

УДК 66.099

УКПП

№ держреєстрації 0115U002551

Інв. №

Міністерство освіти і науки України

Сумський державний університет

(СумДУ)

40007, м. Суми, вул. Римського-Корсакова, 2, тел. (0542) 33-41-08

info@nis.sumdu.edu.ua

**ЗАТВЕРДЖУЮ**

Проректор з наукової роботи,

д.ф.-м.н., проф.

\_\_\_\_\_ А.М. Чорноус

**ЗВІТ**

ПРО НАУКОВО-ДОСЛІДНУ РОБОТУ

ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ ТА ПРОЦЕСІВ ТЕПЛО- МАСООБМІНУ В

АПАРАТАХ З ДИСПЕРСНОЮ ФАЗОЮ

(остаточний)

Керівник НДР,  
к.т.н., проф.

В.Я. Стороженко

2019

Рукопис закінчено 15 грудня 2019 року

Результати даної роботи розглянуто на засіданні наукової ради,

Протокол від \_\_\_\_\_, № \_\_\_\_

**СПИСОК АВТОРІВ**

Професор кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», к.т.н., професор (керівник)	(2019.12.05)	В.Я. Стороженко (керівництво роботою, вступ, розділ 1, висновки)
Аспірант кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», к.т.н.	(2019.12.05)	С.В. Шабрацький (розділ 1)
Асистент кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв»	(2019.12.05)	В.А. Смирнов (розділ 1)
Доцент кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», к.т.н., доцент	(2019.12.05)	М.П. Юхименко (розділ 2)
Доцент кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», к.т.н., доцент	(2019.12.05)	Я.Е. Михайловський (розділ 2)
Асистент кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», к.т.н.	(2019.12.05)	А.В. Литвиненко (розділ 2)

## РЕФЕРАТ

Звіт про НДР: 243 с., 86 рис., 317 джерел.

*Об'єкт дослідження:* гідродинаміка одно- та двофазних потоків у нових конструкціях високоефективних апаратів для процесів масообміну та пневматичної класифікації.

*Мета роботи:* розробка нових конструкцій та створення науково обгрунтованої методики розрахунку гідродинамічних чинників течії фаз та оптимальних розмірів апаратів для вище вказаних процесів.

*Методи дослідження:* експериментальне та математичне моделювання процесів гідродинаміки та пневмокласифікації проводилися за стандартними методиками.

Результати дослідження спрямовані на розробку та створення методики розрахунку більш ефективних апаратів для процесів масообміну та пневматичної класифікації.

Результати наукових досліджень були використані для розрахунків та розробки апаратів з самоусмоктуючими ежекційними мішалками які успішно пройшли випробування в промислових умовах та рекомендовані до впровадження у виробництво.

ПЕРЕМІШУВАННЯ, ГІДРОДИНАМІКА, ГАЗОВМІСТ,  
САМОУСМОКТОУЮЧА МІШАЛКА, ПОТУЖНІСТЬ, ГАЗОРІДИННА СИСТЕМА,  
ПНЕВМОКЛАСИФІКАЦІЯ, ШВИДКІСТЬ ВИТАННЯ.

## ЗМІСТ

Вступ.....	8
<b>Розділ 1 Дослідження гідродинаміки газорідинних систем в реакторах з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями.....</b>	<b>11</b>
1.1 Гідродинаміка газорідинних систем в реакторах з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями .....	11
1.1.1 Апарати об'ємного типу з перемішуючими пристроями для проведення газорідинних реакцій .....	11
1.1.2 Газовміст перемішуваного середовища в апаратах з мішалками ...	21
1.1.3 Потужність споживана при перемішуванні в апаратах об'ємного типу .....	28
1.1.4 Висновки, постановка задачі дослідження .....	31
1.2 Експериментальна установка для дослідження гідродинаміки в газорідинних апаратах з самоусмоктуючими мішалками .....	33
1.2.1 Експериментальні установки для проведення гідродинамічних випробувань .....	33
1.3 Механізм усмоктування газового потоку самоусмоктуючими ежекційними мішалками .....	39
1.3.1 Задачі експериментального дослідження .....	39
1.3.2 Початкова частота обертання самоусмоктуючих ежекційних мішалок та коефіцієнт гідравлічного опору порожнистих лопатей .....	39
1.3.3 Гідродинаміка руху усмоктуємого газу порожнистими лопатями самоусмоктуючих ежекційних мішалок .....	53
1.3.4 Насосна продуктивність самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями.....	79
1.3.5. Висновки до розділу.....	95
1.4 Дослідження газовмісту та потужності на перемішування в апараті з самоусмоктуючими ежекційними мішалками.....	97

1.4.1. Дослідження газовмісту в апараті з самоусмоктуючою ежекційною мішалкою.....	97
1.4.2. Розрахунок поверхні крапель та площі контакту фаз.....	102
1.4.3. Потужність на перемішування самоусмоктуючими ежекційними мішалками.....	109
1.4.4 Висновки до розділу.....	119
1.5 Розробка методики розрахунку апаратів з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями.....	121
1.5.1 Алгоритм інженерного розрахунку апаратів з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями.....	121
1.5.2 Висновки та рекомендації щодо розрахунку апаратів об'ємного типу з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями.....	126
<b>ВИСНОВКИ</b> .....	128
Список використаних джерел до розділу 1.....	130

<b>РОЗДІЛ 2 Дослідження процесу класифікації сипких сумішей у гравітаційному пневмокласифікаторі ромбовидної форми.....</b>	<b>145</b>
2.1 Літературний огляд і постановка завдання досліджень .....	145
2.1.1 Сучасні методи та обладнання для розділення сипких матеріалів..	145
2.1.2 Закономірності розділення сипких сумішей у пневмокласифікаторах.....	152
2.1.3 Теоретичні закономірності руху двофазних потоків в сепараційному каналі пневмокласифікаторів .....	157
2.1.4 Сили, що діють на частинку в газовому потоці.....	166
2.2 Характеристика об'єктів дослідження та методики проведення експериментів.....	167
2.2.1 Характеристика пісочної суміші.....	167
2.2.2 Експериментальна установка для пневматичної класифікації.....	169

2.2.3	Методики дослідження гідродинамічних закономірностей, пневматичної класифікації та кінетики руху частинок в апараті.....	173
2.2.4	Методика дослідження часу завантаження фракції в апарат та підпитки шару матеріалу. Кінетика руху частинок в апараті.....	174
2.2.5	Методика дослідження ефективності класифікації.....	175
2.2.6	Методика дослідження швидкості витання полідисперсних систем для аналізу можливостей роботи апарату з різними матеріалами.....	175
2.2.7	Оцінка похибок вимірювання.....	178
2.3	Фізичне моделювання та експериментальні дослідження гідродинаміки двофазного потоку та ефективності процесу пневмокласифікації на моделі ромбічного пневмокласифікатора.....	180
2.3.1	Фізична модель гідродинаміки двофазного потоку.....	180
2.3.2	Фізична модель процесу пневмокласифікації.....	186
2.3.3	Гідродинаміка однофазного потоку.....	191
2.3.4	Дослідження швидкості витання полідисперсних матеріалів.....	195
2.3.5	Дослідження процесу класифікації.....	197
2.3.5.1	Дослідження впливу витрати газового потоку на якість розділення.....	197
2.3.5.2	Аналіз впливу часу дозавантаження і розвантаження обертаючого шару матеріалу на якість розділення.....	200
2.3.5.3	Оцінка ефективності пневмокласифікації різних матеріалів.....	204
2.4	Математичне моделювання процесу пневмокласифікації.....	210
2.4.1	Закономірності процесу пневмокласифікації.....	211
2.5	Узагальнення та використання результатів досліджень ромбічного пневмокласифікатора.....	217
2.5.1	Аналіз та співставлення результатів експериментальних досліджень та математичного моделювання.....	217
2.5.2	Методика розрахунку пневмокласифікатора .....	219

2.5.3 Порівняння основних типів пневмокласифікаторів.....	225
ВИСНОВКИ .....	227
Список використаних джерел до розділу 2.....	229

## ВСТУП

У масообмінних процесах, зокрема для систем газ-рідина, інтенсифікація та підвищення продуктивності апаратів об'ємного типу з перемішувачами є актуальною і пріоритетною задачею в сучасній хімічній, нафтохімічній і мікробіологічній промисловості. Ці процеси відрізняються фізико-хімічними властивостями речовин, складом взаємодіючих компонентів і фаз, швидкістю реакції, інтенсивністю тепловиділення. Абсорбція та хемосорбція займають значне місце в структурі технологічних процесів різних виробництв, ефективність яких залежить від раціонального використання природних ресурсів, якості продукції та впливу виробництва на навколишнє середовище. Підвищення ефективності роботи масообмінних апаратів залежить від гідродинаміки газорідинної суміші в перемішуємому об'ємі. Особливість таких процесів, що супроводжуються хімічною реакцією, наприклад, хлорування, сульфурвання, окислення та ін. дуже часто визначається раціональним вибором апаратурного оформлення технологічних схем, серед яких в якості основних апаратів є реактори об'ємного типу з перемішувачами. У класичних апаратах такого типу газовий реагент зазвичай подається під перемішувачий пристрій через барботер, виконаний у вигляді тора зігнутої перфорованої труби, або через газорозподільник, виконаний у вигляді кільцевого відкритого знизу жолоба з рівномірно розміщеною по його верхній кромці перфорацією. Найбільш ефективними перемішувачами стандартного типу вважаються турбінні відкриті мішалки. Основною перевагою їх є створення розвинутої міжфазної поверхні за рахунок інтенсивного дроблення бульбашок газу або повітря та їх рівномірного розподілу в перемішуємому об'ємі. Окремі конструкції перемішувачів в апаратах виконують функцію відцентрового насоса, який перекачує газову фазу в перемішуєме середовище. Для цієї мети часто використовуються турбінні самоусмоктуючі мішалки, які дозволяють спростити технологічні схеми виробництва, пов'язані з підтримкою надмірного тиску на лініях подачі газового реагенту. В технічній літературі приведені надійні методи гідродинамічного



розрахунку класичних газорідних апаратів. Проте, ці методи неприйнятні або недостатні для розрахунків апаратів з самоусмоктуючими мішалками ежекційного типу.

У сучасній хімічній, нафтохімічній і мікробіологічній промисловості існують масообмінні та реакційно-дифузійні процеси в гетерогенних системах газ-рідина, які здійснюються в плівкових, барботажних, газліфтних апаратах та апаратах об'ємного типу з перемішувачами пристроями. Ці процеси розрізняються фізико-хімічними властивостями речовин, складом взаємодіючих фаз, швидкістю реакції та інтенсивністю тепловиділення. Інтенсифікація хіміко-технологічних процесів та підвищення ефективності технологічного обладнання є одним із пріоритетних завдань розвитку науки і техніки. У класичних апаратах об'ємного типу газоподібний реагент зазвичай подається під мішалку через барботер різних конструкцій. Основним показником, що характеризує ефективність цих реакторів є поверхність контакту фаз, яка досягається ефективними перемішувачами пристроями, серед яких використовуються відкриті турбінні мішалки стандартного типу. Процеси, що супроводжуються хімічною реакцією, наприклад, процеси хлорування, сульфурвання, окислення і інші дуже часто залежать від раціонального вибору апаратного оформлення. Якість продуктів цих реакцій залежить від засобу вводу газового реагенту в зону реакції та загальної гідродинаміки в реакторі. Останнім часом для цієї мети використовуються самоусмоктуючі мішалки, які, крім перемішування реакційної маси, використовуються в якості барботеру, що обертається. Останні дозволили спростити технологічні схеми виробництва, пов'язані з підтримкою надмірного тиску на лініях подачі газового реагенту. Для класичних газорідних апаратів відомі гідродинамічні розрахунки, описані в літературі, проте вони неприйнятні або недостатні для розрахунків апаратів з самоусмоктуючими мішалками.

**Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами.** Робота виконувалася в Сумському державному університеті за планом держбюджетної науково-дослідної роботи кафедри процеси та обладнання хімічних та

нафтопереробних виробництв на 2015-2019р.р. по темі «Дослідження гідродинаміки та процесів тепломасообміну в апаратах з дисперсною фазою» (номер державної реєстрації №0115U002551), термін виконання – 2015-2019рр. Замовник – Міністерство освіти і науки України). Також робота була апробована на ТОВ «Завод органічного синтезу», ТОВ «Агросервіс», Науково-промисловому центрі «Перспектива» Української технологічної академії, на всі результати наукових випробувань отримані акти впровадження.

#### **Практичне значення одержаних результатів.**

- на основі отриманих залежностей для визначення гідродинамічних характеристик розроблена інженерна методика розрахунку газорідних апаратів об'ємного типу з турбоежекційними перемішувачами;

- розроблені нові високоефективні конструкції турбоежекційних перемішувачів для проведення газорідних реакцій в апаратах об'ємного типу, які захищені патентами України;

- результати досліджень та методика розрахунку газорідних апаратів з турбоежекційними перемішувачами рекомендуються до використання в технологічних схемах таких виробництв, як наприклад, сульфурвання алкілбензолів, озонування та хлорування пасивних вуглеводнів;

- наукові результати дисертаційної роботи впроваджено при виконанні, промислових випробувань на ТОВ «Завод органічного синтезу», ТОВ «Агросервіс», Науково-промисловому центрі «Перспектива» Української технологічної академії, що підтверджено отриманими актами впровадження; розроблено методику інженерного розрахунку гідродинамічних параметрів процесу пневмокласифікації;

- запропоновано нові корисні моделі–спосіб пневмокласифікації сипких матеріалів та пристрій для пневмокласифікації сипких матеріалів, а також винахід – спосіб пневмокласифікації сипких матеріалів у вертикальному висхідному повітряному потоці і пристрій для його здійснення, які захищені патентами України.

## **РОЗДІЛ 1 ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ ГАЗОРІДИННИХ СИСТЕМ В РЕАКТОРАХ З САМОУСМОКТУЮЧИМИ ПЕРЕМІШУЮЧИМИ ПРИСТРОЯМИ**

### **1.1 Гідродинаміка газорідинних систем в реакторах з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями**

#### **1.1.1 Апарати об'ємного типу з перемішуючими пристроями для проведення газорідинних реакцій**

У хімічній промисловості в останні роки питання вивчення гідродинамічних закономірностей двохфазних потоків набуло особливої ваги стосовно розрахунку абсорбційних та хемосорбційних масообмінних процесів. Багаторазове переміщення молекул різних фаз відносно друг друга в усьому об'ємі апарату можливе під дією імпульсу енергії, який передається за допомогою струменю рідини чи газу або перемішуючого пристрою. Таким чином перемішування є типовим прикладом вирішення задачі з гідродинаміки потоків в масообмінних апаратах об'ємного типу [1-5], з яких найбільш ефективними для проведення газорідинних хімічних процесів є апарати з перемішуючими пристроями. Конструкції мішалок, поза сумнівом, грають досить важливу роль в роботі цих апаратів. У класичних апаратах об'ємного типу з перемішуючими пристроями газовий реагент безпосередньо подається під мішалку через: трубу [5], трубчатий барботер зігнутий у вигляді тору [3] з перфорацією діаметром 2-3мм, пристроїв для розподілу газу [6], виконаному у вигляді кільцевого трубчатого елемента із пористого металокерамічного матеріалу над яким розташований відбійник у вигляді полутору, або пристрою у вигляді усіченого конусу, вершина якого має отвори для виходу газу [7]. Для запобігання забиванню перфорації барботерів продуктами реакції та зменшення гідравлічного опору, отвори в барботері розташовуються на стороні труби зверненої до центру або вниз. Сумарна площа отворів більша ніж площа поперечного перетину труби, що призначена для подачі газового реагенту. В цих газорідинних апаратах найчастіше використовуються стандартні відкриті турбінні мішалки з шістьма вертикальними лопатями або закриті турбінні мішалки [8,9,10], які крім диспергування газового реагенту або

повітря в об'ємі рідини, створюють в апараті два турбулентних контури газорідинної суміші над і під мішалкою. Структура газорідинної суміші в апараті обумовлюється інтенсивністю перемішування та умовами введення газу. При вивченні впливу перемішування на процес хімічного перетворення в системі газ-рідина Павлушенко І.С. і Брагінський Л.Н. [11] установили: енергія, що вводиться в перемішуємий об'єм в залежності від конструктивних особливостей мішалок витрачається на створення циркуляційних потоків і турбулізацію перемішуємого середовища. Основною метою перемішуючих пристроїв є створення розвинутої міжфазної поверхні за рахунок інтенсивного дроблення бульбашок газового реагенту та рівномірного розподілу його по всьому перемішуємому об'єму. Ускладнення конструкції пристроїв для диспергування газу в рідині за задумом авторів [6,10] дозволяє підвищити ефективність розчинення газу в рідині та інтенсифікації масообміну. У всіх вище розглянутих випадках диспергування газового реагенту в зону реакції можливе за умови, якщо в газопроводі та барботері підтримується надмірний тиск, що перевищує тиск висоти стовпа рідини в апараті та суму витрат, пов'язаних з рухом газового реагенту.

Більш ефективними пристроями для усмоктування та диспергування газу є турбінні мішалки відкритого та закритого типу, які обертаються в коаксіально розташованій трубі, що переходить в конусне кільце з радіально закріпленими статорними пластинами [12]. Таке конструктивне виконання розподільчого пристрою для газового реагенту дає можливість використовувати багаторазову рециркуляцію газу. Відомі також пристрої для змішування газу з рідиною [13,14], що досить добре працюють в масообмінних процесах для насичення рідини повітрям, в той же час для процесів, при яких протікає хімічна реакція. Використання таких пристроїв для деяких технологічних процесів недоцільне у випадках, коли продукти реакції приводить до забивання перфорації і, як наслідок, до зупинки роботи реактору. Для таких процесів пропонуються інші конструкції пристроїв для перемішування та турбінні мішалки закритого типу [15-19]. Принцип дії цих пристроїв зосереджений на створенні турбулентних потоків з високою

різницею швидкостей робочих елементів лопатей та перемішуючого середовища і рівномірного розподілу бульбашок в рідині апарату.

Широкого використання в газорідних процесах набули апарати з самоусмоктуючими мішалками, які дозволяють проводити багаторазову циркуляцію важкорозчинних газів із газової фази апарату шляхом забезпечення сильно розвинутої міжфазної поверхні [4, 20]. В цих апаратах аератор виконує декілька функцій: усмоктує газ в реакційний об'єм, забезпечує його диспергування та забезпечує перемішування робочого середовища. Ефект усмоктування відбувається за допомогою введення енергії перемішуючим пристроєм, а оцінку ефективності газорідних апаратів призначених для проведення хімічних процесів автори [20-22] пропонують визначати по газовмісту, умовній витраті газу та питомій потужності.

Крім закритих турбінних самоусмоктуючих мішалок заслуговують на увагу перемішуючі пристрої роторно-струменевого типу [23-25], які представляють собою ротор у вигляді перевернутого стакану, на утворюючій його поверхні розміщені порожнисті лопаті. Мішалка працює таким чином: під час обертання валу в порожнині мішалки та лопатей виникає відцентрова сила, за допомогою якої рідина, що знаходиться в середині мішалки витікає з порожнистих лопатей в перемішуваний об'єм. На її місце усмоктується рідина з нижньої частини апарату через отвір ротору мішалки, відтворюючи циркуляцію рідини, що перемішується.

Для газорідних процесів пов'язаних з проведенням екзотермічних реакцій використовуються реактори зі спеціальними мішалками [16,26-28], які поєднують в собі певні властивості лопатевих, турбінних та пропелерних мішалок. Відомі мішалки під час обертання усмоктують газовий реагент, що знаходиться над рідиною або подається по трубах до реактору і розподіляють його в перемішуючому середовищі, виконуючи функції рухомого барботеру. Для доставки газового реагенту в середину перемішуваного об'єму в таких апаратах використовують порожнистий вал, до якого прикріплюються трубчасті порожнисті [18,53], ежекційно-струменеві [18, 23,24], самоусмоктуючі [2-5, 29] мішалки. Аналізуючи явище масопереносу в апаратах з мішалками Мартинов Ю.В. [45]

робить висновок, що одним із розповсюджених варіантів самоусмоктуючих мішалок є мішалки з порожнистим валом і трубчатими лопатями [18,29,85]. Вони досить прості по конструкції і не потребують значних затрат енергії на перемішування та мають не високий коефіцієнт корисної дії. Злокарник М. [29] запропонував розділити самоусмоктуючі мішалки залежно від форми поверхні та кутів конструктивних елементів мішалок, що створюють розрідження на чотири класи: а) - циліндричні, виконані у вигляді циліндра з перфорованого листа різного профілю або з дротяної сітки; б) - турбогазатори, виконані як робочі колеса турбін; г) - призматичні, виконані у вигляді багатобічної плоскої призми, зігнуті або ламані; д) - трубчасті, в яких лопаті мішалок виконані з труб. Проте ця класифікація не враховує усіх особливостей і складності відомих конструкцій самоусмоктуючих мішалок [30-44] та форми усмоктуючих пристроїв, що з'явилися значно пізніше, та не вписуються ні в одну із описаних груп [29], тому що одночасно поєднують ознаки декілька таких груп. В той же час в технічній літературі відсутні надійні методи розрахунку та напрями конструювання таких мішалок, а також параметри оцінки їх ефективності.

Різноманітність конструкцій самоусмоктуючих мішалок свідчить про те, що існує ряд хіміко-технологічних процесів, при проведенні яких звичайні барботажні газорідинні апарати з мішалками не ефективні. Це стимулює розробку нових конструкцій газорідинних апаратів, у тому числі і з самоусмоктуючими мішалками. Відомі публікації про конкретні процеси, для проведення яких використовують газорідинні апарати з самоусмоктуючими мішалками, зокрема автоклави з самоусмоктуючими мішалками в гідрометалургійній промисловості [46], об'ємні апарати для процесів ферментації [47], абсорбції та окислення при культивуванні мікроорганізмів, хлоратори для хлорування пасивних органічних з'єднань [48]. Досліджуючи усмоктання газу щільною самоусмоктуючою мішалкою автори [47] знайшли графічні залежності насосної газової продуктивності мішалки від її діаметру, частоти обертання і рівня рідини над мішалкою. В роботі вказані обмеження використання самоусмоктуючих мішалок відповідно до глибини занурення, яка є в деяких випадках основною при впровадженні їх в виробництво.

Злокарник М. [29] вважає, що самоусмоктуючі мішалки доцільно використовувати у тих випадках, коли, окрім введення газу в рідину, необхідне інтенсивне перемішування фаз та конче необхідний інтенсивний тепло- масообмін. Незважаючи на невисокий коефіцієнт корисної дії з продуктивності по газовій фазі самоусмоктуючих мішалок, хороше подрібнення бульбашок газу, що забезпечує велику площу поверхневого контакту фаз, ставить самоусмоктуючі мішалки на один рівень з високоефективними диспергуючими пристроями [50].

Газонасосний ефект самоусмоктуючих мішалок [29,49,55] пов'язаний з утворенням всередині у вихідних газових каналах зниженого тиску [51], який утворюється внаслідок обтікання потоком рідини тіла, що обертається. Тому найбільш ефективні є такі самоусмоктуючі мішалки, периферійні елементи яких мають найменше обтікаєму поверхню. Ефективність усмоктування газу самоусмоктуючою мішалкою [52,53] автори пов'язують в основному з ежекційною здатністю радіального потоку, який протікає уздовж лобової частини конструктивних елементів мішалки. При цьому ефективність конструкції самоусмоктуючої мішалки оцінюється, як і у попередньому випадку. В роботах [54-56] також висловлено припущення про те, що переважаючою причиною усмоктуючого ефекту самоусмоктуючих мішалок є розрідження, що виникає внаслідок обтікання перемішуючою рідиною порожнистих лопатей мішалки. Утворення зони розрідження за кормовою частиною тіла, обтікаємого рідиною або тіла, що рухається в такому ж середовищі, є однотипним явищем, яке експериментально і теоретично обґрунтовано [57-59]. Автори вважають, що при обтіканні тіла на його поверхні утворюється прикордонний шар, який тягнеться від передньої кромки лобової частини тіла до лінії відриву. Товщина прикордонного шару є величина достатньо умовна.

При обертанні відкритих турбінних та лопатевих мішалок на рідину, що знаходиться біля лобової поверхні лопатей, діє відцентрова сила, що утворює радіальний потік [60-64], який разом з тангенціальним потоком утворюють зону розрідження біля торцевої частини порожнистих лопатей. За кормою лопаті [65-68] утворюється два циркуляційних вихра, симетричних відносно ширини лопаті з

однаковою величиною циркуляції. Турбулентний слід, що утворюється при обтіканні лопаті рідинним потоком складний і є зоною, що заповнена вихорами з центрами обертання та пониженого тиску [69-74]. При великих швидкостях потоку через зниження тиску за тілом, яке обтікає рідина, внаслідок кавітації виникає велика кількість бульбашок (каверн), які вибухають після переміщення їх в зону високого тиску. Досліджуючи витрату газу через порожнисті лопаті трубної мішалки і витрати потужності на перемішування, автори [72] встановили залежність критерію потужності та насосної газової продуктивності мішалки від числа Рейнольдса. Вивчаючи вплив різних конструкцій самоусмоктуючих мішалок на усмоктуючу продуктивність по газовій фазі Злокарник М. [29, 49] висуває пропозицію, що до їх використання: порожнисті мішалки вигідно використовувати там, де подача газу в рідину супроводжується певними труднощами. Це технологічні процеси з використанням агресивних газів або в випадках, коли в рідині, що підлягає аерації знаходяться дрібнозернисті тверді речовини, що легко забивають вихідні отвори газорозподільчих пристроїв. Він також висунув пропозицію, що критерій потужності має більш коректний зв'язок з критерієм Фруда при інтенсивному перемішуванні тобто при турбулентному режимі, відмічаючи слабкий вплив числа Рейнольдса на насосну газову продуктивність самоусмоктуючих мішалок. На базі узагальнення експериментальних даних автором пропонується для масштабування лабораторних випробувань в виробництво використовувати залежність критерію Ейлера від критерію Фруда. Критерій Фруда в процесах перемішування враховує вплив завихрення рідини та утворення вирви в апараті з мішалкою, на споживану при перемішуванні потужність. Для апаратів з відбивними перегородками або іншими технологічними пристроями, що запобігають утворенню вирви рідини, вплив критерію Фруда нівелюється. В той же час при турбулентному режимі в апараті відбувається усмоктання газу самоусмоктуючою мішалкою в автотельному режимі, критерій Ейлера, що залежить від геометричних розмірів і деяких інших характеристик системи, не залежить від числа Рейнольдса і критерію Фруда [4,68-70]. Рішення цієї задачі пов'язане з розглядом механізму, що забезпечує



усмоктування газу і виявлення розрахункових залежностей цього параметру від особливостей мішалки і апарату. Газонасосний ефект самоусмоктуючих мішалок [29,49,55,85] пов'язаний з утворенням всередині пристрою для перемішування та у вихідних газових каналах виникає за рахунок зниження тиску, який утворюється при обтіканні тіла, що обертається, потоком рідини. Тому найбільш ефективними є такі самоусмоктуючі мішалки, периферійні елементи яких мають найменше обтікаєму поверхню. Одним з недоліків такого підходу є відсутність надійного обґрунтування фізичної моделі процесу і, отже, правомірності застосування відповідних критеріїв подібності. Зокрема, не дивлячись на формальний доказ залежності насосної газової продуктивності, точніше критерію Ейлера від критерію Фруда, у роботі [29] відсутні дані, що відображають фізичний сенс таких залежностей.

Розглядаючи насосну газову продуктивність, як функцію різниці частоти обертання самоусмоктуючої мішалки і початкової частоти її обертання, автори [75-79] знайшли залежність продуктивності від глибини занурення мішалки. Під початковою частотою обертання мішалки розуміють ту частоту, при якій вирва газу досягає кромки середнього диска турбінної мішалки [75]. Vesterp [74] для розрахунку мішалок газорідних систем вводить поняття швидкості перемішування, як добуток числа обертів та діаметру мішалки. Якщо швидкість обертання перевищує критичне значення добутку початкової частоти обертання та діаметру, в статті [74] було доказано, що поверхня газорідного контакту в сосуді з мішалкою не залежить від продуктивності по газу і зростає лінійно від швидкості перемішування. Дослідження впливу на газову продуктивність щільної самоусмоктуючої мішалки від діаметру мішалки, частоти обертання та глибини занурення представлене у вигляді графічних залежностей [47] використовували при проектуванні промислових апаратів з самоусмоктуючими мішалками в Іркутському НДІхімаші. Для розрахунку початкової частоти і насосної газової продуктивності самоусмоктуючої мішалки використовують в приведених залежностях емпіричні коефіцієнти [78,79]. Визначення початкової частоти обертання мішалки, називаючи її мінімальною частотою, використовували в роботі

[54], розглядаючи її зв'язок тільки з глибиною занурення мішалки. Запропоновані методи розрахунку насосної газової продуктивності [47,54,78] можуть бути використані тільки в тих умовах, для яких були визначені емпіричні коефіцієнти і графічні залежності.

Крім стандартних турбінних самоусмоктуючих мішалок заслуговують на увагу перемішувачі пристрої роторно-струменевого типу [19,23-25], які використовуються в апаратах об'ємного типу в якості самоусмоктуючих мішалок. Вони представляють собою порожнистий ротор у вигляді перевернутого стакану, на утворюючій його поверхні розміщені порожнисті лопаті [19,24,25]. Вище описані мішалки працюють таким чином: під час обертання валу на рідину, що знаходиться в порожні ротору мішалки і лопатей діє відцентрова сила, що спонукає рідину рухатися від центру обертання до периферії. За рахунок нерозривності рідини на її місце заходить рідина з об'єму апарату, таким чином відбувається усмоктування перемішувачого середовища. Сульфуратор [23], в якому самоусмоктуюча мішалка призначена для проведення газорідних реакцій представляє складну конструкцію, яка складається з об'ємної та плівкової частин. Інші самоусмоктуючі мішалки [23] такого типу відрізняються тільки незначним удосконаленням окремих елементів конструкції.

В роботах [52-56] були розглянуті перші спроби складання енергетичного балансу в площині вихідного отвору порожнистої лопаті за рахунок визначення залежності початкової або мінімальної частоти обертання самоусмоктуючої мішалки. Проведені експериментальні дослідження по визначенню локального газовмісту в об'ємі, що знаходиться поблизу мішалки та визначена залежність локального і середнього газовмісту в апараті. Більш детально розглянутий фізичний стан процесу усмоктування перемішувачими пристроями і експериментально обґрунтований механізм усмоктування газового реагенту самоусмоктуючою мішалкою через порожнисті циліндричні лопаті [54-56], який ґрунтується на механізмі утворення зони розрідження за циліндричною лопаттю мішалки при обтіканні її перемішувачою рідиною. Автором [55] запропонований достатньо простий метод визначення коефіцієнту опору самоусмоктуючої мішалки

з циліндричними лопатями та зроблена спроба на базі експериментальних даних описати методику розрахунку продуктивності самоусмоктуючих мішалок по газовій фазі, використовуючи рівняння Бернуллі.

При обертанні самоусмоктуючих перемішуючих пристроїв в середовищі апарату об'ємного типу на рідину, що знаходиться перед лобовою поверхнею лопатей, діє відцентрова сила, яка спонукає утворення радіального потоку та створення циркуляційних вихрів в середині апарату [1-5,65,66]. Гідродинаміка руху рідини при обтіканні перешкод дуже добре описана в фундаментальних підручниках [60-70]. Автори [65-67] відмічають, що режим обтікання лопаті мішалки в тангенціальному і радіальному напрямках не відрізняються: радіальний перебіг середовища утворює зону розрідження біля торцевої частини лопаті, а тангенціальна течія утворює подібну зону за кормою лопаті. Будь-які інші дані, що стосуються механізму роботи самоусмоктуючих мішалок і метод розрахунку їх насосної газової продуктивності, в літературі не виявлені.

Велика конструктивна різноманітність перемішуючих пристроїв, в тому числі й самоусмоктуючих мішалок, що використовуються в апаратах об'ємного типу для проведення процесів ферментації, абсорбції та хемосорбції, окислення під час культивування мікроорганізмів на вибухонебезпечних газових сумішах [108] свідчить про сучасний попит на подібне технологічне обладнання для промисловості. Ефективність використання цих мішалок залежить в основному від продуктивності їх по газовій фазі, яка в свою чергу залежить від геометричних параметрів та частоти обертання. Підвищення продуктивності за рахунок збільшення цих показників приводить до збільшення витрат на перемішування. Насосна продуктивність по газовій фазі, яка усмоктується через порожнину мішалки, властива тільки для самоусмоктуючих мішалок. Вона є основним параметром при розрахунках та конструюванні газорідинних апаратів.

Для процесів пов'язаних з проведенням екзо- та ендотермічних реакцій в промисловості використовуються спеціальні мішалки [14-19,23,125,131,132]. Вони виконують роль інтенсивних змішувачів різних хімічних реагентів та диспергують газовий реагент у вигляді бульбашок в реакційний об'єм. Використання їх в

реакторах гальмується внаслідок відсутності простого алгоритму розрахунку насосної газової продуктивності.

Дослідження методів підвищення продуктивності та ефективності апаратів з самоусмоктуючими мішалками та їх реалізація в багатьох технологічних процесах хімічної технології дають підставу вважати, що вивченню гідродинаміки і фізичної суті процесів, що протікають, приділяється ще недостатньо уваги. Вирішення проблеми технічного вдосконалення апаратів в хімічній промисловості може йти шляхом розробки апаратів великої одиничної потужності або інтенсифікації процесів хімічної технології та створення принципово нового високоефективного устаткування.

### 1.1.2 Газовміст перемішуваного середовища в апаратах з мішалками

Однією з основних характеристик масообмінних реакторів впроваджених в системах газ-рідина є величина поверхні контакту фаз [71,72], яка пропорційна об'ємній долі бульбашок газу або газовмісту в двофазній системі. Ця величина не являється постійною, вона залежить від засобу введення газової фази в перемішуваче середовище, інтенсивності перемішування, геометричних розмірів апарату, фізичних властивостей системи та витрати газового компоненту. Використання перемішувачих пристроїв в об'ємних апаратах з метою інтенсифікації масообміну особливо необхідне в умовах, коли по технології необхідно поглинання важко розчинних газів, зазвичай з подальшою реакцією між розчиненим газом і речовинами, що знаходяться в рідині [73-88].

Основною характеристикою цієї двофазної системи є середній газовміст [73-84] перемішувачого середовища, величина якого необхідна для розрахунків робочого об'єму апарату і витрат енергії на перемішування та розрахунків з визначення коефіцієнту масообміну. Газовміст в об'ємі апарата за умови механічного перемішування залежить від фізико-хімічних властивостей компонентів, гідродинаміки і геометричних параметрів [80]. В роботі [76] по результатах проведених випробувань самоусмоктуючої мішалки з циліндричними лопатями в об'ємному апараті відмічається умовний поділ перемішувачого об'єму на три зони. В зоні, що знаходиться під мішалкою газовміст практично відсутній, тому розрахунок реактора проводився по двухсекційній моделі. Автори на базі результатів випробувань отримали емпіричну формулу для розрахунку середнього газовмісту

$$\varphi_{CP} = \frac{k(Fr - Fr_{KP})}{1 + k(Fr - Fr_{KP})}, \quad (1.1)$$

де  $k$  - коефіцієнт форми лопаті, для циліндричної лопаті дорівнює  $k = 0,035 + 0,058(b/d)$ ,  $Fr$  - критерій Фруда.

Зростання газовмісту в об'ємі апарата за умови збільшення частоти обертання механічного пристрою обумовлене зростанням кількості бульбашок газу та терміну їх перебування в інтенсивно перемішувачому об'ємі [88].

Структура газорідинної суміші та величина газовмісту в апаратах з мішалками багато в чому залежить від інтенсивності перемішування, умов введення газу в зону реакції [72] та його витрати. В роботі [81] автори відмічають, що під час роботи дискової відкритої турбінної мішалки за кормовою частиною лопаті генеруються вихри, які значно впливають на акумуляцію газу в зоні перемішуючого пристрою. За припущеннями авторів створення пазиркового реактора з газовмістом 60-90% по об'єму дозволить вирішити дві наявні проблеми: а) в разі збільшити між фазну поверхню і як наслідок збільшити вихід продуктів реакції; б) досягти стехіометричного співвідношення компонентів необхідних для реагування вхідних продуктів. У разі введення газу в зону реакції через барботер або інші призначені для цього пристрої, що розташовані в апараті під мішалкою, при низькій інтенсивності перемішування практично не відбувається диспергування газу в перемішуємому середовищі, наряду з цим спостерігається підйом великих газових або повітряних бульбашок у центральній частині апарату. Початок диспергування газу і збільшення газовмісту відповідає мінімальному рівню інтенсивності перемішування в апараті, яке залежить від кількості введеного газу, розмірів апарату та властивостей газу [88-90]. Коли інтенсивність перемішування перевищує поріг диспергування, основна маса газу диспергується у вигляді дрібних бульбашок, які рівномірно розподіляються спочатку в верхній частині апарату, а потім, при подальшому зростанні частоти обертання мішалки, розподіл між аеруємою та неаеруємою зонами зникає і увесь об'єм апарату заповнюється газорідинною сумішшю. Автори відмічають, що діаметр бульбашок є фактично постійною величиною. У реальних умовах величина середнього питомого газовмісту в апаратах з механічними перемішуючими пристроями може скласти від 2-3 до 15-20%, яка зростає із збільшенням частоти обертання мішалки або питомої потужності (з розрахунку на одиницю об'єму газорідинної суміші), а також при підвищенні витрати газу. Для розрахунку середнього газовмісту використовується емпірична кореляція [2-4], яка враховує значення дисипації енергії на перемішування при певній частоті обертання і діаметр перемішуючого пристрою, а також приведену швидкість руху газу в апараті.

Вестертерп [74] при випробуваннях об'ємного апарату діаметром 168мм з турбінною мішалкою діаметром 63мм досяг величини середнього газовмісту до 32% при частоті обертання 2200об/хв. Обробка отриманих даних була представлена у вигляді спрощеної залежності

$$\varphi \approx \frac{n}{100} , \quad (1.2)$$

де  $n$  - частота обертання турбінної мішалки.

Збільшення частоти обертання мішалки до 3600об/хв. дозволило збільшити середній газовміст до величини 40%. Соїфер Р.Д. і Кафаров В.В. [80] для розрахунку середнього газовмісту запропонували емпіричну залежність, яка враховує співвідношення висоти заповнення апарату рідиною до його діаметру і витрати газу. Вплив в'язкості робочого середовища на величину середнього газовмісту був відображений в роботі [101]. В період випробувань в'язкість рідини змінювалась від 0,001 до 0,0224 Па·с. Отримані дані внаслідок випробувань на рідинах 0,001-0,0025 Па·с представлені у вигляді рівняння:

$$\varphi = 0,33 \left( \frac{w}{w_{BC}} \right)^{0,55} \left( \frac{N_{Г}}{V} \right)^{0,17} \left( \frac{\mu}{\mu_{BC}} \right)^{-0,3} , \quad (1.3)$$

збільшення в'язкості робочої рідини від 0,0025 до 0,0224 Пас приводить до незначного збільшення середнього газовмісту, яке в приведеній формулі відрізняється коефіцієнтом на 0,1 до 0,43 і додатковим множником  $\left( \frac{\mu}{\mu_B} \right)^{-0,2}$ .

Інтенсивність процесів масообміну в апаратах з мішалками в системах газ-рідина є середній діаметр бульбашок і величина поверхні контакту фаз, яка пропорційна кількості газових бульбашок в середовищі, що переміщується. У загальному випадку, для апаратів з примусовим введенням газу, що диспергується у перемішуємому шарі рідини звичайними мішалками, дані параметри досліджувалися достатньо детально [87-91]. Залежності газовмісту представлені у вигляді функцій величини дисипації енергії та діаметра мішалки або умовної потужності та приведеної швидкості газу. Автори [92-94] пропонують визначати

середній газовміст через питому потужність та приведену швидкість газового реагенту по кореляційній залежності

$$\varphi = C \cdot N_v^m \cdot W_G^n, \quad (1.4)$$

за допомогою якої узагальнені експериментальні дані для різних типів мішалок при випробуваннях на рідинах з різними фізико-хімічними властивостями. В даній залежності показники ступеня коливаються:  $m = 0,35-0,47$ ;  $n = 0,53-0,62$ . Приведені розрахункові залежності, за допомогою яких можна визначити частоту обертання мішалки, при якій починається диспергування газу, використовуючи при цьому відомі параметри діаметра мішалки і апарату, відстань мішалки від дна апарату і глибини занурення мішалки. Для деяких технологічних процесів такий показник газовмісту досить низький і потребує значного підвищення, тому в реакторах розміщують перемішуючі пристрої в два і більше рядів або використовують додаткові елементи конструкції, що збільшують кількість газовмісту в перемішуєму середовищі.

У апаратах з відбивними перегородками [83], верхній край яких виступає над поверхнею рідини, під час перемішування відбувається мимовільне захоплення газового середовища, що знаходиться над поверхнею перемішуємої рідини. Для підсилення ефекту поверхневої аерації реактор оснащений додатковим перемішуючим пристроєм, розміщеним у верхній частині валу [80]. Відмічаючи складнощі вимірювання висоти газорідинної суміші в апараті автори [84-89] пропонують для розрахунку середнього питомого газовмісту використовувати метод статистичної оцінки, який до речі є досить складним і недостатньо якісним. Разом із середнім питомим газовмістом для характеристики структури газорідинної суміші запропоновано використовувати показники локального газовмісту [48,50]. Для розрахунку середнього газовмісту запропоновані емпіричні кореляції, що зв'язують газовміст безпосередньо з діаметром мішалки і частотою її обертання, які в основному ґрунтуються на результатах лабораторних досліджень [95-104].

Сойфер Р.Д., Кафаров В.В. [95] випробовуючи турбінні мішалки в апараті об'ємного типу отримали графічні залежності та емпіричні рівняння, що зв'язують



газовміст в апараті безпосередньо з характеристикою перемішуючого пристрою – її діаметром та частотою обертання. Газовміст найчастіше представляють у вигляді функції середнього значення дисипації енергії при даній частоті обертання діаметра мішалки або питомої потужності та приведеної швидкості газу, а також враховується вплив фізико-хімічних властивостей фаз. Цирлін А.М. [67] запропонував використовувати залежність питомого газовмісту від питомої потужності та швидкості газу, що відповідає руху бульбашок, віднесеної до повного перетину апарату.

Останнім часом в промисловості виникла потреба в широкому використанні об'ємних апаратів з самоусмоктуючими мішалками [46, 97-101], які в більшості випадків позбавлені тих вад, що властиві апаратам з турбінними мішалками.

Початок диспергування газу самоусмоктуючими мішалками відповідає деякій мінімальній швидкості перемішування [52,54-56,82,100,101], яка залежить від геометричних розмірів мішалки і апарату, частоти обертання перемішуючого пристрою і властивостей взаємодіючих фаз. Коли інтенсивність перемішування в апараті перевищує мінімальну швидкість перемішування, основна маса газу, що подається в апарат, диспергується у вигляді дрібних бульбашок і практично розподіляється у верхній частині перемішуємого об'єму апарату. Збільшення частоти обертання мішалки приводить до порушення стійкого розподілу газового реагенту в певних зонах апарату [72] та утворення умов для рівномірного розподілу газу або газового реагенту в перемішуємому об'ємі апарату тобто для збільшення газовмісту в перемішуємому об'ємі. Враховуючи, що в апаратах з самоусмоктуючими мішалками витрата газу жорстко пов'язана з конструктивними характеристиками мішалки, апарату та гідродинамікою перемішуємого середовища, слід чекати більш простого зв'язку газовмісту, середнього діаметру бульбашок та питомої поверхні контакту фаз від витрати газу, чим для апаратів зі звичайними мішалками та примусовою подачею газу в зону реакції через нерухомі пристрої або барботер. Злокарник М. [29] відзначає, що зміна вмісту бульбашок газу в рідині істотно впливає на щільність і в'язкість перемішуємого середовища, які відносно ускладнюють емпіричні залежності витрати газу від цих властивостей.

Для розрахунку масообміну, терміну контакту фаз і питомої поверхні розподілу фаз  $s$  необхідно знати середній діаметр бульбашок газу  $d_{II}$ , газовміст  $\varphi$  та швидкість  $w$  впливання бульбашок. Ці параметри необхідні для визначення по формулах [107, 109] терміну контакту  $\tau$  і умовної міжфазної поверхні  $s$ :

$$\tau = \frac{H}{w}, \quad (1.5)$$

де,  $H$  - висота газорідного шару;

$w$  – швидкість впливання бульбашки газу,

$$s = \frac{6\varphi}{d_{II}}. \quad (1.6)$$

Механізм подрібнення бульбашок газу в турбулентному потоці представляється [105,106] в основному аналогічним механізму подрібнення крапель. Максимальний розмір бульбашок газу в турбулентному потоці рідини визначається відношенням сил динамічного тиску, що мають намір їх подрібнити, і сил поверхневого натягу, що визиває зворотну дію. Тому в апараті з перемішуючим пристроєм відбувається інтенсивне подрібнення бульбашок на краях лопаті мішалки [108-110]. Розглядаючи подрібнення і стійкість бульбашок на основі теорії локальної однорідної та ізотронної турбулентності, як результат дії динамічних напорів в турбулентному потоці, автори [4,110,111] пропонують рівняння для визначення діаметру бульбашок газу  $d_{II}$  в турбулентному потоці рідини

$$d_{II} \approx 0,155 \left( \frac{\sigma}{\rho} \right)^{0,6} \left( \frac{\rho}{\rho_r} \right)^{0,2} \varepsilon^{-0,4}, \quad (1.7)$$

де  $\varepsilon$  - величина дисипації енергії в зоні обертання мішалки.

В апаратах об'ємного типу, при введенні потужності на перемішування газорідної суміші в 1 кВт/м<sup>3</sup> і більше, діаметр бульбашок в зоні мішалки становить 1,5-2мм, а середній діаметр в основному об'ємі апарату складає 5-6мм, тобто в 2-4 рази більший, чим в зоні мішалки. Це обумовлено коагуляцією бульбашок біля внутрішньої поверхні обичайки апарату та під час їх спливання.

При випробуваннях газорідного апарату об'ємного типу з відбійними перегородками і турбінною мішалкою, в який газовий компонент подається через

барботер [112] автори установили, що при збільшенні частоти обертання мішалки з 10 до 25  $\text{с}^{-1}$ , в перемішуємому об'ємі середній діаметр бульбашок газу знаходиться в діапазоні 2,1-2,4мм. Досліди проводилися при середній швидкості газу в перетині апарату 1,4-3,1м/с.

Аналізуючи роботу газорідних апаратів, які використовуються при абсорбції важкорозчинних газів, автор [109] визначає, що за допомогою механічних перемішуючих пристроїв досягається:

- збільшення міжфазної поверхні фаз, за рахунок подрібнення бульбашок під впливом тангенційних напрямків;
- збільшення часу контакту фаз внаслідок зменшення швидкості впливання дрібних бульбашок;
- рівномірний розподіл бульбашок газу в усьому об'ємі рідини.

Режим роботи самоусмоктуючих мішалок такий, що початок виходу газу з каналів лопаті мішалки та його диспергування в барботажному шарі проходить при інтенсивній турбулентності перемішуємого об'єму, таким чином режим проскоку або захлинання в апаратах з самоусмоктуючими мішалками відсутній. Узагальнених або достатніх для такого узагальнення даних, що характеризують такий зв'язок, в літературі не виявлено.

Порівняння приведених в літературі даних по витратах газової фази і газовмісту для апаратів об'ємного типу з самоусмоктуючими мішалками з аналогічними даними для інших газорідних апаратів з механічними перемішуючими пристроями свідчить про те, що в об'ємних апаратах з мішалками середній питомий газівміст є функцією швидкості усмоктуюємого газу, діаметру мішалки, діаметру апарату та фізико-хімічних властивостей рідини. Ці наукові роботи практично вичерпують літературні джерела, що стосуються визначення поверхні контакту фаз, питомого газівмісту барботажного шару і розмірів бульбашок газу для апаратів з механічними перемішуючими пристроями, в той же час їх недостатньо для апаратів з самоусмоктуючими ежекційними мішалками.

### 1.1.3 Потужність споживана при перемішуванні в апаратах об'ємного типу

Одним із важливих робочих параметрів мішалок є витрата енергії, що вводить в перемішуємий об'єм, в залежності від конструктивних особливостей мішалок витрачається на створення циркуляційного потоку та турбулізацію перемішуємого середовища. Для перемішування рідин з достатньо високим діапазоном в'язкості рекомендовані турбінні та пропелерні мішалки [2,4,78,99-102], для яких за класичною методикою потужність  $N$  може бути розрахована

$$N = k_N \rho n^3 d_M^5, \quad (1.8)$$

де:  $k_N$  - критерій потужності;

$\rho$  - щільність перемішуємого середовища, кг/м<sup>3</sup>;

$n$  - частота обертання мішалки, об/с;

$d_M$  - діаметр мішалки, м.

Коефіцієнт  $k_N$  в роботі [112] розглядається, як аналог критерію Ейлера, який у загальному випадку є змінною величиною, що залежить від типу мішалки, розмірів і конструкції апаратів та фізико-хімічних властивостей середовища. На критерій потужності впливають також розташовані на внутрішній стороні обичайки апарату відбійні перегородки, призначені для призупинення частоти обертання перемішуємого середовища. Зменшення кількості числа перегородок [77] приводить до зменшення числа Ейлера на 10-20%. В літературі [4,113] приведені експериментальні залежності критерію потужності  $k_N$  від відцентрового числа Рейнольдса, який в залежності від конструктивних відмінностей мішалок є змінною величиною [2-4,114]. У зв'язку з цим пропонується використовувати метод розрахунку потужності, як величину кутової швидкості валу мішалки помноженої на момент, що крутить, який діє на лопаті [115-117]

$$N = M \omega = \rho V r \omega^2, \quad (1.9)$$

де:  $N$  - момент, що крутить на валу мішалки, Нм;

$\omega$  - кутова швидкість мішалки, рад/с;

$v$  - витрата рідини через мішалку, м<sup>3</sup>/с;

$r$  - зовнішній радіус мішалки, м;

$w$  - складова колової швидкості рідини на виході з мішалки, м/с.

Введення газу за допомогою спеціальних пристроїв в апарати об'ємного типу з перемішувальними пристроями, наприклад, мішалками турбінного типу та їх удосконалені конструкції [8,99-101] і отримання у них газорідинної суміші призводить до зниження потужності, споживаної на перемішування, унаслідок зменшення щільності перемішуваного газорідинного середовища в апараті та особливо в зоні лопатей мішалки [118-124]. Це прийнято враховувати виразом

$$\frac{N_r}{N} = f\left(\frac{V_r}{nd_M^3}\right), \quad (1.10)$$

де  $N_r, N$  - потужність перемішуваного газорідинного середовища і чистої рідини, відповідно, кВт.

В об'ємних апаратах з перемішувальними пристроями [122,124] при турбулентному режимі перемішування, потужність, що витрачається на перемішування газорідинної суміші не залежить від способу вводу газу: через самоусмоктуючі мішалки або через нерухомий барботер, розташований під швидкообертовою мішалкою.

Під час визначення конструкції апарату об'ємного типу для проведення газорідинних реакцій виникає необхідність оцінки ефективності або оптимальності перемішувальних пристроїв за допомогою критерію ефективності або оптимальності. Для радіально-лопатевих мішалок [125] рекомендовано використовувати в якості критерію ефективності формулу

$$\varepsilon = \frac{N}{\rho} \frac{V_{ж}}{\rho}, \quad (1.11)$$

де:  $N$  - потужність перемішувального пристрою, кВт;  $\rho$  - об'ємна витрата рідини відкиданої лопатями мішалки, м<sup>3</sup>/с;  $V_{ж}$  - перемішуваний об'єм рідини, м<sup>3</sup>.

За цією формулою прості і складні по конструкції радіально-лопатеві мішалки однаково ефективні. Експериментальні дані рекомендуються для процесів перемішування малов'язких рідин, які дозволяють використовувати найпростіші конструкції мішалок. Проте, цей критерій ефективності мало придатний для оцінки ефективності механічних пристроїв при перемішуванні в системі рідина-газ.

Критерієм ефективності для апаратів об'ємного типу з самоусмоктуючими мішалками [100] запропоновано враховувати питому поверхню фаз відносно співвідношення між діаметрами мішалки і апарату. У роботі [55] для певного типу самоусмоктуючих мішалок проведені дослідження з визначення середнього та локального газовмісту, за отриманими результатами приводиться формула

$$\frac{K_{N(\Gamma-P)}}{K_{N(P)}} = 1 - \varphi, \quad (1.12)$$

де:  $K_{N(\Gamma-P)} = \frac{N_{(\Gamma-P)}}{\rho_p n^3 d_M^5}$  - критерій потужності для двохфазної газорідинної

системи, який залежить тільки від середнього газовмісту;

$K_p$  - критерій потужності при перемішуванні однофазного середовища.

Ця формула добре корелюється з експериментальними даними приведеними в роботах [104,125].

З розглянутого літературного огляду виходить, що розроблені і впроваджені в виробництво в хімічній, гідрометалургійній, біохімічній, харчовій і інших технологіях самоусмоктуючі мішалки представляють собою різні по конструкції механічні пристрої, механізм усмоктування газу якими вимагає більш досконалого експериментального вивчення і теоретичного обґрунтування.

#### **1.1.4 Висновки, постановка задачі дослідження**

Згідно літературних джерел та огляду патентів питанню гідродинаміки в газорідинних апаратах з перемішувачами та конструкціям масообмінних апаратів приділяється достатньо уваги, а газорідинні апарати з механічними перемішувачами в останній час отримали широке розповсюдження в хімічній та нафтопереробній промисловості при проведенні ряду хімічних процесів абсорбції або хемосорбції. В них найчастіше всього використовуються стандартні відкриті турбінні мішалки з шістьма вертикальними прямими лопатями з подачею газового реагенту в зону реакції через газорозподільчі пристрої, що розташовані під мішалкою. Для таких цілей використовуються також апарати об'ємного типу з самоусмоктуючими мішалками різних конструкцій, які володіють рядом переваг в порівнянні із звичайними барботажними апаратами, забезпечуючи багаторазове використання газового субстрату в замкнутому об'ємі апарату та більший газовміст перемішувачої рідини за рахунок значної турбулентності та ретельного подрібнення бульбашок газу. Ці апарати мають перспективу використання для процесів ферментації, абсорбції. Значна кількість публікацій з гідродинаміки та масообміну в цих апаратах свідчить про актуальність таких досліджень в той же час їх недостатньо для проведення і використання в процесах хемосорбції, окислення, сульфування та хлорування вуглеводнів.

Основними параметрами апаратів з самоусмоктуючими мішалками є продуктивність по газовій фазі, газовміст та витрати потужності на перемішування, для визначення яких запропоновані емпіричні залежності отримані на основі лабораторних випробувань. Запропоновані розрахункові критеріальні рівняння, що базуються на методах масштабування, не враховують фізичний процес усмоктування газового реагенту.

Ефективність роботи газорідинних апаратів, по можливості, повинна досягатися за рахунок поліпшення гідродинамічних засобів, що поєднують сукупність відомих теоретичних та експериментальних даних, яких на цей час для самоусмоктуючих мішалок недостатньо. Вивчення гідродинамічних особливостей

роботи в апаратах об'ємного типу з самоусмоктуючими мішалками та розробка оптимального методу розрахунку насосної продуктивності, газовмісту та поверхні контакту фаз, потужності в апаратах з самоусмоктуючими мішалками є метою даної роботи.

Досягнення поставленої мети стає можливим при послідовному вирішенні експериментальних і теоретичних досліджень, зокрема:

- проведення експериментальних випробувань самоусмоктуючих мішалок з різними конфігураціями поперечного перетину порожнистих лопатей з метою виявлення і обґрунтування механізму процесу усмоктування газу або повітря;

- вивчення умов та механізму формування газорідної системи;

- впровадження нових підходів при конструюванні самоусмоктуючих мішалок, які підвищують ефективність їх роботи в режимі самоусмоктування;

- вивчення структури газорідної суміші в вертикальному перерізі апарату, залежності насосної продуктивності, середнього та локального газовмісту від геометричних параметрів апарату та мішалки;

- проведення випробування нових конструкцій самоусмоктуючих мішалок та виявлення і пошук детермінованого зв'язку між насосною газовою продуктивністю мішалки та гідродинамікою руху газової фази;

- вивчення вплив газовмісту на критерій потужності.

- розробка інженерної методики конструктивного розрахунку об'ємних газорідних реакторів з надійним методом оцінки стану адекватності;

- дослідно-промислова апробація на реальних системах з метою впровадження розроблених конструкцій в промисловість.



## **1.2 Експериментальна установка для дослідження гідродинаміки в газорідних апаратах з самоусмоктуючими мішалками**

### **1.2.1 Експериментальні установки для проведення гідродинамічних випробувань**

Для визначення впливу основних геометричних форм та параметрів самоусмоктуючих ежекційних мішалок на їх насосну продуктивність по газовій фазі та рідині на експериментальних стендах, схема і фото яких представлена на (рис. 1.1) і (рис. 1.2), були проведені гідродинамічні випробування самоусмоктуючих ежекційних мішалок з різними геометричними формами лопаті мішалки від частоти обертання в апаратах об'ємного типу різного діаметру з відбійними перегородками (рис. 1.2а,б) та статором (рис. 1.2в). Схема експериментального стенду (рис. 1.1) включає в себе апарат об'ємного типу 1 (рис. 1.3) з самоусмоктуючою ежекційною мішалкою (рис. 1.3б), електронний стробоскопічний тахометр 2 для контролю частоти обертання валу мішалки, газовий лічильник 3, ротаметр 4 та проміжний прозорий стакан 5, призначений для вимірювання кількості рідини, що усмоктується мішалкою, кран 6, призначений для включення роботи апарату в періодичному або безперервному режимі по рідині та регулюючий вентиль 7, який дозволяє підтримувати рівень води в проміжному стакані 5 таким, що дорівнює висоті газорідної суміші в апараті 1. Обертання валу самоусмоктуючої мішалки забезпечувалося за допомогою електродвигуна постійного току 8, який дозволяє регулювати частоту обертання в широкому діапазоні частот.

Для контролю продуктивності самоусмоктуючої ежекційної мішалки по рідині кран 6 переводиться в положення «відкрито», яке відповідає роботі апарату в безперервному режимі, забезпечуючи відведення із об'єму апарату надлишку рідини через переливну трубку і, як наслідок, зберігати її постійний рівень в апараті. В схемі експериментальної установки передбачено проведення опитів в режимі безпосередньої подачі рідини в нижню циліндричну частину самоусмоктуючої мішалки. Для цього конструкцією апарату було передбачено

використання спеціального ущільнення, яке запобігає попаданню води з напірного стакану 5 в об'єм, що перемішується.

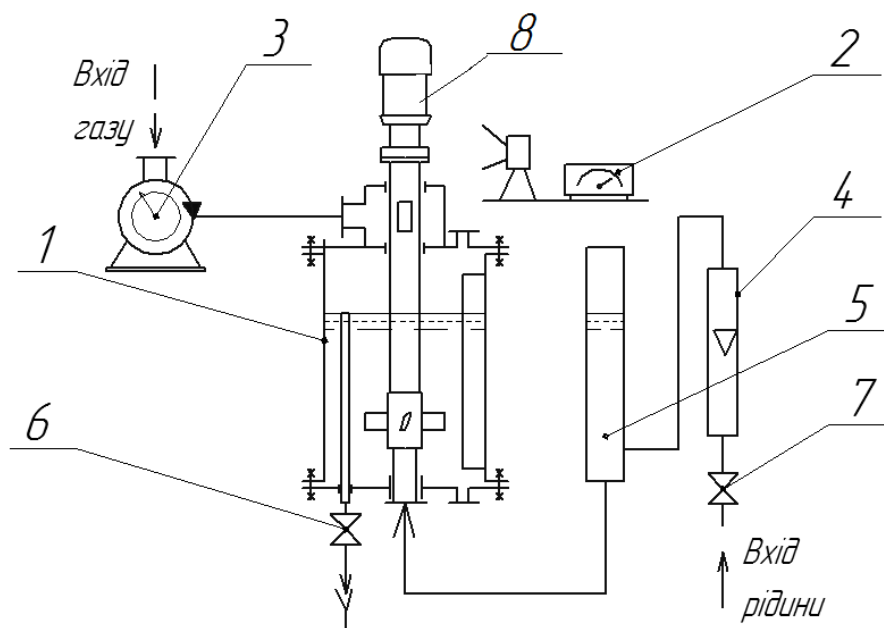


Рисунок 1.1 – Схема експериментального стенда для проведення гідродинамічних випробувань в апараті об'ємного типу з самоусмоктуючими ежекційними мішалками: 1 – апарат об'ємного типу з самоусмоктуючою мішалкою; 2 – електронний стробоскопічний тахометр; 3 – газовий лічильник; 4 – ротаметр для рідини; 5 – проміжний прозорий стакан; 6 – кран; 7 – регулюючий вентиль; 8 – електродвигун.

При збільшенні частоти обертання мішалки, внаслідок самоусмоктуючого ефекту, рідина, що надходить з проміжного стакану 5 в порожнину нижньої частини мішалки потрапляє через щілинні отвори в порожнисті лопаті і далі в перемішуємий об'єм. Зменшення висоти рівня рідини в проміжному стакані 5 компенсувалося відкриттям регулюючого вентиля 7 і контролювали за допомогою ротаметру 4. Продуктивність мішалки по газовій фазі контролювали за допомогою газового лічильника 3 і секундоміру.



а)



б)



в)

Рисунок 1.2 – Фото експериментальних стендів для проведення випробувань самоусмоктуючих ежекційних мішалок

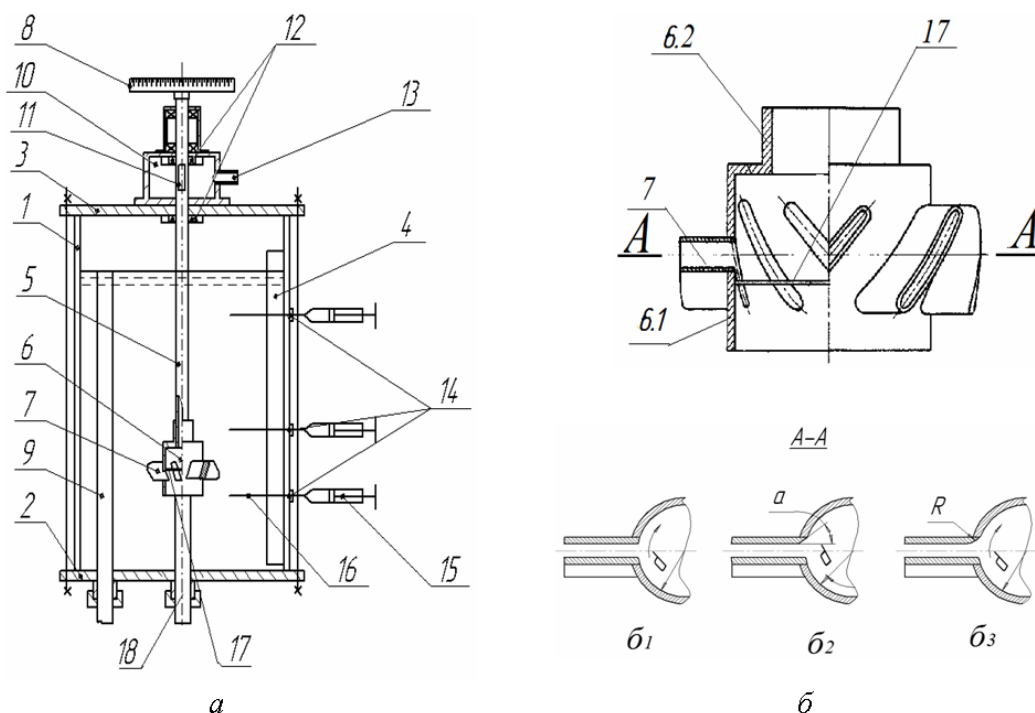


Рисунок 1.3 – Лабораторна модель апарату об’ємного типу (а); самоусмоктуюча ежекційна мішалка (б): 1 – вертикальна циліндрична обичайка із органічного скла; 2 – днище; 3 – кришка; 4 – відбивна перегородка; 5 – порожнистий вал; 6 – самоусмоктуюча ежекційна мішалка; 6.1 – ротор самоусмоктуючої мішалки; 6.2 – маточина; 7 – порожнисті лопаті; 8 – пристрій для вимірювання потужності; 9 – переливна трубка; 10 – розподільча коробка; 11 – вхідний отвір в порожнистий вал; 12 – гумові манжети; 13 – штуцер подачі повітря; 14 – пробовідбірник; 15 – шприц; 16 – капілярна трубка; 17 – ежекційна перегородка; 18 – патрубок для подачі рідини.

Експериментальний стенд включає в себе апарат об’ємного типу, параметри якого виготовлені відповідно таблиці 1.1, з самоусмоктуючою ежекційною мішалкою, зображений на рисунку 1.3а. На прозорому циліндричному корпусі апарату 1, виготовленому із органічного скла закріплені на кутовій відстані  $120^{\circ}$  три відбійні перегородки 4 шириною 0,1 діаметра апарату. Циліндричний корпус обмежений плоским металевим днищем 2 і плоскою металевією кришкою 3. Герметичність з’єднань днища та кришки з циліндричним корпусом забезпечується гумовими прокладками при затягуванні шпильками. В апараті вздовж його осі

розташований консольний вал 5 виготовлений із безшовної нержавіючої трубки з умовним діаметром 25 мм та цільнометалевого хвостовика. На торці порожнистої частини валу закріплюється самоусмоктуюча ежекційна мішалка 6, конструкція якої зображена на рисунку 1.3б.

Таблиця 1.1 – Діапазон параметрів апарату об'ємного типу та самоусмоктуючих мішалок

Параметри	Діапазон вимірювання
Діаметр апарату, $D$ , м	0,15 – 0,4;
Відбійні перегородки шириною $0,1D$ , м	0,03
Рівень заповнення апарату рідиною, $H$ , м	0,35 – 0,50
Діаметр самоусмоктуючих мішалок, $d_M$ , м	0,063; 0,08; 0,10; 0,126; 0,13; 0,18
Діаметр циліндричної лопаті, $d_0$ , м	0,008 – 0,016
Висота плоскої лопаті мішалки, $h$ , м	0,02
Ширина плоскої лопаті мішалки, $a$ , м	0,004 – 0,008
Число лопатей мішалки, $z$ , шт.	2; 3; 6
Кут скосу вхідної кромки в порожнисту лопать, $\alpha$ , град.	45, 60, 90 <sup>0</sup>
Висота розташування мішалок від днища апарату, м	0,08 - 0,15
Внутрішній діаметр статору, м	$1,1 d_M$
Зовнішній діаметр статору, м	$1,35 d_M$
Швидкість обертання мішалки, об/с	3 - 30

Самоусмоктуючі мішалки представляють собою перемішуючі пристрої виконані у вигляді циліндричного порожнистого ротору 6.1 (рис. 1.3б), на утворюючій поверхні якого профрезировані циліндричні отвори певного діаметру або щілинні канали, виконані з співвідношенням сторін 1:4. Ззовні до поверхні ротору 6.1 припаяні або приварені порожнисті лопаті 7 відповідного профілю, виліт яких визначає діаметр мішалки  $d_M$ . Зверху циліндрична частина мішалки обмежена плоским кільцем з маточиною 6.2 призначеною для закріплення мішалки на порожнистому валу. В середині циліндричного ротору 6.1 розміщена ежекційна перегородка 17, яка має можливість переміщуватися в вертикальному напрямку, змінюючи при цьому співвідношення площ вхідного каналу в пропорції 1/3, 1/2, 2/3 (рис. 1.3) для газової фази та рідини відповідно.

В період проведення лабораторних випробувань було виготовлено два типа роторів, які відрізнялися конфігурацією вхідного каналу в порожнисті лопаті: з прямими вхідними кромками та зі зміненою конфігурацією вхідної кромки, що прилягає до лобової поверхні порожнистої лопаті.

Ці мішалки, в разі необхідності, можуть працювати в режимі самоусмоктування по газовій фазі, по рідині або в режимі газ-рідина, для цього в самоусмоктуючих мішалках перекривалися газовий або рідинний канали за допомогою гумової пробки. За період експериментальних випробувань використовувалися самоусмоктуючі мішалки з 2-6 порожнистими лопатями, поперечний перетин яких виготовлений відповідно таблиці 1.1.

В конструкції лабораторної моделі апарату (рис. 1.3б) передбачено також установку статора в зоні обертання самоусмоктуючої мішалки, в даному випадку відбивні перегородки були демонтовані. Змонтований статор (рис. 1.3в) представляє собою два кільця з внутрішнім та зовнішнім діаметром відповідно  $1,1d_m$  і  $1,5d_m$ , що з'єднуються між собою вертикальними пластинами. Статор, висота якого дорівнює  $0,4d_m$ , монтується в апараті таким чином, що площина обертання мішалки поділяє його навпіл.

Під час випробувань кількість пластин статора змінювалась 4, 6, 8. Закріплена на кришці апарату 3 (рис. 1.3а) розподільча коробка 10 має штуцер 13, призначений для підключення з газовим лічильником 3 (рис. 1.1), за допомогою якого вимірюється витрата повітря в режимі самоусмоктування через порожнисті лопаті 7 самоусмоктуючих мішалок 6. По центру днища 2 апарату (рис. 1.3а), розташований штуцер 18, який має можливість переміщення вертикально по осі апарату, призначений для подачі рідини безпосередньо в нижню частину порожнистого ротору самоусмоктуючої мішалки.

### **1.3 Механізм усмоктування газового потоку самоусмоктуючими ежекційними мішалками**

#### **1.3.1 Задачі експериментального дослідження**

Проведений літературний огляд свідчить про те, що питанню гідродинаміки в об'ємних апаратах з ежекційними самоусмоктуючими мішалками недостатньо приділяється уваги, незважаючи на потреби хімічної та нафтопереробної промисловості в таких апаратах, проте актуальність і необхідність їх впровадження в виробництва, які супроводжуються ендотермічними хімічними реакціями між газовими реагентами і рідиною, наприклад: окислення, озонування, сульфування та хлорування, диктується вимогами державних та міжнародних організацій з охорони навколишнього середовища. Поява новітніх вдосконалених розробок реакторів з самоусмоктуючими ежекційними мішалками безпосередньо призначених для проведення певних технологічних процесів уповільнюється у впровадженні в технологічне виробництво в наслідок відсутності теоретичного обґрунтування процесу усмоктування газового реагенту мішалками та алгоритму розрахунку таких апаратів.

Тому виникає необхідність в проведенні гідродинамічних випробувань вище зазначених самоусмоктуючих ежекційних мішалок в апаратах об'ємного типу з метою визначення: початкової частоти обертання, коефіцієнту опору і продуктивності тільки по газовій фазі та сукупної продуктивності по газовій фазі та рідині самоусмоктуючої мішалки, середнього та локального газомісту перемішуючого середовища в об'ємі апарату та потужності на перемішування газорідинної суміші в залежності від частоти обертання, конструктивних особливостей і геометричних параметрів самоусмоктуючих ежекційних мішалок.

#### **1.3.2 Початкова частота обертання самоусмоктуючих ежекційних мішалок та коефіцієнт гідравлічного опору порожнистих лопатей**

На експериментальному стенді (рис. 1.1) в апараті об'ємного типу (рис. 1.3) були проведені гідродинамічні випробування самоусмоктуючих ежекційних мішалок (таблиця 1.1) з метою визначення початкової частоти обертання та

коефіцієнтів опору порожнистих лопатей з різною поперечною конфігурацією. Для цього в лабораторній моделі апарату об'ємного типу (рис. 1.3) на порожнистому валу закріплювали досліджувану самоусмоктуючу ежекційну мішалку, установлювали прозору циліндричну обичайку, плоске днище апарату і з'єднували їх з кришкою апарату з розподільчим пристроєм, забезпечуючи герметичність.

Далі об'єм апарату заповнювали водою або водно-гліцериновим розчином на певну висоту, яку контролювали за допомогою міліметрової лінійки. При цьому робоча рідина, крім об'єму апарату, заповнювала внутрішні пустоти самоусмоктуючої мішалки та порожнину валу на таку ж саму висоту, відтворюючи гідродинамічну рівновагу системи. При нерухомій мішалці рідина, що знаходиться в середині апарату врівноважується з рідиною в порожнистому валу, енергетичний стан її може бути описаний рівнянням

$$\Delta P_B + \Delta P_{\text{ц}} + \Delta P_{\text{л}} - \Delta P_{\text{гс}} - \Delta P_{\text{г}} = 0, \quad (1.13)$$

де  $\Delta P_B$  - тиск стовпа рідини в порожнистому валу мішалки, Па;

$\Delta P_{\text{ц}}$  - перепад тиску за рахунок відцентрової сили, Па;

$\Delta P_{\text{л}}$  - перепад тиску за рахунок обтікання лопаті потоком рідини, Па;

$\Delta P_{\text{гс}}$  - гідростатичний тиск на рівні лопаті, Па;

$\Delta P_{\text{г}}$  - гідравлічний опір валу і мішалки, Па.

Вмикання електродвигуна та поступове збільшення частоти обертання валу самоусмоктуючої мішалки приводить до зміни енергетичного стану системи, який можна розбити на декілька етапів та пояснюється певними режимами роботи відповідно до рисунку 1.1. Збільшення частоти обертання самоусмоктуючої мішалки приводить до відтворення відцентрової сили, яка діє на рідину в порожнині лопатей, та створення певної величини розрідження, що виникає внаслідок обтікання поверхні порожнистої лопаті перемішуємою рідиною.

Внаслідок дії цих сил у середині самоусмоктуючої мішалки та порожнистих лопатях зростає перепад тиску, який приводить до руху рідини від осі обертання до



периферії порожнистих лопатей мішалки і, як наслідок, до зниження висоти стовпа рідини всередині порожнистого валу. При певній частоті обертання мішалки система стабілізується за рахунок зменшення висоти стовпа рідини  $h_B$  в порожнистому валу (рис. 1.4а).

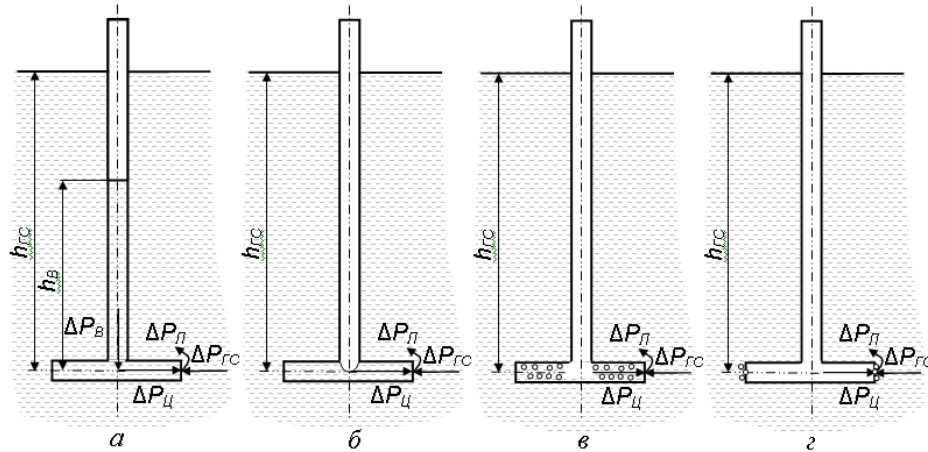


Рисунок 1.4 – Характерні режими роботи відцентрово-ежекційної мішалки: мішалка обертається з частотою при якій: *а* - рідина в порожнині валу мішалки опускається на певний рівень  $h_B$ ; *б* - рідина в порожнині валу мішалки опускається на рівень осі порожнистої лопаті  $h_{ГС}$ ; *в* - газ починає змішуватись з рідиною у порожнині лопаті; *г* - газ починає виходити з лопаті в апарат.

Подальше збільшення частоти обертання самоусмоктуючої мішалки приводить до того, що рідина в порожнистому валу знову знижується, і при певній частоті обертання лінія розподілу між повітрям і рідиною досягає рівня порожнистих лопатей  $h_B = 0$  (рис. 1.4б), при цьому гідростатичний стовп рідини в порожнині валу дорівнює  $\Delta P_B = 0$  та виникає можливість для проникнення газу в порожнину лопатей мішалки. В даному випадку рівняння (1.13) приймає вигляд

$$\Delta P_{ц} + \Delta P_{л} - \Delta P_{гс} - \Delta P_r = 0 . \quad (1.14)$$

Починаючи із цього моменту збільшення частоти обертання мішалки приводить до змішування бульбашок газу з рідиною в порожнині лопаті та до зміни перепаду тиску за рахунок дії відцентрової сили (рис. 1.4в)

$$\Delta P_{\text{ц}} = 0,5\pi^2 d^2 n^2 \xi_{\text{ц}} [\rho_{\text{в}}(1 - \varphi_{\text{л}}) + \rho_{\text{г}}\varphi_{\text{л}}] , \quad (1.15)$$

де  $d_{\text{М}}$  - діаметр мішалки, м;  $n$  - частота обертання мішалки,  $\text{с}^{-1}$ ;

$\rho_{\text{в}}$  - щільність води,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$\rho_{\text{г}}$  - щільність газу,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$\varphi_{\text{л}}$  - питомий газовміст в порожнині лопаті,  $\text{м}^3$  газу/ $\text{м}^3$  суміші;

$\xi_{\text{ц}}$  - коефіцієнт, що враховує гідравлічний опір і нерівномірність рідини у лопаті.

При певній частоті обертання мішалки газ заповнює усю порожнину лопаті ( $\varphi_{\text{л}} \approx 1$ ) і починає виходити з неї (рис. 1.4з) у вигляді поодиноких бульбашок в перемішуемий об'єм апарату (рис. 1.5а,б). Цю частоту обертання самоусмоктуючої мішалки називають початковою  $n_0$  [49-51]. Враховуючи значну різницю між щільністю газу і робочою рідиною при гідродинамічних розрахунках в середині порожнистої лопаті відцентровим тиском газу або повітря можна зневажити. Тоді початкове надходження газу з порожнини лопаті в перемішуемий об'єм рідини апарату відбувається за умови

$$\Delta P_{\text{л}} \approx \Delta P_{\text{гс}} + \Delta P_{\text{г}} . \quad (1.16)$$

Перепад тиску (розрідження) в середині самоусмоктуючої мішалки при обертанні мішалки виникає в результаті швидкого руху потоку рідини або газорідинної суміші вздовж лобової поверхні порожнистої лопаті в радіальному напрямку. Згідно з енергетичного балансу такий перепад тиску на радіусі мішалки складає

$$\Delta P_{\text{л}} = 0,5 \rho_{\text{в}} (\varepsilon w_{\text{М}} - w_{\text{В}})^2 , \quad (1.17)$$

де:  $w_{\text{М}}$  - окружна швидкість руху лопаті мішалки, м/с;

$w_{\text{В}}$  - окружна швидкість обертання води, м/с;

$\varepsilon$  - коефіцієнт, що враховує середню швидкість.

Якщо виразити значення окружної швидкості лопаті мішалки та окружної швидкості обертання рідини в зоні мішалки через діаметр мішалки і частоти обертання мішалки і рідини

$$w_M = \pi n d_M, \quad (1.18)$$

$$w_B = \pi n_B d_M, \quad (1.19)$$

де  $n$  - частота обертання мішалки,  $\text{с}^{-1}$ ;

$n_B$  - частота обертання рідини в зоні мішалки,  $\text{с}^{-1}$ .

та позначити відношення цих частот обертання рідини і мішалки через коефіцієнт пропорційності  $k = \frac{n_B}{n}$ , тоді рівняння (1.17) набуває вигляду

$$\Delta P_{\text{Л}} = 0,5\pi^2 n^2 d_M^2 \rho_B (\varepsilon - k)^2 = 0,5\pi^2 n^2 d_M^2 \rho_B \xi_0 \quad (1.20)$$

Виражаючи в рівнянні (1.13) тиск через висоти стовпа рідини  $\Delta P_B = \rho_B g h_B$ ,  $\Delta P_{\text{ГС}} = \rho_B g h_{\text{ГС}}$  і  $\Delta P_{\text{Г}} = \rho_B g h_{\text{Г}}$  та нехтуючи тиском, викликаним відцентровою силою на газ, з рівнянь (1.15) і (1.20) знаходимо залежність, що описує систему від початку обертання самоусмоктуючої мішалки до частоти обертання, при якій починають виходити бульбашки газу з порожнини лопаті в перемішуємий об'єм апарату

$$0,5\pi^2 n^2 d_M^2 [(1 - \varphi_{\text{Л}})\xi_{\text{Л}} + \xi_0] + g h_B = g h_{\text{ГС}} + g h_{\text{Г}}, \quad (1.21)$$

де:  $h_B$  - висота рідини у порожнині валу, м;

$h_{\text{ГС}}$  - висота рідини над віссю лопаті, м;

$h_{\text{Г}}$  - висота рідини, що відповідає гідравлічному опору валу і мішалки, м.

При певній частоті обертання, коли рідина з порожнини валу та ротору мішалки опускається до рівня осі порожнистої лопаті  $h_B = 0$  (рис. 1.4б), цю частоту обертання мішалки позначаємо -  $n_{\text{ГС}}$  і називаємо гідростатичною частотою обертання мішалки, а в цей час в порожнині лопаті ще знаходиться рідина, тобто  $\varphi_{\text{Л}} \approx 0$ , тоді гідродинамічну рівновагу системи описує рівняння

$$0,5\pi^2 n_{ГС}^2 d_M^2 (\xi_{Ц} + \xi_0) = 0,5\pi^2 n_{ГС}^2 d_M^2 \xi_{ГС} = gh_{ГС} + gh_{Г}, \quad (1.22)$$

де  $\xi_{ГС} = (\xi_{Ц} + \xi_0)$  - гідростатичний коефіцієнт опору мішалки, який відповідає пониженню рівня рідини в порожнистому валу до рівня порожнистої лопаті мішалки.

Подальше збільшення частоти обертання мішалки  $n$  до початкової частоти  $n_0$  приводить до ситуації, коли газ з порожнини валу та ротору самоусмоктуючої мішалки потрапляє в порожнину лопаті та повністю заповнює її, тобто  $\varphi_{Л} \approx 1$  і  $h_{В} = 0$  (рис. 1.4г). При цій частоті обертання самоусмоктуючої мішалки з порожнистої лопаті відбувається вихід газу у вигляді одиночних бульбашок в перемішуемий об'єм рідини апарату, при цьому рівняння (1.22) приймає вигляд

$$0,5\pi^2 n_0^2 d_M^2 \xi_0 = gh_{ГС} + gh_{Г}, \quad (1.23)$$

а початкова частота обертання мішалки  $n_0$ , при якій починається витік газових бульбашок в перемішуемий об'єм апарату (рис. 1.5а) з порожнистої лопаті визначається

$$n_0 = \sqrt{\frac{2g(h_{ГС} + h_{Г})}{\pi^2 d_M^2 \xi_0}}. \quad (1.24)$$

Експериментальні випробування проводилися на самоусмоктуючих ежекційних мішалках діаметром  $d_M = 0,065, 0,10, 0,128, 0,168, 0,180$  м з числом порожнистих лопатей 2-8 з формою та розмірами поперечного перерізу порожнистих лопатей відповідно з таблицею 3.1. Залежність глибини занурення самоусмоктуючої мішалки  $h_{ГС}$  від комплексу  $n^2 d_M^2$  та результати розрахунків рівнянь (1.22) і (1.23) приведені у вигляді графічних залежностей рис. 1.6. Значення коефіцієнтів  $\xi_{ГС}$ ,  $\xi_0$ , і  $\xi_{Ц}$  для самоусмоктуючих ежекційних мішалок з різною формою лобового обтікання порожнистих лопатей зосереджені у другій частині таблиці 1.2. Точність визначення коефіцієнтів  $\pm 0,05$ . Представлені експериментальні дані на рисунку 1.6 для самоусмоктуючих мішалок з різною геометрією поперечного перерізу порожнистих лопатей свідчать про лінійний характер залежностей, прогнозований рівняннями (1.22) і (1.23), а коефіцієнти  $\xi_{ГС}$

і  $\xi_0$  не залежать від окружної швидкості самоусмоктуючої мішалки та зовнішнього діаметру порожнистої циліндричної лопаті (рис. 1.6а, тип 2-4, таблиця 1.2) або висоти плоскої порожнистої лопаті (тип 8, 14-18, таблиця 1.2) та конфігурації вхідної кромки в порожнисті лопаті.



а)



б)



в)



г)

Рисунок 1.5 – Фото початку диспергування бульбашок повітря за допомогою самоусмоктуючої ежекційної мішалки в перемішуєму рідину

Порівняння випробувань звичайних самоусмоктуючих ежекційних мішалок діаметром  $d_M = 0,1$  м з циліндричними лопатями (тип 2-4, таблиця 1.2) і прямими вхідними кромками (рис. 1.3б<sub>1</sub>) з мішалками, в яких вхідна кромка в порожнисту лопать зі сторони лобової поверхні лопаті у вигляді скосу під кутом  $45^0$ ,  $60^0$ , або з округленою кромкою (рис. 1.3б<sub>2,3</sub>) показали, що кут скосу або радіус округлення вхідної кромки не впливає на коефіцієнти  $\xi_{ГС}$  і  $\xi_0$ . Це пов'язано з тим, що процес

усмоктування відбувається у автотельному режимі, при якому діє закон Ньютона та критерій Ейлера і на нього не впливають критерії Фруда і Рейнольдса.

При збільшенні діаметру самоусмоктуючої мішалки від  $d_M = 0,065$  до  $0,18$  м з циліндричними лопатями внутрішнім діаметром  $0,008$  м (таблиця 1.2, тип 1, 2, 5-7) отримані результати (рис. 1.6б) свідчать про зменшення коефіцієнтів  $\zeta_{ГС}$ ,  $\zeta_0$  і особливо  $\zeta_{Ц}$ . Зменшення коефіцієнту  $\zeta_{Ц}$  свідчить про зростання гідравлічного опору на шляху руху транзитного потоку у порожнині лопаті за рахунок збільшення її довжини, а зменшення коефіцієнту  $\zeta_0$ , може бути викликане зростанням співвідношення окружних швидкостей рідини і порожнистої лопаті мішалки, яке визначається коефіцієнтом  $k$ , при збільшенні діаметру мішалки.

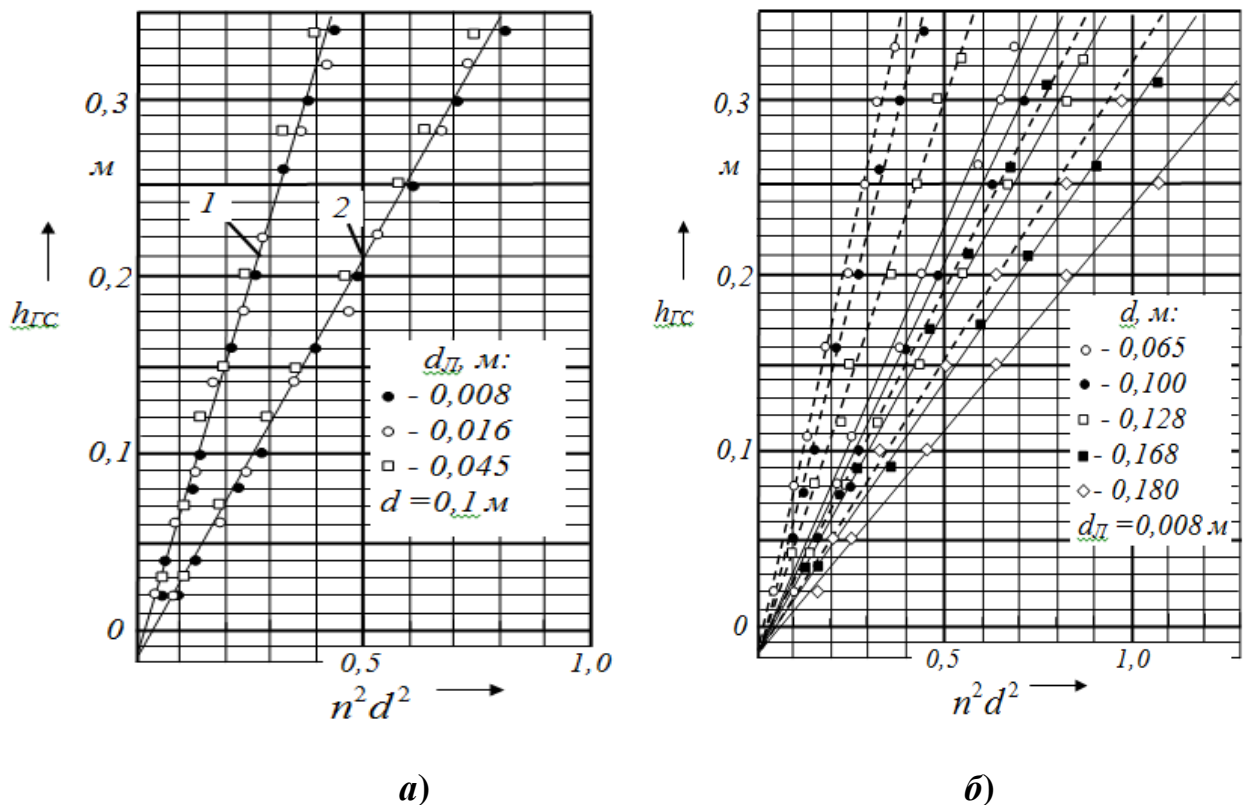
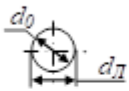
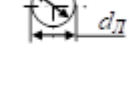
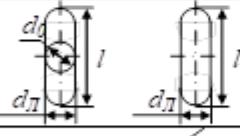
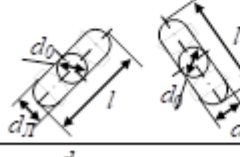
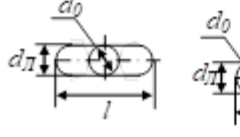
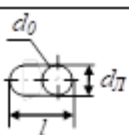
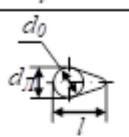
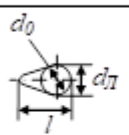
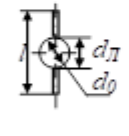
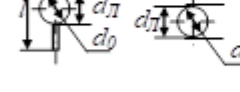
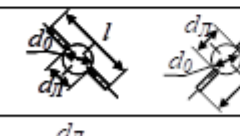
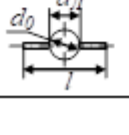


Рисунок 1.6 – Залежність рівня рідини в порожнистому валу і апараті від множника  $n^2 d^2$  та графічні рішення рівнянь (1.22) і (1.23): Число лопатей  $z = 2-8$ ; робоча рідина – вода; а) 1 - рівняння (1.22)  $\varphi_L = 0$ ; 2 - рівняння (1.23)  $\varphi_L \approx 1$ ; б) - - - рівняння (1.22)  $\varphi_L = 0$ ; — - — - рівняння (1.23)  $\varphi_L \approx 1$ .

Таблиця 1.2 - Характеристики мішалок

Напря́м руху → Тип лопаті	$d$ , м	$d_L$ , м	$d_0$ , м	$l$ , м	$\zeta_{ГС}$	$\zeta_0$	$\zeta_{II}$
1	0,068	0,008	0,006	-	1,72	0,92	0,80
2		0,008	0,006	-			
3 	0,100	0,016	0,014	-	1,59	0,84	0,75
4 		0,045	0,043	-			
5	0,128	0,008	0,006	-	1,30	0,72	0,60
6	0,168	0,008	0,006	-	0,85	0,55	0,30
7	0,180	0,008	0,006	-	0,65	0,50	0,15
8 	0,100	0,008	0,006	0,045	1,70	0,9	0,80
	0,130	0,004	-	0,020	1,60	0,80	0,80
9 	0,100	0,008	0,006	0,045	1,3	0,5	0,80
10 	0,100	0,008	0,006	0,045	1,1	0,4	0,70
11 	0,100	0,008	0,006	0,045	1,60	0,85	0,75
12 	0,100	0,008	0,006	0,012	1,00	0,45	0,55
	0,128	0,008	0,006	0,012	0,91	0,36	0,55
13 	0,100	0,008	0,006	0,012	1,59	0,84	0,75
14	0,068	0,008	0,006	0,026	1,77	0,97	0,80
15 	0,100	0,008	0,006	0,014	1,60	0,92	0,80
16 	0,100	0,008	0,006	0,053	1,60	0,92	0,80
17	0,128	0,008	0,006	0,014	1,72	0,90	0,80
18	0,128	0,008	0,006	0,053	1,72	0,90	0,80
19 	0,100	0,008	0,006	0,053	1,3	0,5	0,80
20 	0,100	0,008	0,006	0,053	1,35	0,65	0,70



Експериментальні випробування самоусмоктуючих мішалок (таблиця 1.2, тип 10,11) показали, що коефіцієнти  $\zeta_{ГС}$  і  $\zeta_0$  залежать від відстані між отвором порожнистої лопаті і її лобовою поверхнею, яка при обертанні мішалки утворює радіальний потік рідини. При збільшенні цієї відстані коефіцієнти  $\zeta_{ГС}$  і  $\zeta_0$  зменшуються. Зменшення величини коефіцієнтів  $\zeta_{ГС}$ ,  $\zeta_0$  і  $\zeta_{Ц}$  спостерігається у самоусмоктуючих мішалок з порожнистими лопатями, що мають лобову поверхню у вигляді гострого кута (таблиця 1.2, тип 12).

Значення коефіцієнтів  $\zeta_{ГС}$ ,  $\zeta_0$  збільшуються у самоусмоктуючих мішалок з циліндричними порожнистими лопатями з вертикальними ребрами або з горизонтальними пластинами на лобовій частині (таблиця 1.2, тип 14-18), це свідчить про зростання величини поперечного перетину радіального потоку біля відкритого торця отвору порожнистої лопаті у порівнянні з самоусмоктуючими мішалками зі звичайними циліндричними лопатями (таблиця 1.2, тип 2-4). При цьому висота ребер практично не впливає на значення цих коефіцієнтів внаслідок того, що величина поперечного перетину радіального потоку біля торця отвору порожнистої циліндричної лопаті не змінюється при зростанні висоти ребер. В той же час зміна конфігурації вхідної кромки самоусмоктуючих мішалок (таблиця 1.2, тип 8) у вигляді скосу або округлення при вході в порожнину лопаті зі сторони лобової поверхні не впливає на зміну коефіцієнтів  $\zeta_{ГС}$ ,  $\zeta_0$  і  $\zeta_{Ц}$ . Установка ежекційної перегородки та її співвідношення також не впливають на коефіцієнти  $\zeta_{ГС}$ ,  $\zeta_0$  і  $\zeta_{Ц}$ .

Збільшення числа порожнистих лопатей мішалки від двох до восьми приводить до незначного збільшення коефіцієнтів  $\zeta_{ГС}$ ,  $\zeta_0$  і  $\zeta_{Ц}$ , яке відповідно до отриманих даних, практично знаходиться у межах помилки їх визначення.

Поступове підвищення в'язкості робочої рідини з  $1 \cdot 10^{-3}$  до  $100 \cdot 10^{-3}$  Па/с приводить до зменшення коефіцієнтів  $\zeta_{ГС}$ ,  $\zeta_0$  і  $\zeta_{Ц}$ , про що свідчать приведені графічні залежності впливу в'язкості робочої рідини на коефіцієнт  $\zeta_0$  для мішалки діаметром  $d_M = 0,168$  мм з циліндричною порожнистою лопатю діаметром  $d_O = 0,008$  м (рис. 1.7а). Аналогічні випробування самоусмоктуючих мішалок діаметром  $d_M = 0,065, 0,10, 0,128, 0,168$  мм з використанням в якості робочої рідини води та



водного розчину гліцерину в'язкістю  $100 \cdot 10^{-3}$  Па/с підтверджують також зменшення коефіцієнтів  $\zeta_{ГС}$ ,  $\xi_0$  і  $\zeta_{Ц}$  (рис. 1.7б).

Таблиця 1.3 – Порівняння експериментальних і розрахункових (1.25) значень коефіцієнта  $\xi_0$  для мішалок з циліндричними лопатями

Діаметр мішалки $d_M$ , М	Робоча рідина $\mu$ , Па·с	$\xi_0$	
		експеримент	розрахунок
0,180	$1 \cdot 10^{-3}$	0,50	0,51
	$100 \cdot 10^{-3}$	0,32	0,33
0,168	$1 \cdot 10^{-3}$	0,55	0,55
	$100 \cdot 10^{-3}$	0,39	0,36
0,128	$1 \cdot 10^{-3}$	0,72	0,70
	$100 \cdot 10^{-3}$	0,42	0,44
0,100	$1 \cdot 10^{-3}$	0,84	0,82
	$100 \cdot 10^{-3}$	0,53	0,53
0,068	$1 \cdot 10^{-3}$	0,92	0,93
	$100 \cdot 10^{-3}$	0,60	0,60

Аналіз отриманих даних під час експериментальних випробувань самоусмоктуючих мішалок з циліндричними порожнистими лопатями типу 1-7 відповідно таблиці 1.2 показав достатню ефективність їх при диспергуванні газової фази в перемішуємий об'єм та дозволив отримати емпіричну формулу для розрахунку коефіцієнта  $\xi_0$  при турбулентному режимі

$$\xi_0 = 1,2 - 3,75 d_M - 10 (0,35 - 5,56 d_M^2) (\mu - 1 \cdot 10^{-3}) , \quad (1.25)$$

де  $\mu$  – динамічна в'язкість робочої рідини, Па·с.

В той же час отримані дані лабораторних випробувань самоусмоктуючих ежекційних мішалок з іншою конфігурацією порожнистих лопатей показали, що найбільш ефективними є самоусмоктуючі мішалки з плоскими порожнистими

лопатями (рис. 1.6) типу 8,9 (таблиця 1.2). Схема руху перемішуємої рідини або газорідинної суміші в апараті об'ємного типу з відбійними перегородками під час обертання самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями представляє собою тривимірний нестационарний турбулентний потік з вихровою структурою [1,3]. Рідина, що знаходиться в зоні обертання мішалки, отримує від останньої кінетичну енергію, яка створює зовнішній відцентровий

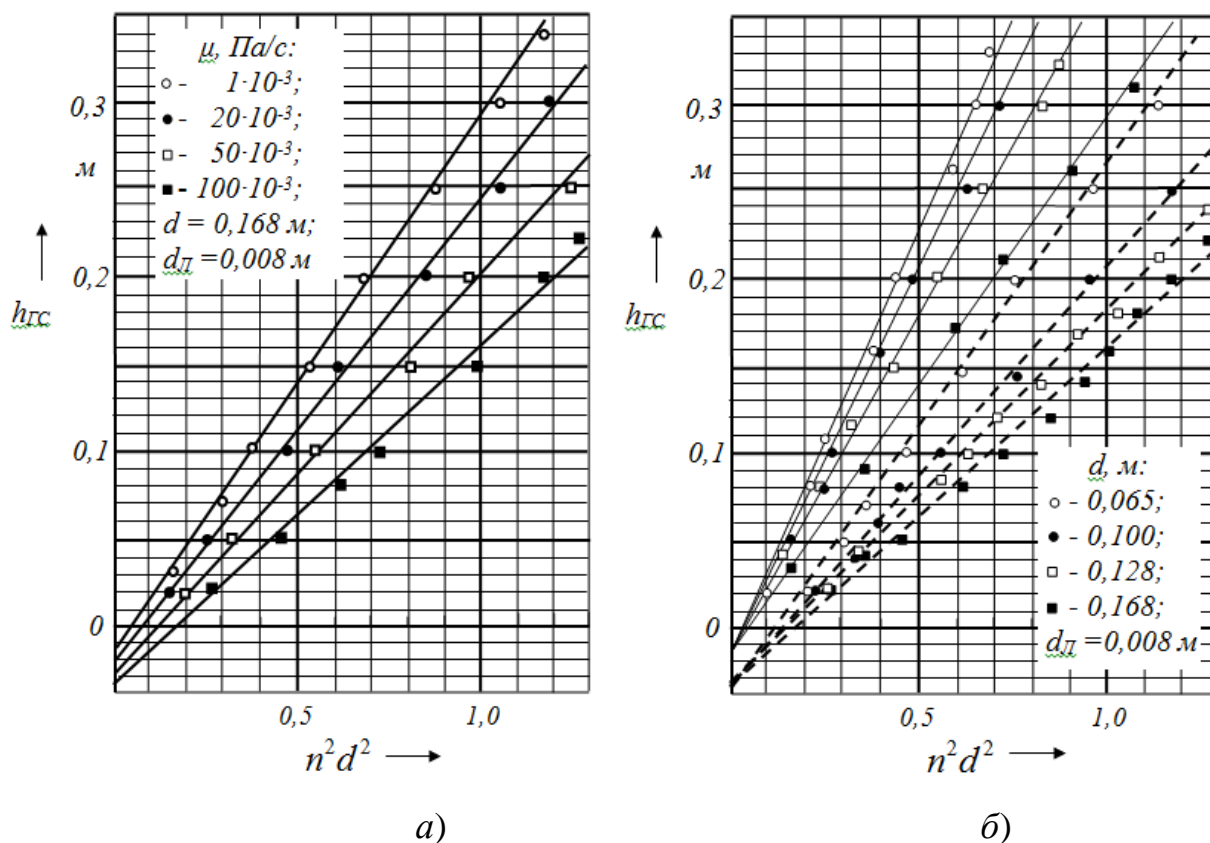


Рисунок 1.7 – Залежність рівня рідини в порожнистому валу і апараті від множника  $n^2 d^2$  та графічні рішення рівняння (1.23) при  $\varphi_L \approx 1$  з використанням експериментальних даних: число лопатей  $z = 2-8$ ; а) – в'язкість робочої рідини збільшується поступово з  $1 \cdot 10^{-3}$  до  $100 \cdot 10^{-3}$  Па/с; б) – робоча рідина: вода — — —  $1 \cdot 10^{-3}$  Па/с; розчин гліцерину у воді - - -  $100 \cdot 10^{-3}$  Па/с.

потік рідини, що має радіальну і тангенціальну складові. Тангенціальна складова потоку приводить до обтікання рідиною порожнистої лопаті та утворення за її тильною стороною вихрового турбулентного сліду. Радіальний потік, що утворюється біля лобової поверхні лопаті самоусмоктуючої мішалки досягає свого

максимального значення на краю лопаті. При сході радіального потоку з лобової поверхні плоскої порожнистої лопаті утворюється макровихровий турбулентний потік, який поєднується з вихровою системою турбулентного сліду, що утворюється за тильною стороною лопаті. Далі цей потік направляється до периферії апарату і біля внутрішньої стінки пригальмовує та розділяється на два потоки, які міняють напрям руху обабіч внутрішньої поверхні обичайки апарату вниз і ввєрх, утворюючи замкнуті циркуляційні петлі.

Таким чином в перемішуємому об'ємі рідини самоусмоктуючою мішалкою створюється відносно стабільна вимушена циркуляція рідини. Структура турбулентного сліду досить складна і представляє собою зосередження безлічі вихрів з центрами обертання, в яких створюється певна різниця тиску по відношенню до рідини, що знаходиться перед лопатю на глибині розміщення мішалки в перемішуємому об'ємі [61]. Це явище і забезпечує ефективне диспергування газової фази самоусмоктуючими мішалками у вигляді бульбашок та їх перемішування в об'ємі апарату (рис. 1.5) і представляє найбільший практичний інтерес для промисловості. Суттєвий вплив на величину коефіцієнтів  $\xi_{ГС}$ ,  $\xi_0$  мають умови формування радіального потоку рідини уздовж лобової поверхні плоскої порожнистої лопаті. Максимальні значення коефіцієнтів  $\xi_{ГС}$ ,  $\xi_0$  відповідно експериментальних досліджень мають самоусмоктуючі мішалки з вертикально розташованими плоскими порожнистими лопатями (тип 8, таблиця 1.2). Зміна кута нахилу лобової поверхні порожнистої лопаті по відношенню до площини обертання мішалки зменшує значення коефіцієнтів  $\xi_{ГС}$ ,  $\xi_0$  (тип 9, таблиця 1.2). При зменшенні кута нахилу плоскої порожнистої лопаті по відношенню до площини обертання мішалки величина  $\xi_0$  також зменшується і досягає мінімального значення при куті рівному  $0^0$  (тип 10, таблиця 1.2). При цьому коефіцієнт  $\xi_{Ц}$  практично не змінюється. Збільшення довжини вильоту порожнистої плоскої лопаті приводить до зменшення коефіцієнту  $\xi_0$ . Для самоусмоктуючих ежекційних мішалок з порожнистими плоскими лопатями початкова частота обертання, окрім вищезазначених параметрів, залежить і від кута нахилу порожнистих лопатей.

Обробка експериментальних даних для самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями дозволила отримати емпіричну формулу для розрахунку коефіцієнта  $\xi_0$  при турбулентному режимі

$$\xi_0 = 1,3 \cdot \sin \alpha - 3,75 d_M - 10 (0,35 - 5,56 d_M^2) (\mu - 1 \cdot 10^{-3}), \quad (1.26)$$

де:  $\mu$  – динамічна в'язкість робочої рідини, Па·с;

$\sin \alpha$  - синус кута нахилу плоскої порожнистої лопаті.

Подальше порівняння експериментальних і розрахованих по рівняннях (1.25 і 1.26) значень коефіцієнта  $\xi_0$  приведено у таблицях 1.3 і 1.4.

Величини коефіцієнта  $\xi_0$  (1.26) мають досить незначні розбіжності між експериментальними і розрахунковими значеннями, вони можуть бути використані для розрахунку насосної продуктивності та потужності самоусмоктуючих ежекційних мішалок.

Випробування самоусмоктуючих мішалок з широким діапазоном геометричних параметрів та різною формою лобового обтікання порожнистих лопатей показали, що початкова частота обертання самоусмоктуючих мішалок  $n_0$  залежить від діаметра, глибини занурення мішалки та форми обтікання лобової поверхні лопаті.

Аналіз отриманих даних під час випробувань самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями відповідно таблиці 1.2 (тип 8,9) показав достатню ефективність їх для диспергування газової фази в перемішуємий об'єм апарату та дозволив отримати емпіричну залежність для розрахунку початкової частоти обертання, при якій починається усмоктування газового реагенту, в залежності від глибини занурення мішалки та її діаметру

$$n_0 = 7,425 + 30,5 h_{ГС} - 61,3 d_M, \quad (1.27)$$

де:  $d_M$  - діаметр мішалки, м;

$h_{ГС}$  - висота рідини над порожнистою лопатю самоусмоктуючої мішалки, м;

Таблиця 1.4 – Порівняння експериментальних і розрахункових (1.26) значень коефіцієнта  $\xi_0$  для мішалок з плоскими порожнистими лопатями

Діаметр мішалки $d_M$ , м	Кут нахилу лопаті мішалки $\alpha$	Робоча рідина $\mu$ , Па·с	$\xi_0$	
			експеримент	розрахунок
0,100 (8,9)	$\alpha = 90^0$	$1 \cdot 10^{-3}$	0,94	0,925
	$\alpha = 60^0$		0,75	0,751
	$\alpha = 45^0$		0,53	0,544
	$\alpha = 90^0$	$100 \cdot 10^{-3}$	0,64	0,634
	$\alpha = 60^0$		0,44	0,459
	$\alpha = 45^0$		0,26	0,259
0,130 (8)	$\alpha = 90^0$	$1 \cdot 10^{-3}$	0,83	0,813
	$\alpha = 60^0$		0,65	0,638
	$\alpha = 45^0$		0,44	0,432
	$\alpha = 90^0$	$100 \cdot 10^{-3}$	0,54	0,559
	$\alpha = 60^0$		0,36	0,385
	$\alpha = 45^0$		0,19	0,178

Рівняння (1.27) справедливе для самоусмоктуючих ежекційних мішалок діаметром  $d_M = 0,06-0,13$  м з плоскими порожнистими лопатями.

### 1.3.3 Гідродинаміка руху усмоктуємого газу порожнистими лопатями самоусмоктуючих ежекційних мішалок

В період експерименту при сталій частоті обертання мішалки проводили 5-7 замірів витрати повітря та газовміст перемішуючого середовища. Експериментальні дані для різних конструкцій самоусмоктуючих ежекційних мішалок зводилися в таблиці та представлені у вигляді графічних залежностей (рис. 1.8, 1.9).

Аналіз отриманих даних свідчить про те, що збільшення частоти обертання самоусмоктуючої ежекційної мішалки понад  $n_0$  приводить до підвищення кількості усмоктуемого повітря та збільшення газовмісту в перемішуемому об'ємі апарату. Продуктивність самоусмоктуючих мішалок залежить від діаметру мішалки  $d_m$ , глибини занурення та кількості лопатей. Збільшення глибини занурення та в'язкості перемішуемого середовища приводить до зниження продуктивності по газовій фазі.

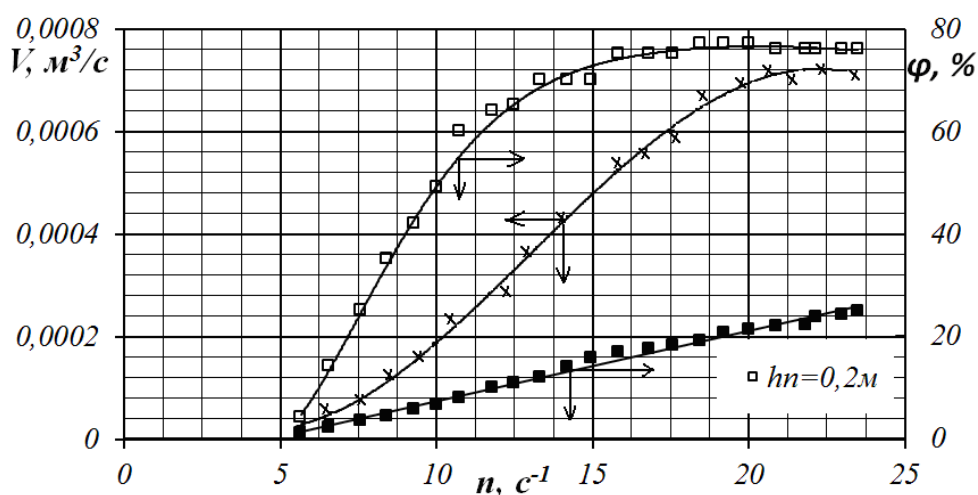


Рисунок 1.8 – Залежність продуктивності самоусмоктуючої мішалки  $d_m = 0,13\text{м}$  по газовій фазі, середнього та локального газовмісту від частоти обертання мішалки при заданій глибині занурення:  $x$  – витрата газу;  $\square$  – величина локального газовмісту;  $\blacksquare$  – величина середнього газовмісту в апараті.

Всмоктуване повітря перш ніж потрапити в перемішуемий об'єм повинне подолати опір на шляху руху транзитного потоку в середині порожнистого валу та порожнині самоусмоктуючої мішалки, баланс енергії руху повітря для даної ситуації описується рівнянням

$$\Delta P_B + \Delta P_{ц} + \Delta P_{л} - \Delta P_{гс} - \Delta P_{г} = \Delta P_p, \quad (1.28)$$

де:  $\Delta P_B$  - тиск стовпа рідини в порожньому валу мішалки, Па;

$\Delta P_{ц}$  - перепад тиску за рахунок відцентрової сили у порожнині лопаті, Па;

$\Delta P_{\text{л}}$  - перепад тиску за рахунок кінетичної енергії радіального турбулізованого потоку, Па;

$\Delta P_{\text{гс}}$  - гідростатичний тиск на рівні отвору лопаті, Па;

$\Delta P_{\text{г}}$  - гідравлічний опір елементів конструкції мішалки, Па;

$\Delta P_{\text{р}}$  - робочий тиск, що відповідає самоусмоктуванню порожнистої лопаті, Па.

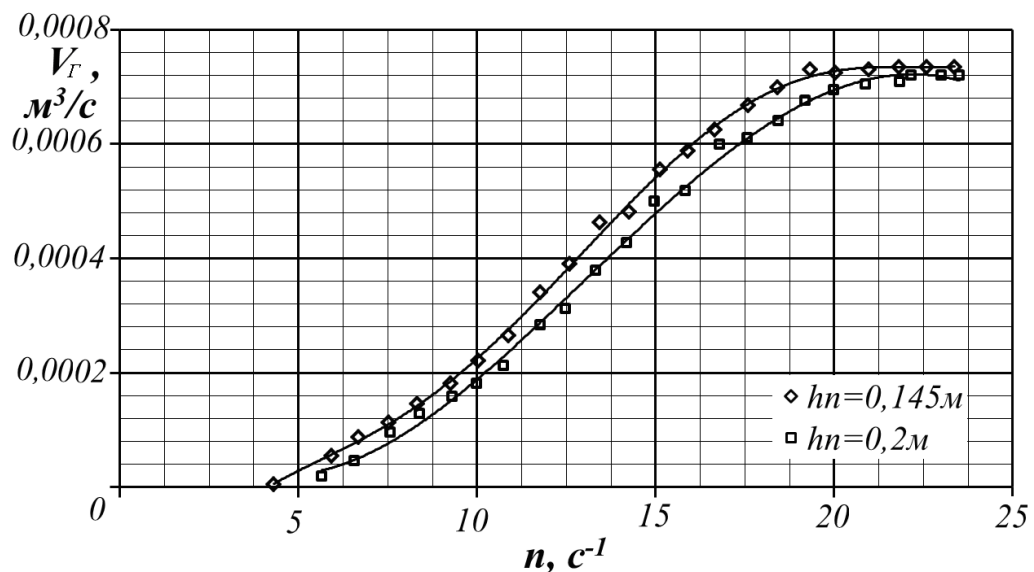


Рисунок 1.9 – Залежність продуктивності самоусмоктуючої мішалки  $d_M = 0,13$  м по газовій фазі від частоти обертання мішалки при різних глибинах занурення:  $\diamond$  - глибина занурення мішалки 0,145 м;  $\square$  – глибина занурення мішалки 0,2 м.

Виток повітря з порожнистої лопаті самоусмоктуючої мішалки в переміщуемий об'єм рідини апарату починається при деякій частоті обертання мішалки  $n$ , яка перевищує початкову частоту обертання  $n_0$ . У цьому випадку порожнини валу і лопаті заповнені повітрям (рис. 1.4з), тобто  $\Delta P_B = 0$ , тоді рівняння (1.28) енергетичного балансу приймає вигляд

$$\Delta P_{\text{ц}} + \Delta P_{\text{л}} - \Delta P_{\text{гс}} - \Delta P_{\text{г}} = \Delta P_{\text{р}}. \quad (1.29)$$

Перепад тиску в порожнині лопаті самоусмоктуючої мішалки за рахунок відцентрової сили складає [1,3]

$$\Delta P_{\text{ц}} = 0,5 \pi^2 d_M^2 n^2 \xi_{\text{ц}} \rho_{\text{г}} , \quad (1.30)$$

в той же час перепад тиску за рахунок кінетичної енергії радіального турбулізованого потоку

$$\Delta P_{\text{л}} = 0,5 \pi^2 n^2 d_M^2 \rho \xi_0 , \quad (1.31)$$

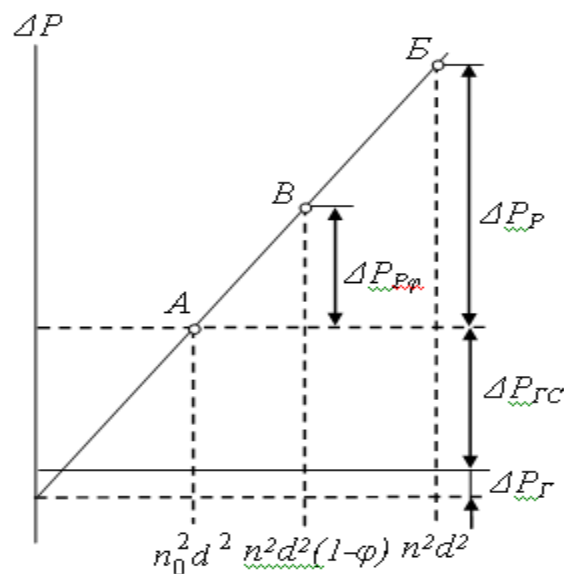


Рисунок 1.10 – Зміни перепаду тиску на виході з порожнистої лопаті мішалки

а гідростатичний тиск дорівнює

$$\Delta P_{\text{Гс}} = 0,5 \pi^2 n_0^2 d_M^2 \rho \xi_0 , \quad (1.32)$$

де:  $d_M$  - діаметр мішалки, м;

$n$  - частота обертання мішалки,  $\text{с}^{-1}$ ;

$\rho_{\text{г}}$  - щільність газу,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$\xi_{\text{ц}}$  - коефіцієнт, що враховує гідравлічний опір у порожнині лопаті;

$\rho$  - щільність рідини,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;



$n_0$  - частота обертання мішалки, при якій починається виток газу з лопаті,  $c^{-1}$ .

З урахуванням рівнянь (1.29 - 1.32) виходить, що початкова продуктивність самоусмоктуючих відцентрово-ежекційних мішалок відповідає рівнянню

$$\Delta P_p = 0,5\pi^2 d_M^2 [n^2(\rho \xi_0 + \rho_r \xi_{II}) - n_0^2 \rho \xi_0] . \quad (1.33)$$

Цей енергетичний стан системи (1.33) відповідає умовам, коли частота обертання самоусмоктуючої мішалки досягає початкової ( $n = n_0$ ), на рисунку 1.10 вона позначається літерою *A*, а при умовах, коли частота обертання мішалки перевищує початкову ( $n > n_0$ ) - літерою *B*.

При збільшенні частоти обертання самоусмоктуючої мішалки витрати газу і питомий газовміст турбулізованого радіального потоку в середині порожнистої лопаті поступово зростають, що приводить до зменшення питомої щільності та кінетичної енергії радіального потоку, це визначає перепад тиску  $\Delta P_{II}$  газорідинної суміші в середині порожнистої лопаті

$$\Delta P_{II} = 0,5\pi^2 n^2 d_M^2 [\rho(1 - \varphi) + \rho_r \varphi] \xi_0 , \quad (1.34)$$

де  $\varphi$  - питомий газовміст радіального турбулізованого потоку,  $m^3$  газу/ $m^3$ .

Тоді робочий перепад тиску, що визначає швидкість руху газу у порожнині лопаті складає

$$\Delta P_p = 0,5\pi^2 d_M^2 \{ \{ n^2 [\rho(1 - \varphi) + \rho_r \varphi] \xi_0 + n^2 \rho_r \xi_{II} \} - n_0^2 \rho \xi_0 \} . \quad (1.35)$$

Враховуючи велику різницю між щільністю рідини і газу, рівняння (1.35) може бути спрощене, тоді робочий перепад тиску практично складає

$$\Delta P_p = 0,5\pi^2 d_M^2 \rho [ n^2 (1 - \varphi) - n_0^2 ] \xi_0 . \quad (1.36)$$

Такий енергетичний стан системи на рисунку 1.10 позначено літерою *B*.

Тоді швидкість транзитного потоку, що рухається в порожнистій лопаті під впливом перепаду тиску, можна вирахувати скориставшись відомим рівнянням [59]

$$w = \sqrt{\frac{2\Delta P_p}{\rho_{II}}}, \quad (1.37)$$

де  $\rho_{II}$  – щільність транзитного потоку, що рухається в середині порожнистої лопаті за рахунок перепаду тиску, кг/м<sup>3</sup>.

Після виходу з порожнини лопаті бульбашки повітря рухаючись до турбулізованого радіального потоку, проходять через шар газорідинної суміші, яка в стаціонарному режимі обертання самоусмоктуючої мішалки має певний постійний питомий газовміст  $\varphi_K$  (рис. 1.11). В перемішуємому об'ємі апарату цей шар має форму кільця з внутрішнім діаметром, який дорівнює діаметру мішалки (рис. 1.11).

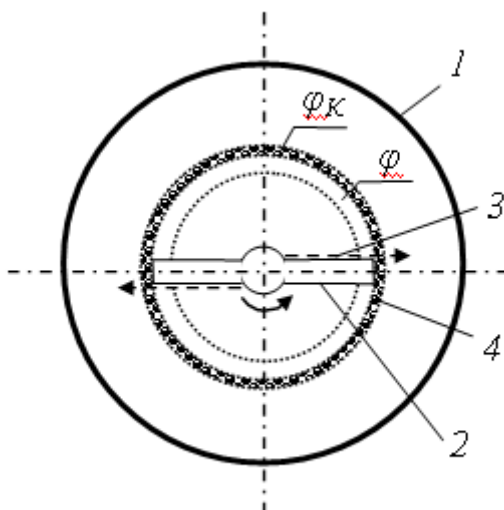


Рисунок 1.11 – Схема розподілу питомого газовмісту біля торця отвору лопаті мішалки: 1 - корпус апарату; 2 – самоусмоктуюча мішалка; 3 - турбулізований радіальний потік; 4 - кільце газорідинної суміші на радіусі мішалки

В сталому режимі обертання самоусмоктуючої мішалки газ, що витікає з порожнистої лопаті, витискає із кільцевого шару частину газорідинної суміші, змішується з нею і потім входить у турбулізований відцентровий потік, газовміст якого  $\varphi$  визначається середнім газовмістом газорідинної суміші в апараті. При обертанні мішалки складається потік, що має тангенціальну і радіальну складові. Біля стінки апарату радіальний потік гальмується і міняє напрям руху на осьовий

та розділяється на два потоки: один піднімається ввєрх, другий опускається вниз. Далі потоки в нижній та верхній частині перемішємого об'єму змінюють напрям руху до середини апарату, що примикає до вертикальної осі, біля якої потоки рідини знову змінюють напрям руху і рухаються до лопатей самоусмоктуючої мішалки зверху і знизу, утворюючи два замкнутих циркуляційних потоки, з концентричними центрами обертання в нижній та верхній частинах апарату [1,3]. Таким чином внаслідок обертання мішалки відбувається інтенсивна турбулізація та осереднення газовмісту перемішємого середовища.

Швидкість газу  $w_{\Gamma}$ , м/с з урахуванням (1.36) і (1.37) можна представити

$$w_{\Gamma} = \pi d_M \sqrt{\frac{[n^2(1-\varphi) - n_0^2] \rho \xi_0}{\rho(1-\varphi_K)}}, \quad (1.38)$$

або

$$w_{\Gamma} = \pi d_M \sqrt{\frac{1-\varphi}{1-\varphi_K}} \sqrt{\left(n^2 - \frac{n_0^2}{1-\varphi}\right) \xi_0} = K_{\varphi} \pi d_M \sqrt{\left(n^2 - \frac{n_0^2}{1-\varphi}\right) \xi_0}, \quad (1.39)$$

де:  $\varphi_K$  - питомий газовміст газорідинної суміші в кільці на радіусі мішалки, м<sup>3</sup> газу /м<sup>3</sup> газорідинної суміші;

$\varphi$  – середній питомий газовміст турбулізованого потоку на радіусі мішалки, м<sup>3</sup> газу /м<sup>3</sup> газорідинної суміші.

В рівнянні (1.39) величину  $\sqrt{\frac{1-\varphi}{1-\varphi_K}}$  можна визначити, як коефіцієнт  $K_{\varphi}$ , що враховує середнє співвідношення газовмісту в радіальному потоку і в кільці газорідинної суміші на радіусі мішалки. За одержаними експериментальними даними співвідношення питомого газовмісту турбулізованого радіального потоку  $\varphi$  і газорідинної суміші в кільці на радіусі мішалки  $\varphi_K$  практично постійне. При різних режимах обертання самоусмоктуючої мішалки це співвідношення дорівнює приблизно 0,5, а максимальне значення питомого газовмісту газорідинної суміші в кільці на радіусі самоусмоктуючої мішалки  $\varphi_K$  не перевищує 0,7 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>, тому значення коефіцієнту  $K_{\varphi}$  в рівнянні (1.39) може змінюватись у межах 1,0–1,47. При

цьому питомий газівміст турбулізованого радіального потоку при контакті з газом, що виходить з отвору порожнистої лопаті самоусмоктуючої мішалки, при вході у газорідинну суміш зростає і становиться рівним питомому газівмісту цієї суміші. Тому максимальне значення коефіцієнту  $K\varphi$  практично ще менше вказаного вище значення.

Тоді насосна продуктивність [1,3] по газовій фазі самоусмоктуючої мішалки  $V_G$ , м<sup>3</sup>/с, складає

$$V_G = \gamma K \varphi z S_o \pi d_M \sqrt{\left(n^2 - \frac{n_0^2}{1 - \varphi}\right) \xi_0} = \lambda_1 z S_o \pi d_M \sqrt{\left(n^2 - \frac{n_0^2}{1 - \varphi}\right) \xi_0}, \quad (1.40)$$

де  $S_o$  - площа отвору порожнистої лопаті мішалки, м<sup>2</sup>;

$\gamma$  – коефіцієнт гідравлічних витрат в середині порожнистої мішалки;

$\lambda_1$  - узагальнений коефіцієнт витрати;  $z$  - число лопатей мішалки.

Враховуючи те, що при невеликій витраті газу питомий газівміст турбулізованого радіального потоку незначний, а при підвищеній витраті газу значення частоти обертання самоусмоктуючої мішалки  $n^2$  значно більше значення  $n_0^2 / (1 - \varphi)$ , тому при лабораторних випробуваннях мішалок та попередньому аналізі експериментальних даних використовувалися спрощені наступні рівняння

$$w_G \approx K \varphi \pi d_M \sqrt{\left(n^2 - n_0^2\right) \xi_0}, \quad (1.41)$$

$$V_G \approx \lambda_1 z S_o \pi d_M \sqrt{\left(n^2 - n_0^2\right) \xi_0}. \quad (1.42)$$

На рисунку 1.12 показано приклад залежності середньої швидкості руху газу через поперечний перетин порожнистих циліндричних лопатей діаметром  $d_o$ , при однаковій глибині занурення  $h_{GC}$  самоусмоктуючої мішалки, розрахованої з використанням експериментальних даних від комплексу  $\pi d_M \sqrt{\left(n^2 - n_0^2\right) \xi_0}$ .

$$w_C = \frac{V_{GE}}{z S_o} = \frac{4 V_{GE}}{z \pi d_o}, \quad (1.43)$$

Де:  $V_{GE}$  – експериментально визначена витрата газу, м<sup>3</sup>/с;

$d_0$  - діаметр отвору лопаті мішалки, м.

На рисунку 1.13 представлена залежність експериментальної насосної продуктивності по газовій фазі самоусмоктуючих мішалок від комплексу

$$z \pi d_M \sqrt{(n^2 - n_0^2) \xi_0} .$$

Згідно з отриманих в ході експериментальних випробувань даних, на базі яких побудовані графічні залежності середньої швидкості руху усмоктуемого газу самоусмоктуючою мішалкою, видно певну особливість гідродинамічного процесу. Для самоусмоктуючої мішалки відносно великого діаметру ( $d_M = 0,18$  м) спостерігається три періоди гідродинамічного процесу. У першому періоді, коли глибина занурення мішалки не впливає на залежність швидкості газу в порожнині циліндричної лопаті мішалки (рис. 1.12а) і насосну продуктивність самоусмоктуючої мішалки (рис. 1.13а) від швидкості турбулізованого радіального потоку, графічні залежності по швидкості і продуктивності мають практично лінійний характер. У другому періоді при зміні (збільшенні) гідростатичного тиску характер графічних залежностей суттєво змінюється. При третьому періоді знову спостерігається характер графічних залежностей, близький до лінійного, при чому прискорення швидкості газу в середині порожнини лопаті не залежить від глибини занурення мішалки, швидкість газу становиться значно більшою швидкості турбулізованого потоку.

Враховуючи, що кожному з зазначених гідродинамічних періодів відповідає певне поєднання питомого газомісту газорідинної суміші на радіусі мішалки, який залежить від глибини її занурення і швидкості усмоктуемого газу. Ці зміни характеру залежностей можна пояснити існуванням двох режимів процесу витікання газової фази. Перший режим відрізняється тим, що газ, виходячи з отвору порожнистої лопаті мішалки, витісняє газорідинну суміш. В цьому режимі швидкість усмоктуемого газу залежить від щільності газорідинної суміші на радіусі мішалки і може визначається рівнянням (1.38).

Другий режим відрізняється утворенням в порожнистих лопатях газових каналів, через які частина газу виходить до турбулізованого потоку у вигляді газових струменів. Такий режим можна назвати струменевим. Швидкість струменів газу в даному разі залежить від щільності газу і визначається наступним рівнянням

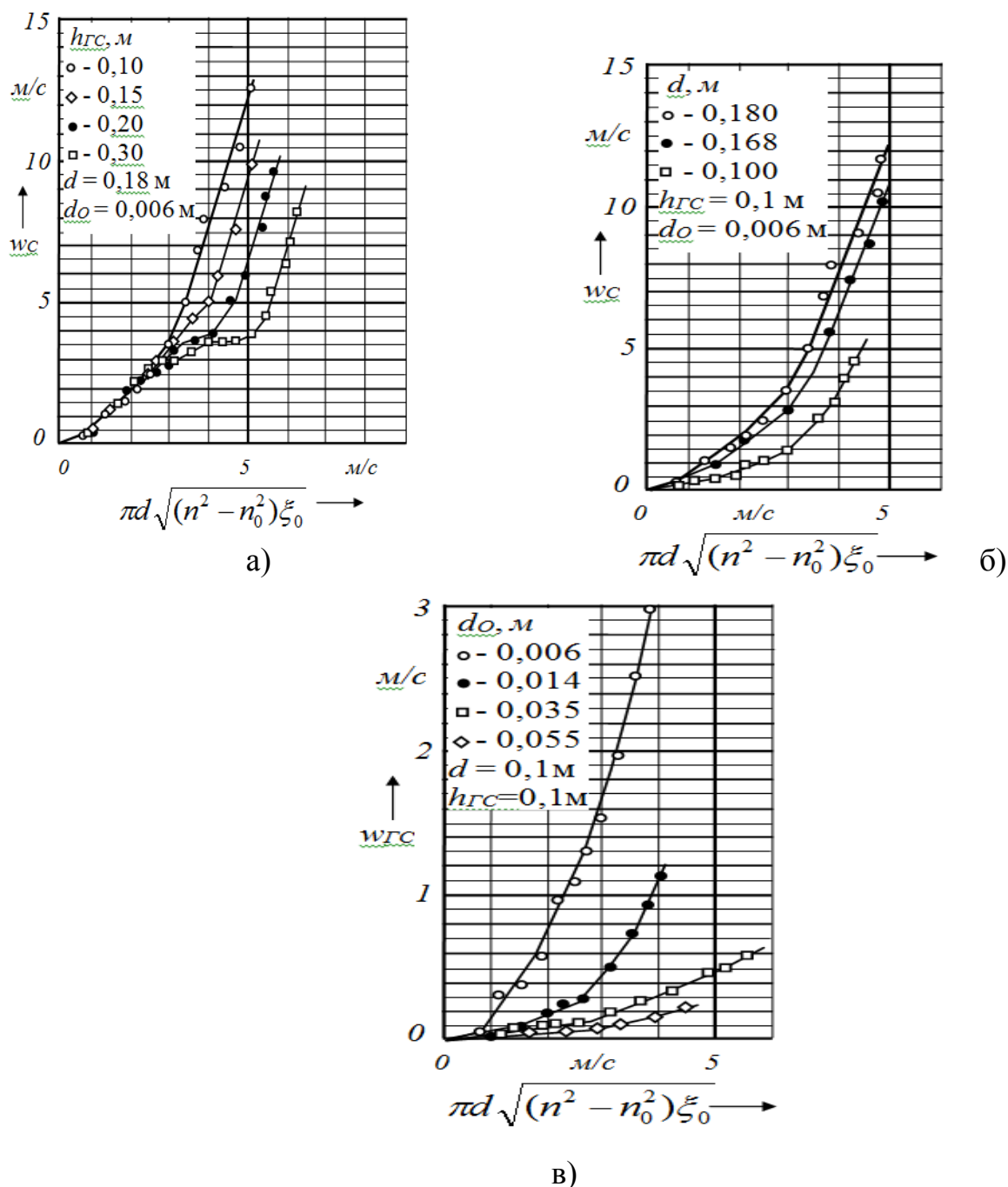


Рисунок 1.12 – Залежність середньої швидкості руху газу у отворах циліндричних лопатей мішалок від швидкості турбулізованого потоку при різних діаметрах отворів порожнистих лопатей

$$w_{r1} = \pi d_M \sqrt{\frac{[n^2(1-\varphi) - n_0^2]\rho\xi_0}{\rho_r}}. \quad (1.44)$$

Враховуючи це насосна продуктивність самоусмоктуючої ежекційної мішалки при струменевому режимі складає

$$V_r = [\lambda_1(1 - K_s) + \lambda_2 K_s] \sqrt{\frac{\rho}{\rho_r}} JS_{oz} \pi d_M \sqrt{\left(n^2 - \frac{n_0^2}{1-\varphi}\right) \xi_0}, \quad (1.45)$$

де  $K_s$  - доля площі перетину газового потоку, де газ рухається у струменевому режимі, м<sup>2</sup>;

$\lambda_2$  - коефіцієнт витрати струменевого потоку газу.

З урахуванням прийнятих припущень рівняння (1.45) приймає вигляд

$$V_r \approx [\lambda_1(1 - K_s) + \lambda_2 K_s] \sqrt{\frac{\rho}{\rho_r}} JS_{oz} \pi d_M \sqrt{(n^2 - n_0^2) \xi_0} = \lambda S_{oz} \pi d_M \sqrt{(n^2 - n_0^2) \xi_0}, \quad (1.46)$$

де  $\lambda$  – загальний коефіцієнт витрати газу.

Припускаючи, що доля площі перетину газового потоку, де газ рухається у струменевому режимі, пропорційна питомому газомісту газорідинної суміші  $K_s = k\varphi_K$ , одержуємо наступне рівняння

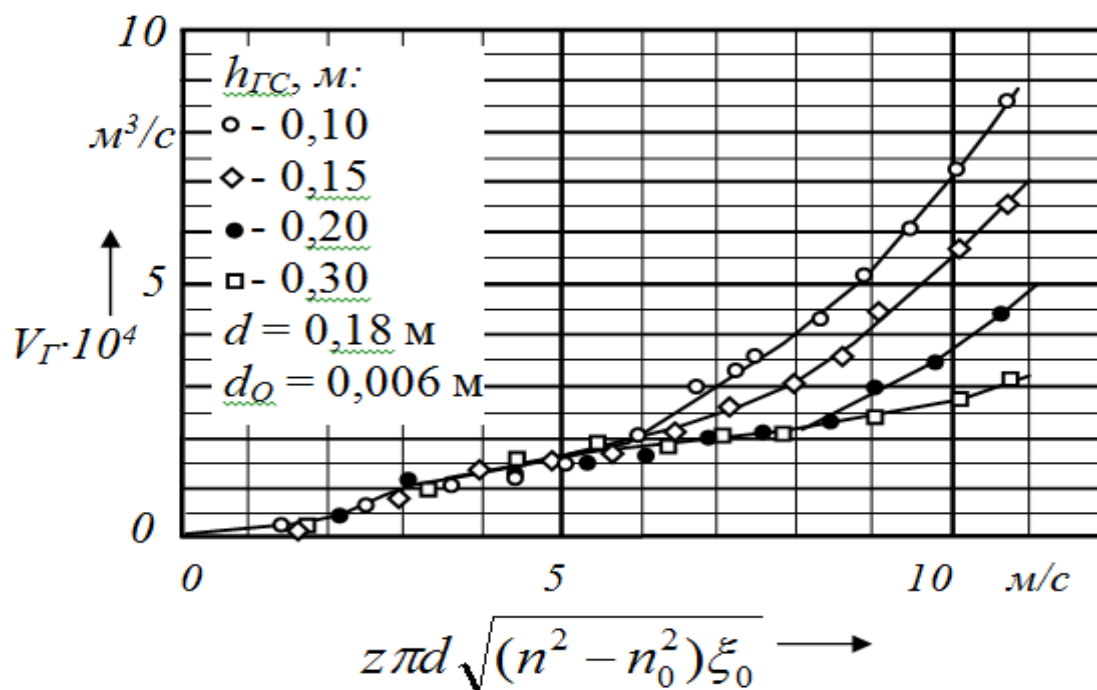
$$V_r \approx [\lambda_1(1 - k\varphi_K) + \lambda_2 k\varphi_K] \sqrt{\frac{\rho}{\rho_r}} JS_{oz} \pi d_M \sqrt{(n^2 - n_0^2) \xi_0} = \lambda S_{oz} \pi d_M \sqrt{(n^2 - n_0^2) \xi_0}. \quad (1.47)$$

При збільшенні діаметру отвору циліндричної лопаті  $d_o$  з 0,006 до 0,055 м спостерігається суттєве падіння швидкості газу (рис. 1.13), що розрахована по рівнянню (1.32), а насосна продуктивність збільшується (рис. 1.13в), при цьому зміна режимів руху газу в середині циліндричної лопаті все ж таки відбувається, як і у мішалок з діаметром отвору лопаті  $d_o = 0,006$  м. Збільшення насосної продуктивності мішалки безумовно пов'язане із зростанням площі турбулізованого потоку за рахунок збільшення висоти лопаті. Зміна ж режимів руху газу свідчить,

що фактична швидкість руху газу значно більша, ніж розрахована, що може бути тільки у випадку, коли площа перетину потоку газу значно менша площі циліндричного отвору лопаті мішалки. Крім того, судячи по характеру залежностей (рис. 1.11, 1.12 і 1.13), у початковий період процесу площа перетину потоку газу поступово зростає. Тому у рівнянні насосної продуктивності мішалки слід використовувати не внутрішню площу циліндричної лопаті, а площу перетину газового потоку. Враховуючи, що швидкість газу по рівнянню (1.42) є пропорційною величиною середньозваженої швидкості турбулізованого потоку, а також є середньозваженою швидкістю газового потоку по фактичній площі перетину, тоді у рівнянні насосної продуктивності слід використовувати відповідну еквівалентну площу

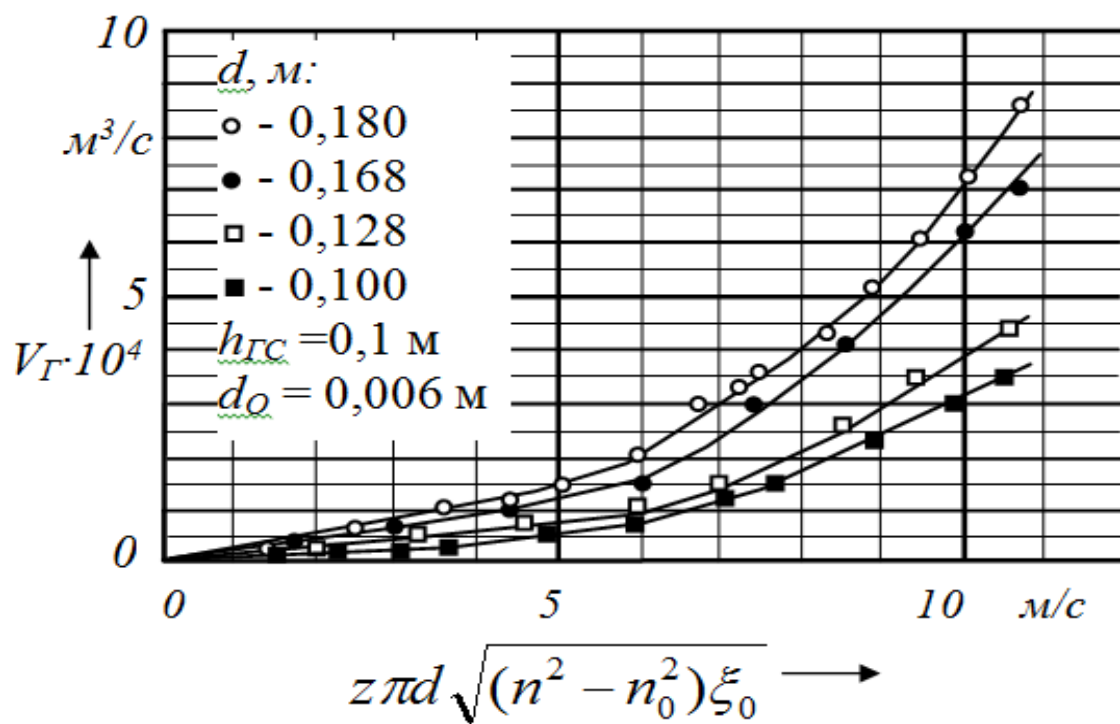
$$V_F \approx \lambda S_E z \pi d_M \sqrt{(n^2 - n_0^2) \xi_0}, \quad (1.48)$$

де  $S_E$  - еквівалентна площа перетину газового потоку,  $\text{м}^2$ .

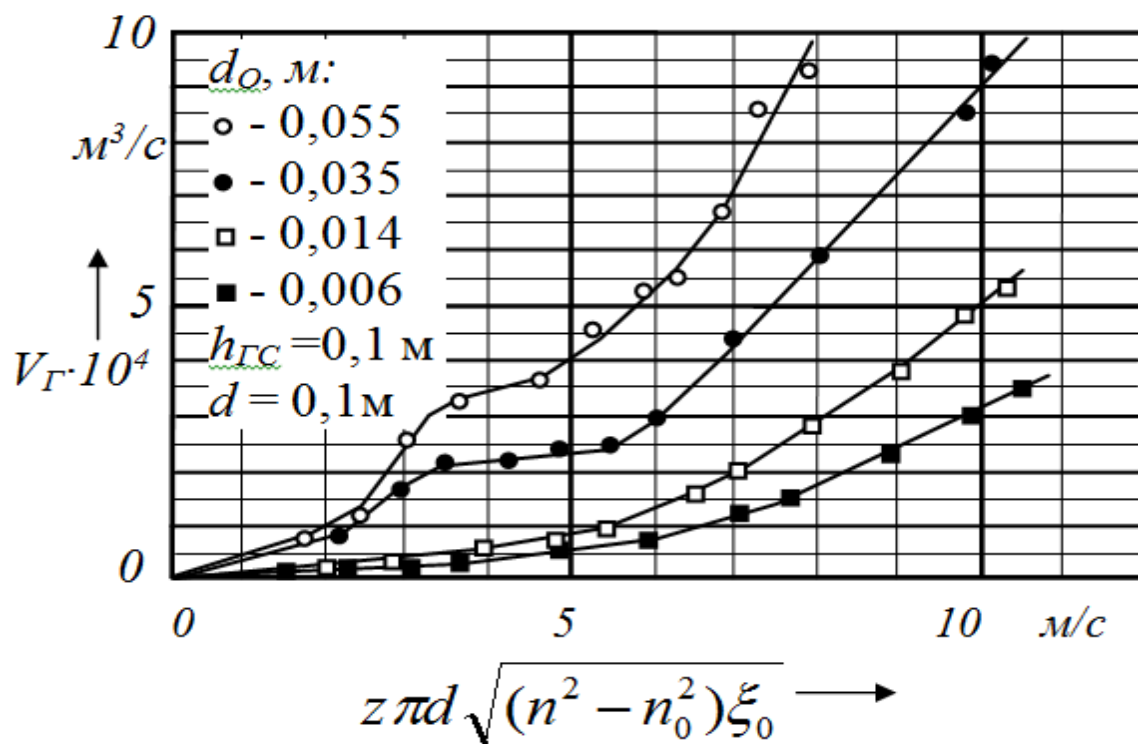


a)

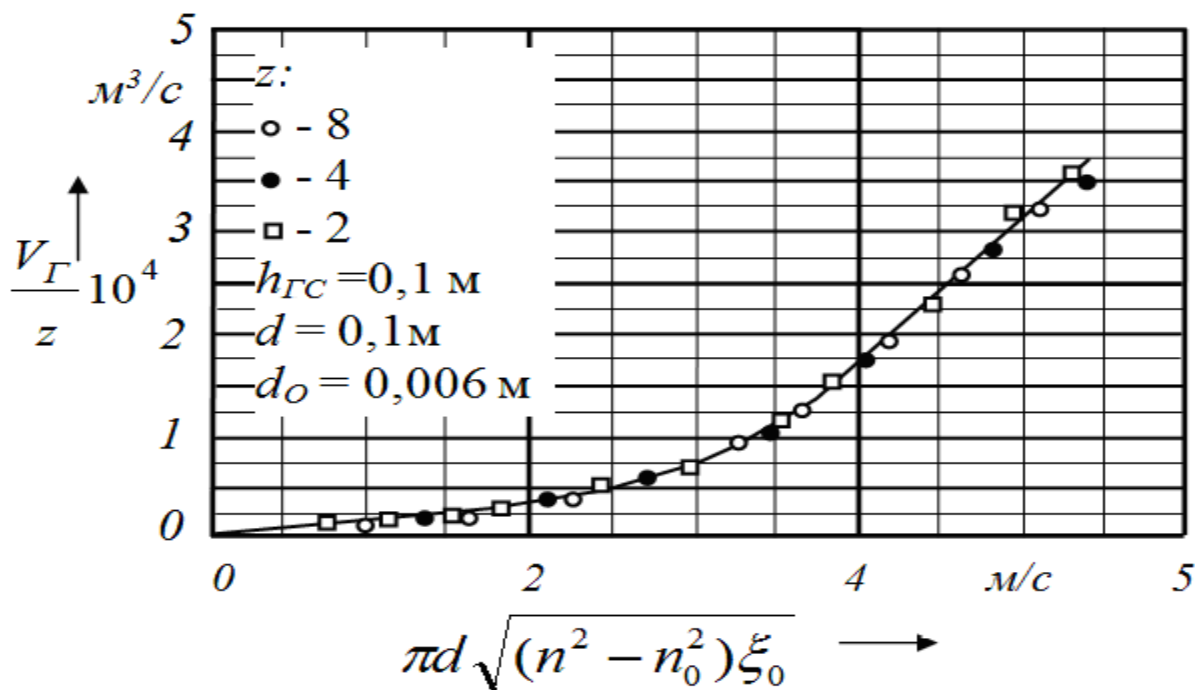




b)



b)



з)

Рисунок 1.13 – Залежність насосної продуктивності по газу самоусмоктуючих мішалок від швидкості турбулізованого потоку: а, б і в - для самоусмоктуючих мішалок з числом лопатей  $z = 2$ ; в'язкість середовища  $1 \cdot 10^{-3}$ - $5 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ ; з – для самоусмоктуючих мішалок з числом лопатей  $z = 2-8$ ;

Порівняння насосної продуктивності самоусмоктуючої мішалки з числом лопатей  $z = 2$  і мішалок з числом лопатей  $z = 4$  і  $z = 8$  (рис. 1.13з) показує, що в однакових умовах випробовувань насосна продуктивність мішалок, а значить і інші розглянуті показники розрахунку на одну лопать, практично однакові і визначаються за формулою:

$$V_G \approx \lambda S_0 \sqrt{\frac{2 \Delta P_p}{\rho_{II}}} \approx \lambda S_0 z \pi d_M \sqrt{(n^2 - n_0^2) \xi_0}. \quad (1.49)$$

Об'єктивність двох означених особливостей руху газу в порожнині лопаті мішалки підтверджує характер залежності комплексу  $\lambda S_E$  від питомого газомісту газорідинної суміші на радіусі мішалки, визначеного експериментально (рис. 1.14). Значення комплексу  $\lambda S_E$  були розраховані з використанням експериментальних даних щодо насосної продуктивності мішалки по рівнянню

$$\lambda S_E \approx \frac{V_r}{z \pi d_M \sqrt{(n^2 - n_0^2) \xi_0}} \quad (1.50)$$

Для самоусмоктуючих мішалок діаметром  $d_M = 0,065$  і  $d_M = 0,100$  м з циліндричним отвором порожнистої лопаті діаметром  $d_O = 0,006$  м перехід у струменевий режим руху відбувається при еквівалентній площі перетину газового потоку, що менше площі отвору. У мішалок діаметром  $d_M = 0,168$  і  $d_M = 0,180$  м з таким же діаметром отвору циліндричної лопаті перехід відбувається після того, як еквівалентна площа перетину газового потоку практично порівнюється з площею отвору лопаті ( $s_0 = 2,825 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2$ ). При цьому перед зміною режимів руху спостерігаються коливання значень комплексу  $\lambda S_E$  навколо величини  $\lambda S_E \approx 2,7 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2$  в певному діапазоні питомого газомісту газорідинної суміші (рис. 1.14а). Причиною цих коливань може бути уповільнене зростання еквівалентної площі газового потоку в наслідок зростання відстані її частин, що додаються від турбулізованого потоку і відповідного збільшення гідравлічного опору на шляху руху газу від цих частин до потоку.

У самоусмоктуючих мішалок діаметром  $d_M = 0,100$  м з отворами циліндричної лопаті діаметром  $d_O = 0,014-0,055$  м перехід у струменевий режим руху газового потоку відбувається при еквівалентній площі перетину газового потоку меншій від площі отвору. Для мішалок діаметром  $d_M = 0,100$  м з отворами циліндричної лопаті діаметром  $d_O = 0,035$  і  $d_O = 0,055$  м еквівалентна площа перетину газового потоку залишається меншою площі отвору лопаті і при струменевому режимі руху потоку газу (рис. 1.14б). У розглядаємих умовах еквівалентна площа газового потоку зростає до певної межі, коли відстань від неї до турбулізованого потоку, газ вже не може подолати внаслідок гідравлічного опору, що показано на рисунку 1.15. Перед зміною режимів руху газового потоку для цих мішалок також спостерігаються сильні коливання значень комплексу  $\lambda S_E$ . Крім розглянутого вище, причиною цих коливань є також значна різниця гідростатичного тиску між верхньою і нижньою точками порожнистої циліндричної лопаті.

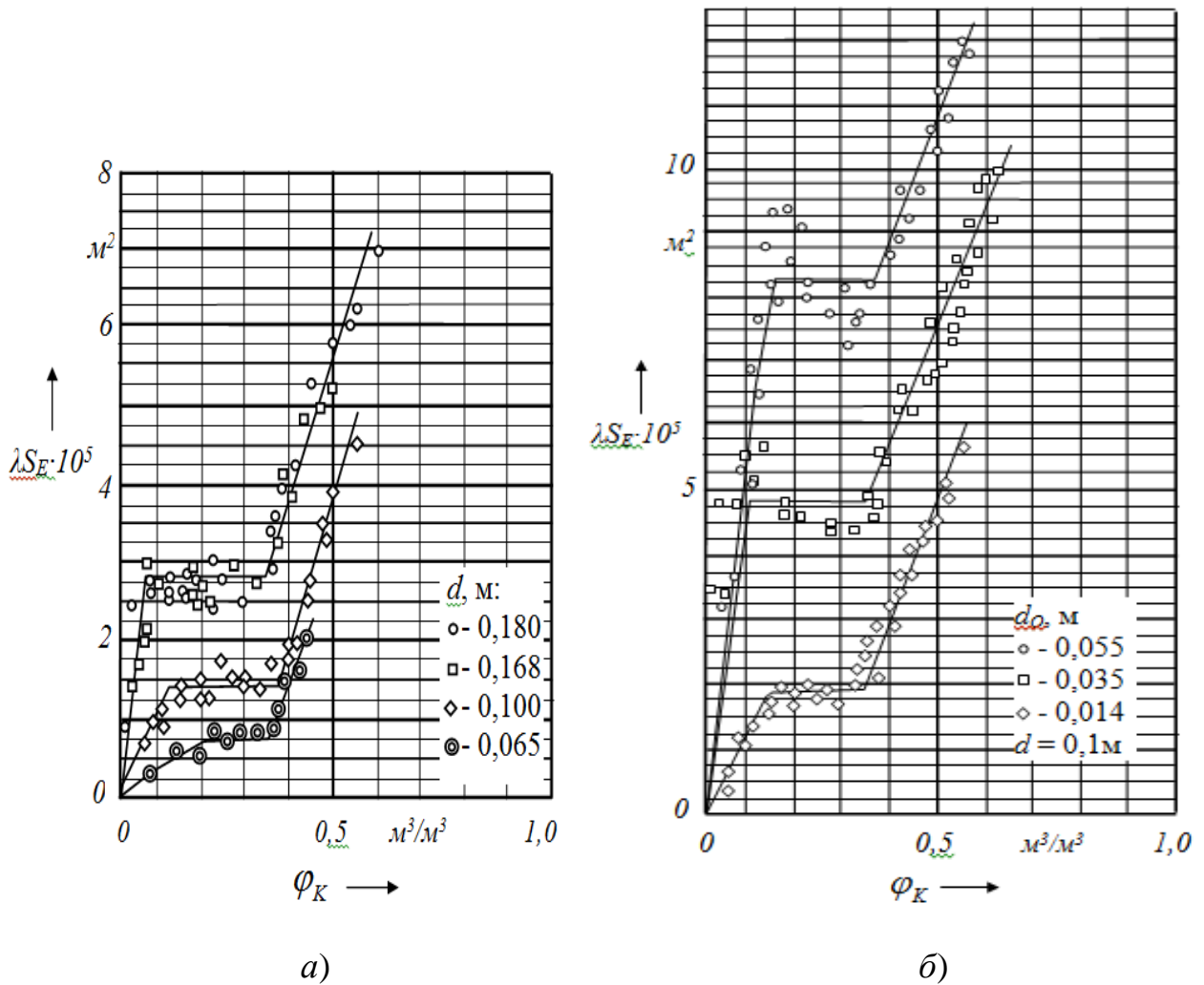


Рисунок 1.14 – Залежність комплексу  $\lambda S_E$  від питомого газовмісту в кільці газорідинної суміші на радіусі мішалки: Число лопатей мішалки  $z = 2$ ;  $h_{ГС} = 0,04 - 0,35$  м;  $n = 2 - 22$  1/с; в'язкість робочої рідини  $1 \cdot 10^{-3} - 5 \cdot 10^{-3}$  Па·с.

Газові канали в середині лопаті утворюються при певному поєднанні швидкості газу і питомого газовмісту газорідинної суміші на радіусі мішалки. З розглянутого виходить, що важливими факторами, від яких залежить режим руху газового потоку з порожнистого циліндричного отвору лопаті мішалки є питомий газовміст газорідинної суміші на радіусі мішалки і швидкість турбулізованого радіального потоку.

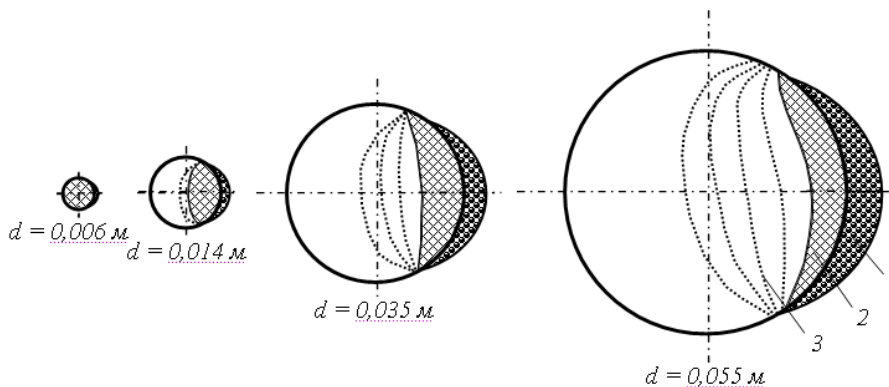


Рисунок 1.15 – Схема формування газового потоку у отворах циліндричних лопатей з отворами різного діаметру: 1 - перетин турбулізованого радіального потоку; 2 - перетин газового потоку, 3 - криві рівного перепаду тиску

Для самоусмоктуючих мішалок діаметром  $d_M = 0,168$  і  $d_M = 0,180$  м з отвором циліндричної лопаті діаметром  $d_O = 0,006$  м відповідно з отриманими, в ході експериментальних випробувань, результатами можна прийняти  $\lambda_1 = \lambda_2 = 1$ . Тоді рівняння (1.46) для цих мішалок приймає вигляд

$$\lambda S_E = (1 - k\varphi_K + k\varphi_K \sqrt{\frac{\rho}{\rho_r}}) S_E = (1 + 26,84 k\varphi_K) S_E, \quad (1.51)$$

де  $k\varphi_K S_E$  - еквівалентна площа перетину струменя газу у отворі циліндричної лопаті мішалки, м<sup>2</sup>.

і відповідно з графічним зображенням на рисунку 1.14а

$$\lambda S_E = S_E + 18 \cdot 10^{-5} (\varphi_K - 0,35). \quad (1.52)$$

Із спільного рішення рівнянь (1.51) і (1.52) виходить

$$k = 0,67 \cdot 10^{-5} \frac{\varphi_K - 0,35}{S_E \varphi_K}. \quad (1.53)$$

Як видно, коефіцієнт  $k$  зростає при підвищенні питомого газовмісту газорідинної суміші, а еквівалентна площа перетину струменя газу у отворі циліндричної лопаті мішалки  $k\varphi_K S_E$  залежить тільки від питомого газовмісту

газорідинної суміші на радіусі мішалки і при постійному газовмісті  $\varphi_K$  остається однаковою для транзитних газових потоків з різною площею перетину.

Рівняння (1.49) і (1.52) можна використовувати для розрахунку насосної продуктивності самоусмоктуючих мішалок з циліндричними порожнистими лопатями, але для цього необхідно спочатку визначити питомий газовміст газорідинної суміші на радіусі мішалки.

Продуктивність по газовій фазі самоусмоктуючої мішалки відбувається за умови, коли різниця тиску в середині порожнистої лопаті дорівнює або перевищує гідростатичний тиск стовпа рідини біля торця лопаті та гідравлічний опір на шляху руху потоку газу. При цьому теоретично повна компенсація кінетичної енергії радіального потоку газу, що виходить з порожнистої лопаті самоусмоктуючої мішалки, відбувається за умови

$$\Delta P_{Л} = 0,5\pi^2 n^2 d_M^2 \rho (1 - \varphi_A) \zeta_0 = \rho g (h_{ГС} + \Delta h) \quad , \quad (1.54)$$

де  $\Delta h_{Л}$  - гідравлічний опір, м (для води  $\Delta h = 0,015$  м).

Цій умові відповідає максимально можливий потенційний питомий газовміст радіального потоку при вході у кільце газорідинної суміші на радіусі мішалки

$$\varphi_A = 1 - \frac{2g(h_{ГС} + \Delta h)}{\pi^2 d_M^2 n^2 \zeta_0} \quad . \quad (1.55)$$

Відтворюючи рівняння (1.23) у вигляді

$$\frac{2g(h_{ГС} + \Delta h)}{\pi^2 d_M^2 \zeta_0} = n_0^2 \quad , \quad (1.56)$$

рівняння (1.55) приймає вигляд

$$\varphi_A = 1 - \frac{n_0^2}{n^2} = \frac{n^2 - n_0^2}{n^2} \quad , \quad (1.57)$$

тобто газовміст  $\varphi_A$  виражає співвідношення робочого і повного перепаду тиску та є своєрідним критерієм подібності, що однозначно визначає таке поєднання швидкості газу і питомого газовмісту газорідинної суміші на радіусі мішалки, при

якому відбувається перехід процесу у режим струменевого руху газу на виході з отвору порожнистої лопаті мішалки. Залежності комплексу  $\lambda S_E$  з рівняння (1.49) від  $\varphi_{II}$  показані на рисунках 1.16 – 1.19. Під час струменевого режиму руху транзитного потоку при всіх розглянутих умовах процесу спостерігається лінійна залежність комплексу  $\lambda S_E$  від потенційного питомого газовмісту  $\varphi_{II}$  газорідинної суміші на радіусі мішалки, при чому графічні залежності  $\lambda S_E = f(\varphi_{II})$  (рис. 1.16-1.19) мають практично однаковий тангенс кута нахилу до осі  $\varphi_{II}$  ( $32,5 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{м}^2$ ), який не залежить від діаметру самоусмоктуючих мішалок і конфігурації лобової частини порожнистих циліндричних лопатей.

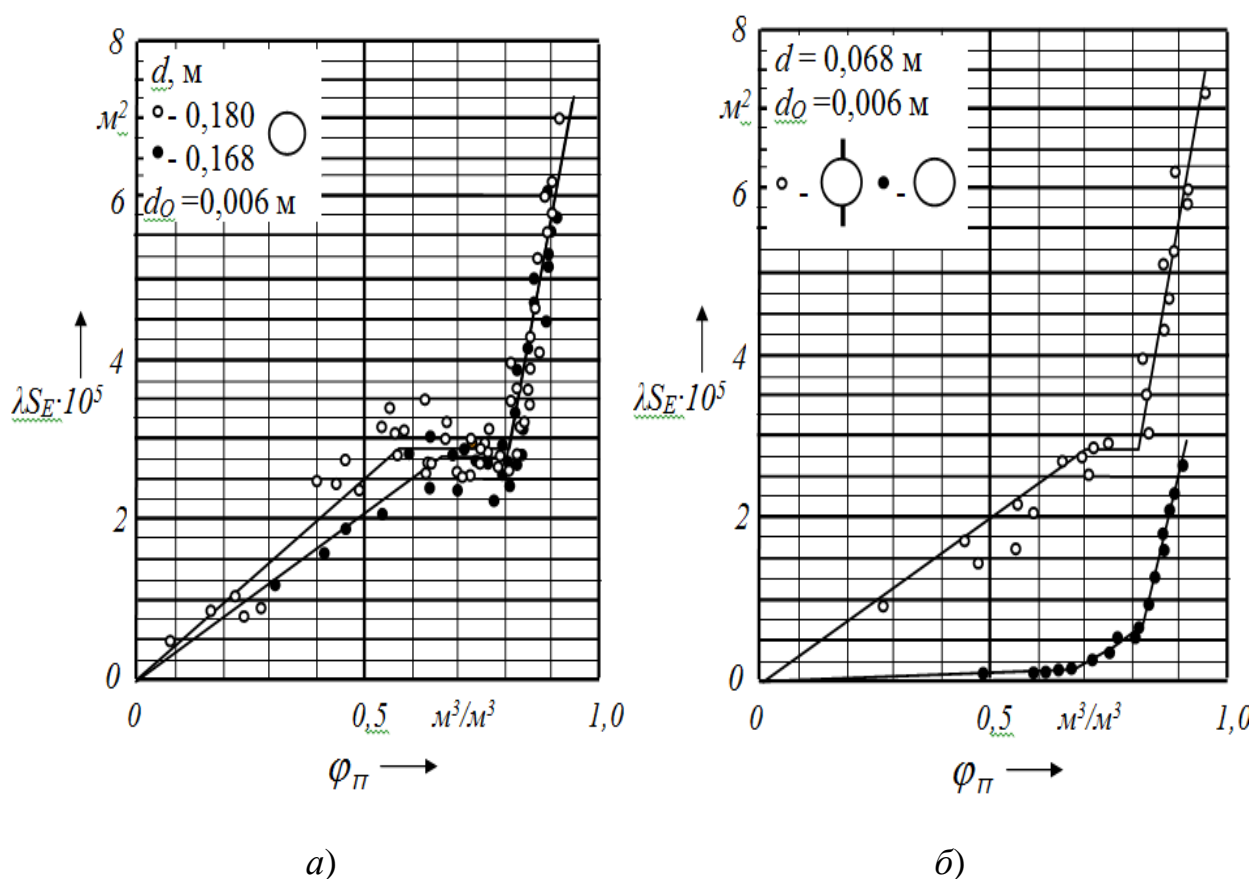


Рисунок 1.16 – Залежність комплексу  $\lambda S_E$  від потенційного питомого газовмісту газорідинної суміші на радіусі самоусмоктуючої мішалки:  $z = 2$ ;  $h_{ГС} = 0,04\text{--}0,35 \text{ м}$ ;  $n = 2\text{--}22 \text{ 1/с}$ ; в'язкість робочої рідини  $1 \cdot 10^{-3}\text{--}5 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;

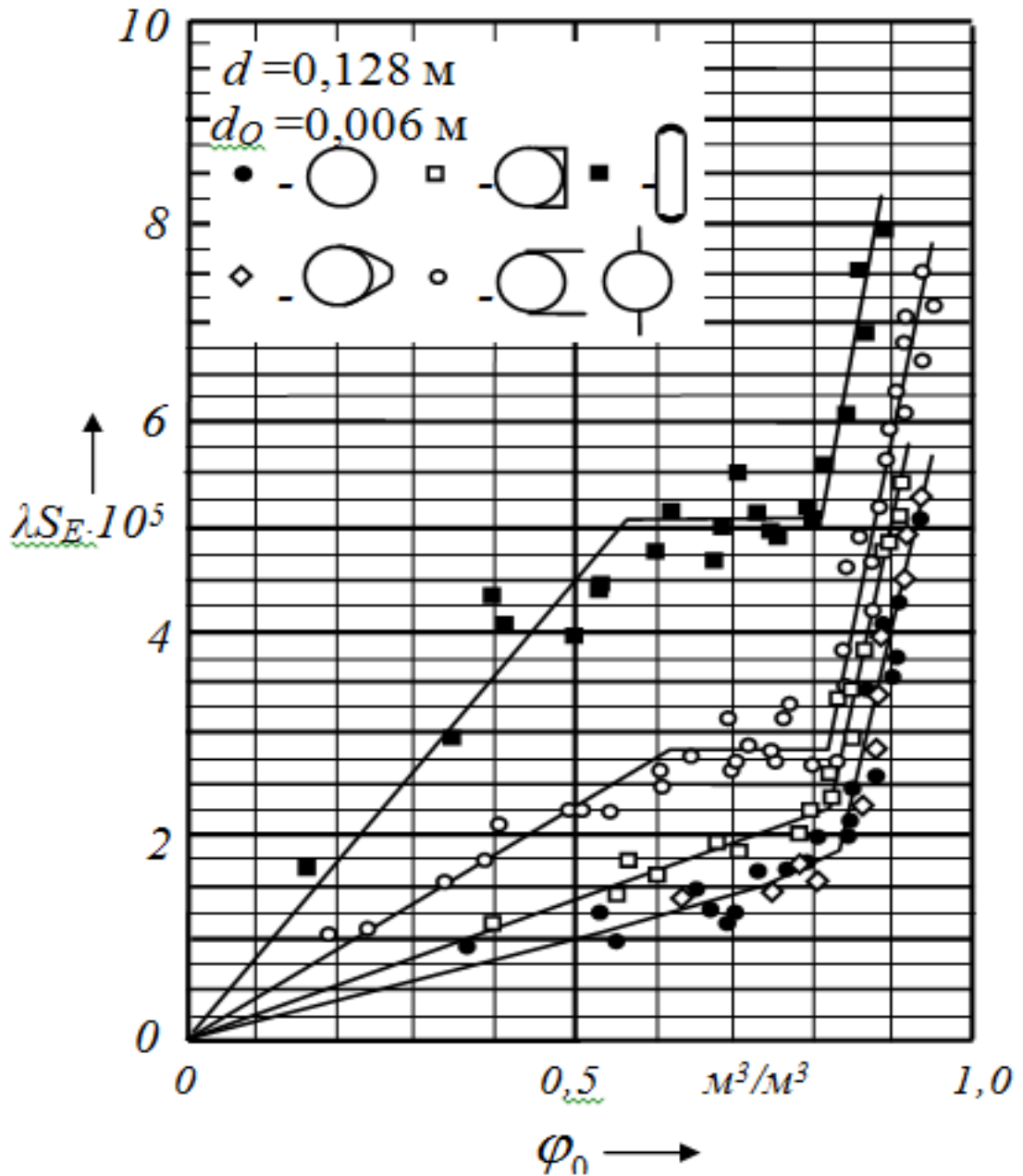


Рисунок 1.17 – Залежність комплексу  $\lambda S_E$  від потенційного питомого газомісту газорідинної суміші на радіусі самоусмоктуючих мішалок з різними конфігураціями лобової поверхні порожнистих лопатей:  $z = 2$ ;  $h_{ГС} = 0,04\text{--}0,35 \text{ м}$ ;  $n = 2\text{--}22 \text{ 1/с}$ ; в'язкість робочої рідини  $1 \cdot 10^{-3}\text{--}5 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; висота циліндричних лопатей з вертикальними ребрами  $0,012\text{--}0,030 \text{ м}$ ; висота отвору щілинної лопаті -  $0,02 \text{ м}$ , ширина -  $0,004 \text{ м}$ .



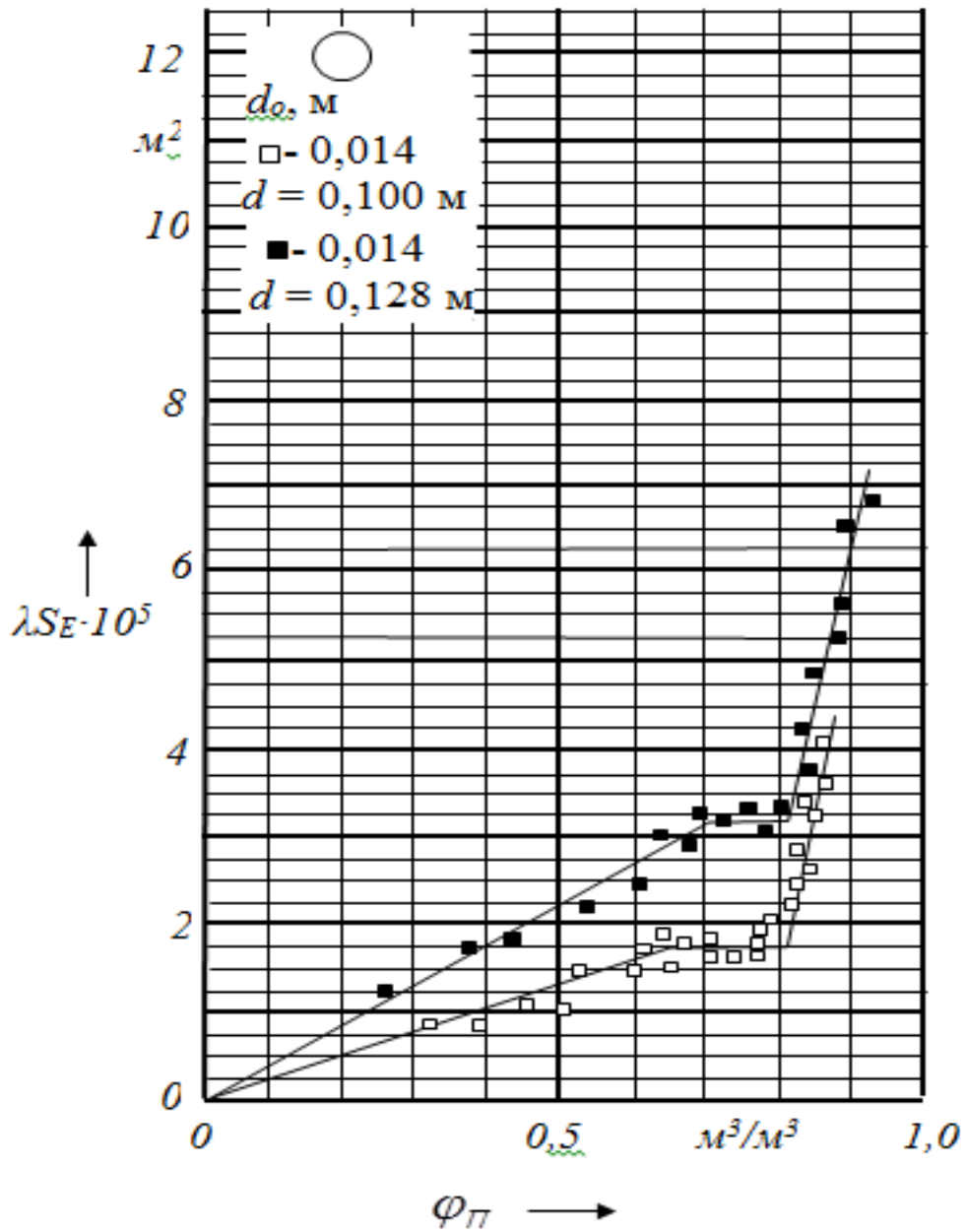


Рисунок 1.18 – Залежність комплексу  $\lambda S_E$  від потенційного питомого газовмісту газорідинної суміші на радіусі мішалки від діаметру самоусмоктуючої мішалки:  $z = 2$ ;  $h_{GC} = 0,04 - 0,35 \text{ м}$ ;  $n = 2 - 22 \text{ 1/с}$ ; в'язкість робочої рідини  $1 \cdot 10^{-3} - 5 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ .

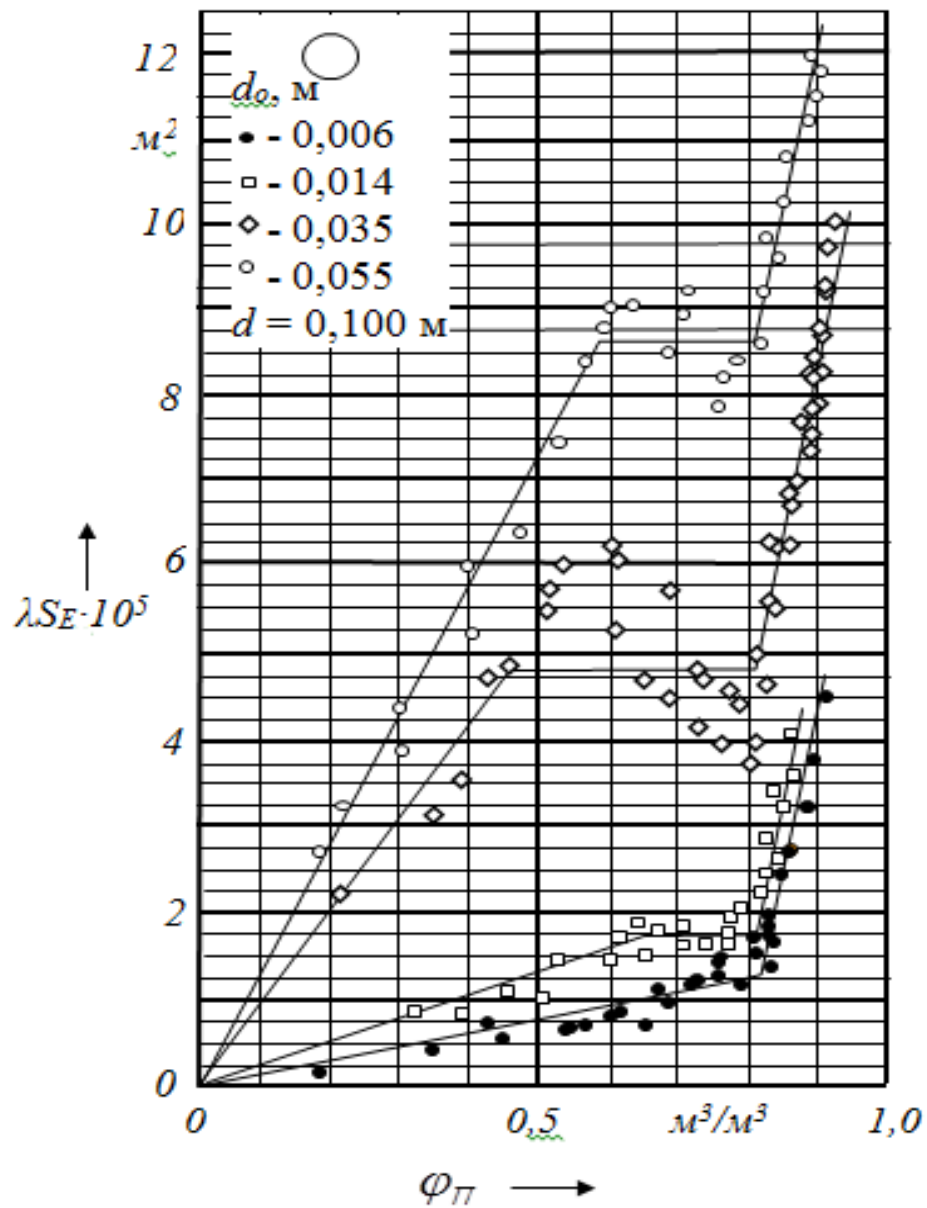


Рисунок 1.19 – Залежність комплексу  $\lambda S_E$  від потенційного питомого газовмісту газорідинної суміші на радіусі мішалки від діаметру циліндричних лопатей:  $z = 2$ ;  $h_{ГС} = 0,04\text{--}0,35 \text{ м}$ ;  $n = 2\text{--}22 \text{ 1/с}$ ; в'язкість робочої рідини  $1 \cdot 10^{-3}\text{--}5 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;

Установка на циліндричних порожнистих лопатях діаметром  $d_0 = 0,006\text{м}$  двох горизонтальних пластин приводить до збільшення приблизно у два рази значення комплексу  $\lambda S_E$  (рис. 1.16б) та насосної продуктивності самоусмоктуючої мішалки діаметром  $d_M = 0,128\text{ м}$  (рис. 1.21). При цьому довжина пластин практично не впливає на ці показники. Це свідчить про те, що на звичайній циліндричній порожнистій лопаті турбулізований потік формується тільки на частині півкола лобової сторони лопаті (рис. 1.20), а при установці вертикальних (рис. 1.20б) або горизонтальних (рис. 1.20в) пластин турбулізований потік формується практично на всій довжині півкола лопаті ( $\approx 0,5\pi d_0$ ).

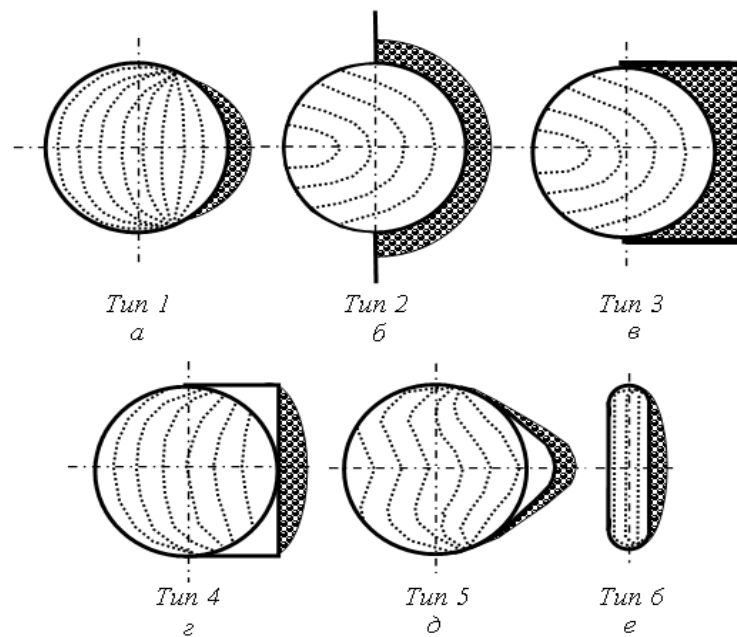


Рисунок 1.20 – Схема формування площі перетину газового потоку у отворах порожнистих лопатей з різною формою лобової частини: *a* - гладка циліндрична (тип 1); *б* - циліндрична з вертикальними ребрами (тип 2); *в* - циліндрична з горизонтальними пластинами у лобовій частини (тип 3); *г* – циліндрична з прямокутною лобовою частиною (тип 4); *д* – циліндрична з краплевидною лобовою частиною (тип 5); *е* - щілинна (тип 6);

Установка вертикальних ребер на циліндричну порожнисту лопать (рис. 1.20б) самоусмоктуючої мішалки діаметром  $d_M = 0,068\text{ м}$  аналогічно впливає на значення комплексу  $\lambda S_E$  (рис. 1.16б) і відповідно на насосну продуктивність мішалки. При цьому висота вертикальних ребер практично не впливає на насосну газову продуктивність самоусмоктуючої мішалки (рис. 1.21).

Порівняння самоусмоктуючої мішалки з циліндричною лопатю з прямокутною формою лобової поверхні (рис. 1.20г) з аналогічною мішалкою з гладкими циліндричними лопатями (рис. 1.20а) показує певне підвищення значення комплексу  $\lambda S_E$  (рис. 1.17) та насосної газової продуктивності (рис. 1.21), що зв'язане певно із зростанням площі перетину радіально-відцентрового турбулізованого потоку.

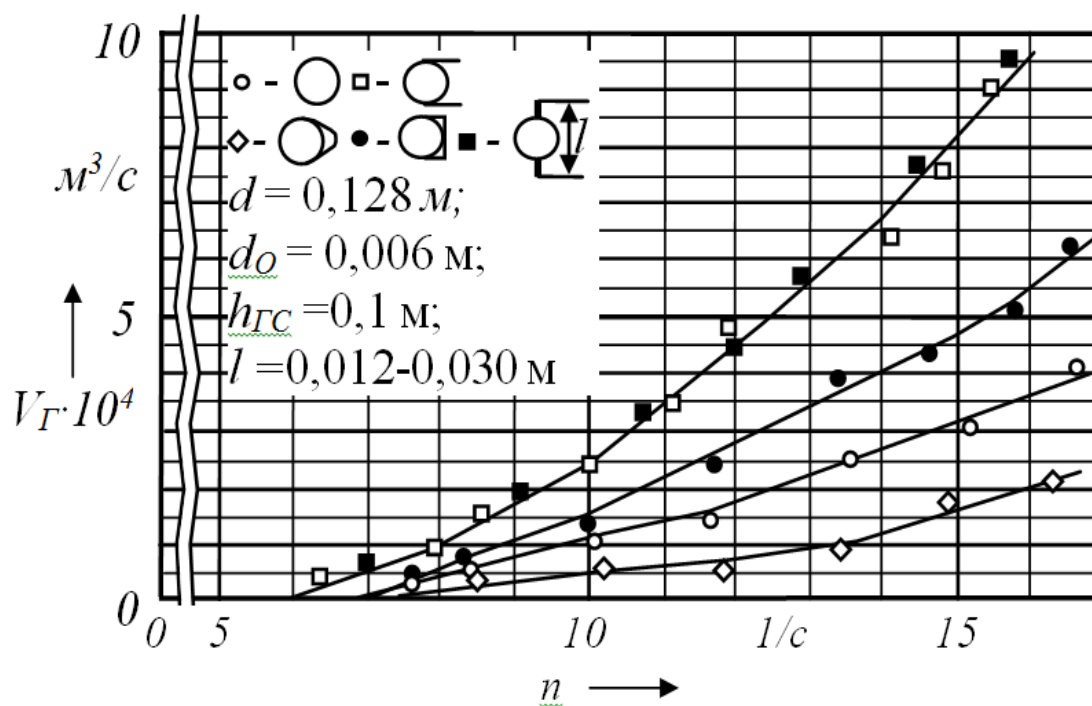


Рисунок 1.21 – Залежність насосної газової продуктивності самоусмоктуючих мішалок з різним профілем лобової частини лопаті від частоти обертання

У самоусмоктуючих мішалок з краплевидною формою лобової частини порожнистої лопаті (рис. 1.20д) спостерігається значне падіння насосної продуктивності (рис. 1.21) у порівнянні з мішалкою з гладкими циліндричними лопатями (рис. 1.20а), при цьому значення комплексу  $\lambda S_E$  таких мішалок практично однакове (рис. 1.16). Така особливість є наслідком того, що висота турбулізованого радіального потоку біля порожнистих циліндричних лопатей для самоусмоктуючих мішалок, що порівнюються, практично однакова, але значення їх коефіцієнтів  $\xi_0$  значно відрізняються: для мішалок з порожнистими лопатями і краплевидною формою лобової частини (рис. 1.20д)  $\xi_0 = 0,34$ , а для мішалок з лопатями циліндричної форми (рис. 1.20а)  $\xi_0 = 0,69$ .

При випробуваннях самоусмоктуючих мішалок різних типів по визначенню залежності газової продуктивності (рис. 1.13) спостерігається певна стабілізація значень комплексу  $\lambda S_E$  перед переходом процесу усмоктування в струменевий режим. Такий перехід відбувається при  $\varphi_{(0)} \approx 0,81 \text{ м}^3/\text{м}^3$ , що відповідає співвідношенню частот обертання мішалки  $n/n_0 \approx 2,3$ .

Для самоусмоктуючих мішалок діаметром  $d_M = 0,180$  і  $d_M = 0,168$  м і циліндричними порожнистими лопатями з діаметром отвору  $d_O = 0,006$  м в умовах випробувань значення комплексу дорівнює  $\lambda S_E \approx 2,7 \cdot 10^{-5} - 2,9 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2$ , що відповідає площі отвору циліндричної порожнистої лопаті мішалки при  $\lambda_1 = 1$ .

З цього виходить, що значення комплексу  $\lambda S_E$  можна визначити по формулі

$$\lambda S_E = S_O + 32,5 \cdot 10^{-5} (\varphi_A - 0,81) \quad (1.58)$$

або

$$\lambda S_E = S_E + 32,5 \cdot 10^{-5} (\varphi_A - 0,81) . \quad (1.59)$$

По експериментальним даним для самоусмоктуючих мішалок з циліндричними порожнистими лопатями еквівалентна площа перетину газового потоку перед початком струменевого режиму пропорційна квадрату діаметра мішалки  $d_M$

$$\frac{S_E}{d_o} = K d_M^2, \quad (1.60)$$

де  $K$ - коефіцієнт пропорційності.

Звідси

$$S_E = K d_M^2 d_o, \quad (1.61)$$

при  $S_E \leq S_o$   $S_E = S_o$ .

У самоусмоктуючих мішалках з гладкими порожнистими циліндричними лопатями (тип 1-7, таблиця 1.2) та порожнистими лопатями з краплевидною формою лобової частини (тип 12,13, таблиця 1.2) коефіцієнт пропорційності -  $K = 0,135$ ; у мішалок з циліндричною формою лопатей та горизонтальними пластинами або вертикальними ребрами (тип 14-18, таблиця 1.2) -  $K = 1,06$ ; у самоусмоктуючих ежекційних мішалках з щілинними порожнистими лопатями, що вертикально розташовані по відношенню до площини обертання мішалки (тип 8, таблиця 1.2) коефіцієнт пропорційності дорівнює  $K = 0,155$ . Аналізуючи результати експериментальних випробувань з продуктивність по газовій фазі та величини коефіцієнта пропорційності  $K$  можна зазначити, що найбільш ефективними є самоусмоктуючі ежекційні мішалки з плоскими порожнистими лопатями (рис. 1.20e), які доцільно використовувати в апаратах об'ємного типу, призначених для проведення газорідних реакцій.

Для розрахунку насосної продуктивності самоусмоктуючих ежекційних мішалок по газовій фазі у робочому режимі можна використовувати рівняння (1.48), (1.55) або (1.57), (1.59) і (1.61).

В результаті проведених досліджень встановлено механізм руху газу з отворів порожнистих лопатей самоусмоктуючих ежекційних мішалок працюючих в газорідних апаратах об'ємного типу і розроблені принципові положення методу розрахунку насосної продуктивності таких мішалок.

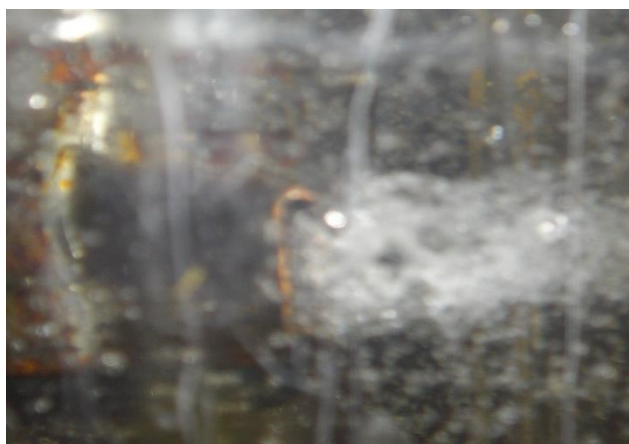
### **1.3.4 Насосна продуктивність самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями**

Вище описаний механізм процесу усмоктування газової фази і результати лабораторних випробувань самоусмоктуючих мішалок в апаратах об'ємного типу показали значну перевагу самоусмоктуючих ежекційних мішалок плоскими порожнистими лопатями (рис. 1.20e) над іншими. Крім того самоусмоктуючі мішалки з плоскими порожнистими лопатями і розміщеною в середині ротору ежекційною перегородкою, що поділяє вхідний канал лопаті та ротор мішалки дві частини, через які під час обертання мішалки проходить усмоктування газової фази одночасно з рідиною. Таке конструктивне виконання самоусмоктуючих ежекційних мішалок дає можливість використовувати їх в реакторах об'ємного типу, створюючи первинний контакт реагуючих фаз в режимі повного витіснення з послідуочим інтенсивним перемішуванням в об'ємі апарату. Особливо актуальним є використання таких апаратів для проведення газорідних швидких екзотермічних реакції, наприклад, сульфурвання алкілбензолів газоподібним сірчанам ангідридом суміші з повітрям та інших газорідних процесів, що супроводжуються хімічною реакцією. Інформації для впровадження таких процесів в виробництво, згідно літературних даних, недостатньо.

Розроблений експериментальний стенд (рис. 1.1) дозволяє проводити лабораторні випробування самоусмоктуючих ежекційних мішалок по продуктивності, як по газовій фазі та рідині окремо, так і при сумісному усмоктуванні. Експериментальні випробування з визначення насосної продуктивності самоусмоктуючих ежекційних мішалок показали, що збільшення частоти обертання, крім збільшення продуктивності по газовій фазі, приводить до збільшення об'єму усмоктуємої рідини, в наслідок чого в проміжному стакані 5 на схемі (рис. 1.1) відбувалося зниження рівня води від раніше визначеної позначки, яке компенсувалося збільшенням подачі рідини за допомогою регулюючого вентиля 7. Зміну витрати води фіксували за допомогою ротаметру РС-5. Опиту повторювали 3-5 раз і середньозважені результати зводили в таблиці та представлені в вигляді графічних залежностей. Цей метод використовувався при проведенні випробувань з визначення продуктивності самоусмоктуючих

ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями, як по рідині, так і при одночасному усмоктуванні газової фази та рідини.

Випробування самоусмоктуючих ежекційних мішалок діаметром  $d_M = 0,065$ ;  $0,1$ ;  $0,13$ м з плоскими порожнистими лопатями висотою  $b = 0,020$ м і шириною плоскої щілини  $0,004$ м в апараті діаметром  $D = 0,25$ м з трьома відбійними перегородками шириною  $0,1D$  при глибинах занурення  $h_n = 0,075$ ;  $0,1$ ;  $0,18$ м проводили по визначенню насосної продуктивності самоусмоктуючих ежекційних мішалок тільки по газовій фазі або рідині. Для цього в роторі самоусмоктуючої мішалки перекривали газовий або рідинний канали за допомогою гумової пробки.



а)



б)

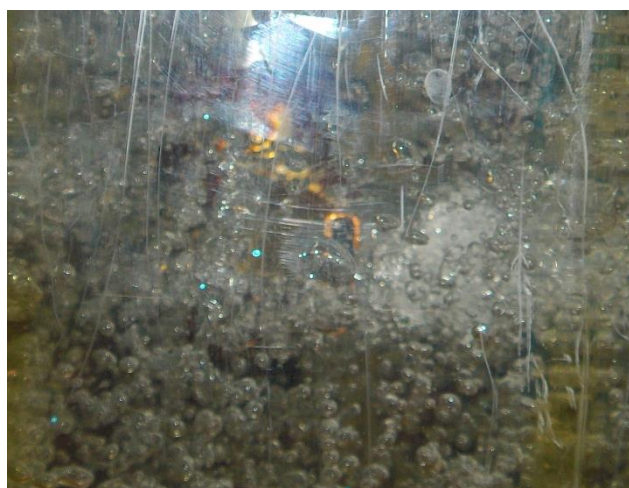


в)



г)





д)



ж)



з)



и)

Рисунок 1.22 – Фото диспергування повітря в перемішуючу рідину при різних частотах обертання самоусмоктуючої мішалки

Результати випробувань самоусмоктуючої ежекційної мішалки діаметром  $d_M = 0,1\text{м}$  з плоскими порожнистими лопатями з насосної продуктивності в режимі усмоктування окремо по газовій фазі та рідині представлені у вигляді графічних залежностей (рис. 1.23). Аналіз лабораторних випробувань свідчить про те, що насосна продуктивність самоусмоктуючих мішалок по газовій фазі (рис. 1.23а) залежить від частоти обертання, діаметру та глибини занурення мішалки, а насосна продуктивність по рідині (рис. 1.23б) – від діаметру та частоти обертання і не залежить від глибини занурення мішалки.

Експериментальні дані з продуктивності по газовій фазі від частоти обертання самоусмоктуючої мішалки з ежекційною перегородкою  $d_M = 0,1\text{м}$  і

закритим вхідним каналом для рідини показують, що загальна частота обертання мішалки не співпадає з частотою обертання, при якій спостерігається початок усмоктування повітря. Ця частота умовно називається початковою частотою обертання мішалки  $n_0$  і залежить від конструктивних особливостей, діаметру та глибини занурення мішалки (рис. 1.24). Подальше збільшення частоти обертання приводить до зростання кількості повітря, що усмоктується. Присутність ежекційної перегородки у роторі цієї мішалки, у випадку, коли самоусмоктуюча ежекційна мішалка працює тільки по газовій фазі, незалежно від співвідношення поділу вхідного каналу порожнистої лопаті, не впливає на величину початкової частоти обертання  $n_0$  (рис. 1.23а, 1.24).

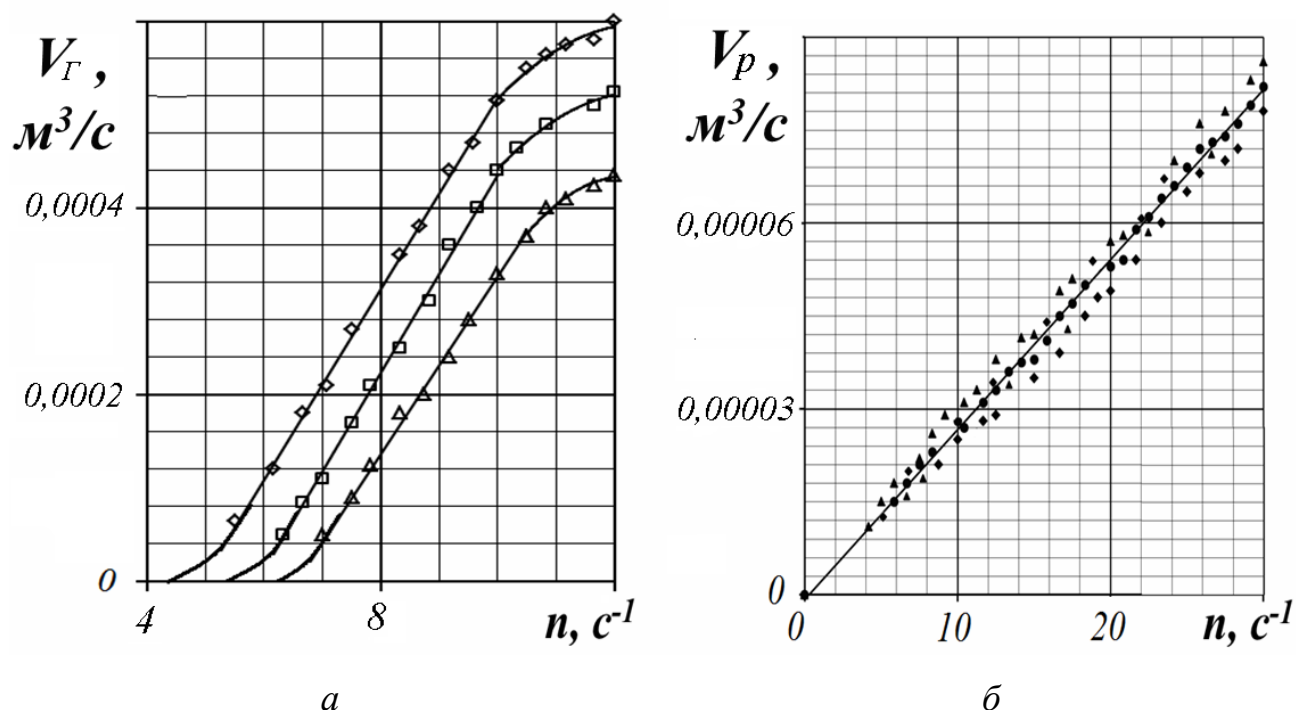


Рисунок 1.23 – Продуктивність самоусмоктуючої ежекційної мішалки діаметром  $d_M = 0,1$  м в залежності від глибини занурення та частоти обертання:

$a$  – по газовій фазі;  $b$  – по рідині  $\diamond$  –  $h_3 = 0,075$  м;  $\square$  –  $h_3 = 0,12$  м;  $\Delta$  –  $h_3 = 0,18$  м

Випробування цієї мішалки з продуктивності по газовій фазі при відкритому каналу для рідини, тобто при одночасному усмоктуванні газу і рідини, показують, що початок усмоктування повітря самоусмоктуючою ежекційною мішалкою відбувається при частоті обертання мішалки де що меншій за початкову  $n_0$  і

дорівнює  $n_{гс}$ . При обертанні самоусмоктуючої мішалки на рідину, що знаходиться в середині ротору і порожнистої лопаті діє відцентрова сила, яка змушує її переміщатися від центра обертання до периферії. Це приводить до здійснення циркуляції рідини, що перемішується, через нижню частину ротору самоусмоктуючої мішалки і порожнисті лопаті. Швидкість руху рідини в середині мішалки збільшується пропорційно частоті обертання мішалки. При досягненні частоти обертання мішалки  $n$  до рівня гідростатичної частоти обертання  $n_{гс}$  верхню частину порожнини ротору самоусмоктуючої ежекційної мішалки заповнює газова фаза, яка захоплюється у вигляді окремих бульбашок циркулюючою рідиною з нижньої частини ротора мішалки в порожнину лопаті.

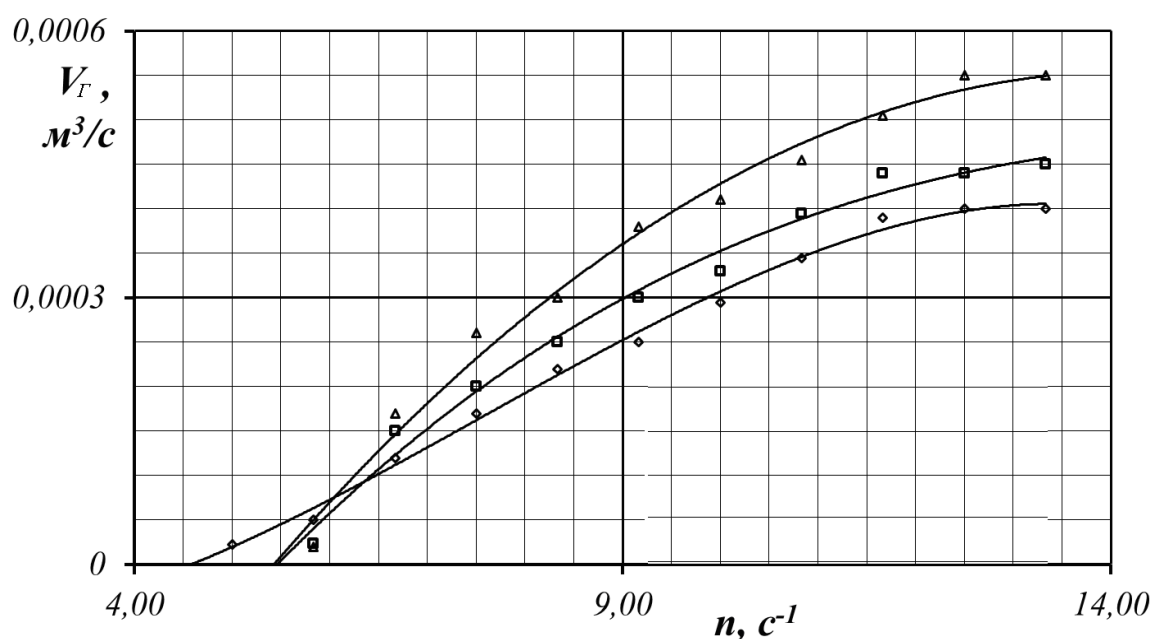


Рисунок 1.24 – Залежність насосної продуктивності самоусмоктуючих мішалок від частоти обертання при постійній глибині занурення  $h_3=0,18$ м: Δ – мішалка, що працює по газовій фазі; □ – мішалка з ежекційною перегородкою, яка поділяє вхідний канал у співвідношенні 1/3 і працює тільки по газовій фазі; ◇ – мішалка з ежекційною перегородкою, яка поділяє вхідний канал у співвідношенні 1/3 і працює одночасно по газовій фазі та рідині.

Далі рідина з окремими бульбашками повітря переміщається в порожнині лопаті до торця і потрапляє в об'єм апарату. Подальше прискорення частоти обертання самоусмоктуючої мішалки приводить до збільшення продуктивності мішалки, як по газовій фазі так і по рідині. В той же час при одночасному усмоктуванні повітря і рідини, кількість газу, що усмоктується, дещо менша ніж у випадку, коли самоусмоктуюча ежекційна мішалка працює тільки по газовій фазі (рис. 1.24).

Випробування самоусмоктуючої шестилопатевої мішалки діаметром  $d_M = 0,065$  м з ежекційною перегородкою 17 (рис. 1.3) представлено у вигляді графічної залежності продуктивності по газовій фазі та рідині залежно від частоти обертання та глибини занурення (рис. 1.25).

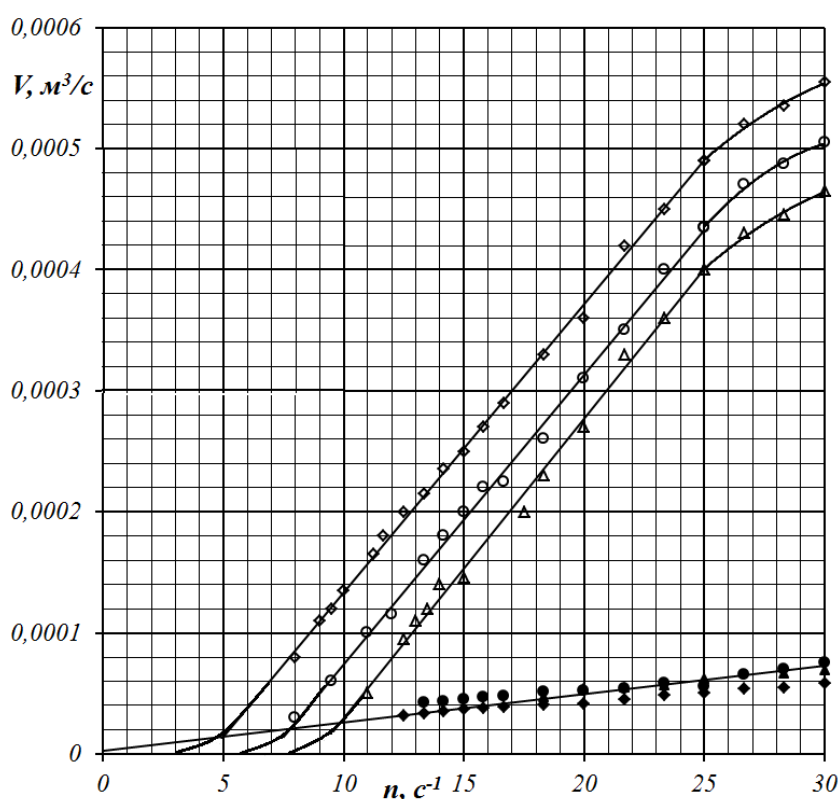


Рисунок 1.25 – Продуктивність самоусмоктуючої ежекційної мішалки діаметром  $d_M = 0,065$  м по газовій та рідинній фазах від глибини занурення та частоти обертання мішалки: по газовій фазі: ◇ –  $h_3=0,06$  м; ○ –  $h_3=0,1$  м; △ –  $h_3=0,14$  м; по рідині: ◆ –  $h_3=0,06$  м; ● –  $h_3=0,1$  м ▲ –  $h_3=0,14$  м.

Графічна залежність з насосної продуктивності самоусмоктуючої мішалки з вертикальними порожнистими лопатями в апараті (рис. 1.25) свідчать про те, що при одночасній роботі мішалки по газовій фазі та рідині, продуктивність по газовій фазі залежить від глибини занурення мішалки, а продуктивність по рідині в режимі самоусмоктуванні практично не залежить від глибини занурення мішалки. В той же час зміна конфігурації вхідної кромки порожнистої лопаті приводить до збільшення продуктивності самоусмоктуючих мішалок, як по газовій фазі (рис. 1.26) так і по рідині.

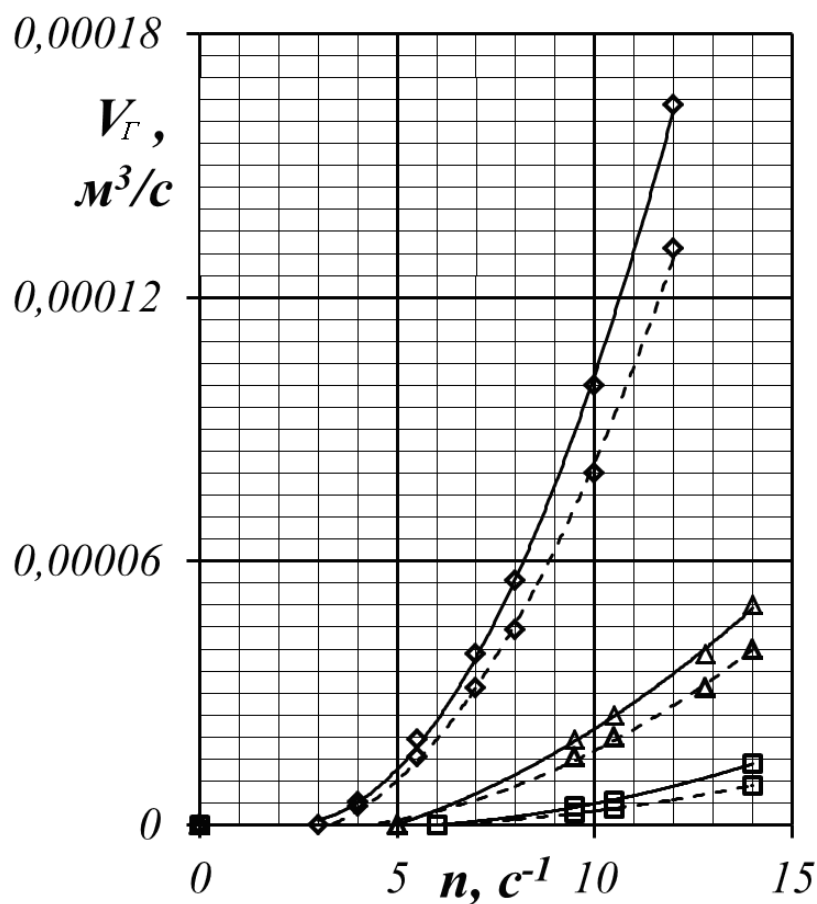


Рисунок 1.26 – Залежність продуктивності самоусмоктуючої ежекційної мішалки по газовій фазі від частоти обертів при постійній глибині занурення ( $h_3=0,1 \text{ м}$ ) для мішалок діаметром:  $\diamond$ -  $d = 0,180 \text{ м}$ ;  $\Delta$  -  $d = 0,1 \text{ м}$ ;  $\square$  -  $d = 0,065 \text{ м}$



Випробування самоусмоктуючих ежекційних мішалок з закритим каналом для газової фази проводили 3-4 заміри витрати рідини, що надходила в апарат безпосередньо під мішалку в режимі самоусмоктування, визначали середнє значення об'єму рідини та вчисляли коефіцієнт витрати [64]. Результати випробувань заносилися в таблиці і представлені у вигляді графічних залежностей коефіцієнта витрати рідини в залежності від числа Рейнольдса (рис. 1.27). Були проведені порівняльні випробування самоусмоктуючих мішалок з різною конфігурацією вхідної кромки в порожнисті плоскі лопаті.

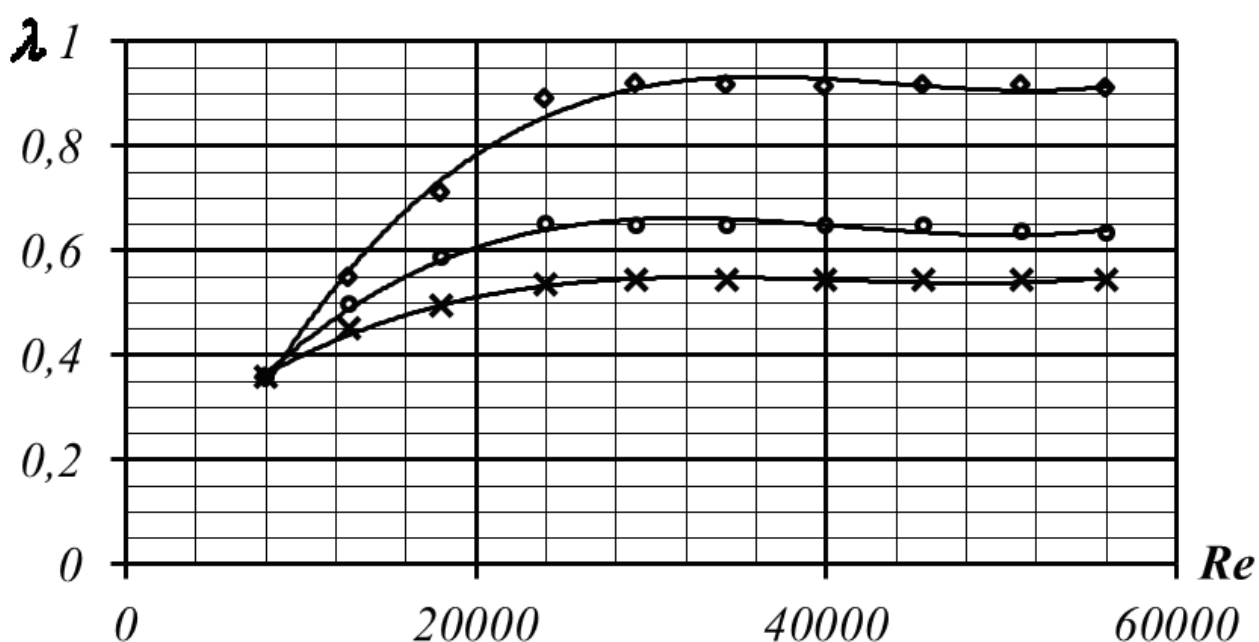


Рисунок 1.27 – Графік залежності коефіцієнта витрати вертикальної щілини з різним кутом скошу однієї кромки від числа Рейнольдса:

$\diamond$  - кут скошу  $45^\circ$ ;  $\circ$  - кут скошу  $60^\circ$ ;  $\times$  – щілина з прямими кромками  $90^\circ$ .

Як видно з графічних залежностей величина кута скошу однієї вертикальної кромки щілини впливає на величину коефіцієнта витрати рідини за рахунок збільшення поперечного перетину струменя в порожнистій лопаті. Під час руху транзитного потоку з порожнини ротору через щілину в порожнину лопаті з боку скошеної кромки утворюється безвідривний режим перетікання, тобто відбувається неповне стиснення витікаючого струменя рідини унаслідок

зменшення місцевого коефіцієнту опору, це приводить до збільшення коефіцієнту витрати і підвищення продуктивності транзитної рідини. Аналіз отриманих даних при лабораторних дослідженнях показав, що перетікання рідини через щілинний отвір зі скошеною кромкою значно вище, ніж з прямокутними кромками. При чому величина кута скосу впливає на продуктивність транзитного потоку [107,108].

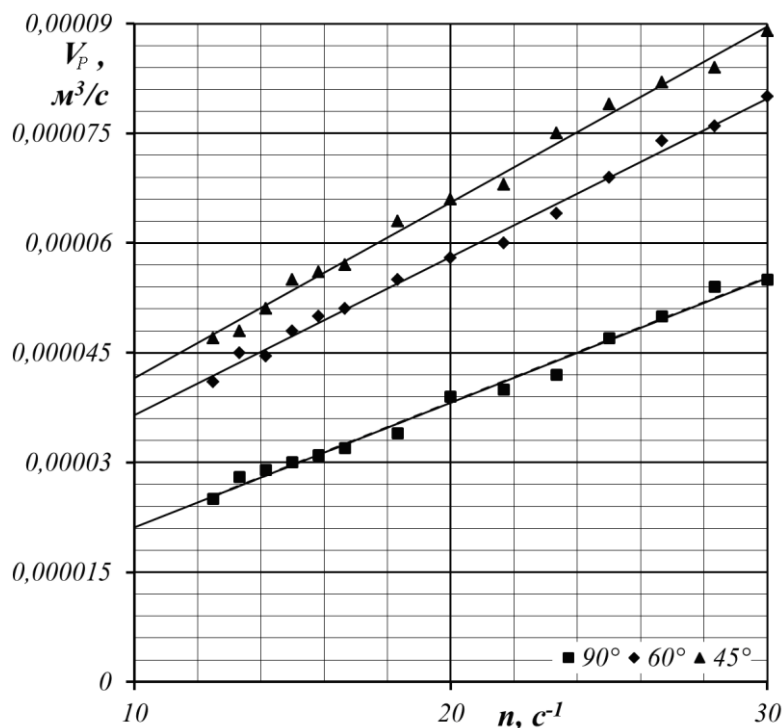


Рисунок 1.28 – Залежність насосної продуктивності самоусмоктуючої ежекційної мішалки  $d = 0,1$  м по рідині від частоти обертання при різних кутах скосу  $\alpha$  вхідної кромки в порожнисту лопать: ■ –  $\alpha=90^\circ$ ; ♦ –  $\alpha=60^\circ$ ; ▲ –  $\alpha=45^\circ$

Удосконалення самоусмоктуючих мішалок з щілинними порожнистими лопатями, з метою збільшення насосної продуктивності за рахунок зміни величини коефіцієнту витрати під час руху транзитного потоку в середині мішалки, яке полягає в зміні конфігурації вхідної кромки щілинного отвору на вході в порожнину лопаті. Вхідний щілинний отвір зі сторони лобової поверхні лопаті мав скіс вхідної кромки  $60^\circ$  і  $45^\circ$ . Отримані експериментальні дані з насосної

продуктивності по рідині були порівняні з насосною продуктивністю по рідині геометрично подібних мішалок з прямими вхідними кромками (рис. 1.28). Із графічної залежності видно, що коефіцієнт витрати по рідині для самоусмоктуючих ежекційних мішалок з кутом скосу вхідної кромки  $45^{\circ}$  зі сторони лобової поверхні плоскої порожнистої лопаті має найкращі показники в порівнянні з іншими мішалками. Внаслідок обробки експериментальних даних було отримане рівняння по визначенню коефіцієнта витрати  $\lambda$  залежно від величини кута скосу вхідної кромки

$$\lambda = 0,5 + \cos^2 \beta - 0,17 \cos \beta, \quad (1.62)$$

де  $\beta$  - кут скосу вхідної кромки лопаті (рис. 1.3, переріз А-А, вид б<sub>2</sub>).

Рівняння (1.62) справедливе для робочих рідин з динамічною в'язкістю від  $1 \cdot 10^{-3}$  до  $5 \cdot 10^{-3}$  Па·с при  $Re > 30000$ . Для самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями з кутом скосу вхідної кромки, рівним  $45^{\circ}$  коефіцієнт витрати по рідині є найбільший і дорівнює 0,9. Отримані результати дають можливість модернізувати конструкції самоусмоктуючих ежекційних мішалок з метою збільшення продуктивності без зміни основних геометричних розмірів.

Особливості проведення певних газорідних реакцій вимагає створення специфічних засобів, які приводять до зміни конструкції самоусмоктуючих мішалок шляхом зміни кута нахилу порожнистих плоских лопатей по відношенню до площини обертання мішалки та установки в середині порожнистого ротору ежекційної перегородки. Проведені випробування таких самоусмоктуючих мішалок і отримані результати показують, що зміна кута нахилу порожнистих лопатей з вертикального розташування, тобто -  $90^{\circ}$  на кут  $60^{\circ}$  і  $45^{\circ}$  також впливає на продуктивність самоусмоктуючої мішалки по газовій фазі (рис. 1.29). Найбільшу продуктивність по газовій фазі мають самоусмоктуючі мішалки з вертикальними розташуванням порожнистих плоских лопатей.



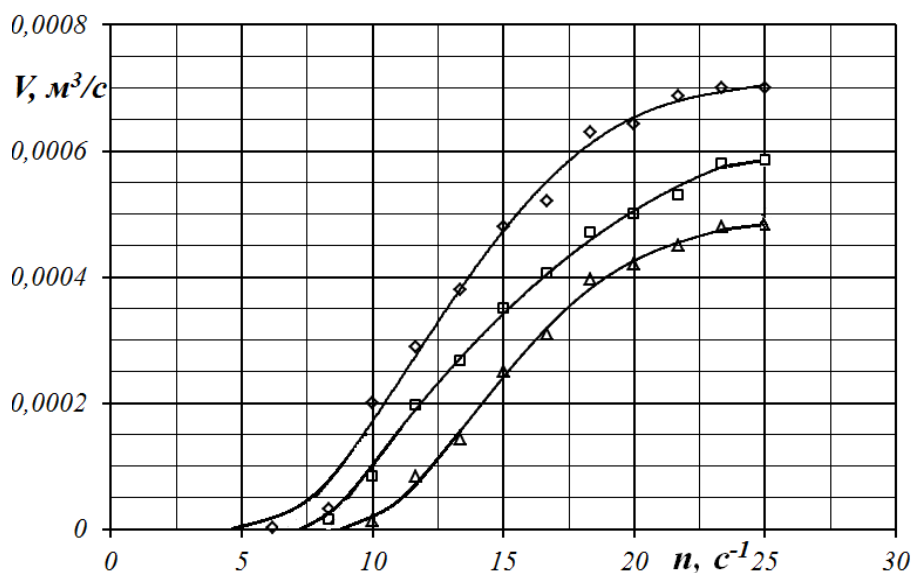


Рисунок 1.29 – Залежність насосної продуктивності самоусмоктуючої ежекційної мішалки  $d_m=0,1$  м при глибині занурення  $0,24$  м по газовій фазі від кута нахилу порожнистої лопаті:  $\Delta$  –  $\alpha=45^\circ$ ;  $\square$  –  $\alpha=60^\circ$ ;  $\diamond$  –  $\alpha=90^\circ$ ;

Далі були проведені випробування з продуктивності самоусмоктуючих мішалок (рис. 1.30 б, в, г) з плоскими порожнистими лопатями, порожнина ротору яких оснащена ежекційною перегородкою 17 (рис. 1.3), спочатку окремо по газовій фазі або рідині, а потім при сумісному усмоктуванні газу та рідини. При цьому визначали також вплив співвідношення площ перетину вхідного каналу в плоску порожнисту лопать на продуктивність по газовій фазі та рідині.

Під час обертання самоусмоктуючої ежекційної мішалки на рідину, що знаходиться в середині порожнистих лопатей, діє відцентрова сила, яка спричиняє рух рідини від осі обертання до периферії. За рахунок нерозривності потоку на місце витісненої рідини через нижній вхідний канал мішалки і штуцер 18 (рис. 1.3) усмоктується рідина з проміжного стакану 5 (рис. 1.1). Зменшення рівня води в проміжному стакані компенсується збільшенням подачі води за допомогою регулюючого вентиля 7 (рис. 1.1) подачі води, кількість якої контролювали ротаметром 4. В роторі самоусмоктуючої мішалки встановлювали ежекційну перегородку (рис. 1.30), яка поділяє площу перетину вхідного каналу в плоску порожнисту лопать на дві частини.

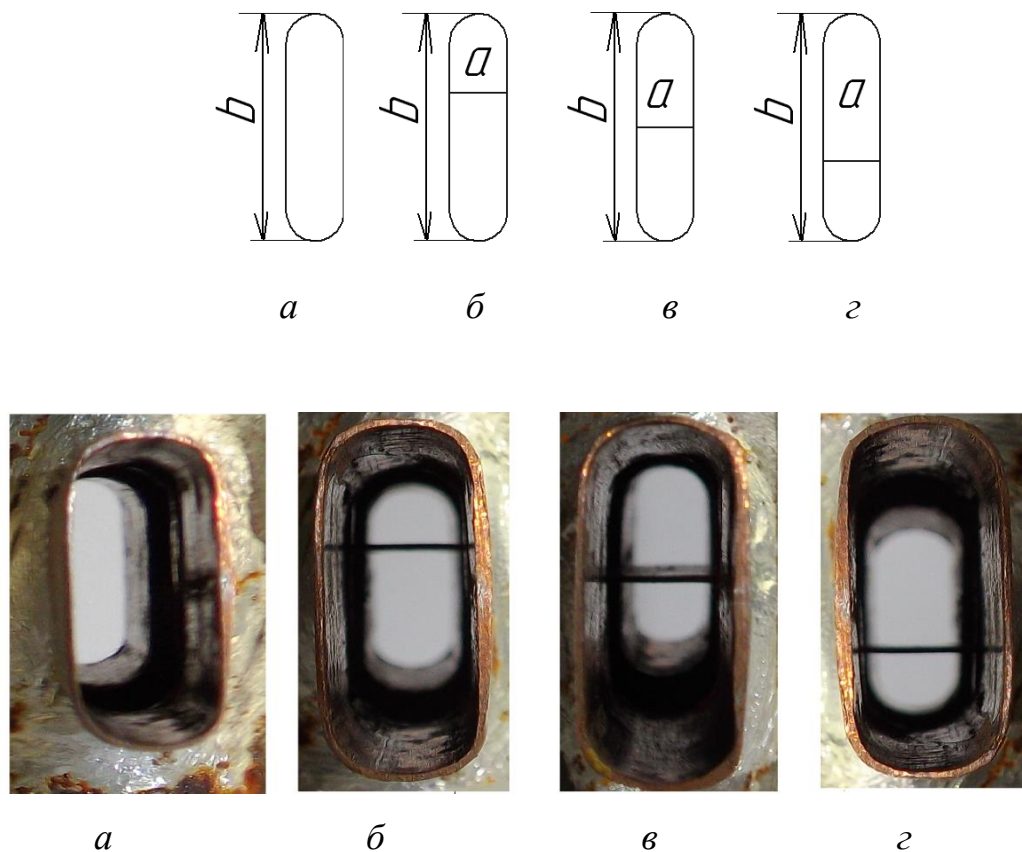


Рисунок 1.30 – Схема і фото плоскої порожнистої лопаті самоусмоктуючої ежекційної мішалки: *a* - без ежекційної перегородки і з ежекційною перегородкою, що поділяє лопать у співвідношенні площини: *б* - 1/3; *в* – 1/2; *г* – 2/3.

Верхня частина каналу мала перетин площею  $S_2$ , висотою  $a$  і призначена для подачі газової фази змінювалась відповідно до загальної площі щілинного каналу  $S$ , яка пропорційна висоті лопаті  $b$ , у співвідношенні  $a/b$ : 1/3, 1/2, 2/3 (рис. 1.30).

Отримані результати експериментальних випробувань (рис. 1.31а, 1.32) свідчать про те, що насосна продуктивність по газовій фазі самоусмоктуючих ежекційних мішалок з порожнистими плоскими лопатями залежить від співвідношення поділу площ перерізу вхідного отвору ежекційною перегородкою. Коливання отриманих величин продуктивності знаходиться в межах похибки експерименту і дорівнює 5-7%.

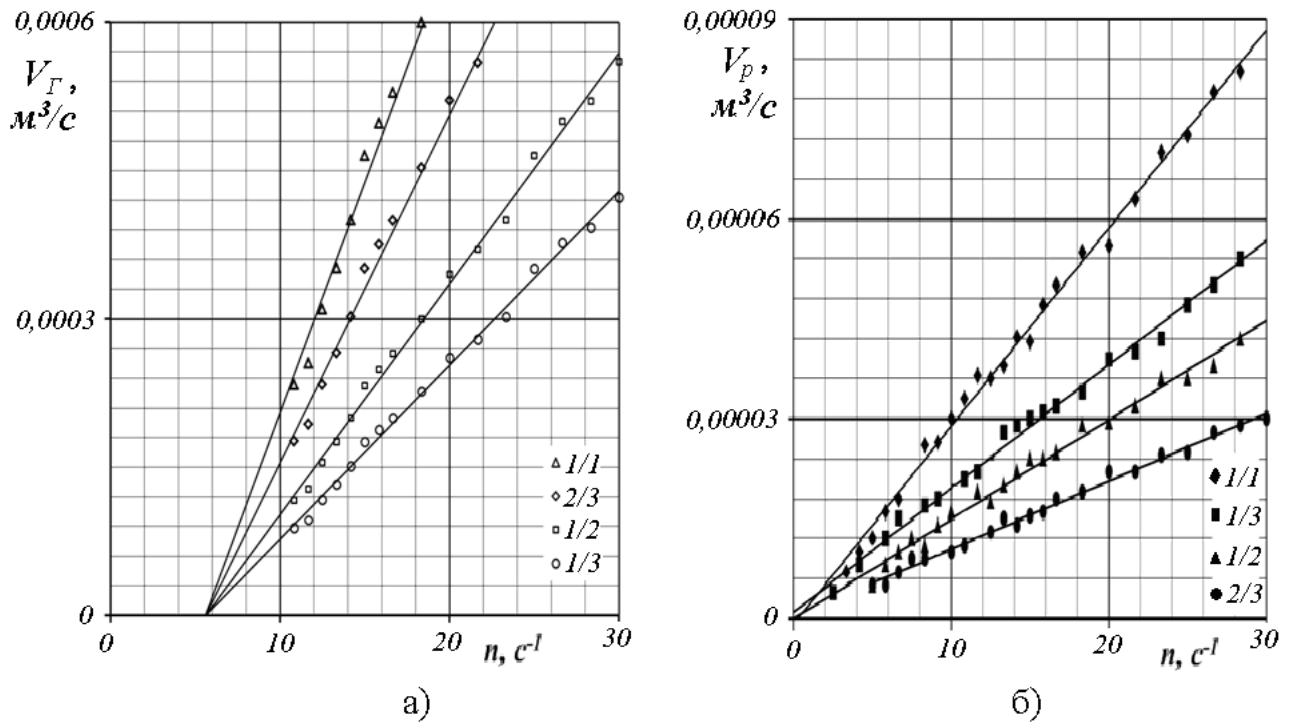


Рисунок 1.31 – Залежність насосної продуктивності самоусмоктуючих мішалок по газовій фазі (а) і рідині (б) від співвідношення розташування ежекційної перегородки

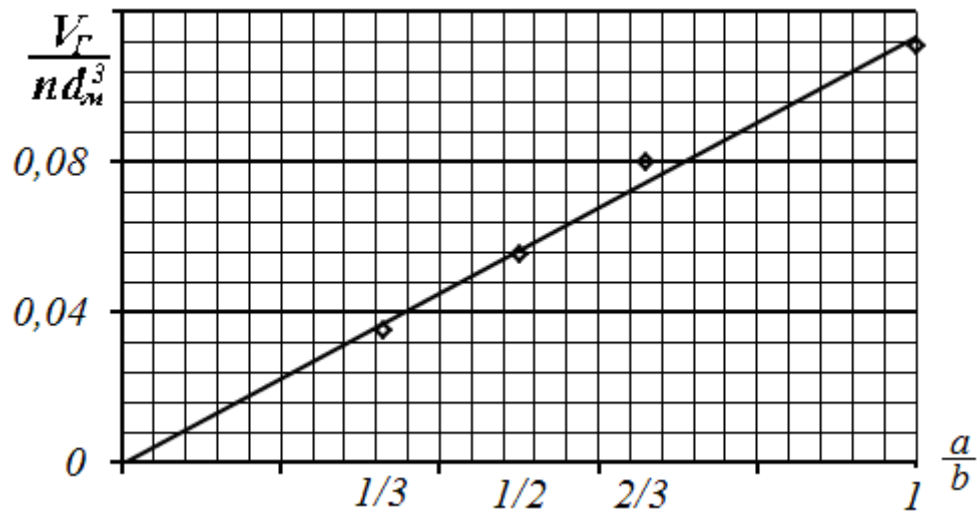


Рисунок 1.32 – Залежність комплексу  $v_G/nd_M^3$  від співвідношення площ перетину вхідного отвору порожнистої лопаті

Дані з насосної продуктивності цих мішалок по рідині представлені у вигляді графічних залежностей (рис. 1.31б) і свідчать про те, що насосна продуктивність по

рідині самоусмоктуючих ежекційних мішалок залежить від співвідношення площ перетину вхідного отвору. Випробування показали, що продуктивність по газовій фазі самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями в режимі самоусмоктування залежить від глибини занурення мішалки, в той же час продуктивність по рідині залежить тільки від площі перетину порожнистих лопатей, через яку проходить рідина. Результати експериментальних випробувань самоусмоктуючих ежекційних мішалок з вертикальними плоскими порожнистими лопатями та лопатями з певним кутом ( $45^0$ ,  $60^0$ ) нахилу до площини обертання мішалки при збереженні співвідношення геометричних параметрів мішалок і апарату для робочої рідини в'язкістю  $1-5 \cdot 10^{-3}$  Па·с представлені в безрозмірній формі у вигляді залежностей:

для газової фази

$$\frac{V_r}{nd_M^3} = 0,03 \cdot \sin \alpha^{1,5} \cdot \left(\frac{a}{b}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{h}{d_M}\right)^{-0,9} \quad (1.63)$$

і для рідини

$$\frac{V_p}{nd_M^3} = 0,0033 \cdot \left(\frac{a}{b}\right). \quad (1.64)$$

Отримані емпіричні рівняння (1.63) і (1.64) для самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями дозволяють проводити розрахунок продуктивності по газовій фазі та рідини в режимі самоусмоктування. Відхилення експериментальних даних від розрахункових не перевищує 17%. Ці рівняння можна використовувати для розрахунку процесів пов'язаних з проведенням газорідинних швидких реакцій, які потребують подачу реагентів безпосередньо в зону реакції, яка відбувається в режимі витіснення або для визначення кількості рециркуляції газового реагенту при проведенні газорідинних реакцій з важкорозчинними реагентами.

Для проведення швидких екзотермічних газорідинних реакцій можливе використання реакторів об'ємного типу з самоусмоктуючими ежекційними мішалками, які мають додатковий теплообмінний елемент, що знаходиться в

безпосередній близькості від виходу реакційної маси. Таким елементом може бути статор, виготовлений у вигляді порожнистих трубок.

З метою вивчення впливу статора на продуктивність самоусмоктуючих мішалок по газовій фазі в режимі самоусмоктування були проведені випробування в апараті об'ємного типу (рис. 1.34) зі статором, виготовленим з плоских вертикальних пластин поєднаних між собою за допомогою двох кілець (рис. 1.33), що розташований в зоні обертання мішалки. Для цього випадку в експериментальному апараті (рис. 1.34) були демонтовані відбійні перегородки і встановлено статор (рис. 1.33).



Рисунок 1.33 – Фото статора.



Рисунок 1.34 – Газорідний апарат з самоусмоктуючою мішалкою і статором

Результати експериментальних випробувань представлені у вигляді графічних залежностей (рис. 1.35), згідно яких спостерігається деяке зменшення продуктивності по газу самоусмоктуючих ежекційних мішалок на рівні експериментальної похибки, які випробувалися в апаратах зі статором. Як видно з графіка (рис. 1.35) суттєвої різниці по газовій продуктивності самоусмоктуючих мішалок в порівнянні з попередніми випробуваннями в апаратах з відбійними перегородками не має.

В той же час використання статора може бути доцільним в газорідних реакторах з самоусмоктуючими ежекційними мішалками, які будуть впроваджуватися в виробництво на стадіях проведення швидких екзотермічних реакцій, наприклад, для проведення реакції сульфурвання вуглеводнів газоподібним сірчанним ангідридом.

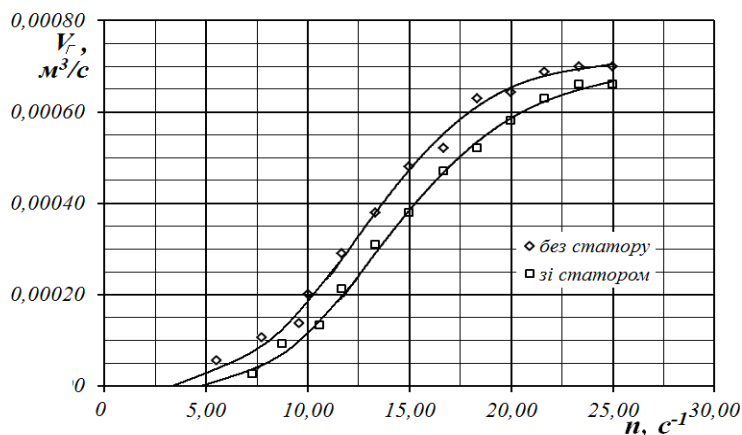


Рисунок 1.35 – Залежність продуктивності самоусмоктуючої ежекційної мішалки  $d_m=0,12$ м від числа обертів при глибині занурення  $h_3=0,1$ м

Для збільшення терміну перебування газового реагенту в газорідинному об'ємі апарату за рахунок рециркуляції газу може бути запропонований ефективний перемішуючий пристрій [146], який дозволяє проводити рециркуляцію газового реагенту в перемішувемий об'єм. Такі реактори можуть бути використані для проведення процесів окислення метилбензолів озonom та реакцій хлорування у виробництвах антрохінонсульфоїкислоти, індантрона, 2,6-діхлор-4-нітроаніліна та інших пасивних вуглеводнів.

### 1.3.5. Висновки до розділу

Розроблена фізична модель усмоктування газової фази на основі енергетичного балансу дозволила визначити вплив форми лобової частини порожнистої лопаті самоусмоктуючих ежекційних мішалок на насосну продуктивність по газовій фазі та рідині, визначити коефіцієнт опору лопатей в залежності від її форми поперечного перетину, діаметру мішалки та в'язкості рідини:

- отримані емпіричні залежності для визначення коефіцієнту опору самоусмоктуючих мішалок з циліндричними порожнистими та плоскими порожнистими лопатями від діаметру мішалки, кута нахилу порожнистих лопатей та в'язкості рідини;



- отримані емпіричну залежність для визначення початкової частоти обертання самоусмоктуючих мішалок з плоским порожнистими лопатями від глибини занурення та діаметру;

- виявлений вплив конфігурації вхідної кромки в порожнисту плоску лопать на коефіцієнт витрати та продуктивність і отримати емпіричну залежність для визначення коефіцієнта витрати від кута скосу вхідної кромки в порожнисту плоску лопать самоусмоктуючої мішалки;

- виявлений вплив ежекційної перегородки на продуктивність самоусмоктуючих мішалок та отримати емпіричні залежності для визначення насосної продуктивності самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями по газовій фазі та рідині при одночасному усмоктуванні останніх, в тому числі при різних співвідношення площ перетину вхідного отвору порожнистої лопаті ежекційною перегородкою.

Запропонована фізико-математична модель дає змогу визначати найбільш ефективний тип самоусмоктуючої ежекційної мішалки в залежності від вимог проведення газорідинної реакції, початкову частоту обертання мішалки, при якій розпочинається усмоктування газової фази та її диспергування в перемішуємий об'єм та визначати продуктивність мішалок по газовій фазі і рідині одночасно в залежності від розташування ежекційної перегородки, що конче необхідно для проведення деяких хімічних реакцій.

Випробування самоусмоктуючих ежекційних мішалок з різними профілями поперечного перетину порожнистих лопатей показує, що початок обертання мішалок не співпадає з частотою, при якій починає усмоктуватися газовий компонент. Аналіз отриманих даних під час випробувань дає підставу зробити висновки, що самоусмоктуючі мішалки з плоскими порожнистими лопатями є більш ефективними по насосній продуктивності по газовій фазі та середньому газомісту в апараті об'ємного типу та дозволив отримати для цих мішалок емпіричну формулу для розрахунку початкової частоти обертання.

Основні результати розділу опубліковані в працях [135,136,149,138,139].



## **1.4 Дослідження газовмісту та потужності на перемішування в апараті з самоусмоктуючими ежекційними мішалками**

### **1.4.1. Дослідження газовмісту в апараті з самоусмоктуючою ежекційною мішалкою**

Відомо, що швидкість масообмінного процесу залежить від площі контакту фаз [1], яка у газорідних апаратах залежить від об'ємного газовмісту робочого середовища і розміру бульбашок газу. Ці показники залежать від багатьох факторів, а у газорідних апаратах з мішалками на них додатково впливає механічне перемішування, що значно ускладнює їх визначення [2, 3]. Методи і дані, що дозволяють проводити розрахунки середнього питомого газовмісту середовища і площі поверхні контакту фаз у газорідних апаратах з самоусмоктуючими ежекційними мішалками в літературі відсутні. У даній роботі розглянуті результати дослідження залежності цих показників від насосної продуктивності самоусмоктуючих ежекційних мішалок і глибини їх занурення у робоче середовище. Дослідження проводили на установці, схема якої приведена на рисунку 1.1 за методикою, що надана вище.

При дослідженні середнього газовмісту використовували апарати об'ємного типу діаметром 0,36 і 0,60м з самоусмоктуючими ежекційними мішалками діаметром від 0,068 до 0,18м з плоским порожнистим перетином лопатей. Випробовувалися мішалки з числом порожнистих лопатей 2, 4 і 6. Максимальний рівень рідини над лопатю мішалки 0,30м, максимальна частота обертання мішалки  $25 \text{ с}^{-1}$ . В якості робочого середовища використовували воду і розчини гліцерину в воді з динамічною в'язкістю  $1 - 5 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ . Отримані результати випробувань представлені у вигляді графічної залежності середнього газовмісту від частоти обертання мішалки (рис. 1.37).

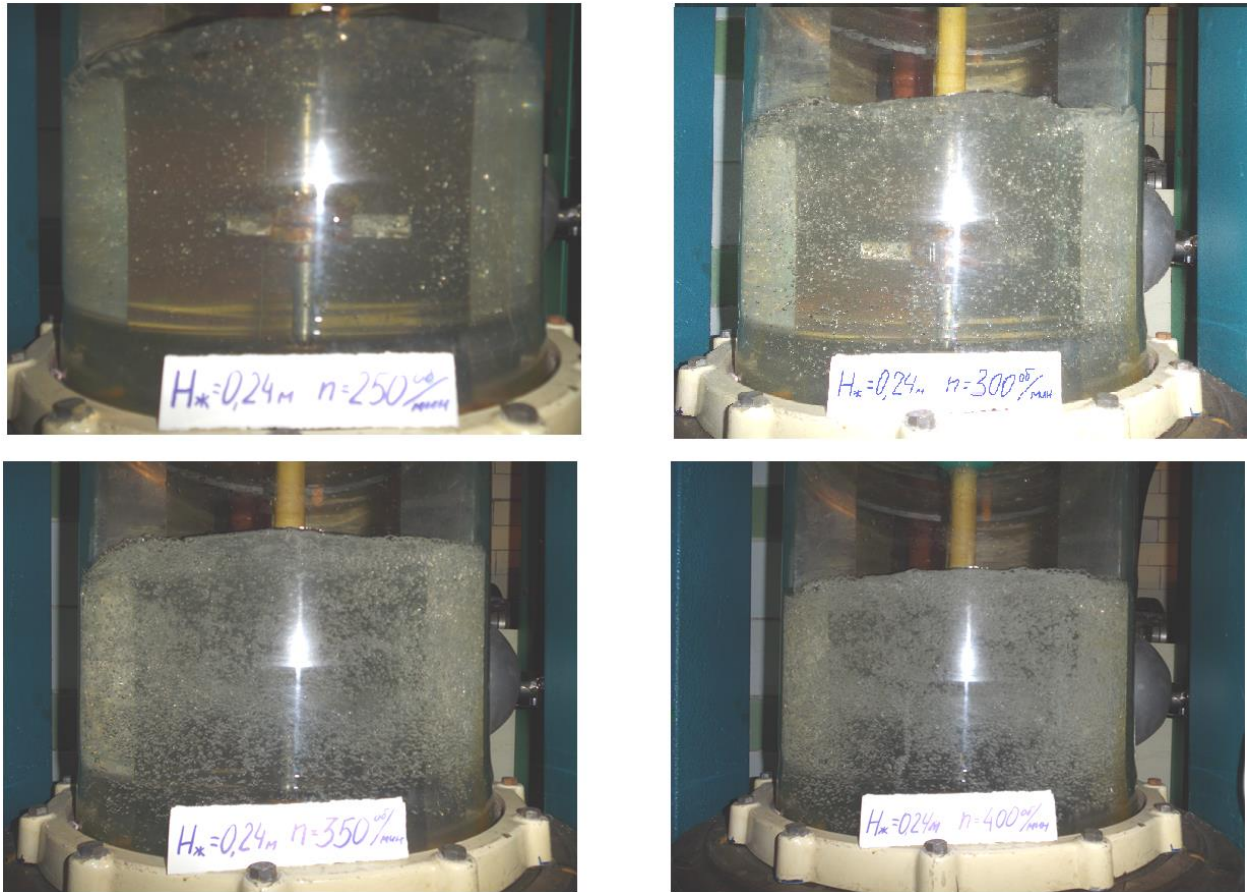


Рисунок 1.36 – Газовміст перемішуючого середовища в апараті з відбійними перегородками при різних частотах обертання самоусмоктуючої мішалки.

Для визначення розподілу локального газовмісту робочого середовища в апараті діаметром 0,36 м (рис. 1.2) на прозорій обичайці по її висоті встановлені пробовідбірники 10 з капілярними трубками діаметром 3 мм, які можуть вільно пересуватися від внутрішньої поверхні обичайки до центру апарату. До зовнішніх кінців трубок приєднані шприці 14, що розташовані вертикально. За допомогою шприців відбирали проби газорідної суміші в кожній ділянці перетину апарату по 5-7 раз. Питомий газовміст у пробі визначався, як відношення висоти газового шару до висоти порожнини шприця. Середньозважене значення питомого газовмісту для кожної ділянки вертикального перетину апарату заносили на креслення (рис. 1.38, 1.39) і по отриманим даним визначали середній питомий газовміст робочого середовища.

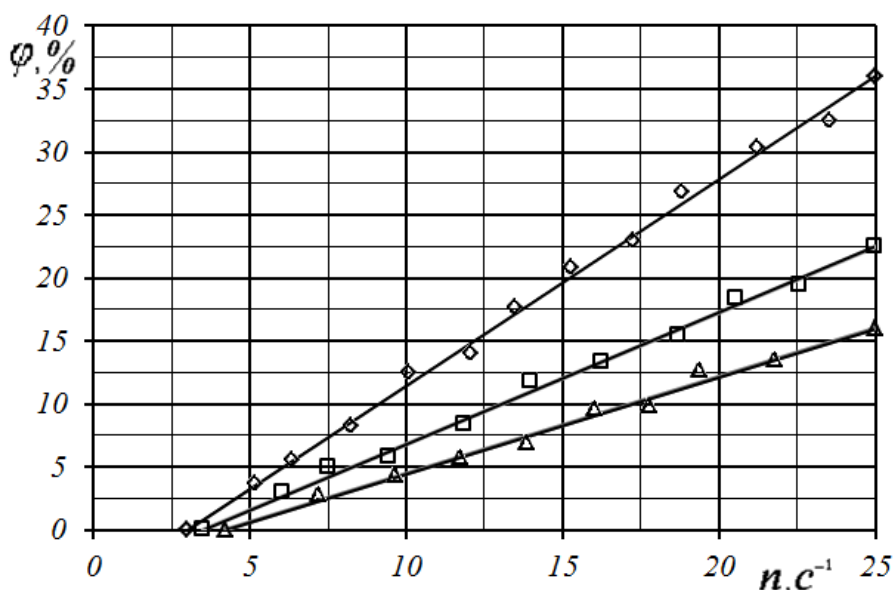


Рисунок 1.37 – Залежність середнього газовмісту  $\bar{\varphi}$  в апараті з самоусмоктуючою мішалкою від числа обертів при різних глибинах занурення:  $\diamond$  - глибина занурення мішалки 120 мм;  $\square$  - глибина занурення мішалки 180 мм;  $\triangle$  - глибина занурення мішалки 240 мм.

Самоусмоктуюча ежекційна мішалка в апараті об'ємного типу одночасно виконує роль диспергатора, що обертається, та перемішуючого пристрою за допомогою, якого проводиться рівномірний розподіл газових бульбашок в рідині. Газова фаза усмоктується мішалкою через порожнистий вал. Утворення газових бульбашок в перемішуючому об'ємі відбувається за рахунок дисипації енергії, яка розподіляється в радіальному потоці. Як видно з рисунків 1.38 і 1.39 розподіл питомого газовмісту робочого середовища у апараті з самоусмоктуючою мішалкою з циліндричними порожнистими лопатями є неоднорідним. Максимальний питомий газовміст спостерігається біля отвору лопаті мішалки.

Характер подальшої зміни цього показника свідчить, що газ швидко змішується з рідиною на невеликій відстані від отвору порожнистої лопаті мішалки і продовжує рухатися та змішуватися у напрямку, що відповідає результуючій складовій від радіального руху і спливання бульбашок газу. Біля валу мішалки спостерігається перебіг рідини з низьким питомим газовмістом у напрямі до лопаті мішалки знизу і зверху.

Для самоусмоктуючих мішалок з циліндричними порожнистими лопатями на рівні нижче лопаті мішалки, в нашому випадку на глибині 0,03м, знаходиться рідина вже вільна від газу, що необхідно враховувати при визначенні середнього питомого газовмісту середовища в апараті. Тому з урахування цієї обставини середній питомий газовміст визначався обома використовуваними методами не для усього об'єму робочого середовища у апараті, а для тієї його частини, що містить газ

$$\bar{\varphi} = \frac{\Delta H}{H_1 + \Delta H} = \frac{\Delta H}{(h + b + 0,03) + \Delta H}, \quad (1.65)$$

де  $H_1$  – висота шару робочого середовища, що містить газ від його нижньої межі до рівня рідини над лопатю нерухомої мішалки, м;

$h$  – висота рівня рідини над лопатю нерухомої мішалки, м;

$b$  – висота лопаті, м,

$\Delta H$  – різниця рівнів середовища до початку і після надходження газу, м,

Аналіз проведених випробувань показав, що навіть при високих числах обертання мішалки, в вертикальному перетині апарату спостерігається три зони, які відрізняються між собою різним газовмістом:

- кільцевий об'єм, утворений лопатями мішалки. В цій зоні локальний газовміст  $\varphi_0$  значно перевищує середній газовміст  $\bar{\varphi}$  в апараті;

- зона розміщена в нижній частині апарату, тут спостерігається найвищий газовміст;

- зона розташована над мішалкою, вона має найкращий розподіл бульбашок повітря в перемішуємому об'ємі. На практиці в цій зоні газовміст досить близько співпадає з середнім газовмістом  $\bar{\varphi}$ .

Також було відмічено, що величина середнього газовмісту впливає на величину насосної продуктивності, а також на величину надлишкового тиску в середині самоусмоктуючої мішалки. Про це свідчить зниження пропорційності зростання насосної продуктивності по газовій фазі при збільшенні числа обертання мішалки в межах 15-20 об/с.

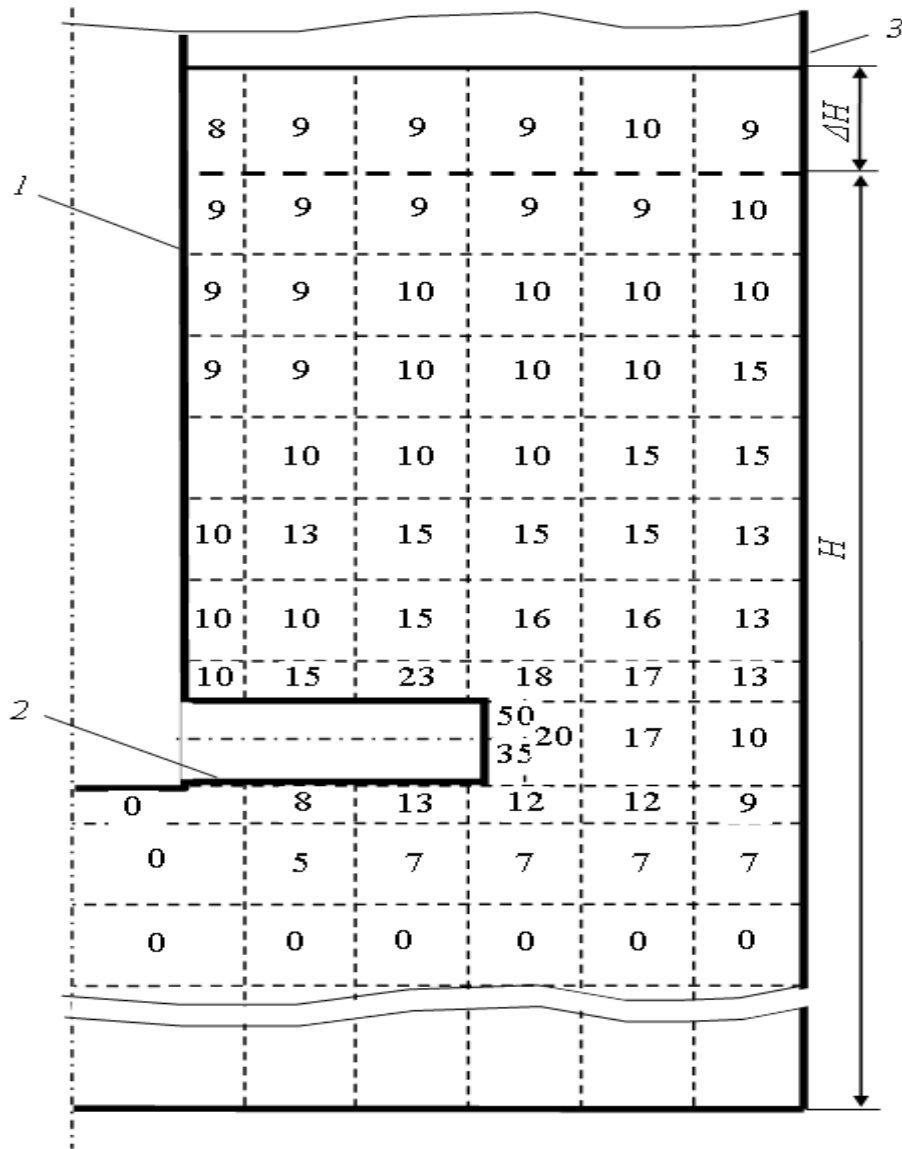


Рисунок 1.38 – Приклад обробки результатів вимірювання для визначення середнього питомого газомісту робочого середовища: 1 – порожнистий вал; 2 – порожниста циліндрична лопать мішалки; 3 – обичайка апарату.

Дані експериментальних випробувань приведені на рисунку 1.38 для самоусмоктуючої мішалки з циліндричною порожнистою лопатю з внутрішнім діаметром отвору 0,006 м при частоті обертання мішалки  $n = 10$  1/с. Глибина занурення мішалки складала  $h_{rc} = 0,140$  м, а насосна продуктивність по газовій фазі  $41,7 \cdot 10^{-5}$  м<sup>3</sup>/с, середній питомий газоміст перемішуючого середовища по  $\Delta H$  дорівнює  $0,164$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>, а по пробам локального -  $0,1703$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

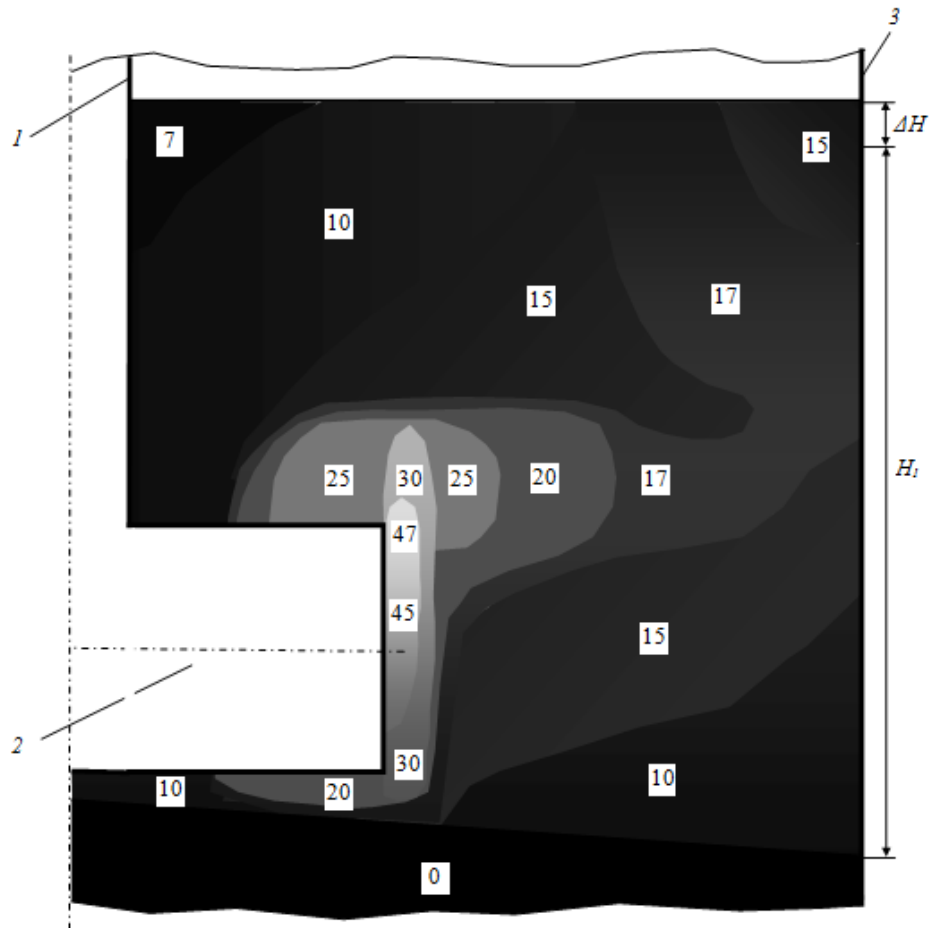


Рисунок 1.39 – Розподіл питомого газовмісту робочого середовища (у відсотках) у вертикальному перетині апарату: 1 – порожнистий вал; 2 – порожниста циліндрична лопать мішалки; 3 – обичайка апарату; діаметр отвору лопаті 0,035 м; частота обертання мішалки 12 1/с; насосна продуктивність мішалки  $25 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}$ ;  $h = 0,07 \text{ м}$ ; середній питомий газовміст середовища  $0,133 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

#### 1.4.2. Розрахунок поверхні крапель та площі контакту фаз

При випробуваннях самоусмоктуючих мішалок з плоскими порожнистими лопатями з різним кутом нахилу до площі поверхні обертання мішалки такий поділ газовмісту в перемішуємому об'ємі спостерігається тільки при частоті обертання мішалки, яка близька до початкової частоти обертання (рис. 1.22). Збільшення частоти обертання самоусмоктуючої мішалки приводить до осереднення значення середнього газовмісту (рис. 1.36). Особливо це помітно при роботі

самоусмоктуючих мішалок, що мають певний кут нахилу порожнистої лопаті по відношенню до площини обертання мішалки.

Об'єм газу у перемішуємому середовищі апарату  $V_{GA}$  складає

$$V_{GA} = \frac{\Delta H \pi D^2}{4}, \quad (1.66)$$

де  $D$  – діаметр апарату, м,

або

$$V_{GA} = \frac{\varphi_A H_1 \pi D^2}{4} = \varphi_A V_A, \quad (1.67)$$

де  $V_A$  – об'єм частини робочого середовища, що містить газ, м<sup>3</sup>.

У свою чергу об'єм газу у робочому середовищі апарату, що містить газ, визначається середнім терміном перебування газу в перемішуємому середовищі і насосною продуктивністю самоусмоктуючої мішалки

$$V_{GA} = \tau V \quad (1.68)$$

де  $V$  – насосна продуктивність мішалки, м<sup>3</sup>/с.

З рівнянь (1.67) і (1.68) виходить

$$\varphi_A = \tau \frac{V}{V_A}, \quad (1.69)$$

де  $\tau$  – середній час перебування газу у частині робочого середовища, що містить газ, с.

При збільшенні газовмісту в середині перемішуємого середовища значення  $V_A$  збільшується внаслідок зростання висоти рівня  $\Delta H$  в апараті, тому рівняння (1.69) описує криву, що ускладнює визначення величини  $\tau$ . Враховуючи, що значення середнього питомого газовмісту у об'ємі апарату  $V_A$  і у об'ємі  $V_{A1}$ , які визначається висотою  $H_1$  є практично однакові, тоді для визначення  $\tau$  використовували наступне рівняння

$$\varphi_A = \tau \frac{V}{V_{A1}}. \quad (1.70)$$

Приклад визначення середнього терміну перебування газу у об'ємі апарату  $V_{A1}$  шляхом графічного рішення рівняння (1.70) з використанням експериментальних даних приведений на рисунку 1.40.

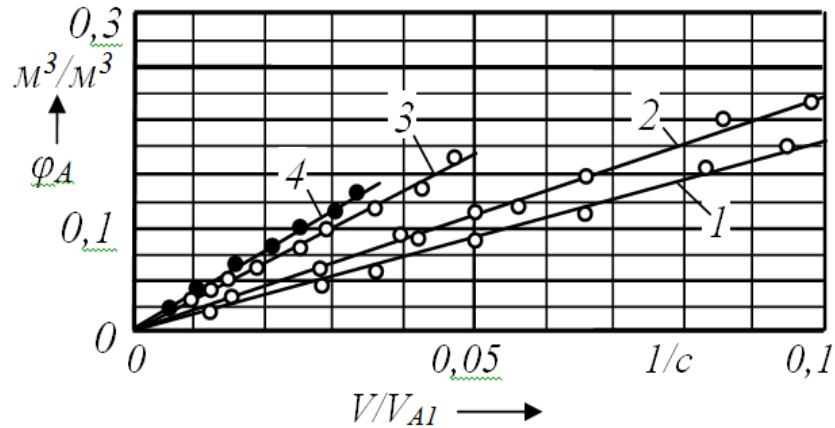


Рисунок 1.40 – Графічне рішення рівняння (1.69) з використанням експериментальних даних:  $H_l$ , м: 1 – 0,05; 2 – 0,10; 3 – 0,20; 4 – 0,30; діаметр мішалки  $d_M = 0,18$  м; діаметр отвору лопаті 0,006 м; частота обертання мішалки 0-16 1/с

Згідно з отриманими результатами середній термін перебування газу у частині робочого середовища, що містить газ, залежить від висоти середовища над циліндричною порожнистою лопатю мішалки і практично не залежить від інших факторів (рис. 1.41).

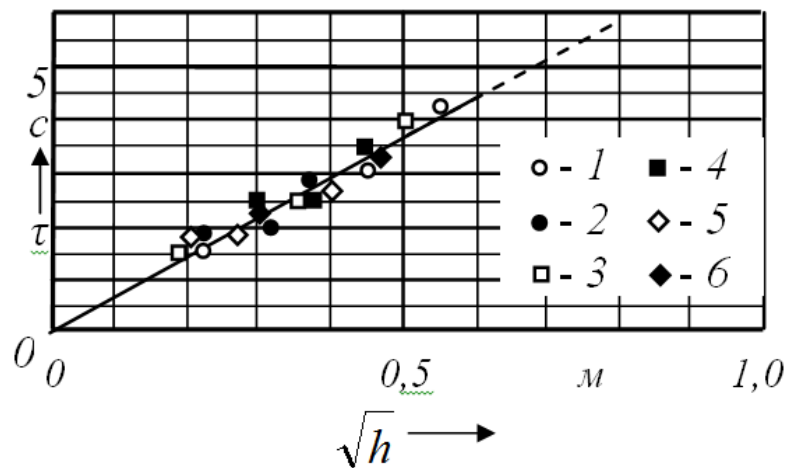


Рисунок 1.41 – Залежність середнього часу перебування газу у об'ємі  $V_{Al}$  від висоти робочого середовища над порожнистою лопатю мішалки  $h$  при частоті обертання мішалок 0-20 1/с: діаметр мішалки  $d_M =$ : 1 – 0,180; 2 – 0,100; 3 і 4 – 0,128; 5 – 0,065; 6 – 0,135 м; діаметр отвору лопаті мішалок: 1-5  $d_o = 0,006$  м; форма лопаті: 1 і 2 – циліндрична; 3 – прямокутна; 4 – циліндрична з горизонтальними пластинами; 5 – циліндрична з вертикальними ребрами; 6 – щілинна порожниста 0,02x0,004 м.



Графічна інтерпретація отриманих в період випробувань даних відповідає лінійній залежності типу  $\tau = f(\sqrt{h})$  (рис. 1.41), за результатами випробувань середній час перебування газу у частині робочого середовища апарату відповідає

$$\tau = 7,4\sqrt{h} . \quad (1.71)$$

По отриманим даним у розглянутих умовах швидкість газу підвищується при зростанні висоти шару робочого середовища з 0,03 до 0,08 м/с, поступово наближаючись до швидкості вільного спливання бульбашок повітря у воді. Така зміна швидкості відбувається в результаті зменшення швидкості потоку, що утворюється мішалкою, при зростанні висоти шару робочого середовища.

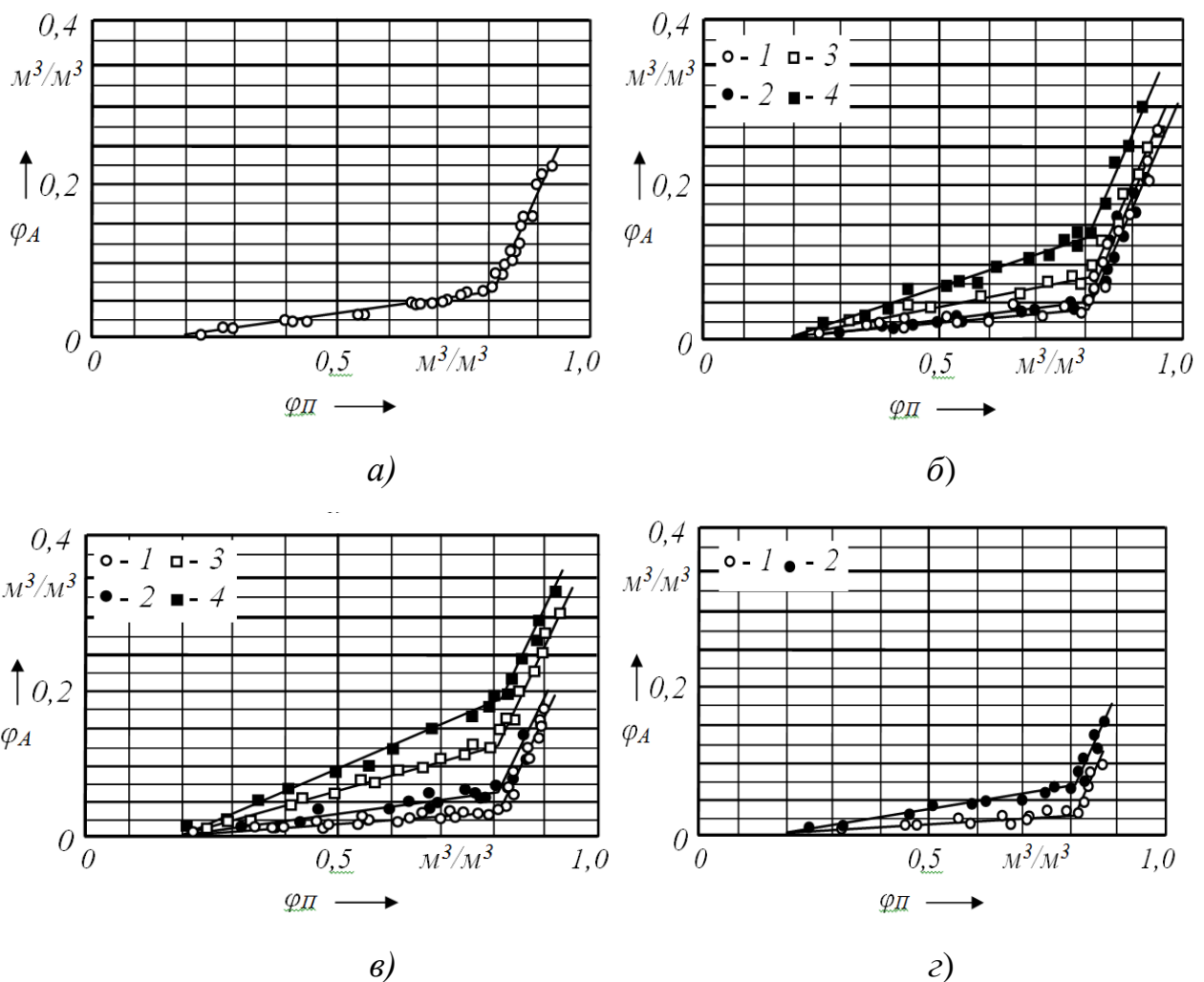


Рисунок 1.42 – Залежність середнього питомого газовмісту у об'ємі  $V_A$  робочого середовища від потенційного газовмісту газорідинної суміші на радіусі

мішалки: а) - діаметр мішалки  $d_M = 0,180$  м; діаметр отвору циліндричної лопаті  $d_O = 0,006$ ; число лопатей  $z = 2$ ; б) - 1, 2 і 3 -  $d_M = 0,128$  м,  $d_O = 0,006$  м; 1 - циліндрична лопать; 2 - прямокутна лобова частина лопаті; 3 - циліндрична лопать з горизонтальними пластинами  $0,007$  м; 4 -  $d = 0,135$  м; щілинна порожниста лопать  $0,02 \times 0,004$  м; в) - 1-4 -  $d_M = 0,100$  м; циліндрична лопать; 1 і 2 -  $d_O = 0,006$  м; 3 -  $d_O = 0,035$  м; 4 -  $d_O = 0,055$  м; 1,3 і 4 -  $z = 2$ , 2 -  $z = 4$ ; г) - 1 і 2 -  $d_M = 0,065$  м;  $d_O = 0,006$ ; 1 - циліндрична лопать; 2 - з вертикальними ребрами  $0,009$  м

Розрахунок середнього часу перебування газу у об'ємі  $V_A$  проводиться методом послідовного наближення до практично постійного значення  $\Delta H$  у послідовності:

$$\Delta H = \frac{4V\tau}{\pi D^2} \quad (1.72)$$

по рівнянню (1.72) визначається середній час перебування газу у об'ємі  $V_{A1}$ , по рівнянню визначається збільшення висоти  $h$ , потім по рівнянню (1.71) визначається середній час перебування газу з урахуванням збільшення висоти  $h$  на  $+\Delta H$ .

Аналіз експериментальних даних, отриманих при зміні геометричних параметрів мішалки і апарату показує, що середній газовміст перемішуючого середовища залежить від числа обертів і діаметру мішалки, ширини лопаті та діаметру апарату і глибини занурення мішалки, які пов'язані між собою у вигляді емпіричної залежності

$$\bar{\varphi} = 0,21 (n - n_0)^{1,8} \cdot d_M^{1,5} \left( \frac{b}{d_M} \right)^{0,1} \cdot \left( \frac{H}{D_A} \right)^{0,6} \quad (1.73)$$

Відхилення розрахункових даних середнього газовмісту в перемішуючому середовищі від експериментальних не перевищує 11%.

В той же час є можливість визначення середнього питомого газовмісту в об'ємі робочого середовища, що містить газ, без попереднього розрахунку насосної продуктивності відцентрово-ежекційних мішалок.

На рисунку 1.42 приведені залежності цієї характеристики від потенційного питомого газовмісту газорідної суміші на радіусі мішалки, який можна розрахувати по рівнянню

$$\varphi_A = 1 - \frac{n_0^2}{n^2} \quad (1.74)$$

де  $n_0$  - частота обертання самоусмоктуючої мішалки, при якій газ починає виходити з порожнини лопаті, 1/с;  $n$  – поточна частота обертання мішалки, 1/с.

Потенційний газовміст характеризує співвідношення робочого і загального перепаду тиску на радіусі мішалки

$$\varphi_A = \frac{n^2 - n_0^2}{n^2} = \frac{\Delta P_P}{\Delta P}, \quad (1.75)$$

тобто одночасно характеризує енергетичні умови перемішування і руху газу і рідини, співвідношення потоків газу і робочого середовища і вплив висоти шару робочого середовища над лопатями мішалки. Таким чином цей показник у даному випадку виступає у якості критерію подібності.

При  $\varphi_0 = 0,81$  відбувається перехід руху газу з отвору лопаті мішалки з режиму витиснення у струменевий режим. Для всіх розглянутих умов спостерігається лінійна залежність питомого газовмісту у об'ємі  $V_A$  робочого середовища при  $\varphi_0 = 0,81$  від відповідної еквівалентної площі перетину газового потоку у отворі лопаті мішалки (рис. 1.43).

Отримані результати приводять до рівнянь

$$\varphi_A = z(1,67 \cdot 10^{-3} S_E + 0,008)(\varphi_0 - 0,2) \quad \text{при} \quad \varphi_0 \leq 0,81 \quad (1.76)$$

$$\varphi_A = 1,3(\varphi_0 - 0,81) + 1,5z(1,67 \cdot 10^{-3} S_E + 0,008) \quad \text{при} \quad \varphi_0 \geq 0,81 \quad (1.77)$$

де  $z$  – число лопатей мішалки;

$S_E$  – еквівалентна площа перетину газового потоку у отворі циліндричної лопаті мішалки (1.61), для щілинних лопатей

$$S_E = Kd^2b \quad (1.78)$$

де:  $d$  – діаметр мішалки;

$b$  – висота отвору порожнистої щілинної лопаті, м (для круглих отворів – діаметр отвору  $d_0$ );

$K$  – коефіцієнт (для циліндричних лопатей  $K = 0,155$ , для лопатей з прямокутною лобовою частиною  $K = 0,225$ , для циліндричних лопатей з вертикальними ребрами або з горизонтальними пластинами  $K = 1,06$ ).

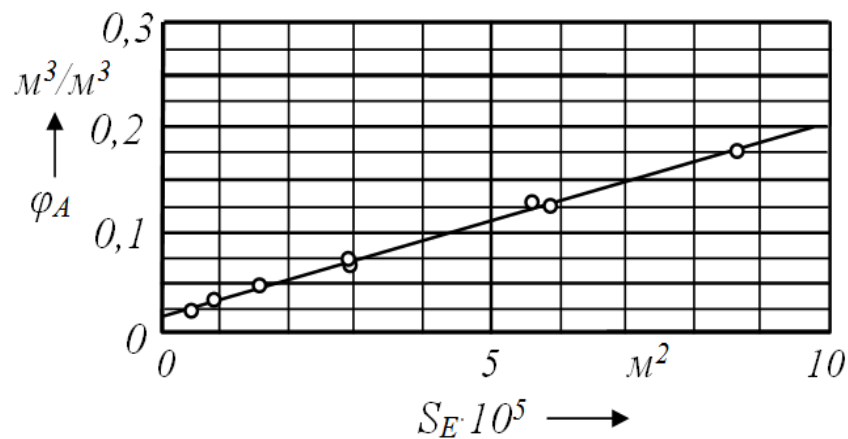


Рисунок 1.43 – Залежність середнього питомого газовмісту у об'ємі  $V_A$  робочого середовища при  $\varphi_0 = 0,81$  від еквівалентної площі перетину газового потоку у отворі лопаті мішалки.

Приклади порівняння експериментальних і розрахованих двома розробленими методами значень середнього питомого газовмісту у об'ємі робочого середовища, що містить газ, приведені у таблиці.

Експериментальні вимірювання (рис. 1.44) показали, що у розглянутих умовах газ знаходиться у робочому середовищі у вигляді бульбашок практично однакового розміру  $d_B = 0,003$  м, що дозволяє знайти площу контакту фаз у апараті.

Враховуючі, що об'єм бульбашки складає

$$V_B = 0,167 \pi d_B^3, \quad (1.79)$$

а площа її поверхні

$$S_B = \pi d_B^2. \quad (1.80)$$

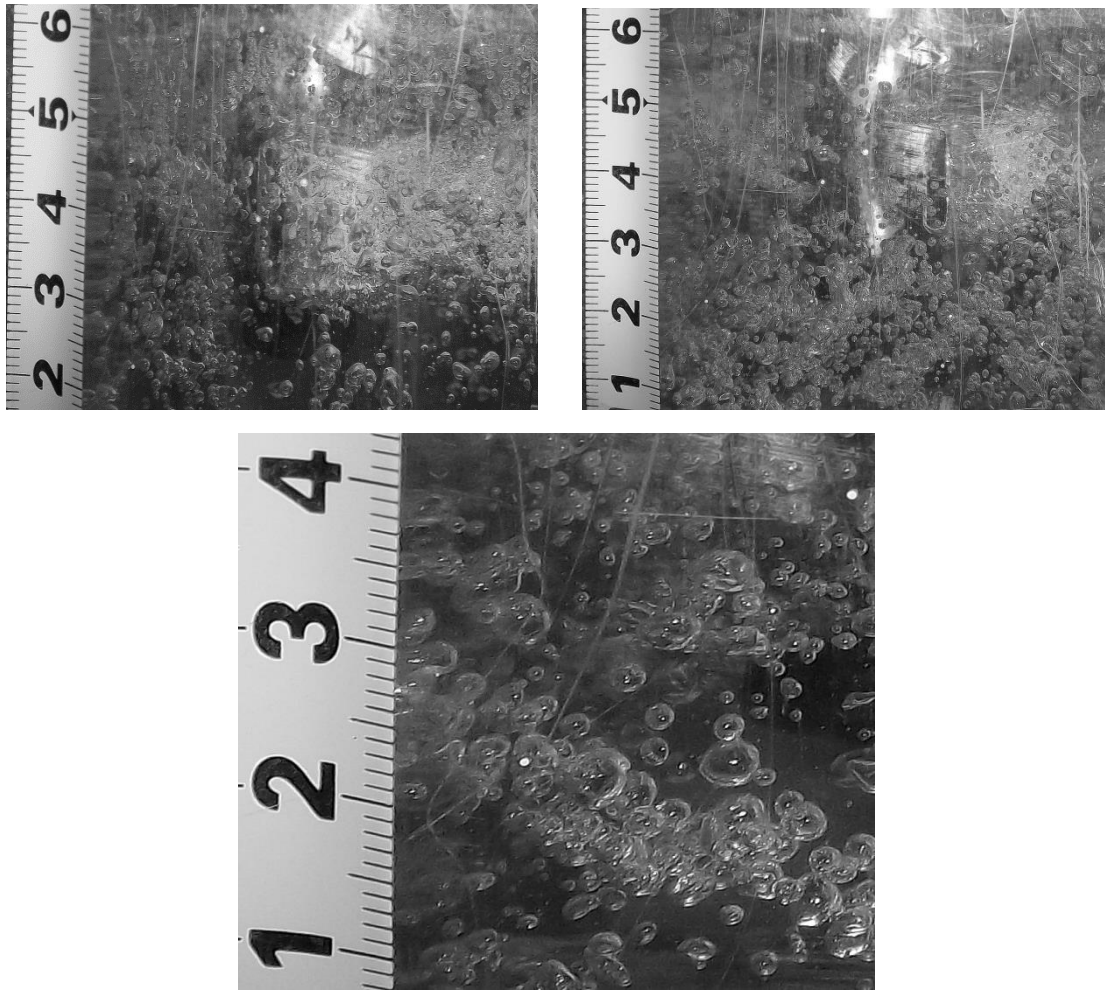


Рисунок 1.44 – Фото газорідинної суміші (визначення діаметру бульбашки).

Тоді площа контакту фаз у апараті з самоусмоктуючими мішалками складає

$$F = \frac{V_{га}}{0,167 \pi d_B^3} \pi d_B^2 = \frac{V_{га}}{0,167 d_B} = 2,0 \cdot 10^3 V_{га} . \quad (1.81)$$

В результаті проведених досліджень розроблені принципові положення методу розрахунку середнього питомого газовмісту частини об'єму робочого середовища, що містить газ, і площі контакту фаз у газорідинних апаратах об'ємного типу з самоусмоктуючими ежекційними мішалками.

### 1.4.3. Потужність на перемішування самоусмоктуючими ежекційними мішалками

З літературного огляду витікає, що потужність на перемішування газорідинної суміші суттєво залежить від середнього газовмісту і є визначальним

параметром при розрахунках апаратів. Потужність, споживана при перемішуванні, є одним з параметрів, що характеризує гідродинаміку процесу. Приведення рідини у вимушений рух вимагає безперервного підведення енергії. Зв'язок між енергією, що витрачається в одиницю часу (потужністю) на перемішування і умовами перемішування прийнято виражати у формі залежності [3]

$$N = k_N \rho n^3 d_M^5 . \quad (1.82)$$

В той же час вивчення впливу конструктивних особливостей перемішувального пристрою і апарату на потужність в залежності від величини опору, яку отримує мішалка під час обертання є надзвичайно актуальним. Згідно закону зберігання моменту, крутний момент, який додається мішалкою, що обертається, до рідини в апараті, при сталому режимі повинен урівноважуватися рівним йому по величині та зворотнім по знаку моментом опору, який виникає під час закручування пружини. Для цього використовувався пристрій з пружиною (рис. 1.3). Тарування плоскої пружини динамометра полягає в урівноваженні моменту закручування пружини від дії певної ваги. При застопорованому валу мішалки 5 і вільному обертанні втулки 8 на валу електродвигуна 1 (рис. 1.2), момент, що закручує спіральну пружину дорівнює

$$M_{кр} = F \cdot R , Н \cdot м , \quad (1.83)$$

де:  $F$  – зусилля, що діє на трос;

$R$  – плече моменту по внутрішньому діаметру проточки.

При цьому кожному значенню зусилля  $F$  відповідає певне значення моменту, що крутить  $M_{кр}$ , який буде визначати величину кута закручування пружини  $\alpha$ . Отже, кут закручування пружини  $\alpha$ , який контролюється стрілкою-індикатором, визначається залежністю

$$M_{кр} = f(\alpha) . \quad (1.84)$$

В ході проведення експериментальних випробувань самоусмоктуючої мішалки за допомогою оптичного засобу визначається частота обертів мішалки та кут відхилення стрілки-індикатора і по тарувальному графіку визначали величину

моменту, що крутить. Далі потужність, що витрачається на перемішування, визначається за формулою [3].

$$N = M_{кр} 2\pi n, \text{ Вт}, \quad (1.85)$$

де  $M_{кр}$  – момент обертання,  $\text{н} \cdot \text{м}$ .

Для визначення потужності на перемішування в апаратах об'ємного типу діаметром 0,25-0,4м з трьома відбійними перегородками шириною 0,1 діаметра апарату проводилися випробування самоусмоктуючих ежекційних мішалок діаметром 0,08-0,13м з вертикальними плоскими порожнистими лопатями шириною  $b=d/5$ . Також в експериментальних випробуваннях використовувалися самоусмоктуючі мішалки, що мають кут нахилу порожнистих лопатей до площини обертання мішалки 60 і 45°.

У виробництві поверхнево-активних речовин використовуються реакції сульфування вуглеводнів газовим триоксидом сірки в суміші з повітрям, які відбуваються зі значним виділенням реакції. Якість продукту реакції залежить від умов проведення реакцій сульфування, найбільш оптимальний є режим, який проводиться в інтервалі температур 45-55 градусів. Внаслідок того, що реакція сульфування є швидкою реакцією першого порядку температуру процесу необхідно контролювати безпосередньо в зоні контакту фаз. В об'ємному сульфураторі з самоусмоктуючою мішалкою такий режим можна проводити шляхом впровадження теплообмінника у вигляді статора, який знаходиться в зоні обертання мішалки. Тому під час випробувань назріла необхідність вивчення впливу статора на потужність самоусмоктуючих мішалок, тобто після проведення вищеписаної серії випробувань, в апараті (рис. 1.32) провели заміну трьох відбійних перегородок на статор (рис. 1.33), розміщений безпосередньо в зоні обертання самоусмоктуючої мішалки. Далі в період випробувань проводилася зміна в статорі кількості вертикальних лопаток від 4 до 16. Спочатку випробування самоусмоктуючих мішалок проводили з закритим порожнистим валом гумовою пробкою, за допомогою якої позбавляли самоусмоктуючі ежекційні мішалки властивості усмоктування повітря, тобто мішалка перемішувала однорідну рідину.

Під час обертання мішалки опір рідини, що перемішується, сприймає лобова поверхня лопаті, величина якого передається на вал і врівноважується закручуванням плоскої пружини на певний кут. Спочатку встановлювали певну частоти обертання самоусмоктуючої ежекційної мішалки, яку відстежували за допомогою електронного строботометра, потім 5-7 раз визначали кут відносного повороту верхньої напівмуфти пристрою для вимірювання потужності (рис. 1.3). Далі по середньозваженому значенні кута повороту за допомогою тарувального графіка визначали величину крутного моменту та по формулі (1.85) вичислили потужність, що витрачається на перемішування однорідної рідини або газорідної суміші.

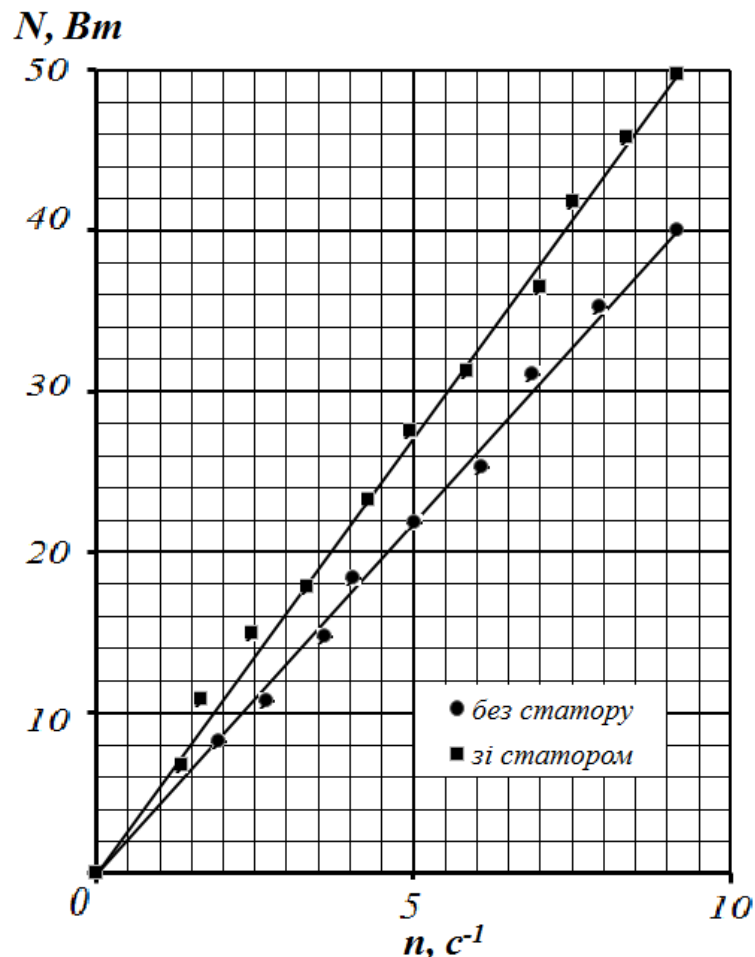


Рисунок 1.45 - Залежність потужності самоусмоктуючої мішалки від частоти обертання в об'ємному апараті при наявності статора та без нього.

Аналіз отриманих даних свідчить про те, що на потужність самоусмоктуючої мішалки, крім діаметру, частоти обертання і глибини занурення мішалки, ширини



і кута нахилу лопаті, також впливають додаткові пристрої в об'ємі апарату, вчасності – статор та кількість вертикальних лопаток. Установка статору в апараті об'ємного типу приводить до збільшення потужності на перемішування в порівнянні з даними отриманими в цьому ж апараті з трьома відбійними перегородками (рис. 1.45).

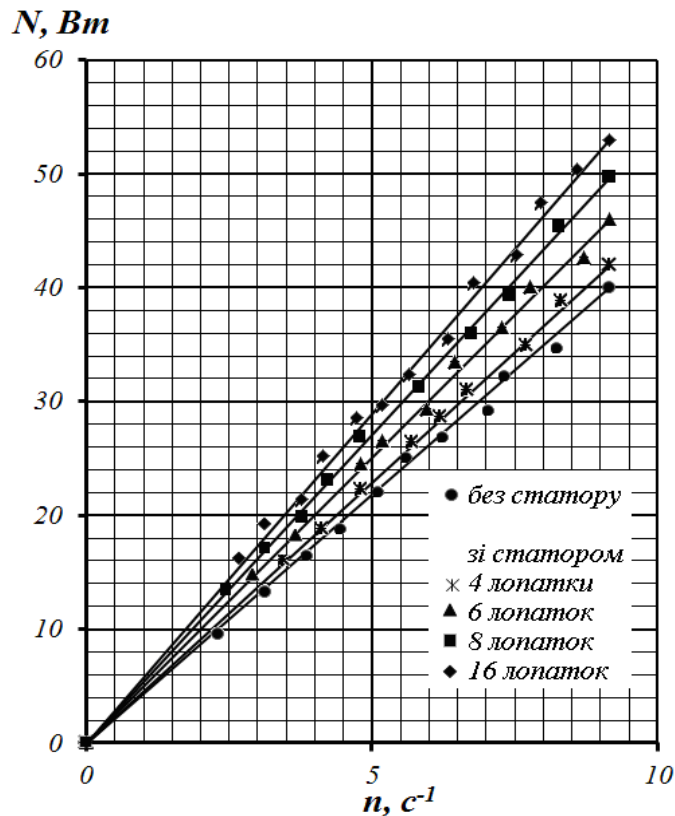


Рисунок 1.46 – Залежність потужності самоусмоктуючої мішалки від числа обертів в апараті з трьома відбійними перегородками і статором з різною кількістю лопаток.

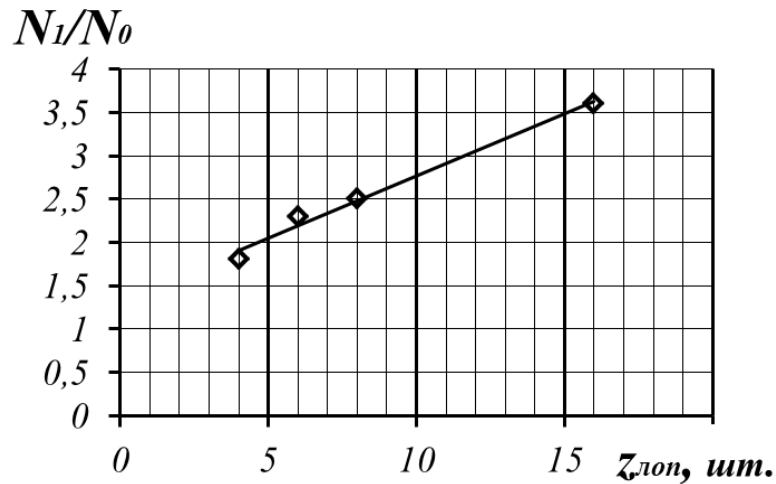


Рисунок 1.47 – Залежність відношення потужностей на перемішування однофазного середовища в апараті об'ємного типу зі статором та без статора від кількості лопаток статора

вертикальних лопаток статора представлено у вигляді графічної залежності (рис. 1.47), математична обробка її дала можливість отримати емпіричне рівняння залежності відношення потужностей від кількості вертикальних лопаток в статорі

$$\frac{N_1}{N_0} = 1,33 + 0,09 z_{\text{лп}} \quad (1.86)$$

де,  $N_1$  - потужність при наявності статора;

$N_0$  - потужність без статора;

$z_{\text{лп}}$  – число вертикальних лопаток статора.

Експериментальні випробування самоусмоктуючих ежекційних мішалок з діапазоном параметрів відповідно таблиці 1.1 в апараті з трьома відбійними перегородками при перемішуванні однорідного середовища приводить до збільшення потужності при збільшенні діаметру мішалки та ширини лопаті та зменшується при зменшенні кута нахилу лопаті по відношенні до площі обертання мішалки. Результати випробувань були оброблені у вигляді рівняння з визначення потужності на перемішування однорідної рідини в апараті об'ємного типу з трьома відбійними перегородками

$$N_p = 5,36 \zeta \cdot \rho \cdot n^3 d_M^5 \cdot \sin \alpha^{0,32} \cdot \left(\frac{d_M}{D}\right)^{0,007} \cdot \left(\frac{b}{d_M}\right)^{-0,03} \quad (1.87)$$

та апараті зі статором

$$N_p = 6,12 \zeta \rho \cdot n^3 d_M^5 \cdot \sin \alpha^{0,32} \cdot \left(\frac{d_M}{D}\right)^{0,02} \cdot \left(\frac{b}{d_M}\right)^{-0,05} \quad (1.88)$$

Далі в апараті (рис. 1.2а) з порожнистого валу 5 виймали гумову пробку, закріплювали досліджуєму самоусмоктуючу ежекційну мішалку, заповнювали об'єм апарату на певну висоту водою, яка відповідала висоті рідини в попередніх випробуваннях, вмикали електродвигун і підвищували частоту обертання мішалки.

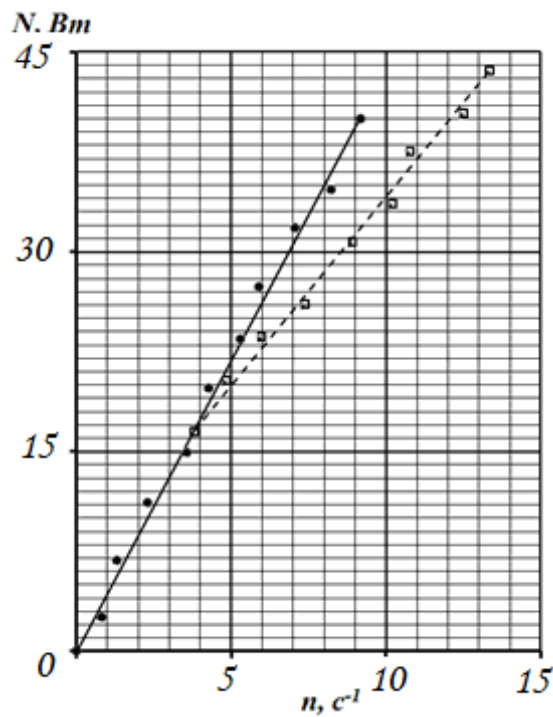


Рисунок 1.48 – Залежність потужності самоусмоктуючих мішалок від частоти обертання та наявності газовмісту в перемішуємому об'ємі апарату.

Вище приведені експерименти були повторені при перемішуванні газорідинної суміші, яка утворюється за допомогою усмоктування газової фази мішалками і послідуємого диспергування в перемішуємой об'єм. Отримані результати зведені в таблиці та представлені у вигляді графічних залежностей.

Результати експериментальних випробувань самоусмоктуючої ежекційної мішалки діаметром 0,13 м при глибині занурення 0,18 м представлені в вигляді

суцільної лінії графічної залежності (рис. 1.48). Подальше підвищення частоти обертання мішалки приводить до зростання об'єму усмоктуючого повітря та інтенсифікації перемішуемого середовища в апараті. Інтенсивне перемішування бульбашок повітря з робочою рідиною в апараті приводить до підвищення величини середнього газовмісту і, як наслідок, зниження щільності перемішуемого середовища, що приводить до зменшення витрат потужності на перемішування в порівнянні з потужністю витраченою для перемішування однорідної рідини. Як видно з приведенного графіку (рис. 1.48) потужність самоусмоктуючої мішалки має лінійну залежність від частоти обертання, як при перемішуванні однорідної фази (суцільна лінія) так і при перемішуванні двофазного середовища (пунктирна лінія). Точка сполучення цих прямих відповідає початковій частоті обертання самоусмоктуючої ежекційної мішалки  $n_0$ . Отримані дані випробувань самоусмоктуючих ежекційних мішалок були опрацьовані у вигляді рівнянь для визначення потужності на перемішування газорідної суміші в апараті об'ємного типу з трьома перегородками

$$N_{r-p} = 4,4 \cdot \zeta \cdot \rho \cdot n^3 d_M^5 \cdot \sin \alpha^{0,3} \cdot \varphi \cdot \left( \frac{d_M}{D} \right)^{0,01} \cdot \left( \frac{b}{d_M} \right)^{-0,03}, \quad (1.89)$$

та статором

$$N_{r-p} = 5,02 \cdot \zeta \cdot \rho \cdot n^3 d_M^5 \cdot \sin \alpha^{0,3} \cdot \varphi \cdot \left( \frac{d_M}{D} \right)^{0,01} \cdot \left( \frac{b}{d_M} \right)^{-0,03} \quad (1.90)$$

Рівняння справедливі для самоусмоктуючих ежекційних мішалок з прямими порожнистими лопатями, відхилення розрахованих даних по рівняннях (1.87)-(1.90) від експериментальних не перевищує 12%

Результати експериментальних випробувань показали, що потужність на перемішування газорідної суміші самоусмоктуючими ежекційними мішалками зменшується в залежності від кількості усмоктуючого газу, який в певний момент знаходиться в перемішуємому середовищі тобто від середнього газовмісту, що підтверджується загальноприйнятим фактором [3]. Для оцінки потужності перемішування газорідної суміші самоусмоктуючими ежекційними мішалками в апаратах об'ємного типу з трьома відбійними перегородками і в апаратах зі

статором представлена графічна інтерпретація отриманих даних відношення  $\frac{N_{r-p}}{N_p}$

від критерію витрати газу  $\frac{V_r}{n \cdot d_m^3}$  (рис. 1.49).

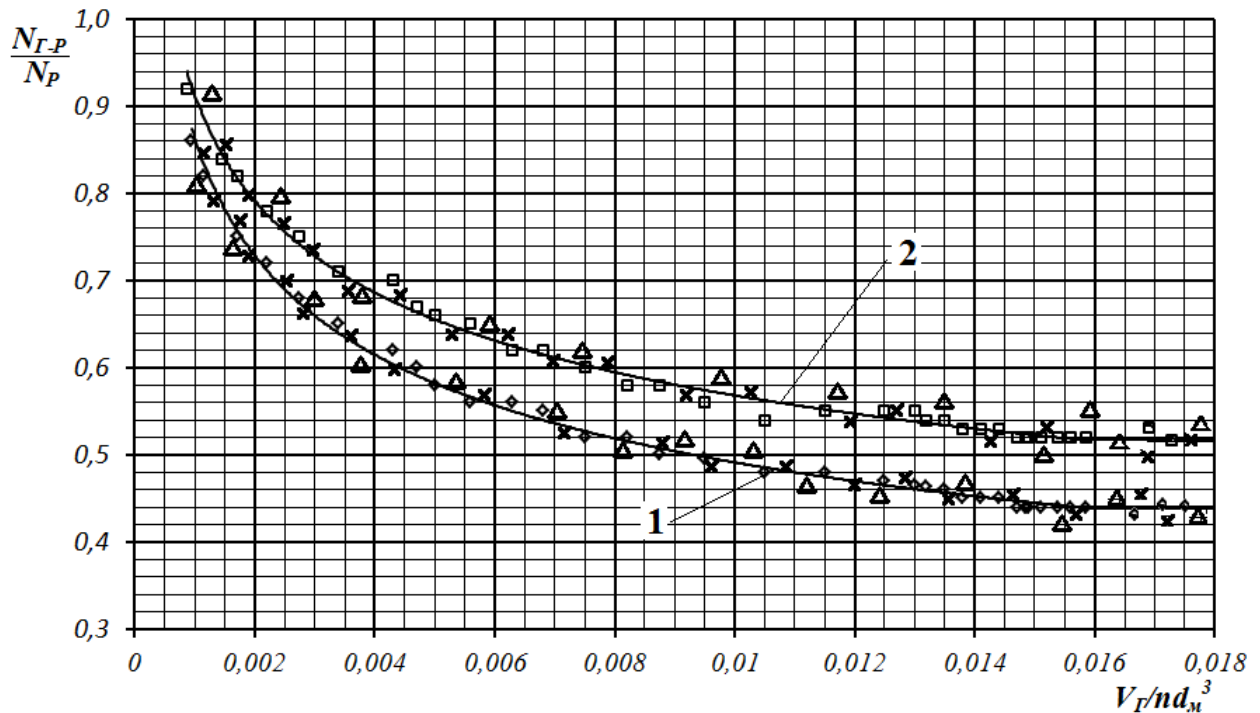


Рисунок 1.49 – Залежність  $\frac{N_{r-p}}{N_p}$  від насосної продуктивності  $\frac{V_r}{n \cdot d_m^3}$

самоусмоктуючих мішалок: 1 – апарат з відбійними перегородками; 2 – апарат зі статором.

Результати експериментальних випробувань самоусмоктуючих ежекційних мішалок з різними порожнистими лопатями (рис. 1.49) в апаратах об'ємного типу з трьома відбійними перегородками та апаратах зі статором показують, що відношення потужностей  $\frac{N_{r-p}}{N_p}$  із збільшенням витрати насосної продуктивності по газу в режимі самоусмоктування, знижується до певного постійного значення, яке відповідає для даної системи (самоусмоктуюча мішалка – апарат об'ємного типу) залежить від особливостей конструкції апарату. Для апарату об'ємного типу з відбійними перегородками ця величина близька до 0,44, а для апаратів зі статором

– 0,52. Характер такої залежності пояснюється тим, що при поступовому збільшенні частоти обертання самоусмоктуючої ежекційної мішалки відбувається зростання продуктивності по газовій фазі за рахунок розрідження, що виникає при обтіканні перемішуємою рідиною або газорідинною сумішшю порожнистої лопаті. Усмоктане повітря диспергується у вигляді бульбашок в перемішуємій рідині, внаслідок чого знижується її щільність і, відповідно, потужність на перемішування. Збільшення газовмісту в зоні обертання лопаті мішалки приводить до стабілізації різниці тиску в середині мішалки, який впливає на продуктивність самоусмоктуючих мішалок по газовій фазі.

Обробка експериментальних даних для самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями від об'ємної продуктивності по газу в режимі самоусмоктування дозволила вивести залежність відношення витрат потужності  $\frac{N_{Г-Р}}{N_P}$  від насосного ефекту  $\frac{V_{Г}}{nd_M^3}$  для апарату об'ємного типу з трьома вертикальними відбійними перегородками

$$\frac{N_{Г-Р}}{N_P} = 0,32 \cdot \left( \frac{V_{Г}}{nd_M^3} \right)^{-0,08} \quad (1.91)$$

і для апарату з статором

$$\frac{N_{Г-Р}}{N_P} = 0,42 \cdot \left( \frac{V_{Г}}{nd_M^3} \right)^{-0,08} \quad (1.92)$$

Аналіз проведених випробувань в апараті з відбійними перегородками і в апараті зі статором показав, що робота самоусмоктуючих ежекційних мішалок в останньому менш ефективна, в той же час вона може мати перспективу при проведенні газорідинних екзотермічних реакцій в режимі витіснення з послідуочим інтенсивним тепловідведенням на теплообмінній поверхні статорних лопаток та перемішуванням з основною реакційною масою, цим самим проводити швидкі екзотермічні реакції в лагідному температурному режимі, який дає можливість підвищити якість вихідного продукту. Проведені експериментальні випробування на стадіях абсорбції аміаку та виробництві рідких азотних добрив і поверхнево-активних речовин для технічних масел показали певну перевагу

запропонованих самоусмоктуючих ежекційних мішалок в сульфураторах об'ємного типу, підтверджено актами проведення промислових випробувань та можливого впровадження в хімічній та нафтопереробній галузі. Отримані імперичні рівняння з потужності самоусмоктуючих мішалок можуть бути корисні для розрахунків реакторів, які рекомендуються для проведення реакцій сульфування або хлорування вуглеводнів газоподібними реагентами.

#### 1.4.4 Висновки до розділу

В результаті проведених експериментальних випробувань самоусмоктуючих ежекційних мішалок з різними формами порожнистих лопатей в апаратах об'ємного типу вивчено вплив середнього газовмісту від особливостей конструкції мішалки та його взаємовідносини з локальним газовмістом, розглянута структура газорідинної суміші відносно вертикального перетину апарату:

- отримано залежності середнього питомого газовмісту в об'ємі робочого середовища апарату від потенціального газовмісту газорідинної суміші на радіусі мішалки;

- експериментально підтверджено, що в розглянутих умовах при диспергуванні газової фази в перемішуєме середовище, газ знаходиться у робочому середовищі у вигляді бульбашок практично однакового розміру, який дорівнює діаметру бульбашок в газорідинних апаратах з відкритими турбінними мішалками;

- за результатами експериментальних випробувань отримано емпіричне рівняння для визначення середнього газовмісту у об'ємі робочого середовища в апараті об'ємного типу з самоусмоктуючими ежекційними мішалками.

В результаті проведення експериментальних досліджень з визначення витрат потужності самоусмоктуючих ежекційних мішалок з плоскими порожнистими лопатями в апаратах об'ємного типу з трьома відбійними перегородками і статором при перемішуванні рідини або газорідинної суміші:

- визначено залежність потужності, що витрачається на перемішування однорідної чистої рідини та двофазної газорідинної системи, від частоти обертання самоусмоктуючої ежекційної мішалки в апараті об'ємного типу: потужність

напряму залежить від середнього газовмісту в апараті. Значення величини потужності для перемішування чистої рідини в подальшому використовується у розрахунку апаратів об'ємного типу з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями;

- отримані емпіричні рівняння для розрахунку потужності самоусмоктуючих ежекційних мішалок при роботі по газовій фазі та рідині;

- визначена графічна залежність відношення потужностей, що витрачається на перемішування рідини та газорідинної суміші від критерію витрати газової фази. Приведена залежність показує, що величина відношення потужності в режимі самоусмоктування знижується до певного постійного значення, що залежить від конструктивних особливостей апарату. Поведінка кривої вказує на початок постійного значення витрати по газовому реагенту;

- отримані емпіричні залежності для визначення відношення потужностей, що витрачається на перемішування рідини та газорідинної суміші від критерію витрати газової фази в режимі усмоктування для апаратів об'ємного типу з відбійними перегородками і для апаратів зі статором.

Основні результати розділу опубліковані: [138, 139, 142, 148, 149, 153].



## 1.5 Розробка методики розрахунку апаратів з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями

### 1.5.1 Алгоритм інженерного розрахунку апаратів з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями

Для створення реактора оптимальної конструкції необхідні вихідні дані. По-перше потрібно знати кінетику цільового продукту та побічні процеси, що можуть бути причиною нераціонального використання сировини, а іноді утворенню непотрібних та шкідливих речовин. Далі потрібні дані про кількість теплоти, що поглинається або виділяється під час реакції. Ефективність змішування залежить від в'язкості компонентів, швидкості потоків, геометрії реактора та різноманіття пристроїв для введення реагентів.

Апарати з перемішуючими пристроями є найбільш розповсюдженим видом обладнання, що використовується в хімічній промисловості для проведення різноманітних фізичних та хімічних процесів. Вибір апаратів з перемішуючими пристроями та конструктивні особливості цих апаратів визначаються характеристикою процесу, властивостями перемішувального середовища. Найбільш популярним видом апаратів є вертикальні циліндричні апарати.

Об'єм реактору періодичної дії буде визначатися однократною загрузкою реагентів, що залежить від середньорічної продуктивності та часу перебування реагентів в реакторі. Тоді робочий об'єм буде дорівнювати:

$$V = \frac{G \tau}{\rho} \quad (1.93)$$

де  $G$  – продуктивність реактора по ключовому реагенту кг/с;

$\tau$  – середній час перебування реагентів в реакторі, с;

$\rho$  – щільність реагентів, кг/м<sup>3</sup>.

Для реактора змішування неперервної дії рівняння визначення об'єму реактору буде мати вигляд:

$$V = v_0 \tau \quad (1.94)$$

де  $v_0$  - початкова витрата реагентів м<sup>3</sup>/с.

Зазвичай, відношення висоти апарату до його діаметру приймають рівним одиниці, таким чином, діаметр апарату можна визначити за формулою:

$$D = H = \sqrt[3]{\frac{V}{\pi}} . \quad (1.95)$$

Якщо, відношення висоти апарату до діаметру не дорівнює 1, тобто  $H/D=m$  тоді

$$D = H = \sqrt[3]{\frac{V}{\pi \cdot m}} \quad (1.96)$$

Найбільш близькими до конструкції самоусмоктуючих мішалок є закриті турбінні мішалки, проте, самоусмоктуючі мішалки є більш продуктивними ніж закриті турбінні мішалки. Діаметр самоусмоктуючої мішалки  $d_m$  дорівнює:

$$d_m = 1/3 \div 1/4 D_a. \quad (1.97)$$

Ширина лопаті

$$B = 1/5 \div 1/8 d_m, \quad (1.98)$$

розташування мішалки від днища

$$h = d_m \quad (1.99)$$

Згідно фізичної моделі усмоктування газового компонента самоусмоктуючими ежекційними мішалками відбувається в наслідок зростання перепаду тиску в середині мішалки та порожнистих лопатей і гідростатичним тиском рідини, що знаходиться в апараті, який створюється за рахунок обтікання перемішуючим середовищем порожнистих лопатей самоусмоктуючої мішалки. Енергетичний стан процесу усмоктування можна записати

$$\Delta P_{\text{л}} \approx \Delta P_{\text{гс}} + \Delta P_{\text{г}} . \quad (1.100)$$

де  $\Delta P_{\text{л}}$  - перепад тиску за рахунок обтікання лопаті потоком рідини, Па;

$\Delta P_{\text{гс}}$  - гідростатичний тиск на рівні лопаті, Па;

$\Delta P_{\text{г}}$  - гідравлічний опір валу і мішалки, Па.

Перепад тиску в середині мішалки і порожнистої лопаті визначається по формулі

$$\Delta P_{\text{л}} = 0,5\pi^2 n^2 d_M^2 \rho_B \xi_0 . \quad (1.101)$$

Тиск висоти стовпа рідини в апараті і величина гідравлічного опору порожнистої лопаті дорівнюють відповідно:  $\Delta P_{\text{ГС}} = \rho_B g h_{\text{ГС}}$   $\Delta P_{\text{Г}} = \rho_B g h_{\text{Г}}$ .

Враховуючи (1.101) та останні приведені формули із рівняння (1.100) можна визначити теоретичну початкову частоту обертання мішалки  $n_0$ , при якій починається витік газових бульбашок з порожнистої лопаті в перемішуемий об'єм

$$n_0 = \sqrt{\frac{2g(h_{\text{ГС}} + h_{\text{Г}})}{\pi^2 d_M^2 \xi_0}} . \quad (1.102)$$

Швидкість транзитного потоку, що рухається в порожнистій лопаті під впливом перепаду тиску, можна вирахувати скориставшись відомим з гідравліки рівняння

$$w = \sqrt{\frac{2\Delta P_p}{\rho_{\text{п}}}} , \quad (1.103)$$

Тоді теоретична насосна продуктивність по газовій фазі самоусмоктуючої ежекційних мішалки  $v_{\text{Г}}$ , м<sup>3</sup>/с, складає

$$V_{\text{Г}} \approx \lambda S_0 \sqrt{\frac{2\Delta P_p}{\rho_{\text{п}}}} \approx \lambda S_0 z \pi d_M \sqrt{(n^2 - n_0^2)\xi_0} . \quad (1.104)$$

де  $S_0$  - площа отвору порожнистої лопаті мішалки, м<sup>2</sup>;  $\lambda$  - узагальнений коефіцієнт витрати;  $z$  - число лопатей мішалки.

Для запропонованих самоусмоктуючих ежекційних мішалок з вертикальними плоскими порожнистими лопатями або мішалок, які мають певний кут нахилу

порожнистих лопатей по відношенні до площини обертання мішалки отримана емпірична залежність з визначення коефіцієнту опору лопаті  $\xi_0$

$$\xi_0 = 1,3 \cdot \sin \alpha - 3,75 d_M - 10 (0,35 - 5,56 d_M^2) (\mu - 1 \cdot 10^{-3}) \quad (1.105)$$

і емпіричне рівняння з визначення початкової частоти обертання мішалки в залежності від діаметру та глибини занурення мішалки

$$n_0 = 7,425 + 30,5 h_{ГС} - 61,3 d_M \cdot \quad (1.106)$$

Коефіцієнт витрат  $\lambda$  в середині порожнистої лопаті залежить від кута скосу при вході в порожнисту лопать

$$\lambda = 0,5 + \cos^2 \alpha - 0,17 \cos \alpha, \quad (1.107)$$

де  $\alpha$  - кут скосу вхідної кромки порожнистої лопаті.

2. Далі визначається насосна продуктивність самоусмоктуючої ежекційної мішалки з плоскими порожнистими лопатями і ежекційною перегородкою використовуючи запропоновані рівняння в безрозмірній формі:

по газовій фазі

$$\frac{V_{Г}}{nd_M^3} = 0,03 \cdot \sin \alpha^{1,5} \cdot \left(\frac{a}{b}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{h}{d_M}\right)^{-0,9} \quad (1.108)$$

і рідині

$$\frac{V_{Р}}{nd_M^3} = 0,0033 \cdot \left(\frac{a}{b}\right). \quad (1.109)$$

Середній газовміст перемішуючого середовища в апараті об'ємного типу з самоусмоктуючою ежекційною мішалкою визначається

$$\bar{\varphi} = 0,21 (n - n_0)^{1,8} \cdot d^{1,5} \left(\frac{b}{d_M}\right)^{0,1} \cdot \left(\frac{H}{D_A}\right)^{0,6}. \quad (1.110)$$

Знаючи насосну продуктивність  $V$ , площі поперечного перетину для кожної з фаз та початкову частоту обертання, при якій починається виток газу можна визначити діаметр мішалки.

Витрата потужності для самоусмоктуючих ежекційних мішалок в залежності від об'ємної продуктивності по газу в режимі самоусмоктування для апарату об'ємного типу з трьома вертикальними відбійними перегородками

$$\frac{N_{\Gamma-P}}{N_P} = 0,32 \cdot \left( \frac{V_{\Gamma}}{nd_M^3} \right)^{-0,08} \quad (1.111)$$

і для апарату з статором

$$\frac{N_{\Gamma-P}}{N_P} = 0,42 \cdot \left( \frac{V_{\Gamma}}{nd_M^3} \right)^{-0,08} \quad (1.112)$$

Витрата потужності самоусмоктуючих ежекційних мішалок при перемішуванні однорідної рідини в об'ємному апараті з трьома відбійними перегородками

$$N_P = 5,36 \zeta \cdot \rho \cdot n^3 d_M^5 \cdot \sin \alpha^{0,32} \cdot \left( \frac{d_M}{D} \right)^{0,007} \cdot \left( \frac{b}{d_M} \right)^{-0,03} \quad (1.113)$$

та апараті зі статором

$$N_P = 6,12 \zeta \rho \cdot n^3 d_M^5 \cdot \sin \alpha^{0,32} \cdot \left( \frac{d_M}{D} \right)^{0,02} \cdot \left( \frac{b}{d_M} \right)^{-0,05} \quad (1.114)$$

Витрата потужності самоусмоктуючих ежекційних мішалок при перемішуванні двофазного газорідного середовища в об'ємному апараті з трьома відбійними перегородками

$$N_{\Gamma-P} = 4,4 \cdot \zeta \cdot \rho \cdot n^3 d_M^5 \cdot \sin \alpha^{0,3} \cdot \varphi \cdot \left( \frac{d_M}{D} \right)^{0,01} \cdot \left( \frac{b}{d_M} \right)^{-0,03}, \quad (1.115)$$

та реакторі зі статором

$$N_{\Gamma-P} = 5,02 \cdot \zeta \cdot \rho \cdot n^3 d_M^5 \cdot \sin \alpha^{0,3} \cdot \varphi \cdot \left( \frac{d_M}{D} \right)^{0,01} \cdot \left( \frac{b}{d_M} \right)^{-0,03} \quad (1.116)$$

Приведена інженерна методика розрахунку апаратів об'ємного типу з самоусмоктуючими ежекційними мішалками дозволяє провести гідродинамічні розрахунки апаратів для проведення абсорбції важкорозчинних газів та реакторів для проведення екзотермічних газорідних реакцій. Блок-схема алгоритму розрахунку цих апаратів приведена в додатку.

### **1.5.2 Висновки та рекомендації щодо розрахунку апаратів об'ємного типу з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями**

Технологічні процеси, в основі яких завжди і безумовно лежать природні процеси (явища), відрізняються від останніх тим, що проводяться в умовах та у послідовності, що дозволяють отримати достатньо ефективні практичні результати з ціллю задоволення потреб людини.

Технологічні процеси не можуть бути проведені без використання пристроїв (технологічного обладнання). Пристрої і технологічні процеси, що відбуваються в них, складають технологічні системи (виробництва), які не можуть працювати ефективно, якщо пристрої і технологічні процеси знаходяться у розбіжності. Конструкція і принцип дії пристрою повинні відповідати технологічному процесу, тобто, забезпечувати його визначені умови. З цього витікає висновок, що умови і властивості технологічного процесу цілком визначають конструкцію і принцип дії пристрою [46].

1 В залежності від типу хімічної реакції, кількості реагентів та продуктів реакції визначаються матеріальні потоки.

2 Визначаються основні фізичні властивості речовин та їх сумішей.

3 Виконується розрахунок кінетичних характеристик стадії хімічних перетворень. На основі яких визначається одна з розрахункових величин – час хімічної реакції –  $\tau$ .

4 В результаті аналізу особливостей даного типу хімічної реакції обирається апаратурне оформлення у вигляді одного апарату з мішалкою, каскаду реакторів і т.д.

5 Після визначення специфічних та конструктивних технологічних особливостей обраного типу реактора загальне характеристичне рівняння матеріального балансу перетворюється в характеристичне рівняння, що відповідає типу реактора.

6 В реакторах з перемішуючими пристроями обирають тип мішалки. Від правильності обраного типу мішалки залежить технологічний та тепловий розрахунок реактора.

7 В залежності від в'язкості, концентрації, температури та інших фізико-механічних впливів середовища визначають число обертів обраного типу мішалки. В цей же час розраховується потужність, що витрачається на перемішування.

8 Тепловий розрахунок полягає в складанні загального характеристичного рівняння реактора. Після визначення основних теплових параметрів проводиться аналіз стабільності роботи реактора по тепловому режиму та встановлюються оптимальні робочі температури.

9 Під час конструктивного розрахунку визначаються основні розміри апарату та перемішуючого пристрою.

10 Розрахунок на міцність є заключним етапом комплексного розрахунку реактора. Необхідно розуміти, що при виборі конструкційних матеріалів для хімічних реакторів та допоміжного обладнання, сам матеріал не впливає на хімічний процес в об'ємі реактора, але може значно впливати на процеси переносу тепла.

Тому вибір конструкції і принципу дії певного апарату завжди відбувається шляхом аналізу умов і властивостей певного технологічного процесу, що при проектуванні задаються наперед.

Умови і властивості технологічного процесу можна характеризувати системою таких найважливіших факторів:

- агрегатний стан і консистенція середовища;
- температура і тиск;
- тепловий ефект і потужність теплообміну;
- хімічні і фізико-хімічні властивості середовища;
- періодичність чи неперервність технологічного процесу.

При вирішенні задачі вибору апарату необхідно провести системний аналіз впливу цих факторів.

## ВИСНОВКИ

1. На підставі аналізу літературних джерел з гідродинаміки в газорідинних апаратах об'ємного типу з механічними перемішуючими пристроями обґрунтований перспективний напрямок наукових досліджень з метою визначення оптимальної конструкції самоусмоктуючих мішалок призначених для проведення газорідинних реакцій.

2. Розроблені конструкції самоусмоктуючих ежекційних мішалок, які випробовувалися в об'ємних апаратах, для реалізації розрахунку визначеного напрямку експериментальних випробувань.

3. Розроблена фізична модель усмоктування газової фази самоусмоктуючими ежекційними мішалками на базі енергетичного балансу, який складається в результаті дії меридіального та радіального потоків, які обтікають лобову поверхню лопаті та спонукають виникнення розрідження в середині самоусмоктуючих мішалок.

4. Проведені експериментальні випробування залежності насосної продуктивності по газу і рідині та середнього і локального газовмісту перемішуючого середовища та витрат потужності самоусмоктуючих ежекційних мішалок від геометричних розмірів для визначення оптимальних параметрів самоусмоктуючих перемішуючих пристроїв.

5. На основі розробленої математичної моделі отримано залежності для визначення початкової частоти обертання при якій починається усмоктування газової фази; коефіцієнту опору порожнистих лопатей: для циліндричних лопатей від форми лобової поверхні порожнистої лопаті, для щілинних порожнистих лопатей від кута нахилу лопаті по відношенню до площини обертання та діаметру мішалки з метою визначення найбільш ефективного типу самоусмоктуючої ежекційної мішалки.

6. Отримані розрахункові залежності насосної продуктивності по газовій фазі та рідині, середньому та локальному газовмісту, а також витрат потужності на перемішування однорідного та двофазного газорідинного середовища в апаратах з



відбійними перегородками та статором для подальшого розрахунку і вибору типу приводу.

7. Наведені розрахункові рівняння дають можливість провести порівняльні розрахунки самоусмоктуючих ежекційних мішалок з метою вибору апарату об'ємного типу для проведення швидких і повільних газорідних реакцій та надати рекомендації щодо розробки газорідних апаратів з самоусмоктуючими ежекційними мішалками.

8. Результати наукових досліджень були використані для розрахунків та розробки апаратів з самоусмоктуючими ежекційними мішалками які успішно пройшли випробування в промислових умовах та рекомендовані до впровадження у виробництво.

**СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ ДО РОЗДІЛУ 1**

- 1 Романков П.Г. Гидромеханические процессы химической технологии. / Романков П.Г., Курочкина М.И. -3-е изд., пер. – Л.: Химия, 1982 – 288 с.
2. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками / Ф. Стренк. – Л.: Химия, 1975. – 384 с.
3. Васельцов Э.А. Аппараты для перемешивания жидких сред. / Э.А. Васельцов, В.Г. Ушаков. – Л.: Машиностроение, 1979. – 272 с.
4. Брагинский Л.Н. Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета. / Л.Н. Брагинский, В.И. Бегачов, В.М. Барабаш. – Л.: Химия, 1984. – 336 с.
5. Соколов В.Н. Газожидкостные реакторы / В.Н. Соколов, И.В. Доманский. – Л.: Машиностроение, 1976. – 216 с.
6. А. с. 993969 СССР. Тепломассообменный аппарат / А.В. Шишкин и др. (СССР). Оpubл. 07.02.83, Бюл. № 5.
7. А. с. 1357061 СССР. Газожидкостной реактор / А.В. Шишкин, Г.В. Турунцев и др. (СССР). Оpubл. 07.12.87, Бюл. № 45.
8. Бакланов Н.А. Пропеллерные и турбинные мешалки в американской промышленности / Н.А. Бакланов. – 1946, №7 с.479-503.
9. А. с. 648249 СССР. Турбинная мешалка / Г.В. Дронов, В.А. Зайцев и др. (СССР). Оpubл. 25.02.79, Бюл. № 7.
10. А. с. 1299613 СССР. Устройство для диспергирования газа в жидкости / Э.А. Васильцов, Т.А. Мороз, Г.Г. Егорова (СССР). Оpubл. 30.03.87, Бюл. № 12.
11. Павлушенко И.С. О влиянии перемешивания на процесс химического превращения в системе газ-жидкость / И.С. Павлушенко, Л.Н. Брагинский, В.Н. Брилов // ЖПХ. – 1961. – Т.34. – № 4. – С. 805-814.
12. Васильев А.В. Исследование массообмена в автоклавах с самовсасывающими мешалками / А.В. Васильев, В.А. Зайцев, Т.П. Горшкова, А.С. Пестов // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1978. – № 9. – С. 13-16.

13. А. с. 814429 СССР. Устройство для смешения газа с жидкостью / Г.М. Стронгин, А.С. Матвеев, Ю.А. Гришин (СССР). Оpubл. 23.03.81, Бюл. № 11.
14. А. с. 1318271 СССР. Устройство для смешения жидкости с газом / А.Р. Голубев и др. (СССР). Оpubл. 23.06.87, Бюл. № 23.
15. А. с. 1165442 СССР. Устройство для аэрации и перемешивания жидкости / Ю.В. Агафонов, Ф.Н. Чегодаев и др. (СССР). Оpubл. 1985, Бюл. № 25.
16. А. с. 437522 СССР. Смеситель для обработки систем газ-жидкость / В.В. Консетов, Н.А. Лебедев и др. (СССР). Оpubл. 1974, Бюл. № 28.
17. Патент 1104032 Великобритания. МКИ В01F. Methods of Mixing Liquids and Apparatus therefor - Eastman Kodak Company, опубл. 21.02.68
18. А. с. 253756 СССР. Устройство для насыщения жидкостей газами / М.Я. Розкин, Г.Ф. Слезко (СССР). Оpubл. 1973, Бюл. № 31.
19. А. с. 398265 СССР. Устройство для смешения жидкостей / Н.И. Парафенко, М.Я. Розкин (СССР). Оpubл. 1973, Бюл. № 38.
20. Беляков Н.Г. Распределение газовых пузырей по размерам в аппаратах с двойным перемешивающим устройством / Беляков Н.Г., Клипиницер В.Л., Кафаров В.В. // – Сб. Теория и практика перемешивания в жидких средах. – М.; 1982, с 103-106.
21. Зайцев В. А. К вопросу расчета аппаратов с аэрирующими устройствами для массообменных процессов в системах Г-Ж-Тв / В.А. Зайцев, Ю.И. Куприянов и др. // сб. Теория и практика перемешивания в жидких средах. – М.: – 1982. – С. 20-30.
22. Зайцев В. А. Исследование влияния конструкций аэрирующей мешалки и условий перемешивания на скорость массопередачи. / В.А. Зайцев, Ю.И. Куприянов, А.С. и др. // сб. Теория и практика перемешивания в жидких средах. – М.: – 1982. – С. 98-99.
23. А. с. 771089 СССР. Способ получения алкиларилсульфокислот или кислых алкилсульфатов и устройство для его осуществления / В.Я. Стороженко, В.И. Шабрацкий (СССР). Оpubл. 1980, Бюл. № 38.

24. Парафенко Н.И. Новые роторно-струйные перемешивающие устройства / Н.И. Парафенко, М.Я. Розкин // Теория и практика перемешивания в жидких средах. – 1973. – С. 175-180.
25. Парафенко Н.И. Исследование самовсасывающей мешалки с радиально-вытекающими струями / Н.И. Парафенко, М.Я. Розкин, А.И. Барвин, А.В. Микуленко // Химическое и нефтяное машиностроение. -1973. - № 7. С. 14.
26. А. с. 1357061 СССР. Газожидкостной реактор / А.В. Шишкин (СССР). Опубл. 1987, Бюл. № 45.
27. А. с. 1637106 СССР. Перемешивающее устройство / Д.И. Белкин, В.И. Шабрацкий и др. (СССР). 1991 (не публикуется).
28. А. с. 1655548 СССР. Устройство для смешения жидкости с газом / Д.И. Белкин, В.И. Шабрацкий и др. (СССР). Опубл. 1991, Бюл. № 22.
29. Zlokarnik M. Auslegung vor Hohlruhreru sur Flussig keits begasung / M. Zlokarnik – Chem.-Ius.-Techu. – 1966. – № 3, – p. 357-366.
30. Пат. 1173254 Великобритания. Improvements in or relating to the Surface Aeration of Liquids Mills. / F. Sandersan, опубл. 3.12.69.
31. Патент 3479017 США. Apparatus for Charging Liquids with Gases / K.N. Thikotter, опубл. 18.11.69.
32. А. с. 1165443 СССР. Устройство для аэрации жидкости / П.В. Давыдов и др. (СССР). Опубл. 1985, Бюл. № 25.
33. А. с. 610554 СССР. Аппарат с самовсасывающей мешалкой / В.И. Лосик и др. (СССР). Опубл. 1978, Бюл. № 22.
34. А. с. 276964 СССР. Массообменный аппарат / М.С. Гаврилов, М.Я. Розкин, Г.Ф. Слезко и др. (СССР). Опубл. 1968, Бюл. № 24.
35. А.с. 537955 СССР. Устройство для аэрирования сточных вод. / С.М. Шифрин, С.Г. Коган, Б.Г. Мишунов (СССР). Опубл. 1976, Бюл. № 45.
36. А.с. 1169729 СССР. Газожидкостной реактор. / А.В. Шишкин, Г.В. Турунцев, М.И. Шибутович (СССР). Опубл. 1985, Бюл. № 28.
37. А. с. 1286258 СССР. Аэрирующее устройство. / Г.Н. Потыхина, Г.М. Тарарыков, В.А. Федоров, А.И. Щербаков (СССР). Опубл. 1987, Бюл. № 4.

38. Пат. США 2530814 MC1 B01F 13/02 Apparatus for Aerating Liquids. G. Beese, A.Z. Liehmann, опубл.12.10.45.
39. А. с. 1190973 СССР. Устройство для диспергирования газа в жидкости. / В. Бранден. Опубл. 1985, Бюл. № 41.
40. А. с. 778759 СССР. Устройство для диспергирования газа в жидкости. / В.Н. Кузнецов, В.М. Никитин, А.А. Собцов, Н.Ф. Мещеряков (СССР). Опубл. 1980, Бюл. № 42.
41. А.с. 814429 СССР. Устройство для смешивания газа с жидкостью. / Г.М. Стронгин, А.С. Матвеев, Ю.А. Гришин (СССР). Опубл. 1981, Бюл. № 11.
42. А.с. 1357061 СССР. Газожидкостной реактор. / А.В. Шишкин, Г.В. Турунцев, М.И. Шибутович, Н.И. Кретов, А.А. Самойлов. Опубл. 1987, Бюл. № 45.
43. А. с. 332127 СССР. Устройство для аэрации жидкости / А.А. Чечура (СССР). Опубл. 1972, Бюл. № 10.
44. А. с. 1122347 СССР. Аппарат с самовсасывающей мешалкой / В.И. Лосик, В.В. Невелич, В.Н. Антонов и др. (СССР). Опубл.1984, Бюл.№ 41.
45. Мартынов, Ю.В. Массоперенос в аппарате с мешалкой, осложненной объемной химической реакцией / Мартынов Ю.В. // Теоретические основы химической технологии -1998 – Т. 32,№1 с.60-64
46. Дахин О.Х. Химические реакторы / О.Х. Дахин // Волгоград. РПК «Политехник». - 2012
47. Фирстов В.А. Исследование работы щелевых самовсасывающих мешалок/ В.А. Фирстов, В.В. Климов // Молодые исследователи и конструкторы – химическому машиностроению: всесоюзная науч.-техн. конф, – М., 1979. – С. 8.
48. Шабрацкий В.И. Применение реакторов емкостного типа с всасывающей мешалкой для хлорирования пассивных органических соединений / В.И. Шабрацкий, В.И. Роговик, И.Я. Бедусенко // Химреактор: VIII Всесоюзная конф., 1983. – С. 253-258.
49. Zlokarnik M. Rourund Scheibeurhrer rwei leisthu-gefahige Ruhrer ruz Flussigheits Legasung / M. Zlokarnik // Chem.-Ing.-Tech. 1967. – Ig. 39. – № 10, – p. 1163-1168.

50. Н.А. Войнов и др. (Т.Г. Волова, Н.В. Зобова, С.В. Маркова, Л.А. Франк, Е.И. Шишацкая) Современные проблемы и методы биотехнологии. Красноярск ИПК СФУ 2009. 418 с.
51. Иванец В.Н. Исследование эффективности самовсасывающих мешалок / Иванец В.Н., Желтухин Ю.С. // Сб. Химия и химическая технология №81. КузПИ, Кемерово, 1976, с 51-57.
52. Зайцев В. А. Исследование эффективности самовсасывающих мешалок / В.А. Зайцев, Ю.И. Куприянов, А.С. Васильев и др. // сб. Теория и практика перемешивания в жидких средах. – М.: – 1979. – С. 153-159.
53. Зайцев В.А. Исследование гидродинамики в аппаратах с аэрирующими устройствами / В.А. Зайцев, Г.П. Гусева // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1983. – № 10. – С. 13-14.
54. Стороженко Л.В. Исследование самовсасывающей мешалки эжекционного типа / Л.В. Стороженко, М.С. Гаврилов, В.И. Барвин // Химическое машиностроение. – 1970. – № 48. – С. 11.
55. Шабрацкий В.И. Гидродинамика газожидкостных аппаратов с самовсасывающими мешалками: дис. канд. техн. наук: 05.17.08 / Шабрацкий В.И. – М., 1995. – 235 с.
56. Чепура И.В. Определение механизма действия и коэффициента гидравлического сопротивления самоусмоктующих мешалок/ Чепура И.В., Шабрацкий В.И., Кутепов А.М. // Химическая промышленность. – 1996. -№8 – С.18-24.
57. Аржаников Н. С. Аэродинамика / Н.С. Аржаников, В.Н. Мальцев. – М.: Оборонгиз. 1956. – 370 с.
58. Краснов Н. Ф. Аэродинамика тел вращения. / Н.Ф. Краснов. – М.: Машиностроение, 1964. – 410 с.
59. Мильченко А.И. Поля давлений и окружных скоростей, создаваемых лопастной мешалкой / А.И. Мильченко, С.Г. Щур и др. // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1976. – № 2. – С. 44.
60. Гуревич М.И. Об одной схеме струйного обтекания плоской пластины / М.И. Гуревич // Труды ЦАГИ. – 1943. – № 612. – С. 8.

61. Перник А. Д. Проблемы кавитации / А.Д. Перник. – Л.: Судостроение. – 1963.
62. Абрамович Г.И. Теория турбулентных струй / Г.И. Абрамович. – М.: Наука. – 1984. – 715 с.
63. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа / Л.Г. Лойцянский. – М.: Наука. – 1970. – 502 с.
64. Альтштуль А.Д. Гидравлика и аэродинамика. Основы механики жидкости / А.Д. Альтштуль, П.Г. Киселев. – М.: Стройиздат. – 1965. – 274 с.
65. Васильцов Э.А. Кавитация перемешивающих устройств / Э.А. Васильцов, А.Я. Исаков // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1975. – № 12. – С. 13-15.
66. А.Я. Исаков Кавитация в перемешивающих устройствах./ Монография. – Петропавловск-Камчатский: Камчат. ГТУ, 2006. – 206с.
67. Васильцов Э.А. Особенности перемешивания в развитом турбулентном режиме / Э.А. Васильцов, А.Я. Исаков // III Всесоюзная конф. по созданию аппаратов с активными гидродинамическими режимами. – М.: МИХМ. – 1977. – С. 196-201.
68. Емцев Б.Т. Техническая гидромеханика / Б.Т. Емцев // Ученик для вузов по специальности «Гидравлические машины и средства автоматизации». – М.: Машиностроение, – 1987. – 440 с.
69. Майер У. Плохообтекаемые тела и отрыв вихрей / У. Майер, Д. Мауль // Тез. докл. «Европа-17». – М.: Мир. – 1972. – № 2. – С. 100-113.
70. Биркгоф Э. Струи, следы и каверны / Э. Биркгоф, Э. Сарантонелло. – М.: Мир. – 1964. – 466 с.
71. Кафаров В.В. Основы массопередачи. Изд. 3-е, перераб. И доп., М.: Высшая школа, 1979. 439 с.
72. Цирлин А. М. Газосодержание в аппаратах с механическим перемешиванием при высоких удельных затратах энергии./ Цирлин А. М., Трушанов В. Н., Ходов Г. Я., Рабинович Р. А Химическое и нефтяное машиностроение. - 1974. - № 6. - с. 13-15.

73. Ерофеев Н.А. Газосодержание в жидкости при перемешивании механическими мешалками./ Ерофеев Н.А., Петыхина Г.Н.// Химическая и нефтехимическое машиностроение. – 1976. -№10. –с.18-20.
74. Westerterp K.R. Design of agitators for gas-liquid contacting / K.R. Westerterp Chem. Engng Sci. – 1963, – v. 18, – №8, – p. 495-502.
75. Кафаров В. В. Изучение процесса перемешивания в системах газ-жидкость./ Кафаров В. В., Гольдфарб М. И., Иванова М. Г. // Химическая промышленность. - 1954. - № 7. - с. 39-44.
76. Чепура И.В. Определение газосодержания в аппаратах с самовсасывающими мешалками / Чепура И.В., Шабрацкий В.И., Кутепов А.М.// Химическая промышленность. – 1998. -№8 – С.39-42.
77. Kipke K. Rühren von dünnflüssigen und mittelvis-hosen Medien. – Chem. Ing. Techn., 1979. №5, s. 430-436.
78. Зайцев В. А. Исследование эффективности самовсасывающих турбинных мешалок / В.А. Зайцев, Ю.И. Киприянов, А.С. Васильев // Теория и практика перемешивания в жидких средах. – М.: НИИТЭХИМ. – 1973. – С. 153-159.
79. Васильев А. В., Зайцев В. А., Горшкова Г. П., Пестов А. С. Исследование массообмена в автоклавах с самовсасывающими турбинными мешалками. Химическое и нефтяное машиностроение. - 1978. - № 9. - с. 13-16.
80. Сойфер Р. Д., Кафаров В. В. Расход энергии на перемешивание в газожидкостных системах. Химическое и нефтяное машиностроение. - 1965. – № 10. - с. 15-19.
81. Gas-liquid flow in stirred reactors: Trailing vortices and gas accumulation behind impeller blades. Chem. Eng. Sci. 13-14, 1999 т 54 с. 2305-2315]
82. Zlokarnik M.A. Auslegung vor Nchlruhrrern zur Flussigkits begasung. - Chem. Ing. Techn., 1966. Jg. 38. №3. s. 357 – 366.
83. Yoshida F. Gas absorption in agitater gas-liquid contactor / F. Yoshida, Y. Miuza // Inst. Eng. Chem. – 1963, – v. 2, – №4, – p. 263-268.



84. Шахтатинский Т.Н. Интенсификация поверхностной аэрации в газожидкостном реакторе с сочетанием мешалки. / Шахтатинский Т.Н., Галиулин Н.Г., Келбалиев Г.И.// Химическая промышленность №5-6 - с.41-43
85. Шабалин Н. И., Петушинский Л. Н. Исследование поверхности контакта фаз и коэффициентов массоотдачи в реакторах с самовсасывающими мешалками. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979.с.11-12.
86. Valentin F.H. Mass transfer gas-liquid in a stirred vessel / F.H. Valentin, B.V. Pren // Chem. Ing. Tech. – 1962, – v. 34, – p. 194-199.
87. Yamaguchi J. Dispersed gas hold up in gas-liquid mixing / J. Yamaguchi, S. Nagata // Chem. Eng. Japan, – 1964. – v. 28, – p. 998-1002.
88. Zlokarnik M. Rehrührer rum Ausangen und Dispergieren grosser Gasdurchsatre in Flussig-keiten. / M. Zlokarnik // Chem.-Ing.-Tech. 1970. – Ig. 42. – № 24, – p. 1310-1314.
89. Барабаш, В.М. Массообмен от пузырьков и капель в аппаратах с мешалкой / О.Е. Вишневецкая, В.М. Барабаш, Н.И. Кулов // Теоретические основы химической технологии – 1996 –Т. 30, №5 –с 485-491
90. Мартынов, Ю.В. Массоперенос в аппарате с мешалкой, осложненный объемной химической реакцией / Ю.В. Мартынов // Теоретические основы химической технологии – 1998 –Т. 32, №1 –с 60-64
91. Климов В.В. Исследование гидродинамики и массообмена на модели колонного ферментера./ Климов В.В., Бойко Т.Ф., Ознобнина С.А. Тез. Докл. II Всесоюзной научно-технической конференции «Молодые исследователи – химическому машиностроению», - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. –с. 10-11.
92. Yoshida F. Miuza Y. Gas absorption in agitater gas-liquid contactor. Inst. Eng. Chem. 1963,v.2, №4, p.263-268.
93. Valentin F.H., Pren B.V/ Mass transfer gas-liquid in a stirred vessel. Chem. Ing. Tech. 1962, v. 34, p. 194-199.
94. Yamaguchi J., Nagata S. Dispersed gas hold up in gas-liquid msxing. Chem. Eng. Japan, 1964, v.28,p.998-1002

95. Сойфер Р. Д., Кафаров В. В. Газосодержание аэрируемой жидкости в аппаратах с мешалкой. Химическое и нефтяное машиностроение. - 1967. – № 3. - с. 16-18.
96. Calderbank R. U. Physical rate processes in industrial fermentation. Part 2. Interfacial area in gas-liquid centering with mechanical aqitation Trans. Ins. Chem. Engrs. 1958, v. 38, p. 443-463.
97. Васильев А.В. Исследование массообмена в автоклавах с самовсасывающими турбинными мешалками / А.В. Васильев, В.А. Зайцев, Г.П. Горшкова // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1978. – № 9. – С. 13-16.
98. Фирстов В.А. Исследование работы щелевых самовсасывающих мешалок./ Фирстов В.А, Климов В.В. // Тез. Докл. II Всесоюзной научно-технической конференции «Молодые исследователи – химическому машиностроению», - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. –с. 8.
99. Zlokarnik M. Auslegung vor Nchlruhrern zur Flussigkits begasung / M. Zlokarnik // Chem. Ing. Techn., – 1966. – №3. – p. 357-366.
100. Zlokarnik M.A. Rohr – und Scheibenruhrer – zwu leistungsfahige Ruhrer zur Flussigkeits begasung. Chem. Ing. Techn., 1967. Jg. 39. №10, s. 1163-1168.
101. Zlokarnik M.A. Rohruhrer rum Ansangen und Dispergieren grosser Gas durchsatre in Flussigkeiten Chem. Ing. Techn., 1970. Jg. 42. №21, s. 1310- 1314.
102. Касаткин А.Г., Кафаров В.В., Панфилов М. И. Исследование процесса перемешивания механическими мешалками в системе газ-жидкость. Труды МХТИ им. Д.И. Менделеева. - 1957. - Вып.24. с. 413-427.
103. Yoshida F., Minza Y. Gas absorption in agitated gas-liquid contactors Ind.-Eng.-Chem. 1963, v. 2, №4, p. 263-268.
104. Бальцежак С.М., Соломаха Г.П. Газосодержание в барботажных аппаратах с механическим перемешиванием в двухфазных (газ-жидкость) и трехфазных (газ-жидкость-твердое) системах.- В сб.: Теория и практика перемешивания в жидких средах. - М.: НИИТЭХИМ, 1982. - с. 86-88.
- 105 Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. М.: Физматгиз,1959. 799 с.

106. Colderbank P.H., Physical Rate Processes in Industrial Fermentatson. Part 1. The interfacial area in gas-liquid cofacting with mechanical agitation. Trans. Inst. Chem. Eng. 1958, v. 36, p. 443-463.
107. Рамм, В.М. Абсорбція газів [Текст]/ В.М.Рамм. М.: Химия 1976. – 656с.
- 108 Н.А. Войнов. Современные проблемы и методы биотехнологии./ Н.А. Войнов, Т.Г. Волова, Н.В. Зобова, С.В. Маркова, Л.А. Франк, Е.И. Шишацкая // Красноярськ ИПК СФУ 2009. - 418 с.
109. Ганин П.Г. Теоретическая оценка устойчивости адсорбционного взаимодействия частиц твердой и газообразной дисперсных фаз в аппарате с механическим перемешиванием и аэрацией (обзор). Санкт-Петербургская государственная химико-фармацевтическая академия. 2008. т.8, вып. 4, с.553-569.
110. Колмогоров А.Н. О дроблении капель в турбулентном потоке. // Докл. АН СССР 1949. т. 66, №5, с.825-828.
111. Карпушкин, С.В. Расчет и выбор механических перемешивающих устройств вертикальных емкостных аппаратов./ С.В. Карпушкин, М.Н. Краснянский, А.Б. Борисенко / Тамбов. Издательство ТГТУ. 2009 г. 168 с.
112. Kawecki W., Reith T., Beek W.I. Bubble size ontibution in the impeller region a vessel. Chem. Eng. Sci. 1967, v.22 № 11, p.1519-1523.
113. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784 с.
114. Cooper R. G., Wolf D. Pumping capacities in stirred tanks Theory and application Canad. I. Chem. End. 1967, v. 45, № 4, p. 197-203.
115. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И. О взаимосвязи между окружной скоростью и мощностью при перемешивании. ТОХТ, 1972, т.6, № 2, с. 760.
116. Бегачев В. И., Брагинский Л. Н. О мощности и распределении окружной скорости в аппаратах с якорными мешалками. ТОХТ, 1974, т.8, № 1, с. 79-84.
117. Жгун Г. Г., Ушаков В. Г., Брагинский Л. Н. Расчет мощности в аппаратах с фрезерными мешалками. Тез. докл. Всесоюзного научно-технического

- совещания "Создание и внедрение современных аппаратов с активными гидродинамическими режимами для технологических процессов. - М.: 1977. - с. 185-190.
118. Яковлев Н. А., Соломаха Г. П. Об определении гидравлических параметров при массообмене в системах газ-жидкость при механическом перемешивании. Труды МИХМ. - М.: Высшая школа, 1975. - с. 94-99.
119. Касаткин А.Г., Кафаров В.В., Панфилов М.Н., Исследование процесса перемешивания механическими мешалками в системе газ-жидкость. Труды МХТИ им. Д.И.Менделеева, 1957, вып. 24, с 413-427.
120. Colderbank P.H., Physical Rate Processes in Industrial Fermentatson. Part 2. Mass transfer coefficient in gas-liquid cofacting with without mechanical. Trans. Inst. Chem. Eng. 1959, v. 37, p. 173-185.
121. Барабаш В. М., Лалакина Л. Л., Васильева В. С. Высокоэффективное газораспределительное устройство для перемешивания в системах газ-жидкость.- В сб.: Теория и практика перемешивания в жидких средах. - Л., 1990. - с. 139-141.
122. Петушинский Л. Н., Шабалин Н. И., Бойко В. И., Родионов А. И. Определение энергозатрат при работе турбинной самовсасывающей мешалки.- В сб.: Теория и практика перемешивания в жидких средах. - Л., 1990. - с. 155-156.
123. Зайцев В. А., Гусева Т. П. Исследование энергетических затрат в аппаратах с аэрирующими устройствами.- В сб.: Теория и практика перемешивания в жидких средах. - М.: НИИТЭХИМ, 1982. - с. 97-99.
124. Гзовский С. Я. Потребляемая мощность, интенсивность и эффективность действия радиально-лопастных мешалок. Химическое и нефтяное машиностроение. - 1965. - № 3. - с. 1-6.
125. Бальцежак С. В. Гидродинамика и массоотдача в жидкой фазе у границы газ-жидкость в двухфазных (газ-жидкость) и трехфазных (газ-жидкость-твердое тело) системах в барботажных аппаратах с механическим перемешиванием. Канд. дис. - М., 1982.

126. Шенк Х Теория инженерного эксперимента / Х. Шенк; пер. с англ. Е.Г. Коваленко; под ред. чл.- корр. АН СССР Н.П. Бусленко. – М.: Мир, 1972. -374 с.
127. Спиридонов А.А. Планирование эксперимента при исследовании технологических процессов /А.А. Спиридонов. – М.: Машиностроение, 1981. – 184 с.
128. Горский В.Г. Планирование промышленных экспериментов (модели статистики) В.Г. Горский , Ю.П. Адлер. – М.: Металургия, 1974. - 264 с.
129. Брановицкая С.В. Вычислительная математика в химии и химической технологии / С.В. Брановицкая, Р.Б. Медведев, Ю.Я. Фиалков. – К.: Вища школа. Головне изд-во, 1986. – 216 с.
130. Батунер Л.М. Математические методы в химической технике / Л.М. Батунер, М.Е. Позин; под ред. Проф. М.Е. Позина. – (6-е изд., испр.) – Л.: Химия, 1971. – 824 с.
131. Патент України № 60097 Пристрій для перемішування рідин./ Шабрацький В.І., Белкін Д.І., Барвін В.І., Шабрацький С.В. Опубл. 2011 р., Бюл. № 11.
132. Патент України № 71183 Пристрій для перемішування./ Белкін Д.І., Стороженко В.Я., Шабрацький В.І., Барвін В.І., Шабрацький С.В. Опубл. 2012р., Бюл. № 13.
133. Стороженко В.Я. Удосконалення перемішуючих пристроїв для газорідинних реакторів об'ємного типу / В.Я. Стороженко, В.І. Склабінський, С.В. Шабрацький // Східноєвропейський журнал передових технологій. – 2013 – №2. – С. 46-52.
134. Белкін Д.І. Дослідження витратних характеристик транзитного потоку в самоусмоктуючих мішалках / Д.І. Белкін, В.Я. Стороженко, С.В. Шабрацький, В.І. Шабрацький, В.І. Барвін // Хімічна промисловість України. – 2013 – №4. – С. 53-57.
135. Белкін Д.І. Характеристики мішалок у режимі до виходу газу з порожнистих лопатей / Д.І. Белкін, О.О. Демченко, С.В. Шабрацький, В.Я. Стороженко, В.І. Шабрацький, // Хімічна промисловість України. – 2015 – №1. – С. 25-31.

136. Белкін Д.І. Гідродинаміка газорідинних апаратів з відцентрово-ежекційними мішалками. Насосна продуктивність мішалок / Д.И. Белкін, О.О. Демченко, С.В. Шабрацький, В.Я. Стороженко, В.И. Шабрацький, // Хімічна промисловість України. – 2015 – №2. – С.21-31
137. Белкін Д.І. Гідродинаміка газорідинних апаратів з відцентрово-ежекційними мішалками. Питомий газовміст середовища і площа поверхні контакту фаз / Д.И. Белкін, О.О. Демченко, С.В. Шабрацький, В.Я. Стороженко, В.И. Шабрацький // Хімічна промисловість України. – 2015 – №3. – С.49-56
138. Стороженко В.Я. Насосна продуктивність самоусмоктуючих мішалок ежекційного типу / В.Я. Стороженко, С.В. Шабрацький // Хімічна промисловість України. – 2016 - №2. – С.25-32
139. Sklabinsky V., Storozhenko V., Shabratsky S. Improve the performance of self-suction mixers in the apparatus of the volume tupe / Chemik – 2015 - № 6, p. 335-341.
140. Shabratsky S., Storozhenko V. A Power Calculation Method for Self-Sucking Mixers / Eureka: Physics and Engineering, 3, 2016, p. 25-30
141. Патент на корисну модель № 65102 Україна, МПК В 01 F 5/00. Пристрій для проведення газорідинних реакцій / Шабрацький В.І., Потапенко Е.В.; Заявник та патентовласник Шабрацький В.І.. - № u201105768; заявл. 10.05.2011; опубл. 25.11.2011, Бюл. № 22.
142. Патент на корисну модель № 76528 Україна, МПК В 01 F 5/16. Пристрій для перемішування рідин / Шабрацький С.В., Стороженко В.Я.; Заявник та патентовласник Шабрацький С.В. - № u201206726; заявл. 01.06.2012; опубл. 10.01.2013, Бюл. № 1.
143. Патент на корисну модель № 77986 Україна, МПК В 01 F 5/16. Газорідинний реактор / Шабрацький С.В., Шабрацький В.І.; Заявник та патентовласник Шабрацький С.В. - № u201207476; заявл. 19.06.2012; опубл. 11.03.2013, Бюл. № 5.
144. Патент на корисну модель № 80141 Україна, МПК В 01 F 5/16. Пристрій для перемішування / Шабрацький В.І., Белкін Д.І.; Заявник та патентовласник

- Шабрацький В.І. - № u201214434; заявл. 17.12.2012; опубл. 13.05.2013, Бюл. № 9.
145. Патент на корисну модель № 87666 Україна, МПК В 01 F 5/16. Самоусмоктувальна мішалка / Шабрацький С.В., Стороженко В.Я.; Заявник та патентовласник Шабрацький С.В. - № u201311518; заявл. 30.09.2013; опубл. 10.02.2014, Бюл. № 3.
146. Патент на корисну модель № 89755 Україна, МПК В 01 F 5/16. Пристрій для проведення газорідних реакцій / Склабінський В.І., Стороженко В.Я., Шабрацький С.В.; Заявник та патентовласник Склабінський В.І. - № u201314790; заявл. 17.12.2013; опубл. 25.04.2014, Бюл. № 8.
147. Пат. на корисну модель № 97358 U Україна, МПК В01F 5/16. Турбозмішувач для проведення газорідних реакцій / Склабінський В.І., Стороженко В.Я., Шабрацький С.В.; Заявник та патентовласник Склабінський В.І. — №201410721; Заявлено 01.10.2014; Надрук. 10.03.2015, Бюл. №5.
148. Белкин Д.И. Повышение производительности самовсасывающих мешалок эжекционного типа / Д.И. Белкин, В.И. Шабрацкий, В.И. Барвин, С.В. Шабрацкий // Развитие научных исследований 2011: седьмая междунар. научн.-практич. конф. 28-30 ноября 2011 г.: тезисы докл. – Полтава, 2011. – С. 112.
149. Шабрацкий В.И. Повышение эффективности работы самовсасывающих мешалок / В.И. Шабрацкий, В.И. Барвин, С.В. Шабрацкий, В.Я. Стороженко // Сучасні технології в промисловому виробництві: Друга всеукраїнська міжвузівська науково-технічна конференція, 28-30 жовтня 2012 р.: тези доп. – Суми, 2012. – С. 230.
150. Стороженко В.Я. Гідравлічний опір ротора самоусмоктуючої мішалки / В.Я. Стороженко, В.И. Шабрацький, В.И. Барвін, С.В. Шабрацький // Розвиток наукових досліджень: 8 міжнародна науково-практична конференція 19-21 листопада 2012 р.: тези доп. – Полтава, 2012. – С. 110.
151. Белкін Д.І. Впровадження новітніх випробувань мішалок в апаратах / Д.И. Белкин, В.И. Шабрацкий, С.В. Шабрацкий // Економічні та екологічні проблеми

- вугільних регіонів СНД: 6 Міжнародна науково-практична конференція 19 квітня 2013 р.: тези доп. – Краснодар, 2013. – С. 124.
152. Стороженко В.Я. Удосконалення пристроїв для перемішування у системі газ-рідина / В.Я. Стороженко, С.В. Шабрацький, А.В. Грудина // II Міжнародна науково-практична конференція, 27–29 листопада 2014 р.: тези доп. — Шостка, 2014. — С. 98.
153. Стороженко В.Я. Потужність, що витрачається самоусмоктуючими перемішуючими пристроями в газорідинних реакторах. / В.Я. Стороженко, С.В. Шабрацький, А.В. Грудина // Сучасні технології в промисловому виробництві.: Науково-технічна конференція 14-16 квітня 2015 р.: тези доп. – Суми. – С.219
154. Шабрацький С.В. Методика визначення потужності, що витрачається самоусмоктуючими перемішуючими пристроями. / Актуальні проблеми науково-промислового комплексу регіонів.: Всеукраїнська науково-технічна конференція 14-17 квітня 2015 р.: тези доп. – Рубіжне. – С.49



## **РОЗДІЛ 2 Дослідження процесу класифікації сипких сумішей у гравітаційному пневмокласифікаторі ромбовидної форми**

### **2.1 Літературний огляд і постановка завдання досліджень**

#### **2.1.1 Сучасні методи та обладнання для розділення сипких матеріалів**

На теперішній час існує багато видів різних конструкцій пневматичних класифікаторів, які відрізняються принципом дії, своєю конструкцією, продуктивністю, розділовою здатністю, характером руху потоків і якістю одержуваного продукту.

У промисловості знайшли застосування традиційні методи розділення, такі як пневматичні, гідравлічні і механічні.

Механічний метод включає в себе розсів матеріалів на ситах і грохочення. Грохочення застосовують для великих частинок, які мають геометричні розміри більше 1 мм. Частинки, в процесі руху уздовж поверхні сита, просіваються через нього, і потрапляють на наступне сито, і так поки матеріал що розділяється не пройде весь блок сит, що мають різні діаметри отворів.

Такий метод є найдешевшим і простим у виконанні, проте він не позбавлений і своїх недоліків, таких як мала ефективність, шум, запиленість, забруднення надрешітчастої фракції і знос сит.

При збагаченні корисних копалин і в гірничорудній промисловості широко використовується метод гідравлічної класифікації. Але використання даного методу несе безліч обмежень, сировина буде змочуватись, що викличе потреби у додаткових витратах на сушку, а також витрати для утилізації шламових вод, які утворюються в процесі класифікації, високі енерговитрати, і велика витрата води.

Пневматична класифікація заснована на різниці швидкостей витання частинок різних фракцій в потоці повітря. Цей метод позбавлений багатьох недоліків, властивих механічній та гідравлічній класифікації, і має певні переваги. Пневмокласифікація на відміну від механічної класифікації, дозволяє розділяти вихідний матеріал на фракції за сукупністю фізико-механічних властивостей частинок: розмірами, формою, шорсткістю поверхні і щільністю. У порівнянні з гідравлічною класифікацією пневматичний метод розділення дозволяє отримувати

продукти в сухому вигляді, що знижує енергоємність проведення технологічних процесів. Ці відмітні ознаки сприяють поширенню пневматичної класифікації в різних галузях промисловості.

Велике розмаїття апаратів для пневматичної класифікації представлено в різних галузях промисловості, але всі вони умовно діляться на групи по ряду різних ознак. Р.Нагель [1] представляє найбільш повну класифікацію пневматичних класифікаторів, основу якої складають співвідношення сил опору, обумовлених рухом потоку, і масових, таких як гравітаційні, інерційні і відцентрові. Найбільше значення в цьому випадку має сила інерції. Однак інші автори [2] після аналізу дійшли висновку, що основним силам, таким як масові й інерційні, протиставляється сила опору середовища.

Наступною ознакою класифікації апаратів для знепилювання й класифікації в повітряному потоці, а також із застосуванням сит, являється схема напрямку потоків, яка виділяє дві підгрупи: апарати які працюють за принципом протитечії і відцентрових сил, без підняття матеріалу повітряним потоком.

Автор К. Лешонській [3] ділить класифікатори на групи, залежно від різних чинників, присутніх в процесі: поля течії, швидкості течії, сил які залежать від маси частинок, напрямку потоків в апараті та подачі матеріалу в апарат.

У роботах М.Д. Барського [4] запропонована більш проста класифікація. Він пропонує розділяти апарати на три групи - гравітаційні, відцентрові і лінійно-інерційні. Широко використовуються апарати гравітаційні і відцентрові, лінійно-інерційні майже не знайшли собі застосування, так як матеріал що розділяється має широкий діапазон фракцій і не дозволяє чітко забезпечити границю розділення. Відцентрові класифікатори були достатньо вивчені і розглянуті в роботах [5-14]. Вони знайшли застосування при поділі високодисперсних матеріалів, з розміром частинок від 10 до 100 мкм [7, 8, 15-19]. Але ефективність даних апаратів дуже низька, так як безпосередньо залежить від продуктивності, при цьому крупний продукт сильно забруднений домішками дрібного продукту. До їх недоліків відноситься складна конструкція, обертові частини і їх підвищений знос, а також металоємність.

Гравітаційні класифікатори також можна розділити на групи по ряду різних ознак. У роботах [20] запропоновано до розгляду апарати металної дії, які бувають з висхідним потоком повітря, з направленим горизонтально потоком повітря і багатоступінчасті. А автори Є.В. Донат і А.І. Голобурдін [21] за конструктивними відмінностями даних апаратів виділяють три їх типи, з поличними контактами, з псевдозрідженим шаром і вільного перетину. Н.І. Зверєв і С.Г. Ушаков [2] класифікують дані апарати на зигзагоподібні, протитечійні, горизонтальні і підйомні. Класифікацію на чотири групи представлено в роботах [4]: каскадні, протитечійні, поворотні і поперечно-потоківі. М.Д. Барський приводить найбільш повну класифікацію принципів роботи, областей застосування і недоліків даних апаратів. Дана класифікація є найбільш повною на сьогоднішній день, так як вміщує в себе всі різновиди апаратів для пневматичної класифікації, в тому числі представлені іншими вченими. Наприклад до каскадних апаратів відносяться поличні і зигзагоподібні апарати. Поперечно-потоківі класифікатори включають в себе апарати з косими потоками, а поворотні включають в себе металні. Підйомні апарати, апарати з псевдозрідженим шаром, з висхідним потоком, з вільним перетином утворюють протитечійні гравітаційні апарати.

Прості по своїй конструкції поперечно-потоківі апарати [22], але не дивлячись на простоту конструкції можуть забезпечувати значну продуктивність. Класифікація на фракції в таких апаратах відбувається в газовому потоці, направленому горизонтально. Матеріал, що розділяється, завантажують у верхню частину апарату, де він підхоплюється повітряним горизонтальним потоком, і підхоплені частинки переміщуються уздовж потоку, і випадають на дно апарату. Кожна частинка проходить свою відстань перш ніж випасти з потоку, це обумовлено розміром частинок і дією результуючої сили, що впливає на кожную частинку. Відповідно більш великі частинки проходять меншу відстань, ніж дрібніші. У днищі апарату встановлені бункери для збору випадаючих з потоку частинок, і відповідно вони розташовані на різній відстані від точки введення. Враховуючи вплив швидкості потоку, концентрації крупної фракції в суміші, а також відстані на якій розташовані бункери в днищі, можна впливати на

проходження процесу, що дозволяє отримувати фракцію з потрібною граничною крупністю. Проте основним недоліком даного виду класифікаторів, є нечітке значення межі розділення, яка змінюється в дуже широких межах, що знижує ефективність даної конструкції. При русі суміші по потоку, частинки співударяються між собою, передаючи одна одній енергію, що призводить до забивання крупною фракцією дрібної, що в кінцевому результаті впливає на якість кінцевого продукту.

Порівнюючи поворотні апарати [2, 21] з поперечно-потокowymi, видно значне збільшення продуктивності та ефективності, на користь других. Введення суміші матеріалу в апарат відбувається при певній швидкості, яка в сукупності зі швидкістю руху потоку повітря в апараті, дозволяє досягти необхідного кордону розділення. Сепараційний канал в таких апаратах розташований під кутом до горизонту. Така конструкція дозволяє виключати скупчення матеріалу в місці його введення, а також направляє дрібні частинки до місця їх виведення з апарату. Висхідний потік повітря піднімає дрібні частинки у верхню частину апарату, з якої вони відводяться, а великі частинки осаджує в нижню частину апарату. До недоліків даних апаратів відноситься налипання пилу на стінках апарату, нерівномірний розподіл локальних швидкостей в сепараційному каналі, неможливість повністю зруйнувати клубки частинок, що утворюються в процесі класифікації.

З достатньою ефективністю працюють протитечійні пневматичні класифікатори [2, 7, 8, 22]. В основному такі апарати знайшли застосування при роботі разом із молотковими млинами, а також у вигляді охолоджувачів [24] і пневмотранспорту. Апарат виконаний у вигляді вертикальної порожнистої шахти, у верхній частині якої знаходиться патрубок, встановлений під кутом, через який здійснюється подача матеріалу в корпус. Повітряний потік надходить в корпус апарату через нижню частину. Однак подальші дослідження показали, що проводити теплообмінні процеси в таких апаратах малоефективно, так як час для фазового контакту дуже незначний, а також незначний і час перебування матеріалу в корпусі апарату. Щоб уникнути проблем із взаємодією фаз, почали застосовувати конструкції каналу із ділянками, які розширюються та звужуються, а також з

зигзагоподібними ділянками [4]. Для більш рівномірного розподілу матеріалу в перетині каналу, і для виключення утворень агломератів застосовують різного виду розсікачі [24], і різні за конструкцією вставки [21, 25-27], проте зі збільшенням розмірів прохідного перетину труби (шахти) істотно викривляється поле швидкостей, головним чином внаслідок впливу місцевих опорів на вході і виході з шахти, які не можна усунути збільшенням відносної довжини каналу, бо габарити апарату в цьому випадку становляться неприйнятними.

Широке застосування в промисловості знайшли пневмокласифікатори з киплячим шаром [24, 28-35]. У даних апаратах на похилих решітках час контакту фаз значно збільшується, в порівнянні з протитечійними класифікаторами. Застосування даних апаратів вивчалось авторами [21]. На їхню думку гідродинамічні і тепломасообмінні процеси є оптимальною сферою застосування даних апаратів. У даних апаратах поділ частинок здійснюється по висоті псевдозрідженого шару, а також над ним [36-37]. Конструктивно апарат складається з шахти, в нижній частині якої встановлена газорозподільна решітка, живий перетин якої 5-10% [28, 38]. Варіюючи розміром живого перетину, в апараті реалізуються різні режими роботи, що впливають на взаємодію повітряного потоку з частинками. При проходженні повітряного потоку через перфорацію решітки, збільшується його несуча здатність, оскільки збільшується швидкість потоку в момент проходження через отвори решітки. Матеріал піднімається над решітками, що впливає на порізність в прирешіточному шарі. Однак для забезпечення повноти виходу тонкого продукту дрібні частинки повинні "встигнути" досягти верхньої межі шару (ускладнене переміщення через нього із-за високої концентрації частинок), для чого має бути забезпечено достатній час перебування частинок в шарі або відповідно невелика висота шару. Те й інше знижує продуктивність і призводить до збільшення габаритів апарату.

Модернізація вертикального каналу апарату пересипними полицями або додатковими решітками [21, 39] дозволяє реалізувати каскадний принцип розділення. Матеріал розподіляється більш ефективно по перетину корпусу, через виникнення вихорів на кожному ступені каскадів. Прикладом каскадного

класифікатора є зигзаг Кайзера [21, 40-41] в якому за рахунок повороту потоку газу виникають відцентрові сили і починається циркуляція частинок, а також він дозволяє реалізувати в одному корпусі процес каскадної класифікації. Апарат має форму порожнистої вертикальної шахти, що складається з зигзагоподібних секцій. Введення матеріалу відбувається через похилий патрубок, розташований в середині корпусу, і продувається повітряним потоком, який надходить із нижньої частини апарату. Оптимальною зоною розділення частинок є вигини каналу. Через різкі повороти потоку, в каналі утворюються вихори, які при обертанні навколо своєї осі втягують у себе частинки матеріалу. Потік матеріалу при проходженні вихору ділиться на дві частини, на більш легку і більш важку, які вихором відхиляються в різні боки. Частинки контактують зі стінками каналу, і в пристінковій зоні, більш великі частинки потрапляють в зону слабкої швидкості, і падають вниз, а більш дрібні навпаки потрапляють в струмінь розігнаного повітря і виносяться вгору. Якість розділення збільшується при проходженні матеріалом вигнутих каналів у кожній зоні апарату. На проходження процесу і якість товарної фракції в даних апаратах впливає концентрація матеріалу, швидкість повітря і число секцій апарату.

М.Д. Барський [20] беручи до уваги дослідження Ф. Кайзера, запропонував нові принципи раціональної організації процесу гравітаційної класифікації і розробив їх фізичні основи. Основна суть цих принципів полягає в несталому режимі руху газосуспензії, що досягається розміщенням всередині сепараційного каналу апарату каскаду контактних елементів. Перспективність каскадної пневмокласифікації, організованої в обсязі одного апарату, підтверджена автором при використанні в якості контактних елементів похилих суцільних пластинчастих полиць. Запропонований апарат є більш простим по конструкції, і включає в себе вертикальну шахту прямокутного перетину, в якій в шаховому порядку розташовані похилі контактні елементи у вигляді полиць, а в нижній частині апарату розташована газорозподільна решітка, на яку і подається вихідний матеріал, а повітря подається під решітку і піднімає матеріал в канал. Крупна фракція рухаючись по решітці, очищається від дрібних домішок, і виводиться з

апарату, а дрібна фракція проходячи через похилі полки очищається, і далі виводиться в циклон, в якому і осідає.

З метою підвищення ефективності процесу розділення сипучих матеріалів і розширення області його використання подальше удосконалення каскадних пневмокласифікаторів йде в основному в бік створення нових контактних елементів [42-55], комбінування різних типів апаратів в корпусі одного апарату [56], установки додаткових перемішувальних елементів в зоні розділення [57-63]. Однак контактні елементи, являють собою своєрідні місцеві опори при русі висхідного повітряного потоку, що впливає на енергоємність апарату. Чим більше кількість полиць в апараті, тим інтенсивніше контакт фаз, але збільшується гідравлічний опір і відповідно енерговитрати.

Розглянувши всі позитивні і негативні сторони даних рішень, автори [62] запропонували робити перфорацію поверхні контактів з метою зменшення гідравлічного опору апаратів.

Більшість розглянутих апаратів дозволяють проводити процес розділення матеріалу на дві фракції, по різниці швидкостей витання крупної та дрібної фракції, а деякі апарати [64-66] дозволяють відбирати фракції по висоті апарату, і отримувати різні за крупністю фракції. Для цього їх забезпечують додатковими уловлювачами, полицями та відбійниками. Але в результаті ефективність таких апаратів досить низька, межі розділення матеріалу змінюються в широких межах, що знижує якість одержуваних фракцій.

В роботі [4] запропоновано поєднати між собою різні види апаратів по потокам і чистоті готових продуктів, які в них одержуються. При цьому вони працюють як один багатоступінчастий класифікатор, тільки кожен має свій певний режим роботи. Однак недоліком таких установок буде їхня низька ефективність, значні витрати енергії і габарити.

Таким чином аналіз існуючих видів апаратів для розділення сипучих матеріалів, показує що найбільш раціональними конструкціями є гравітаційні пневматичні класифікатори, за умови їх подальшого розвитку, в бік зменшення

металоємності, енергоємності, а також зменшення гідравлічного опору і збільшення чіткості кордону розділення.

### **2.1.2 Закономірності розділення сипких сумішей у пневмокласифікаторах**

Засновником систематичного викладення наукових основ гравітаційного збагачення визнаний П.Р. Ріттінгер [22,67]. П.Р. Ріттінгер створив теорію процесу і отримав основні рівняння, що описують рух мінерального зерна в воді. Автором отримане рівняння для розрахунку пройденої відстані рівномірно падаючою в воді частинкою певним діаметром і щільністю за певний час.

П.Р. Ріттінгер також ввів уявлення про умовний діаметр частинок неправильної форми і запропонував враховувати поправочні коефіцієнти при розрахунку швидкостей осадження подібних тіл. Основні закономірності осадження твердих частинок виявлені П.Р. Ріттінгером:

- найбільшу швидкість осадження мають більш крупніші і щільніші частинки;
- швидкість осадження частинок знижується зі збільшенням в'язкості і щільності середовища;
- на швидкість осадження частинок істотно впливає їх форма і стан поверхні. При рівній масі частинок найменший опір з боку середовища отримують кулясті частинки;
- вплив температури середовища на швидкість осадження слід враховувати лише при малих значеннях критерію Рейнольдса  $Re < 1,74$ .

Але автор не враховував стисненість частинок. Рух частинок при розділенні відбувається в умовах їх масового осадження в обмеженому об'ємі, при цьому на частинки впливають стінки апарату, а також інші частинки в потоці. Р. Річардсом [67] експериментально встановлено, що кінцеві швидкості стисненого осадження частинок завжди менше швидкостей їх вільного осадження. Р. Річардс запропонував розрахунок кінцевої швидкості руху стисненого осадження частинок.



Критики теорії Рітгінгера - Річардса [20, 68-72] відзначають, що згідно з нею, абсолютна швидкість руху частинок, що випадають з потоку, дорівнює рівності між швидкістю їх рівномірного падіння і швидкістю висхідного потоку. Як висновок, можна сказати що в послідовно з'єднаних апаратах з різними швидкостями потоку одержувані продукти матимуть чіткі межі крупності. Однак на практиці продукти розділення містять частинки всіх розмірів, з яких складаються початково, хоча й в різній кількості. Висновок даної теорії про те, що концентрація частинок в потоці знижує швидкість осадження окремих зерен, але не впливає на результати розділення, також не знайшов свого підтвердження. Практика ж показує, що підвищення концентрації твердої фази в середовищі призводить до зниження ефективності розділення. Залежності для розрахунку, отримані з аналізу закономірностей руху одиночної частинки, дають лише якісну оцінку явищам переносу частинок, що не дозволяє використовувати їх для створення методики розрахунку технологічних і конструктивних параметрів процесів розділення.

М.Д. Барський в роботі [4] зазначає, що подальший розвиток теорії гравітаційного збагачення йде в напрямку уточнення окремих положень, але в принципових питаннях основоположні ідеї, сформовані в працях Рітгінгера і Річардса, не змінилися до теперішнього часу. Приймаючи до уваги наукові роботи авторів [69,73-77], М.Д. Барський зводить сучасні теоретичні уявлення гравітаційного процесу розділення до наступних положень:

1. В апаратах з висхідним потоком середовища напрямок руху частинки визначається співвідношенням між її кінцевою швидкістю осадження і швидкістю потоку. При цьому частинка виноситься з апарату, якщо кінцева швидкість осадження менше швидкості потоку, а якщо кінцева швидкість осадження більша від швидкості потоку, то частинка випадає з апарату проти руху потоку.

2. Швидкість витання частинок розрахована на поперечний переріз сепараційної зони, приймається рівною кінцевій швидкості осадження в нерухомому середовищі, при цьому структура потоку ігнорується.

3. Взаємодія частинок між собою і стінками апарату не завжди враховується, а основним фактором процесу вважається взаємодія частинок із потоком.

4. При аналітичному описанні процесу розглядається поведінка окремої ізольованої частинки, але виявлені закономірності її руху переносяться на сукупність всіх частинок які розділяються.

5. Основні параметри потоку приймаються детермінованими, тому швидкість усталеного руху частинки в висхідному середовищі визначається різницею між швидкістю потоку і кінцевою швидкістю осадження.

6. Вважається, що концентрація матеріалу в потоці рівномірно розподілена в об'ємі сепараційної камери.

7. Найбільшу ефективність процес розділення має при досягненні частинками сталих швидкостей руху.

8. Основні закономірності руху частинок що розділяються в рідині, переносяться і на їх поведінку в газі. Тобто не завжди враховуються відмінності щільності і в'язкості несучих середовищ.

9. У теорії не враховується вплив складу вихідного матеріалу і його концентрації в потоці на чіткість розділення, що створює труднощі при проектуванні класифікуючих пристроїв.

М.Д. Барський розглядає теорію розшаровування суміші матеріалу за усталеними швидкостям руху або по крупності, як основу механізму гравітаційної класифікації, елементи якої викладені в роботах [68,71,74,77,78]. Відповідно до цієї теорії частинки в залежності від їх крупності повинні розташовуватися в стовпі потоку на певних рівнях. Але, як показують експериментальні дослідження у вертикальній трубі з відсічками [4,20], на різних рівнях знаходяться частинки різних розмірів. Звідси можна зробити висновок, що при гравітаційної класифікації в висхідному потоці відбувається розшаровування за швидкостями усталеного руху, а не зміна крупності зерен по висоті апарату.

З метою спрощення складного механізму руху двофазного потоку при його вивченні і математичному описанні, даний рух розглядається як однофазне псевдогомогенне середовище з підвищеною щільністю і в'язкістю [28,79-80]. Такий підхід коректний при виведенні диференціальних рівнянь, які описують кінетичні

закономірності наскрізних транспортних потоків, однак для процесу класифікації даний підхід не є коректним.

У роботах [81-87] розглянуті виведення диференціальних рівнянь руху двофазних потоків на основі законів механіки. Найбільш коректною, відносно механізму перенесення твердих частинок турбулентним потоком газу, вважається система диференціальних рівнянь Ф.І. Франкля [87]. Але ці рівняння мають ряд припущень, більшість з яких суперечать реальним умовам. Знайти вирішення даних рівнянь методом інтегрування неможливо, тому що невідомі граничні умови та не задані поля швидкостей, тисків та інших параметрів двофазного потоку [88-89].

Зважування і перенесення твердих частинок турбулентним газовим середовищем описують також диференціальними рівняннями руху дисперсних потоків [90-92]. Рішення в загальному вигляді подібних рівнянь пов'язано з труднощами, так як невдало вибираються вихідні рівняння і часто ігноруються деякі види руху зважених частинок [93,94].

Існує також аналогія між процесами розділення дисперсних систем і суцільних середовищ [95]. Ця аналогія являється окремим випадком аналогії між псевдозрідженим шаром і крапельною рідиною [28,96-97]. В основі цієї аналогії лежить термодинамічна спільність енергетичних станів між дисперсними і краплиннорідкими системами [89,98]. Якщо мірою теплового руху молекул крапельної рідини є температура, то мірою інтенсивності переміщення твердих частинок в псевдозрідженому шарі є швидкість газу. Сутність переходу нерухомих шарів у зважений стан і назад можна розглядати з точки зору фазових перетворень «тверде тіло - рідина - пар». Кожній з цих фаз відповідає певний стан системи. Так, нерухомий шар вважають аналогом твердого тіла, псевдозріджений шар - аналог киплячої рідини, розбавлена фаза - аналог пароподібного стану.

Автори робіт [99-100] трактують отримані закономірності при вивченні винесення та класифікації частинок в апаратах з псевдозрідженим шаром з позиції аналогії між досліджуваним процесом і процесами дистиляції та ректифікації.

В роботах [89,100-103] автори досліджуючи процес повітряної класифікації, спираються при отриманні основних закономірностей на зазначену вище аналогію. При цьому вважають, що в апарат входить вихідна суміш, аналог рідини, а зважені частинки - аналог пару. Матеріал, що виноситься потоком газу з апарату, містить велику кількість дрібних частинок, тобто він збагачений тонкодисперсною фракцією - аналог низькокиплячого компонента рідкої суміші. Матеріал, що випадає з потоку в нижню частину апарату (провал) збагачений крупнодисперсною фракцією - аналог висококиплячого компонента. Виходячи із співставлення двох процесів – класифікації і ректифікації, багато науковців мають сумнів в можливості отримання вузьких фракцій шляхом одного розділення в пустотілому апараті. Це подібно до того, що шляхом однократної перегонки рідкої суміші неможливо отримати чисті компоненти.

В роботі [28] вказані межі застосування аналогії між краплинною рідиною і псевдозрідженим шаром. Зазначена аналогія зберігається тільки при однорідному псевдозрідженні. Псевдозріджені системи є стислими, тоді-як крапельна рідина практично нестислива. Псевдозріджені системи володіють анізотропією, що не властиво ньютонівським крапельним рідинам [104]. Незважаючи на зазначені відмінності та неповноту аналогії між псевдозрідженими системами і крапельними рідинами, вона дозволяє встановити певні залежності між параметрами розведеної і щільної фази [89].

Підводячи підсумок, можна сказати, що гравітаційні методи збагачення досі не мають єдиної загальноновизнаної теорії. Навіть при наявності різних теорій про сутність руху двофазних потоків, механізм зважування і перенесення твердих частинок до сих пір не пояснений.

### **2.1.3 Теоретичні закономірності руху двофазних потоків в сепараційному каналі пневмокласифікаторів**

В даний час відомо достатньо математичних моделей, які описують рух сукупності частинок і враховують взаємозв'язок параметрів суцільної і дисперсної

фаз. Вирішення запропонованих диференціальних рівнянь викликає певні труднощі для практичних розрахунків через недостатню вивченість реальних умов протікання процесу розділення частинок в висхідному потоці газу.

Автори [105] вказують на наявність двох наукових напрямків в теоретичних дослідженнях гідродинаміки двофазних потоків: детермінованого і ймовірнісно-статистичного. Детермінована модель розглядає закономірності руху в потоці окремих частинок у вільних або обмежених умовах. Основою ймовірнісно-статистичної моделі є вивчення закономірності випадкових та стохастичних процесів руху сукупності частинок і середовища, який характеризується певними незмінними параметрами. Такий рух розглядається як результат дії внутрішніх і зовнішніх сил, яке носить ймовірнісно-статистичний характер. Тому для пояснення основних закономірностей досліджуваного явища застосовуються положення теорії ймовірності.

Розглянуті підходи вивчення складних процесів руху двофазних систем мають певні недоліки. Так, детермінований метод не повністю розкриває закономірності масового руху частинок, що спостерігається на практиці, проте дозволяє кількісно оцінити вплив сил, що викликають переміщення частинок. Ймовірнісно-статистичний підхід не дає можливості дати кількісну оцінку, але розкриває основні закономірності руху сукупності частинок в потоці.

При вивченні процесів переносу в чистій рідині використовуються два різних підходи: феноменологічний і статистичний (молекулярно-кінетичний) [88,101]. Феноменологічний підхід базується на використанні рівнянь Ейлера, Нав'є-Стокса або Рейнольдса для турбулентних течій. В основі статистичного підходу лежить кінетична теорія Больцмана-Чепмена-Енського [106] чи більш загальна теорія переносу [107].

Автори робіт [15,21,79,108] виділяють три основних наукових підходи для математичного опису гідродинаміки двофазних систем: динамічний, феноменологічний та статистичний.

Динамічний метод (детермінований) заснований на законах механіки і пропонує математичний опис процесу у вигляді диференціальних рівнянь руху

окремої ізольованої частинки. За отриманими закономірностям оцінюється поведінка сукупності рухомих частинок в потоці газу.

Диференційне рівняння руху частинки с початковими умовами:

$$m \frac{d\vec{v}}{d\tau} = \sum \vec{F} - c_f s \frac{\rho_r (\vec{v} - \vec{w})}{2} (\vec{v} - \vec{w}), \quad (2.1)$$

де  $\vec{v}$  - вектор швидкості частинки;

$\sum \vec{F}$  - вектор рівнодіючої сили, що діє на частинку;

$\rho_r$  - щільність газу, кг/м<sup>3</sup>;

$c_f$  - коефіцієнт аеродинамічного опору частинки;

$s$  - площа поперечного перетину частинки, м<sup>2</sup>;

$(\vec{v} - \vec{w}) = \vec{u}$  - відносна швидкість обтікання частинки газовим потоком.

Відомі численні диференціальні і інтегральні рівняння руху двофазного потоку, які розкривають цей метод [25,88,109-110].

В основі феноменологічного підходу використовується схема суцільного середовища, тобто двофазний потік розглядається як суцільне, безперервно розподілене по простору середовище (континуум), яке характеризується фізичними властивостями реальної рідини [110-114].

Рух газу у загальному вигляді можна описати за допомогою системи диференційних рівнянь Нав'є-Стокса:

$$\begin{cases} \frac{\partial W_x}{\partial \tau} + W_{x,y,z} \operatorname{div} W = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x} + \nu \nabla^2 W_x \\ \frac{\partial W_y}{\partial \tau} + W_{x,y,z} \operatorname{div} W = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial y} + \nu \nabla^2 W_y \\ \frac{\partial W_z}{\partial \tau} + W_{x,y,z} \operatorname{div} W = g - \frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial z} + \nu \nabla^2 W_z \end{cases} \quad (2.2)$$

Розміри частинок і відстань між ними приймаються незрівнянно малими в порівнянні з розмірами простору, який їх обмежує. Для реалізації даного підходу використовуються загальні фізичні закони в поєднанні з експериментальними даними та вводяться співвідношення між основними параметрами досліджуваної

системи, отримані евристичним шляхом. Недоліками феноменологічного підходу являється відсутність можливості фізичного обґрунтування коректності співвідношення між величинами, що спостерігаються і неможливістю визначення коефіцієнтів, що входять в диференціальні рівняння, які характеризують взаємодію фаз. Тому такі співвідношення визначаються тільки дослідним шляхом, що істотно ускладнює задачу.

Зазначені недоліки можуть бути усунені в рамках більш глибокого статистичного підходу, який вивчає закономірності масового руху частинок, що запропонований Д. Максвеллом і Л. Больцманом. Цей метод виявляє зв'язок макроскопічних властивостей досліджуваної системи з основними параметрами мікрочастинок, які її складають, використовуючи функції їх розподілу. Статистичний підхід дозволяє визначити закономірності руху частинок в просторі і в часі, використовуючи на відміну від динамічного, не всю інформацію про поведінку окремої частинки. Автори, які підтримують даний підхід [115-133], виходять з того, що в турбулентному потоці на рух частинок разом з детермінованими величинами впливають і випадкові фактори. До них відносяться: зіткнення частинок між собою і із стінками апарату [123-126], нерівномірність полів швидкостей [75,78,126], локальні нерівномірності у вигляді турбулентних вихорів і циркуляційні потоки [28,96,127] та інші. В результаті перенесення окремо взятої частинки являє собою випадковий процес, а зважування і перенесення сукупності частинок - одночасна реалізація багатьох таких процесів. Базовим рівнянням стохастичних моделей являється диференціальне рівняння збереження маси кожної окремої фракції вихідного продукту шириною  $[\delta, \delta + d\delta]$ , яке в стаціонарному випадку має вигляд [15]:

$$\frac{d}{dx} \left( p v - D \frac{dp}{dx} \right) = q_e(x, \delta) \quad (2.3)$$

де  $p$  – лінійна концентрація частинок фракції;

$v$  - швидкість квазістентного руху фракції;

$D$  - коефіцієнт макродифузії частинок;

$q_e(x, \delta)$  - щільність підводу частинок фракції від зовнішнього джерела.

Класифікацію математичних моделей течії неоднорідних гетерогенних систем запропонували В.П М'ясников і В.В. Струминський [128-129]. Відповідно до запропонованої класифікації всі моделі діляться на чотири групи: феноменологічні, феноменологічні з елементами статистики, статистичні з елементами механіки суцільного середовища і «чисто» статистичні. В окремих роботах В.П. М'ясникова [128,132-133] разом зі статистичним описом руху дискретного компонента в псевдозрідженому шарі застосовується модель механіки суцільного середовища для зважуючого газу. Статистичні моделі використовуються в роботах [128,134] і ґрунтуються на введенні функцій розподілу, як для твердих частинок, так і для молекул газу з подальшим отриманням кінетичних рівнянь.

Із зазначеними вище підходами, для опису основних закономірностей руху двофазного потоку застосовується і системно-інформаційний підхід, який заснований на інформаційному принципі максимальної ентропії [135]. З фізичної точки зору вводиться в опис процесу поняття дискретності середовища і стохастичності явищ мікрорівня. Такий підхід дозволяє знайти рішення систем рівнянь, за допомогою вибору найбільш ймовірних станів, оперуючи інформаційною ентропією як мірою невизначеності. При цьому інформаційна ентропія оцінює різноманітність елементів в системі за певною ознакою, яка потрібна при вирішенні того чи іншого завдання. Системно-інформаційний підхід застосовується і для розрахунку основних параметрів процесу класифікації, зокрема для кількісної характеристики гранулометричного складу вихідної суміші та ефективності її розділення [136-137]. Процес пневмокласифікації спрямований на впорядкування гранулометричного складу вихідної полідисперсної суміші частинок, тому в фракціях, які одержують, різноманітність частинок за розмірами зменшується.

Аналізуючи зазначені вище підходи до математичного опису руху двофазного потоку, можна зробити висновки, що динамічний метод, який досить



широко застосовується в класичній гідравліці, дозволяє отримати коректні результати тільки при вільному русі крупних частинок, коли їх концентрація в потоці незначна і граничні умови практично не впливають на процес. Також численні диференціальні рівняння, отримані даним методом, не дозволяють розрахувати концентрацію розподілених в потоці частинок, а також визначити структуру газосуспензії.

Науковці [112,138-139] вважають, що рівняння, які базуються на феноменологічному підході, можуть бути записані лише для рідкої фази, а для твердої фази повинні мати дискретний вигляд. Це пояснюється некоректним підходом при розгляданні двофазного потоку «газ - тверде» як єдине ціле, тому що рух обох фаз викликаний різними силами. Твердий матеріал складається з інертних включень в несучому середовищі, і тому рівняння для зваженої твердої фази передбачають заміну дискретного руху сукупності частинок, які взаємодіють між собою фіктивним континуумом з властивостями потоку. Даний підхід передбачає осереднення динамічних характеристик по сукупності частинок. Проблеми гідродинаміки такого середовища обумовлені недостатнім розумінням механізму міжфазної взаємодії в гетерогенних потоках.

Складені на основі статистичного підходу диференціальні рівняння, найбільш об'єктивно враховують імовірнісний характер руху сукупності частинок в турбулентному потоці. Важливим підтвердженням статистичного характеру руху газодисперсного потоку є те, що він характеризується з одного боку, постійною мінливістю поведінки зважених частинок і елементарних обсягів несучого середовища, а з іншого - наявністю в стаціонарних умовах стійких значень основних характеристик потоку [89]. Статистичні методи дозволяють оцінювати вплив всіх параметрів процесу. Л.А. Барський і В.З. Козин [140] вважають, що при проведенні будь-якого процесу розділення, навіть при чіткій відмінності певних властивостей частинок, домогтися ідеального вилучення кожної частинки в окремий продукт неможливо. Таким процесам властива стохастичність. Таким чином, всі технологічні показники процесів розділення є інтегральними або з усередненими характеристиками, і детермінований опис цих процесів з

використанням лише фізичних властивостей і якостей окремих частинок неможливий. Тому процеси розділення можуть описуватися переважно стохастичними математичними моделями.

Ефективність розділення полідисперсних матеріалів на фракції за їх аеродинамічними властивостями залежить від цілого ряду технологічних і конструктивних параметрів процесу, але, в першу чергу обумовлюється структурою двофазного потоку. Аналітичний опис зважування та розподілу частинок в турбулентному газовому потоці зустрічає великі труднощі, що змушує спрощувати завдання.

Автори роботи [15] наводять сукупність рівнянь, що описують процес аеродинамічної класифікації як рух невзаємодіючих одна з одною частинок. Практичне використання такої математичної моделі занадто трудомістке. Тому цей метод зводиться до експериментальних досліджень на натурному зразку класифікатора.

Диференціальні рівняння, що описують перенесення полідисперсного матеріалу в газовому потоці як рух газодисперсного середовища вивчалися С.Г. Телетовим [81], Г.І. Баренблаттом [82], Ф.І. Франклем [87,90], Н.А. Слезкіним [33], Ю.А. Буевичем [23], Х. А. Рахматулиним [141] та іншими.

Ф.І. Франкль [87] на основі інтегральних рівнянь записаних окремо для кожного компонента, запропонував систему диференціальних рівнянь руху двофазного потоку. Система складається з десяти диференціальних рівнянь і відповідає уявленню про перенесення частинок турбулентним потоком.

У роботах [88,89,111] проаналізовано розвиток математичних моделей гідромеханіки гетерогенних систем. В роботі [88] підкреслюється, що системи рівнянь, отримані різними авторами, не охоплюють клас дисперсних потоків у всьому діапазоні зміни концентрації твердої фази. Ці рівняння не враховують зміни структури потоку. Загальним їх недоліком являється відсутність даних про розподіл концентрацій частинок. Автор [89] вважає, що подібні диференціальні рівняння представляють теоретичний і практичний інтерес, так як допомагають встановити завдання дослідження і визначити спосіб обробки і узагальнення

дослідних даних. У зв'язку з цим автори [81,88,89,111] роблять висновок, що отримані диференціальні рівняння руху двофазних потоків знайдуть своє застосування в теорії подібності.

Аналіз критеріїв подібності і складених з них критеріальних рівнянь для опису руху у газі як одиночної частинки, так і їх сукупності приведений в роботах [2,88,89].

Авторами [72] для опису руху двофазного потоку пропонується система з одинадцятьма критеріями подібності: шести визначених і п'яти невизначених.

Однак Є.В. Донат [89] вважає, що критерії подібності однофазних систем без будь-яких підстав використовуються і для опису властивостей двофазного потоку. За допомогою широко відомих на практиці критеріальних залежностей, вирішуються переважно вузькі конкретні завдання [88]. Отримані критеріальні рівняння не дозволяють розрахувати оптимальні технологічні і конструктивні параметри апаратів, які застосовуються для розділення сипучих полідисперсних сумішей в турбулентному потоці газу.

Для пояснення закономірностей двофазних турбулентних потоків все частіше підходять зі статистичних позицій. Через велику кількість зважених частинок, і частинок що переміщуються, двофазна система набуває нових своєрідних статистичних закономірностей, які не визначаються за допомогою законів класичної механіки.

В роботах [115-122,142] при дослідженні двофазних потоків застосовували статистичні методи. Е.А. Непомнящий [115,143] розглядає кінетику сепарування частинок без урахування їх інерції на основі марковських процесів. Особливість будь-якого марковського процесу, що описує зміну визначеної величини в часі, полягає в тому, що за відомим в даний момент часу значенням величини можна визначити ймовірності її значень в усі наступні тимчасові інтервали.

Стохастичний аналіз гідромеханічних процесів розділення гетерогенних систем розглянуто А.М. Кутеповим [121]. Характеризуючи перспективи стохастичного опису зазначених процесів, автор підкреслює, що розширення рамок застосування стохастичної теорії пов'язано з розширенням меж її інформаційного

базису. Суть останнього полягає в накопиченні експериментальних і теоретичних даних про поля швидкостей несучого потоку і випадкових впливах. Застосування багатьох розроблених стохастичних моделей де описується процес гідромеханічного розділення гетерогенних систем в конкретних конструкціях апаратів не розвивається, через відсутність інформації про адекватні крайові умови, необхідні для інтегрування рівняння Колмогорова - Фоккера - Планка.

О.Н. Тихонов [144] вважає, що рівняння типу Колмогорова - Фоккера - Планка не пояснюють істотних сторін сепараційного масопереносу, так як вони не враховують можливість зміни фізичних ознак частинок і інших важливих для процесу факторів.

В роботі [145] проведено стохастичний аналіз руху частинок диспергуючої фази щодо детермінованих траєкторій в потоці з флуктуаційними пульсаціями. Отримана математична модель описує рух частинки в висхідному повітряному потоці, яка справедлива для сталого слабозапиленого осесиметричного турбулентного потоку.

Авторами [146] було отримано рівняння для аналітичного розрахунку сепараційної кривої. Дане рівняння справедливе для пустотілих конструкцій апарату, тому застосовувати його для розрахунку процесу пневмокласифікації в апараті з різними контактними елементами, які ускладнюють структуру потоку, не коректно.

На основі стохастичного методу, з використанням ланцюгів Маркова в роботі [103] дається математичний опис процесу розділення дисперсних матеріалів в системі класифікаторів, з'єднаних за схемою "ректифікації". Однак при виведенні залежності фракційного коефіцієнта вилучення від числа ступенів класифікації, автори зробили допущення, що не відповідають реальним умовам проведення процесу: 1) частинки при русі не впливають одна на одну; 2) для кожного ступеня класифікації сума вхідних потоків матеріалу дорівнює сумі вихідних потоків; 3) числа розділення для всіх ступенів класифікації однакові.

Науковцями також розглянуті теоретичні основи стохастичного моделювання процесу аеродинамічної класифікації [147-148]. Базовою залежністю

подібних стохастичних моделей служить диференціальне рівняння збереження маси кожної вузької фракції вихідного продукту.

Розглянувши вищенаведені методики і математичні моделі, можна зробити наступний висновок, що процеси розділення сипких матеріалів на фракції можуть бути представлені стохастичними математичними моделями. Розвиток цих моделей при використанні сучасних методів призведе до розробки єдиної теорії процесів розділення, яка дозволить створювати високоефективне обладнання для повітряної класифікації полідисперсних матеріалів. Однак стохастичний підхід не дозволяє повністю розкрити фізичний механізм протікання процесу класифікації, виявити та пояснити окремі характерні особливості цього механізму. Крім цього, виникають певні труднощі при визначенні чисельних коефіцієнтів і величин, що характеризують імовірнісний характер досліджуваного явища і входять в кореляції, отримані статистичними методами. Вийти з ситуації можливо лише шляхом накопичення та узагальнення експериментальних даних із застосуванням сучасних методів спостереження і фіксування швидкоплинних процесів.

#### **2.1.4 Сили, що діють на частинку в газовому потоці**

Процес розділення сумішей сипких матеріалів проходить в основному в сепараційній зоні. Поведінка частинки, що знаходиться в рухомому середовищі всередині сепараційної зони, визначається силами які на неї впливають [2]:

- 1) сили, що впливають на поверхню частинки з боку потоку (сила опору, підйомна сила, сила, обумовлена інерцією приєднаної маси, дифузійна сила);
2. сили поля (масові, зовнішні сили), що діють на частинку (сила тяжіння, сила електростатичного поля, сила магнітного поля, сили, обумовлені обертанням рухомої (неінерціальної) системи координат, - відцентрова і коріолісова сили);
3. сила інерції (при прискореному русі частинок);
4. сили, що діють між поверхнями окремих твердих частинок (сили від взаємних зіткнень, сили тертя, сили зчеплення).

Аналіз даних сил з точки зору їх ролі в процесі повітряної сепарації показує, що вплив інерції приєднаної маси дуже малий, якщо, мова йде про сепарацію твердих частинок в газовому потоці. Дифузійна сила непридатна для отримання траєкторій частинок в потоці, які помітно відрізняються, тобто для сепарації; при отриманні дуже дрібної фракції, ця сила може негативно впливати на процес. Сили електростатичного та магнітного полів поки не достатньо використовуються при сепарації сипких сумішей. Електростатичне поле дуже широко застосовується для пиловловлювання, однак застосування його для повітряної сепарації дає нечіткий і нерегульований поділ. Сили зчеплення ведуть до агломерації, яка негативно впливає на процес розділення. Сили від взаємних зіткнень сприяють руйнуванню агломератів, але з іншого боку порушують траєкторії руху окремих частинок, чим впливають на ефективність процесу розділення. Сили тертя між рухомими в потоці частинками і стінками, що обмежують зону сепарації, гальмують потік і таким чином негативно впливають на ефективність розділення.

Таким чином, основними силами в процесі повітряної сепарації є сила опору і масові сили (сила тяжіння і сила інерції частинок). Масові сили – для відділення крупних частинок і сила опору для відділення і видалення дрібної фракції. Дані сили можуть діяти в одному напрямку, тоді матиме місце пневмотранспорт, а сепарація буде відсутня. Ефект сепарації виникає тільки тоді, коли масова сила і сила опору діють в різному напрямку, тобто між їх векторами є певний кут  $\theta$ . При  $\theta = 180^\circ$  виникає протитечійна рівноважна сепарація, при  $\theta = 90^\circ$  - поперечно-потокова, при  $90^\circ < \theta < 180^\circ$  - сепарація в «косому» потоці [2].

Частинки, у яких внаслідок їх розміру або щільності масова сила більше опору, продовжують рухатися за первинними траєкторіях і потрапляють в крупний продукт, а частинки з меншим розміром або щільністю слідує за газовим потоком і виносяться в дрібний продукт. При протитечійній сепарації частинки, у яких масова сила і сила опору рівні, знаходяться в стані «витання». Вони потрапляють в крупну або дрібну фракцію лише за умови дії інших сил.

У реальному класифікаторі внаслідок наявності побічних потоків, нерівномірності полів швидкостей і впливу тих чи інших неврахованих факторів межа поділу розмивається, деяка частка частинок, що мають розмір більше граничного, потрапляє в дрібний продукт, і навпаки.

Основні результати опубліковано в наступних працях [149, 150].

## 2.2 Характеристика об'єктів дослідження та методики проведення експериментів

### 2.2.1 Характеристика пісочної суміші

В якості модельного матеріалу була обрана бінарна суміш кварцового піску. Пісок — осадова уламкова гірська порода і штучний матеріал, що складається із зерен гірських порід. Часто зерна піску представлені майже винятково кварцом. За розміром зерен піски класифікують на тонкозернисті (0,05—0,1 мм), дрібнозернисті (0,1—0,25 мм), середньозернисті (0,25—0,5 мм), крупнозернисті (0,5—1,00 мм), грубозернисті (1—2(3) мм).

Таблиця 2.1 – Класифікація пісків у залежності від густини

Клас піску	Група піску за густиною	Середня густина зерен, г/см <sup>3</sup>	Насипна густина, кг/м <sup>3</sup>
Щільні	Дуже важкі	понад 2,8	понад 1800
	Важкі	від 2,0 до 2,8 включно	від 1300 до 1800 включно
	Середні	від 1,2 до 2,0 включно	від 800 до 1300 включно
Пористі	Легкі	від 0,6 до 1,2 включно	від 400 до 800 включно
	Дуже легкі	менше 0,6	менше 400

За речовинним складом розрізняють піски мономінеральні, що складаються із зерен головним чином одного мінералу, олігоміктні, складені зернами 2—3 мінералів з переважанням одного, і поліміктні, що складаються із зерен мінералів і гірських порід різного складу. Найчастіше зустрічаються піски кварцові, аркозові (кварц-полевошпатовий), глауконіт-кварцовий, слюдисті і інші. Домішки — слюда, карбонати, гіпс, магнетит, ільменіт, циркон тощо. Зерна піску за формою округлі, округло-кутасті і кутасті, за ступенем обкатаності — обкатані, напівобкатані і гострокутні.

Таблиця 2.2 – Механічні властивості піску

Розрахунковий опір R в кг/см <sup>2</sup> піщаних основ			
№	Назва ґрунту	Ґрунти основи	
		щільні	середньої щільності
1	Піски гравелисті і крупнозернисті незалежно від вологості	4,5	3,5
2	Піски середньої зернистості незалежно від вологості	3,5	2,5
3	Піски дрібні		
	а) низьковологі	3,0	2,0
	б) дуже вологі і насичені водою	2,5	1,5
4	Піски пилюваті		
	а) низьковологі	2,5	2,0
	б) дуже вологі	2,0	1,5

Тобто, як витікає із приведених фізичних властивостей кварцового піску, він як модельний досліджуваний матеріал, найбільш підходить до вимог, тому що має достатню міцність та поділяється на вузькі по розмірам окремі фракції.



### 2.2.2 Експериментальна установка для пневматичної класифікації

Експериментальні дослідження процесу розділення сипких матеріалів на фракції, проводилися в створеній експериментальній лабораторній установці (рисунок 2.1).

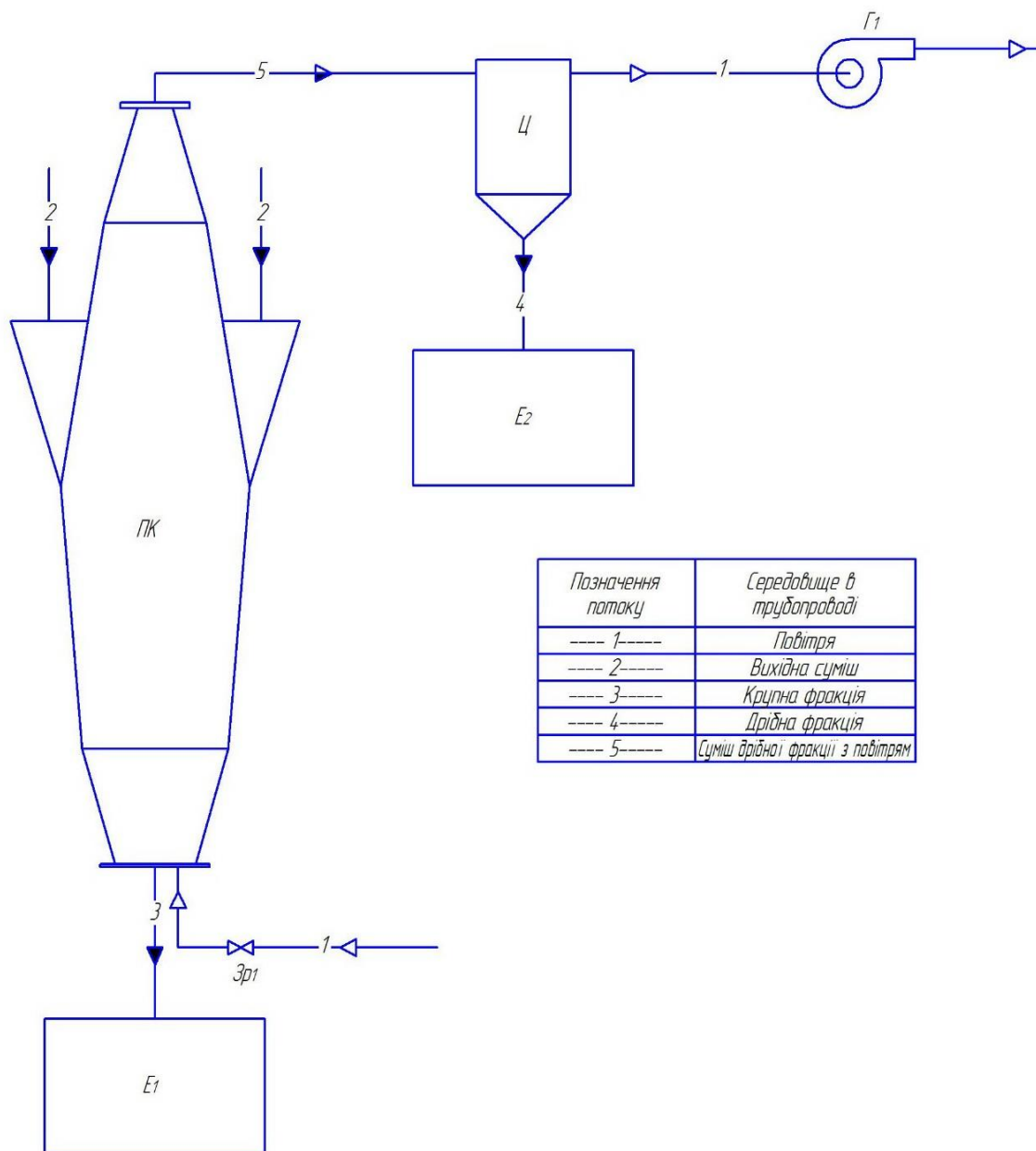
В основі створення експериментальної лабораторної установки, було поставлене завдання створення пристрою для пневмокласифікації сипких матеріалів шляхом зміни форми робочого об'єму апарату, за рахунок чого підвищується якість розділення, зменшується гідравлічний опір, а отже збільшується питома продуктивність та ефективність процесу пневмокласифікації.



Рисунок 2.1 — Експериментальна установка для пневмокласифікації

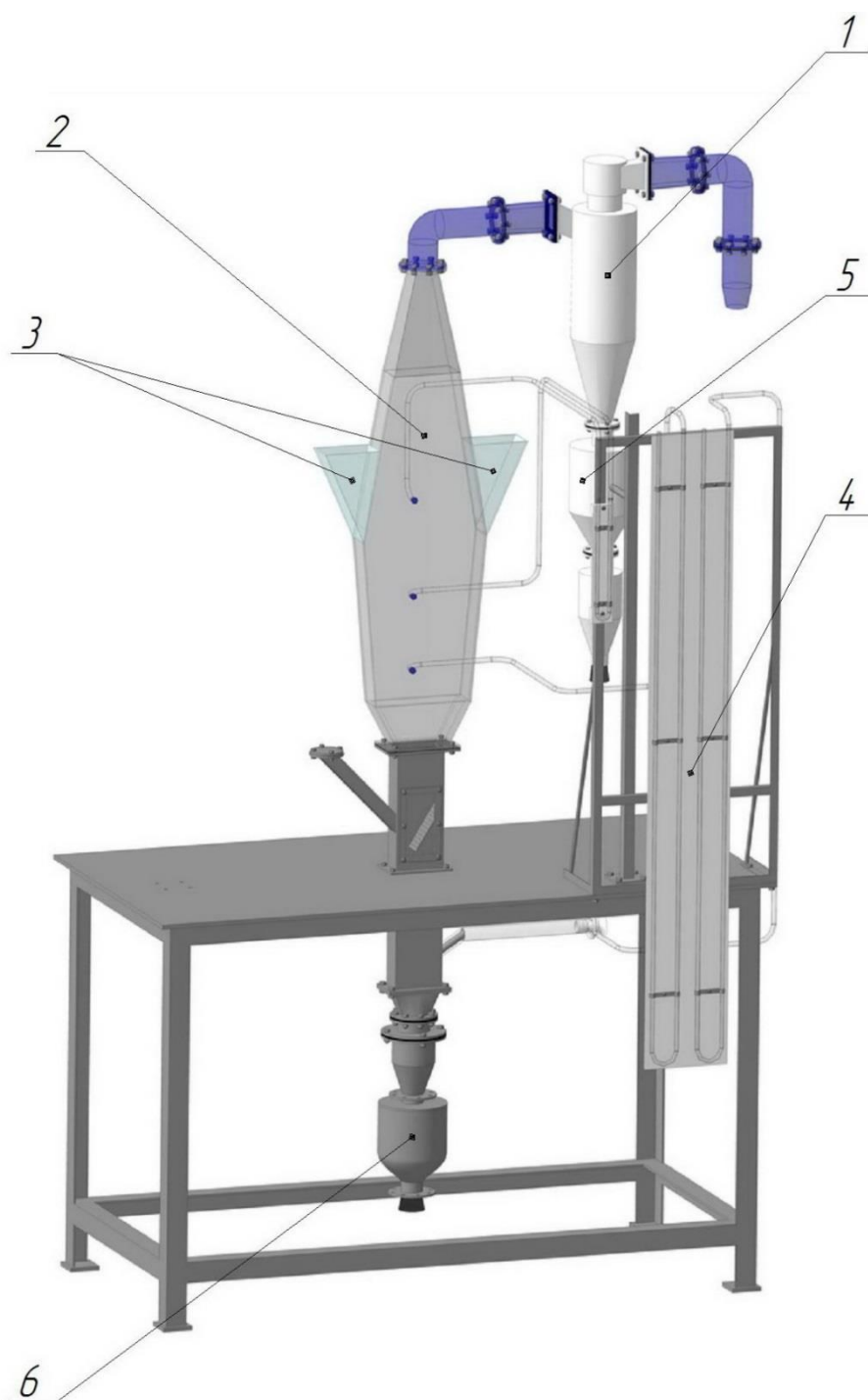
На рисунку 2.2 представлена технологічна схема експериментальної установки для пневмокласифікації.

Вихідна суміш сипких матеріалів поступає у завантажувальні бункери апарату, із яких потрапляє в середню частину корпусу пневмокласифікатора. В нижню частину апарату поступає повітряний потік, витрата якого регулюється тарованим колектором з регулюючою засувкою  $Zp_1$ . Фракція (дрібнодисперсна частина) виноситься потоком повітря і потрапляє в циклон, де осаджуються дрібні частинки в бункер  $E_2$ , а повітряний потік виноситься в атмосферу. Крупнодисперсна частина просипається в нижню частину апарату і через розподільний пристрій виводиться в бункер  $E_1$ . Всмоктувальний повітряний потік створюється за допомогою газодувки  $\Gamma_1$ .



Ц — циклон; ПК — пневмокласифікатор;  $\Gamma_1$  — газодувка для створення всмоктувального потоку;  $E_2$  — бункер збору дрібної фракції;  $E_1$  — бункер збору крупної фракції;  $Zp_1$  — тарований колектор з регулюючої засувкою.

Рисунок 2.2 — Технологічна схема експериментальної установки для пневмокласифікації



1 - циклон; 2 - пневмокласифікатор; 3 - бункери для введення сировини; 4 - манометри; 5 - бункер збору дрібної фракції; 6 - бункер збору крупної фракції.

Рисунок 2.3 - Схема експериментальної установки для пневмокласифікації

До складу установки (рисунок 2.3) входить пневмокласифікатор 2, який виконаний з органічного скла, що покращують умови візуалізації досліджуваного

процесу. Розділення відбувається безпосередньо в корпусі пневмокласифікатора, який має 2 робочі зони, нижня частина – зона сепарації, в якій проходить обертання і пересівання матеріалу, а також винесення з шару, що обертається, дрібної і крупної фракції, а верхня частина – це зона, в якій дрібна фракція розганяється і виноситься з апарата. Дрібна фракція, що виноситься з апарату, проходить циклон 1, і осаджується в бункер збору дрібної фракції 5, а крупна фракція просипається донизу і потрапляє в бункер збору крупної фракції 6. Завантаження сировини відбувається за допомогою бункерів для введення сировини 3.

### **2.2.3 Методики дослідження гідродинамічних закономірностей, пневматичної класифікації та кінетики руху частинок в апараті**

Схема експериментальної установки, на якій проводились дослідження, зображена на рисунку 2.3.

**Методика дослідження гідравлічних закономірностей процесу класифікації.** Річний пісок висушувався у муфельній печі та за допомогою набору сит +0,63 мм; +0,4мм; +0,315 мм; +0,2 мм; +0,16 мм отримувалась навіска піску. Далі навіска зважувалась на електронних вагах Momert-6000 з точністю 0,1 г та завантажувалась у бункер для введення сировини 3. Далі вмикалась газодувка, і за допомогою зажиму, що перетискає повітряний потік, регулювалась витрата повітря. Тиск в корпусі апарату фіксувався за допомогою U-подібних рідинних манометрів 6. Вимірювання швидкості повітря в апараті проводились за допомогою вводу в корпус апарату трубки Піто-Прандтля, в різних його перетинах (рисунок 2.4). Трубки під'єднувались до мікроманометра с похилою трубкою ММН-240(5)-0,1, яким вимірювався надлишковий тиск в перетинах корпусу апарату, а величина тиску, за допомогою тарувальних графіків переводилась у швидкість.



Рисунок 2.4 — Схема замірів тиску в апараті за допомогою трубки Піто-Прандтля.



Рисунок 2.5 — Мікроманометр з похилою трубкою ММН-240(5)-0,1

#### **2.2.4 Методика дослідження часу завантаження фракції в апарат та підпитки шару матеріалу. Кінетика руху частинок в апараті**

В лабораторних умовах повітряний потік потрапляє в апарат через вхідний колектор, і далі по патрубку безпосередньо у секції входу повітряного потоку. Витрата повітря регулюється зміною перетину вхідного патрубку, що відображається на манометрі.

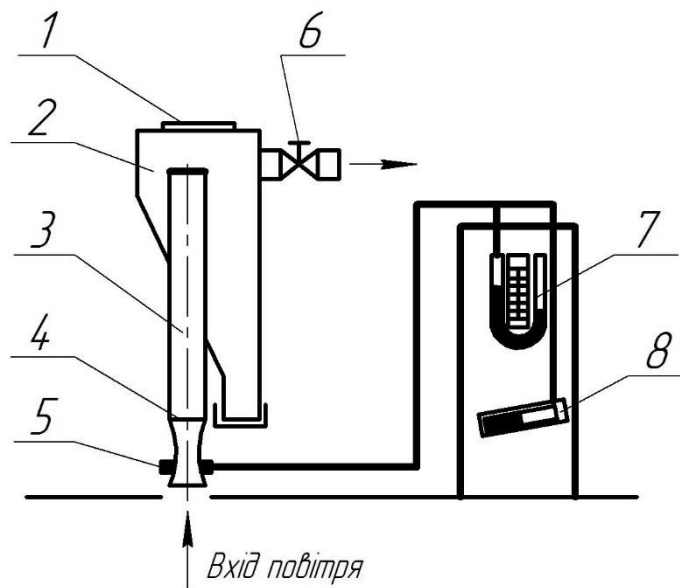
Завантаження частинок в апарат проходить дозовано. Для запуску процесу спочатку подається потрібна доза матеріалу для створення обертового шару в корпусі. А далі через кожні 60 секунд відкривається вхід із завантажувального бункеру в апарат, і протягом 15 секунд в апарат вводиться наступна доза матеріалу в обсязі 50 – 60 грамів, що складає величину питомого навантаження в межах 18 – 65 кг/м<sup>2</sup>·с. Шар матеріалу, який обертається в корпусі знову насичується і процес стабілізується.

### **2.2.5 Методика дослідження ефективності класифікації**

Після повного розвантажування суміші піску із завантажувального бункеру в корпус апарату, останній працює протягом 20 хвилин, поки сформований шар матеріалу не зруйнується, і матеріал не осяде в бункерах для збору дрібної та крупної фракції. Далі розвантажується дрібна фракція, і просівається за допомогою набору сит +0,63 мм; +0,4мм; +0,315 мм; +0,2 мм; +0,16 мм. Навіска з кожного сита зважується на електронних вагах Momert-6000, і вираховується процент крупної фракції, який міг бути винесений із апарату разом із дрібною фракцією. Так само проводиться ситовий аналіз і з крупною фракцією, і вираховується процент дрібної фракції, яка могла бути втягнута вниз крупною фракцією, і потрапила у бункер збору крупної фракції.

### **2.2.6 Методика дослідження швидкості витання полідисперсних систем для аналізу можливостей роботи апарату з різними матеріалами**

Дослідження проводились на експериментальній установці (рисунок 2.6), яка складається із скляної трубки 3, сепаратора 2 і пристрою для створення всмоктувального потоку. В нижній частині трубки встановлена сітка з дрібними комірками 4, на яку і завантажують досліджувані частинки.. Витрата повітря регулюється вентилем 6, який забезпечує плавне регулювання. Для вимірювання витрати повітря на всмоктуючому патрубку труби 3 передбачений тарований колектор 5, до якого під'єднаний U-подібний дифманометр 7, або мікроманометр з похилою шкалою 8 для вимірювання невеликих витрат повітря.



1 - люк; 2 - сепаратор; 3 - скляна трубка; 4 - сітка; 5 - тарований колектор; 6 - регуляційний вентиль; 7 - U-подібний дифманометр; 8 - мікроманометр з похилою шкалою.

Рисунок 2.6 – Схема експериментальної установки для дослідження швидкості витання

Для кращої візуалізації досліджуваного процесу витання частинок апарат виконаний із органічного скла.

Модель апарату для дослідження швидкості витання і створений стенд представлений на рисунку 2.7.

Методика проведення дослідження:

На нижню сітку 4 через люк 1 в верхній частині сепаратору 2 завантажуються частинки що досліджуються. Всмоктуючий потік повітря створюється за допомогою газодувки. Проходячи через скляну трубку 3 потік повітря створює необхідний гідравлічний тиск на досліджувані частинки, які знаходяться в скляній трубці 3 на сітці 4. За допомогою U-подібного дифманометра 7, або мікроманометра з похилою шкалою 8 фіксується необхідна швидкість газового потоку, при якій виносяться із зваженого шару матеріалу частинки певного розміру у сепаратор 2. Далі регулюючим вентилем 6 збільшується витрата газового потоку і фіксується певна швидкість газового потоку, при якій частинки в більшій кількості у сепаратор 2. Ці заміри повторюються декілька разів і закінчуються при



досягненні повного виносу частинок матеріалу у сепаратор 2. В даній методиці швидкість витання частинок відповідає виносу частинок в кількості 50% від загальної маси шару матеріалу на сітці 4.

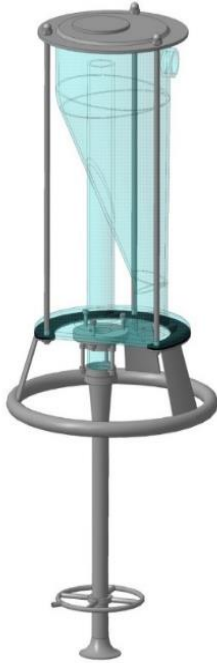


Рисунок 2.7 – Експериментальна установка для дослідження швидкості витання.

Витрата повітря  $v_{II}$  знаходилась по показникам дифманометра  $\Delta P$ :

$$V_{II} = \alpha \cdot S_0 \sqrt{\frac{2 \Delta P}{\rho}}, \quad (2.4)$$

де  $\alpha$  – коефіцієнт витрати колектора (при відношенні меншого діаметра колектора до більшого  $d_0 / D_0 = 0,05 - 0,6$ , приймаємо  $\alpha = 0,5 - 0,8$ );

$S_0$  – площа перетину меншого діаметру колектору,  $m^2$ ;

$\rho$  – густина матеріалу,  $kg/m^3$ .

Швидкість повітря (відповідно швидкість витання частинки) визначалась з рівняння витрати:

$$W_{II} = \frac{V_{II}}{0.785} D_{TP}^2, \quad (2.5)$$

де  $D_{TP}$  – внутрішній діаметр труби

### 2.2.7 Оцінка похибок вимірювання

Для вимірювання геометричних розмірів частинок піску використовується набір сит +0,63 мм; +0,4мм; +0,315 мм; +0,2 мм. Вага навіски піску вимірювалась за допомогою: до 200 г – аналітичні та електронні ваги М-200 (точність 0,0001 г та 0,01 г відповідно); до 500 г – електронні ваги Momert-6000 (точність 0,1 г). Для вимірювання часу застосовували електронний секундомір КК-5853, з точністю вимірювання 0,01 с.

Перепад тиску вимірювали за допомогою U-подібного манометра, температуру повітря у приміщенні і вологість повітря за допомогою - Метеостанції EA2 BL502 SLIM.

Середньоквадратичне відхилення розрахункових значень від експериментально отриманих визначали за формулою [106]:

$$s = \sqrt{\frac{\sum (X^2 - \bar{X}^2)}{n - 1}}, \quad (2.6)$$

де  $x$  – розраховане значення;

$\bar{x}$  – усереднене експериментальне значення;

$n$  – кількість вимірювань.

Абсолютне значення відносної похибки між розрахунковими та експериментальними значеннями визначали за формулою [107]:

$$\Delta = \left| \frac{X_E - X_T}{X_E} \right|, \quad (2.7)$$

де  $X_E$  – експериментальні значення;

$X_T$  – теоретичні (розрахункові) значення.

Граничні значення похибок прямих вимірювань використовуваних приладів приведені в таблиці 2.3.

Таблиця 2.3 – Граничні значення похибок прямих вимірювань

Параметр	Позначення	Одиниці вимірюв.	Прилад	Похибка	
				абсолютна	відносна
Розмір частинок	$D$	$мм$	Набір сит	$1 \cdot 10^{-1}$	$1 \cdot 10^{-2}$
Вага	$G$	$Кг$	Аналітична	$1 \cdot 10^{-7}$	$5 \cdot 10^{-10}$
			Електронна М-200	$1 \cdot 10^{-5}$	$5 \cdot 10^{-9}$
			Електронна Momet-6000	$1 \cdot 10^{-4}$	$5 \cdot 10^{-7}$
Мікро-манометр	$\Delta P$	$мм.вод.ст.$	U-подібний манометр	1	$4 \cdot 10^{-3}$
Температура повітря	$t$	$^{\circ}C$	Метеостанція EA2 BL502 SLIM	0,5	$5 \cdot 10^{-3}$
Відносна вологість повітря	$\varphi$	$\%$	Метеостанція EA2 BL502 SLIM	$1 \cdot 10^{-1}$	$1 \cdot 10^{-2}$
Час досліду	$\tau$	$с$	Електронний секундомір КК-5853	$1 \cdot 10^{-2}$	$5 \cdot 10^{-6}$

Основні результати опубліковано в наступних працях [153, 156, 157].

## **2.3 Фізичне моделювання та експериментальні дослідження гідродинаміки двофазного потоку та ефективності процесу пневмокласифікації на моделі ромбічного пневмокласифікатора**

### **2.3.1 Фізична модель гідродинаміки двофазного потоку**

В основу досліджень поставлене завдання створення способу пневмокласифікації сипких матеріалів шляхом раціонального використання робочого простору, та застосування більш ефективних засобів і прийомів впливу на потік сипкого матеріалу, що сприяє додатковому пересіванню матеріалу, і таким чином забезпечує значне підвищення якості розділення, а також створення пристрою для пневмокласифікації сипких матеріалів шляхом зміни форми робочого об'єму апарату, за рахунок чого підвищується якість розділення, зменшується гідравлічний опір, а отже збільшується питома продуктивність та ефективність процесу пневмокласифікації.

Для вирішення цих завдань запропоновано новий спосіб пневмокласифікації сипких матеріалів. Він включає в себе створення всмоктувального висхідного вертикального повітряного потоку, в який подається вихідний матеріал. Далі продукти розділення розподіляються на фракції і виводяться із апарату. Згідно [158] корпус виконаний ромбічної форми, з кутом розкриття  $\alpha_1 = 8^\circ - 9^\circ$  і кутом закриття  $\alpha_2 = 10^\circ - 11^\circ$ , що не суперечить рекомендаціям [28], відносно яких, кут розкриття і закриття конусу не повинен перевищувати  $20^\circ$ . Завантажувальні бункери розташовані в середній частині корпусу симетрично відносно його вертикальної осі. Подача вихідного матеріалу і повітряного потоку здійснюється у корпус апарату, причому вихідний матеріал подається періодично в середню частину корпусу шляхом його двостороннього вводу. Розподіл на фракції відбувається у нижній частині апарату, при чому крупна фракція, яка просипалась вниз апарату, виводиться, а дрібна фракція, що виноситься потоком у верхню частину апарату, розганяється під кутом закриття ромбу і виводиться із апарату. Розроблений апарат для пневмокласифікації сипких матеріалів у всмоктувальному

висхідному вертикальному повітряному потоці містить корпус, завантажувальний бункер, розвантажувальні пристосування для великої і дрібної фракції та джерело повітряного потоку.

Періодична двостороння подача матеріалу в середню частину ромбічного корпусу апарату дозволяє створити умови, за яких створюється шар матеріалу, що обертається та піджимається потоком від однієї стінки до іншої. Шар матеріалу створюється за рахунок скупчення частинок матеріалу, які одразу не розділились. Створення шару проходить штучно, за рахунок подачі в корпус апарату першої дози матеріалу щонайменше в потрібній кількості. Цей шар частково перекриває вхід повітряного потоку в пристрій, і за рахунок різкого збільшення швидкості отримує турбулентний рух, в процесі якого шар матеріалу піджимається то до однієї, то до іншої стінки конуса, чим створює різкі прискорення потоку. Це дає змогу отримати додаткове пересівання матеріалу в нижній частині пристрою та регулювати обертання матеріалу в сепараційній зоні пристрою, що впливає на ефективність розділення.

Виконання корпусу апарату для пневмокласифікації сипких матеріалів ромбічної форми (рисунок 3.1) дозволяє ефективно розділяти сипкі матеріали на фракції. Така форма дозволяє створити дві робочі частини, нижня частина – зона сепарації, в якій проходить обертання та пересівання матеріалу, а також витягання повітряним потоком з шару, що обертається, дрібної і крупної фракції, а верхня частина – це зона, в якій дрібна фракція розганяється і виноситься з апарата. Кут розкриття  $\alpha_1 = 8^\circ - 9^\circ$  оптимальний для проведення процесу в апараті, що дозволяє вихідну суміш, яка подається в апарат, одразу ж підхвачувати повітряним потоком. Якщо кут  $\alpha_1$  менший  $8^\circ$ , то форма апарату буде прагнути до прямокутної форми, а це приведе до того, що режим руху буде протитечійний. Якщо кут  $\alpha_1$  більший  $9^\circ$ , то матеріал буде скуплюватись на стінці, не буде підхвачуватись повітряним потоком, що не надасть йому турбулентного руху. Кут закриття  $\alpha_2 = 10^\circ - 11^\circ$ , оптимальний для того, щоб дрібна фракція розганялась і виносилась з апарату. Якщо кут  $\alpha_2$  менший  $10^\circ$ , не буде розганяння дрібної фракції, а якщо кут  $\alpha_2$  більший  $11^\circ$ , то разом з скупченням дрібної фракції з апарату буде виноситись крупна

фракція. Оснащення пристрою додатковим бункером, розташованим в середній частині корпусу симетрично відносно його вертикальної осі і симетрично відносно основного бункеру, дозволяє реалізувати двосторонній ввід матеріалу в корпус апарату, що запобігає значній концентрації фракцій в шарі, що обертається в його нижній частині. Отже все це надає можливість зменшити гідравлічний опір, підвищити якість розділення, що забезпечує збільшення питомої продуктивності та ефективності процесу класифікації.

Процес розділення в запропонованому апараті реалізується в такій послідовності. Газодувкою (на рисунку. не показана) формується всмоктуючий повітряний потік. Вихідний матеріал подається періодично в середню частину апарату. Перша доза матеріалу подається в потрібній кількості, яку підхвачує повітряний потік, транспортує через апарат в нижню частину, в якій створюється шар матеріалу, який, піджимаючись струменем повітря від стінки до стінки, вибиває з себе дрібну фракцію у верхню частину апарату, а крупну фракцію в нижню частину апарату. Дрібна фракція, що підхвачується струменем повітря, розганяється під кутом закриття ромбу у верхній частині апарату і виноситься з апарату. Крупна фракція просипається в нижню частину апарату, і виходить з нього. Частина матеріалу, яка не розділилась, продовжує обертатись. Далі знову спрацьовує завантажувальний бункер і поступає в апарат наступна доза матеріалу, але в одиничній кількості, і цикл повторюється.

Апарат (рисунок 2.8) містить корпус 1 ромбічної форми, з кутами розкриття  $\alpha_1 = 8^\circ - 9^\circ$  і закриття  $\alpha_2 = 10^\circ - 11^\circ$ , дві робочі частини – нижню частину 2, зону сепарації, яка призначена для обертання та пересівання матеріалу і вибивання з обертового шару дрібної і крупної фракції матеріалу і верхню частину 3, зона, яка призначена для розганяння і транспортування дрібної фракції матеріалу. Також апарат має завантажувальні бункери 4, розташовані в середній частині корпусу 1 симетрично відносно його вертикальної осі, розвантажувальні патрубки 5 для крупної фракції і 6 для дрібної фракції.

Робота пристрою реалізується таким чином:

В завантажувальний бункер 4 подають вихідний матеріал С, який представляє собою бінарну суміш. Матеріал в потрібній кількості дозується у середню частину корпусу 1, де підхвачується повітряним потоком В, який поступає в апарат через розвантажувальний патрубок 5. В нижній частині 2, створюється обертовий шар матеріалу, в якому концентрується крупна фракція К і дрібна фракція М. Повітряний потік В рухає обертовий шар матеріалу від стінки до стінки, що сприяє витягання дрібної фракції М повітряним потоком. Дрібні частинки транспортуються у верхню частину апарату, і розганяючись у зоні 3 виводяться із апарату через розвантажувальний патрубок 6, а крупна фракція К випадає в нижню частину апарату, і виводиться через розвантажувальний патрубок 5. Далі подається наступна кількість матеріалу в одиничній кількості, і

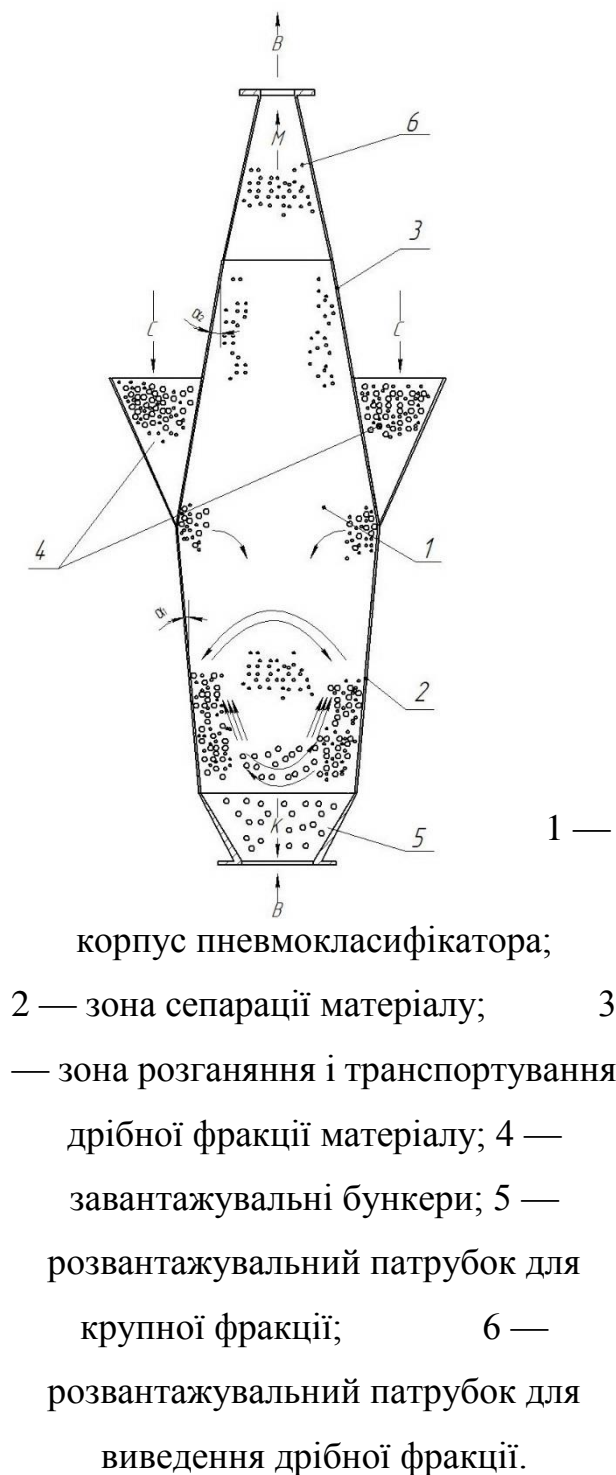


Рисунок 2.8 — Схема роботи пристрою для пневмоклаسیфікації процесу клаسیфікації починається спочатку.

Для забезпечення процесу пневмоклаسیфікації в пустотілому апараті змінного перерізу необхідний активний контакт поверхні частинок з повітряним

поток. В нашому випадку маємо завислий шар матеріалу у вигляді «подушки», тобто шар матеріалу, що обертається, який створений подачею в апарат потрібної першої дози матеріалу. Від швидкості обертання і маси «подушки», а також координат положення залежить ефективність розділення. В загальному вигляді «подушка» представлена на рисунку 2.9.

Виходячи із особливостей процесу видно, що іде динамічне зміщення центру «подушки» по певним траєкторіям, що видно з рисунку 2.10. «Подушка» допомагає направити частинку в потрібну зону апарату, зону сепарації 2, або в зону розгону і виведення дрібних частинок 3. В момент завантаження фракції в апарат, за рахунок інерційних сил менших для дрібних і більших для крупних частинок, дрібні частинки в більшій мірі видуваються потоком повітря одразу, а крупні частинки, попадають у «подушку» матеріалу, разом із частиною дрібних частинок, які випадково не видулись з апарату одразу (рисунок 2.11). Ті частинки, які потрапили в «подушку» приймають її швидкість обертання.

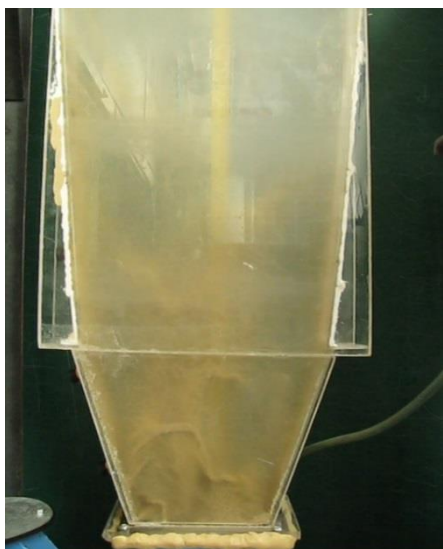


Рисунок 2.9 — Загальний вигляд «подушки», яка створюється в процесі роботи пневмокласифікатора



Рисунок 2.10 — Загальний вигляд зміщення центру «подушки» в процесі роботи

В момент обертання «подушки» крупні частинки випадають із потоку і виводяться із апарату через зону 2, а дрібні частинки набувши швидкості



«подушки» і ще й розігнані повітряним потоком вириваються з неї, і попадаючи в верхню частину корпусу 3 розганяються і виводяться із апарату (рисунок 2.11).

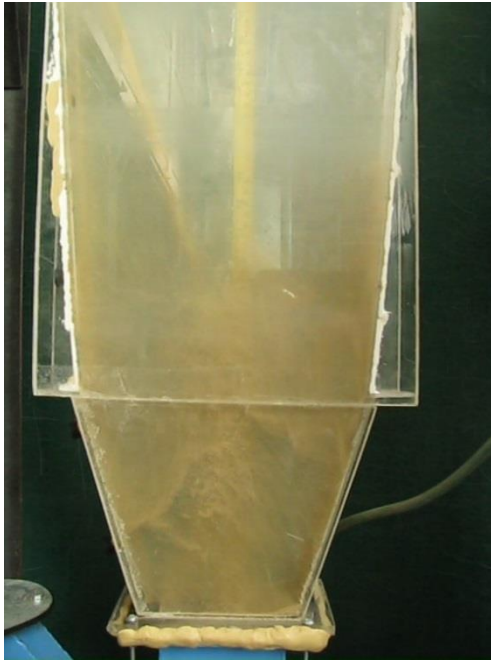


Рисунок 2.11 — Загальний вигляд дозавантаження «подушки» матеріалом



Рисунок 2.12 — Загальний вигляд розвантаженої «подушки» матеріалу



Рисунок 2.13 — Руйнування «подушки» матеріалу

«Подушка» створюється при першій подачі матеріалу у корпус пристрою. Кількість введення матеріалу потрібна бути в 3 рази більше від звичайної норми матеріалу, який подається для дозавантаження «подушки» і підтримання процесу розділення. В лабораторних умовах перша доза матеріалу завантажується 45 секунд, а для звичайної дози матеріалу потрібно 15 - 20 секунд. Період між дозавантаженнями «подушки» становить 60 секунд, тобто за 60 секунд «подушка» частково розвантажується, що представлено на рисунку 1.8. Якщо час до завантаження наступної дози матеріалу не витримати в межах 120 - 130 секунд, то це може привести до збою процесу розділення і руйнування «подушки» матеріалу, що представлено на рисунку 2.13.

Двофазний потік представляє собою складну систему, поведінка якої залежить від багатьох факторів. Одним із найголовніших факторів, який характеризує рух полідисперсних частинок в потоці, є ступінь турбулізації потоку. Турбулізація представляє собою тривимірний нестационарний рух, в якому створюється безперервний розподіл «пульсацій» швидкості. Середня швидкість руху є результатом усередненої, по великим проміжкам часу, дійсної швидкості. «Пульсаційна» швидкість складається із різниці між дійсною і середньою швидкістю.

### 2.3.2 Фізична модель процесу пневмокласифікації

В основі механізму гравітаційної класифікації лежить гідродинамічна взаємодія між потоком і твердою фазою. Характер впливу частинок на потік залежить від величини об'ємної концентрації твердої фракції у повітряному потоці, розмірів і форми частинок.

Тобто об'ємна концентрація частинок:

$$\beta = \frac{V_q}{V_q + V_r}, \quad (2.8)$$

де  $V_q$  - сума об'ємів всіх твердих частинок в робочому просторі апарата, м<sup>3</sup>;

$V_r$  - сума об'єму газової фази в робочому просторі апарату, м<sup>3</sup>.

Величина об'ємної концентрації твердої фази  $\beta$  в потоці впливає на характер його руху, так як корпус апарату складається із двох частин. В нижній частині — зоні сепарації, яка представляє собою дифузор, швидкість потоку падає після входу його в корпус апарату, і максимальне значення швидкості потоку (факел потоку) спостерігається по центру апарату, а наближаючись до стінок швидкість потоку знижується (рисунок 2.14). В верхній частині — зоні розгону, яка представляє собою конфузор, швидкість потоку зростає після проходження середини корпусу апарату (рисунок 2.15), факел потоку знаходиться по центру апарату, але тут вже швидкість потоку при наближенні до стінок починає збільшуватись, і на виході з корпусу факел потоку має таку ж швидкість, як і потік біля стінок (рисунок 2.16).

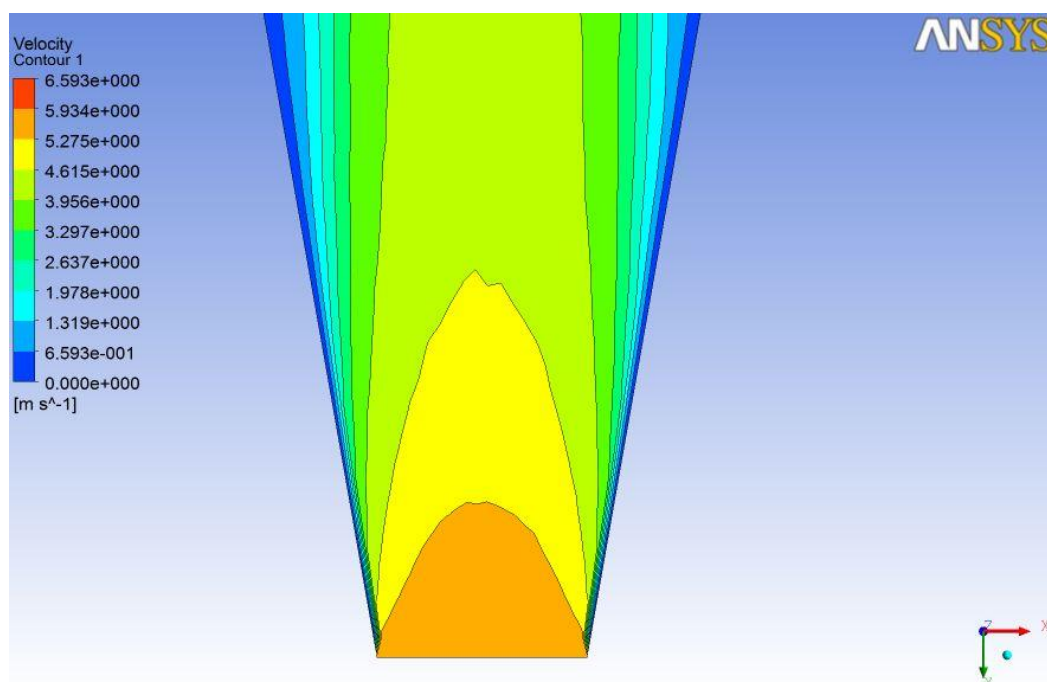


Рисунок 2.14 — Швидкість повітря на вході в апарат, в зоні сепарації (дифузор)

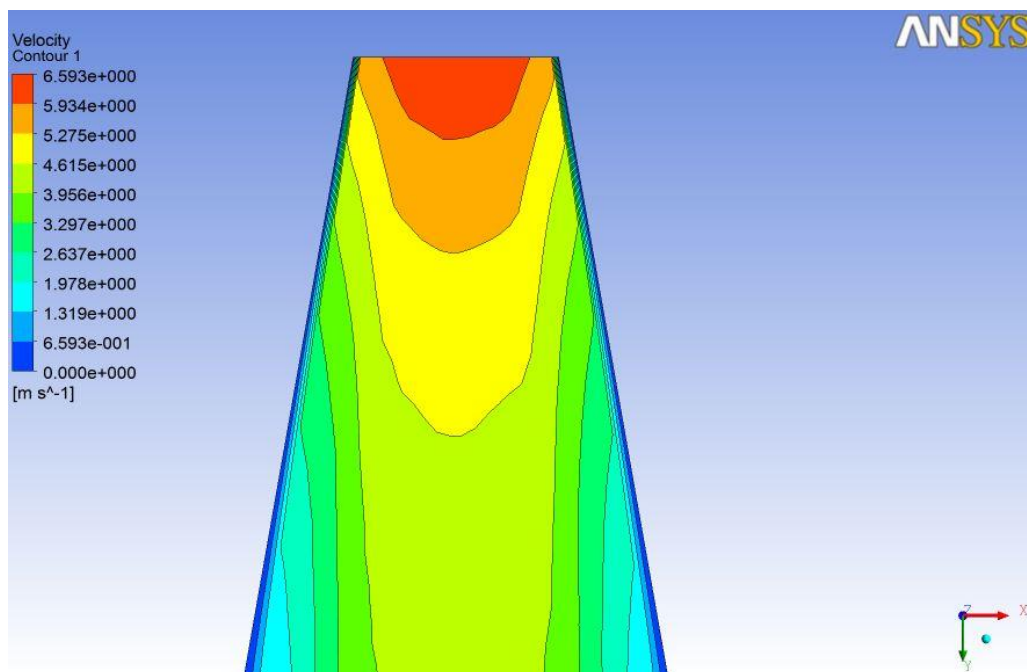


Рисунок 2.15 — Швидкість повітря на виході із апарату, в конфузори

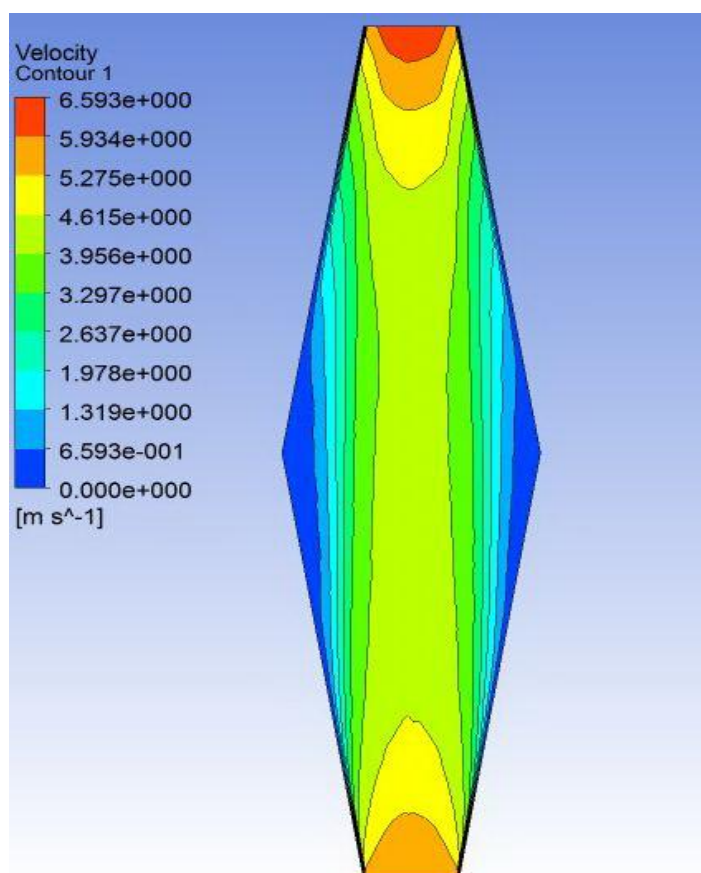


Рисунок 2.16 — Швидкість повітря в ненавантаженому апараті

При такому розподіленні швидкості повітряного потоку в корпусі апарату, концентрація частинок в нижній частині корпусу значно більша ніж в верхній частині, так як в нижній частині корпусу концентрується значна частина матеріалу у вигляді «подушки», і завантаження матеріалу відбувається із середини корпусу у нижню частину апарату (рисунок 2.11). В верхній частині апарату концентрація частинок незначна, в основному це дрібна фракція, яка і виноситься з корпусу потоком повітря, який після дифузора нижньої частини, починає розганятися у конфузори верхньої частини.

Значний вплив на гідродинамічну структуру потоку має також відмінність форми частинки від кулеподібної. При незначній швидкості така частинка може орієнтуватись вільним чином по відношенню до напрямку свого руху.

При проходженні частинкою середини апарату збільшується ймовірність її винесення. Зі збільшенням концентрації частинок в нижній частині апарату зменшується живий перетин потоку, що обумовлює локальне підвищення швидкості повітряного потоку та відповідно покращується контакт фаз. Локальні сплески швидкості позитивно впливають на винос дрібної фракції із шару матеріалу, вибиваючи їх із стабільно обертаючогося шару матеріалу. Також впливає той фактор, що концентрації матеріалу в місці введення його в потік і на стабілізаційній ділянці потоку різні. При збільшенні концентрації частинок також збільшується число їх зіткнень в потоці, а вплив цього фактору на потік мало вивчений. «Подушка» в цьому випадку являється стабілізуючим фактором, яка дозволяє заспокоїти рух частинок і зменшити пульсації швидкості в робочому об'ємі апарату.

Характер руху частинки постійно змінюється. Частинка буде прагнути прийняти таке положення, при якому опір середовища буде максимальним. Цей ефект зростає при збільшенні  $Re_{\text{ч}}$  [33]. Напрямок руху не кулеподібної частинки і вектор сили опору середовища не лежать на одній прямій, а створюють деякий кут. Траєкторія вільно падаючої частинки відхиляється від вертикалі, і це відхилення збільшується в залежності від крупності частинки. Внаслідок цього ефекту і при наявності в поперечному перетині потоку градієнту осереднених швидкостей, що

характерне для турбулентного режиму руху, частинка рухається по направленню до стінки апарату. Стисненість руху частинок проявляється під впливом сусідніх частинок, що залежить від концентрації матеріалу в потоці і наближенні стінок корпусу апарату, що залежить від розмірів корпусу [4, 20]. При збільшенні концентрації зростає взаємодія частинок між собою. Монодисперсні частинки рухаються в ламінарному потоці без поперечного зміщення, і вірогідність їх зіткнення незначна [25]. Якщо хоча б одна з перерахованих умов не виконується, то траєкторії різних частинок можуть перетинатися, що призводить до взаємодії частинок між собою (напр. створення агломератів). Число зіткнень достатньо велике, особливо при збільшенні швидкості потоку. При русі частинок в турбулентному потоці газу вони набувають радіальну швидкість і взаємодіють не тільки між собою, але і зі стінками апарату. На стінки приходяться періодичні ударні навантаження з боку частинок. Така взаємодія повторюється до моменту, поки частинка не покине межі апарату [4, 20]. Удари частинок об стінки призводять до великої різноманітності траєкторій руху.

У відмінності від монодисперсного складу, полідисперсний склад твердої фази достатньо сильно міняє гідродинамічні характеристики процесу руху частинок в зв'язку з виникненням нових явищ, які відсутні в монодисперсному матеріалі. Оскільки частинки різних розмірів рухаються з різними швидкостями, між ними відбуваються масові зіткнення (рисунок 2.17). Процес в таких умовах проходить при неусталених режимах руху частинок різних класів.

Виходячи із аналізу діючих факторів слідує, що поведінку частинок слід розглядати як ймовірність процесу взаємодії їх як з потоком так і з іншими частинками. Складність реального процесу пов'язана з одночасною дією різноманітних стохастичних факторів [88, 109].

Для виявлення основних механізмів визначаючих процес розділення, необхідно провести аналіз руху частинок в потоці газу.



Рисунок 2.17 — Рух полідисперсного матеріалу в апараті, зіткнення частинок між собою і стінками апарату.

### 2.3.3 Гідродинаміка однофазного потоку

Вимірювання швидкості газового потоку проводилось в ненавантаженому матеріалом апараті, за допомогою вводу в корпус апарату трубки Піто-Прандтля, в різних його перетинах (рисунок 2.4). Вимірювання проводились з використанням нижньої полицки в секторі вводу повітряного потоку та без використання полицки в секторі вводу повітряного потоку. Оцінювався характер руху газового потоку, а також оцінювався вплив полицки на викривлення газового потоку в робочому об'ємі апарату.

Залежності зміни швидкості (рисунок 2.18) показують на негативний вплив полицки у секторі введення газового потоку. Газовий потік двічі змінює свою траєкторію, спочатку на вході (рисунок 2.18 а), піджимаючись у лівий бік, а потім різко у правий бік (рисунок 2.18 б). В нижній частині корпусу створюється нестабільна зона, яка руйнує сформований шар матеріалу що обертається.

Піджимання газового потоку під одну із стінок апарату, негативно впливає на двостороннє дозавантаження матеріалом шару матеріалу що обертається. Дозавантаження проходить нерівномірно, але головне те, що в момент дозавантаження газовий потік рухаючись вздовж стінки (рисунок 2.18 в, г, д) одразу підхвачує матеріал і не дає йому потрапити в зону сепарацію, де обертається основний шар матеріалу. А це впливає в першу чергу на якість розділення матеріалу, та на втрату крупної фракції, яка потрапляє в зону виносу дрібної фракції, а також на забруднення крупної фракції дрібною. Тому було прийняте рішення відмовитись від використання поличного елемента, і використовувати прямий вхід газового потоку.

Залежність (рисунок 2.19) показує, що створюється виражений факел потоку в центрі корпусу апарату, швидкість якого зменшується з висотою та ближче до стінок корпусу із-за ефекту дифузору, в вигляді якого зроблена нижня частина корпусу. Коли газовий потік проходить середину корпусу апарату і потрапляє в зону закриття конуса (ефект конфузору), швидкість газового потоку поступово зростає з висотою корпусу. Швидкість газового потоку впливає на ефективність розділення сипкого матеріалу. Низькі значення швидкості газового потоку впливають на дрібну фракцію, яка значно забруднює крупну фракцію, за рахунок того, що крупні частинки забивають дрібну фракцію і виносять разом з собою у збірник крупної фракції. Також дрібним частинкам не достатньо швидкості потоку для подолання центральної частини корпусу апарату та потрапляння у розгінну зону, із якої дрібні частинки винесуться в збірник дрібної фракції. При високих значеннях швидкості газового потоку відбувається розривання потоку і крупні частинки потрапляють в зону винесення дрібної фракції, що призводить до втрат крупної фракції. Також висока швидкість впливає на утворення шару матеріалу, що обертається.





а)



б)



в)



г)



д)



е)



ж)

—●— Крива розподілу швидкості

Рисунок 2.18 – Залежність швидкості повітряного потоку в перетинах апарату по висоті корпусу апарату з полицкою в секторі вводу повітряного потоку

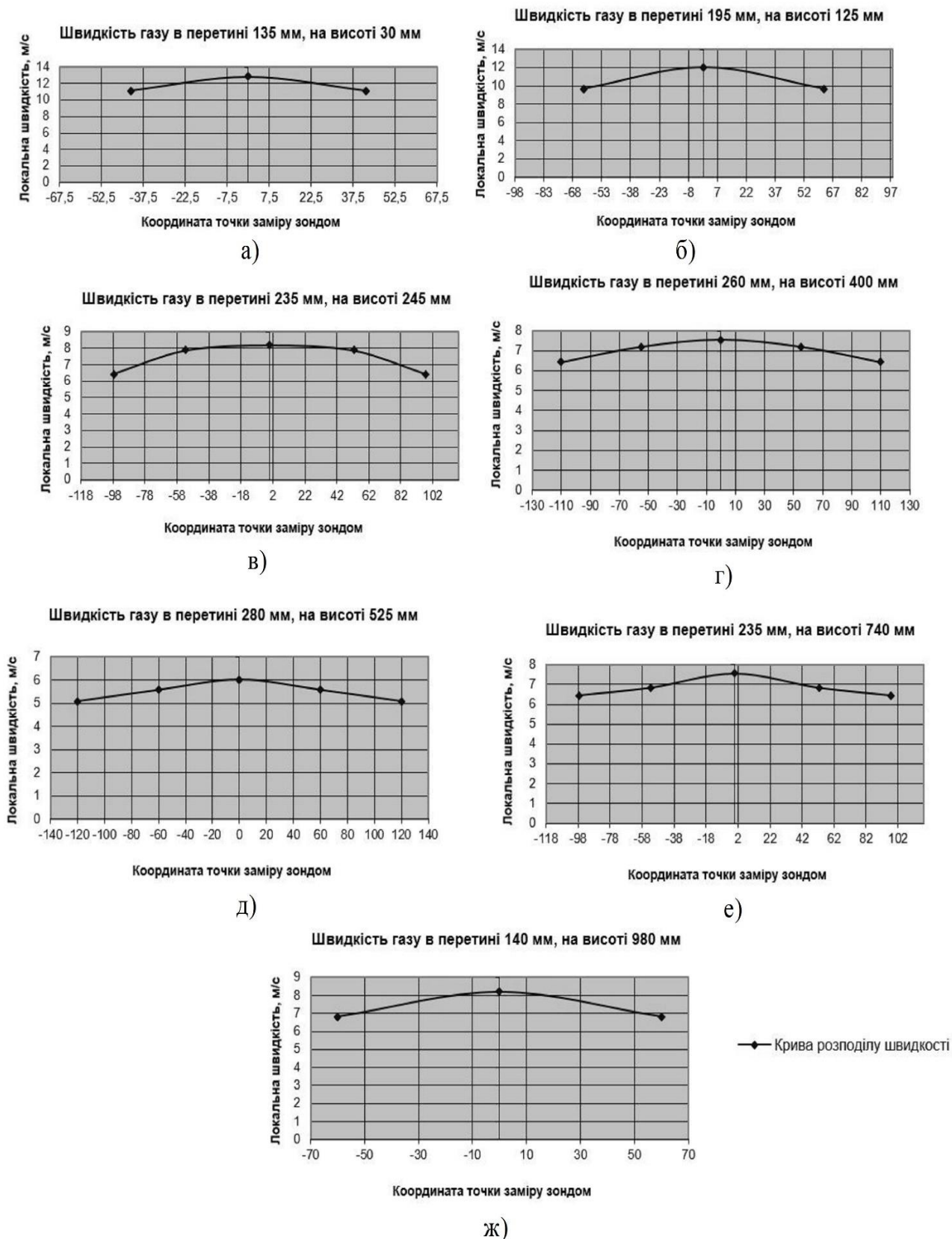


Рисунок 2.19 – Залежність швидкості повітряного потоку в перетинах апарату по висоті корпусу апарату без полицки в секторі вводу повітряного потоку

Шар матеріалу піднімається в центральну частину корпусу, в якій втрачає можливість обертатись, що призводить до його руйнування. Тому швидкість підбирається в залежності від властивостей матеріалу і крупності частинок, які потрібно розділити. Крупні частинки не повинні набрати достатню швидкість для того щоб подолати центральну частину апарату і винестись із апарату разом з дрібною фракцією. Факел швидкості повинен мати стабільну постійну швидкість, що позитивно впливає на обертання шару матеріалу. Шар матеріалу накопичуючи в собі частинки, опускається вниз до зони вводу газового потоку і підтискається то під одну то під іншу стінку апарату, за рахунок часткового перекривання газового потоку шаром матеріалу. За рахунок цього, газовий потік, піджимається то під одну стінку, то під іншу, що і змушує шар матеріалу до обертання.

#### **2.3.4 Дослідження швидкості витання полідисперсних матеріалів**

Ефективність класифікації залежить від двох швидкостей, які створюють рівновагу процесу. Перша – це швидкість газового потоку, а друга – це швидкість витання сипкого матеріалу. Без визначення швидкості витання матеріалу, не можливо підібрати відповідну швидкість повітряного потоку. Кожен сипкий матеріал, в залежності від параметрів форми частинок, густини частинок ті розміру частинок, має різну швидкість витання, яка визначається експериментально.

Для проведення експерименту були підібрані матеріали, які різняться своїми характеристиками і розміром частинок. Створювались суміші основного матеріалу і різних домішок, для більш точного визначення швидкості витання. Дослідження проводились на карбаміді, гречці, насінні моркви, насінні редису, просі та кварцовому піску з фракцією –  $0,63+0,4$  мм і фракцією –  $0,2+0,16$  мм.

Використовуючи отримані після експерименту данні, будується залежність кількості винесення матеріалу від швидкості газового потоку. Швидкість газового потоку, яка еквівалентна швидкості витання частинок, відповідає 50% кількості

винесених частинок. Це дає можливість проаналізувати різницю в значеннях швидкостей витання частинок, домішок і основного матеріалу, а також зробити висновки про можливість відділення матеріалу від різноманітних домішок.

За табличними даними побудована епюра залежності винесення матеріалу від розрахункової швидкості газового потоку (рисунок 2.20), на якій показана доля винесеного потоком газу матеріалу із апарату в залежності від збільшення швидкості газового потоку.

Залежності (рисунок 2.21) показують різницю швидкостей витання домішок і досліджуемого матеріалу. Зі збільшенням швидкості газового потоку, доля винесення матеріалу збільшується, тобто вибираючи швидкість газового потоку, потрібно враховувати при якій швидкості той чи інший матеріал почне виноситись з апарату разом із домішками, або провалюватись в провал разом із домішками.

В різних випадках, в залежності від суміші матеріалу, один і той же матеріал можна або вивести із апарату як дрібну фракцію, при умові що домішки будуть мати більшу швидкість витання, або ж навпаки, вивести із апарату домішки, при умові що домішки будуть мати меншу швидкість витання. Тому на основі отриманих даних, можна зробити висновок про можливість розділення представлених матеріалів від різноманітних домішок.

Отримані дані показують, що мінімальна різниця між швидкостями витання частинок основного матеріалу та домішок спостерігається для насіння моркви, швидкість витання домішок становить 1,1 – 2,1 м/с, а самого насіння 3,7 м/с.

Мінімальна різниця між швидкістю витання дрібної і крупної фракції матеріалу спостерігається для кварцового піску, швидкість витання дрібної фракції становить 1,3 м/с, а швидкість витання крупної фракції 2,55 м/с. Для решти матеріалів швидкості витання їх частинок по відношенню до частинок домішок значно відрізняються. Домішки, які складаються переважно із дрібної фракції (відносно фракції матеріалу, що розділяємо), мають швидкість витання в межах 1,1 – 2,1 м/с, тому при розділенні вони попадуть у бункер збору дрібної фракції як відходи, а сам матеріал, швидкість витання частинок якого знаходиться у межах 3,5 - 9 м/с винесеться із апарату як крупна фракція. На основі отриманих даних можна

проводити налаштування обладнання на різні типи матеріалу без додаткових експериментів і постійного підбору параметрів процесу.

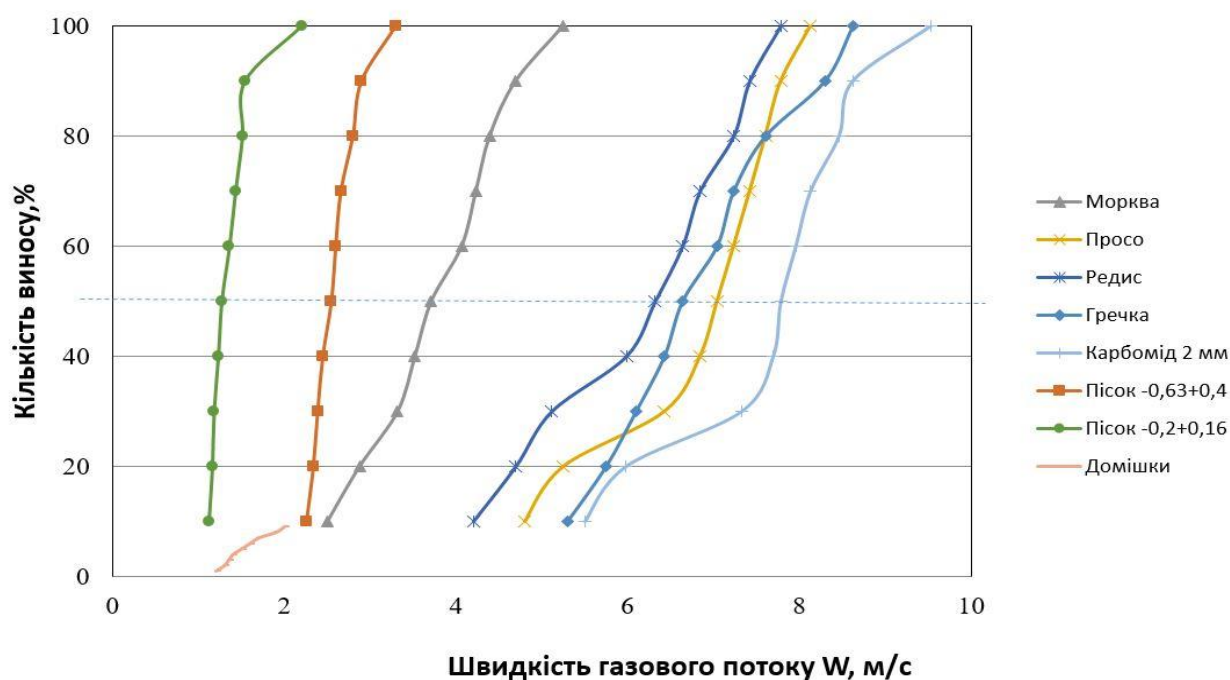


Рисунок 2.20 – Залежність кількості виносу частинок матеріалу і домішок від швидкості газового потоку

## 2.3.5 Дослідження процесу класифікації

### 2.3.5.1 Дослідження впливу витрати газового потоку на якість розділення

Основним критерієм оцінки роботи обладнання для пневмокласифікації, являється ефективність розділення, яка включає в себе аналіз отриманих фракцій в виносі та провалі на місткість в своєму складі домішок іншої фракції, а також аналіз втрат безпосередньо товарної фракції, або її забруднення нетоварною фракцією.

На ефективність розділення впливають також гідродинамічні параметри, які повинні забезпечувати оптимальні умови для проведення процесу, і в комплексі забезпечувати енергоефективну роботу обладнання. Різниця швидкостей газового потоку і частинок, являється рушійною силою процесу пневмокласифікації. Газовий потік характеризується двома основними гідродинамічними параметрами,

швидкістю та витратою. При проектуванні пневмокласифікатора, враховується витрата газового потоку, завдяки якій отримуємо площу перетину корпусу на вході в апарат і виході із апарата. В свою чергу маючи площу перетину і витрату повітря можливо визначити значення швидкості газового потоку. Чим більша різниця швидкості газового потоку і швидкості частинок, тим більш можливе ефективне проведення процесу розділення сипкого матеріалу. Від правильно підібраної різниці швидкостей газового потоку і частинок конкретного матеріалу, які мають свою швидкість витання, буде залежати можливість проведення процесу розділення сипкого матеріалу на дрібну та крупну фракції, а потім вже ефективність процесу розділення. Для аналізу впливу гідродинамічних параметрів газового потоку на ефективність розділення, будується залежність втрат товарної фракції сипкого матеріалу від витрати газового потоку (рисунок 2.19) і від швидкості газового потоку(рисунок 2.20).

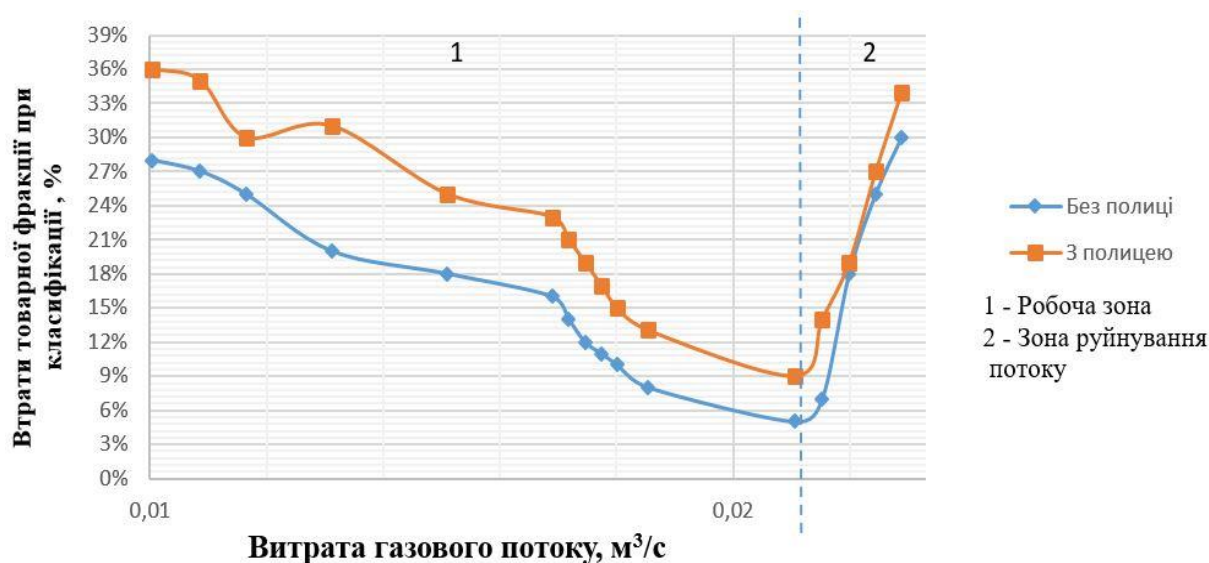


Рисунок 2.21 – Залежність втрат товарної фракції сипкого матеріалу від витрати газового потоку

Як видно із залежності (рисунок 2.22), отримуємо умовно 2 зони, в яких можна оцінити вплив витрати газового потоку. В першій зоні (робоча зона) спостерігається динаміка зменшення втрат крупної фракції і зменшення забрудненості крупної фракції дрібною фракцією зі збільшенням витрати газового



поток, що позитивно впливає на ефективність класифікації. Але ця тенденція зберігається поки витрата не перевищить  $0,024748 \text{ м}^3/\text{с}$ . При цій витраті отримаємо забруднення крупної фракції дрібною в межах 5%. При подальшому збільшенні витрати (зверх  $0,024748 \text{ м}^3/\text{с}$ ), друга зона епюри (зона руйнування потоку), спостерігається поступовий розрив потоку, і винос частинок крупної фракції в збірник дрібної фракції. Коли витрата сягає  $0,03 \text{ м}^3/\text{с}$ , шар матеріалу руйнується повністю, і розділення не відбувається. Із залежності (рисунок 2.22) витікає, що через вплив полиці в секторі входу газового потоку збільшується забрудненість крупної фракції дрібною практично на 10%, і ця тенденція зберігається по всій висоті робочої зони апарату. Через викривлення газового потоку в точці входу, не достатньо висоти апарату для стабілізування потоку, а збільшення висоти не має сенсу, так як збільшується металоємність конструкції, а також збільшуються гідравлічні втрати.

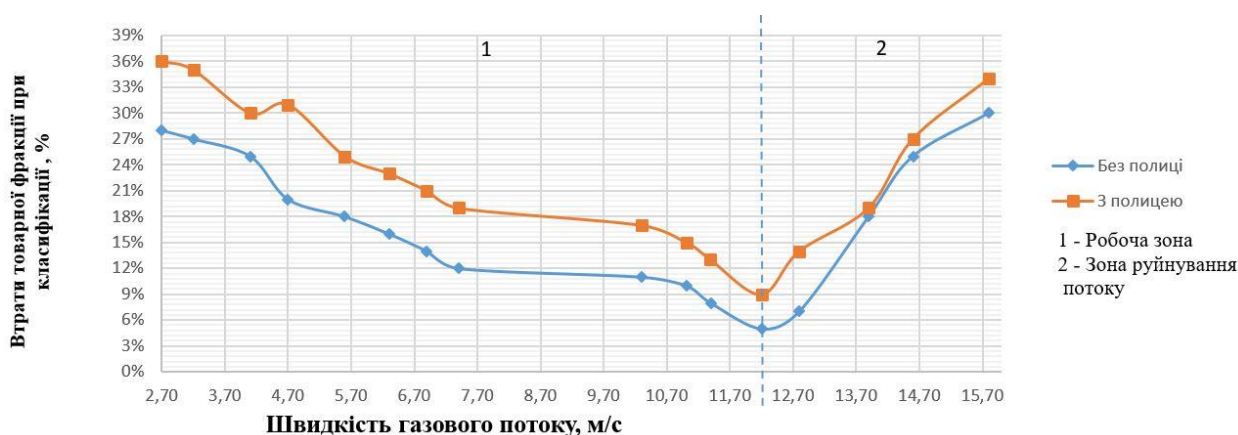


Рисунок 2.22 – Залежність втрат товарної фракції сипкого матеріалу від швидкості газового потоку

Залежність (рисунок 2.22) також має умовно 2 зони, в яких оцінюється вплив швидкості газового потоку на вході в апарат. В робочій зоні (до 12 м/с) при збільшенні швидкості газового потоку на вході, зменшується забрудненість крупної фракції дрібною фракцією, а крупна фракція не забруднює дрібну фракцію, відриваючись від шару матеріалу. Перехід в зону руйнування потоку трапляється

при збільшенні швидкості газового потоку (більше 12 м/с). Від шару матеріалу поступово починають відриватися крупні частинки, які вилітають в збірник дрібної фракції, або ж скупчуються на певній висоті створюючи агломерати, які потім падають через потік забиваючи і дрібну і крупну фракцію. Подальше збільшення швидкості газового потоку призводить до повного унеможливлення процесу класифікації в зв'язку із повним руйнуванням потоку, і постійним виносом крупної фракції разом із дрібною з апарату. При порівнянні залежності (рисунок 2.20) і залежності (рисунок 2.22) витікає, що швидкість газового потоку, яка спостерігається в робочій зоні пневмокласифікатора, є достатньою для проведення ефективного розділення частинок різноманітних матеріалів на крупну і дрібну фракції.

#### **2.3.5.2 Аналіз впливу часу дозавантаження і розвантаження обертаючого шару матеріалу на якість розділення**

Представлений процес пневмокласифікації циклічний, і ділиться на 2 цикли. В першому циклі здійснюється подача матеріалу в корпус за допомогою дозувального пристрою, а в другому циклі відбувається поступове розвантаження накопиченого в корпусі шару матеріалу. В процесі подачі матеріалу в робочий простір корпусу апарату, важливу роль відіграє час роботи дозувального пристрою. Від кількості матеріалу, який потрапить в апарат за проміжок часу буде залежати ефективність розділення.

Залежність (рисунок 2.23) показує, що в першій зоні (робоча зона) спостерігається зниження втрат товарної фракції зі зростанням часу дозавантаження шару матеріалу. Зменшення втрат відбувається до моменту, поки час дозавантаження не перевищує 20 секунд, а потім процес перетікає у другу зону (зона руйнування потоку), де втрати товарної фракції починають з часом зростати. Час дозавантаження впливає також на загальний час проходження процесу. В третій зоні (зона безперервного завантаження) матеріал подається в апарат безперервно, що зменшує загальний час проходження процесу, але ефективність



класифікації при цьому не буде перевищувати 60%, тобто втрати товарної фракції досягнуть 35-40%.

Для оптимізації часу дозавантаження різних матеріалів, на основі отриманих експериментальних даних сформульовано залежність, що показує залежність часу дозавантаження від відношення крупної фракції частинок до дрібної фракції частинок (формула 2.9).

$$\tau = a \cdot \left( \frac{D_K}{D_D} \right)^n, \quad (2.9)$$

де  $a$ ,  $n$  – експериментальні сталі,  $a = 30,741$ ;  $n = -1,348$ ;

$D_K$  – мінімальний розмір частинок крупної фракції, мм;  $D_K = \psi \cdot d_{cpK}$ , де  $d_{cpK}$  – середній розмір крупної фракції;  $\psi$  – коефіцієнт форми частинки;

$D_D$  – мінімальний розмір частинок дрібної фракції, мм;  $D_D = \psi \cdot d_{cpD}$ , де  $d_{cpD}$  – середній розмір дрібної фракції;  $\psi$  – коефіцієнт форми частинки.

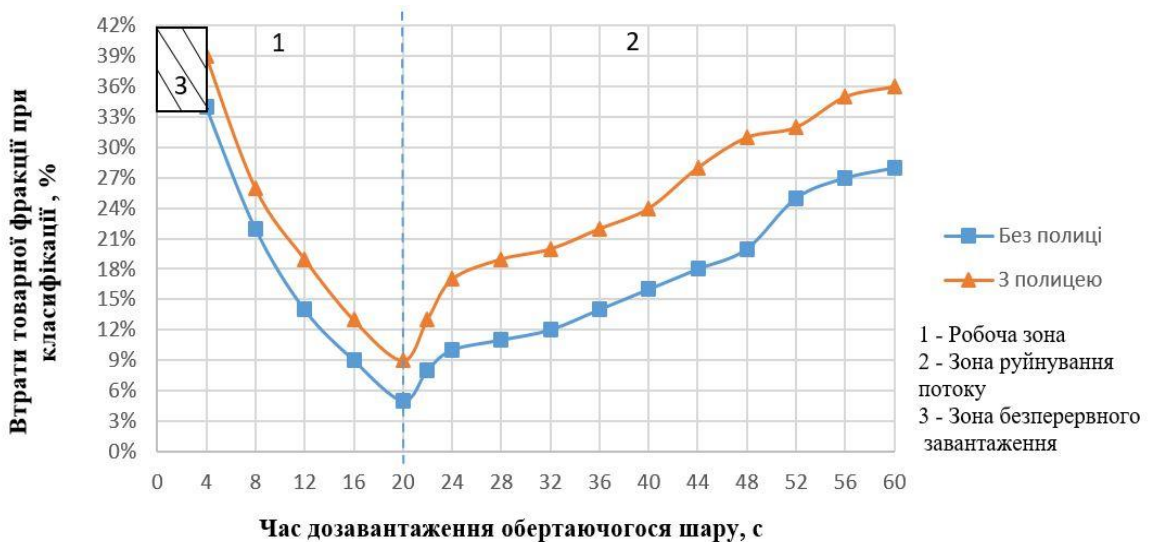


Рисунок 2.23 – Залежність втрат товарної фракції від часу дозавантаження обертаючого шару матеріалу на прикладі кварцового піску

Залежність (рисунок 2.24) показує, що чим більше відношення між граничним розміром крупної і дрібної фракції, тим менше часу потрібно на дозавантаження обертаючого шару матеріалу. Чим ближче знаходяться границі

фракцій що розділяються, тим більше потрібно часу на дозавантаження подушки матеріалу

Збільшення часу дозавантаження дозволяє зменшити загальний час проходження процесу, але негативно відобразиться на ефективності, так як збільшаться втрати товарної фракції та забрудненість товарної фракції дрібною фракцією. Також пересичуючись матеріалом, обертаючий шар матеріалу буде поступово опускатися вниз, що призведе до перекидання входу газового потоку, а газовий потік сконцентрувавшись під шаром матеріалу буде шукати вихід, і вибивати крупну фракцію разом з дрібною у виніс.

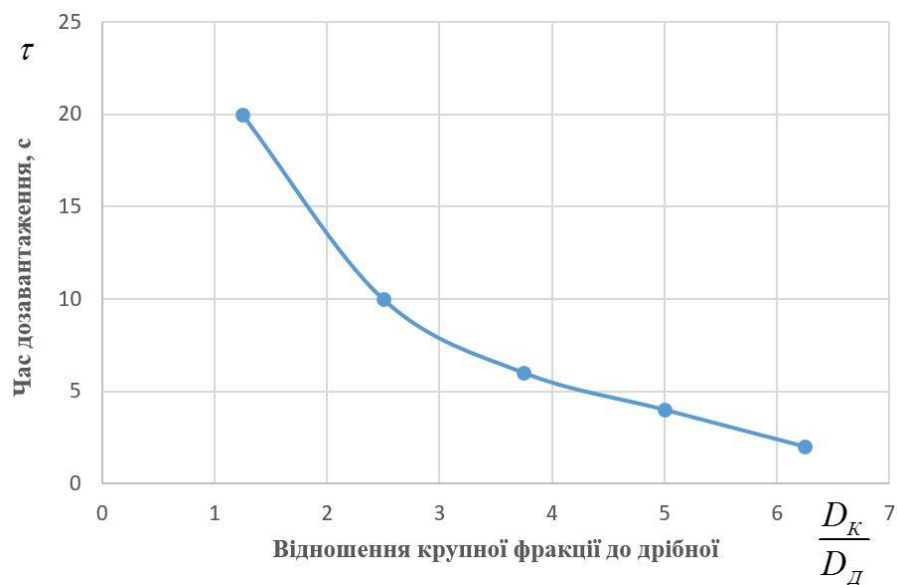


Рисунок 2.24 – Залежність втрат товарної фракції від часу дозавантаження обертаючого шару матеріалу на прикладі кварцового піску

Другий цикл процесу класифікації пов'язаний із процесом розвантаження накопиченого шару матеріалу, який пройшов цикл дозавантаження матеріалом. Залежність (рисунок 2.25) показує, що в першій зоні (робоча зона) поступово знижуються втрати товарної фракції зі зростанням часу розвантаження шару. Зменшення втрат відбувається до моменту, поки час розвантаження не досягне 120 секунд, а потім процес перетікає у другу зону (зона руйнування потоку), де втрати товарної фракції починають поступово зростати.

Шар матеріалу повинен максимально розвантажитись до моменту наступного дозавантаження, і при цьому він не повинен втратити можливості обертатися, або зовсім зруйнуватись. Після 120 секунд розвантаження матеріалу, крива втрат починає поступово зростати. Зростання втрат незначне, але збільшення часу розвантаження негативно вплине на загальний час проведення процесу.

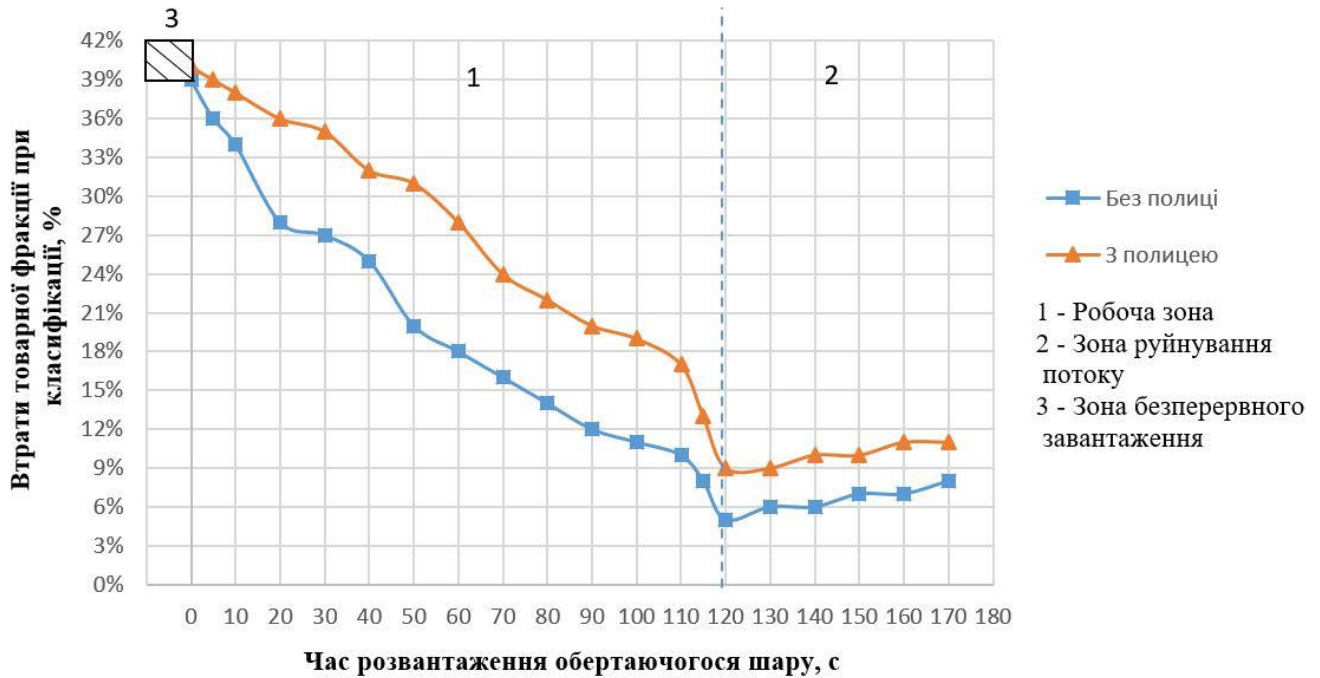


Рисунок 2.25 – Залежність втрат товарної фракції від часу розвантаження обертаючого шару матеріалу

Виходячи із отриманих даних, витікає, що для кожного циклу повинні бути підібрані оптимальні часові границі, що буде впливати на енергетичні затрати процесу і на його ефективність.

### 2.3.5.3 Оцінка ефективності пневмокласифікації різних матеріалів

Для оцінки ефективності пневмокласифікації, були поставлені експерименти з різними сипкими матеріалами на лабораторній моделі пневмокласифікатора. Підібравши оптимальні параметри процесу з урахуванням властивостей матеріалу

та характеру домішок і його забрудненості, були отримані результати (таблиця 2.4 – 2.9), представлені у вигляді гістограм (рисунок 2.26 – 2.31).

Таблиця 2.4 – Результати розсіву по залишкам приготованої суміші річного піску

Параметр	Маса суміші, г	Фракція 0,16 - 0,2 мм, г	Фракція 0,4 – 0,63 мм, г
Річний пісок (початкова суміш)	1129,2	574,9	554,3
%	100	50,91	49,09
Збірник дрібної фракції	591,4	562,70	28,70
%	100	94,68	4,83
Збірник крупної фракції	526,1	22,50	503,60
%	100	4,28	95,71

Таблиця 2.5 – Результати розсіву по залишкам приготованої суміші карбаміду

Параметр	Маса суміші, г	Фракція 0,4 - 2 мм, г	Фракція 2 – 4 мм, г
Карбамід (початкова суміш)	3129,2	1524,6	1604,6
%	100	48,7	51,3
Збірник дрібної фракції	1559,6	1507,3	52,3
%	100	98,8	1,2
Збірник крупної фракції	1569,6	17,3	1552,3
%	100	1,1	98,9

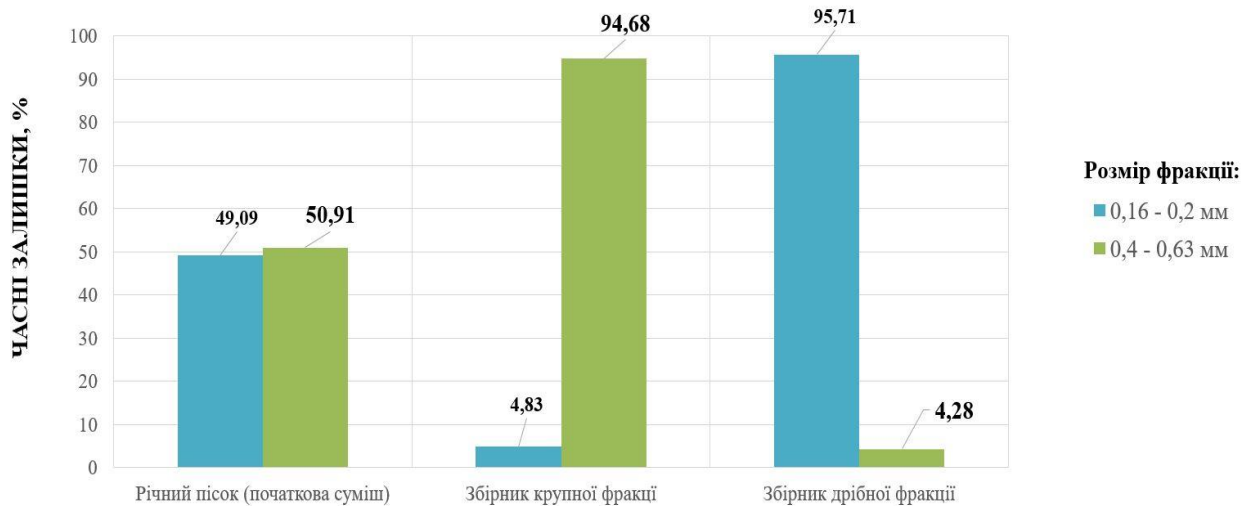


Рисунок 2.26 – Оцінка ефективності пневмокласифікації річного піску

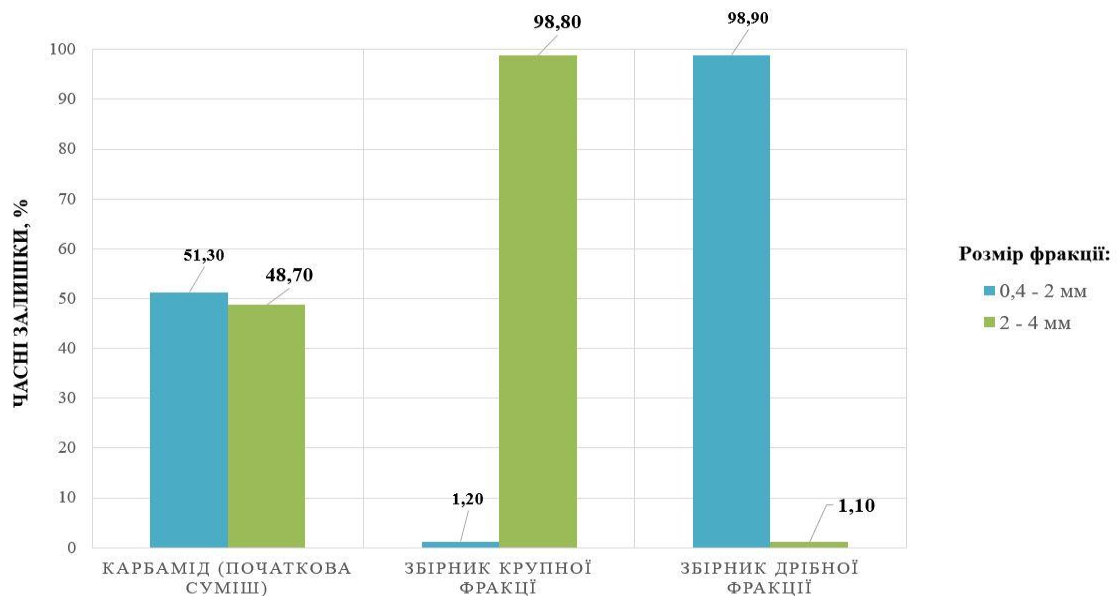


Рисунок 2.27 – Оцінка ефективності пневмокласифікації карбаміду

Таблиця 2.6 – Результати розсіву по залишкам приготованої суміші гречки

Параметр	Маса суміші, г	Фракція 0,4 – 2,5 мм, г	Фракція 2,5 – 3,2 мм, г
Гречка (початкова суміш)	2186	1124	1062
%	100	51,42	48,58
Збірник дрібної фракції	1046,5	1044,2	2,3
%	100	99,78	0,22
Збірник крупної фракції	1139,5	12,00	1127,50
%	100	1,05	98,95

Таблиця 2.7 – Результати розсіву по залишкам приготованої суміші проса

Параметр	Маса суміші, г	Фракція 0,4 - 2 мм, г	Фракція 2 – 2,4 мм, г
Просо (початкова суміш)	2983	1485	1498
%	100	49,78	50,22
Збірник дрібної фракції	1509	1472	37
%	100	97,55	2,45
Збірник крупної фракції	1474	13,00	1461,00
%	100	0,88	99,12

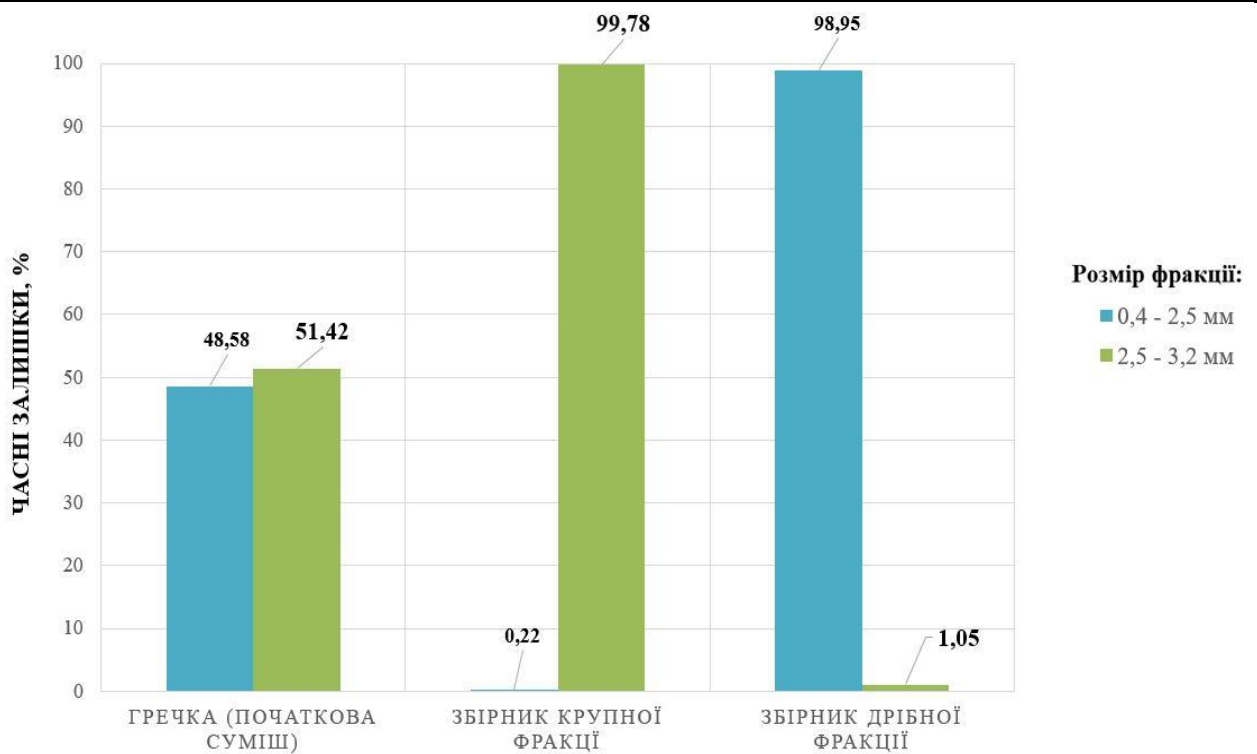


Рисунок 2.28 – Оцінка ефективності пневмокласифікації гречки

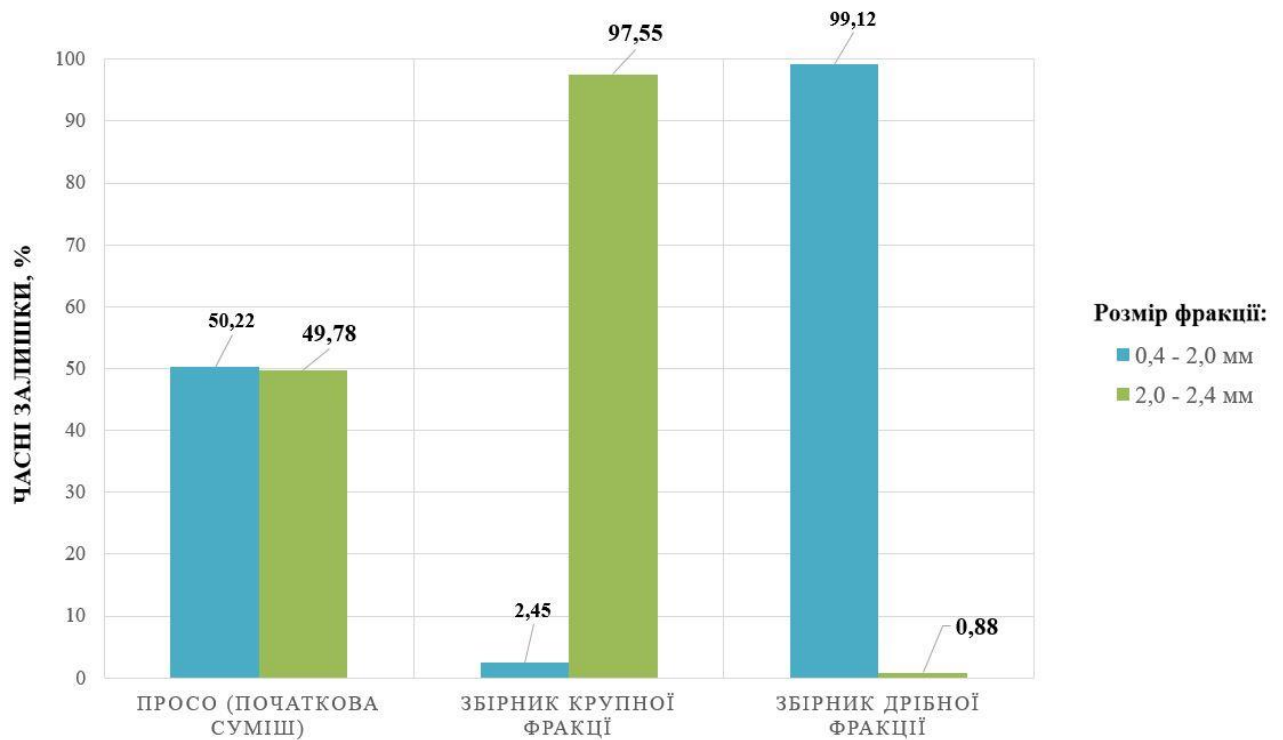


Рисунок 2.29 – Оцінка ефективності пневмокласифікації проса

Таблиця 2.8 – Результати розсіву по залишкам приготованої суміші насіння моркви

Параметр	Маса суміші, г	Фракція 0,4 – 1,6 мм, г	Фракція 1,6 – 2,4 мм, г
Морква (початкова суміш)	2312	1210	1102
%	100	52,34	47,66
Збірник дрібної фракції	1100,8	1058	42,8
%	100	96,11	3,89
Збірник крупної фракції	1211,2	44,00	1167,20
%	100	3,63	96,37

Таблиця 2.9 – Результати розсіву по залишкам приготованої суміші насіння редису

Параметр	Маса суміші, г	Фракція 0,4 – 2,1 мм, г	Фракція 2,1 - 3 мм, г
Редис (початкова суміш)	2216	1112	1104
%	100	50,18	49,82
Збірник дрібної фракції	1101,8	1099	2,8
%	100	99,75	0,25
Збірник крупної фракції	1139,5	13,20	1101,00
%	100	1,18	98,82

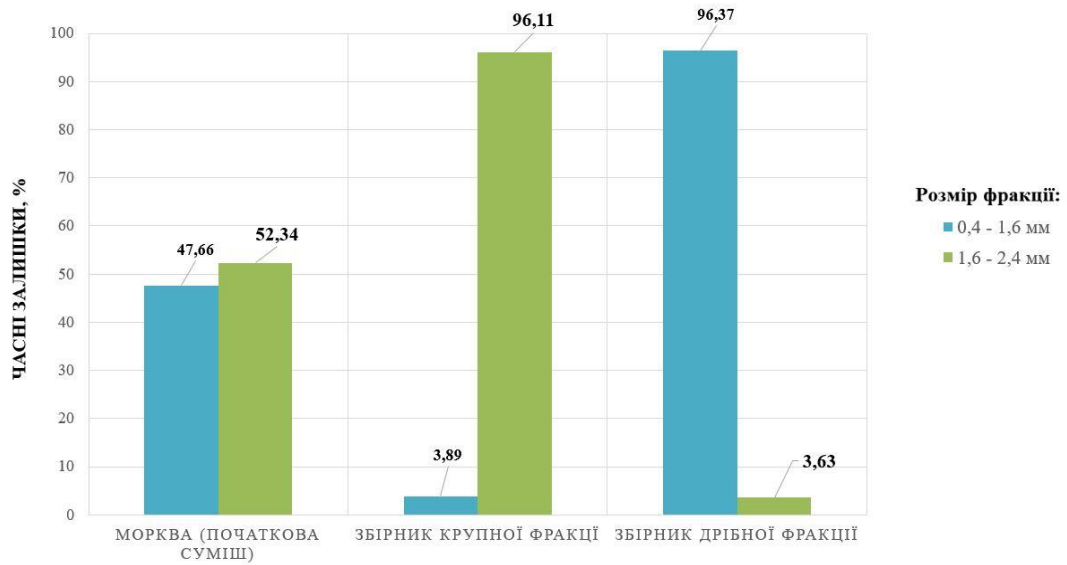


Рисунок 2.30 – Оцінка ефективності пневмокласифікації насіння моркви

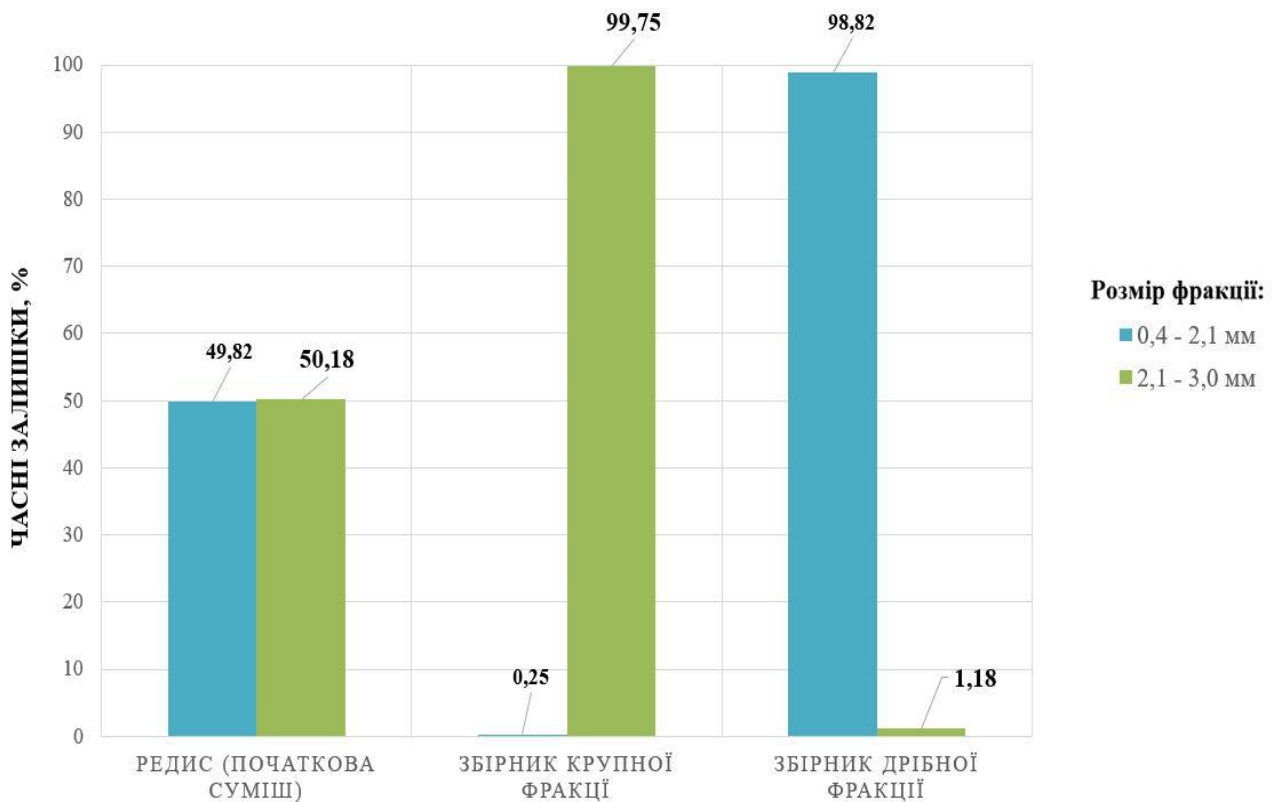


Рисунок 2.31 – Оцінка ефективності пневмокласифікації насіння редису

Представлені гістограми (рисунок 3.19 – 3.24) відображають можливість ефективного розділення в «ромбічному» пневмокласифікаторі сумішей



різноманітних сипких матеріалів, які різняться за розміром, формою, густиною та швидкістю витання. Так як апарат здатен розділяти суміш піску, фракції якого мають дуже близьку швидкість витання при однаковій густині, то ефективність розділення більш крупних матеріалів, які ще й мають різну форму та більш відмінну швидкість витання один від одного навіть збільшиться. Забрудненість крупної фракції дрібною не перевищують 5%, розглядаючи пісочну суміш, а відносно інших матеріалів тільки зменшується. Тобто даний апарат забезпечує достатню ефективність розділення полідисперсної суміші різноманітних сипких матеріалів.

Основні результати опубліковано в роботі [151, 152].

## 2.4 Математичне моделювання процесу пневмокласифікації

Пневмокласифікатори характеризуються достатньо специфічними умовами процесу, тому в даний час існують лише аналітичні залежності, які носять емпіричний характер стосовно конкретних умов процесу та конструкції апарата. Зважаючи на це, на підприємствах виникають певні труднощі при використанні пневмокласифікаторів в технологічних процесах.

Основною проблемою при експлуатації пневмокласифікаторів являється недостатня вивченість гідродинаміки руху частинок в апараті, а також самого процесу розділення частинок. Математична модель дозволяє встановити та оптимізувати режимно-технологічні параметри процесу, а також проводити порівняння експериментальних даних отриманих під час випробувань, з розрахунковими, отриманими за допомогою аналітичних залежностей математичної моделі.

При розробці математичної моделі слід зауважити, що в робочому об'ємі пневмокласифікатора в одиницю часу перебуває велика кількість частинок. Частинки відрізняються розмірами, формою, характером і напрямом свого руху. В процесі свого руху частинки зіштовхуються між собою, частково перетираються, змінюють свою траєкторію відштовхуючись від стінок та регулярно змінюють свою швидкість. Частина фракції постійно відводиться, а шар матеріалу періодично поновлюється новими порціями матеріалу [157].

У даному розділі приведені теоретичні основи математичного аналізу гідродинаміки руху частинок та процесу розділення на фракції сипкого матеріалу в апаратах для пневматичної класифікації. Отримані аналітичні залежності, які дають можливість розрахувати режимні параметри процесу, а саме швидкість руху потоку газу та твердих частинок, концентрацію дрібних частинок у зваженому шарі, а також отримати траєкторії руху газодисперсного потоку у вертикальному каналі що розширюється, тобто має перемінний переріз.

### 2.4.1 Закономірності процесу пневмокласифікації

Виділимо в зваженому шарі матеріалу в апараті елементарний об'єм  $\Delta V$  (рисунок 2.32).

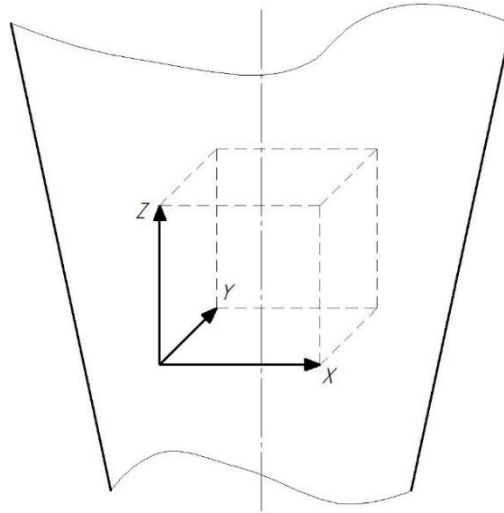


Рисунок 2.32 – Схема, елементарного об'єму в апараті

Розглянемо зміну концентрації частинок дрібної фракції ( $C_M$ ) в виділеному об'ємі у часі та просторі.

Рівняння, яке характеризує дану зміну, виражається у вигляді:

$$G_{cl} \frac{\partial C_M(\tau)}{\partial \tau} = G_{cl} (U_T \text{grad} C_M) + G_{cl} K_y (C_M^* - C_M(\tau)) =$$

$$= \left( U_{Tx} \frac{\partial C_M}{\partial X} + U_{Ty} \frac{\partial C_M}{\partial Y} + U_{Tz} \frac{\partial C_M}{\partial Z} \right) + G_{cl} K_y (C_M^* - C_M(\tau)) \quad (2.10)$$

де  $G_{cl}$  - маса частинок в зваженому шарі, кг;

$U_{Tx}, U_{Ty}, U_{Tz}$  - швидкість твердих частинок відповідно до вісей X, Y, Z, м/с;

$C_M(\tau)$  - поточна концентрація частинок дрібної фракції в зваженому стані, кг/кг;

$C_M^*$  - гранична концентрація частинок дрібної фракції в зваженому стані, кг/кг;

$\tau$  - час проходження процесу пневмокласифікації, с;

$K_y$  - константа швидкості винесення, 1/с.

Зважаючи на те, що ширина пневмокласифікатора значно менше довжини перетину, вважаємо, що по осі  $Y$  зміни концентрації частинок дрібної фракції не відбувається, тобто в рівнянні (2.10):

$$U_{T_y} \frac{\partial C_M}{\partial Y} = 0$$

Також, зважаючи на те, що швидкість твердих частинок в горизонтальній проекції  $X$  в напрямленні від осі апарату до стінок, значно зменшується за рахунок впливу гальмівного ефекту і з цієї ж причини газовий потік в горизонтальному напрямі не буде суттєво впливати на розшарування частинок по розмірам.

Тоді в рівнянні (2.10):

$$U_{T_x} \frac{\partial C_M}{\partial X} = 0$$

Після вказаних припущень, рівняння (4.60) запишеться у вигляді:

$$G_{cl} \frac{\partial C_M(\tau)}{\partial \tau} = G_{cl} U_{T_z} \frac{\partial C_M}{\partial Z} + G_{cl} K_y (C_M^* - C_M(\tau)), \quad (2.11)$$

Рівняння (2.11) характеризує кінетичний винос, обумовлений виносом із шару дрібних частинок, швидкість витання яких менша від швидкості газового потоку, так і динамічний (інерційний), обумовлений кінетичною енергією дрібних частинок, які виносяться з поверхні зваженого шару.

Представимо рівняння (2.11) у вигляді:

$$\frac{\partial C_M(Z, \tau)}{\partial \tau} + U_{T_z} \frac{\partial C_M(Z, \tau)}{\partial Z} - K_y [C_M^* - C_M(Z, \tau)] = 0, \quad (2.12)$$

Зробивши пряме перетворення Лапласа, отримаємо:

$$L[C_M(Z, \tau)] = C_M(Z, s), \quad (2.13)$$

$$L\left[\frac{\partial C_M(Z, \tau)}{\partial \tau}\right] = s \cdot C_M(Z, s) - C_0(Z), \quad (2.14)$$

$$L(C_M^*) = \frac{C^*}{s}, \quad (2.15)$$

Отримаємо:

$$s \cdot C_M(Z, s) - C_0(Z) + U_{T_z} \frac{\partial C_M(Z, s)}{\partial Z} - K_y \left[ \frac{C_M^*}{s} - C_M(Z, s) \right] = 0, \quad (2.16)$$

$$U_{T_z}(Z) C_M^* + (s - k) C_M - C_0(Z) = \frac{k C_M^*}{s}, \quad (2.17)$$

Вважаємо, що середня швидкість частинок по висоті постійна, а також постійна початкова концентрація частинок по висоті:

$$\begin{cases} U_{T_z}(Z) = const \\ C_0(Z) = const \end{cases} \quad (2.18)$$

Загальний розв'язок неоднорідного рівняння буде мати вигляд:

$$C_M = \frac{C_0 + \frac{kC_M^*}{s}}{s+k} + A e^{\frac{-s+k}{U_T}Z}, \quad (2.19)$$

Задавши граничні умови  $C_M(0, \tau) = C_{ex} = const$  та  $L[C_M(0, \tau)] = \frac{C_{ex}}{s}$ ,  
отримаємо:

$$C_M(0) = \frac{C_0 + \frac{kC_M^*}{s}}{s+k} + A = \frac{C_{ex}}{s}, \quad (2.20)$$

$$A = \frac{C_{ex}}{s} - \frac{C_0 + \frac{kC_M^*}{s}}{s+k}, \quad (2.21)$$

Звідки отримаємо загальне рівняння для визначення концентрації матеріалу в апараті:

$$C_M = \frac{C_{ex}}{s} e^{\frac{-s+k}{U_T}Z} + \frac{C_0 + \frac{kC_M^*}{s}}{s+k} \left( 1 - e^{\frac{-s+k}{U_T}Z} \right), \quad (2.22)$$

Зробимо зворотне перетворення Лапласа:

$$L^{-1} \left( \frac{C_{ex}}{s} e^{\frac{-s+k}{U_T}Z} \right) = C_M^* e^{\frac{kZ}{U_T}} H \left( \tau - \frac{Z}{U_T} \right), \quad (2.23)$$

де  $H$  - функція Хевісайда.

$$\frac{C_0 + \frac{kC_M^*}{s}}{s+k} = \frac{C_M^*}{s} + \frac{C_0 - C_M^*}{s+k}, \quad (2.24)$$

$$L^{-1}\left(\frac{C_M^*}{s}\right) = C_M^*, \quad (2.25)$$

$$L^{-1}\left(\frac{C_0 - C_M^*}{s + k}\right) = (C_0 - C_M^*)e^{-k\tau}, \quad (2.26)$$

$$L^{-1}\left(\frac{C_M^*}{s} e^{\frac{-s+k}{U_T} Z}\right) = C_M^* e^{\frac{-kZ}{U_T}} H\left(\tau - \frac{Z}{U_T}\right), \quad (2.27)$$

$$L^{-1}\left(\frac{C_0 - C_M^*}{s + k} e^{\frac{-s+k}{U_T} Z}\right) = (C_0 - C_M^*)e^{-k\tau} H\left(\tau - \frac{Z}{U_T}\right), \quad (2.28)$$

З урахуванням перетворень (2.23) – (2.28), рівняння для розв'язання нестационарної задачі визначення концентрації частинок по висоті апарату  $Z$  з часом  $\tau$  має наступний вигляд:

$$\begin{aligned} C_M(Z, \tau) &= C_{\text{ex}} e^{\frac{-kZ}{U_T}} H\left(\tau - \frac{Z}{U_T}\right) + C_M^* + (C_0 - C_M^*)e^{-k\tau} - C_M^* e^{\frac{-kZ}{U_T}} \times \\ &\times H\left(\tau - \frac{Z}{U_T}\right) - (C_0 - C_M^*)e^{-k\tau} H\left(\tau - \frac{Z}{U_T}\right) = C_M^* + (C_{\text{ex}} - C_M^*)e^{\frac{-kZ}{U_T}} \times, \quad (2.29) \\ &\times H\left(\tau - \frac{Z}{U_T}\right) + (C_0 - C_M^*)e^{-k\tau} \left[1 - H\left(\tau - \frac{Z}{U_T}\right)\right] \end{aligned}$$

Якщо  $C_{\text{ex}} = C_0 = \text{const}$ , то:

$$C_M(Z, \tau) = C_M^* + (C_0 - C_M^*) \left\{ e^{\frac{-kZ}{U_T}} H\left(\tau - \frac{Z}{U_T}\right) + e^{-k\tau} \left[1 - H\left(\tau - \frac{Z}{U_T}\right)\right] \right\}, \quad (2.30)$$

Використовуючи формулу (2.30) будуємо графік зміни концентрації дрібних частинок у зваженому шарі по висоті апарату  $Z$  з часом  $\tau$  (рисунок 2.33):

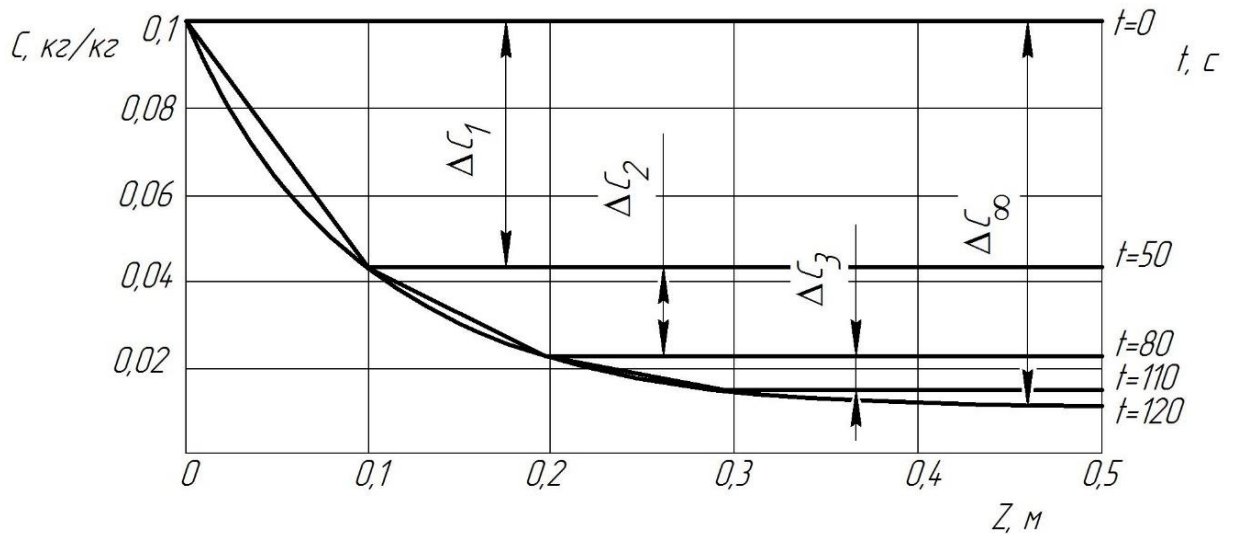


Рисунок 2.33 – Залежність зміни концентрації дрібних частинок у зваженому шарі по висоті апарату  $Z$  з часом  $\tau$

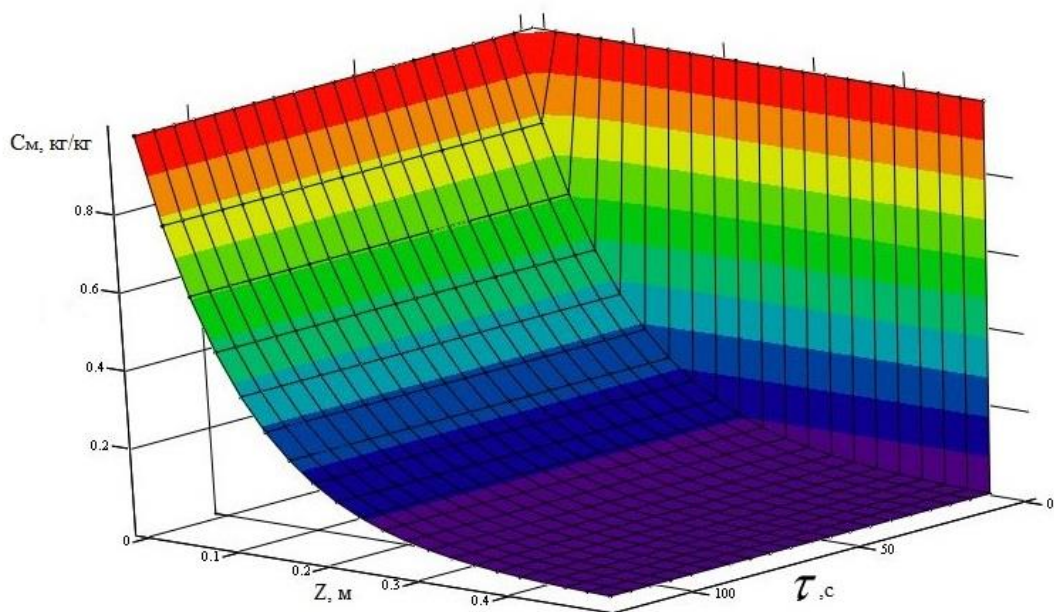


Рисунок 2.34 – Залежність зміни концентрації дрібних частинок у зваженому шарі по висоті апарату  $Z$  з часом  $\tau$

З даних графіка витікає, що з часом концентрація частинок знижується по висоті апарату, тобто йде розділення суміші матеріалу, і крупна фракція випадає в бункер для збору крупної фракції. Частина крупної фракції залишається в



обертаючомуся шарі матеріалу, бо створені агломерати дрібної фракції затримують частинки крупної фракції. З проміжком часу крупні частинки, які затримались в шарі, поступово випадають з нього також.

Основні результати опубліковано в роботі [155].

## **2.5 Узагальнення та використання результатів досліджень ромбічного пневмокласифікатора**

Після перевірки роботоспособності моделі пневмокласифікатора та розробленої математичної моделі гідродинаміки руху однофазного і двофазного потоків в робочому об'ємі, на основі отриманих даних розробляється методика інженерного розрахунку пневмокласифікатора змінного перетину. Розроблена методика дає змогу спроектувати промисловий варіант установки та перевірити її роботоспособність в умовах діючого підприємства.

### **2.5.1 Аналіз та співставлення результатів експериментальних досліджень та математичного моделювання**

Для співставлення результатів якості розділення отриманих в математичній моделі і експерименті, будується загальний графік зміни концентрації дрібних частинок у зваженому шарі з часом  $t$ . Ці данні дають можливість провести порівняння експериментальних і теоретичних даних отриманих з математичної моделі.

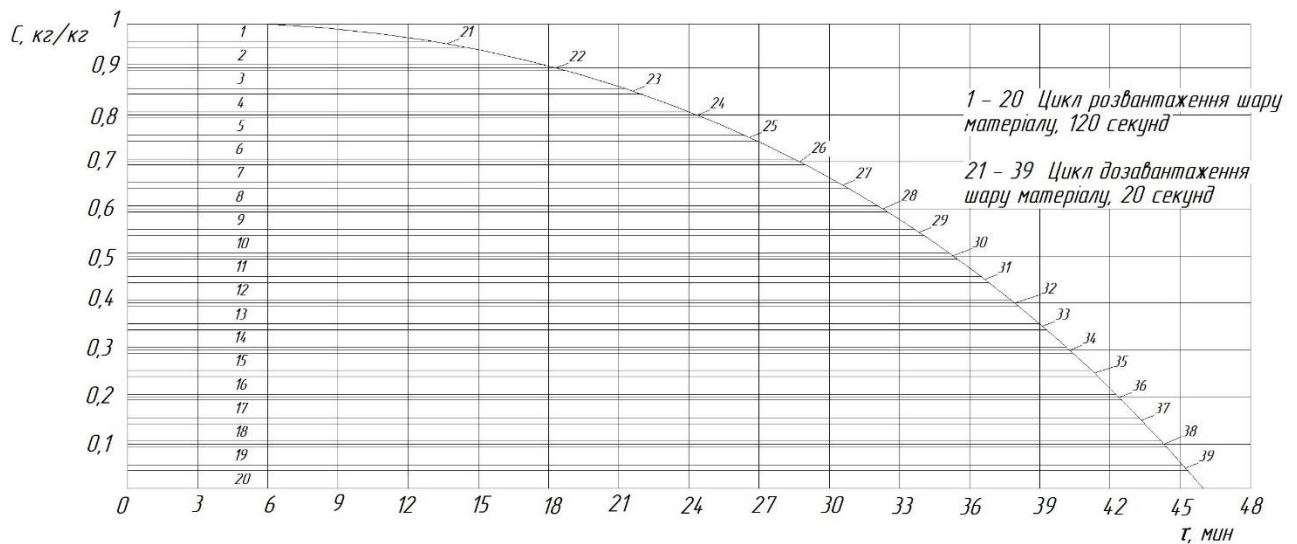


Рисунок 2.35 – Залежність зміни концентрації дрібних частинок у зваженому шарі з часом  $t$

Залежність (рисунок 2.35) показує, що в процесі класифікації концентрація дрібних частинок у зваженому шарі постійно падає, до моменту повного розділення суміші матеріалу на крупну і дрібну фракцію. Весь процес класифікації складеться з двох циклів. Перший цикл – це цикл розвантаження шару матеріалу, який сформувався в апараті і обертається. Час циклу складає 120 секунд. Це обумовлено тим, що шару матеріалу потрібен час для максимального розвантаження, але при цьому шар не повинен зруйнуватись і порушити умови процесу. Далі процес переходить у другий цикл, цикл дозавантаження шару матеріалу, що обертається. Даний цикл триває 20 секунд, і за цей час в шар поступає близько 50 - 60 г матеріалу. Цикли чергуються між собою до повного розділення завантаженого матеріалу. Загальний час становить в середньому за 39 циклів - 46 хвилин.

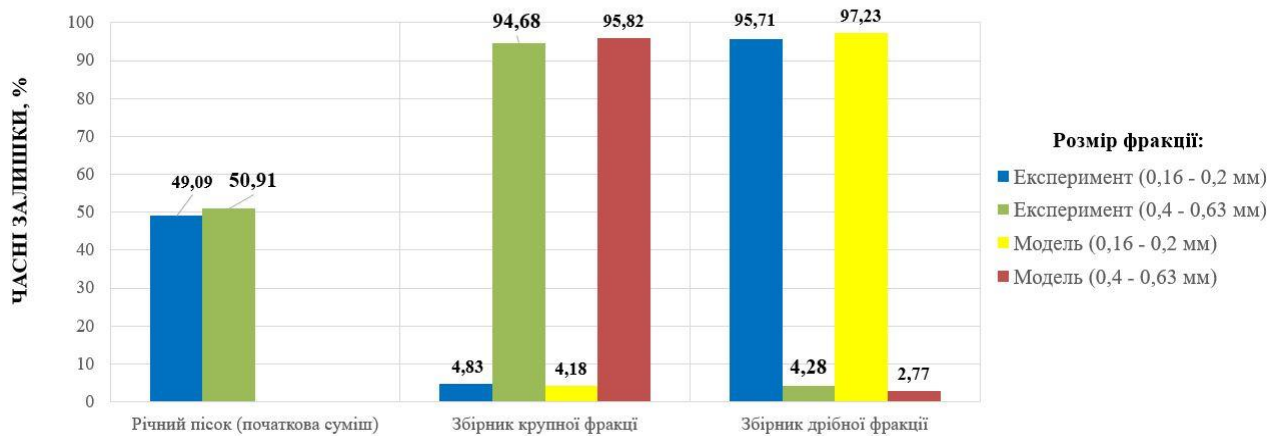


Рисунок 2.36– Оцінка якості пневмокласифікації річного піску, в порівнянні експерименту та математичної моделі

Порівнюючи данні отримані з гистограми (рисунок 2.36) по класифікації річного піску, можна зробити висновок, що математична модель пневмокласифікації дозволяє оцінити якість розділення різних сипких матеріалів, а також на її основі отримати гідродинамічні і конструктивні параметри для розрахунку процесу пневмокласифікації та для проектування раціональної конструкції пневмокласифікатора. Похибка між результатами розрахунків за математичною моделлю і експериментом складає приблизно 2%.

### 2.5.2 Методика розрахунку пневмокласифікатора

На першому етапі потрібно вибрати обладнання для створення газового потоку з промислових каталогів, або обладнання яке доступне в межах підприємства і планується використовуватись для класифікації сипкого матеріалу. Кожне обладнання для створення газового потоку характеризується параметром витрати об'єму газу за одиницю часу. На основі цього параметру і буде перевірятись можливість та якість класифікації.

Першим кроком витрата газового потоку переводиться в швидкість, для отримання початкової швидкості на вході в апарат:

$$w_0 = \frac{Q}{S}, \quad (2.31)$$

де  $Q$  - об'ємна витрата газового потоку, м<sup>3</sup>/с;

$S$  - площа поперечного перерізу потоку, м<sup>2</sup>.

Далі визначається швидкість газового потоку по висоті апарату:

$$W_{\Gamma_{z_1}} = w_0 \cdot \left[ \frac{d_k}{d_0} \right]^{-\frac{C}{2 \cdot \theta}}, \quad (2.32)$$

де  $d_0$  – початковий перетин апарату, м;

$d_k$  – перетин апарату в точці, де потрібно визначити швидкість потоку, м;

$\theta$  – кут розкриття ромбу, град;

$w_0$  – швидкість на вході в апарат, м/с;

$C$  – коефіцієнт який залежить від числа Рейнольдса.

Нахил стінки проточної частини:

$$\theta = \frac{D_1^{\max} - d_0^n}{H_1} = \operatorname{tg} \alpha, \quad (2.33)$$

де  $D_1^{\max}$  - максимальна ширина перетину каналу, м;

$H_1$  - висота каналу, м;

$\alpha$  - кут нахилу стінки апарату, град. Рекомендується використовувати кути розкриття  $\alpha_1 = 8^\circ - 9^\circ$  і закриття  $\alpha_2 = 10^\circ - 11^\circ$ .

Для вирішення рівняння (2.32) розраховується коефіцієнт  $C$ , при умові, що

$$w_{\Gamma_{z_0}} < w_0 \text{ і } \left| w_{\Gamma_{z_0}} - w_{\Gamma_{z_1}} \right| \leq \varepsilon, \text{ де } \varepsilon - \text{абсолютна похибка вимірювання, } \varepsilon \leq 0.5.$$

Значення коефіцієнта  $C$  визначається:

$$C = 2\theta \cdot \frac{\ln\left(\frac{d_0}{d_k}\right) \ln\left(\frac{W_{\Gamma_{z_0}}}{w_0}\right)}{\ln\left(\frac{d_0}{d_k}\right)^2}, \quad (2.34)$$

Зміна швидкості газового потоку по ширині апарату розраховується з рівняння:

$$W_{\Gamma_{x_1}} = W_{\Gamma_{z_1}} \left(1 - \frac{X}{B}\right)^{\frac{1}{n}}, \quad (2.35)$$

де  $X$  - координати точки по перетину каналу, в якій проводять розрахунки значення швидкості газового потоку  $W_{\Gamma_x}$  по осі  $X$ , м;

$n$  - коефіцієнт який залежить від числа Рейнольдса.

$B$  - довжина перетину каналу, м.

Для вирішення рівняння (2.35) розраховується коефіцієнт  $n$ , при умові, що  $W_{\Gamma_{x_1}} < W_{\Gamma_{z_1}}$  і  $\left|W_{\Gamma_{x_0}} - W_{\Gamma_{x_1}}\right| \leq \varepsilon$ , де  $\varepsilon$  - абсолютна похибка вимірювання,  $\varepsilon \leq 0,5$ .

Значення коефіцієнта  $n$ :

$$n = \frac{\ln\left(1 - \frac{x_m}{B}\right) \ln\left(\frac{W_{\Gamma_{x_0}}}{w_0}\right)}{\ln\left(\frac{w_{x_m}}{w_0}\right)^2}, \quad (2.36)$$

Швидкість твердої частинки визначається шляхом чисельного інтегрування:

$$\left\{ \begin{array}{l} U_{T_z} \frac{dU_{T_z}}{dZ} = -g + \frac{3}{4} \zeta \frac{\rho_G (W_{G_{z_1}} - U_{T_z})^2}{\rho_T d_T} \\ U_{T_x} \frac{dU_{T_x}}{dX} = \frac{3}{4} \zeta \frac{\rho_G (W_{G_{x_1}} - U_{T_x})^2}{\rho_T d_T} \end{array} \right. , \quad (2.37)$$

де  $U_T$  - швидкість твердої частинки, м/с;

$\zeta$  - коефіцієнт гідродинамічного опору,  $\zeta = f(\text{Re}_T)$ ;

$\rho_G$  - густина газової фази, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho_T$  - густина твердої фази, кг/м<sup>3</sup>;

$d_T$  - діаметр твердої частинки, м;

$g$  - прискорення вільного падіння, м/с<sup>2</sup>.

Система рівнянь для визначення швидкості частинок і повітряного потоку в вертикальному напрямку по осі Z двофазного потоку:

$$\left\{ \begin{array}{l} \beta \rho_T U_{T_z} \frac{dU_{T_z}}{dz} = \beta \rho_T g (1 - f_{TP} \cos \alpha) - \zeta \beta k \frac{(W_G - U_{T_z})^2}{2} \rho_G \\ (1 - \beta) \rho_G W_{G_{z_1}} \frac{dW_{G_{z_1}}}{dz} = - \frac{\lambda_{TP}}{D_\ominus} \cdot \frac{\rho_G W_{G_{z_1}}^2}{2} + \zeta \beta k \frac{(W_{G_{z_1}} - U_{T_z})^2}{2} \rho_G \end{array} \right. , \quad (2.38)$$

де  $f_{TP}$  - коефіцієнт тертя частинь об стінки каналу;

$\alpha$  - кут нахилу стінок каналу;

$\lambda_{TP}$  - коефіцієнт тертя газового потоку об стінки каналу;

$D_\ominus$  - еквівалентний діаметр каналу, м;

$\zeta$  - коефіцієнт аеродинамічного опору газового середовища;

$k$  - відношення площі міделевого перетину частинки до її об'єму, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>.

$\beta$  - об'ємна концентрація твердої фази м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

Система рівнянь для визначення швидкості частинок і повітряного потоку в горизонтальному напрямку по осі X двофазного потоку:

$$\begin{cases} \beta \rho_T \frac{dU_{T_x}}{dX} = \zeta \beta k \frac{(W_{\Gamma_{x_1}} - U_{T_x})^2}{2} \rho_{\Gamma} - 2 f_{TP} \beta \rho_T \frac{U_{T_x}}{\tau_K}, \\ (1 - \beta) \rho_{\Gamma} W_{\Gamma_{x_1}} \frac{dW_{\Gamma_{x_1}}}{dX} = -\zeta \beta k \frac{(W_{\Gamma_{x_1}} - U_{T_x})^2}{2} \rho_{\Gamma} \end{cases}, \quad (2.39)$$

де  $\tau_K$  - тривалість контакту зіткнення, с.

Визначення граничної концентрації частинок дрібної фракції з часом  $\tau$  :

$$C_M^* = \frac{C_M - C_0 \left\{ e^{\frac{-kZ}{U_T}} H \left( \tau - \frac{Z}{U_{T_z}} \right) + e^{-k\tau} \left[ 1 - H \left( \tau - \frac{Z}{U_{T_z}} \right) \right] \right\}}{1 - \left\{ e^{\frac{-kZ}{U_T}} H \left( \tau - \frac{Z}{U_{T_z}} \right) + e^{-k\tau} \left[ 1 - H \left( \tau - \frac{Z}{U_{T_z}} \right) \right] \right\}}, \quad (2.40)$$

де  $\tau$  - час повного циклу, с;

$C_M$  - концентрація частинок дрібної фракції в провалі,  $C_M \leq 5\%$ , кг/кг;

$C_0$  - початкова концентрація частинок дрібної фракції в матеріалі, кг/кг.

Блок схема розрахунку представлена на рисунку

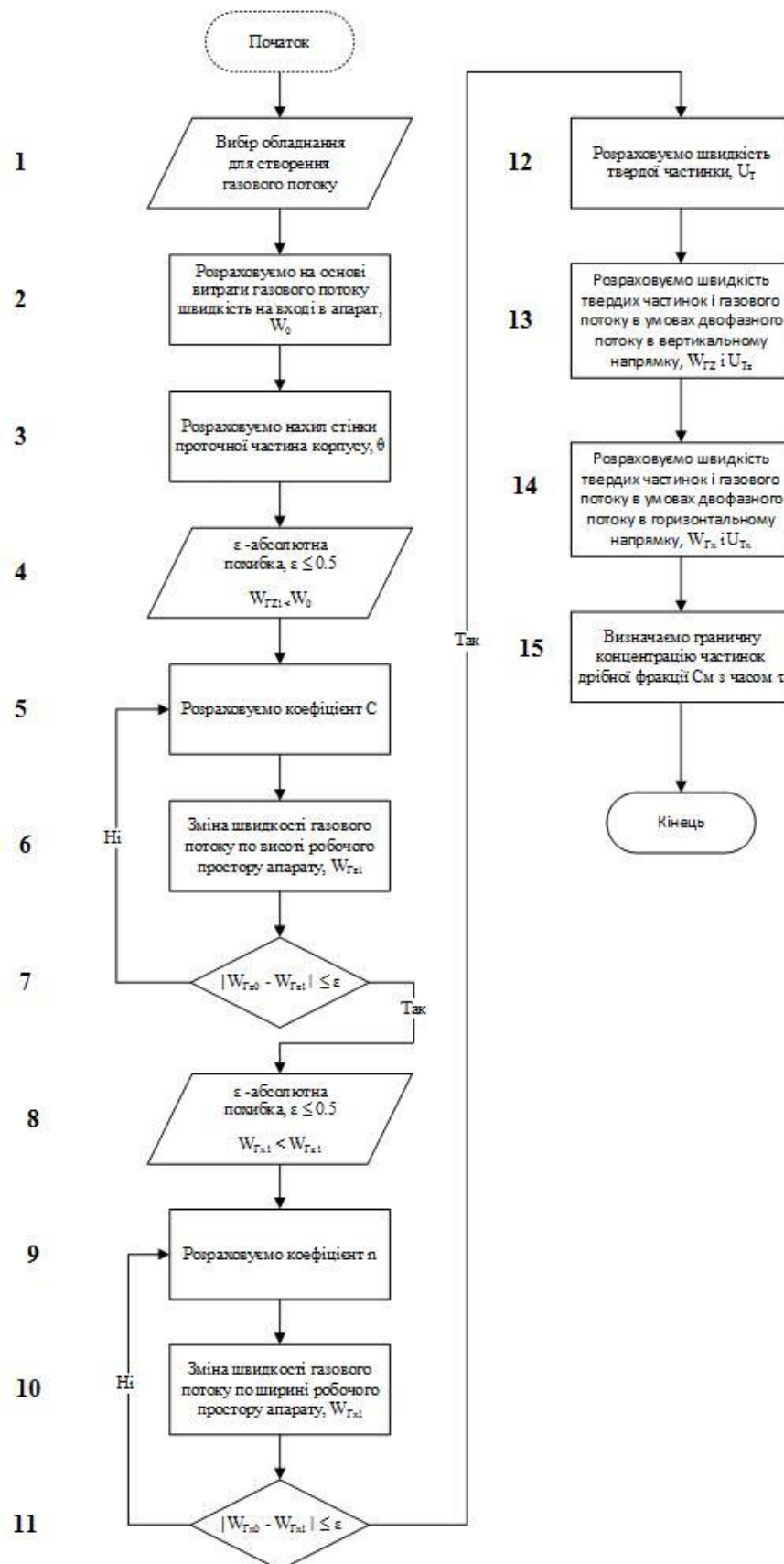


Рисунок 2.37– Блок-схема інженерного розрахунку пневмокласифікатора змінного перетину



### 2.5.3 Порівняння основних типів пневмокласифікаторів

Різні типи пневмокласифікаторів можна порівняти на основі двох основних показників: граничному розміру розділення та показнику ефективності вилучення дрібної фракції у винос, при умові ідеальної класифікації з ефективністю розділення рівній одиниці (таблиця 2.10).

Таблиця 2.10 – Показники основних типів пневмокласифікаторів

№ п.п	Тип пневмокласифікатора	Граничний розмір розділення $d_{gr}$ , мм	Ефективність вилучення $\varepsilon_m$ , частки	Гідравлічний опір $\Delta P$ , Па
1	Гравітаційні:			
1.1	Шахтні (пустотілі)	0,05 – 0,1	0,2 – 0,25	50-150
1.2	«Ромбічний» (змінного перетину)	0,06 – 4,0	0,95 – 0,97	80-200
1.3	Типу «Зигзаг»	0,1 - 10	0,7 – 0,75	200-700
1.4	Поличні	0,06 – 7,0	0,8 – 0,85	200-1000
1.5	Киплячого шару	0,5 – 1,0	0,3 – 0,4	1800-2500
2	Інерційні			
3	Відцентрові:			
3.1	Повітряно-прохідні	0,02 – 0,1	0,2 – 0,35	1200-1500
3.2	Повітряно-замкнуті	0,028 – 0,088	0,45 – 0,57	1500-2000
3.3	Вихрові	0,008 – 0,01	0,59	700-1000

Інерційні пневмокласифікатори, в яких сипкий матеріал подається струменем із живильника, барабаними розкидачами, стрічковими живильниками і т. д., можуть забезпечити розділення полідисперсних матеріалів на фракції заданого складу тільки до 38-42%. Така чистота розділення дуже низька в нинішніх умовах, тому ці апарати не знайшли широкого застосування в промисловості.

Пневмокласифікатори, які працюють за рахунок відцентрових сил, застосовують в основному для розділення на фракції високодисперсних матеріалів, з розміром частинок не більше 50 - 100 мкм. Данні апарати не забезпечують отримання однорідних високодисперсних продуктів. Їх максимальна ефективність не перевищує 60%. Загальний недолік таких апаратів – велика забрудненість

крупної фракції дрібною. Вміст дрібних частинок в крупній фракції досягає 20 - 80%.

Невисока однорідність фракції отримується і при розділенні в каскаді циклонів різного діаметру, розділення в яких проходить послідовно. Тому цей спосіб доволі рідко застосовують для класифікації зернистих матеріалів. Також низьку ефективність поділу мають шахтні пневмокласифікатори (не більше 20-25%) і киплячого шару (не більше 30-40%).

Зернисті матеріали, що складаються з частинок розміром від 50 - 100 мкм до декількох міліметрів, більш економічно знепилювати і розділяти на фракції під дією гравітаційних і інерційних сил в висхідному потоці газу в пневмокласифікаторах, що представляють собою вертикальні канали з різними контактними елементами (полицями). Ефективність поділу поличних пневмокласифікаторів досить висока і досягає 80-85%. Перевагою апаратів з похилими перфорованими полицями є знепилення і класифікація сипких матеріалів широкого фракційного складу ( $d_{гр} = 0,06 - 7$  мм).

В «ромбічному» пневмокласифікаторі змінного перетину завдяки активному аеродинамічному режиму та мінімальному гідравлічному опору досягається більш ефективний процес знепилення і класифікації сипучих зернистих матеріалів. Показники ефективності розділення та чистоти фракції значно перевищують показники пневмокласифікаторів інших типів. Сферами використання таких апаратів будуть підприємства, де потрібен високий ступінь розділення і чистоти фракції у відносно невеликих об'ємах. Виходячи з того, що апарат пустотілий і має незначний гідравлічний опір в межах 80 - 200 Па, енергоресурси використані для роботи установки в цілому будуть значно меншими, від всіх інших представлених пневмокласифікаторів. Для підвищення продуктивності можна використати каскад апаратів, апарати в якому будуть встановлені послідовно.

Основні результати опубліковано в роботі [154 - 163].

## ВИСНОВКИ

1. Аналіз фізичних умов розділення сумішей сипких матеріалів та існуючих конструкцій пневмокласифікаторів дозволив обґрунтувати можливість підвищення ефективності розділення різноманітних сумішей сипких матеріалів за рахунок ромбічної форми корпусу і запропонованого циклічного механізму проведення процесу пневмокласифікації.

2. Розроблено фізичну модель процесів розділення сипких сумішей у пневмокласифікаторі, яка пояснює гідродинамічні умови розділення сипких сумішей на фракції, формування «подушки» матеріалу, що обертається, а також механізми дозавантаження та розвантаження «подушки» матеріалу.

3. Розроблено математичну модель ефективності вилучення дрібної або крупної фракції з суміші сипкого матеріалу, які використано при оптимізаційному геометричному профілюванні корпусу пневмокласифікатора і при визначенні режимно-технологічних параметрів процесу.

4. Експериментально визначено швидкості витання сипких сумішей різноманітних матеріалів, що дало можливість визначити співвідношення швидкості витання частинок основного матеріалу до частинок домішок, і відповідно прогнозувати ефективність розділення сипких сумішей.

5. Визначені оптимальні параметри швидкості та витрати газового потоку, в межах яких втрати товарної фракції зменшуються.

6. Визначені оптимальні параметри дозавантаження і розвантаження «подушки» матеріалу, на основі яких отримане рівняння, що показує залежність часу дозавантаження від відношення крупної фракції частинок до дрібної фракції частинок.

7. Проведене співставлення результатів експерименту та математичного моделювання процесу. Визначено та проаналізовано вплив витрати газового потоку та часу дозавантаження і розвантаження матеріалу на ефективність процесу пневмокласифікації.

8. Розроблено методику інженерного розрахунку гідродинамічних параметрів процесу пневмокласифікації.

9. Запропоновано нові корисні моделі–спосіб пневмокласифікації сипких матеріалів та пристрій для пневмокласифікації сипких матеріалів, а також винахід – спосіб пневмокласифікації сипких матеріалів у вертикальному висхідному повітряному потоці і пристрій для його здійснення, які захищені патентами України.

**Список використаних джерел до розділу 2**

1. Nagel R. Klassifizierung der Windsichter / R. Nagel // Staub – Reinhalt Luft. – 1968 – Bd.28, №6. – s.27 – 30.
2. Ушаков С.Г. Инерционная сепарация пыли / С.Г. Ушаков, Н.И. Зверев. – М.: Энергия, 1974. –168с.
3. Leschonski K. Probleme des Stronungstrennverfahren, dargestellt an Beispiel der Windsichtung/ K. Leschonski //Aufbereitungs – Technik – 1967 – Bd.13, №12. – s.754 – 759.
4. Барский М.Д. Фракционирование порошков / М.Д. Барский – М.: Недра – 1980. – 327 с.
5. Boyadjiev Chr.B. Non-linear mass transfer and hydrodynamic stability / Chr.B. Boyadjiev, V.N. Babak – Amsterdam: Elsevier Science B.V., 2000. – 500 p.
6. Kudra T. Advanced Drying Technologies / T. Kudra, A. S. Mujumdar – New York: Marcel Dekker, 2002. – 459 p.
7. Смышляев Г.К. Воздушная классификация в технологии переработки полезных ископаемых / Г.К. Смышляев – М.: Недра – 1969. – 102 с.
8. Barsky E. Master curve of separation processes / E. Barsky, M. Barsky // Physical Separation in Science in Engineering. – 2004. – Vol. 13. №1 – P. 1-13.
9. Ушаков С.Г. Исследование и разработка методов расчёта процессов сепарации дисперсных систем: дис. ... докт. техн. наук / С.Г. Ушаков – М.– 1978. – 421 с.
10. Калмыков А.В. Техника и технология сухого обеспыливания углей на обогатительных фабриках передовых угледобывающих стран / А.В Калмыков, В.В. Трайнис – М.: ЦНИЭуголь – 1979. – 34 с.
11. Дуда В. Цемент / В. Дуда – М.: Стройиздат – 1981. – 264 с.
12. Makkawi. Yassir T. Mass Transfer in Fluidized Bed Drying of Moist Particulate / Yassir T. Makkawi, Raffaella Ocone // Mass Transfer in Multiphase Systems and its Applications Edited by Mohamed El-Amin. – InTech, 2011. – 780 p.
13. Мизонов В.Е. Формирование дисперсного состава и массопотоков сыпучих материалов в технологических системах измельчения: дис. ... докт. техн. наук / В.Е. Мизонов – М.– 1984. – 452 с.

14. Klumpar I.V. Air Classifiers / I.V. Klumpar, F.N. Currier, T.A. Ring //Chemical Engineering. – 1986. – V.23, №5. – s.77 – 92.
15. Мизонов В.Е. Аэродинамическая классификация порошков / В.Е. Мизонов, С.Г. Ушаков – М.:Химия – 1989. – 160 с.
16. Бараков А.В. Моделирование гидродинамики и теплообмена в перемещающемся псевдооживленном слое: дисс. ... доктора техн. наук: 05.14.04 / Бараков Александр Валентинович. – Воронеж, 2005. – 235 с.
17. UA 19-21 марта, 2003: Материалы Конгресса / ISBN5-93121-144-6 – М.: Альтекс. – Т.2– 2003. – с.148 – 150.
18. Пат. 30588 Україна, МПК В07 В 7/00, В07 В 7/01. Пристрій для класифікації зернистих матеріалів/ В.В. Афанасьєв, А.М. Сергєєв; власник: В.В. Афанасьєв, А.М. Сергєєв № 97094815; заявл. 04.03.1998; опубл. 15.12.2000.
19. Пат. 10219586 Німеччина, МПК В07 В 7/01, В07 В 7/083. Спосіб фракціонування сумішей різних твердих частинок / Verfahren zur Fraktionierung einer Mischung unterschiedlicher Festkörperpartikler/ Poppe Torsten; власник: Friedrich-Schiller-Univer.. № 102195862; заявл. 29.04.2002; опубл. 6.11.2003.
20. Барский М.Д. Гравитационная классификация зернистых материалов / М.Д. Барский, В.И. Ревнивцев, Ю.В. Соколкин – М.: Недра – 1974. – 232 с.
21. Донат Е.В. Аппараты со взвешенным слоем для интенсификации технологических процессов / Е.В. Донат, А.И. Голобурдин – М.:Химия – 1993. – 144 с.
22. Лященко П.В. Гравитационные методы обогащения / П.В. Лященко – М.:Металлургиздат – 1940. – 412 с.
23. Буевич Ю.А. Взаимодействие фаз в концентрированных дисперсных системах / Ю.А. Буевич – Журнал прикладной механики и технической физики – 1966. – №3 – с. 115–117.
24. Демский А.Б. Комплектные зерноперерабатывающие установки / А.Б. Демский – М.:Колос – 1978. – 256 с.
25. Шрайбер А.А. Гидромеханика двухкомпонентных потоков с твёрдым полидисперсным веществом / А.А. Шрайбер, В.Н. Милютин, В.П. Яценко – Киев.:Наукова думка – 1987. – 240 с.

26. Пат. №2240873 РФ, МПК В07 В 4/02. Пневматический сепаратор/ И.Т. Ковриков, И.Т. Тавтилов; заявитель и патентообладатель: Оренбург. гос.ун-т. № 2003115894; заявл. 26.10.1998; опубл. 07.03.2000.
27. Кирсанов. В.А. Влияние конструктивных параметров каскадных элементов на эффективность процесса классификации / В.А. Кирсанов, П.В. Кирсанов. – Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2013. – №11. – С.3 – 6.
28. Гельперин Н.И. Основы техники псевдоожижения / Н.И. Гельперин, В.Г. Айнштейн, В.Г. Кваша – М.:Химия – 1967. – 664 с.
29. Кушелевский В.Г. Машины и аппараты по обеспыливанию и классификации измельчённого продукта в воздушном потоке / В.Г. Кушелевский, В.А. Глявин, Л.М. Полтавец – М.:ЦНИИИТЭИПП – 1971. – 35 с.
30. Бунин Л.В. Классификаторы для зернистых и порошкообразных продуктов / Л.В. Бунин, Б.М. Берлин, М.Я. Медведовский –М.:ЦНИИИТЭИПП – 1978. – 53 с.
31. Донат Е.В. Гравитационные сепараторы для разделения полидисперсных металлических порошков на фракции / Е.В. Донат – Промышленная вентиляция – Свердловск.:Металлургиздат – 1957. – Вып.№6 – с.67–77.
32. Гельперин Н.И. Об аналогии между псевдоожиженным слоем зернистого материала и капельной жидкостью / Н.И. Гельперин, В.Г. Айнштейн – Химическая промышленность – 1961. – №11 – с.750 – 755
33. Фукс Н.А. Механика аэрозолей / Н.А. Фукс – М.:Изд. АН СССР – 1955. – 352 с.
34. Айнштейн В.Г. Псевдоожижение / В.Г. Айнштейн, А.П. Баскаков – М.:Химия – 1991. – 398 с.
35. Wen-Ching Yang. Handbook of fluidization and fluid-particle systems / Wen-Ching Yang. – New York: Marcel Dekker, 2003. – 850 p.
36. Григорьев В.В. Сепарация частиц в псевдоожиженном слое / В.В. Григорьев, В.Н. Петров – Нефть и газ – М. – 1974. – с. 111 – 112.
37. Баскаков А.П. Сепарация материалов в аппарате с псевдоожиженным слоем при непрерывной загрузке и выгрузке / А.П. Баскаков – Химическая промышленность – 1974. – №6 – с. 59 – 61.

38. Романков П.Г. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твёрдой фазой) / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов – Л.:Химия – 1990. – 384 с.
39. Кирсанов В.А. Каскадная пневмокласификация сыпучих материалов / В.А. Кирсанов – Ростов н/Д.:Изд-во журн. «Изв.Вузов. Сев.-Кавк.регион» – 2004. – 208 с.
40. Кирсанов В.А. Научные основы и принципы совершенствования процессов и аппаратов каскадной пневмокласификации сыпучих материалов : дис. ... докт. техн. наук / В.А. Кирсанов – Тамбов.– 2005. – 391 с.
41. Kaiser F. Der Zickzack - Sichter- eine Windsichter nach neuere Prinzip / F. Kaiser – Chem. Ing. Tech. – 1963 – Bd. 35 – s.273 – 282.
42. А.с 1461530 СССР, МКИ В07 В 4/02. Пневматический классификатор / В.А. Кирсанов, А.М. Новосёлов, В.А. Таранушич; Бюл.№ 8; заявл. 16.02.1987; опубл. 28.02.1989.
43. А.с 1510958 СССР, МКИ В07 В 4/08. Пневмокласификатор / В.А. Кирсанов, А.М. Новосёлов, А.С. Кондратьев, В.Н. Славянский, Б.Я. Полатов; Бюл.№ 36; заявл. 02.09.1987; опубл. 30.09.1989.
44. А.с 713618 СССР, МКИ В07 В 4/02. Аппарат для классификации зернистых материалов / В.Е. Кравчик, Е.В. Донат, В.А. Кирсанов, В.Д. Вернидуб, С.Д. Авдеев; Бюл.№ 5; заявл. 17.08.1978; опубл. 05.02.1980.
45. А.с 2123391 РФ, МКИ В07 В 4/00, 4/08. Гравитационный пневмокласификатор / В.А. Кирсанов, А.М. Новосёлов, В.Н. Славянский; Бюл.№ 35; заявл. 21.06.1994; опубл. 20.12.1998.
46. Пат. №18958 РФ, МКИ В07 В 4/08. Пневматический классификатор / В.А. Кирсанов, В.В. Титаренко, В.А. Таранушич, М.В. Кирсанов; Бюл.№ 22; заявл. 28.12.1999; опубл. 10.08.2001.
47. Пат.№2185254 РФ, МПК В07 В 4/04. Каскадный пневматический классификатор / Г.В. Викторов, Н.С. Кобелев; заявитель и патентообладатель: Курск, ГТУ; № 2000126170/03; бюл.№22; заявл. 17.10.2000; опубл. 20.07.2001.



48. А.с 58016 СССР, МКИ В07 В 4/00. Пневматический классификатор для разделения зернистых материалов / М.Д. Барский, А.В. Говоров, Ю.П. Канусик, Н.С.Ларьков; Бюл.№ 42; заявл. 15.12.1975; опубл. 15.11.1977.
49. А.с 68824 СССР, МКИ В07 В 4/08. Гравитационный пневматический классификатор / М.Д. Барский, С.Ф. Шишкин, А.В. Говоров; Бюл.№ 36; заявл. 19.04.1978; опубл. 06.10.1979.
50. А.с 799837 СССР, МКИ В07 В 4/08. Пневматический классификатор для разделения сыпучих материалов / М.Д. Барский, А.В. Говоров, Н.С.Ларьков, Ф.С. Шишкин; Бюл.№ 4; заявл. 23.03.1979; опубл. 30.01.1980.
51. А.с 900876 СССР, МКИ В07 В 4/00. Гравитационный пневматический классификатор / М.Д. Барский, С.Ф. Шишкин, В.И. Малагамба, А.П. Ремезов, А.В. Говоров; Бюл.№ 4; заявл. 03.06.1980; опубл. 30.01.1982.
52. А.с 912302 СССР, МКИ В07 В 4/08. Гравитационный пневматический классификатор / М.Д. Барский, С.Ф. Шишкин, А.В. Говоров, Ю.В. Максимов; Бюл.№ 10; заявл. 30.06.1980; опубл. 15.03.1982.
53. А.с 988364 СССР, МКИ В07 В 4/08. Гравитационный пневматический классификатор / М.Д. Барский, С.Ф. Шишкин, В.И. Малагамба, А.П. Ремезов; Бюл.№ 2; заявл. 23.07.1981; опубл. 10.01.1983.
54. А.с 1220822 СССР, МКИ В07 В 4/00. Пневматический классификатор / А.Т. Тентимишев, Б.В. Фомин, А.М. Осмонканов, О.С. Ширнин; Бюл.№ 12; заявл. 28.04.1984; опубл. 30.03.1986.
55. А.с 1776457 СССР, МКИ В07 В 4/08. Гравитационный пневмокласификатор / В.А. Кирсанов, А.М. Новосёлов, В.Н. Славянский, В.А. Таранушич; Бюл.№ 43; заявл. 23.01.1990; опубл. 23.11.1992.
56. Вирченко В.М. Интенсификация процесса пневмокласификации полидисперсных материалов в гравитационных полочных аппаратах: Дис. ... канд. техн. наук / В.М. Вирченко – Сумы.– 1986. – 131 с.
57. А.с 466056 СССР, МКИ В07 В 4/02. Воздушный сепаратор / И.И. Гарцман, М.И. Цал; Бюл.№ 13; заявл. 31.08.1968; опубл. 22.06.1975.

58. А.с 663449 СССР, МКИ В07 В 4/04. Сепаратор / В.С. Ковалёв, Б.Н. Звягин, В.И. Барулин; Бюл.№ 19; заявл. 04.12.1974; опубл. 06.07.1979.
59. Барский М.Д. О механизме воздушной гравитационной классификации / М.Д. Барский, Е.А. Долганов – Изв.вузов Горный журнал. – 1969. – №1. –с.153 – 156
60. А.с 787113 СССР, МКИ В07 В 4/08. Гравитационный классификатор / М.Д. барский, Н.С. Ларьков; Бюл. № 46; заявл. 09.01.1979; опубл. 15.12.1980.
61. А.с 688248 СССР, МКИ В07 В 4/08. Гравитационный классификатор / М.Д. Барский, С.Ф. Шишкин, А.В. Говоров; Бюл. № 36; заявл. 19.04.1978; опубл. 06.10.1979.
62. А.с 604591 СССР, МКИ В07 В 4/08. Пневматический классификатор / Г.С. Пономарёв, А.А. Павлов, Е.В. Донат, В.В. Новиков; Бюл. № 16; заявл. 25.02.1976; опубл. 30.04.1978.
63. Barsky E., Buikis M. Evaluation of the quality of cascade separation processes / 13th International Conference on Mathematical Modelling and Analysis & 3rd International Conference on Approximation Methods and Orthogonal Expansions. – Tartu, 2008. – P. 1–10.
64. Айнштейн В.Г. Непрерывная классификация зернистых материалов в аппаратах с псевдоожигенным слоем / В.Г. Айнштейн, Б.С. Гордонов, В.В. Захаренко, Т.В. Зелинская – Химическая промышленность. – 1986. – №7. –с.47 – 48.
65. Донат Е.В. Воздушный сепаратор для одновременного разделения полидисперсных материалов на несколько фракций / Е.В. Донат – Химическая промышленность. – 1957. – №4. –с.43 – 45.
66. J.E. Hilton Dynamics of gas–solid fluidized beds with non-spherical particle geometry/ J.E. Hilton, L.R. Mason, P.W. Cleary // Chem. Eng. Sci. 65 – 2010 – P.1584–1596.
67. Глембоцкая Т.В. Возникновение и развитие гравитационных методов обогащения полезных ископаемых / Т.В. Глембоцкая – М.:Наука – 1991. – 256 с.
68. Шилаев В.П. Основы обогащения полезных ископаемых / В.П. Шилаев – М.:Недра – 1986. – 296 с.
69. A. Latz, Hydrodynamic modeling of dilute and dense granular flow / A. Latz, S. Schmidt // Granul. Matter 12 (4) – 2010. – P. 387–397.

70. Tingwen Li Numerical investigation of gas mixing in gas–solid fluidized beds/ Tingwen Li, Yongmin Zhang, John R. Grace, Xiaotao Bi // *AIChE J.* – 56 (9) – 2010 – P. 2280–2296.
71. Виноградов Н.Н. Новые направления теории и технологии процессов отсадки полезных ископаемых / Н.Н. Виноградов, Э. Рафалес-Ламарка, К.К. Коллодий и др.– Тр. VIII конгресса обогатителей. – М., – 1968. - Т.1. - С. 279-292.
72. Еремин П.Ф. Определение скорости минеральных зерен при совместном падении / П.Ф. Еремин – Вопросы теории гравитационных методов обогащения полезных ископаемых. – М.: Госгортехиздат, – 1969. - С. 195-197.
73. Таггарт А.Ф. Основы обогащения руд / А.Ф. Таггарт – М.: Metallurgizdat, – 1958. - 566 с.
74. J.J. McCarthy Turning the corner in segregation / J.J. McCarthy // *Powder Technology* 192 – 2009 – P.137.
75. Благов И.С. Гравитационные процессы обогащения / И.С. Благов, А.М. Коткин, Т.Г. Фоменко – М.: Госгортехиздат, – 1962. - 232 с.
76. Мушловин Л.Б. Определение и оценка промышленных результатов обогащения полезных ископаемых / Л.Б. Мушловин – М.: Госгортехиздат, – 1963. - 166 с.
77. M.J.V. Goldschmidt Hydrodynamic modelling of dense gas-fluidised beds: comparison and validation of 3D discrete particle and continuum models / M.J.V. Goldschmidt, R. Beetstra, J.A.M. Kuipers // *Powder Technol.* – 142 (1) – 2004 – P.23–47.
78. Бочковский В.М. Расслаивание наиболее важный раздел теории и практики гравитации / В.М. Бочковский – Горный журнал. – 1954. - №1. - С.47-55.
79. Протодяконов И.О. Гидромеханические основы процессов химической технологии / И.О. Протодяконов, Ю.Г. Чесноков. – М.: Химия, – 1987. - 360 с.
80. Бусройд Р. Течение газа со взвешенными частицами / Р. Бусройд – М.: Мир, – 1975. - 378 с.
81. Телетов С.Г. Вопросы гидродинамики двухфазных систем / С.Г. Телетов – Вестн. МГУ. Сер. математики, механики, астрономии, физики, химии. – М.: Изд-во МГУ, – 1958, – №2. – С. 15-27.

82. Баренблатт Г.И. О движении взвешенных частиц в турбулентном потоке / Г.И. Баренблатт – Прикладная математика и механика, – 1953. - Т.17, №3. – С.261-274.
83. Hiltunen K. Multiphase Flow Dynamics. Theory and Numerics / Hiltunen K., Jasberg A., Kallio S. – Helsinki: Edita Prima Oy, 2009. – 113 p.
84. Броунштейн Б.И. Обтекание твердых сферических частиц, взвешенных в турбулентном потоке / Б.И. Броунштейн, О.М. Тодес. – Труды гос. ин-та прикладной химии. – 1960. – №46. – С. 126-136.
85. Rodriguez-Rojo S. Hydrodynamic Modeling of Supercritical Fluidized Bed: Eulerian Approach / S. Rodriguez-Rojo, J. Sierra-Pallares, T. Parra-Santos, F. Castro, M.J. Cocero // 9th International Symposium on Supercritical Fluids. – 2009. Volume 1. – Arcachon, 2009. – P. 591 – 593.
86. Crowe Clayton T. Multiphase flow handbook / Clayton T. – Boca Raton: Taylor & Francis Group. – 2006. – 1128 p.
87. Франкль Ф.И. Уравнение энергии для движения жидкостей со взвешенными наносами / Ф.И. Франкль – Докл. АН СССР. – 1955. – 102, №5. – С. 903-906.
88. Горбис З.Р. Теплообмен и гидромеханика дисперсных сквозных потоков / З.Р. Горбис. – М.: Энергия, – 1970. – 424 с.
89. Донат Е.В. Взвешивание и перенос твердых частиц в технологических аппаратах и трубопроводах. Система "газ-твердые частицы": Дис. ... докт. техн. наук. / Е.В. Донат – М.: МИХМ, – 1971. – 267 с.
90. Франкль Ф.И. К теории движения взвешенных наносов / Ф.И. Франкль. – Избранные труды по газовой динамике. – М.: Наука, – 1973. – С. 669-687.
91. Слезкин Н.А. Основные уравнения движения деформируемой среды частиц с переменной массой / Н.А. Слезкин. – Докл.АН СССР. – 1951. – Т.79, №1 – С.33-36.
92. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей / Е.П. Медников. – М.: Наука, – 1980. – 176 с.
93. Медников Е.П. Теория турбулентного переноса взвешенных частиц в проточных аэро- и гидродисперсных средах / Е.П. Медников. – Теоретические основы химической технологии. – 1986. – Т.XX, №3. – С.366-374.

94. Марцулевич Н.А. Хаотическое движение частиц в турбулентном потоке газа / Н.А. Марцулевич. – Теоретические основы химической технологии. – 1987. – Т. XXI, №3. – С.362-367.
95. Гельперин Н.И. Аналогия между дисперсными системами и сплошными средами / Н.И. Гельперин, В.Г. Айнштейн. – Химическая промышленность. – 1987. – №12. – С.32 – 36.
96. Лева М. Псевдооживление / М. Лева – Пер. с англ. под ред. Н.И.Гельперина. – М.:Гостоптехиздат, – 1961. – 400 с.
97. Дэвидсон Дж. Псевдооживление / Дж. Дэвидсон, Д. Харрисон. – Пер. с англ. под ред. Н.И.Гельперина. – М.: Химия, – 1973. – 725 с.
98. Кондуков Н.Б. Теория равновесия бинарных систем в применении к псевдооживленному слою и начальная скорость переходной области / Н.Б. Кондуков, М.Х. Сосна. – Химическая промышленность, – 1965. – №6. – С.402-406.
99. Донат Е.В. Определение дисперсного состава фракций, получаемых в гравитационных сепараторах / Е.В. Донат. – Промышленная вентиляция: Сб. ст. Свердловск: Metallurgizdat, – 1957. – Вып.6. – С.37-39.
100. Донат Е.В. Исследование уноса частиц изполидисперсного псевдооживленного слоя / Е.В. Донат, Г.С. Пономарев, В.А. Кирсанов. – Химия и технология топлив и масел. – 1976. – №7. – С.33-37.
101. Пономарев Г.С. Исследование процесса классификации зернистых материалов в аппаратах с провальной решеткой : Дис. ... канд. техн. наук. / Г.С. Пономарев – Пермь. – 1974. – 138 с.
102. Никитин В.Г. Исследование процесса классификации тонкодисперсных материалов: Дис ... канд. техн. наук / В.Г. Никитин. – М.: МИХМ, – 1977. – 218 с.
103. Плановский А.Н. Расчет эффективности многоступенчатых систем для классификации порошков / А.Н. Плановский, В.Г. Никитин, А.Б. Бассель. – Теоретические основы химической технологии. – 1977. – Т. XI, №1. – С. 113-116.

104. Кондуков Н.Б. Гидродинамические особенности и условия подобия в переходном режиме псевдооживления / Н.Б. Кондуков.– Инженерно-физический журнал.– 1961.– Т.4, – №3. – С.31-38.
105. Шохин В.Н. Гравитационные методы обогащения. / В.Н. Шохин., А.Г. Лопатин.– М.: Недра, – 1980. – 400 с.
106. Рабинович С.Г. Погрешность измерений / С.Г. Рабинович. – Л.: Энергия, 1978. – 261 с.
107. Шенк Х. Теория инженерного эксперимента / Х. Шенк. – М.: Мир, 1972. – 381 с.
108. Толубинский Е.В. Теория процессов переноса. / Е.В. Толубинский. – Киев: Наукова думка, – 1969. – 259 с.
109. Протодяконов И.О. Статистическая теория явлений переноса в процессах химической технологии. / И.О. Протодяконов, С.Р. Богданов. – Д.: Химия, – 1983 – 400 с.
110. Шрайбер А.А. Турбулентные течения газовзвеси / А.А. Шрайбер., Л.Б. Гавин, В.А. Наумов, В.П. Яценко. – Киев: Наукова думка, – 1987. – 240 с.
111. Кирсанов В.А. Научные основы и принципы совершенствования процессов и аппаратов каскадной пневмокласификации сыпучих материалов: дисс. ... доктора техн. наук: 05.17.08 / Кирсанов Виктор Александрович. – Новочеркасск, – 2005. – 391 с.
112. Нигматулин Р.И. Основы механики гетерогенных сред. / Р.И. Нигматулин. – М.: Наука, – 1978. – 336 с.
113. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. / Л.Г. Лойцянский. – М.: Наука, – 1978. – 736 с.
114. Островский Г.М. Пневматический транспорт сыпучих материалов в химической промышленности. / Г.М. Островский. – Л.: Химия, – 1984. – 104 с.
115. Исмаилов Р.Ш. К теории двухфазных потоков с переменной массой / Р.Ш. Исмаилов, Р.Х. Абдуллаев. – Журнал прикладной химии. – 1990. – №8. – С. 1662-1666.

116. Непомнящий Е.А. Определение характеристики процесса разделения сыпучих смесей с учетом гравитационного течения частиц / Е.А. Непомнящий – Изв. Ленингр. электротехн. ин-та. – 1963. – Вып. 18. – С.317-325.
117. S. Heinrich Particle population modeling in fluidized bed spray granulation — analysis of the steady state and unsteady behavior / S. Heinrich, M. Peglow, M. Ihlow, L. M?rl // Powder Technol. – 130 – 2003 – P.154 – 161.
118. Леви П. Стохастические процессы и броуновское движение / П. Леви. – М.: Наука, – 1972. – 375 с.
119. Юхименко Н.П. Аппараты взвешенного слоя / Н.П. Юхименко, С.В. Вакал, Н.П. Кононенко, А.П. Филонов. – Собор. – 2003. – 304 с.
120. Мизонов В.Е. К расчету центробежных классификаторов порошкообразных материалов / В.Е. Мизонов, С.Г. Ушаков. – Теоретические основы химической технологии. – 1980. – Т. XXV – №5. – С.784-786.
121. Мизонов В.Е. Разработка и исследование стохастических моделей разделения пол и дисперсных порошков в осесимметричных вихревых потоках / В.Е. Мизонов, С.Г. Ушаков, К.Б. Кушеров. – Механика сыпучих материалов: Тез. докл. IV Всесоюз. конф. – Одесса, – 1980. – С.27-28.
122. Кутепов А.М. Стохастический анализ гидромеханических процессов разделения гетерогенных систем / А.М. Кутепов. – Теоретические основы химической технологии. – 1987. – Т. XXI, – №2. – С. 147-156.
123. Дейч В.Г. О вычислении сепарационной характеристики в стохастической теории разделительных процессов / В.Г. Дейч. – Теоретические основы химической технологии. – 1987. – Т. XXI, – №3. – С.411-415.
124. K. Johanson Quantitative measurement of particle segregation mechanisms/ K. Johanson, S. Eckert, D. Ghose, M. Djomlija, M. Hubert. // Powder Technology. – 159 – 2005. – P. 1.
125. Бабуха Г.Л. Экспериментальное исследование соударений частиц двухфазного потока со стенками вертикального канала / Г.Л. Бабуха, Г.И. Сергеев. – Вопросы технической теплофизики. Киев: Наукова думка, – 1968. - Вып. 1. – С. 31-36.

126. Бабуха Г.Л. Экспериментальное исследование движения дисперсного материала в восходящей газовой взвеси / Г.Л. Бабуха, М.И. Рабинович, Г.И. Сергеев, А.А. Шрайбер. – Инженерно-физический журнал. – 1969. – Т.ХVI, – №4. – С.639-646.
127. Донат Е.В. Разработка и исследование аппаратов взвешенного слоя для интенсификации технологических процессов / Е.В. Донат, Н. П. Юхименко // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. – 2001. – №9(30)-10(31). – С. 16–21.
128. Левич В.Г. Кинематическая теория псевдооживленного слоя / В.Г. Левич, В.П. Мясников. – Химическая промышленность. – 1966. – №6. – С.4-8.
129. Мясников В.И. Состояние механики дисперсных сред и ее приложение в технологических процессах / В.И. Мясников, В.В. Струминский. – IV Весесоюз. съезд по теор. и прикл. механике, Киев, 21-28 мая 1976 г. – Киев: Наукова думка. – 1976. – С.68.
130. Струминский В.В. Аэродинамика и молекулярная газовая динамика / В.В. Струминский. – М.:Наука. – 1985. – 240 с.
131. Силин Н.А. Гидротранспорт / Н.А. Силин, Ю.К. Витошкин, В.М. Карасик, В.Ф. Очеретько. – Киев: Наукова думка. – 1971. – 159 с.
132. Криль С.И. Энергобаланс взвешенного потока и его следствия / С.И. Криль. – Гидромеханика. – Киев. 1976. – Вып.34. – С.72-78.
133. Мясников В.П. О динамических уравнениях движения двухкомпонентных систем / В.П. Мясников. – Журнал прикладной механики и технической физики. – 1967. – №2 – С.58-67.
134. Мясников В.П. Кинетическая модель процессов теплопереноса в кипящем слое / В.П. Мясников. – Изв. АН СССР. – Механика жидкости и газа. – 1967 – №4, – С. 84-90.
135. Цибаров В.А. Уравнения гидродинамики псевдооживленного слоя / В.А. Цибаров. – Вестник Ленингр. ун-та. – 1976. – Т.3. – №13. – С.170-176.
136. Майков В.П. Энтропийные методы моделирования / В.П. Майков. – М.: МИХМ. – 1983 – 80 с.



137. Барский М.Д. Оптимизация процессов разделения зернистых материалов / М.Д. Барский. – М.: Недра. – 1978. – 168 с.
138. Авдеев С.Д. Основы теории и эксперимента процесса пневмокласификации / С.Д. Авдеев, Е.В. Донат. – Новочерк. политехн. ин-т. – Новочеркасск. – 1987. – 169 с.
139. Великанов М.А, Руслевой процесс / М.А. Великанов – М.: Гос. изд-во физ.-мат. лит-ры. – 1958. – 395 с.
140. Смолдырев А.Е. Трубопроводный транспорт / А.Е. Смолдырев. – М.:Госгортехиздат. – 1961. – 286 с.
141. Барский Л.А. Системный анализ в обогащении полезных ископаемых / Л.А. Барский, В.З. Козин. – М.: Недра. – 1978. – 486 с.
142. Рахматулин Х.А Основы газодинамики взаимопроникающих движений сжимаемых сред / Х.А. Рахматулин. – Прикладная математика и механика. – 1956.– Т.20. – №2. – С.24-28.
143. Акопов М.Г. Гравитационные и специальные методы обогащения мелких классов углей / М.Г. Акопов, И.С. Благов, Г.М. Бунин. – М.: Недра. – 1975. – 248 с.
144. Непомнящий Е.А. Кинетика смешивания и сепарирования в неоднородном полидисперсном слое / Е.А. Непомнящий. – Изв. Ленингр. электротехн. ин-та. – 1971. – Вып.92. – С.72-76.
145. Тихонов О.Н. Введение в динамику массопереноса процессов обогатительной технологии / О.Н. Тихонов. – Л.: Недра. – 1973. – 240 с.
146. Губанов А.М. Поперечное движение частиц в турбулентных потоках / А.М. Губанов, А.М. Кутепов. – Теоретические основы химической технологии. – 1988. – Т.ХХ11. – №4. – С.488-495.
147. Molerus O. Darstellung von Windsichtertrenn – kurven durh ein stochastisches Modell / O. Molerus, H. Hoffmann. – 1969. – Bd.41. – №5 – 6. S.340-344.
148. Мизонов В.Е. Стохастическая модель равновесной классификации порошков / В.Е. Мизонов. – Теоретические основы химической технологии. – 1984. – Т.ХVIII.– №6. – С.811-815.

149. Мизонов В.Е. К расчету разделительной способности вихревых классификаторов / В.Е. Мизонов, С.Г. Ушаков. – Журнал прикладной химии. – 1984. – №7, – С.1539-1544.
150. Литвиненко А.В. Пневматическая классификация зернистых материалов / А.В. Литвиненко, В.А. Смирнов, Н.П. Юхименко // Збірник наукових праць: «Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій». – 2012. – Т.2,– вип. 41. – С. 238-242.
151. Литвиненко А.В. Пневматическая классификация зернистых материалов / А.В. Литвиненко, Н.П. Юхименко // Сборник научных трудов SWorld. «Современные направления теоретических и прикладных исследований 2013». – Выпуск 1. – Т.7. –2013. – С.63-67.
152. Литвиненко А.В. Pneumatic classification of the granular materials / А.В. Литвиненко, Н.П. Юхименко // E-Journal - Modern scientific research and their practical application. Vol. J21310-045, — 2013. — P.228-232.
153. Литвиненко А.В. Pneumatic Classification Of The Granular Materials In The “Rhombic”Apparatus / А.В. Литвиненко, Н.П. Юхименко // Journal of Manufacturing and Industrial Engineering (JMIE). – 2014. – Vo l -2. pg. 1–3.
154. Пат. на корисну модель №91616 Україна, Пристрій для пневмокласифікації сипких матеріалів / М.П. Юхименко, А.В. Литвиненко // МПК (2006.01) B07B 4/02 (2006.01); Заявлено 14.02.2014; Надрук. 10.07.2014, Бюл. №3, 2014.
155. Пат. на корисну модель №93492 Україна, Спосіб пневмокласифікації сипких матеріалів / М.П. Юхименко, А.В. Литвиненко // МПК (2006.01) B07B 4/02 (2006.01); Заявлено 14.02.2014; Надрук. 10.10.2014, Бюл. №19, 2014.
156. Патент на винахід № 108529 Україна, Спосіб пневмокласифікації сипких матеріалів у вертикальному висхідному повітряному потоці і пристрій для його здійснення / М.П. Юхименко, А.В. Литвиненко // МПК (2006.01) B07B 4/02 (2006.01); Заявлено 22.07.2013; Надрук. 12.05.2015, Бюл. №9, 2015
157. Литвиненко А.В. Дослідження швидкості витання полідисперсних матеріалів для визначення здатності їх розділення у пневмокласифікаторі / А.В. Литвиненко, Н.П. Юхименко // Журнал інженерних наук. – 2014. – № 3. – С. В9-В13.

158. Technology of Producing Granular Fertilizers on the Organic Basis / R.O. Ostroha, M.P. Yukhymenko, Ya.E. Mikhajlovskiy, A.V. Litvinenko // Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. Series: Technologies organic and inorganic substances. – 2016. – № 1/6 (79). – P. 19–26.
159. Литвиненко А.В. Математическая модель гидродинамики движения двухфазного восходящего потока в пневмокласификаторах переменного сечения / А.В. Литвиненко, Н.П. Юхименко // Вестник НТУ «ХПИ», Серия: Новые решения в современных технологиях. – Харьков: НТУ «ХПИ». – 2016. – № 25 (1197). – С. 113-118.
160. Investigation of the kinetic laws affecting the organic suspension granulation in the fluidized bed / R. Ostroha, M. Yukhymenko, S. Yakushko, A. Artyukhov // Eastern-European Journal of Enterprise Technologies. Series: Engineering technological systems. – 2017. – № 4/1(88). – P. 4–10.
161. Solving the Nonstationary Problem of the Disperse Phase Concentration during the Pneumoclassification Process of Mechanical Mixtures / Pavlenko I. V. , Ykhymenko M. P., Lytvynenko A. V. , Bocko J. // Journal of Engineering Sciences. - Volume 6, Issue 1 (2019), pp. F1-F5.
162. Research of operating mode of rhombic gravitational pneumatic classifier // Mykola Ykhymenko, Ruslan Ostroha, Andriy Litvinenko, Yevhen Piddubnyi, Dmitry Zabitsky // Technology audit and production reserves. – 2019, VOL 2, NO 3(46) , P. 19-21.
163. Lytvynenko, A.; Ykhymenko, M.; Pavlenko, I.; Pitel, J.; Mizakova, J.; Lytvynenko, O.; Ostroha, R.; Bocko, J. Ensuring the Reliability of Pneumatic Classification Process for Granular Material in a Rhomb-Shaped Apparatus //Applied Sciences, 2019, 9, 1604.