_k R_i)}{\bar{C}(1 - \bar{C}) m_k^2 J_0^2(m_k R_0)} e^{-2D, m_k^2 t}. \quad (3.19)$$

Ступінь змішування визначається за допомогою рівняння

$$M = \frac{\sigma}{\sigma_0} = \frac{4R_i^2}{R_0^4} \sum_{k=1}^{\infty} \frac{J_r^2(m_k R_i)}{\bar{C}(1 - \bar{C}) m_k^2 J_0^2(m_k R_0)} e^{-2D, m_k^2 t}. \quad (3.20)$$

Порівнюючи теоретичні величини ступеня змішування з експериментальними, автори [91] отримали їх добре співпадання. Таким чином, було показано, що дифузійне змішування є помітним механізмом у змішувачах, які мають пропелерну мішалку.

Автор [92] зробив таке припущення, застосовуючи рівняння дифузії для опису механізму змішування сипких матеріалів:

- система частинок може бути описана як континуум, причому процес радіального змішування більш швидкий порівняно з процесом осьового змішення;

- процес осьового змішування є аналогічним чистій міжмолекулярній дифузії;
- коефіцієнт осьової дифузії не є функцією положення у змішувачі.

На підставі вказаних припущень процес змішування буде описуватися рівнянням:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D_a \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + D_r \left(\frac{\partial^2 C}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C}{\partial r} \right). \quad (3.21)$$

У роботі [92] наведено рішення вказаного рівняння з такими початковими та граничними умовами:

$$\begin{aligned} C(x,0) &= 1, & x &= \frac{L}{2}; \\ C(x,0) &= 0, & \text{в іншому випадку;} \\ \left. \frac{\partial C}{\partial r} \right|_{x=0} &= 0; \\ \left. \frac{\partial C}{\partial r} \right|_{x=L} &= 0. \end{aligned} \quad (3.22)$$

Рішення має вигляд

$$\frac{C}{C} = \frac{1}{L} + \frac{2}{L} \sum_{k=1}^{\infty} \cos \frac{k\pi}{2} \cos \frac{k\pi x}{L} e^{-mk^2 t}, \quad (3.23)$$

$$\text{де } m = \frac{D_a \pi^2}{L^2}.$$

Експериментально початковий стан являє собою шар частинок товщиною один діаметр частинок. Шар розташований при $x=L/2$ і перпендикулярно осі циліндра. Таким чином, було отримано рівняння

$$\frac{C}{C} = \frac{d}{L} + \frac{2d}{L} \sum_{k=1}^{\infty} \cos \frac{k\pi}{2} \cos \frac{k\pi x}{L} e^{-mk^2 t}. \quad (3.24)$$

Відхилення концентрації розраховується за формулою:

$$\sigma^2 = 0.08333 + \frac{8}{\pi^3 d} \sum_{k=1}^{\infty} \frac{1}{k^3} e^{-mk^2 t} \cos \frac{k\pi}{2} \cos k\pi \sin \frac{k\pi d}{2L}. \quad (3.25)$$

Як показали дослідження, експериментальні значення дисперсії відхилення концентрацій ключового компонента від середнього значення перевищують значення, розраховані за формулою. Автор [92] вважає, що відсутність погодження виникає у результаті обмежень застосування рівнянь дифузії для дискретних середовищ і наявності конвективних течій на кінцях змішувача.

На коефіцієнт дифузії, як вказано в роботі [92], найбільше впливають: діаметр частинок, швидкість обертання змішувача, об'єм змішувача та об'єм, який займають компоненти у змішувачі, а також початкове положення ключового компонента.

Так, у роботах [87; 89] основою математичного опису є прості рівняння дифузії (рівняння Фіка). Ці рівняння дозволили авторам знайти залежності зміни концентрації (поверхні розділу) від часу. В одержані рівняння входять коефіцієнти, залежні від фізико-механічних властивостей змішуваних компонентів, які визначаються експериментально для кожної суміші. Слабкою стороною одержуваних рівнянь є те, що вони описують лише змішування (дифузію) сипких матеріалів, але не враховують процес розділення (сегрегації). Описати процес змішування і процес сегрегації за допомогою простого рівняння дифузії вдалося автору роботи [106]:

$$\frac{\partial c(x)}{\partial \tau} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D_{\partial} \frac{\partial c(x)}{\partial x} \right), \quad (3.26)$$

де $c(x)$ – масова частка ключового компонента; τ – час; x – координата; $D_{\partial} = f(x)$ – коефіцієнт дифузії.

При цьому вважається, що коефіцієнт дифузії залежить від координати. Використання такої моделі дозволило автору одержати якісну залежність стану суміші від часу з урахуванням первинного розташування компонентів у змішувачі. До недоліків роботи слід віднести відсутність рекомендацій по визначенню коефіцієнта дифузії D_{∂} .

Найбільш чіткий опис процесу змішування, на нашу думку, наведено в роботах [45; 47; 74; 76]. В основу цих робіт покладене рівняння дифузії з конвективною складовою:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = \text{div}(D \cdot \text{grad}(c) - wc), \quad (3.27)$$

де w – коефіцієнт швидкості сегрегації; D – коефіцієнт дифузії.

Якщо спостерігається тільки поздовжнє перемішування частинок, причому D і w не залежать від координати шару і масової частки, то (3.27) перетвориться до однопараметричного рівняння вигляду:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} - w \frac{\partial c}{\partial x}. \quad (3.28)$$

У порівнянні з припущенням про чисто дифузійний процес перемішування компонентів, рівняння (3.28) передбачає кінцевий стан, відмінний від ідеальної суміші.

Опис процесу змішування сипких матеріалів за допомогою рівняння (3.28) дозволяє при відомих значеннях величин D і w прослідкувати зміну концентрації компонента по координаті в часі.

Більшість методів визначення коефіцієнтів дифузії і конвекції заснована на співставленні точних рішень дифузійного рівняння за відповідних граничних умов з експериментальними вимірюваннями розподілу концентрації будь-яким чином помічених частинок у просторі і часі. В результаті співставлення точних рішень дифузійного рівняння і експериментальних кривих вдається знайти такі значення коефіцієнтів D і w , при яких збіг теоретичних та експериментальних кривих виявляється найбільшим.

Незважаючи на докладний опис розподілу компонентів по одній координаті, однопараметричне дифузійне рівняння (3.28) не дозволяє розглядати просторовий розподіл компонентів, що особливо важливо під час оцінювання якості суміші. Використання з цією метою рівняння (3.27), що описує процес змішування в просторі, значно ускладнюється, оскільки ускладнюється експериментальне визначення просторових коефіцієнтів дифузії і конвекції.

Інші автори [2; 14; 45; 55] вважають, що цей процес носить випадковий (стохастичний) характер [80]. В основу опису цих робіт покладені уявлення і метод теорії випадкових марковських процесів.

У роботі [56] одержане кінетичне рівняння процесу змішування при достатній кількості апріорних даних про нього:

$$\frac{dx_i}{d\tau} = F_i(x_1, x_2, \dots, x_n, \tau) + \xi_i(x_1, x_2, \dots, x_n, \tau), \quad (3.29)$$

де x_1, x_2, \dots, x_n – сукупність узагальнених координат і швидкостей, що визначають перебіг процесу; F_i – сукупність детермінованих дій; ξ_i – сукупність випадкових дій.

Процес змішування, що описується рівнянням (3.29), є випадковим і його характер пов'язаний як з детермінованими, так і випадковими процесами. Автор [56] вважає, що процес, який описує рівняння (3.29) є марковським і може бути охарактеризований одновимірною щільністю імовірності $C(z, \tau)$, тобто відносною масовою часткою частинок у перерізі z в момент τ . Використовуючи теорію випадкового марковського процесу, безперервного в часі і дискретного в просторі, автор одержав рівняння Фоккера-Планда для одновимірної щільності імовірності $C(z, \tau)$:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = -\frac{\partial}{\partial z}(aC) + \frac{1}{2} \frac{\partial^2}{\partial z^2}(bC), \quad (3.30)$$

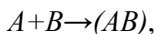
у якому

$$a = \frac{M_{сл}(\rho_{чм}/\rho_{чсл} - 1) \cdot g}{\mu}; \quad b = b' / \mu^2,$$

де $\rho_{чм}$ – щільність “мічених” частинок; $\rho_{чсл}$ – щільність частинок шару; μ – коефіцієнт ефективної в'язкості шару сипкого матеріалу; b' – інтенсивність випадкових дій.

Таким чином, коефіцієнти a і b залежать від фізико-механічних властивостей шару сипкого матеріалу і від технологічних параметрів процесу. Недоліком цього підходу є апіорність у складанні рівняння (3.30).

У роботах [65; 91] при описі кінетики змішування так само використовується марковський процес, безперервний в часі і дискретний у просторі частинок. Передбачається, що процес змішування компонентів A і B протікає за схемою:



суміш в якій з двох еквівалентних об'єднань A і B утворюється полімерний можливий асоціат суміші (AB) . При рівності числа частинок двох сортів об'єднання A і об'єднання B містять по одній частинці, а суміш $(A B)$ містить дві частинки, але різних сортів. При нерівній кількості змішуваних частинок в асоціат $(A B)$ входить відповідне число частинок, але їх сума представляє найменше число частинок компонентів A і B , з яких можна утворити асоціат суміші. Виходячи з вищевикладених уявлень про процес

змішування як про випадковий марковський процес, так і використовуючи відому в біології модель загибелі популяцій, автори робіт [2; 55] одержали рівняння, що характеризує якість суміші:

$$\sigma^2 = \sigma_p^2 \frac{\left(\left(\sqrt{\sigma_p^2} + 1 \right) - \left(\sqrt{\sigma_p^2} - 1 \right) \exp \left(- \frac{2k \sqrt{nl} \cdot \sqrt{\sigma_p^2} \cdot \tau}{1 - \sigma_p^2} \right) \right)}{\left(\left(\sqrt{\sigma_p^2} + 1 \right) + \left(\sqrt{\sigma_p^2} - 1 \right) \exp \left(- \frac{2k \sqrt{nl} \cdot \sqrt{\sigma_p^2} \cdot \tau}{1 - \sigma_p^2} \right) \right)}, \quad (3.31)$$

де σ_p^2 – рівноважна дисперсія концентрації компонента в суміші; σ^2 – вибіркова дисперсія; k – константа швидкості змішування; n – кількість точок відбору проб в об'ємі суміші; l – кількість паралельних випробувань.

Перевагою робіт [2; 55] є те, що вперше був зроблений перехід від моделювання кінетичних закономірностей процесу змішування до вибірових статистик, за якими оцінюється якість суміші. Як впливає з рівняння (3.31), якість суміші визначається двома параметрами: константою швидкості змішування (k) і граничною якістю суміші, які визначаються експериментально. Проте, на жаль, у роботах [2; 55] відсутні рекомендації для вибору цих констант. Окрім цього, викликає деякі сумніви множник nl в рівнянні (3.31), оскільки якість суміші (вибіркова дисперсія) не може залежати від числа проб, якими вона оцінюється.

3.3. Математичне моделювання процесу змішування в змішувачах безперервної дії

У змішувачах безперервної дії надходження компонентів на змішування і вивантаження готової суміші здійснюється безперервно. В окремих випадках компоненти надходять у змішувач дискретно. Якість приготування композиції в таких змішувачах залежить не тільки від процесу змішування, але і від характеру дозування компонентів. Практично жоден живильник не може забезпечити безперервне постачання матеріалу в суворо заданій кількості в кожному момент часу. Отже, в момент постачання компонентів у змішувач завжди можливі відхилення у співвідношенні компонентів у змішувачах та компонентів від норми, яка задається регламентом на гото-

ву суміш. Ця обставина накладає на основну функцію змішувача (якісно змішувати компоненти, які постачаються) допоміжні умови – вирівнювання або «згладжування» флукуацій живлючих потоків, які забезпечують коливання відношення компонентів у готовій суміші в заданих межах.

Значно більше поширення серед дослідників одержав спосіб непрямої оцінки переміщення маси по апарату за допомогою так званої функції розподілу часу перебування часток потоку всередині апарата [2; 47; 91]. Цей спосіб використовується для дослідження проточних апаратів і полягає у такому: на вхідний живильний потік наноситься штучне збурювання тієї або іншої форми. Наприклад, по концентрації одного з компонентів або концентрації індикатора в суміші, а потім на виході з апарата досліджуються наслідки цього збурювання. В результаті аналізу і з'являється можливість характеризувати перемішування маси всередині апарата за допомогою особливої величини – функції розподілу часу перебування часток в апараті. Фізичний зміст цієї функції полягає в такому: окремі частки потоку проходять через апарат різними шляхами, тому і час їхнього перебування в апараті неоднаковий. Можна з повною підставою вважати, що час перебування часток в апараті – величина випадкова і безперервна, яка повністю характеризується, як і будь-яка безперервна випадкова величина, функцією розподілу, дисперсією і середнім значенням.

У вихідному потоці з апарату присутні частки з різним часом перебування в апараті. Якщо вважати частинки з часом менше t_i за ймовірності випадкової величини t , то функція розподілу подібної випадкової величини запишеться в такому вигляді [2; 47; 91]:

$$F(t) = \int_0^{\infty} f(t) dt = 1, \quad (3.32)$$

де $F(t)$ – функція розподілу, рівна ймовірності того, що випадкова величина прийме значення, менше, чим t ; $f(t)$ – щільність розподілу випадкової величини.

У тих випадках, коли необхідно порівнювати кілька функцій розподілу, що ставляться до різних абсолютних значень випадкової величини, їх трансформують у безрозмірний вид, для чого поточні значення випадкової величини ділять на середнє арифме-

тичне їх значення. Середній час перебування часток у проточному апараті можна прийняти

$$\tau = V/Q, \quad (3.32)$$

де V – об'єм апарата; Q – продуктивність апарата.

З урахуванням цього співвідношення випадкова величина t у безрозмірному вигляді визначається вираженням:

$$\theta = \frac{t}{\tau} = \frac{Qt}{V}. \quad (3.33)$$

Величину θ часто називають безрозмірним часом.

Функція розподілу часу перебування часток в апараті задана таким чином:

$$F(\theta) = \int_0^{\infty} f(\theta)d\theta = 1. \quad (3.34)$$

Для функції розподілу і щільності розподілу можна побудувати графіки їх залежності від t або θ . Криву, що зображує залежність функції розподілу від часу, зазвичай називають інтегральною кривою розподілу, а криву залежності щільності від часу – диференціальною кривою розподілу.

Кожне конкретне значення функції $F(t)$ є не що інше, як частка часток речовини у вихідному потоці, «вік» знаходження яких в апараті менше часу t_i . Це поняття і є фізичним змістом функції розподілу часу перебування часток в апараті.

На рис. 3.5 показана типова інтегральна крива розподілу безрозмірного часу перебування часток в об'ємі проточного апарата. Кожному конкретному значенню θ_i на цьому графіку відповідає частка часток речовини у вихідному потоці, що перебуває в апараті проміжок часу менше θ_i . Значення цієї частки визначається заштрихованою площею, її величина – вираженням [47]

$$F(\theta) = \int_0^{\theta} f(\theta)d\theta = 1. \quad (3.35)$$

Оскільки повна площа під кривою дорівнює одиниці, то частка часток речовини у вихідному потоці з «віком» їхнього перебування в апараті більше θ_i

$$\int_{0_1}^{\infty} f(\theta)d\theta = 1 - \int_0^{\theta_1} f(\theta)d\theta. \quad (3.36)$$

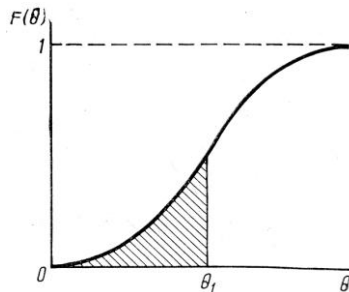


Рис. 3.5. Типова інтегральна крива розподілу безрозмірного часу перебування часток в об'ємі проточного апарата

Для спрощення експериментального визначення функції розподілу $F(\theta)$ або щільності розподілу $f(\theta)$ вимірюють «вік» перебування не всіх часток, що залишають апарат, а тільки часток спеціально введеної в живильний потік речовини, яка називається *індикатором* або *трасером*. Як трасер використовують речовини, які інертні стосовно часток основного потоку і які легко піддаються кількісному аналізу.

Форма подачі трасера в живильний потік (сигнал, що збудує) може бути різною: східчастою, імпульсною, циклічною. Відразу після введення трасера в апарат починають безупинно або через рівні проміжки часу визначати його концентрацію в потоці, що виходить з апарата. Аналіз експериментальних даних по зміні концентрації трасера на виході з апарату в часі дозволяє побудувати так звану криву відгуку системи на збудування. Форма цієї кривої залежить від виду сигналу, що збудує.

Якщо трасер в апарат подається ступенево і концентрація у вхідному потоці змінюється від c_1 до c_2 миттєво, то на виході концентрація трасера змінюється плавно від значення c_1 до c_2 (рис. 3.6, в). Криву відгуку системи на східчасте збудування часто називають F -кривою [2; 47; 91].

При імпульсному введенні трасера в апарат (імпульсний сигнал, що збудує), тобто коли трасер введений весь миттєво або його подача в деякий момент часу різко змінилася від концентра-

ції c_1 до більших значень, крива відгуку системи має вигляд диференціальної кривої розподілу (рис. 3.6, в). У деяких роботах імпульсний сигнал називають дельта-функцією, а відповідну йому криву відгуку – С-кривою.

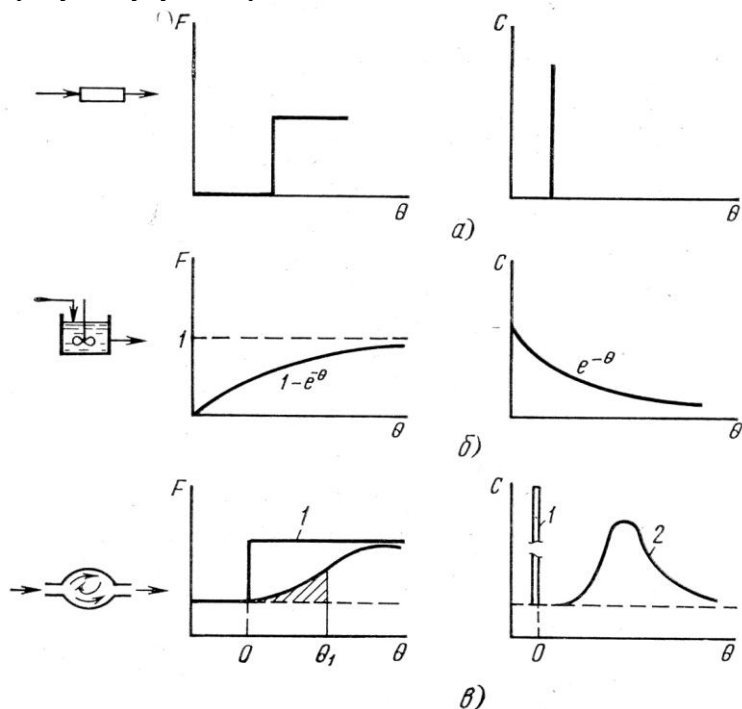


Рис. 3.6. Криві відгуку системи на ступеневе та імпульсне збурення сигналу, який надходить: а – в системі ідеального витіснення; б – в системі ідеального зміщення; в – в реальній системі; 1 – сигнал, що надходить; 2 – крива відгуку системи

Якщо поточну концентрацію індикатора на виході зі змішувального апарата c_i вимірювати щодо вихідної концентрації його на вхідному потоці c_0 , то в безрозмірному часі F -крива виражається рівнянням [2; 47; 91; 100]:

$$F = \int_0^{\infty} c d\theta = \int_0^{\infty} \frac{c_i}{c_0} d\theta = 1, \quad (3.37)$$

а C -крива:

$$C = \frac{c_i}{c_0} = \frac{dF}{d\theta}. \quad (3.38)$$

З рівнянь (3.37) і (3.38) видно, що F -крива є функцією розподілу відносної концентрації в безрозмірному часі, а C -крива – не що інше, як щільність цього розподілу.

Середній час перебування індикатора в змішувальному апараті за даними C -кривої залежно від виразу часу в безрозмірному або розмірному виді має вигляд відповідно:

$$\bar{\theta} = 1 = \int_0^{\infty} \theta c d\theta; \quad (3.39)$$

$$\bar{\tau} = \tau \bar{\theta} = \int_0^{\theta} t c(t) dt, \quad (3.40)$$

де $c(t)$ – щільність розподілу відносної концентрації індикатора у вихідному зі змішувача потоці залежно від розмірного часу.

Дисперсія C -кривої з урахуванням рівнянь (3.38) і (3.39) може бути записана в такому вигляді [2; 47; 91]:

для безрозмірного часу

$$S^2 = \int_0^{\infty} \theta^2 c d\theta - 1, \quad (3.41)$$

для розмірного часу

$$S_{\tau}^2 = \tau^2 S^2 = \int_0^{\infty} (t - \tau)^2 c(t) dt = \int_0^{\infty} t^2 c(t) dt - \tau^2. \quad (3.42)$$

Для C -кривої, побудованої за експериментальними даними, в силу дискретності значень вимірюваних величин рівняння (3.39-3.42) можуть бути записані в такому вигляді:

$$\bar{\theta} = 1 = \frac{\sum \theta c}{\sum c} = \sum \theta \Delta \theta; \quad (3.43)$$

$$\tau = \frac{\sum t c(t)}{\sum c(t)} = \sum t c(t) \Delta t; \quad (3.44)$$

$$S^2 = \frac{\sum \theta^{2c}}{\sum c} - 1 = \sum \theta^2 c \Delta \theta - 1; \quad (3.45)$$

$$S_\tau^2 = \frac{\sum t^2 c(t)}{\sum c(t)} - \tau^2 = \sum t^2 c(t) - \tau^2, \quad (3.46)$$

де $\Delta \theta$, Δt – проміжки часу між двома вимірами концентрації індикатора у вихідному зі змішувача потоці.

Функція розподілу часу перебування часток, визначена по реакції системи на збурювання, може бути використана в сполученні з прийнятою моделлю потоку матеріалу по апарату для прогнозування процесу змішування в апараті.

Процес змішування сипких матеріалів у змішувачах можна вважати *лінійним*, тобто таким, при якому будь-яка зміна впливу, що збурюється, викликає відповідну пропорційну зміну реакції системи на збурювання. Для лінійних систем справедливий принцип *суперпозиції*, який полягає в тому, що реакція системи на будь-яку комбінацію зовнішніх впливів (збурювань) дорівнює сумі реакцій на кожний із цих впливів, поданих на систему порізно. Крім цієї важливої властивості лінійних процесів, необхідно відзначити ще одну досить важливу для практики – властивість *адитивності*. Ця властивість дозволяє підсумувати лінійні процеси, що послідовно протікають у системі незалежно. А це, у свою чергу, дає можливість досліджувати загальну реакцію цих процесів, вивчаючи реакцію кожного процесу окремо.

Властивість адитивності лінійних систем і їх відповідність принципу суперпозиції досить полегшує завдання дослідження таких систем. Наприклад, принцип суперпозиції дозволяє виразити реакцію системи на збурювання будь-якої форми через реакцію системи на елементарні, добре досліджені типові впливи (у формі сходи, гармоніки, петлі). Властивість адитивності дозволяє розбивати складну систему (у цьому випадку змішувач) на ряд окремих зон, підсистем, через які послідовно проходить змішуваний матеріал, і дослідивши окремо реакцію цих зон на збурювання, судити про реакцію всієї системи в цілому.

Для найрізноманітніших потоків матеріалу, які можуть виникнути в реальних апаратах, можна підібрати відповідну математичну модель із так званих типових моделей.

Найбільше поширення серед дослідників одержали такі типові математичні моделі структури потоку матеріалу: модель ідеального витиснення та ідеального змішування; дифузійна модель; комірчаста модель і комбіновані моделі.

Модель ідеального витиснення припускає поршневе переміщення матеріалу уздовж апарата без перемішування часток у напрямку цього переміщення. У напрямку ж, перпендикулярному до руху, компоненти матеріалу вважаються розподіленими рівномірно.

Рівняння цієї моделі записується в такому вигляді [74; 78; 100]:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -W \frac{\partial c}{\partial x}, \quad (3.47)$$

де c – концентрація ключового компонента; t – час; W – лінійна швидкість потоку; x – координата.

Для опису процесу змішування інертних один до одного компонентів у змішувальних апаратах модель ідеального змішування

$$\left(\frac{\partial c}{\partial x} = 0; \frac{\partial c}{\partial t} = 0 \right)$$

не підходить.

Криві відгуку системи ідеального витиснення на східчає і імпульсне збурювання показані на рис. 3.6, *а*.

Модель ідеального змішування приймається для тих потоків, при яких в апараті частки матеріалу практично миттєво рівномірно розподіляються по всьому його об'єму. Вона описується рівнянням

$$\frac{dc}{dt} = \frac{Q}{V} (c_{\text{вх}} - c_{\text{вих}}), \quad (3.48)$$

де V – внутрішній об'єм апарату, через який протікає потік; Q – об'ємна швидкість подачі матеріалу в апарат; $c_{\text{вх}}$ і $c_{\text{вих}}$ – концентрація ключового компонента у вхідному потоці і на виході з апарата.

Криві відгуку системи, що відповідає моделі ідеального змішування, на східчає й імпульсне збурювання зображені на рис. 3.6, *б*. Вони добре апроксимуються вираженням:

$$C = e^{-\theta} = e^{-\frac{Qt}{V}}. \quad (3.49)$$

Апарат, в якому існує потік матеріалу, що моделюється моделлю ідеального змішування, є ідеальним змішувачем: у ньому

величина коефіцієнта неоднорідності суміші дорівнює нулю, точно так, як дорівнює нулю і час змішування. Модель ідеального змішування в чистому вигляді мало відповідає дійсному процесу перемішування часток матеріалу, що спостерігається в апаратах для змішування сипких матеріалів.

Дифузійна модель відповідає потоку з поршнеvim рухом матеріалу, ускладненим поздовжнім або поперечним, а іноді обома одночасно процесами перемішування часток, що підкорюються закону дифузії.

За наявності одночасно поздовжнього і поперечного перемішування частинок дифузійна модель, яка називається двопараметричною, описується рівнянням [2; 47; 91; 100]

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -v \frac{\partial c}{\partial x} + \bar{D}_L \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\bar{D}_R}{R} \frac{\partial}{\partial R} \left(R \frac{\partial c}{\partial R} \right), \quad (3.50)$$

де c – концентрація ключового компонента; t – час; v – лінійна швидкість потоку; x – координата вздовж потоку; \bar{D}_L и \bar{D}_R – коефіцієнти відповідно поздовжнього і поперечного перемішування (аналогі коефіцієнтів дифузії); R – радіус поперечного перерізу потоку.

Значення \bar{D}_L і \bar{D}_R знаходять експериментально на дослідницьких зразках змішувача, що знижає цінність дифузійних моделей.

Рішення рівняння (3.1) частіше всього приводить до вигляду [47]:

$$V_c(t) = aV_{CH}e^{-\Phi t},$$

де $V_c(t)$ – значення коефіцієнта неоднорідності до моменту часу (t); a – коефіцієнт пропорційності; V_{CH} – початкове значення коефіцієнта неоднорідності суміші (визначається співвідношенням компонентів суміші); Φ – функція (або параметр), яка залежить від геометричних і режимних параметрів змішувача, а також від фізико-механічних властивостей суміші.

Якщо спостерігається тільки поздовжнє перемішування часток, то дифузійна модель, названа в цьому випадку однопараметричною, описується рівнянням [2; 47; 91; 100]:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -W \frac{\partial c}{\partial x} + \bar{D}_L \frac{\partial^2 c}{\partial x^2}, \quad (3.51)$$

де \bar{D}_L – коефіцієнт поздовжнього перемішування.

За наявності одночасно поздовжнього і поперечного перемішування часток дифузійна модель, названа двохранетричною, описується іншим рівнянням [2; 47; 91; 100]:

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -W \frac{\partial c}{\partial x} + \bar{D}_L \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\bar{D}_R}{R} \cdot \frac{\partial}{\partial R} \left(R \frac{\partial c}{\partial R} \right), \quad (3.52)$$

де \bar{D}_R – коефіцієнт поперечного перемішування; R – радіус поперечного перерізу апарата.

При експериментальному визначенні коефіцієнтів перемішування їх представляють у вигляді безрозмірних комплексів Пеклі: $Pe = WL / \bar{D}_L$ або $Pe = WL / \bar{D}_R$ (тут L – визначальний лінійний розмір апарата, W – лінійна швидкість потоку матеріалу по апарату). У цьому випадку рівняння (3.51) і (3.52) теж можуть бути представлені в безрозмірному вигляді, якщо прийняти $c/c_o = C; x/L = z; t = L/W = Q/V$. Наприклад, рівняння (3.51) у безрозмірному вигляді має такий вигляд [2; 47; 91; 100]:

$$-\frac{dc}{dz} + \frac{\bar{D}_L}{WL} \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} = 0. \quad (3.53)$$

Якщо $Pe = \infty$, то дифузійна модель переходить у модель ідеального витиснення, а якщо $Pe = 0$, то в модель ідеального змішування; C -криві дифузійної моделі добре апроксимуються нормальним гауссівським розподілом.

Ю.І. Макаровим [47] встановлено, що при малих значеннях комплексу \bar{D}_L / WL , які мають місце в змішувачах для змішування сипких матеріалів, зв'язок між дисперсією функції розподілу часу перебування часток в апараті і цьому комплексі має вигляд:

$$S^2 = 2 \frac{\bar{D}_L}{WL}. \quad (3.54)$$

Дифузійною моделлю можна описати процес змішування у більшості змішувачів. Однак для рішення рівняння цієї моделі необхідне знання величин \bar{D}_L і \bar{D}_R . Звичайно їх значення знаходять експериментально на дослідних зразках змішувача, що значно знижує цінність цієї моделі.

Комірчаста модель припускає, що потік матеріалу послідовно проходить через кілька комірок, на які розбитий весь об'єм апарату, і що в межах кожного осередку частки матеріалу ідеально

перемішуються. Вона описується m -им числом лінійних диференціальних рівнянь першого порядку [2; 47; 91; 100]:

$$\frac{1}{m} \cdot \frac{dc}{dx} = \bar{\tau}_n (\bar{c}_{i-1} - c_i), \quad (3.55)$$

де $i=1, 2, \dots, m$; m – число комірок; $\bar{\tau}_n$ – середній час перебування часток в комірках від першої до $(i-1)$ – ої.

C -крива для комірчастої моделі описується рівнянням:

$$C = \frac{c}{c_0} = \frac{m^m \theta^{m-1}}{(m-1)!} e^{-m\theta}. \quad (3.56)$$

Зв'язок між кількістю комірок m , на які розбитий весь апарат, і дисперсією функції часу перебування (C -кривій) приблизно може бути виражена рівнянням:

$$S^2 = \frac{1}{m} = 2 \frac{D_L}{WL}. \quad (3.57)$$

При $m=1$ комірчаста модель переходить у модель ідеального змішування, а при $m = \infty$ – у модель ідеального витиснення.

Комірчаста модель може бути успішно використана для опису процесу змішування сипких матеріалів у змішувачах безперервної дії та у змішувачах періодичної дії з явно вираженою внутрішньою циркуляцією матеріалу в замкнутому контурі.

Комбіновані моделі, зазвичай, komponують для апаратів, що мають байпасні і циркуляційні потоки, застійні зони. При цьому апарат розбивають на окремі зони, з'єднані потоком матеріалу послідовно або паралельно, у яких спостерігаються різні структури руху часток: зона з потоком ідеального змішування, з потоком ідеального витиснення та зона з дифузійним перемішуванням часток. Рівняння комбінованої моделі є комбінацією з рівнянь для моделей окремих зон, складеної з урахуванням послідовності і способу з'єднання зон потоком матеріалу. При великій кількості зон практично будь-який складний процес може бути описаний комбінованою моделлю. Однак через громіздкість, що виходить з цього рівняння, сам процес моделювання значно ускладнюється.

РОЗДІЛ 4

ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ЗМІШУВАННЯ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ

4.1. Класифікація змішувачів

Приготування однорідної за складом композицій із твердих сипких матеріалів за допомогою змішування їх у змішувачах є процесом, який використовується часто. Цей процес використовується практично у всіх галузях, де виробляється продукція, а саме: хімічній, фармацевтичній, продовольчій, електротехнічній, паперовій, гумовій та інших.

У більшості з цих галузей, в основному, використовують змішувачі періодичної дії. Це пов'язано з тим, що, по-перше, при періодичному веденні процесу змішування можна забезпечити точне співвідношення між компонентами суміші (їх завантажують у змішувач по масі), і, по-друге, при великій кількості компонентів їх дозування у змішувач безперервної дії відбувається важко.

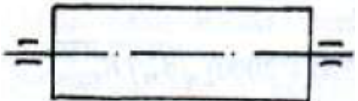

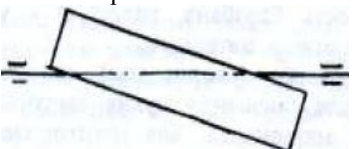
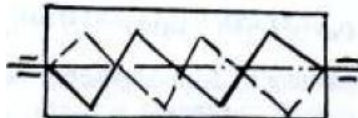
Змішувачі сипких матеріалів можна класифікувати за однією з таких ознак: за способом їхньої установки (пересувні, стаціонарні); за характером процесу змішування (періодичної дії, безперервної дії); за швидкістю обертання пристрою, що перемішує, (тихохідні, швидкісні); за механізмом процесу змішування (конвективного змішування, дифузійного змішування, конвективно-дифузійного змішування); за способом впливу на суміш (гравітаційні, відцентрові, що продувають); за видом потоку часток (циркуляційні, з хаотичним переміщенням часток); за конструктивною ознакою (з обертовим корпусом, зі стаціонарним корпусом й обертовим пристроєм, що перемішує, з вертикальним валом, з горизонтальним валом, черв'ячні, лопатеві та ін.); за способом розвантаження (з ручним розвантаженням, з механізованим розвантаженням); за способом керування (з ручним керуванням, з автоматичним керуванням) [2; 47; 62; 91].

На практиці кожна з цих ознак може бути використана для класифікації змішувачів. При цьому як основна ознака може бути прийнята та, яка для цих конкретних умов експлуатації, розрахунку, моделювання, конструювання є найбільш важливою. Тому той самий змішувач може бути віднесений до різних груп залежно від визначальної класифікаційної ознаки.

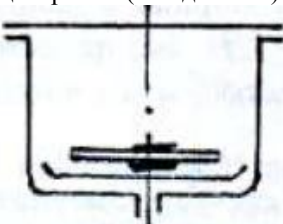
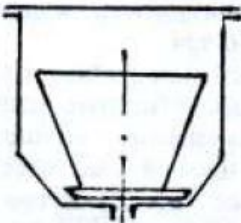
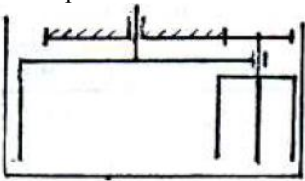
Інша класифікація змішувачів пропонується в енциклопедії «Машинобудування» [52], згідно з якою змішувачі класифікуються за геометричними ознаками. Характеристика найбільш розповсюджених змішувачів для сипких матеріалів наведена в табл. 4.1.

Таблиця 4.1

Характеристика змішувачів для сипких матеріалів

Змішувач	Коротка характеристика	Час змішування, години
1	2	3
<p>Барабанный циліндричний</p> 	<p>Процес змішування проходить при просторовому переміщенні сипких матеріалів у барабані, що обертається</p>	<p>1÷4</p>
<p>Конічний</p> 	<p>Обертова швидкість тихохідних змішувачів 0,17÷1,0 м/с. Питоми енерговитрати 2÷11 кВт·г/т</p>	<p>1÷3</p>
<p>Циліндричний зі зміщеною віссю обертання</p> 	<p>Коефіцієнт неоднорідності суміші 15-20 %</p>	<p>1÷2</p>
<p>Циліндричний з ленточним інтенсифікатором</p> 	<p>Коефіцієнт заповнення барабанів до 0,6 (до 60 %). Зовнішній діаметр циліндричних барабанів обирають із наступного ряду чисел: 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1100, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2200, 2400, 2800, 3000, 3200, 3400, 3600, 3800, 4000 мм</p>	<p>1÷2</p>

Закінчення табл. 4.1

1	2	3
<p>Відцентровий (швидкісний)</p> 	<p>Використовується ефект псевдозрідження сипких матеріалів швидкообертаючого ротора. Робочий орган, як правило, дволопасний пропелер, лопаті, які відігнуті проти напрямку обертання</p>	<p>0,4÷0,5</p>
<p>Відцентровий роторний</p> 	<p>Робочий орган виконаний у вигляді конуса, який обертається. Змішувальний ефект досягається при багаторазовому проходженні сипкого матеріалу по внутрішній поверхні конусу, що обертається</p>	<p>0,4÷0,5</p>
<p>Планетарний</p> 	<p>Робочий орган – ротор, що обертається, закріплений на планетарній кулісі</p>	<p>0,05÷0,16</p>

На практиці для конкретної галузі при класифікації змішувачів використовують одну із вказаних ознак або комбінацію ознак, які для цього виробництва є важливими.

4.2. Барабанні змішувачі

Барабанні змішувачі з корпусом, що обертається, відносяться до найбільш поширених нині машин, які використовуються для змішування сипких матеріалів. Розрізняються вони формою корпусу і його розташуванням щодо осі обертання [6; 47; 52; 100].

У промисловості використовуються такі типи барабанних змішувачів:

- циліндричний горизонтальний з віссю обертання, співпадаючою з віссю циліндра (рис. 4.1, а);

- циліндричний вертикальний з віссю обертання, перпендикулярною до осі циліндра (рис. 4.1, б);
- біконічний горизонтальний з віссю обертання, співпадаючою з віссю корпусу (рис. 4.1, в);
- біконічний вертикальний з віссю обертання, перпендикулярною до осі корпусу (рис. 4.1, г);
- гранований горизонтальний з віссю обертання, співпадаючою з віссю корпусу (рис. 4.1, д);
- біциліндричний (V-подібний) (рис. 4.1, е);
- кубічний (рис. 4.1, є);
- тетраедричний (рис. 4.1, ж);
- циліндричний з віссю обертання, нахиленою до осі корпусу, так звана «п'яна бочка» (рис. 4.1, з).

Серед перерахованих типів барабанних змішувачів найбільш дослідженим є циліндричний горизонтальний. Саме на цьому типі змішувача були експериментально перевірені більшість теорій змішування сипких матеріалів.

Барабанні змішувачі відносяться до тихохідних машин, оскільки окружна швидкість обертання їх корпусу невелика і становить 0,17-1 м/с. Робоча швидкість обертання, що забезпечує оптимальну якість суміші, залежить, в основному, від типу змішувача і фізико-механічних властивостей компонентів, які перемішуються. Встановлюється вона експериментально.

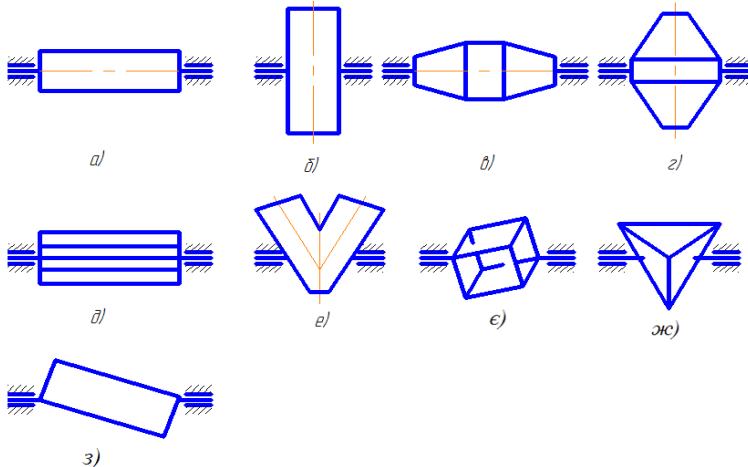


Рис. 4.1. Схеми основних типів барабанних змішувачів

Залежно від заповнення корпусу циліндричного горизонтального змішувача, при робочих швидкостях його обертання можна спостерігати три режими руху сипкої маси:

1) коливальний режим (матеріал при цьому режимі піднімається разом із стінкою корпусу на деяку висоту, а потім зісковзує вниз), спостерігається при ступені заповнення барабана, рівному 0,03;

2) режим прослизання (матеріал при цьому режимі залишається нерухомим, повністю прослизаючи по стінках корпусу і нахилаючи свою вільну поверхню на деякий кут до горизонту), спостерігається при ступені заповнення 0,03-0,1;

3) режим циркуляційний (матеріал при цьому режимі інтенсивно циркулює в поперечному перетині шару, піднімаючись на деякий кут разом із стінками корпусу, а потім обрушуючись вниз по похилій поверхні шару); цей режим спостерігається при ступені заповнення в межах 0,1-0,8.

Промислові змішувачі з циліндричним горизонтальним корпусом працюють у третьому режимі: оптимальний ступінь їх заповнення 0,3-0,7.

Процес змішування частинок у площині сегмента, утвореного нормальним перерізом шару матеріалу, відбувається, в основному, на поверхні скату. На скаті частинки рухаються з різною швидкістю, проходять різні відстані до моменту занурення їх у шар, де вони переміщуються майже без перерозподілу по кругових орбітах паралельно стінкам, внаслідок чого інтенсивно перемішуються у площині сегмента. Приблизно через 10 обертів циліндричного корпусу в сегменті можна спостерігати достатньо однорідний розподіл частинок.

У циліндричному змішувачі з горизонтальною віссю відсутні сили, які змусили б переміщатися частинки уздовж осі барабана, хоча повільне поздовжнє перемішування частинок у ньому існує. Це пояснюється тим, що кожна частинка за рахунок випадкових зіткнень з іншими частинками може відхилитися від прямого шляху, що лежить у площині сегмента, в ту або іншу сторону. Процес подібних осьових переміщень часток розвивається повільно. Із цієї причини більшість дослідників для опису процесу змішування в циліндричному горизонтальному змішувачі використовують дифузійний закон Фіка.

У барабанах з біконічним, біциліндричним, кубічним, тетраедричним і похилим корпусом осьові переміщення частинок здійснюються за рахунок ковзання матеріалу по поверхнях, нахилених до їх корпусу. В них навіть без спеціальних внутрішніх устроїв можливо задовільне змішування компонентів у всьому об'ємі корпусу. Матеріал частинок перерозподіляється в таких змішувачах в основному за рахунок зрізу шарів, їх перетасовування, тому для них не можна використовувати дифузійну модель процесу змішування.

Потужність, що витрачається на перемішування сипких матеріалів у барабаних змішувачах, залежить від форми і геометричних розмірів корпусу, швидкості його обертання та ступеню заповнення матеріалом, а також від фізико-механічних властивостей суміші.

Барабани змішувачів, за винятком циліндричного горизонтального, встановлюють тільки на цапфи, в які вмонтовують підшипники кочення або ковзання. Циліндрові горизонтальні барабани можна встановити, крім того, і на опорні ролики. В останньому випадку на його корпусі жорстко закріплюють два бандажі, які спираються на опорні ролики.

Корпуси барабаних змішувачів зварюють з листової сталі, яка характеризується хорошими показниками зносостійкості. Конкретну марку сталі обирають з урахуванням корозійних властивостей маси і наявності захисного внутрішнього шару. Товщину стінок корпусу призначають з урахуванням розмірів змішувача. Внутрішня поверхня корпусу може бути необробленою, шліфованою, полірованою, емальованою. У деяких конструкціях барабаних змішувачів корпус має сорочку для нагріву або охолодження сипкої маси.

До переваг барабаних змішувачів можна віднести: простоту пристрою, можливість змішування компонентів без стирання і руйнування форми зерна, перемішування абразивних компонентів. Недоліками є: погана якість змішування, тривалий цикл змішування, що обчислюється годинами, великі енергетичні витрати на одиницю готової суміші.

Швидкість обертів барабана, яка забезпечує оптимальну якість суміші, рекомендують визначати за формулою [2; 47; 62; 91]:

$$n = (25 \div 33) \sqrt{2d / D} , \quad (4.1)$$

де d – середній діаметр частинок компонентів; D – внутрішній діаметр барабана.

Зазвичай, колова швидкість обертання барабана знаходиться в межах (0,17-1) м/с.

Потужність, яка споживається барабанним змішувачем, визначається за формулою:

$$N = M \cdot g \cdot R_0 \cdot (2 \cdot \pi \cdot n) \sin \alpha, \quad (4.2)$$

де $M = \varphi \cdot \rho_n \cdot L \cdot \pi \cdot D^2 / 4$ – маса суміші в барабані; L – довжина барабана, яка визначається за заданим відношенням L/D ; α – кут природного схилу суміші; $R_0 = \frac{D \cdot \sin^3(\beta/2)}{3 \cdot \pi \cdot \varphi}$ – радіус центра маси

сипкого матеріалу в сегменті; β – кут між крайніми точками сегмента (рис. 4.2), значенням якого є корінь рівняння

$$\varphi \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{D^2}{4} \left(\frac{\pi \cdot \beta}{360} - 0.5 \cdot \sin \beta \right) [2; 47; 61; 91].$$

З метою скорочення часу змішування і підвищення якості суміші в барабанах з горизонтальною віссю обертання монтують внутрішні пристрої, які забезпечують повздовжнє переміщення частинок компонентів. Прикладом барабанного змішувача з внутрішніми пристроями може бути барабан, до обечайки якого всередині прикріплені спіральні перегородки, а до нерухомих стінок з торця – радіально розташовані полки з нахиленими лопатками (рис. 4.3). Витки спіралі при обертанні барабана переміщують сипкий матеріал в одну сторону, а лопатки перекидають їх у іншу. Це забезпечує більш швидке змішання всього матеріалу, завантаженого в змішувач. Завантаження та вивантаження здійснюються шнеком при його обертанні в різні сторони [2; 47; 61; 91].

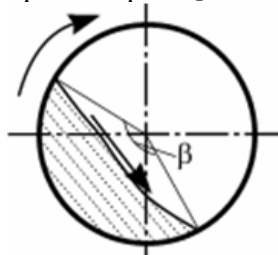


Рис. 4.2. Рух сипкого матеріалу в барабанному змішувачі

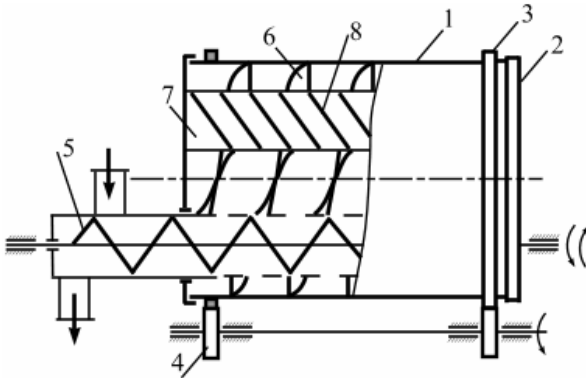


Рис. 4.3. Барабан для змішування з внутрішніми пристроями:

1 – обечайка барабана; 2 – торцева стінка; 3 – бандаж; 4 – ролик;
5 – реверсивний шнек; 6 – спіральна перегородка; 7 – полка; 8 – лопатка

У деяких конструкціях барабаних змішувачів з горизонтальною віссю процес змішування інтенсифікується за допомогою різного роду обертових пристроїв, тому що якість змішування в барабанах з нерухомими елементами на внутрішній поверхні корпусу незадовільна ($V_c = 10 \div 15 \%$). Наприклад, існують змішувачі, усередині циліндричного корпусу яких, у зоні обвалення сипкого матеріалу, встановлюють вал з лопатами або шнек, який швидко обертається. Торцеві стінки барабана у цьому випадку роблять нерухомими, що викликає необхідність установки рухливого ущільнення між обертовим барабаном і бічними стінками.

У барабанах з біконічним (рис. 4.4), біциліндричним (рис. 4.5), кубічним, тетраедричним і нахиленим корпусом осьові переміщення часток здійснюються за рахунок ковзання матеріалу по нахиленій поверхні їхнього корпусу. В них навіть без спеціальних внутрішніх пристроїв можливо задовільне змішування компонентів у повному об'ємі корпусу. Матеріал частинок перерозподіляється в таких змішувачах, в основному, за рахунок зрізу шарів, їхнього перетасування, тому для них не можна використовувати дифузійну модель процесу змішування.

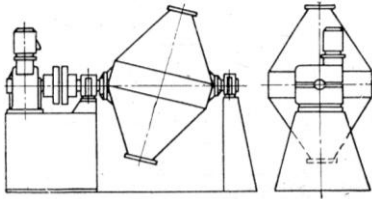


Рис. 4.4. Схема встановлення змішувача зі здвоюваним біконічним корпусом

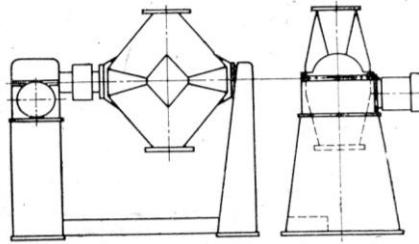


Рис. 4.5. Схема встановлення змішувача зі здвоюваним біциліндричним корпусом

Потужність, яка витрачається на перемішування сипких матеріалів у барабаних змішувачах, залежить від форми і геометричних розмірів корпусу, швидкості його обертання, ступеня заповнення матеріалом та фізико-механічних властивостей суміші, що перемішують. Вона може бути підрахована за формулою [2; 47; 61; 91]:

для циліндричного горизонтального барабана (рис. 4.1, а)

$$N_{ц,к} = \frac{G}{102} R_0 \omega \sin \varphi; \quad (4.3)$$

для циліндричного барабана (рис. 4.1, в), заповненого матеріалом наполовину,

$$N_{ц,к} = \frac{1}{165,5} \rho_n \omega \sin \varphi [l_k (R^2 + r^2)(R + r) + 2R^3 l_u]; \quad (4.4)$$

для циліндричного нахилоного барабана (рис. 4.1, з)

$$N_{ц,н} = \frac{G}{102} R'_0 \omega \sin \psi; \quad (4.5)$$

для тетраедричного барабана (рис. 4.1, ж)

$$N_T = \frac{a^4 \rho_n \omega \sin \varphi}{6000}, \quad (4.6)$$

де G – маса матеріалу в барабані; ω – кутова швидкість обертання барабана; R_0 – радіус центра маси матеріалу в сегменті; φ – кут природного укосу матеріалу, що перемішується; ρ_n – насипна щільність матеріалу, що перемішується; l_u й l_k – довжина циліндричної і конічної частин барабана; R – внутрішній радіус циліндричної частини барабана; r – внутрішній найменший радіус ко-

нічної частини барабана; R'_0 – відстань центра ваги маси в поздовжньому перетині барабана від осі обертання; ψ – кут, утворений радіусом R'_0 з вертикаллю (величини R'_0 і ψ при обертанні барабана змінюють свої значення, максимальні їхні значення мають місце, коли рівень матеріалу збігається з горизонтальною віссю); a – сторона тетраедра.

Змішувальні барабани, за винятком циліндричного горизонтального, встановлюють тільки на цапфи, у які монтують або підшипники кочення, або ковзання. Циліндричні горизонтальні барабани можна встановити, крім того, і на опорні ролики. В останньому випадку на його корпусі жорстко закріплюють два бандажі, які опираються на опорні ролики. Один з бандажів має внутрішнє зубчасте зачеплення, що зчіплюється із зубчаткою, насадженою на приводний вал. Останній через редуктор пов'язаний з електродвигуном.

Корпуси барабанних змішувачів зварюють з листової сталі, яка характеризується хорошими показниками зносостійкості. Конкретну марку сталі обирають з врахуванням корозійних властивостей маси, що перемішують, і наявності захисного внутрішнього шару. Товщину стінок корпусу призначають з врахуванням розмірів змішувача, її можна прийняти за норму для обертових цементних печей. Внутрішня поверхня корпусу може бути необробленою, шліфованою, полірованою, емальованою. У деяких конструкціях барабанних змішувачів корпус має сорочку для нагрівання або охолодження маси, що перемішують.

Корпус барабанного змішувача може бути виготовлений практично на будь-яку ємність. Найбільший з відомих барабанних змішувачів побудований у США. Це двоконусний змішувач загальним об'ємом 147 м^3 і потужністю привода близько 400 кВт. Діаметр його корпусу дорівнює 7,9 м. Змішувач призначений для одночасного перемішування 90,6 т поліетилену. Однак варто врахувати, що виготовлення барабанних змішувачів ємністю більше 5 м^3 економічно недоцільно.

Технічна характеристика деяких типів змішувальних барабанів дана в табл. 4.2 [2; 47; 61; 91].

Таблиця 4.2

Технічна характеристика барабанів для змішування, що виробляються заводами хімічного і нафтового машинобудування

Характеристика	Тип змішувачів				
	СБН-20-В	СБУ-3-В	СБН-3-В	СБУ-1,5-В	СБН-1,5-В
Одноразове завантаження, т	20	3	3	1,5	1,5
Діаметр барабана, мм	2600	2000	2000	1400	1400
Швидкість обертання, об/хв.:					
– барабана	8	7	7	7,5	7,5
– завантажувально-розвантажувального шнека	54,6	54,6	57,7	36,5	36,5
Потужність привода, кВт:					
– барабана	20	8	8	5,5	5,5
– шнека	1	1	1	1,7	1,7
Маса змішувача, кг	11910	5080	5080	2500	2853
Габарити, мм:					
– довжина	7321	5692	5692	4640	4722
– ширина	2720	2100	2100	1480	1480
– висота	3205	2580	2580	1867	1886
Призначений для середовища	Корозійної	Нейтральної	Корозійної	Нейтральної	Корозійної

Барабани, в яких проводиться змішування, застосовують для сипких матеріалів, головним чином, на заключних технологічних операціях. В анілінофарбній промисловості подібні апарати застосовують для забезпечення однорідності якості барвників, що виробляються.

В Україні найчастіше використовуються барабани двоконусні змішувачі типу БК: БК-1,6 і БК-25 з номінальним об'ємом корпусу відповідно 1,6 і 2,5 м³ і встановленою потужністю електродвигунів 15,75 і 23,1 кВт.

4.3. Змішувачі з обертаючими змішуючими пристроями

У барабанах процес змішування протікає відносно повільно. Більш інтенсивно цей процес проходить у змішувачах, в яких корпус залишається нерухомим, а на сипкий матеріал діє робочий пристрій, який обертається. Слід зазначити, що змішуючі пристрої можуть обертатися швидко або повільно. При повільному обертанні змішуючого пристрою процес змішування визначається зміщенням шарів сипкого матеріалу. Прикладами таких змішувачів є стрічкові гвинтові змішувачі, одно- і двошнекові змі-

шувачі, двовальні лопатеві змішувачі, змішувач з z-подібними лопатями. При швидкому обертанні змішуючого пристрою процес змішування проходить інтенсивно за рахунок конвективних потоків сипкого матеріалу. Прикладами таких змішувачів є циркуляційні змішувачі, які часто називають міксерами.

4.3.1. Стрічково-гвинтовий змішувач

Стрічково-гвинтові змішувачі мають нерухомий змішувальний лоток, в якому обертається двогвинтовий стрічковий шнек (рис. 4.6). Він розпушує зернистий матеріал і піднімає його. Зовнішні дуги шнека переміщують продукт від місця загрузки до місця вивантаження, в той же час його внутрішні дуги приводять рух матеріалу в зворотному напрямку. Цим забезпечується інтенсивне перемішування. В цілому, переважає переміщення змішаного продукту до завантажувального місця і змішувальний лоток після багаторазового перемішування безперервно вивантажується.

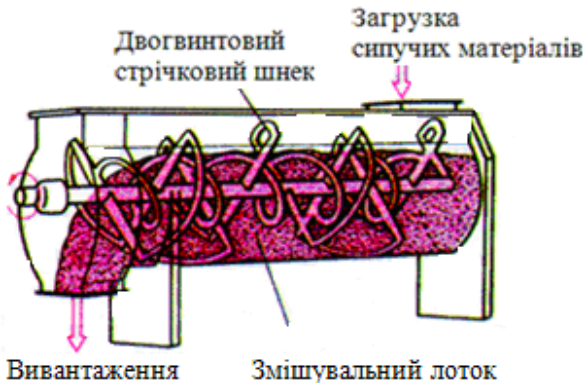


Рис. 4.6. Стрічково-гвинтовий змішувач

Промисловий змішувач типу Лн-200 (рис. 4.7) складається із таких основних частин: корпусу 1, ротора 6, приводу 2 ротора, вивантажувального затвору 4, пневмоциліндру 3, станини 5. Корпус змішувача циліндричної форми має плоскі кришки, люки А і З, які призначені для огляду і чищення внутрішньої частини змішувача, а також ряд технологічних штуцерів: Б і Ж – для подачі інших компонентів, В – для відсмоктування повітря в моменти завантаження, Е – для завантаження компонентів суміші, М – для вивантаження промивної рідини,

Л – для огляду клапану, К – для вивантаження суміші, І – для обдування клапану [2; 47; 61; 91].

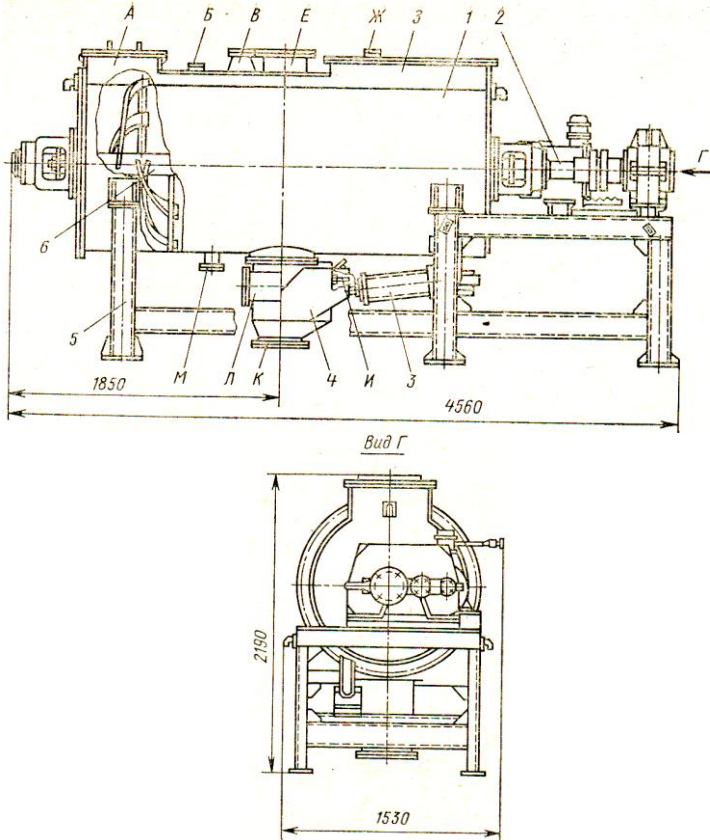


Рис. 4.7. Стрічковий змішувач типу Ln-200

Ротор змішувача являє собою вал, на якому закріплені два ряди гвинтових стрічок. Ротор обертається з кутовою швидкістю 3,27 об/с. Привод ротора складається з електродвигуна, редуктора і з'єднуючих муфт. Потужність приводу 15 кВт.

Швидкість обертання ротора в стрічкових змішувачах задають таким чином, щоб колова швидкість верхньої кромки зовнішньої стрічки дорівнювала 1,2 м/с. Проміжок між зовнішніми кромками стрічки більшого діаметра і внутрішньою поверхнею корпусу не повинні перевищувати 3 мм.

Час змішування у стрічковому змішувачі 1-6 годин. За ОСТ 26-01-73-78 передбачається випуск змішувачів Лн-200 типорозмірів з робочим об'ємом від 0,006 до 10 м³.

4.3.2. Двовальний лопатевий змішувач

На рис. 4.8 показано одну з конструкцій двовального лопатевого змішувача. Він являє собою корито 1, по торцях якого на кронштейнах 2 встановлені підшипники 3, в яких розташовані вали 4 і 5. На кожному валу по перервній гвинтовій лінії закріплені лопаті 6. Вал 4 отримує обертання від електродвигуна 7 через редуктор 8, а вал 5 – від вала 4 через пару циліндричних зубчатих коліс 9. Вхідні сипкі матеріали подаються безперервно в корито зверху, змішуються і переміщуються лопатями валів 5 і 4, які обертаються в протилежних напрямках. Вивантажується змішаний матеріал через нижній люк 10 [2; 47; 65; 75].

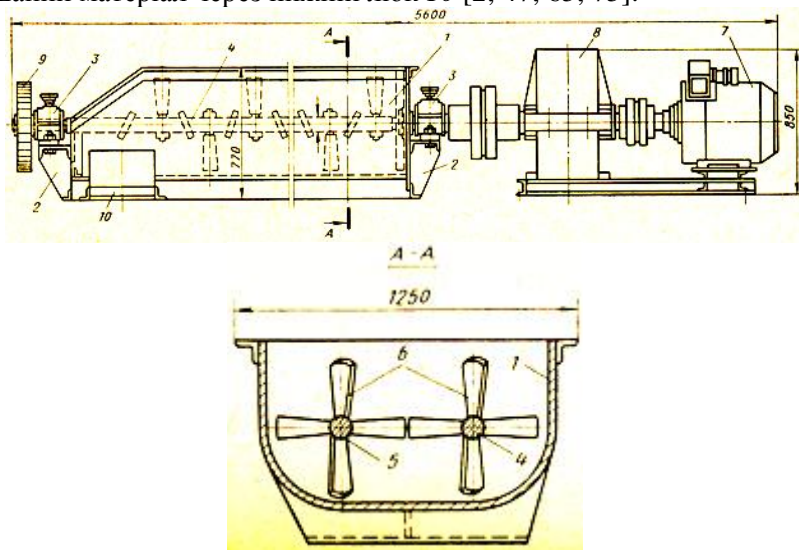


Рис. 4.8. Двовальний лопатевий змішувач

4.3.3. Змішувач з планетарно-шнековою мішалкою

Змішувач з планетарно-шнековою мішалкою складається з таких основних частин (рис. 4.9): конічного корпусу 1, кришки 4, привода 3 шнека, привода 2 водила, шнека 7, запірнього механізму

8 і коробки запірнього механізму 9. Шнек 7, який отримує обертання навколо своєї вісі від привода 3 через дві пари конічних шестерень, які знаходяться в коробках передач 5 і 6, здійснюють планетарне обертання навколо вісі корпусу змішувача від привода 2 через черв'ячний редуктор, пари конічних шестерень і водила 10. Верхній кінець вала шнека 7 має опору в коробці передач 6, а нижній – у шарнірній опорі, яка закріплена в нижній частині корпусу змішувача. Приводи шнека і водила змонтовані на кришці 4 корпусу змішувача. В деяких конструкціях планетарно-шнекових змішувачів привод шнека знаходиться на окремій плиті, розташованій біля нижньої частини корпусу, а привод водила – на кришці. Кришка має технологічні штуцери (для завантаження і вивантаження суміші, відбору проб) і лаз для огляду внутрішньої частини змішувача [2; 47; 56; 68].

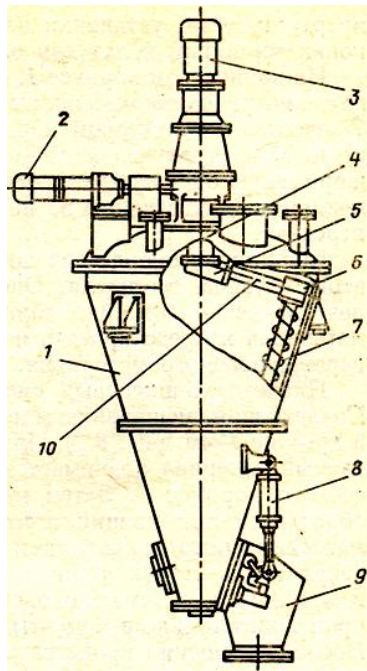


Рис. 4.9. Змішувач з планетарно-шнековою мішалкою:
 1 – конічний корпус; 2 – привод водила; 3 – привод шнека; 4 – кришка;
 5, 6 – коробки передач; 7 – шнек; 8 – запірний механізм; 9 – коробка
 запірнього механізму; 10 – водило

На конічному корпусі 1, який складається із двох частин, є люк для огляду шарнірної опори та коробка 9 для вивантаження готової суміші. Отвір у конічному корпусі, через який готова суміш виходить у внутрішню частину коробки 9, прикрито клапаном, який має шарнірну опору. Для відкриття і закриття клапана призначений механізм 8, який складається із пневмо- або гідроциліндра і важелів передачі.

Шарнірна опора вала шнека є одним із самих відповідальних вузлів змішувача. Опора розміщена у сипкому матеріалі, тому її конструкція повинна забезпечити роботу без мастильного матеріалу і запобігти стиранню шийки вала шнека частинками перемішуючого матеріалу.

Планетарно-шнековий змішувач працює таким чином. Матеріал, який потрібно змішати, завантажують через верхній штуцер у кришці 4 (рис. 4.9). При планетарному обертанні шнека змішуваний матеріал піднімається витками шнека 7 біля стінок конічного корпусу 1. Потім матеріал рухається до вісі корпусу, де утворюється низхідний потік матеріалу. У вузькій частині корпусу матеріал знову захвачується витками шнека і транспортується вверх вздовж стінок корпусу. Рух сипкого матеріалу вверх в окремих об'ємах біля стінки корпусу – переривчастий, проходить тільки в момент проходження через вказані об'єми шнека. Після завершення процесу змішування пневмоциліндром відкривається клапан, який знаходиться всередині коробки 9. Сипкий матеріал починає витікати через отвір в коробці 9, а із неї – в приймальний пристрій для зберігання готової суміші. Випуск суміші проходить при обертанні шнека.

Експериментально встановлені такі оптимальні геометричні і режимні параметри планетарно-шнекового змішувача: $d_{ш} = 0,2D_{\sigma}$; $t_{ш}/d_{ш} = 0,8$; $\varphi = 0,8$; $\omega_{ш}/\omega_{\sigma} = 40$; $u = 1$ м/с; $\alpha = 34^{\circ}$; $t_{см} = 20$ хв; де $d_{ш}$ – найбільший діаметр витків шнеку; D_{σ} – найбільший внутрішній діаметр корпусу; $t_{ш}$ – шаг шнека; φ – коефіцієнт заповнення змішувача; $\omega_{ш}$, ω_{σ} – кутова швидкість шнека і водила; u – колова швидкість зовнішньої кромки витків шнека біля вісі шнека; α – кут конусності корпусу; $t_{см}$ – час змішування [2; 47; 49; 56].

Потужність N привода планетарного обертання шнека

$$N = 1,15 \cdot C_1 \cdot \rho_n \cdot n_{ш} \cdot L_p^2 \cdot F_{y\partial} (4 \cdot \sin^2 \alpha + 1),$$

де C_1 – коефіцієнт, який залежить від фізико-механічних властивостей суміші (табл. 4.3); ρ_n – насипна щільність сипкого матеріалу; $n_{ш}$ – частота обертання шнека; L_p – частина довжини шнека, яка знаходиться у суміші; $F_{y\partial}$ – питома поверхня шнека; α – кут конусності корпусу.

Таблиця 4.3

Значення коефіцієнта C_1 для деяких сипких матеріалів

Матеріал	Насипна щільність, кг/м ³	Дисперсність матеріалу, мм	$C_1 \cdot 10^6$
Річний пісок	1380	0,2-0,5	0,9
Кухонна сіль	1070	1-2	1,27
	970	0,2-0,5	0,9
	1100	0,01-0,2	2,5
Сода кальцинована	505	0,01-0,1	2,3
Тирса залізна	2400	0,25-1,0	-
Графіт гранульований	1070	0,2-0,5	0,8
Каолін	272	0-0,07	0,94
Цемент	980	0,01-0,1	2,1
Поліетилен порошкоподібний	240	0-0,02	-
Поліетилен гранульований	561	3-5	-
Полівінілхлорид	481	0-0,02	-

Питома поверхня шнека $F_{y\partial}$ розраховується за формулою: $F_{y\partial} = (2F_1 + F_2)/t_{ш}$, де F_1 , F_2 – площа поверхні відповідно однієї сторони витка шнека і вала на довжині в один крок.

Галузевим стандартом ОСТ 26-01-73-78 передбачено декілька типорозмірів планетарно-шнекових змішувачів типу ПШ з робочим об'ємом 0,04; 0,1; 0,25; 0,63; 1,0; 1,6; 2,5; 3,2; 4,0; 6,3; 10,0; 16,0 м³.

4.3.4. Черв'ячно-лопатеві змішувачі

Черв'ячно-лопатеві змішувачі відносяться до універсальних машин. У них можна змішувати як зволожені матеріали і пасти, так і сухі сипкі матеріали. Виготовляються вони з одним, або в більшості випадків з двома валами, на яких змонтовані елементи змішувачів.

Існують двовалкові горизонтальні змішувачі загального призначення, в яких компоненти змішуються двома горизонтальними валками, що обертаються назустріч один одному з різною кількістю обертів. Днище корита утворене двома напівциліндрами, внутрішня їх поверхня може бути футерована різними матеріалами або може бути полірованою. Корита (корпуси) цих змішувачів виготовляють з урахуванням того, чи буде змішувач працювати при атмосферному тиску, під вакуумом до 150 мм рт. ст. або під надмірним тиском до 0,2 МПа. Корита можуть мати сорочку для нагріву або охолодження змішуваної маси.

Матеріал прокладки, ущільнювача кришки і сальникову набивку ущільнення робочих валків обирають з урахуванням властивостей змішуваних мас і технологічних умов ведення процесу.

При розвантаженні готової суміші корито перекидається навколо вісі одного валка. У змішувачах з невеликою робочою місткістю (до 50 л) відкривають кришку і перекидають корито вручну, а в крупних змішувачах (робочою місткістю від 100 л і вище) – за допомогою гідроциліндрів.

Важливішими елементами лопатевих валів є лопаті, форма яких розробляється виходячи з практичних даних, що визначаються технологічними операціями.

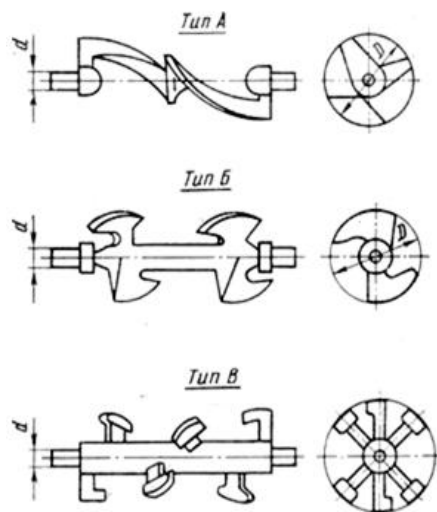


Рис. 4.10. Типи лопатевих валів

Залежно від властивостей маси, що змішують, змішувачі комплектуються валками тієї або іншої конфігурації (рис. 4.10): Z-подібними валками (типу А), які можуть бути використані в найрізноманітніших умовах процесу змішування; чотирьокрильчастими валками (тип Б), призначеними для перемішування вологих і пастоподібних мас; багатокрильчастими валками з Т-подібними лопатями (тип В), застосовуваними для змішування сухих і зволжених сипких матеріалів.

Дволопатевий змішувач з реверсивним шнеком типу СРШ складається (рис. 4.11) з таких вузлів: камери змішування 1 з кришкою 2, двох валків 3 спеціальної форми, реверсивного шнека 4, привода 5 валків, привода 6 шнека і станини 7. Стінки камери змішування 1 зйомні, на їх зовнішній стороні закріплюються корпуси сальникових ущільнень валків і шнека, підшипникові вузли, а на передній стінці, крім того, і вивантажувальний патрубок. Бокова поверхня камери може бути забезпечена сорочкою для нагріву або охолодження переміщуваної маси або може бути без сорочки [7; 15; 47; 73; 81].

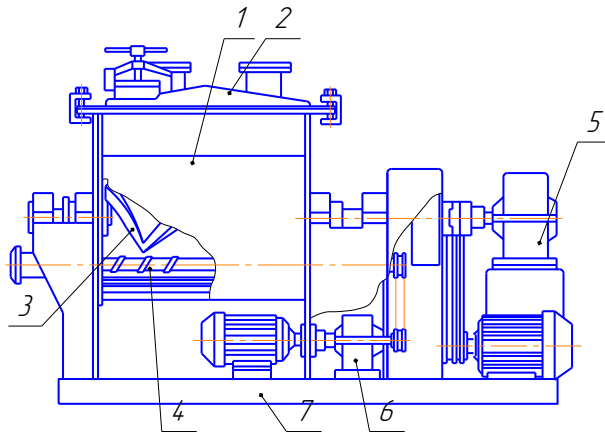


Рис. 4.11. Дволопатевий змішувач з реверсивним шнеком типу СРШ

Траєкторії руху зовнішніх частин лопатей валків непересічні. Реверсивний шнек розташований у корпусі під лопатями валків. Залежно від напрямку його обертання, він може або інтенсифікувати процес, або розвантажувати готову суміш. При необхідності суміш можна вивантажувати через формуючий наконечник, встановлений на виході розвантажувального патрубку. Валки змішувача приводяться в рух від електродвигуна необхідної потужності через редуктор, ланцюгову або клиноремінну передачу і роздвоювач, що складається з пари шестерень. Змішувачі різних місткостей мають свої особливості в конструкції приводу валків. Привод реверсивного шнека складається з електродвигуна, редуктора і ланцюгової передачі.

Лопаті мають Z-подібну форму або схожу на неї і виготовляються спільно з валом методом лиття, кування або надіваються на вали й утримуються від провертання за допомогою шпонок.

Основні конструктивні розміри лопатевих валів наведені в табл. 4.4.

Таблиця 4.4

Технічні характеристики лопатевих змішувачів загального призначення з Z-подібними лопатями

Робочий об'єм змішувача, л	Діаметр лопаті, мм	Довжина робочої частини корпусу, мм	Діаметр цапфи лопаті, мм	Міжцентрова відстань між лопатевими валами, мм	Проміжок між лопаттю і стінкою корпусу, мм	Передаточне відношення між передньою і задньою лопатями	Швидкість обертання передньої лопаті, об/хв	Допустимий крутний момент на передній лопаті, н·м	Потужність електродвигуна приводу, кВт
5	110	240	25	110	0,5	1,74	35-40	190	0,8
10	140	300	28	140	0,5	1,74	32-38	272	1,0
25	190	340	35	190	0,5	1,74	32-38	460	1,7
50	250	450	40	250	0,6	1,74	30-35	730	2,8
100	300	670	55	300	0,8	1,76	30-35	1800	7
200	380	800	65	380	1,0	1,76	28-30	2800	10
400	480	1000	80	480	1,5	1,76	25-30	6300	20
600	600	1300	110	600	2,0	1,7	20-25	15600	40

Конструкція вузла вала з Z-подібними лопатями змішувача об'ємом 800 л, призначеного для змішування сипких матеріалів [47] представлена на рис. 4.12.

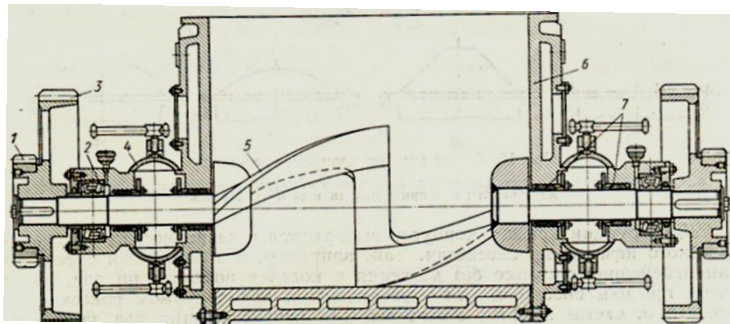


Рис. 4.12. Лопатевий вал з Z-подібними лопатями змішувача на 800 літрів: 1,3 – зубчасті колеса; 2 – підшипник; 4 – сальникова коробка; 5 – лопатевий вал; 6 – бокова стінка; 7 – сальникове ущільнення

У цій машині два лопатевих вала однакової конструкції встановлені паралельно, обертаються в протилежні сторони, швидкість обертання переднього лопатевого вала 31,3, заднього – 14,6 об/хв. Потужність приводу електродвигуна – 25 кВт при 980 об/хв.

Лопатеві вали отримують обертання від зубчатих коліс 3, розташованих на кінцях лопатевих валів 5. На виступах коліс 3 жорстко закріплені зубчасті колеса 1 меншого діаметра, які передають обертання на сусідній ротор.

Лопатевий вал 5 виконано зварним способом і змонтовано на сферичних дворядних підшипниках 2, встановлених у розточених бокових стінках 6 змішувальної камери (корпусу), які обігрівуються водою з температурою до 90 °С.

Гребені лопатей наплавлені спеціальним сплавом, що виключає можливість утворення іскри у змішувальній камері і забезпечує вибухобезпечну роботу в парах бензину.

На цапфах лопатевого валу встановлені сальникові ущільнення 7, які запобігають надходженню маси зі змішувальної камери та мастил із підшипників кочення 2. Між ущільненнями встановлено сальникову коробку 4, яка герметично закривається. Коробка 4 призначена для збору відходів, які видавлюються через сальникову набивку.

Для приготування композицій із сипких матеріалів з добавками невеликих кількостей рідини, а також матеріалів з великою липкістю, в промисловості застосовують так звані плужкові змішувачі, що відносяться до одновалкових черв'ячно-лопатевих змішувачів. Пристрій, що перемішує масу, виготовлено у вигляді горизонтального вала 3, розташованого уздовж осі циліндричного корпусу, на якому змонтовані плугоподібні лопаті 10 (рис. 4.13), зміщені стосовно один одного на 90-180°. Зазор між плужком і внутрішньою стінкою корпусу 2 змішувача становить 1-2 мм. У верхній частині корпусу вварений завантажувальний патрубок 6, поруч із яким є штуцер 4 для введення рідких компонентів. Матеріал вивантажують зі змішувача через патрубок 9, вварений у середині нижньої частини корпусу. Для огляду і чищення змішувача на корпусі є два бокових люки 8 [29; 39; 42; 47].

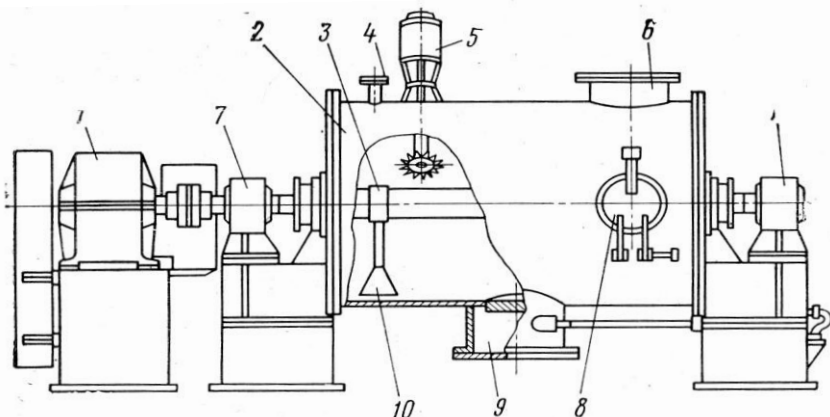


Рис. 4.13. Плужковий змішувач типу СПЖ-500

При обертанні вала лемеші плужків приводять у рух компоненти, що змішуються, які переміщуються по складній траєкторії, від стінок корпусу до його осі. Частиці, що рухаються від одного лемеша, попадають під дію іншого, змінюючи при цьому траєкторію руху. За рахунок цього відбувається інтенсивний перерозподіл часток маси, що змішується.

Для руйнування агломератів матеріалів, що комкуються, у боковій частині корпусу встановлені дві ножові головки, що обертаються безпосередньо від електродвигунів 5, встановлених на протилежній стосовно люків 8, стороні корпусу змішувача.

Вал із плужками приводиться в рух від електродвигуна 1 через понижуючий редуктор. Приводний вал змонтований на підшипниках кочення корпусу 7, який має пилонепроникні ущільнення.

Велике поширення в закордонній промисловості одержали плужкові змішувачі, що випускаються фірмою Ледіге (Германія) і Ледіге-Мортон (Шотландія). В деяких конструкціях цих змішувачів корпус має сорочку для обігріву або охолодження суміші, що змішується. Змішувач, що обігріває, іноді доповнюють однією або декількома фрезами, що мають незалежний привод. Фреза являє собою ввігнутий диск із ріжучими планками на периферії. Обертається вона з великою швидкістю (до 3800 об/хв) і встановлюється під деяким кутом до осі плужкового вала в нижній частині корпусу.

4.3.5. Циркуляційні змішувачі

В останній час розроблені конструкції швидкохідних змішувальних апаратів, в яких використовується принцип інтенсивної циркуляції змішувальних матеріалів у розпиляному стані.

Циркуляційні змішувачі мають як змішувальний пристрій ротор у вигляді лопатки або лопаті, яка швидко обертається. Дослідженнями встановлено, що при обертанні лопатей змішуючого пристрою з коловою швидкістю кінця лопаті більш ніж 6 м/с, матеріал, який перемішується, переводиться чисто механічно у псевдозріджений стан. Продукт, що обробляється, підкидується ротором вгору, знову звальюється у внутрішню камеру і знизу знову відсмоктується. При цьому виникає коловий потік розпушеного матеріалу з сильним завихренням, що приводить до інтенсивного перемішування (рис. 4.14). Завантаження і вивантаження матеріалу проводиться партіями. Таким способом змішують зернисті матеріали. Слід зауважити, що вказані матеріали не повинні бути надмірно чутливими до стирання, оскільки це може призвести до їх подрібнення.

Відкидна кришка
для завантаження
матеріалу

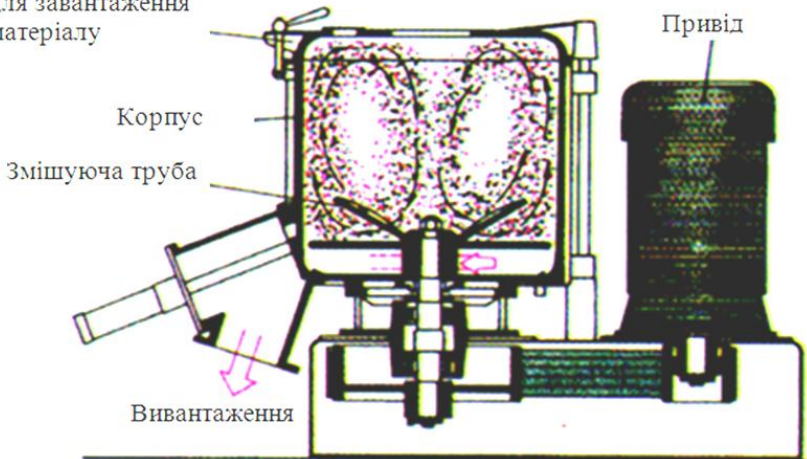


Рис. 4.14. Циркуляційний змішувач

Циркуляційні змішувачі роблять у періодичному режимі з коротким періодом змішування (менше однієї хвилини).

У циркуляційних змішувачах використовують мішалки, які виконані у вигляді радіальних лопатей, пропелерів або дисків.

Суттєвого значення форма лопатей мішалки на процес переведення сипкого матеріалу у псевдозріджений стан не має. Єдина умова, яка пред'являється до конструкції мішалки, – це забезпечення високої швидкості циркуляції матеріалу при низькому лобовому опорі обертанню. Висота шару сипкого матеріалу над мішалкою не повинна бути більшою ніж (8-10) b , де b – висота лопаті мішалки.

Для отримання суміші порошкоподібних речовин, головним чином у виробництві пластичних мас, використовують змішувачі, в яких сипкий матеріал піддають аерації, щоб суміш за своєю рухомістю наближалась до рідини.

У корпусі 1 циркуляційного змішувача (рис. 4.15) швидко обертається ротор 2, який має вигляд кільцевого диска з чотирма лопатями 6, із яких дві верхні [4; 19; 32; 47].

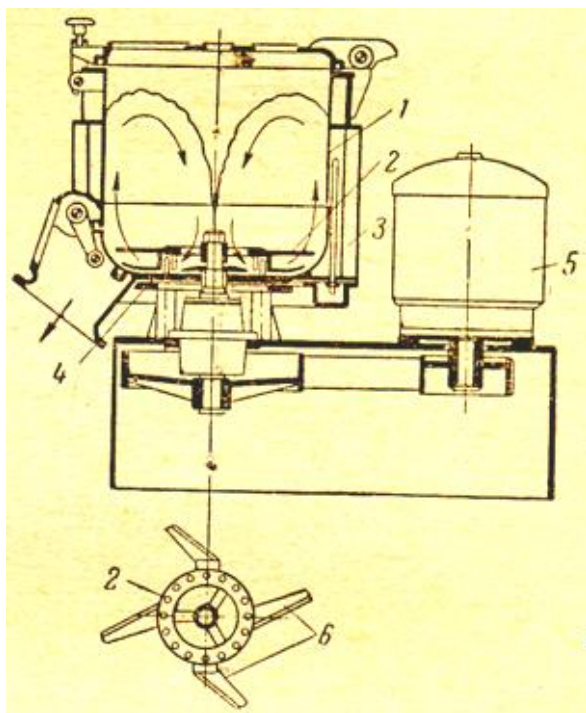


Рис. 4.15. Циркуляційний змішувач: 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – масляна сорочка; 4 – статор; 5 – електродвигун; 6 – лопаті ротора

Дві верхні лопаті під час обертання ротора засмоктують повітря із повітряної подушки, яка створюється над сипким матеріалом. При прониканні деякої кількості повітря в масу сипкого матеріалу починається циркуляція сипкого матеріалу в апараті. Напрямок циркуляції показано на рис. 4.15 стрілками. Ротор обертається всередині кільцевого нерухомого диска 4 (статор), який має пальці. При проходженні частинок сипкого матеріалу між ротором і статором у матеріалі виникають значні зрізуючі напруження, які сприяють ефективному змішуванню компонентів сипкого матеріалу. Колова швидкість ротора не перевищує (40-60) м/с, тому змішування не супроводжується подрібненням матеріалу.

Суміш вивантажується обома нижніми лопатями ротора через патрубок. Привод ротора приводиться в рух електродвигуном.

Типи мішалок змішувальних апаратів, які призначені для перемішування сипких матеріалів, для яких неприпустимим є подрібнення частинок, показано на рис. 4.16, а на рис. 4.17 показані мішалки для матеріалів, які можна подрібнювати.

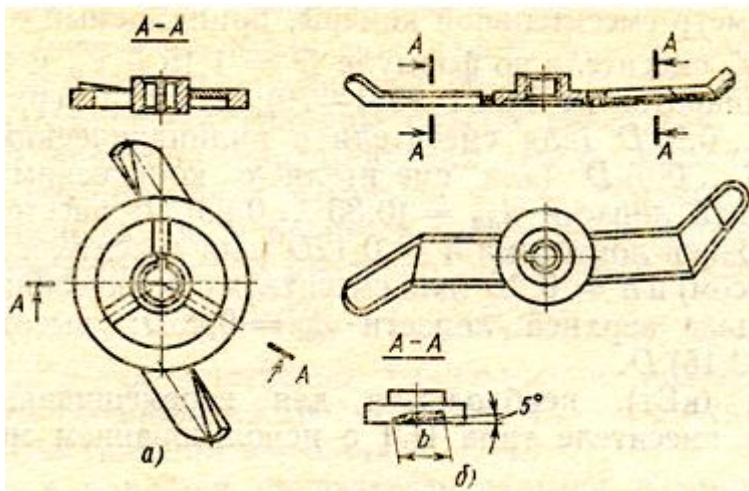


Рис. 4.16. Мішалки змішувачів циркуляційного типу для сипких матеріалів, подрібнення частинок яких є неприпустимим

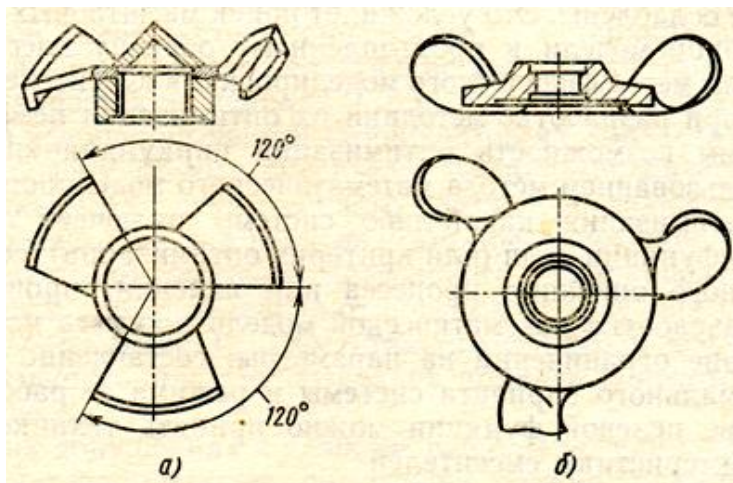


Рис. 4.17. Мішалки змішувачів циркуляційного типу для сипких матеріалів, подрібнення частинок яких припускається

Для інтенсивної внутрішньої циркуляції сипкого матеріалу використовують іншу конструкцію циркуляційного змішувача. В змішувачах цього типу основним змішувочим елементом є обертовий порожній усічений конус. Через зовнішню подібність конуса з вовчком іноді ці змішувачі називають вовчковими. Відомі вони також і за назвою «відцентровий змішувач».

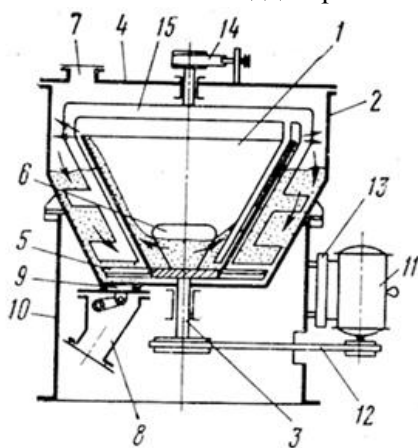


Рис. 4.18. Схема центробіжного змішувача з конусом, що обертається

Змішувачі з обертовим конусом випускаються в багатьох країнах. Конструктивно вони оформлені приблизно однаково.

Основним робочим елементом цього змішувача є (рис. 4.18) порожній усічений конус 1, змонтований у корпусі 2, що має в нижній частині конічну форму.

Конус змонтований на консольному валу 3, що пропущений усередину корпусу через днище. До нижньої час-

тини конуса *1* жорстко прикріплена лопатева мішалка *5*, нахилена до обрїю під кутом 45° . У нижній частині конуса прорізані два симетрично розташованих вікна *6*. Змішувач завантажують сипким матеріалом через штуцер *7*, який вварений у кришку *4*, а розвантажують готову суміш через клапанну коробку *8*, що прикріплена до днища корпусу. Привод клапана *9*, що у моменти заповнення змішувача і змішування сипких матеріалів закриває випускний отвір у днищі корпусу, – ручний або пневматичний. Вивід приводного вала з корпусу змішувача герметизований сальником з м'яким набиванням. Корпус змішувача встановлений на звареній підставці *10* циліндричної форми. Вал *3* приводиться в обертання від електродвигуна *11* через клиноремінну передачу *12*. Електродвигун змонтований на рухливій плиті *13*, вісь якої закріплена на корпусі підставки [4; 28;31; 47].

Під час обертання конуса *1* матеріал, що потрапив у нього при засипанні, внаслідок сил тертя починає втягуватися в процес обертання. Частки матеріалу під впливом виникаючих відцентрових сил інерції починають рухатися по внутрішній поверхні конуса нагору, а потім скидаються в кільцевий простір між конусом і корпусом змішувача. Нові порції матеріалу надходять усередину конуса з кільцевого простору через вікно *6*. Лопатева мішалка *5*, обертаючись разом з конусом, збільшує рухливість сипкого матеріалу в нижній частині корпусу змішувача, сприяючи протоку його через вікна всередину конуса. Матеріал перемішується як при підйомі його по конусу внаслідок різних траєкторій руху часток, так і поза конусом внаслідок їхнього перерозподілу під час відскоку від стінок, опускання по кільцевому простору вниз і псевдорозрідженню лопатевою мішалкою *5*.

Для матеріалів з поганою сипкістю в корпусі встановлюють вільно обертову раму *15* з лопатями і шкребок, що входить усередину конуса. Рама під впливом сил, що діють з боку матеріалу на шкребок і лопаті, починає втягуватися в обертання. Швидкість обертання рами регулюють стрічковим гальмом *14*. Внаслідок встановленої за допомогою гальма різниці швидкостей обертання лопатей і захопленого конусом матеріалу, останній, наштовхуючись на лопаті, частково надходить усередину конуса через вікна *6*, а інша його частина обтікає їх. Виникаючі при цьому завихрення сприяють більш швидкому протіканню процесу змішування.

Величина коефіцієнта неоднорідності суміші V_c , що досягається в змішувачах з обертовим конусом, залежить від конструктивних розмірів робочих органів змішувача, режиму його роботи і фізико-механічних властивостей суміші, що змішується. Проведені дослідження [2; 47; 62; 80] показали, що на швидкість циркуляції матеріалу через конус, від якої залежить час змішання, впливають кут розтруба конуса, форма лопаті, коефіцієнт заповнення корпусу матеріалом φ , швидкість обертання конуса і фізико-механічні властивості суміші. Було встановлено, що оптимальне значення для кута розтруба конуса дорівнює 60° , а коефіцієнта заповнення – 0,5-0,8 (менші значення ставляться до важких сумішей, а більші – до легких). Кут нахилу нижньої радіальної лопаті до горизонту варто брати рівним 45° .

При оптимальних конструктивних співвідношеннях робочих органів змішувача продуктивність конуса визначається, в основному, величиною відцентрового прискорення на верхній його кромці $\omega^2 R$. Циркуляція сипкого матеріалу починається при значеннях $\omega^2 R \approx 200 \text{ м/с}^2$. Зі збільшенням $\omega^2 R$ циркуляція матеріалу через конус зростає. Для приблизного підрахунку величини кратності циркуляції легкого матеріалу через конус можна рекомендувати таку формулу (при $\varphi = 0,6$):

$$\theta_u \approx 0,12\omega^2 R,$$

де θ_u – кратність циркуляції матеріалу через конус (відношення маси матеріалу, що пройшов через конус за 1 хв, до маси завантаженого в змішувач матеріалу); R – зовнішній радіус конуса; ω – кутова швидкість обертання конуса.

Важкі матеріали (типу кварцового піску) при збільшенні величини $\omega^2 R > 300 \text{ м/с}^2$ знижують кратність циркуляції, через що відповідно збільшується значення V_c суміші.

4.3.6. Планетарні змішувачі

Достатня якість суміші [6; 47; 52; 65] досягається в планетарних змішувачах (рис. 4.19). Проте вони відрізняються підвищеною небезпекою при обробленні сумішей, чутливих до механічної дії і тертя.

Змішування сипких матеріалів у планетарних змішувачах відбувається за рахунок планетарного руху лопатей, які обертаються по пересічним траєкторіям. Схема руху лопатей показана на рис. 4.19. Складний рух лопатей забезпечує потрібну якість змішуваних матеріалів. Іноді такі змішувачі називають міксерними.

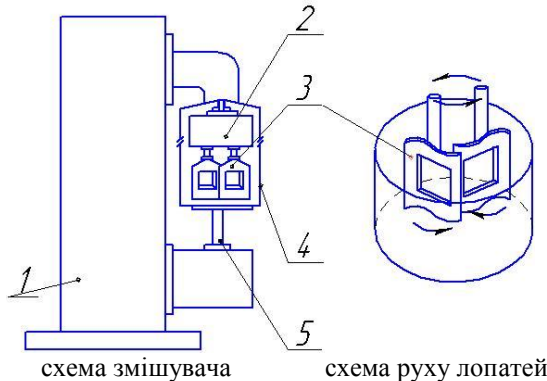


Рис. 4.19. Схема планетарного змішувача з вертикальними лопатями:
 1 – герметично закрита станина з приводом; 2 – планетарний редуктор; 3 – лопаті, що обертаються по пересічних траєкторіях;
 4 – знімна чаша; 5 – пневмopідіймач

4.3.7. Методика розрахунку потужності приводів з обертаючими змішувальними пристроями

Розглянемо методику розрахунку опорів, які виникають у змішувачі під час перемішування, а також потужність, яка потрібна для подолання цих опорів. Нині не існує апробованих методик розрахунку змішувачів лопатевого типу. Це викликано складністю врахування дії сипкого матеріалу на перемішуючий пристрій. Тому використовують, в основному, емпіричну методику розрахунку.

Існує два напрямки розрахунку опорів сипких матеріалів. Перший напрямок враховує невелику кількість факторів, які характеризують процес змішування. Він дозволяє, використовуючи закони механіки, отримати розрахункову формулу для визначення потужності. Другий напрям оснований на тому, що опір, який виникає в процесі перемішування, близький за своєю природою до опору, який має місце у процесі руху твердого тіла у в'язкій

рідині. Це дозволяє при вивченні процесу перемішування використовувати закони гідродинаміки.

Прикладом розрахунку за першим напрямком є методика, яка викладена нижче [47]. На частинку матеріалу (рис. 4.20), що знаходиться на лопаті,

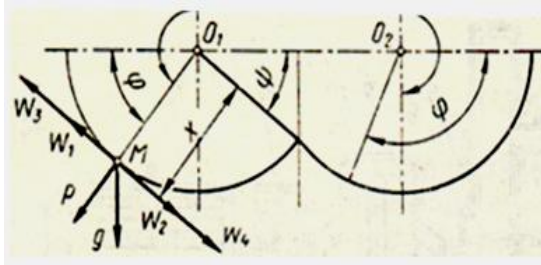


Рис. 4.20. Схема сил, які діють на частинку матеріалу

встановленій під кутом α до площини обертання, діє сила ваги G і відцентрова сила інерції P , яка розраховується за формулою:

$$P = \frac{G}{g} \omega^2 x,$$

де x – відстань від частинки до вісі обертання лопаті; g – прискорення сили ваги, ω – кутова швидкість обертання лопаті.

У площині руху частинки під дією вказаних двох сил виникають такі сили [2; 47]:

- сила тертя матеріалу по днищу корита

$$W_1 = \left(G \cdot \sin(\varphi) + \frac{G}{g} \omega^2 x \right) f;$$

- складова сили ваги

$$W_2 = G \cdot \cos(\varphi);$$

- сила тертя матеріалу по лопаті

$$W_3 = W_1 f \cdot \cos(\alpha);$$

- сила тертя, яка обумовлена дією сили ваги

$$W_4 = W_2 f \cdot \cos(\varphi) \cdot \operatorname{ctg}(\alpha),$$

де φ – кут повороту лопаті; f – коефіцієнт тертя частинки по металу.

Сумарний опір буде:

$$W = W_1 + W_2 + W_3 + W_4 = G \left(1 + f \cdot \operatorname{ctg}(\alpha) \right) \left(\frac{\omega^2 f \cdot x}{g} + f \cdot \sin(\varphi) - \cos(\varphi) \right).$$

Для розрахунку потужності із врахуванням розмірів лопаті рекомендується така формула:

$$N = 0,105nz\gamma \cdot \sin \alpha (1 + f \cdot \operatorname{ctg} \alpha) \left[(R^3 r^3) (0,0009fRn^2 0,24) + 0,86fR(R^2 - r^2) \right],$$

де N – потужність; r, R – початковий і кінцевий радіус лопаті; b – ширина лопаті; n – швидкість обертання лопаті; z – число лопатей; γ – питома вага матеріалу.

Слід зазначити, що формула не враховує дію в'язкого матеріалу на потужність.

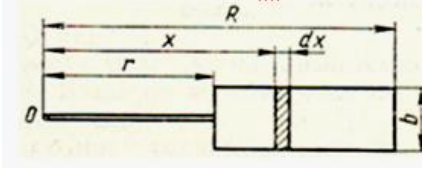


Рис. 4.21. Схема розмірів лопаті

Рух лопаті при перемішуванні суміші можна порівняти з процесом руху пластини у в'язкій рідині. Для цього виділимо на лопаті, яка обертається з кутовою швидкістю ω , елементарну площадку dF

(рис. 4.21), причому $dF = b \cdot dx$, де b – довжина елементарної площадки, а dx – її ширина.

Згідно з законом Ньютона опір, що діє на елементарну площадку, буде:

$$dP = c \frac{\gamma}{g} dF v^2,$$

де γ – питома вага рідини; $v = x \cdot \omega$ – швидкість обертання площадки; c – коефіцієнт обертання площадки.

Тоді:

$$dP = c \frac{\gamma}{g} b \omega^2 x^2 dx.$$

Після інтегрування отримуємо величину опору, діючого на всю лопатку:

$$P = c \frac{\gamma}{g} b \omega^2 \int_r^R x^2 dx = c \frac{\gamma}{3g} b \omega^2 (R^3 - r^3).$$

Потужність, яка потрібна для обертання елементарної площини, $dN = dP \cdot v$, а для всієї лопаті $N = \int_r^R dP v$, або

$$N = \int_r^R c \frac{\gamma}{g} b \omega^3 x^3 dx = c \frac{\gamma}{4g} b \omega^3 (R^4 - r^4).$$

Коли кількість лопатей становить $2z$, і коефіцієнт корисної дії від двигуна до мішалки η , то формула потужності набуде вигляду

$$N = c \frac{\gamma}{g} \frac{\omega^3 (R^4 - r^4)}{410\eta}.$$

За експериментальними даними [2; 47], коефіцієнт c при отриманні асфальтобетонних сумішей залежить від швидкості обертання лопатей n . При $n = 60 \div 70$ об/хв $c = 6$, а при $n = 70 \div 80$ об/хв $c = 5$.

Для орієнтувальних розрахунків потужності використовують такі емпіричні формули, які отримані на підставі узагальнення даних досліджень по великій кількості діючих змішувачів:

$$\left. \begin{array}{l} \text{для } Q_M < 1400 \text{ кг} \\ N = 0,035 Q_M \text{ кВт} \\ \text{для } Q_M > 1400 \text{ кг} \\ N = 30 + 0,018 Q_M \text{ кВт} \end{array} \right\},$$

де Q_M – маса замісу.

Продуктивність мішалки періодичної дії визначається за формулою

$$\Pi_n = \frac{Q_M}{T},$$

де T – час приготування одного замісу, який залежить від тривалості окремих операцій;

$$T = \frac{t_3 + t_n + t_6}{60},$$

де t_3 – час завантаження вихідного матеріалу; t_n – час перемішування; t_6 – час вивантаження готової суміші.

Найбільший радіус R лопаті покладено в основу розрахунку залежностей для визначення основних геометричних параметрів змішувача.

Радіус лопаті залежно від маси замісу Q_M визначається рівнянням:

$$R = \sqrt[3]{\frac{Q_M}{12,6 \rho K_n}},$$

де ρ – щільність суміші; K_n – коефіцієнт наповнення корита.

Довжина корита

$$L = 4,25R;$$

ширина b_l і висота h_l лопатей

$$b_l = 0,42R; h_l = 0,5R.$$

Відстань між суміжними парами лопатей

$$S = 0,75R;$$

швидкість обертання лопатей

$$n_l = \frac{45,3}{\sqrt{R}}.$$

4.4. Пневматичні змішувачі

У пневматичних змішувачах процес змішування досягається за рахунок протікання повітряного потоку.

Такі змішувальні установки мають, у більшості випадків, форму вертикального циліндра (рис. 4.22), в нижній частині якого передбачено або перфороване днище, або сопло, через яке повітря вдувається в сипкий матеріал, внаслідок чого останній переходить у розпушений, псевдорозріджений стан.

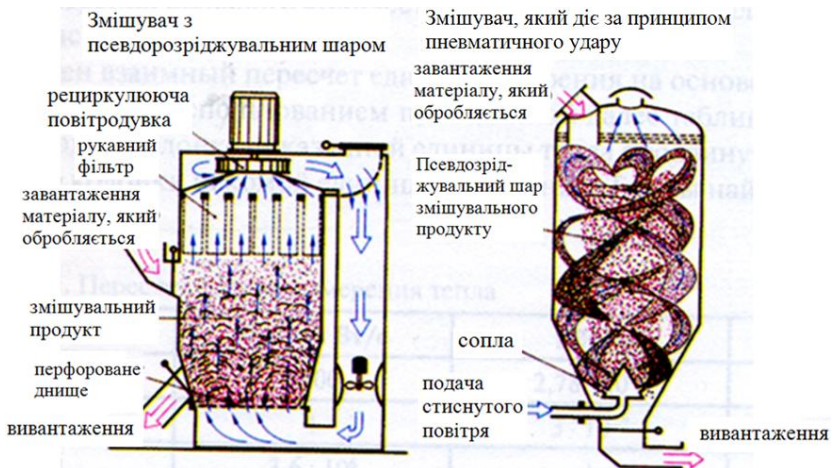


Рис. 4.22. Пневматичний змішувач

Змішувачі, які діють за принципом псевдорозрідженого стану, мають перфороване днище, через яке у сипкий матеріал пода-

ється повітря з надлишковим тиском від 1 до 2 бар. У результаті утворюється розпушена повітрям засипка з текучістю, яка характерна для рідини. Завдяки коловому (сегментами) підключенню повітряного потоку на перфорованому днищі виникає міцна циркуляція у сипкому матеріалі, яка нагадує кип'ячену рідину.

У змішувача, який діє за принципом пневматичного удару, стиснуте повітря під тиском від 10 до 40 бар через сопло вдувається в сипкий матеріал короткими поштовхами, створюючи пульсуючий рух, який супроводжується завихрюванням сипкого матеріалу [4; 28; 31; 47].

Відомо, що при псевдорозрідженні шару сипкого матеріалу газом, його гомогенізація може бути досягнута за дуже короткий проміжок часу. Цьому сприяє поздовжнє перемішування часток і загальна циркуляція маси в посудині над газорозподільним пристроєм: нагору по центру і униз по стінках. Якщо нижню частину апарата зробити конічної форми, то циркуляція матеріалу буде більш повною: не буде пасивних зон, які спостерігаються при плоских газорозподільних ґратах.

Шари невеликої висоти над ґратами більш турбулізовані, тому перемішування в них більш рівномірне. Це дозволяє зробити висновок про більш високу ефективність пневвозмішувачів невеликої ємності. Однак пневвозмішувачі тонкодисперсних матеріалів вимагають спеціальних уловлювальних пристроїв. З цієї причини більшість відомих пневвозмішувачів розраховані на більші ємності, коли застосування уловлювальних систем буде економічно більш доцільним.

Пневвозмішувачі малої ємності в промисловості використовуються рідко. Більшість конструкцій цих змішувачів відомі лише з патентної літератури. Відомості ж про працюючі пневозмішувачі одиничні.

Пилоподібні сипкі матеріали погано псевдорозріджуються продувкою газом через виникаючі при цьому явища каналоутворення: у шарі матеріалу виникають вертикальні канали, якими рухається газ, між цими каналами матеріал залишається практично нерухомим. Каналоутворювань можна уникнути, якщо в підлягаючий псевдорозрідженню шар сипкого матеріалу ввести обертову лопатеву мішалку.

На потужність мішалки впливає швидкість продувки газу через шар: вона знижується при збільшенні подачі газу. Проте подібна

залежність спостерігається тільки у тому випадку, коли окружна швидкість обертання мішалки u_0 не перевищує величини 4,5 м/с. При $u_0 > 4,5$ м/с швидкість продувки не впливає на потужність мішалки. При цьому її величина може бути розрахована за формулою

$$N = 9 \cdot 10^{-6} \omega^{2,5} L^{3,1} b^{0,7} S^{0,1} H_c^{0,26} z^{0,2} \rho_n,$$

де ω – кутова швидкість обертання радіальної мішалки; L , b – відповідно довжина і висота лопатей мішалки; S – зазор між краєм лопаті і корпусом змішувача; H_c – статичний рівень засипання матеріалу в змішувачі; z – число лопатей у горизонтальній площині.

Швидке розшарування часток по вертикалі у псевдорозрідженому шарі відповідно до їхніх мас не дозволяє проводити тривале змішування компонентів. Через це частки не встигають перемішатися, що й призводить до порівняно поганої якості змішання.

Частково цього явища можна уникнути, якщо газ подавати в шар не безупинно, а циклічно, і не знизу нагору, а тангенціально стосовно корпусу. Пневмозмішувачі з подібним введенням газу в шар випускаються англійською фірмою.

Цикл змішування в них складається з п'яти продувок тривалістю 1 або 2 с із проміжками між ними в 5 с. Для продувки шару газом у нижній частині циліндричного корпусу змішувача встановлені форсунки. Напрямок потоку газу з форсунок обрано таким, щоб частки сипкого матеріалу рухалися по спіралях біля стінок корпусу.

До пневмозмішувачів можна віднести і такі пристрої, у яких компоненти змішуються в потоці транспортуючого газу. Одна з конструкцій такого пневмозмішувача наведена на рис. 4.23. Змішувач має бункер із циліндричної 1 і конічної 2 частин. По вісі бункера розміщена вертикальна труба 3, у

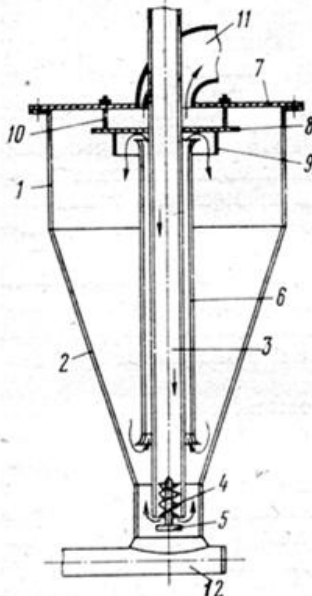


Рис. 4.23. Пневмозмішувач з внутрішньою циркуляцією матеріалу

нижній частині якої встановлений завихрюючий черв'як 4 з відбійником 5. Коаксіально із трубою 3 розташований дифузор 6. Бункер зверху закритий плоскою кришкою 7, із внутрішньої сторони якої змонтована пиловідбійна перегородка 8 з камерою 9. Перегородка 8 прикріплена до кришки болтами 10. Зверху кришки жорстко закріплений патрубок 11. Нижня частина бункера має розвантажувальний пристрій 12 [47].

Цей пневозмішувач працює у такий спосіб. Сипкий матеріал завантажується в бункер через штуцер у верхній кришці і за допомогою поданого в змішувач газу інтенсивно циркулює. Газ подається в нижню частину бункера по вертикальній трубі 3. Для рівномірного розподілу газу по нижньому перетину бункера встановлений завихрюючий черв'як 4. Далі газ надходить у внутрішню порожнину дифузора 6 й інjektує з собою сипкий матеріал з нижньої частини бункера. Частки матеріалу, які транспортуються газом, вдаряються об перегородку 8 і падають вниз. Частково обезпилений газ вилучається з бункера через патрубок 11. Сипкий матеріал змішується в результаті багаторазової циркуляції його всередині бункера. Готова суміш вивантажується після закінчення циклу змішування з нижньої частини бункера розвантажувальним пристроєм 12.

Переваги пневозмішувачів: короткий цикл змішування, відсутність обертових механічних пристроїв, простота пристрою, мале стертя гранул за цикл змішування.

Недоліки: погана якість змішування компонентів з великою різницею питомої ваги і великою дисперсністю; необхідність уловлювальних пристроїв при змішуванні пилоподібних і порошкоподібних матеріалів, труднощі чищення газорозподільних пристроїв.

У змішувачах [4; 20; 47; 72], що працюють на основі пневмотранспорту (рис. 4.24), ускладнене приготування багатокомпонентних сумішей. Ці апарати працюють у режимі, близькому до повного витіснення по твердій фазі, внаслідок чого виникає необхідність точного безперервного дозування компонентів. Якість одержаної суміші у такому змішувачі, як вказується в роботі [84], буде значною мірою визначатися точністю узгодженого дозування компонентів.

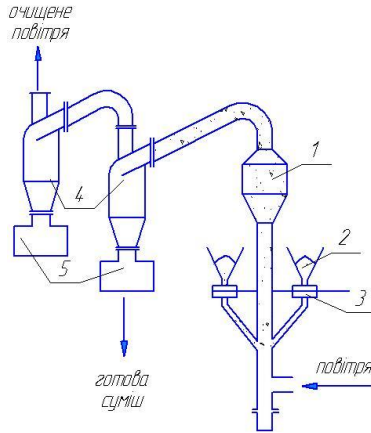


Рис. 4.24. Схема установки пневмозмішування:
 1 – циліндрично-конічний апарат; 2 – воронка; 3 – дозатори;
 4 – циклони; 5 – приймальні чаші

4.5. Віброзмішувачі

Віброзмішувачі (рис. 4.25) поряд з такими перевагами, як відсутність у зоні змішування пристроїв, що спричиняють механічну дію на суміш, і одночасно участь всієї маси суміші у процесі змішування, мають певні недоліки. До недоліків відносяться: складність оброблення високодисперсних матеріалів і великі динамічні навантаження на конструктивні елементи змішувача [2; 47; 52].

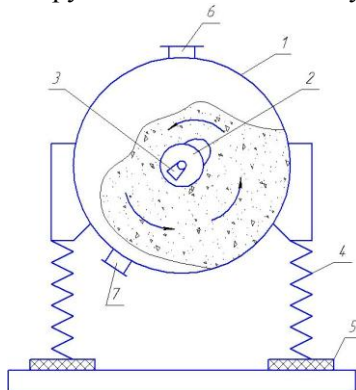


Рис. 4.25. Схема трубчастого віброзмішувача: 1 – корпус; 2 – труба;
 3 – вал з дисбалансом; 4 – пружина; 5 – гумова прокладка;
 6,7 – штуцери завантажувальний і вивантажувальний

4.6. Бігункові змішувачі

У випадках, коли зволожена гомогенна суміш сипких матеріалів повинна мати максимальну щільність укладання складових її часток, використовують так звані бігункові змішувачі. Особливо велике поширення вони одержали у промисловості вогнетривких матеріалів і у великих ливарних цехах, де вони використовуються для приготування формувальних і стрижневих сумішей.

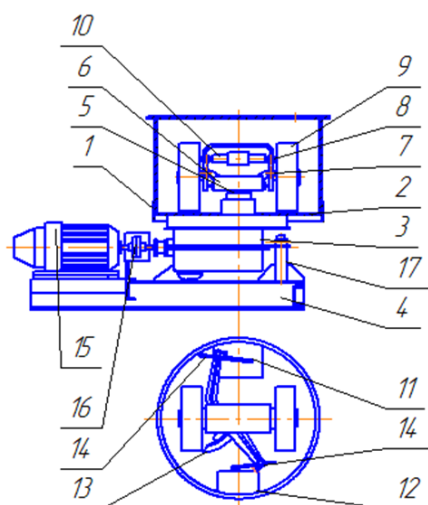


Рис. 4.26. Бігунковий змішувач 115М

Бігункові змішувачі складаються з таких основних частин: циліндричної чаші, бігунків, привода і станини (рис. 4.26 [4; 35; 47; 72]).

У циліндровій чаші відбувається процес періодичного змішування. Часто внутрішні бокові її стінки викладають гумою, а днище, схильне до великих стираючих зусиль, – броньованими листами. Чаша має плоску кришку зі штуцерами для завантаження змішувача компонентами і рідкими добавками. У днищі чаші є один або два люки, що прикриваються спеціальними затворами для розвантаження змішувача.

У більшості конструкцій таких змішувачів чаша закріплена на станині жорстко, і лише в деяких конструкціях вона обертається від спеціального приводу.

Перемішувальний пристрій складається з циліндричних котків і плужкових відвалів. Котки (один або два) через рухливі важелі закріплені на траверсі (хрестовині), що насаджена на консольний вал, пропущений через днище чаші. Плужкові відвали теж закріплені на траверсі. Вони призначені для переміщення маси всередині чаші. Котки служать для ущільнення і перетирання суміші. Створений ними питомий тиск на сипкий матеріал, що потрапив під них, повинен бути більшим: $0,8-1,8 \text{ Мн/м}^2$. Часто зовнішню поверхню котків футерують гумою.

Залежно від того, яким способом досягається подібний питомий тиск, змішувачі бувають із важкими котками, з ресорним притисненням котків і з відцентровими бігунами. У змішувачах з важкими котками необхідний питомий тиск на суміш створюється масою самих котків, через що доводиться їх виготовляти вагою 400-3000 кг. У змішувачах з ресорним притисненням котків необхідний питомий тиск на суміш досягається власною вагою котків і пружною силою ресор. У змішувачах з відцентровими бігунами котки мають невелику вагу, але вони створюють необхідний питомий тиск за рахунок відцентрової сили, що розвивається в них при обертанні, інерції.

У змішувачах перших двох типів може обертатися або пристрій, що перемішує, або чаша, а в деяких конструкціях і те й інше. У змішувачах з відцентровими бігунами пристрій, що перемішує, обов'язково повинен обертатися. В деяких конструкціях відцентрових бігункових змішувачів котки обкатуються по боковій поверхні чаші, для чого їх закріплюють на траверсі горизонтально.

Залежно від кількості оберткових пристроїв, що перемішують, бігункові змішувачі поділяють на одно- і двороторні.

Процес змішування сипких матеріалів у бігункових змішувачах протікає швидко: 3-6 хв.

Затвори випускних люків у бігункових змішувачах відкривають і закривають або вручну, або за допомогою пневмоциліндрів.

Сталева чаша 1 змішувача має внутрішній діаметр 1925 мм (у модернізованому варіанті 2400 мм), її бокові стінки вистелені гумою, а на нижню робочу поверхню накладена броньована плита 2. В днищі чаші є два люки 11 і 12 для розвантаження готової суміші. Затвори люків розсовуються і зрушуються за допомогою двох пневмоциліндрів. У кришці чаші є отвір для з'єднання з мірним завантажувальним бункером. Привід змішувача складається із траверси 6, насадженої на консольний вал 5 редуктора, котків 9, притискного пристрою 10, внутрішнього 13 і зовнішніх 14 відвалів. Котки кріпляться до траверси через важелі 7 і 8. Пружини притискного пристрою 10 через важелі притискають котки до маси, що перемішується. Зазор між днищем і котками регулюється. Кожен коток обертається у двох радіально-упорних підшипниках, закріплених у корпусі, жорстко з'єднаному з важелем котка.

Кожен коток під час обертання траверси робить складний рух: крім обертання навколо власної вісі, він переміщується по вертикалі за рахунок повороту важеля в сергах траверси. Внутрішній відвал 13 кріпиться до траверси збоку через перехідну планку, він може переміщатися по висоті, для чого передбачено вертикальні пази в перехідній планці. Зовнішні відвали також кріпляться до траверси, під час монтажу і ремонтів їх можна переміщати у вертикальному та горизонтальному напрямках. Внутрішні відвали піднімають масу з дна чаші і направляють її під коток. Зовнішні відвали відгрібають матеріал від стінок чаші і перемішують його.

Привод перемішуючого пристрою бігункового змішувача 115М складається з електродвигуна 15, муфти 16, редуктора 3. Привод змонтований на звареній станині. Редуктор 3 кріпиться до станини 4 за допомогою чотирьох стійок 17.

Бігункові змішувачі – енерго- і металоємні машини з порівняно складним приводом, тому їх можна рекомендувати для змішування сухих матеріалів лише у виняткових випадках, наприклад, коли потрібна щільна, без грудок і надлишку повітря маса.

РОЗДІЛ 5 ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ЗМІШУВАННЯ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ

5.1. Сфера застосування і класифікація

Змішувачі безперервної дії не отримали широкого застосування у промисловості із-за складності дозування в них потоків сипких компонентів у суворо заданих співвідношеннях. Але вказані апарати мають порівняно зі змішувачами періодичної дії певні суттєві переваги: високу продуктивність, можливість повної автоматизації процесу приготування суміші і невелику енерго- і металоемність. Це змушує розробників продовжувати пошук методів забезпечення надійної і стабільної роботи безперервно діючих змішувачів з отриманням суміші заданої якості.

За механізмом переносу речовини всередині змішувачів безперервної дії їх можна поділити на змішувачі прямоочні, змішувачі дифузійного перемішування і змішувачі об'ємного перемішування.

У прямоочних змішувачах компоненти перемішуються за рахунок хаотичних переміщень частинок у поперечних перерізах потоку, який проходить вздовж змішувача. У повздовжньому напрямку потоку частинки рухаються практично з однаковою швидкістю, тобто без повздовжнього їх перемішування. Подібний режим руху називається поршнеvim. Прямоочні змішувачі практично не мають «згладжувальної» здібності, тобто неспроможні змінювати співвідношення компонентів, які виникають з тих або інших причин у вхідному потоці. У зв'язку з цим змішувачі потрібно комплектувати високоточними живильниками. Такі змішувачі відрізняються малими енергетичними витратами, тому що у більшості з них частинки компонентів рухаються через змішувач у розріджених потоках [21; 27; 47; 59].

У змішувачах дифузійного перемішування компоненти рухаються вздовж корпусу змішувача в режимі, близькому до поршневого, але за наявності визначеного повздовжнього перемішування частинок. Радіальне перемішування у змішувачах цього типу проходить зі значно більшою швидкістю, чим повздовжнє перемішування. Частинки компонентів переміщуються (дикундують по шару) відносно деякого поперечного перерізу потоку, який рухається

з однаковою з потоком швидкістю як вперед, так і назад по потоку. У змішувачах дифузійного перемішування згладжуються флуктуації витрат компонентів, які поступають у змішувач, тому їх можна комплектувати живильниками середньої точності.

У змішувачах об'ємного перемішування компоненти, які поступають, хаотично перемішуються робочими органами по всьому внутрішньому об'єму змішувача. За принципом дії вони найбільш близькі до апаратів ідеального перемішування. Їх можна комплектувати живильниками низької точності або порційними живильниками, тому що такі змішувачі мають велику згладжуючу здатність, але витрати енергії в них більші ніж у змішувачах інших типів.

5.2. Відцентрові змішувачі

Найбільше поширення у промисловості знайшли прямоточні відцентрові змішувачі конструкції А.М. Ластовцева [2; 47], які складаються з таких основних частин (рис. 5.1): циліндричного корпусу 5, який включає декілька царг і має у верхній кришці

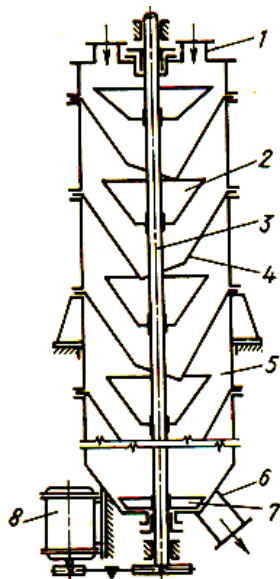


Рис. 5.1. Схема прямого відцентрового змішувача конструкції А.М. Ластовцева

штуцера 1 для завантаження компонентів суміші, а в нижній царзі – штуцер 6 для вивантаження суміші; вала 3, на якому закріплені конуси 2 і радіальна лопать 7; пересипних воронки 4, закріплених у корпусі змішувача; приводу вала, який складається з електродвигуна 8 і клинопасової передачі.

Змішувач працює таким чином. Сипучі компоненти, які підлягають змішуванню, надходять із живильників через штуцер 1 усередину змішувача, де попадають у перший конус 2, який обертається. Під дією відцентрових сил інерції частинки матеріалу піднімаються по конусу, а потім скидаються у вигляді пилоподібного факелу на воронку 4. Після удару частинок з поверх-

нею воронки вони ковзають усередину наступного конуса, що обертається і процес повторюється. Змішування компонентів проходить у конусах, у факелі і на внутрішніх поверхнях воронки.

Кутову швидкість ω (с^{-1}) конусів слід обирати із врахуванням експериментально встановленого співвідношення $\omega^2 R = 300$, де R – найбільший радіус конуса.

Пропускна здатність відцентрового змішувача по готовій суміші – $100 \text{ м}^3/\text{год}$ на 1 м^2 площі кільцевого перетину між краєм конуса і внутрішньою поверхнею корпусу змішувача. Кількість секцій m , яка складається із конуса і воронки, можна розрахувати із врахуванням необхідної якості суміші, яка визначається коефіцієнтом неоднорідності V_c , у %, за формулою $V_c = 26,5/m^2 + 1,6$.

У змішувачах можна отримати суміш із $V_c = 2\%$ при забезпеченні високої точності подачі компонентів. Питома продуктивність цього змішувача – $4 \div 10 \text{ м}^3/(\text{г} \cdot \text{м}^3)$ суміші при енерговитратах не більше $0,5 \text{ кВт} \cdot \text{г}$ на 1 т готової суміші.

Відцентровий прямоточний змішувач рекомендують використовувати для суміші, коли допустимо подрібнення частинок, для добре сипучої суміші й у випадку, коли всередині змішувача повинна бути невелика кількість матеріалу.

Одним із перспективних змішувачів безперервної дії є ротаційний [2] (рис. 5.2). Утворення суміші в такому змішувачі проходить при пошаровій течії змішувальних компонентів по поверхні конічних насадок, що обертаються, під дією поля відцентрових сил. Принцип роботи змішувача такий. Змішувальні матеріали подаються по відповідним трубопроводам у змішувач.

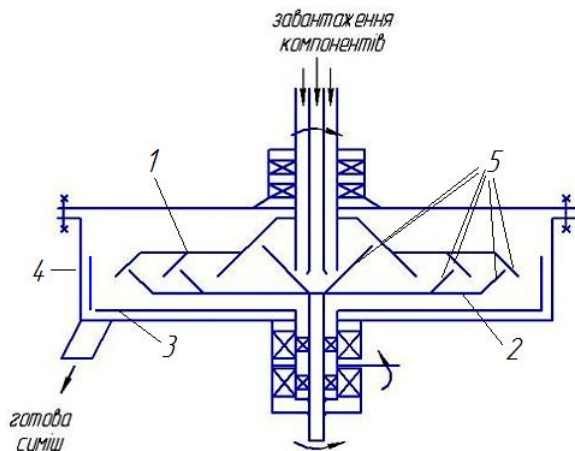


Рис. 5.2. Принципова схема відцентрового змішувача:

1 – верхній ротор; 2 – нижній ротор; 3 – розвантажувальна таріль;
4 – корпус; 5 – конічні кільця

При цьому перший компонент розподіляється по першому конічному кільцю ротора у вигляді тонкого шару. Другий компонент у вигляді тонкого шару рівномірно насипається на перший компонент. При диспергуванні цієї суміші кромкою першого кільця проходить додаткове перерозподілення компонентів. Далі суміш надходить на нове кільце і процес повторюється, поки маса не доходить до розвантажувальної тарілки і буде виведена з апарата.

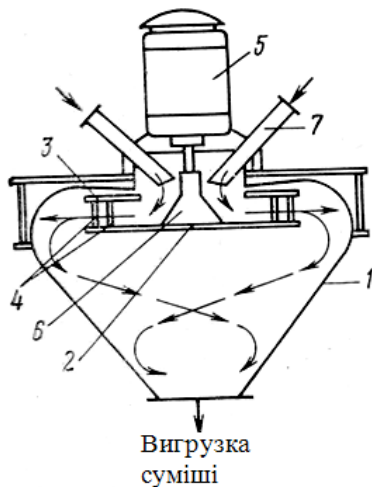


Рис. 5.3. Схема відцентрового змішувача типу "Інтолетер"

Інший прямоточний відцентровий змішувач «Інтолетер», що випускає англійська фірма Генрі Симон, використовується у тих випадках, коли необхідно об'єднати операції змішування і дроблення [2; 47]. Принципова схема цього змішувача показана на рис. 5.3. У верхній частині корпусу змішувача 1 розміщений ротор, що складається з нижнього диска 2, жорстко з'єднаного з

верхнім диском 3 штирями 4. На кришці корпусу змішувача встановлений вертикальний двошвидкісний фланцевий електродвигун 5, на вихідному валу якого насаджена маточина ротора. Оброблювані матеріали безупинно завантажуються через штуцера 7. У них є пази для заслінок, за допомогою яких можна регулювати подачу компонентів у змішувач.

Змішувач «Інтолетер» працює таким чином: через завантажувальні штуцера компоненти, що змішуються, подаються на розподільний конус 6, звідки вони попадають на нижній диск ротора, що обертається з великою швидкістю. Під дією відцентрової сили частинки зі зростаючою швидкістю відкидаються до периферії дисків. Наштовхуючись на перший ряд штирів 4, частки змінюють траєкторії руху, зіштовхуються один з одним, натрапляють на другий ряд штирів і знову перерозподіляються. Скинуті з диска частинки ударяються об стінки корпусу і по спіральній траєкторії опускаються в напрямку до вивантажувального отвору. Відповідно до закону збереження кількості руху частинка у вузькій частині корпусу має більшу швидкість, чим у широкій. Внаслідок цього досягається турбулізація потоку часток на виході зі змішувача і, отже, створюються умови для додаткового їхнього перемішування.

При необхідності приготування суміші з чотирьох та більше компонентів застосовують комбінований агрегат, що включає два змішувачі «Інтолетер», з яких потоки змішаних компонентів надходять у третій змішувач більшої, ніж перші два, продуктивності. Змішувачі «Інтолетер» використовують для готування сумішей фарб, порошоків пластмас, абразивів, добрив, цементів, для оброблення борошна від комах.

До переваг змішувача «Інтолетер» варто віднести: можливість об'єднання в одному корпусі двох процесів (змішування і дроблення), високу продуктивність, малі питомі енерговитрати, зручність чищення, малі розміри. До недоліків змішувача можна віднести: необхідність застосування для ротора і корпусу змішувача високоміцних матеріалів, низьку якість готової суміші, необхідність точного дозування.

5.3. Гравітаційні змішувачі

У гравітаційних змішувачах компоненти змішуються в результаті руху сипучого матеріалу під дією сил ваги. Відомі такі кон-

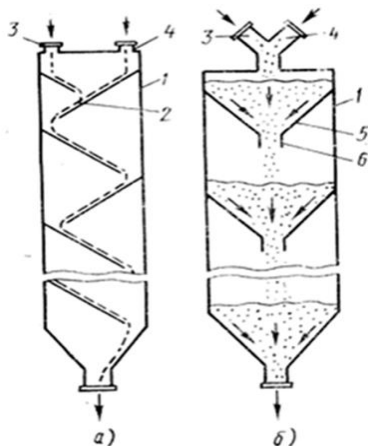


Рис. 5.4. Схема гравітаційних змішувачів
а – лотковий; б – бункерний

струкції змішувачів такого типу: лотковий, бункерний, ударно-розпилюючий, віброгравітаційний.

Гравітаційний лотковий змішувач являє собою колонку 1 прямокутного перетину, всередині якої встановлені один над одним нахилені лотки 2 (рис. 5.4, а). Компоненти, що змішуються, подаються в змішувач дозаторами, безперервним потоком через штуцера 3 і 4. Струмінь матеріалу після зустрічі з поверхнею лотка перебудовується: по лотку матеріал сковзає тонким шаром. Цю перебудову оцінюють величиною кратності перебудови [27; 47; 56]:

$$K_{\Pi} = \frac{F_0}{F_K} \text{ або } K_{\Pi} = \frac{W_0 + gt}{W_0},$$

де F_0 – первинна площа поперечного перерізу струменя; F_K – площа поперечного перерізу шару, що залишає лоток; W_0 – швидкість частинок, що залишають живильник; g – прискорення сили ваги; t – час досягнення перетину F_K .

З урахуванням фізико-механічних властивостей матеріалу частинок і лотка, висоти падіння частинок до лотка H , кута нахилу лотка до горизонту α і його довжини l величина K_{Π} може бути розрахована за формулою [47]:

$$K_{\Pi} = \frac{l}{W_0} \left\{ (W_0^2 + 2gH)^{0.5} (1 - \lambda) \sin \alpha \right\}^2 + 2t(1 - \mu)g \Bigg\}^{0.5},$$

де λ – коефіцієнт миттєвого тертя частинок матеріалу по поверхні лотка; μ – коефіцієнт ослаблення впливу гравітаційного прискорення, що враховує тертя порошку по поверхні лотка і кут нахилу його до горизонту.

Значення λ і μ знаходять експериментально. Для орієнтовних розрахунків можна прийняти $\lambda \approx 0,6$; $\mu \approx 0,6$. Кут нахилу лотка до горизонту α повинен бути більшим кута тертя сипкого матеріалу по поверхні лотка.

Окремі компоненти змішуються в момент зустрічі шарів, що стікають з перших двох лотків при нерівномірному їхньому русі по наступних лотках і пересипанні з лотка на лоток.

У гравітаційному бункерному змішувачі створені трохи кращі умови для перерозподілу частинок. Конструктивно він являє собою (рис. 5.4, б) циліндричну колонку 1, всередині якої змонтовані один над одним п'ять або шість конічних днищ 5 з отворами б. Таким чином, кожне конічне днище із частиною циліндричного корпусу колонки являє собою бункер. Випускні отвори б у днищах повинні бути обрані з таким розрахунком, щоб у бункерах створювався певний запас матеріалу.

Компоненти змішуються в результаті нерівномірного руху частинок по бункерах.

У гравітаційному ударно-розпилювальному змішувачі (рис. 5.5) компоненти, які надходять з дозаторів через штуцера 1, послідовно проходять тонкими шарами по похилих лотках 2. Компоненти, що змішуються, нашаровуються на нижньому лотку один на інший, що виключає можливість зосередження одного з них у будь-якому місці верхнього бункера першої секції змішувача. Кожна секція змішувача складається із циліндричної обечайки 3, конусоподібного днища 4 із центральним отвором, шибера 5 і ударно-розпилювального наконечника б. Струмінь вільнопадаючого матеріалу, який виходить з нижнього отвору бункера, зустрічає на своєму шляху наконечник б. При ударі в наконечник він розпорошується. Факел, що утворюється із твердих частинок, має форму порожнього параболоїда обертання. Частинки, які осідають з факела, падають на шар матеріалу, що перебуває в бункері наступної секції. Подібний процес опускання частинок у бункері, витікання їх з отвору і наступного розпилювання та осідання повторюється на кожній секції змішувача. Перерозподіл частинок окремих компонентів відбувається як під час їхнього руху по бункерах, так і у факелах.

Щоб струмінь матеріалу, який витікає з отвору конічного днища, був постійним, необхідно мати в бункері кожної секції певний запас матеріалу. Цього можна досягти зміною величини

випускного отвору за допомогою шибера 5. При запусках у роботу змішувача кожен шибер, починаючи з верхнього, відкривається послідовно з деяким інтервалом часу, достатнім для створення певного запасу матеріалу в бункері, що знаходиться вище.

У лотковому бункерному й ударно-розпилювальному гравітаційних змішувачах можна змішувати тільки добре сипкі матеріали. Цей недолік вдалося усунути у віброгравітаційному змішувачі, у якому внаслідок застосування вібрацій можна змішувати матеріали з середньою сипкістю (тальк, крейда, цемент та інше).

Віброгравітаційний змішувач (рис. 5.6) являє собою колонку прямокутного перетину, на якій встановлений безперервнодіючий дозатор 1, розрахований на одночасне дозування до п'яти різних матеріалів. У середині кожної секції змішувача є декілька ударно-розпилювальних наконечників 2, закріплених на різній висоті, і днище 3 з чотирма отворами 4 [47].

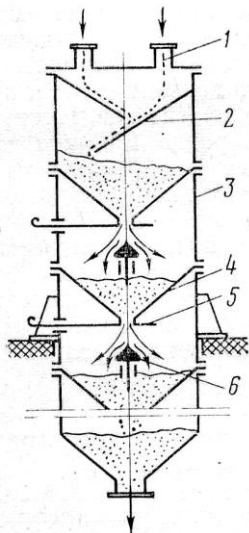


Рис. 5.5. Схема гравітаційного ударно-розпилювального змішувача

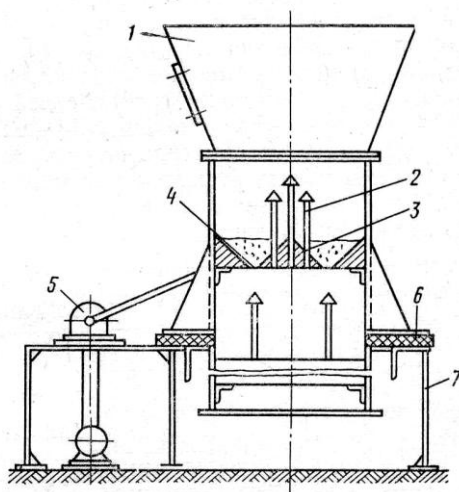


Рис. 5.6. Схема віброгравітаційного змішувача

На відміну від ударно-розпилювального змішувача, де компоненти розпилюють в одному факелі, у кожній секції віброгравітаційного змішувача утворюється декілька факелів. У першій секції число факелів дорівнює числу компонентів, що змішують-

ся. Компоненти, які частково змішалися при накладенні факелів один на одного, осідають на днище 3 верхньої секції, а потім виводяться через конічні отвори 4 чотирма потоками в другу секцію, де вони знову розпорошуються. З останньої секції суміш через центральний отвір надходить у тару.

Для збільшення рухливості сипкого матеріалу корпус змішувача вібрують за допомогою пневматичного або механічного вібратора 5. Тому змішувач встановлюють на резино-металеві амортизатори 6, які монтують на станині 7.

При вібрації змішувача коефіцієнт внутрішнього тертя матеріалу зменшується, що виключає можливість зависання маси при переході її з секції в секцію. Крім того, це дозволяє зменшити кут нахилу до горизонту внутрішніх робочих поверхонь змішувача, що набагато скорочує його розміри.

Проведені у Московському інституті хімічного машинобудування випробування лабораторних моделей гравітаційних змішувачів показали, що в них може бути досягнута достатня однорідність сумішей у порівняно невеликому числі секцій. На рис. 5.7 показана залежність V_c від числа секцій, яка побудована за даними дослідів, проведених на цих моделях гравітаційних змішувачів. Продуктивність випробуваних змішувачів дорівнювала 100-200 кг/г [47].

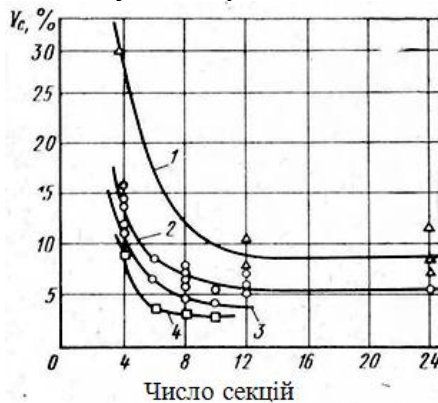


Рис. 5.7. Залежність коефіцієнта неоднорідності суміші від кількості секцій у гравітаційному змішувачі: 1 – жолобчато-пересипний; 2 – ударно-розпилювальний; 3 – віброгравітаційний (при роботі з середньодисперсними матеріалами); 4 – віброгравітаційний (при роботі з мілкодисперсними матеріалами)

До переваг гравітаційних змішувачів можна віднести: простоту пристрою, відсутність пристроїв для змішування, що рухаються, малі питомі витрати енергії.

Їхні недоліки: низька якість змішування, необхідність точного дозування через низьку здатність до сглажування, можливість змішування матеріалів, які мають тільки добру або середню сипкість.

5.4. Барабанні змішувачі

Серед змішувачів безперервної дії дифузійного змішування найбільше розповсюдження отримали барабанні.

У барабанних змішувачах перемішування компонентів, які завантажуються, проходить за рахунок обертання корпусу циліндричної форми, вісь якого має невеликий ухил до горизонталі (приблизно 4°). Такий змішувач (рис. 5.8) складається з таких основних елементів: корпусу барабана 1, на якому закріплені бандажі 2 і 4 та вінцевого зубчатого колеса 3; станцій опору 6 і 10, які призначені для спирання корпусу на ролики і фіксації його в горизонтальному напрямку; приводу корпусу, який складається з електродвигуна 7, редуктора 8 і малої шестерні 9; похилого жолобу 12, призначеного для завантаження у змішувач матеріалів для змішування; вивантажувальної камери 5; станини 11. Для підтримання необхідного рівня матеріалу всередині корпусу в кінці цього корпусу вварюють підпірне кільце, через яке матеріал попадає в камеру вивантаження 5 [33; 47; 54; 76].

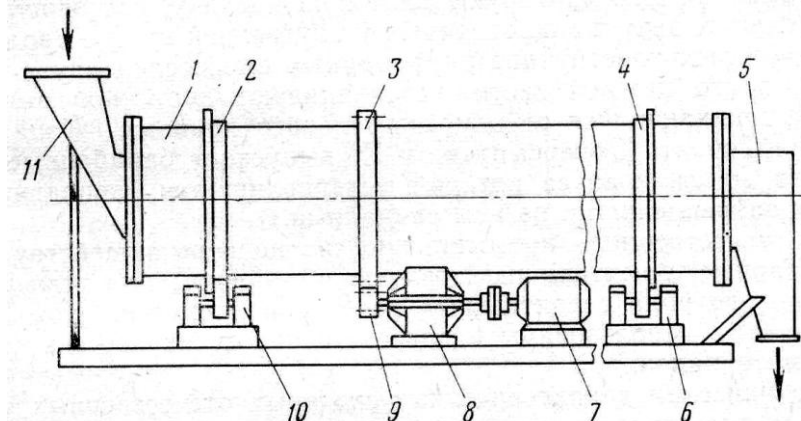


Рис. 5.8. Схема барабанного змішувача безперервної дії

Сипкий матеріал можна подавати у змішувач безперервно або порційно. Останнє можливо завдяки тому, що барабанний змішувач має високу згладжуючу здібність.

Для збільшення швидкості повздовжнього перемішування, від якого значно залежить згладжуюча здібність змішувача, всередині корпусу монтують гвинтову насадку, яка складається з гвинтових стрічок і кутків. У окремих барабанних змішувачах усередині нижньої частини корпусу встановлюють шнек або лопатевий вал, який обертається від індивідуального приводу і виконує ту ж функцію, що і гвинтова насадка.

У барабанних змішувачах рекомендують підтримувати каскадний режим руху матеріалу в корпусі. При цьому режимі частинки матеріалу, що знаходяться всередині шару, рухаються по колових траєкторіях аж до виходу на поверхню у верхній частині скату, який утворюється вільною поверхнею шару матеріалу, який перемішався. Після виходу частинок на поверхню шару вони скочуються по схилу. Вся верхня частина скату являє собою шар невеликої товщини, який складається з частинок, що хаотично рухаються до низу. Саме в цьому тонкому шарі і проходить, в основному, процес перемішування частинок. Каскадний режим руху частинок досягається при частоті обертання корпусу $n < 0,6n_{кр}$ (де $n_{кр}$ – критична частота обертання корпусу, при якій частинки притискаються до його стінок).

Для опису процесу перемішування сипких матеріалів у барабанних змішувачах частіше всього використовують дифузійну модель. Довжину корпусу L барабанного змішувача приймають з врахуванням його діаметра d : $L=(3\dots 6)d$.

5.5. Черв'ячно-лопатеві змішувачі

У черв'ячно-лопатевих змішувачах для змішування й осьового переміщення сипких матеріалів використовують лопатки, спіралі, переривчасті витки шнека або гвинтові стрічки, закріплені на одному або двох паралельних валах, пропущених через корпус змішувача. Перетин корпусу цих змішувачів може мати одну з таких форм: циліндричну, коритоподібну, овальну, переверненої вісімки.

У двовальному змішувачі вали можуть обертатися назустріч один одному або в одну сторону. Перемішувальні пристрої, які

закріплюють на валах, як правило, однотипні (або лопатки, або стрічки, або ін.). Однак є черв'ячно-лопатеві змішувачі, в яких перемішувальні елементи чергуються: наприклад, лопатки перемежуються декількома витками шнека. Напрямок гвинтових ліній, по яких монтують перемішуючі елементи у двовальних змішувачах, може бути однаковим або різним. В останньому випадку один з валів повинен мати значно більшу транспортуючу здатність для того, щоб забезпечити проходження змішаного матеріалу уздовж змішувача, від місця завантаження до місця вивантаження.

Черв'ячно-лопатеві змішувачі відносять до тихохідних машин: швидкість обертання їхніх валів, зазвичай, не перевищує 150 об/хв. Вали приводяться в обертання від електродвигуна через редуктор, змонтований на станині змішувача. У двовальних змішувачах один з валів є ведучим: він безпосередньо пов'язаний з вихідним валом редуктора. Другий вал (ведений) одержує обертання від першого за допомогою пари шестірень.

Черв'ячно-лопатеві змішувачі використовують, в основному, для змішування зволжених або погано сипких матеріалів.

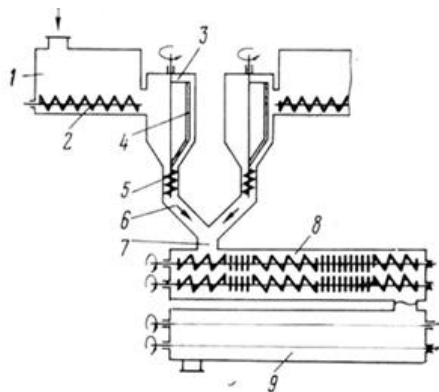


Рис. 5.9. Схема змішувачої установки УНДС

На рис. 5.9 показана схема установки УНДС, до складу якої входить черв'ячно-лопатевий змішувач [47]. Установка призначена для безперервного готування композицій і зволжених порошків. Працює установка УНДС таким чином. Окремі компоненти, що підлягають змішуванню, завантажують у бункери зберігання 1, звідки вони безупинно подаються за допомогою шнеків 2 у бункери-дозатори 3. Через кожен бункер-дозатор пропущений вал, що має привод від електродвигуна. На цьому валу закріплені перегрібач 4 і кілька витків шнека 5, що входять у нижній патрубок бункера-дозатора. Цими витками певна кількість матеріалу дозується на лоток 6, звідки він тонким шаром зісковзує у прийомну камеру 7. У цій камері тонкі

шари окремих компонентів нашаровуються один на одного і надходять всередину змішувача. Змішувач складається з двох секцій: верхньої 8, призначеної для сухого змішування порошків, і нижньої 9, у якій порошки зволожуються. Секції сухого і вологого перемішування однакові і являють собою два вали, які мають лопаті, що чергуються, прямокутної форми, повернені щодо вісі вала на 45° , і витки замкнутого шнека, які розміщені у коритоподібному корпусі. Обертівні вали проштовхують матеріал з одного кінця змішувача до іншого, безперервно його перемішуючи.

Продуктивність установки УНДС – 300-1000 кг/г порошків з вологістю 15-20 %.

В установці УНДС можна отримувати суміші високої якості $V_c=1,5\div 2,0$ % [47]. Енерговитрати в ній не перевищують 2 кВт·г/т готової суміші.

У промисловості широко використовуються двовальні шнекові змішувачі типу СН. Вони складаються з роз'ємного горизонтального корпусу, внутрішня порожнина якого у поперечному перерізі схожа на перевернену цифру 8. По осі кожного напівциліндра розміщені чотирьох- або шестигранні вали, на які насаджені знімні кулачки. Для сипких матеріалів застосовують самоочисні лінзові або тригранні кулачки (рис. 5.10). Кулачки на вали насаджені так, що їх вершини утворюють переривчасту гвинтову лінію. По довжині вали мають зони транспортування, змішування, зворотної циркуляції, які утворюються комбінацією знімних гвинтових насадок з прямою і зворотною нарізкою та кулачків. Змішувачі СН ефективно працюють при змішуванні сипких матеріалів з рідкими добавками, хоча призначені вони, головним чином, для перемішування паст.

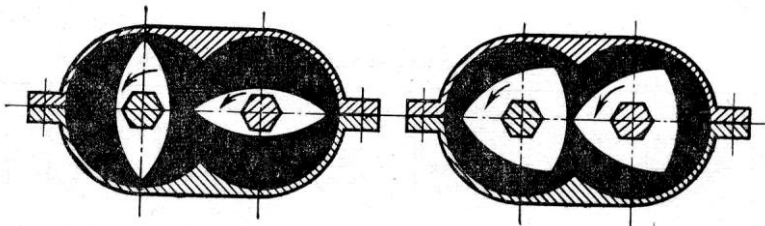


Рис. 5.10. Схеми кулачків двовального змішувача СН

Найбільше поширення черв'ячно-лопатеві змішувачі одержали у виробництвах цегли, вогнетривких виробів, у скляній про-

мисловості, тобто у виробництвах, де потрібне приготування вологих композицій порошків.

Спірально-гвинтові змішувачі є різновидом черв'ячно-лопатевих змішувачів. Складаються вони з таких основних вузлів: трубчатого корпусу, однієї або двох співвісних циліндричних гвинтових спіралей, встановлених у корпус, і привода спіралей. Залежно від кількості циліндричних гвинтових спіралей ці змішувачі поділяють на односпіральні і двоспіральні.

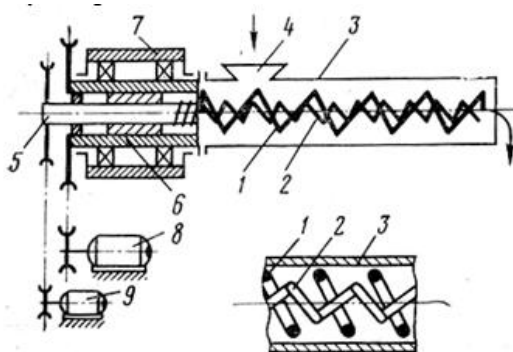


Рис. 5.11. Схема двоспірального змішувача

На рис. 5.11 наведена схема конструкції двоспірального змішувача [47]. У трубчатому корпусі 3 цього змішувача обертаються дві циліндричні гвинтові спіралі 1 і 2, виготовлені зі сталевих або бронзових пружинних підйомом витків, що виключає їхнє зчеплення під час обертання. Напрямок обертання зовнішньої спіралі 1 обрано з таким розрахунком, щоб змішувані компоненти, які подаються у завантажувальний патрубок 4, перемішувалися до кінця труби. Внутрішня спіраль 2 може обертатися в будь-яку сторону. Напрямок її обертання призначають із урахуванням продуктивності змішувача, якості змішування і фізико-механічних властивостей суміші. Спіралі закріплені на валках 5 і 6, що обертаються в підшипниковому вузлі 7. Валки приводяться в обертання від електродвигунів 8 і 9 через клиноремінні передачі. Якщо спіралі обертаються в одну сторону і з однаковою кутовою швидкістю, то їх закріплюють на одному валку, що приводиться в обертання від одного електродвигуна.

Досліди показали, що односпіральний змішувач забезпечує якість суміші $V_c = 3,3 \div 5 \%$ при питомій продуктивності 50-120 м³/(г·м³) і питомих енерговитратах 0,06-0,15 (кВт·г)/т готового продукту. Двоспіральний змішувач забезпечує кращу якість суміші ($V_c = 1,4 \div 5,8$), коли спіралі обертаються з однаковою кі-

На рис. 5.11 наведена схема конструкції двоспірального змішувача [47]. У трубчатому корпусі 3 цього змішувача обертаються дві циліндричні гвинтові спіралі 1 і 2, виготовлені зі сталевих або бронзових пружинних підйомом витків, що виключає їхнє зчеплення під час обертання.

лькістю обертів на хвилину. Питомі енерговитрати двоспірального змішувача трохи вище, ніж в односпірального: 0,08-0,34 (кВт·г)/г продукту при питомій продуктивності 200-300 м³/(г·м³).

На якість суміші, одержаної у спірально-гвинтових змішувачах, істотно впливають: крок спіралей, їхня відносна швидкість обертання, коефіцієнт заповнення корпусу матеріалом φ_3 .

Основні конструктивні параметри двоспіральних змішувачів рекомендується приймати з таких співвідношень [47]:

$$d_1 = (0,75 \div 0,9)D_p; \quad d_2 = (0,85 \div 0,95) \cdot (d_1 - 2\delta);$$

$$S_1 = (1,2 \div 1,4)d_1; \quad S_2 = (1,4 \div 1,6)d_2;$$

$$\alpha_1 = 25 \div 30^\circ; \quad \alpha_2 = 30 \div 35^\circ;$$

$$\delta_1 = (0,12 \div 0,8)d_1; \quad \delta_2 = (0,15 \div 0,2)d_2;$$

$$L_{cm} = (20 \div 30)D_p; \quad \varphi_3 = 0,6 \div 0,9.$$

Тут d_1, d_2 – діаметр спіралей; S_1, S_2 – крок спіралей; α_1, α_2 – кути підйому спіралей; δ_1, δ_2 – діаметр поперечного перерізу спіралей; D_p – внутрішній діаметр корпусу змішувача; L_{cm} – робоча зона змішування (величини з індексом 1 ставляться до зовнішньої спіралі, а з індексом 2 – до внутрішньої спіралі).

Продуктивність спірально-гвинтових змішувачів може бути визначена за формулами

$$\left. \begin{aligned} Q &= Q_1 - Q_2; \\ Q_1 &= 40(F_1 - F_2)S_1n_1\rho_n; \\ Q_2 &= 40(F_2S_2n_2\rho_n); \\ F_1 &= \frac{\pi d_1^2}{4}; \quad F_2 = \frac{\pi d_2^2}{4}, \end{aligned} \right\}$$

де n_1, n_2 – швидкість обертання спіралей.

Значення діаметра D_p корпусу двоспірального змішувача зі сполученими спіралями можна призначати залежно від об'ємної продуктивності змішувача:

$$Q, \text{ м}^3/\text{г} \dots \dots \dots \text{до } 0,3 \quad 0,7 \quad 1,0 \quad 1,5 \quad 2,0$$

D_p , мм..... 40 50 60 75 100

Величина потужності, яка необхідна для обертання спіралей у робочих умовах,

$$N = \frac{Q}{367} L_{cm} K_c,$$

де K_c – коефіцієнт опору перемішуванню.

Для сипких матеріалів типу кварцового піску ($\rho_n = 1,35 \text{ т/м}^3$) величина $K_c = 100 \div 150$. Для сумішей з іншою насипною щільністю ρ_n величина $K_c = (100 \div 150) \rho_n / 1,35$.

Загальними перевагами черв'ячно-лопатевих змішувачів є: можливість змішування поганосипких і вологих матеріалів, висока продуктивність, а недоліками – необхідність точного дозування, швидке стирання робочих вузлів.

5.6. Вібраційні змішувачі

Віброзмішувачі можна умовно поділити на дві групи: циркуляційні й активаційні. До першої групи відносяться всі віброзмішувачі, в яких вібрація спрямована на створення циркуляції змішуваного матеріалу (вібромлин, трубні віброзмішувачі та інше). До другої групи відносяться змішувачі, у яких вібрація не викликає циркуляцію матеріалу, а призначена для «активації» процесів, які в них проходять (віборозчиномішалки, бетономішалки та інше). Перша група змішувачів відрізняється більшими амплітудами (3-4 мм проти 0,3-0,5 мм у змішувачах другої групи) і відносно малими частотами коливань (1,5-2 тис. коливань у хвилину проти 3-12 тис. коливань у хвилину в змішувачах другої групи).

Більшість віброзмішувачів призначена для змішування вологих матеріалів, хоча в кожному з них може бути проведено сухе змішування.

З віброзмішувачів першої групи для безперервного змішування сухих сипких матеріалів можуть бути рекомендовані змішувачі типу ДВС-Н і трубні віброзмішувачі.

Принципова схема конструкції віброзмішувача ДВС-Н показана на рис. 5.12. У корпусі 1 змішувача овальної форми змонтовані два вали 6 з лопатями 7. Вали обертаються на зустріч один одному. Одна частина приварених до валів лопатів має кут атаки 90° , а інша – 45° . Перші лопаті виконують функцію перемішу-

вання, а другі служать для просунення змішуваних компонентів уздовж корпусу змішувача. Корпус змішувача закріплений на звареній рамі 2, яка встановлена на пружинах 5. Рама приводиться в коливальний рух обертовим валом 4 з дисбалансом. У нижній частині рами встановлена противага 3. Вали змішувача приводяться в обертання від електродвигуна через редуктор, обидва вони змонтовані на станині змішувача. До цієї станини прикріплені пружини 5. Вихідний вал редуктора з'єднаний з одним з валів змішувача пружиною або гумовою муфтою. Другий вал має привод від першого вала через зубчасту пару. Вал 4 з дисбалансом приводиться до обертання або від самостійного електродвигуна, або від електродвигуна, що обертає вали з лопатями [47].



Рис. 5.12. Схема віброзмішувача ДВС-Н

Віброзмішувач ДВС-Н працює таким чином. Компоненти, які підлягають перемішуванню, із дозаторів подаються у приймальну воронку віброзмішувача, звідки вони попадають у внутрішню порожнину змішувача. Там компоненти піддаються інтенсивному перемішуванню лопатями з кутом атаки 90° , а лопатями з кутом атаки 45° суміш проштовхується уздовж корпусу змішувача до вивантажувального штуцера, звідки готова суміш поступає у прийомний бункер.

Завдяки обертанню лопатів і вібрації корпусу створюється інтенсивна внутрішня циркуляція матеріалу в поперечних перерізах, що призводить до високих швидкостей процесу радіального змішування.

У промисловості використовують двовальні безперервні віброзмішувачі ДВС трьох типорозмірів: ДВС-100Н, ДВС-150Н, ДВС-200Н (цифра вказує розмах лопатів вала в міліметрах). Віброзмішувач ДВС-200Н складається з двох віброзмішувачів ДВС-100Н, закріплених на одній віброуючій станині (табл. 5.1) [47].

Таблиця 5.1

Технічна характеристика віброзмішувачів

Показник	Тип змішувача		
	ДВС-150Н	ДВС-200Н	ІСiА
Частота коливань у хвилину	1350	1450	2200
Амплітуда коливань, мм	2-3	2-3	4
Дисбалансовий момент, Н·см 10 ⁻¹	72	90-195	976
Потужність електродвигуна, кВт	1,5	4,5	28
Кількість електродвигунів, шт	1	2	2
Швидкість обертання лопатевих валів, об/хв	200	150	
Розрахункова продуктивність, м ³ /г	2	6-8	35
Загальна маса змішувача, т	0,86	0,56	5,82
Габаритні розміри, мм:			
довжина	1900	2500	4100
ширина	1100	1400	1420
висота	1100	900	1640

У трубних віброзмішувачах маса змішаного сипкого матеріалу безупинно пересувається уздовж віброуючої труби. Труба рухається (коливається) по круговій або еліпсоїдальній траєкторії з високими прискореннями. Ці прискорення настільки великі, що маса сипкого матеріалу, що перебуває у трубі, при коливаннях то відривається від стінок труби, то контактує з ними. Основна маса сипкого матеріалу рухається (циркулює) у поперечних перерізах труби у бік, зворотний обертанню вібратора.

На рис. 5.13 показана принципова схема конструкції трубного віброзмішувача типу ІСiА [47; 48]. У корпусі 1 віброзмішувача ексцентрично розміщена труба 2. Усередині труби 2 обертається вал із закріпленими на ньому дисбалансами 5. Вал приводиться в обертання за допомогою клиноремінної передачі від електродвигуна, встановленого на станині змішувача. Корпус змішувача опирається на вісім пар циліндричних пружин 4. Пружини через гумові прокладки 8 опираються на станину 7 корпусу. Компоненти, що змішують, завантажують через штуцер 9, вварений в одному кінці корпусу, а вивантажують через штуцер 6, вварений в іншому кінці корпусу. Висоту підпору матеріалу приймають із розрахунку коефіцієнта заповнення корпусу змішувача, рівного 0,8. Суміш має поздовжнє переміщення внаслідок різниці у висо-

ті шару сипкого матеріалу в місцях завантаження та вивантаження. При вібрації корпусу змішувача між сипким матеріалом і віброуючими органами (внутрішньою стінкою корпусу і зовнішньою стінкою труби 2) утворюються серпоподібні зазори 3.

У трубному віброзмішувачі досягається добра якість змішування ($V_c = 3\%$).

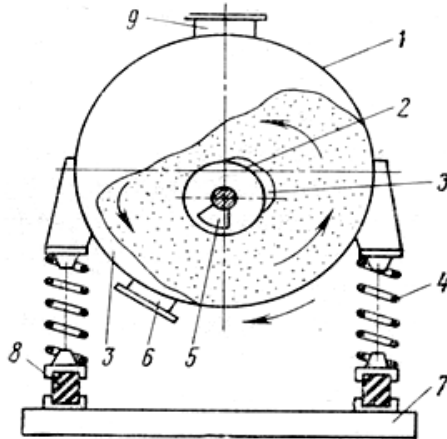


Рис. 5.13. Схема трубного віброзмішувача конструкції типу ІСіА

ДОДАТКИ

Додаток А

*Програма розрахунку середнього об'єму асоціату,
який характеризує стан суміші*

```

vark,Mus,rok,rous,Va,nk,nus,vpr,npr,y,cy,csr,vc,Cnk,cnus,cnk nus:real;
      cypk,SUMPKY, rez,iy,npry,nkn,fun,pky:real;
i,i1:integer;
ff:text;
function fak(var a,b:real):real;
var s1,s3:real; j,k1,k2:Longint;
begin
s1:=0; s3:=0;
k1:=trunc(a); k2:=trunc(b);
for j:=1 to k2 do s1:=s1+ln(j);
for j:=k1-k2+1 to k1 do s3:=s3+ln(j);
fak:=s3-s1
end;

begin
assign(ff,'d:\tp\ira.rez');
rewrite(ff);
writeln('wwedite mk,rok,va,mus,rous,vpr');
readln(mk,rok,va,mus,rous,vpr);
nk:=mk/rok/va; nus:=mus/rous/va;
npr:=vpr/va;
writeln('rez nk=',nk,' nus=',nus,' npr=',npr);
i1:=trunc(npr);
csr:=0;
SUMPKY:=0;
for i:=0 to i1 do
begin
iy:=i;
npry:=(npr-iy);
nkn:=nk+nus;
cnk:=fak(nk,iy);
cnus:=fak(nus,npry);
cnknus:=fak(nkn,npr);

```

```

if (cnk+cnus-cnknus)>-88 then pky:=exp(cnk+cnus-cnknus) else
pky:=0;
fun:=pky*npr;
SUMPKY:=SUMPKY+PKY;
cy:=rok*i/(rok*i+rous*(npr-iy));
writeln(ff,'y=' ,i,' cy=' ,cy,' pky=' ,pky,' fun=' ,fun);
csr:=csr+cy*pky;
end;
WRITELN(' SUMPKY=' ,SUMPKY);
vc:=0;
for i:=0 to i1 do
begin
iy:=i;
npry:=(npr-iy);
nkn:=nk+nus;
cnk:=fak(nk,iy);
cnus:=fak(nus,npry);
cnknus:=fak(nkn ,npr);
if (cnk+cnus-cnknus)>-88 then pky:=exp(cnk+cnus-cnknus) else
pky:=0;
cy:=rok*i/(rok*i+rous*(npr-i));
vc:=vc+pky*sqr(cy-csr);
end;
vc:=100/csr*sqrt(vc);
writeln(ff,'mk=' ,mk,' rok=' ,rok,' mus=' ,mus,' rous=' ,rous);
writeln(ff,' va=' ,va,' vpr=' ,vpr,' csr=' ,csr,' vc=' ,vc);
close(ff);
end.

```

Список основних ідентифікаторів програми

Позначення в програмі	Позначення в моделі	Найменування
Mk	M_k	Маса ключового компонента
Mus	$M_{ум}$	Маса умовного компонента
Rok	ρ_k	Питома густина ключового компонента
Rous	$\rho_{ум}$	Питома густина умовного компонента
Va	V_a	Об'єм асоціату
Nk	N_k	Кількість асоціатів ключового компонента
Nus	$N_{ум}$	Кількість асоціатів умовного компонента
Vpr	$V_{пр}$	Об'єм проби
Npr	$N_{пр}$	Кількість асоціатів у пробі
Y	y	Наявна кількість асоціатів
Cy	C_y	Концентрація наявної кількості асоціатів
Csr	\bar{C}	Математичне очікування середньої концентрації
Vc	V_c	Коефіцієнт варіації
pky	P_{ky}	Імовірність попадання у асоціатів ключового компонента в пробу

Додаток В
Таблиця

Склад і фізичні властивості компонентів, що змішуються

Склад суміші	Вміст компонентів, % (масове)	Щільність частинок, $\rho_{кр}$, кг/м ³	Щільність насипна, $\rho_{н}$, кг/м ³	Дисперсність, мкм	Якість суші, $V_a \cdot 10^3$, м ³	Кількість частинок в асоціаті
1	2	3	4	5	6	7
<i>Al(АСД-1)</i>	3	2700	1020	<50	0,198	86·10 ³
<i>Fe₂O₃</i>	97	5240	1570	<10		
<i>Al(GF-3)</i>	3	2700	1030	<140	0,063	218
<i>Fe₂O₃</i>	97	5240	1570	<10		
<i>Al(ПА-2)</i>	3	2700	1040	140-180	0,18	51
<i>Fe₂O₃</i>	97	5240	1570	<10		
<i>Al(ПА-2)</i>	3	2700	1040	180-315	0,56	42
<i>Fe₂O₃</i>	97	5240	1570	<10		
<i>Al(ПА-1)</i>	3	2700	1050	315-400	0,93	23
<i>Fe₂O₃</i>	97	5240	1570	<10		
<i>Al(ПА-1)</i>	3	2700	1050	400-500	1,06	14
<i>Fe₂O₃</i>	97	5240	1570	<10		
<i>Al(АСД-1)</i> <i>Кварцовий пісок</i>	10 90	2700 2260	1020 1530	<50 <140	0,157	6,8·10 ³
<i>Al(АСД-1)</i> <i>Кварцовий пісок</i>	10 90	2700 2260	1020 1530	<50 140-180		
<i>Al(АСД-1)</i> <i>Кварцовий пісок</i>	10 90	2700 2260	1020 1530	<50 180-315	35	1,54·10 ⁶
<i>Al(АСД-1)</i> <i>Кварцовий пісок</i>	10 90	2700 2260	1020 1530	<50 315-400		
<i>Al(АСД-1)</i> <i>Кварцовий пісок</i>	10 90	2700 2260	1020 1530	<50 400-500	Сегрегація	-
<i>Al(АСД-1)</i> <i>Al₂O₃</i>	3 97	2700 3960	1020 1060	<50 <30	1,34	5,8·10 ⁴
<i>Al(ПА-3)</i> <i>Al₂O₃</i>	3 97	2700 3960	1030 1060	<140 <30		
<i>Al(ПА-2)</i> <i>Al₂O₃</i>	3 97	2700 3960	1040 1060	140-180 <30	2,9	840
<i>Al(ПА-2)</i> <i>Al₂O₃</i>	3 97	2700 3960	1040 1060	180-315 <30		

Продовження таблиці

1	2	3	4	5	6	7
<i>Al(ПА-2)</i>	3	2700	1050	315-400	2,97	74
<i>Al₂O₃</i>	97	3960	1060	<30		
<i>Al(ПА-2)</i>	3	2700	1050	400-500	2,6	33
<i>Al₂O₃</i>	97	3960	1060	<30		
<i>Аеросил</i>	2,2	2260	53	<1	14,5	27·10 ⁶
<i>Al(АСД-1)</i>	97,8	2700	1020	<50		
<i>Аеросил</i>	7,6	2260	53	<1	16,7	31·10 ⁶
<i>Al(АСД-1)</i>	92,4	2700	1020	<50		
<i>Аеросил</i>	13	2260	53	<1	350	6,5·10 ⁸
<i>Al(АСД-1)</i>	87	2700	1020	<50		
<i>Аеросил</i>	23	2260	53	<1	78	1,4·10 ⁸
<i>Al(АСД-1)</i>	77	2700	1020	<50		
<i>Аеросил</i>	37,5	2260	53	<1	360	6,6·10 ⁸
<i>Al(АСД-1)</i>	62,5	2700	1020	<50		
<i>Al(АСД-1)</i>	50	2700	1020	<50	220	9,6·10 ⁶
<i>Аеросил</i>	50	2260	53	<1		
<i>Al(АСД-1)</i>	20	2700	1020	<50	29	1,2·10 ⁶
<i>Аеросил</i>	80	2260	53	<1		
<i>Аеросил</i>	8	2260	53	<1	Сегрегація	-
<i>Al(ПА-3)</i>	92	2700	1020	<140		
<i>Al(АСД-1)</i>	3	2260	1020	<50	0,66	2,9·10 ⁴
<i>NaCl</i>	97	2165	1140	<140		
<i>Al(АСД-1)</i>	3	2260	1020	<50	0,92	4·10 ⁴
<i>NaCl</i>	97	2165	1140	140-180		
<i>Al(АСД-1)</i>	3	2260	1020	<50	5,8	2,5·10 ⁵
<i>NaCl</i>	97	2165	1140	180-315		
<i>Al(АСД-1)</i>	3	2260	1020	<50	Сегрегація	-
<i>NaCl</i>	97	2165	1140	315-400		
<i>Al(АСД-1)</i>	3	2260	1020	<50	Сегрегація	-
<i>NaCl</i>	97	2165	1140	400-500		
<i>Al(АСД-1)</i>	15	2700	1030	<250	0,1	61
<i>NaCl</i>	15	2165	1140	<250		
<i>KCO₃</i>	70	2530	1020	<250		
<i>Mg(МПФ-3)</i>	14	1740	438	<350	1,6	200
<i>Ba(NO₃)₂</i>	67	3240	1870	<250	(у гранулах)	
<i>C₆Cl₆</i>	14	2044	761	<250		
<i>Ітогал</i>	5	1250	528	-		

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. *Аверкин С. В.* Разработка непрерывнодействующего смесительного агрегата центробежного типа для получения сухих многокомпонентных композиций : дис. ... канд. техн. наук / С. В. Аверкин. – Кемерово, 2004. – 150 с.
2. *Александровский А. А.* Исследование процесса смешивания и разработка аппаратуры для приготовления композиций, содержащих твердую фазу : автореф. дис. ... д-ра техн. наук / А. А. Александровский. – Казань, 1977. – 40 с.
3. *Астапов С. Ю.* Повышение эффективности смешивания в мобильном раздатчике-смесителе за счет совершенствования шнекового аппарата : дис. ... канд. техн. наук / С. Ю. Астапов. – Мичуринск, 2007. – 138 с.
4. *Багаева М. Э.* Исследование и разработка системы оптимального управления процессами приготовления смеси сухих компонентов и тонкого сухого помола в электродном производстве : дис. ... канд. техн. наук / М. Э. Багаева. – Владикавказ, 2006. – 123 с.
5. *Бакалов В. Г.* Аналіз існуючих теорій змішування сипучих матеріалів і методів оцінки якості суміші / В. Г. Бакалов // Вісник Черніг. держ. технолог. ун-ту. Серія “Технічні науки” – Чернігів, 2008. – № 34. – С. 152-160.
6. *Баранов В. Т.* Закономерности смешивания сыпучих материалов в цилиндрическом барабане / В. Т. Баранов, А. Н. Воробьев // ТОХТ. –1973. – Т. 13. – № 6. – С. 904-910.
7. *Баранцева Е. А.* Исследование процессов непрерывного смешения сыпучих материалов и разработка метода их расчета на основе теории цепей Маркова : дис. ... канд. техн. наук / Е. А. Баранцева. – Иваново, 2003. – 108 с.
8. *Баруга-Рид А. Т.* Элементы теории марковских процессов и их приложения / А. Т. Баруга-Рид ; под ред. А. А. Ширлева. – М. : Наука, 1969. – 511 с.
9. *Белоусов Г. Н.* Моделирование процесса непрерывного смешивания в центробежных аппаратах на основе кинетических моделей : дис. ... канд. техн. наук / Г. Н. Белоусов. – Кемерово, 2006. – 145 с.
10. *Бернхардт Э.* Переработка термопластичных материалов / Э. Бернхардт. – М. : Химия, 1965. – 747 с.
11. *Богданов В. В.* Основы технологии смешения полимеров / В. В. Богданов, В. И. Метелкин, С. Г. Савватеев. – Л. : Ленинградский университет, 1984. – 192 с.
12. *Богданов В. В.* Смешение полимеров / В. В. Богданов. – Л. : Химия, 1982. –112 с.

13. *Бородулин Д. М.* Разработка и исследование непрерывнодействующего смесительного агрегата центробежного типа для получения сухих комбинированных продуктов : дис. ... канд. техн. наук / Д. М. Бородулин. – Кемерово, 2003. – 231 с.

14. *Буревой И. А.* Математическая модель перемешивания и сепарации полидисперсного материала в кипящем слое / И. А. Буревой, А. Х. Ибрагим // Известия вузов. – 1971. – № 1. – С. 136-140.

15. *Бушмелев А. В.* Моделирование процессов смешения и уплотнения тонкодисперсных материалов в новом аппарате центробежного действия : дис. ... канд. техн. наук / А. В. Бушмелев – Ярославль, 2007. – 148 с.

16. *Виниченко М. М.* Разработка и исследование центробежного смесителя непрерывного действия для получения дисперсных комбинированных продуктов : дис. ... канд. техн. наук / М. М. Виниченко – Кемерово, 2006. – 146 с.

17. *Волков А. С.* Разработка и исследование непрерывнодействующего смесительного агрегата с направленной организацией движения материальных и воздушных потоков для получения сухих комбинированных продуктов : дис. ... канд. техн. наук / А. С. Волков. – Кемерово, 2005. – 174 с.

18. *Выбор* рационального режима смешения сыпучих материалов при их импульсном псевдооживлении / М. В. Александров, В. В. Малюшин, В. Г. Бакалов, М. Ф. Михалёв // ИФЖ. – 1980. – Т. 38. – № 1. – С. 23-28.

19. *Ганин Е. В.* Совершенствование процессов измельчения и смешивания для получения однородных комбикормов требуемого гранулометрического состава : дис. ... канд. техн. наук / Е. В. Ганин. – М., 2005. – 242 с.

20. *Головин И. М.* Разработка алгоритмов, численных методов и программной среды для управления качеством рецептурных смесей на основе методов математического программирования : дис. ... канд. техн. наук / И. М. Головин. – М., 2006. – 119 с.

21. *Голубь Г. Н.* Совершенствование процесса и математическое описание получения трехфазной смеси в лопастном смесителе : дис. ... канд. техн. наук / Г. Н. Голубь. – Ярославль, 2005. – 103 с.

22. *Гриднев А. Н.* Совершенствование рабочего процесса и обоснование параметров раздатчика-смесителя кормов для телят : дис. ... канд. техн. наук / А. Н. Гриднев. – Белгород, 2004. – 136 с.

23. *Гуль В. Е.* Основы переработки пластмасс / В. Е. Гуль, М. С. Акутин. – М. : Химия, 1985. – 400 с.

24. *Гулько В. В.* Совершенствование процесса смешивания в аппаратах вибрационного действия : дис. ... канд. техн. наук / В. В. Гулько. – Оренбург, 2007. – 171 с.
25. *Гусев С. В.* Улучшение равномерности раздачи кормов с обоснованием конструктивно-кинематических параметров раздатчика-смесителя : дис. ... канд. техн. наук / С. В. Гусев. – Пенза, 2004. – 197 с.
26. *Гусев Ю. И.* Конструирование и расчет машин химических производств / Ю. И. Гусев, И. Н. Карасев, Э. Э. Кольман-Иванов. – М. : Машиностроение, 1985. – 408 с.
27. *Демин О. В.* Совершенствование методов расчета и конструкций лопастных смесителей : дис. ... канд. техн. наук / О. В. Демин. – Тамбов, 2003. – 210 с.
28. *Евсеевков С. В.* Повышение эффективности процесса смешивания компонентов сыпучих кормов : дис. ... д-ра техн. наук / С. В. Евсеевков. – Челябинск, 1994. – 361 с.
29. *Ершов М. Ю.* Обобщение и развитие научных представлений о механизме приготовления сырых песчано-глинистых смесей, оптимизация его энергетических, технологических параметров и конструкций смесителей : дис. ... д-ра техн. наук / М. Ю. Ершов. – М., 2004. – 377 с.
30. *Жуков А. Н.* Разработка непрерывнодействующего смесительного агрегата и исследование процесса приготовления сухих смесей при высоких соотношениях смешиваемых компонентов : дис. ... канд. техн. наук / А. Н. Жуков. – Кемерово, 2004. – 232 с.
31. *Журавлев А. А.* Разработка процесса и устройства для смешивания и формования помадной массы на основе порошкообразного сахаро-паточного полуфабриката : дис. ... канд. техн. наук / А. А. Журавлев. – Воронеж, 2004. – 248 с.
32. *Зензинова Ю. Б.* Автоматизация методов прогнозирования эффективности процессов смешивания на смесовых и ленточных машинах : дис. ... канд. техн. наук / Ю. Б. Зензинова. – М., 2005. – 247 с.
33. *Золотарев О. В.* Смеситель для сухих строительных смесей лоткового типа : дис. ... канд. техн. наук / О. В. Золотарев. – Белгород, 2006. – 160 с.
34. *Иванов А. В.* Теоретико-конструктивные вопросы построения геометрической модели лопасти смесителя порошковых материалов : дис. ... канд. техн. наук / А. В. Иванов. – М., 2004. – 129 с.
35. *Иванов П. А.* Течение зернистых материалов в гравитационных сепараторах и смесителях: закономерности, техника измерения, метод прогнозирования : дис. ... канд. техн. наук / П. А. Иванов. – Тамбов, 2003. – 152 с.

36. *Игнатенков В. Г.* Повышение эффективности производства витаминно-кормовой добавки на основе сапропеля путем обоснования конструктивных и технологических параметров смесителя-измельчителя : дис. ... канд. техн. наук / В. Г. Игнатенков. – Великие Луки, 2005. – 180 с.
37. *Игнатович Э.* Химическая техника. Процессы и аппараты / Э. Игнатович. – М. : Техносфера, 2007. – 657 с.
38. *Исследование* кинетики перемешивания твёрдой фазы в пульсирующем слое дисперсного материала / С. В. Калинин, В. С. Ефремцев, А. Ф. Дамидович, О. Д. Макаров // Тепло- и массообмен в двухфазных системах при фазовых и химических превращениях. – Минск, 1976. – 171 с.
39. *Камакин А. Н.* Адаптивное управление процессом приготовления смесей на примере шинного производства : дис. ... канд. техн. наук / А. Н. Камакин. – Ярославль, 2003. – 212 с.
40. *Ким В. С.* Оборудование подготовительного производства заводов пластмасс / В. С. Ким, В. В. Скачков. – М. : Машиностроение, 1977. – 183 с.
41. *Ковалёва Л. А.* Совершенствование процесса приготовления высокобелковых кормовых смесей для птицы путем обоснования параметров смесителя-гранулятора : дис. ... канд. техн. наук / Л. А. Ковалёва. – Благовещенск, 2007. – 178 с.
42. *Колбасин А. М.* Автоматизация технологического процесса управления производством многокомпонентных сыпучих бетонных смесей с учетом ошибок дозирования : дис. ... канд. техн. наук / А. М. Колбасин. – М., 2007. – 151 с.
43. *Криворот А. С.* Конструкция и основы проектирования машин и аппаратов химической промышленности / А. С. Криворот. – М. : Машиностроение, 1976. – 376 с.
44. *Лекая В. М.* Процессы и аппараты химической промышленности / В. М. Лекая, А. В. Лекая. – М. : Высшая школа, 1984. – 247 с.
45. *Лифшиц Е. М.* Физическая кинетика / Е. М. Лифшиц, Л. М. Питаевский. – М. : Наука, 1979. – Т. 10. – 527 с.
46. *Луценко В. И.* Характеристика степени неоднородности смесей по изменчивости одного признака / В. И. Луценко // Доклад Академии наук Армянской ССР. – 1972. – Т. 55. – № 1. – С. 51-56.
47. *Макаров Ю. И.* Аппараты для смешения сыпучих материалов / Ю. И. Макаров. – М. : Машиностроение, 1973. – 215 с.
48. *Макаров Ю. И.* Определение типа смесителя для сыпучих материалов с помощью номограммы / Ю. И. Макаров, С. С. Кошковский,

И. И. Багринцев // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1980. – № 3. – С. 27-28.

49. *Мак-Келви Д. М.* Переработка полимеров / Д. М. Мак-Келви. – М. : Химия, 1965. – 442 с.

50. *Мандрыка М. Е.* Разработка конструкций и методов расчета аппаратов для совмещенных процессов смешения и тепломассообмена: На примере производства сухих многокомпонентных быстрорастворимых смесей : дис. ... канд. техн. наук / М. Е. Мандрыка. – Тамбов, 2006. – 242 с.

51. *Маньянов В. И.* Разработка и исследование центробежного смесителя-диспергатора с направленной организацией движения потоков для переработки сыпучих материалов : дис. ... канд. техн. наук / В. И. Маньянов. – Кемерово, 2006. – 150 с.

52. *Машиностроение* : энциклопедия в 40 томах. Том IV-13 / под ред. К. В. Фролова. – М. : Машиностроение, 1997. – 608 с.

53. *Морозов А. С.* Разработка непрерывнодействующего смесительного агрегата для получения плохосыпучих дисперсных комбинированных смесей : дис. ... канд. техн. наук / А. С. Морозов. – Кемерово, 2006. – 161 с.

54. *Надежин Е. С.* Интенсификация режимов работы смесителей лопастного типа для получения тексотропных смесей : дис. ... канд. техн. наук / Е. С. Надежин. – Тула, 2006. – 182 с.

55. *Нафаред В. В.* Кинетика смешения бинарных композиций содержащих твёрдую фазу / В. В. Нафаред, А. А. Александровский, А. А. Дорохов // ТОХТ. – 1976. – Т. 10. – № 1. – С. 149-153.

56. *Непомнящий Е. А.* Кинетика некоторых процессов переработки дисперсных материалов / Е. А. Непомнящий // ТОХТ. – 1973. – Т. 7. – № 5. – С. 754-763.

57. *Непомнящий Е. А.* Некоторые результаты изучения кинетики сепарирования и смешивания дисперсных материалов / Е. А. Непомнящий // ИФЖ. – 1967. – Т. 7. – № 5. – С. 583-591.

58. *Николаев В. Н.* Разработка и обоснование основных параметров вибрационного смесителя сыпучих кормов : дис. ... канд. техн. наук / В. Н. Николаев. – Челябинск, 2004. – 166 с.

59. *Николаев Е. А.* Разработка методов расчёта и моделирование малообъёмных роторных дезинтеграторов-смесителей : дис. ... канд. техн. наук / Е. А. Николаев. – Уфа, 2008. – 121 с.

60. *Осина Л. М.* Разработка смесителя для приготовления фибробетонной смеси на базе управляемого вибровозбудителя : дис. ... канд. техн. наук / Л. М. Осина. – Полтава, 2000. – 192 с.

61. *Плановский А. Н.* Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М. : Химия, 1968. – 848 с.
62. *Пленер Ю. Л.* Оценка качества смешения дисперсных материалов / Ю. Л. Пленер, Л. В. Василевская // Химическая промышленность. – 1971. – № 11. – С. 44-47.
63. *Пономарев Д. А.* Моделирование процессов смешивания сыпучих материалов в статических поворотных смесителях : дис. ... канд. техн. наук / Д. А. Пономарев. – Иваново, 2006. – 155 с.
64. *Пономаренко И. Г.* Обоснование параметров и режимов работы спирального смесителя-распределителя минеральных удобрений : дис. ... канд. техн. наук / И. Г. Пономаренко. – Черноград, 2005. – 178 с.
65. *Пошковский С. С.* Разработка методики выбора оптимального варианта смесительной машины для сыпучих композиций с заданными свойствами : автореф. дис. ... канд. техн. наук / С. С. Пошковский. – М. : МИХМ, 1980. – 16 с.
66. *Пушко В. А.* Разработка и оптимизация параметров вибрационного смесителя с порционной загрузкой компонентов корма : дис. ... канд. техн. наук / В. А. Пушко. – Оренбург, 2004. – 190 с.
67. *Розанов Ю. А.* Случайные процессы / Ю. А. Розанов. – М. : Наука, 1971. – 286 с.
68. *Рябинин Д. Д.* Смесительные машины для пластмасс и резиновых смесей / Д. Д. Рябинин, Ю. Е. Лукач. – М. : Машиностроение, 1972. – 272 с.
69. *Саблинский А. И.* Разработка и исследование непрерывнодействующего смесеприготовительного агрегата на основе теории марковских процессов: дис. канд. техн. наук / Саблинский А.И. – Кемерово, 2004. – 168 с.
70. *Селиванов Ю. Т.* Методы расчета и совершенствование конструкций циркуляционных смесителей, обеспечивающих заданное качество смеси : дис. ... д-ра техн. наук / Ю. Т. Селиванов. – Тамбов, 2005. – 336 с.
71. *Смирнов Н. В.* Курс теории вероятностей и математической статистики для технических приложений / Н. В. Смирнов, И. В. Душин-Борковский. – М. : Наука, 1969. – 511 с.
72. *Сокольчик П. Ю.* Инструментально-квалиметрическая и компьютерная поддержка контроля и управления качеством продукции автоматизированных производств многокомпонентных гетерогенных смесей : дис. ... канд. техн. наук / П. Ю. Сокольчик. – Пермь, 2006. – 158 с.

73. *Стеценко В. В.* Розробка автоматизованого відцентрового змішувача безперервної дії з додатковою зоною змішування для сипких матеріалів легкої промисловості : автореф. дис. ... канд. техн. наук / В. В. Стеценко. – К., 2007. – 21 с.

74. *Таганов И. Н.* Моделирование процессов массо- и энергопереноса / И. Н. Таганов. – Л. : Химия, 1979. – 204 с.

75. *Тадмор З.* Теоретические основы переработки полимеров / З. Тадмор, К. Гогос. – М. : Химия, 1984. – 632 с.

76. *Тихонов О. А.* Введение в динамику массопереноса процессов обогатительной технологии / О. А. Тихонов. – Л. : Надра, 1973. – 240 с.

77. *Торнер Р. В.* Основные процессы переработки полимеров. Теория и методы расчета / Р. В. Торнер. – М. : Химия, 1972. – 453 с.

78. *Торнер Р. В.* Теоретические основы переработки полимеров / Р. В. Торнер. – М. : Химия, 1977. – 464 с.

79. *Хохлова Ю. В.* Исследование процессов смешивания сыпучих материалов в лопастных смесителях непрерывного действия : дис. ... канд. техн. наук / Ю. В. Хохлова. – Иваново, 2009. – 120 с.

80. *Чувпило А. В.* Тенденции в развитии исследовательских работ по изучению влияния величины пробы на оценку качества смешения / А. В. Чувпило // Расчет конструирования и исследования оборудования производства источника тока. – М. : Энергия, 1968. – С. 72-81.

81. *Шайбаков В. Д.* Повышение эффективности производства модифицированных сухих строительных смесей на основе энтропии процесса перемешивания : дис. ... канд. техн. наук / В. Д. Шайбаков. – М., 2007. – 148 с.

82. *Шаргородский А. М.* Подготовка и смешение композиций / А. М. Шаргородский, Ю. М. Журкин, В. В. Богданов. – Л. : Химия, 1973. – 80 с.

83. *Яндалеев С. А.* Совершенствование технологических параметров смесителей непрерывного действия для производства арболита : дис. ... канд. техн. наук / С. А. Яндалеев. – Йошкар-Ола, 2005. – 148 с.

84. *Яцунов А. Н.* Обоснование основных параметров вибрационного смесителя сыпучих кормов с перемешивающими элементами конической формы : дис. ... канд. техн. наук / А. Н. Яцунов. – Омск, 2008. – 178 с.

85. *Alfredson, P. G., Doig, I. D.* Behaviour of pulsed fluidised beds. Part. I. II. Bed expansion, contractions. – Trans. Inst. Chem. Eng., 1973. – Vol. 51. – № 3. – P. 232-246.

86. *Berg, D. B.* Viniscalc V. Product uniformity up 300 %. – Chem. Precess, 1968. – Vol. 31. – № 4. – P. 30-37.

87. *Brethmah, A., Wollan, G., Feldman, S.* Neca analysis provides formula to solve mixing problems. – Chem. and Met. Engin, 1955. – Vol. 52. – № 4. – P. 102-108.
88. *Cahn, D. S.* Simulation of Diffusional Mixing of Particulate Solids by Monte Carlo Techniques. Ph. D. Thesis, University of California, Berkeley, 1966.
89. *Coulson, I., Maitra, M.* The mixing of solid particles. – Ind. Chem, 1950. – Vol. 26. – P. 55-62.
90. *Danckwerts, P. V.* The definition and measurement of some characteristics of mixtures. – Appl. Sci. Rev., SA, 1952. – Vol. 3. – P. 279-288.
91. *Fan L. T., Chen S. J., Watson C. A.* Solids Mixing. Ind. Eng. Chem. – 1970. – 62 (7). – P. 53-69.
92. *Fisher, R. K.* Rates of Diffusive Mixing of Particulate Solids. Ph. D. Thesis, Princeton University, 1961.
93. *Harnby, N., Edwards M.F., Nienow A.W.* Mixing in the process industries. Second edition, 2000. – 414 p.
94. *Heidt, H. M., Zevey, R. P., Hamrin, C. E.* The use of fluidized equipment in enriched uranium processing. – Chem. Eng. Progr. Symp. Ser, 1966. – Vol. 62. – № 65. – P. 43-51.
95. *Hogg, R., Cahn, D. S., Healy, T. W., Fuerstenau, D. W.* Diffusional Mixing in an Ideal System., Chem. Eng., Sci., 2, 1025, 1966.
96. *Kobayashi, M., Ramaswami, D., Brazelton, W. T.* Heat transfer from an internal surface to a pulsed bed. Chem. Eng. Progr. Symp. Ser, 1970. – Vol. 66. – № 105. – P. 58-67.
97. *Kobayashi, M., Ramaswami, D., Brazelton, W. T.* Pulsed bed Approach to Fluidization. Chem. Eng. Progr. Symp. Ser, 1970. – Vol. 66. – № 105. – P. 47-57.
98. *Krell, W.* Forschung auf dem Gebiete des Ingenieurwesens. – Chem. Ing. Tech, 1954. – Vol. 26. – № 20. – P. 1-36.
99. *Kristensen, H. G.* Comparison of models for the characterization of solid mixtures Chem. Eng. Sci, 1978. – Vol. 33. – № 5. – P. 555-559.
100. *Lacey, P. M.* Developments in the theory of particle mixing. I. Appl. Chem, 1954. – Vol. 4. – № 5. – P. 257-268.
101. *Mowak, W.* Untersuchungen über den zeitlichen Ablauf eines Mischungsvorganges. Chem. Techn., 1977. – Vol. 29. – № 6. – P. 311-313.
102. *Otake, T., Kitaoka, H., and Tone, S.* Mixing of Solid Particles in a Cylindrical Tank Equipped with Paddle-Type Impellers, Kagaku Kogaku, 25, 178, 1961, Japan
103. *Pool, K. P., Taylor, B. E., Wall, G. P.* Mixing powders to fine – Scale homogeneity Studies of batch mixing. – Trans. Inst. Chem. Eng., 1964. – Vol. 42. – № 7.8. – P. 305-315.

104. *Scott, A. M., Bridgwater, I.* The characterization of patchy mixtures. – Chem. Eng. Sci, 1974. – Vol. 29. – № 8. – P. 1789-1800.
105. *Smith, I. C.* Mixing Chemicals with socl. – Ind. Eng. Chem, 1955. – Vol. 47. – № 11. – P. 2240-2244.
106. *Sommer, R.* Mechanismen des Palvermischers. – Chem. Ing. Techn., 1977. – Vol. 49. – № 4. – P. 305-311.
107. *Stange, K.* Genauigkeit der Preichahme bei Mischungen kornigen stoffe Einfluß des bewichts von Einzelribren. – Chem. Ing. Techn., 1967. – Vol. 39. – № 9.10. – P. 385-392.
108. *Stange, K.* Die Mischgüte einch Zufallmischungen als Grundlage zur Beurteilung von Mischversuchen. – Chem. Ing. Techn., 1954. – Vol. 2.6. – № 33. – P. 137-144.
109. *Weidenbaum, S. S., Bonilla, C. F.* A fundamental study of the mixing of particulate solids. – Chem. Eng. Progr., 1955. – Vol. 57. – № 1. – P. 27-36.
110. *Wong, H. W., Baird, M. A. I.* Fluidization in a pulsed Gas Flow. – Chem. Eng. I., 1971. – Vol. 2. – № 2. – P. 104-113.

НАУКОВЕ ВИДАННЯ

**Валерій Григорович Бакалов,
Петро Іванович Чередніченко,
Олег Валерійович Бакалов**

ЗМІШУВАЧІ ДЛЯ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ І МЕТОДИ ОЦІНЮВАННЯ ЯКОСТІ СУМІШІ

МОНОГРАФІЯ

Літературний редактор	Л.М. Сила
Коректор	О.С. Сметлова
Комп'ютерна верстка і макетування	В.М. Олефіренко
	Т.В. Коваленко

Підписано до друку 07.06.2013. Формат 60x84/16.
Гарнітура Times New Roman. Умов. друк. арк. – 9,24. Обл.-вид. арк. – 6,03.
Тираж 300 пр. Замовлення № 176/13.

Редакційно-видавничий відділ Чернігівського державного технологічного університету
14027, Україна, м. Чернігів, вул. Шевченка, 95.
Свідоцтво про внесення суб'єкта видавничої справи до Державного реєстру видавців,
виготівників і розповсюджувачів видавничої продукції
Серія ДК № 840 від 04.03.2002 р.