



## РЕФЕРАТ

Магістерська робота за темою «Дослідження перемішування газорідинної суміші з розробкою самоусмоктуючої мішалки з кутом скосу вхідної кромки  $60^\circ$ ». 72 с., 11 табл., 23 рис., 1 дод., 110 джерел.

САМОУСМОКТУЮЧА МІШАЛКА, ГАЗОРІДИННИЙ РЕАКТОР,  
ОБ'ЄМНИЙ АПАРАТ, КОЕФІЦІЄНТ ВИТРАТИ, ВХІДНА КРОМКА

Об'єкт дослідження – самоусмоктуюча мішалка.

Ціль роботи – Дослідження теоретичних і експериментальних даних, що відносяться до гідродинаміки газорідинних апаратів з самоусмоктуючими мішалками з кутом скосу вхідної кромки  $60^\circ$  і розробка методу розрахунку таких апаратів, дослідження гідродинаміки транзитного потоку по каналах мішалки та вдосконалення самоусмоктуючих перемішуючих пристроїв.

Розроблений експериментальний стенд для випробувань самоусмоктуючих мішалок та лабораторна схема для випробувань лабораторних моделей для вивчення процесу витікання рідини через отвори в боковій поверхні. Виявлено зв'язок коефіцієнта витрати з геометричними параметрами основних вузлів мішалки, залежність цієї величини від конфігурації входу в порожнисту лопать мішалки.

Результати досліджень показали, що конфігурація вхідного отвору впливає на пропускну спроможність лабораторних пристроїв; виявлено, що кут скосу вхідної вертикальної кромки впливає на пропускну спроможність випробовуваного лабораторного пристрою. Проведені теоретичні та експериментальні дослідження дали можливість зробити зміни в конструкції самоусмоктуючих мішалок та рекомендувати їх у впровадження у промислове виробництво.

## ЗМІСТ

Скорочення та умовні позначки .....	5
Вступ .....	7
Розділ 1. Аналітичний огляд газорідинних апаратів з мішалками .....	9
1.1 Загальні положення та визначення .....	9
1.2 Сучасний стан газорідинних апаратів .....	12
1.3 Газовміст перемішуючого середовища в апараті з мішалками .....	17
1.4 Потужність, споживана при перемішуванні. Ефективність перемішування .....	21
1.5 Теорія роботи самоусмоктуючої мішалки .....	22
Розділ 2. Методика розрахунку апаратів з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями .....	27
2.1 Алгоритм розрахунку апаратів з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями .....	27
2.2 Висновки та рекомендації щодо розрахунку апаратів об'ємного типу з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями .....	28
Розділ 3. Експериментальна частина .....	33
3.1 Опис експериментального стенду та об'ємного апарату з самоусмоктуючими мішалками .....	33
3.1.1 Опис самоусмоктуючої мішалки .....	37
3.2 Методика дослідження продуктивності самоусмоктуючої мішалки з кутом скосу вхідної кромки $60^\circ$ .....	38
3.2.1 Методика визначення середнього газовмісту в апараті з самоусмоктуючими мішалками .....	43
3.3 Опис експериментальної установки для вивчення гідродинаміки витікання рідини та дослідних лабораторних пристроїв .....	45
3.4 Випробування витратних характеристик при витіканні рідини із вертикального прямокутного насадка .....	49

3.5 Обговорення результатів дослідження. Гідродинамічні характеристики процесу витікання рідини з циліндричного отвору або циліндричного насадка .....	52
Розділ 4. Застосування запропонованих конструкцій самоусмоктуючих перемішуючих пристроїв .....	56
Висновки .....	58
Перелік джерел посилання .....	59
Додаток .....	69

## СКОРОЧЕННЯ ТА УМОВНІ ПОЗНАКИ

$D$  – діаметр апарату, м;

$d$  – діаметр самоусмоктуючої мішалки, м;

$d_c$  – діаметр маточини мішалки, м;

$d_o$  – середній діаметр пухирця газу, м;

$z$  – число лопатей мішалки;

$b, b_o$  – висота лопати мішалки, ширина каналу лопати, м;

$n_o, n_{гс}, n$  – початкова частота обертання мішалки, гідростатична і робоча частота обертання мішалки, 1/с;

$H, H_{ж}, \Delta H, H_{г-ж}$  – висота апарату, глибина заповнення апарату, приріст висоти шару рідини за рахунок газозбереження, висота газорідинного шару, м;

$h, h_b, h_{гс}$  – глибина занурення мішалки, середня висота газорідинного шару над мішалкою, відстань від рівня рідини до нижньої крапки каналу лопати, м;

$\omega$  – кутова швидкість обертання мішалки, рад/с;

$\omega'$  – приведена швидкість газу, м/с;

$R, r$  – радіус мішалки, довільний, м;

$\zeta$  – коефіцієнт опору мішалки;

$\bar{\Phi}$  – середнє газозбереження в апараті, од.;

$\bar{\Phi}_o$  – середнє газозбереження в кільцевому обсязі, ометаємом лопаттю мішалки, од.;

$\bar{\Phi}_л$  – середнє газозбереження в каналі лопаті од.;

$\bar{\Phi}_п$  – середнє газозбереження в площині вихідного отвору лопаті од.;

$F_{уд}$  – питома поверхня контакту фаз, 1/м;

$f_{г}$  – площа перетину апарату, зайнята газом, м<sup>2</sup>;

$f_{см}$  – площа вільного перетину апарату, зайнята газорідинною сумішшю, м<sup>2</sup>;

$f, f_0$  – площа вихідного отвору лопаті, сумарна площа перетину газових каналів,  $\text{м}^2$ ;

$c_{\text{равн}}$  – рівноважна концентрація компонента, що поглинається, і його середня концентрація в розчині,  $\text{кг/м}^3$ ;

$\rho, \rho_{\text{п}}, \rho_{\text{г}}$  – щільність води; суміші в каналі лопаті; газу;  $\text{кг/м}^3$

$\mu, \mu_{\text{п}}, \mu_{\text{г}}$  – в'язкість води; суміші в каналі лопаті; газу;  $\text{Па}\cdot\text{с}$ ;

$\nu_{\text{г}}, \nu$  – кінематичний коефіцієнт в'язкості повітря, води,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;

$\sigma$  – поверхневий натяг,  $\text{Н/м}$ ;

$g$  – прискорення вільного падіння,  $\text{м/с}^2$ ;

$V_{\text{г}}$  – обсяг повітря усмоктуваного мішалкою,  $\text{м}^3$ ;

$V_{\text{ж}}$  – обсяг рідини в апараті,  $\text{м}^3$ ;

$\beta_{\text{об}}$  – об'ємний коефіцієнт масовіддачі;

$N$  – потужність,  $\text{Вт}$ ;

$Re$  – число Рейнольдса.

## ВСТУП

У масообмінних процесах, зокрема для газорідних систем, апарати з перемішувачими пристроями у багатьох випадках є переважаючими в сучасній нафтохімічній хімічній, мікробіологічній та інших суміжних галузях промисловості. Ці процеси можуть відрізнятися фізико-хімічними властивостями речовин, складом реагуючих фаз, швидкістю реакції, інтенсивністю тепловиділення. Актуальність таких процесів, які супроводжуються хімічною реакцією, наприклад, процесів хлорування, сульфуровання, окислення і ін. дуже часто визначається раціональним вибором апаратного оформлення, серед яких є апарати об'ємного типу. У класичних апаратах такого типу газоподібний реагент зазвичай подається під мішалку через барботер, що представляє собою перфоровану трубу, зігнутою у вигляді тора, або газорозподільником, виконаним у вигляді кільцевого відкритого знизу жолоба з рівномірно розподіленими по його верхній кромці отворами. У цих апаратах найбільш ефективними перемішувачими пристроями стандартного типу вважаються турбінні відкриті мішалки. Основною їх перевагою є створення розвиненої міжфазної поверхні за рахунок інтенсивного дроблення бульбашок і рівномірного розподілу газової фази за всім перемішуваним об'ємом

Для цієї мети використовуються самоусмоктуючі мішалки. Вони дозволяють спростити технологічні схеми виробництва, де потрібна підтримка надмірного тиску на лініях подачі газового реагенту. Для таких апаратів відомі методи гідродинамічного розрахунку процесу перетікання газорідної реакції. Проте ці методи неприйнятні або недостатні для розрахунків апаратів з самоусмоктуючими мішалками, які досить ефективні при проведенні хімічних реакцій: сульфуровання, хлорування та озонування.

Мета роботи - узагальнення теоретичних і експериментальних даних, що відносяться до гідродинаміки газорідних апаратів і розробка методу

розрахунку гідродинаміки транзитного потоку по каналах самоусмоктуючої мішалки.

Методи дослідження. Експерименти з гідродинаміки, газовмісту та потужності самоусмоктуючих мішалок проведені на експериментальному стенді з лабораторною моделлю апарату об'ємного типу з досліджуваними самоусмоктуючими мішалками. В період експериментальних досліджень використовувалися методи візуального спостереження та фотографування початку диспергування повітря в перемішуємий об'єм рідини, середнього газовмісту в апараті, визначення продуктивності самоусмоктуючої мішалки по газовій фазі і рідині за рахунок самоусмоктування та потужності мішалок методами інструментальних вимірювань. Обробка результатів експериментів, порівняння з теоретичними розрахунками та визначення похибок проведені за допомогою методів математичної статистики.

Наукова новизна роботи. Розроблений лабораторний стенд і засіб експериментального визначення коефіцієнта втрат при витіканні транзитного потоку через прямокутну щілину залежно від конфігурації вхідної частини отвору. Проведені дослідження по гідродинаміці при витікання транзитного потоку через насадок, який є копією порожнистої лопаті самоусмоктуючого перемішуючого пристрою.

Практична цінність роботи. Дослідження процесу перетікання рідини із ротора мішалки в порожнину лопаті та одержані результати випробувань можуть бути використані під час вирішення прикладних та фундаментальних проблем при конструюванні самоусмоктуючих мішалок. На підставі отриманих результатів розроблені нові конструкції самоусмоктуючих перемішуючих пристроїв.



## **РОЗДІЛ 1. АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД ГАЗОРІДИННИХ АПАРАТІВ З МІШАЛКАМИ**

### **1.1 Загальні положення та визначення**

Сучасне суспільство не може існувати без виготовлення засобів виробництва і предметів споживання. Значний відсоток у випуску основного технологічного обладнання для нових технологічних процесів хімічної, нафтохімічної та інших галузей промисловості займають апарати з перемішувальними пристроями. Одне з найбільш раціональних і прогресивних є технічне виробництво, яке найбільшою мірою забезпечує потреби суспільства високоякісними продуктами, виробами, машинами, товарами, устаткуванням і обладнанням. Апарати цього типу в світовій практиці основним домінуючим типом апаратів для перемішування гетерогенних систем. Це пояснюється універсальністю цих апаратів, надійністю їх конструкцій, найбільш високим коефіцієнтом корисної дії мішалок у порівнянні з іншими видами перемішувальних механізмів.

В даний час є багато розробок конструктивних апаратів з перемішувальними пристроями, які описані в літературних джерелах [1-4]. Їх значно більше, чим інших масообмінних апаратів, наприклад теплообмінників або колонних апаратів, які зустрічаються в хімічній промисловості. Це пояснюється тим, що конструкцію апарату з мішалкою визначає не тільки конструкція і тип перемішувального пристрою, але й тип резервуару (судини), в якому воно встановлене. Конструкція перемішувального пристрою грає найбільш важливу роль в роботі апарату для газорідного перемішування, але тип та конструкція апарату також може зробити великий вплив на його роботу.

Під час обертання мішалки створюється потік рідини, що має три складових швидкості. Дані по вимірюванню швидкостей показують, що середнє значення окружної (тангенціальної) швидкості приблизно на порядок перевищує середні значення радіальної та осьової (аксіальної) складових.

Ефективність роботи мішалок характеризує якісне проведення процесу і може бути виражена по-різному, в залежності від мети перемішування. Наприклад, у випадку одержання емульсій і суспензій ефективність перемішування можна оцінити за ступенем однорідності в об'ємі, що перемішується. При цьому перемішування буде кращим, чим швидше буде досягнута однакова концентрація одного компонента в усіх частинах об'єму рідини, що перемішується. При інтенсифікації дифузійних і теплових процесів ефективність характеризується відношенням коефіцієнтів тепловіддачі та масовіддачі під час перемішування та без нього.

Мішалки в загальному розділяються на тихохідні з частотою обертання 15-80 об/хв, окружна швидкість на кінцях лопатей 1м/с) і швидкохідні з частотою обертання 100-1800 об/хв. та окружною швидкістю 10 м/с. До першої групи відносяться листові, рамні, якірні, лопатеві мішалки, до другої - турбінні і пропелерні мішалки різних типів, а також спеціальні типи мішалок, наприклад дискові, лопатеві і т.п. Ці мішалки залежно від форми лопатей і способу їх установки можуть створювати радіальний, осьовий, радіально-осьовий потоки рідини.

Радіальний потік створюють турбінні мішалки закритого типу, а також відкриті турбінні мішалки з прямими або зігнутими лопатями.

Осьовий потік можуть забезпечувати пропелерні і шнекові мішалки, а точніше - пропелерні і шнекові мішалки з дифуззором.

Проміжний радіально-осьовий потік створюють турбінні мішалки з лопатями, встановленими з нахилом до площини обертання мішалки [3, 4].

Швидкохідні мішалки найчастіше працюють в апаратах з перегородками тому, що відсутність перегородок в апараті приводить до закручування рідини та утворенню воронки.

Турбінні мішалки [1-5] працюють за принципом відцентрового насоса, всмоктують рідину в середину і за рахунок відцентрової сили викидають її до периферії. Напрямок потоку рідини в безпосередній близькості від мішалки чисто радіальне, але на деякій відстані від мішалки під впливом вихрового руху

всього вмісту апарату змінюється, і рух стає складним, при якому змішуються радіальні і тангенціальні потоки. Частота обертання турбінних мішалок змінюється від 400 до 2000 об/хв. Турбінні мішалки забезпечені лопатями і мають чітко обкреслений ротор. У турбінних мішалках робочим органом є турбінне колесо діаметром  $d = (0,25 \dots 0,3)D$ , що обертається на вертикальній осі. Принцип дії аналогічний роботі колеса відцентрового насоса. Рідина входить у колесо по осі крізь центральний отвір і, діставши прискорення від лопатей, викидається з колеса в радіальному напрямі. Іноді обертове колесо встановлюють усередині нерухомого напрямного колеса з лопатями. Вони розділяються на мішалки відкритого і закритого типів з нерухомим направляючим пристроєм (статором) або без нього. Діаметр турбінної мішалки приймають зазвичай рівним 0,25-0,33 діаметру апарату. Турбінні мішалки встановлюють на вертикальних валах, по центру апарату.

Турбінні мішалки [1,2,5] відносяться до швидкохідних типів перемішувальних пристроїв. Мішалки цього типу застосовують для перемішування рідин, як великої, так і малої в'язкості (до 20 Па·с). Вони використовуються для швидкого емульгування, розчинення, диспергування, абсорбції газів. При роботі в турбулентному режимі турбінними мішалками потужність практично не залежить від в'язкості рідини, що перемішується, тому вони особливо придатні для роботи з рідинами, в'язкість яких змінюється в процесі перемішування.

Турбінна мішалка розташовується біля дна апарату на відстані 0,25-0,35 її діаметру. При значній висоті об'ємного апарату на валу встановлюють дві або три мішалки. Відстань між ними приймається 0,5-2,0 діаметру мішалки, залежно від в'язкості рідини. Турбінні мішалки використовують також для проведення масообмінних процесів в системі газ-рідина, при цьому газовий реагент в зону реакції вводиться за допомогою барботерів різних конструкцій [6-8] або інших пристроїв [9]. Ці пристрої досить добре працюють в масообмінних процесах де проводиться насичення повітрям рідини, а у випадках проведення хімічних реакцій, у тому числі швидких екзотермічних -

використання таких пристроїв недоцільне. Тому що перфорація барботерів може заростати продуктами реакції, що приводить до зменшення подачі газового реагенту, а потім до повної зупинки подачі газового реагенту в зону реакції. Для таких процесів використовують інші пристрої [10], до їх числа входять і турбінні мішалки, як правило закритого типу, які використовуються в якості самоусмоктуючих пристроїв [11-19] для проведення масообмінних процесів в системі газ-рідина.

Для процесів пов'язаних з проведенням екзо- та ендотермічних реакцій в промисловості використовуються спеціальні мішалки [13-19, 97-100], які поєднують основні властивості турбінних або пропелерних мішалок зі специфікою їх призначення. Вони виконують роль змішувачів різних хімічних реагентів та диспергують газовий реагент в реакційний об'єм. Ці мішалки досить часто називають спеціальними механічними пристроями. Вони використовуються лише для проведення певних технологічних процесів, але мають усі передумови для широкого розповсюдження.

## **1.2 Сучасний стан газорідинних апаратів.**

Основною характеристикою двохфазних систем є середній газовміст перемішуємого 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.

Однією з основних характеристик масообмінних реакторів впроваджених в системах газ-рідина є величина поверхні контакту фаз [71,72], яка пропорційна об'ємної частки бульбашок газу або газовмісту в двофазній системі. Ця величина не є постійною, вона залежить від способу введення газової фази в перемішуваче середовище, інтенсивності перемішування, геометричних розмірів апарату, фізичних властивостей системи і витрати

газового компонента. Використання пристроїв, в об'ємних апаратах з метою інтенсифікації масообміну особливо необхідно в умовах, коли за технологією необхідно поглинання важко розчинних газів, зазвичай з подальшою реакцією між розчиненим газом і речовинами, що знаходяться в рідині [73-88].

Традиційний вид технологічного устаткування для проведення масообмінних процесів - це вертикальні циліндричні апарати з мішалками, вісь обертання яких співпадає з віссю апарату. Інтенсивність перемішування в апаратах значною мірою залежить від наявності всередині апарату внутрішніх нерухомих устроїв та типу перемішувачів. Введення газового реагенту в зону реакції здійснюється за допомогою барботерів, встановлених під мішалкою [6-9]. Для запобігання забиванню перфорації барботерів отвори розташовуються на стороні труби, зверненої до центру і вниз. Як правило, сумарна площа отворів більша ніж площа поперечного перетину труби, що підводить газовий реагент. Проте для багатьох хімічних процесів наявність барботерів приводить до забивання перфорації, а отже, до частих зупинок.

Цей недолік можуть усунути самоусмоктуючі мішалки. З патентної літератури відомі мішалки, які при обертанні самостійно усмоктують газовий реагент або повітря, що знаходиться над рідиною і розподіляють його в перемішувачому середовищі, імітуючи рухомий барботер. У таких апаратах використовують порожнистий вал, сполучений з трубопроводами по яких підводиться газовий реагент. В літературі відомі різні конструкції таких мішалок: газові порожнисті, ежекційно-струменеві, самоусмоктуючі [1-4, 20].

Запропоновано [50,51] розділити самоусмоктуючі мішалки залежно від форми поверхні і кутів конструктивних елементів мішалок, що створюють розрідження на чотири класи: циліндрові, виконані у вигляді циліндра з перфорованого листа різного профілю або з дротяної сітки; турбогазатори, виконані як робочі колеса турбін; призматичні, виконані у вигляді багатобічної плоскої призми, зігнуті або ламані; трубчасті, в яких лопаті мішалок виконані з труб. Така класифікація не враховує усі особливості і складнощі відомих конструкцій самоусмоктуючих мішалок [21-45], форму усмоктуючих

пристроїв, які часто не вписуються ні в одну із описаних [20] груп тому що одночасно поєднують ознаки декілька таких груп.

У технічній літературі також немає даних, які дозволяють об'єктивно порівняти ефективність різних конструкцій самоусмоктуючих мішалок і навіть не запропонований достатньо універсальний критерій оцінки роботи їх ефективності.

Різноманітність конструкцій самоусмоктуючих мішалок свідчить про те, що існує ряд технологічних процесів, при проведенні яких звичайні барботажні газорідинні апарати виявляються недостатньо ефективними або зовсім непридатними для подібних реакцій. Це стимулює розробку нових конструкцій апаратів, у тому числі і самоусмоктуючих мішалок. В літературі відсутні надійні методи розрахунку таких мішалок і напрями конструювання таких мішалок, а також параметри оцінки їх ефективності.

Насосна газова продуктивність або об'ємна витрата газу, що проходить через порожнисті канали самоусмоктуючих мішалок є параметром властивим тільки таким мішалкам. Отже, розрахунок цього параметра є найбільш істотним і першочерговим завданням гідродинамічного розрахунку газорідинних апаратів з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями.

Ефективність усмоктування газу самоусмоктуючою мішалкою [50,51] автори пов'язують в основному з ежектуючою здатністю радіального потоку, який протікає уздовж лобової частини конструктивних елементів мішалки. При цьому ефективність конструкції самоусмоктуючої мішалки оцінюється, як і у попередньому випадку.

Утворення зони розрідження за кормовою частиною тіла, яке обтікається рідиною, повітрям або газом, або, навпаки, рухомого тіла в такому ж середовищі є однотипним і доведено [53-55] експериментально і обґрунтовано теоретично.

При обтіканні тіла на його поверхні утворюється прикордонний шар, який тягнеться від передньої кромки лобової частини тіла до деякої лінії відриву. Товщина прикордонного шару є величина достатньо умовна. Вона

визначається градієнтом швидкості по нормалі до поверхні, який на межі дорівнює нулю, а швидкість рідини шару переходить в місцеву швидкість не обуреного потоку. Від передньої кромки тіла до точки переходу розташовується ламінарний шар рідини, уподовж якого відбувається збільшення швидкості і градієнт тиску уподовж цього потоку зменшується до нуля. У точці переходу прикордонного шару швидкість досягає максимуму, а градієнт тиску - нульового значення або розрідження. У цій же точці (фактично області) прикордонний шар рідини переходить в турбулентний стан. Турбулентний стан рідини розташовується від точки переходу до точки відриву (теж деяка область). В області турбулентного шару швидкість також направлена уздовж потоку, але поступово сповільнюється, тому градієнт тиску міняє свій знак на протилежний. У точці відриву градієнт швидкості біля стінки стає рівним нулю, тут же і починається відрив прикордонного шару, який викликаний виникненням зворотних течій. Це приводить до того, що далі в потоці вже не існує прикордонного шару, а утворюється турбулентний слід із зонами зниженого тиску, де градієнт швидкості у ряді зон обертання навіть міняє свій знак.

У той же час при обертанні деяких типів мішалок під дією відцентрових сил, які діють на рідину, що знаходиться перед лобовою поверхнею лопатей, уподовж цієї поверхні розвивається радіальний перебіг перемішуючого середовища [56-60]. Режим обтікання лопаті мішалки в тангенціальному і радіальному напрямках не відрізняються.

Отже, радіальний перебіг середовища утворює зону розрідження у торцевій частині лопаті, а тангенціальна течія утворює подібну зону за кормою лопаті.

В області турбулентного режиму, в якій і відбувається усмоктування газу самоусмоктуючою мішалкою (автомодельний режим), критерій Ейлера залежить від геометричних розмірів і деяких інших характеристик системи, але не залежить від числа Рейнольдса і критерію Фруда [3,59-61,72].

Усі приведені літературні дані про продуктивність мішалок в основному приводять залежність продуктивності по газу від збільшення діаметру мішалки або до збільшення частоти обертання. Але підвищення продуктивності таким чином приводить до значного збільшення витрат на перемішування.

Крім стандартних турбінних самоусмоктуючих мішалок заслуговують на увагу перемішуючі пристрої роторно-струменевого типу [18-21], 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 [18,20,21]. 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 перемішуючого середовища. Сульфуратор [19], в якому самоусмоктуюча мішалка призначена для проведення газорідинних реакцій представляє складну конструкцію, яка складається з об'ємної та плівкової частин. Інші самоусмоктуючі мішалки [19] такого типу відрізняються тільки незначним удосконаленням окремих елементів конструкції.

В роботах [47-51] 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 перемішуючими пристроями і експериментально обґрунтований механізм усмоктування газового реагенту через порожнисті циліндричні лопаті самоусмоктуючої мішалки [49-51], що ґрунтується на механізмі утворення зони розрідження за циліндричною лопаттю мішалки при обтіканні її перемішуючою рідиною. Автором [50]



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.

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

### **1.3 Газовміст перемішуючого середовища в апараті з мішалками**

Структура газорідинної суміші в апаратах з мішалками багато в чому залежить від інтенсивності перемішування, умов введення газу і його витрати. У разі введення газу через барботер або інші пристрої для введення газового реагента, розташованих під мішалкою, при низькій інтенсивності перемішування диспергування газу практично не відбувається, а спостерігається його підйом в центральній частині апарату у вигляді крупних газових або повітряних бульбашок. Початок диспергування газу і збільшення газозмісту відповідає деякому мінімальному рівню інтенсивності перемішування, який залежить від витрати газу, розмірів апарату і властивостей фаз.

В умовах, коли інтенсивність перемішування в апараті трохи перевищує поріг диспергування, основна маса газу, що подається в апарат, диспергується у вигляді дрібних бульбашок і практично розподіляється у верхній частині перемішуємого об'єму апарату. При збільшенні частоти обертання мішалки стійкість розподілу апарату на зони порушується і при перевищенні частоти обертання вище критичної розподіл газу в об'єму апарату виявляється рівномірним.

Введення газу через барботёр, розташований під мішалкою, при низькій інтенсивності перемішування диспергування газу практично не відбувається і спостерігається його підйом в центральній частині апарату у вигляді великих бульбашок. початок диспергування газу та збільшення газу відповідає деякому мінімальному рівню інтенсивності перемішування, який залежить від витрати газу, розмірів апарату і властивостей фаз.

В умовах, коли інтенсивність перемішування в апараті незначно перевищує поріг диспергування, основна маса подається в апарат газу диспергується у вигляді дрібних бульбашок і розподіляється в частині обсягу апарату, розташованої вище площині розміщення мішалки, а область нижче мішалки не дисперується. При збільшенні частоти обертання стійкість поділу апарату на аеріруему і неаеріруему зону порушується, і при перевищенні деякого критичного значення частоти обертання весь обсяг апарату виявляється заповненим газорідною сумішшю. Критичне значення частоти обертання збільшується зі зростанням споживання газу та висоти розташування мішалки над днищем апарату.

Однією з вимог конструктивного оформлення процесів перемішування газорідних систем є установка в апаратах відбивних перегородок [2]. Для таких апаратів характерно явище, яке має значний вплив на інтенсивність масообміну в системі газ-рідина: при частоті обертання вище деякого значення  $n$  відбувається мимовільний захват газу на поверхні переміни рідини. Це явище спостерігається в тих випадках, коли верхній край відбивних перегородок виступає над рівнем перемішуємо середовища.

Основною характеристикою, що визначає інтенсивність процесів масообміну при перемішуванні мішалками в системах газ-рідина, є величина поверхні контакту фаз, яка пропорційна кількості газових бульбашок в середовищі, що перемішується, і середньому діаметру цих бульбашок [53-71]. У загальному випадку, для апаратів з примусовим введенням газу, що диспергується у барботажному шарі звичайними мішалками, дані параметри досліджувалися достатньо детально авторами [38,39].

У роботах [62-65] приведені розрахункові залежності, використовуючи які, при прийнятих розмірах діаметрів мішалки і апарату, відстані заглиблення мішалки від рівня рідини і дна апарату, і відомих в'язкості і поверхневому натяженні рідини, можна визначити частоту обертання мішалки, при якій починається диспергування газу.

У апаратах з відбивними перегородками в тих випадках, коли верхній край перегородок виступає над поверхнею перемішуваного середовища, відбувається мимовільне захоплення газу на поверхні середовища [62]. При відносно невеликій інтенсивності перемішування перемішуючий об'єм аерується (газується) у верхній частині апарату, але при більшій інтенсивності перемішування розподілений на зони об'єм руйнується [68].

При диспергуванні газу в перемішуване середовище в апараті утворюється суміш газу з рідиною з середнім питомим газомістом. У реальних умовах величина середнього питомого газомісту може скласти від 2-3 до 15-20%, який зростає із збільшенням частоти обертання мішалки або питомої потужності (з розрахунку на одиницю об'єму суміші) і при підвищенні витрати газу.

Для розрахунку середнього газомісту запропоновані емпіричні кореляції [76-81], що ґрунтуються в основному на результатах лабораторних досліджень. Газоміст найчастіше представляють у вигляді функції середнього значення дисипації енергії при даній частоті обертання і діаметрі мішалки або питомої потужності і приведеної швидкості газу, а також враховується вплив фізико-хімічних властивостей фаз. Обчисленню впливу в'язкості рідини приділено місце в дослідженні [82]. Запропонований також ряд кореляцій, що зв'язують газоміст безпосередньо з діаметром мішалки і частотою її обертання [76].

Збільшення газомісту і поверхні контакту фаз при підвищенні частоти обертання мішалки обумовлене збільшенням кількості бульбашок повітря в середовищі, що перемішується, і часі їх перебування.

При цьому, енергія, що витрачається на перемішування, багато в чому визначає величину поверхні контакту фаз, але вона не може бути єдиним

критерієм при масштабуванні, оскільки зміна абсолютних і відносних розмірів мішалки і апарату надає істотний вплив на міжфазну поверхню, що досягається, при постійних витратах питомої потужності.

Питомий газовміст суміші повітря і рідини, перемішуваною самоусмоктуючою мішалкою (дані відносяться до апарату заввишки 1м, діаметром 0,36м, з мішалкою діаметром 0,045 і 0,09м) при постійній об'ємній витраті газу через мішалку, є величиною постійною, не залежною від висоти (об'єму) газорідної суміші, розташованої над мішалкою [52].

Зміна вмісту газу в перемішуваному середовищі істотно впливає на її щільність і в'язкість, що приводить до дещо складної залежності витрати газу від цих властивостей рідини [20].

Враховуючи, що в апаратах з самоусмоктуючими мішалками витрата газу жорстко пов'язана з характеристиками мішалки, апарату і перемішуваного середовища, слід чекати більш простого зв'язку питомого газовмісту, середнього діаметру бульбашок, питомій поверхні контакту фаз від витрати газу, чим для звичайних мішалок з подачею газу в апарат через нерухомий барботер.

З порівняння різних даних для апаратів з самоусмоктуючими мішалками, витікає, що середній питомий газовміст є функцією швидкості усмоктуемого газу, діаметру мішалки, діаметру апарату та фізико-хімічних властивостей рідини.

Режим роботи самоусмоктуючих мішалок такий, що при початку виходу газу з каналів мішалки умови його диспергування в барботажному шарі вже забезпечені, тим самим режим захлинання відсутній.

#### 1.4 Потужність, споживана при перемішуванні. Ефективність перемішування

Потужність, яка споживана при перемішуванні, є одним з основних параметрів, що характеризує гідродинаміку процесу. Приведення рідини у вимушений рух вимагає безперервного підведення енергії. Зв'язок між потужністю (енергією, що витрачається в одиницю часу) і умовами перемішування виражають [1,3,72,85,86] у формі залежностей

$$N = k_N \rho n^3 d^5 \quad (1.1)$$

Коефіцієнт, званий часто критерієм потужності, інколи розглядають як аналог критерію Ейлера [53], є змінною величиною. Він залежить від типу мішалки, розмірів і конструкції апаратів, а також властивостей середовища. Для найбільш вивчених конструктивних варіантів мішалок приведені експериментальні залежності від відцентрового числа Рейнольдса. У зв'язку з цим пропонується використовувати метод розрахунку потужності, як величину кутової швидкості мішалки помноженої на момент, який діє на лопаті.

Введення газу в апарат і отримання у ньому газорідинної суміші призводить до зниження потужності, споживаної на перемішування, унаслідок зменшення щільності перемішуючого середовища в зоні лопатей мішалки [91-95]. Це прийнято враховувати виразом

$$\frac{N_r}{N} = f\left(\frac{V_r}{nd^3}\right), \quad (1.2)$$

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

В турбулентному режимі перемішування [91], потужність, що витрачається на перемішування, не залежить від того, вводиться газ через мішалку або через нерухомий барботер внизу апарату.

Для радіально-лопатевих мішалок, використовуваних в перемішуванні рідких середовищ в якості критерію ефективності перемішування [96].

$$\mathfrak{E} = \frac{N V_{ж}}{Q Q}, \quad (1.3)$$

де  $N$  – потужність, кВт;

$Q$  – об'ємна витрата відкиданої лопатями мішалки рідини, м<sup>3</sup>/с;

$V_{ж}$  – перемішуваний об'єм рідини, м<sup>3</sup>.

Ефективність характеризується інтенсивністю перемішування і часом, що витрачається, на циркуляцію одиниці перемішуваного об'єму рідини. З урахуванням цього критерію ефективності прості і складні по конструкції радіально-лопатеві мішалки однаково ефективні. Ці дані рекомендується в процесах перемішування для малов'язких середовищ ( $\mu=1.75$ спз), які дозволяють використовувати найпростіші конструктивні форми мішалок з трьома лопатями і відношенням діаметрів мішалки і апарату 1:2.

### 1.5 Теорія роботи самоусмоктуючої мішалки

Газорідинні реакції з використанням апаратів з механічними перемішувальними пристроями, в яких подача газового реагенту здійснюється в реакційну масу через різні конструкції барботерів застосовуються лопатеві, гвинтові (пропелерні) і турбінні мішалки відкритого або закритого типів. Найбільш ефективними пристроями для диспергування газу в рідині вважаються відкриті турбінні мішалки з прямими і зігнутими лопатями з подачею газу безпосередньо під мішалку з одиночного сопла або барботера. Пропускна спроможність апаратів по газу обмежується режимом захлинання.

Для турбінних мішалок цей режим досягається при швидкості газу в перетині апарату 0,05-0,1 м/с. Ступінь використання газового реагенту не висока за рахунок проскакування газового реагенту.

Реактори зі швидкохідними перемішувачами широко застосовуються в хімічній, нафтохімічній і суміжних галузях промисловості для проведення газорідних реакцій. Схема руху рідини в цих апаратах є несталою тривимірною турбулентною течією з вихровою структурою. Структура перебігу перемішувача в апараті - це результат тангенціальною, радіальною і аксіальною складових трьох векторів швидкостей частинок рідини. У ряді випадків, в яких істотну роль грає особливість конструкції апарату і перемішувача, перевага однієї складової швидкості дає підставу не враховувати інші дві складові швидкості або навпаки. В апаратах з швидкохідними перемішувачами переважними є тангенціальні і аксіальні потоки, які в основному залежать від конструктивних особливостей мішалки. Обтікання рідиною лопатей швидкохідних мішалок супроводжується утворенням за їх тильною стороною вихрової зони, яка ініціює циркуляційний рух перемішувача в апараті.

Також існують турбооживлювальні самоусмоктувачі мішалки [73,74], за допомогою яких відбувається підсос газової фази в перемішувачі об'єм. Перевага таких апаратів з самоусмоктувачими мішалками перед традиційними реакторами полягає в тому, що самоусмоктувача мішалка в апараті, окрім перемішувача реакційної маси, виконує функцію барботера, що обертається. У цей же час недостатня продуктивність самоусмоктувачих мішалок стримує їх промислове розповсюдження.

Дослідження гідродинаміки в апаратах з самоусмоктувачими мішалками [75] дозволяють проводити попередні інженерні розрахунки перемішувачих пристроїв для систем газ-рідина. Вони пов'язані в основному з питаннями передачі механічної енергії від мішалок до рідини, а також гідродинаміки і газомісту. У роботі [75] та інших публікаціях наводяться результати

проведених досліджень для самоусмоктуючих мішалок і на базі отриманих даних викладена методика розрахунку таких перемішуючих пристроїв. Дослідження гідродинаміки транзитного потоку усередині самоусмоктуючих мішалок має на своїй меті визначення коефіцієнта витрати при закінченні транзитного потоку через самоусмоктуючий перемішуючий пристрій, визначення залежності коефіцієнта витрати від конструктивних особливостей вхідного отвору, визначення насосної продуктивності мішалок і розробка нових конструкцій самоусмоктуючих мішалок, розробка гідродинамічного розрахунку таких мішалок.

Процес перемішування важливий, коли в реакторі відбувається взаємодія між газом і рідиною. Для цієї мети використовують пристрої для подачі газу у вигляді барботерів різної конструкції. У той же час барботери, які використовують для подачі в реакційний об'єм деяких газових реагентів, схильні до заростання продуктами реакції, що приводить до повної подачі газового реагенту в зону реакції.

Дослідження гідродинаміки в апаратах з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями мають на меті визначення насосної продуктивності різних конструкцій мішалок та розробку методики, яка дозволить збільшити продуктивність самоусмоктуючих мішалок за рахунок зменшення гідродинамічних витрат транзитного потоку під час руху усередині мішалки.

В апараті, який заповнений на певну висоту рідиною, продуктивність самоусмоктуючої мішалки можлива в разі, коли перепад тиску  $\Delta p$  транзитного потоку, що знаходиться в порожнині мішалки, повинен бути більшим ніж сума опорів: опору гідростатичного стовпа рідини  $\Delta p_{TC} = \rho g H$  і опору руху транзитного потоку по каналах самоусмоктуючої мішалки  $\sum \Delta p_m$ .

$$\Delta p \geq \Delta p_{TC} + \sum \Delta p_m \cdot \quad (1.5)$$



Розглядаючи обертання мішалки в апараті, як рух лопаті із швидкістю  $v_r$  в рідині, яка має швидкість  $v_{жс}$ , знайдемо перепад тиску [88].

$$\Delta p = \psi \frac{\rho(\Delta v)^2}{2}, \quad (1.6)$$

де  $\Delta v = v_r - v_{жс}$ ,  $\psi$  – коефіцієнт опору мішалки.

Враховуючи, що швидкість рідини біля мішалки, яка обертається, досить важко визначити, а різниця швидкостей пропорційна величині  $\Delta v = \pi d n$ , то коефіцієнт пропорційності разом із коефіцієнтом опору мішалки можливо представити у вигляді коефіцієнта  $\xi$ , рівняння (1.6) буде мати вид [75]:

$$\Delta p = 0,5 \xi \pi^2 d^2 n^2 \rho \geq \rho g h. \quad (1.7)$$

При обертанні валу самоусмоктуючої мішалки в апараті (рисунок 2.2), унаслідок опору перемішувального середовища, в порожнині ротору і лопаті мішалки виникає перепад тиску - розрідження, яке визначається за формулою [75]:

$$\Delta p = 0,5 \pi^2 n^2 d^2 \rho (1 - \varphi_0) \xi, \quad (1.8)$$

де  $n$  - частота обертання валу мішалки;

$d$  - діаметр самоусмоктуючої мішалки;

$\rho$  - щільність рідини;

$\varphi_0$  - газовміст в зоні лопаті мішалки;

$\xi$  - коефіцієнт опору лопатей мішалки.

Розрідження, що виникає в порожнині ротора і лопаті мішалки забезпечує підсос повітря самоусмоктуючою мішалкою, якщо воно перевищує суму гідростатичного тиску стовпа рідини над мішалкою  $\Delta p_{гс} = \rho g h$  і опір, який

долає усмоктуваний потік (транзитний потік) рухаючись усередині мішалки  $\Delta p_1 = \zeta \frac{v^2}{2g}$ . В останній формулі  $\zeta$  коефіцієнт опору вхідного отвору через який відбувається витікання транзитного потоку із порожнини ротора в порожнину лопаті самоусмоктуючої мішалки. За даними довідників [104]  $\zeta$  дорівнює 0,5. Зменшення цього коефіцієнта опору вхідного отвору  $\zeta$  згідно з формулою  $\varphi = \frac{1}{\sqrt{\alpha + \zeta}}$  приводить до зменшення опору при витіканні транзитного потоку і, отже, до збільшення коефіцієнта витрат  $\mu$  і продуктивності самоусмоктуючої мішалки, наприклад, по газу (повітрю).

Швидкість витікання транзитного потоку відповідно [103] дорівнює

$$v = \frac{1}{\sqrt{\alpha + \zeta}} \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}. \quad (1.9)$$

Тоді продуктивність самоусмоктуючої мішалки по газу в режимі самоусмоктування з урахуванням формули (1.8) дорівнює

$$V_p = \mu S_o \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} = \mu S_o \sqrt{\pi^2 n^2 d^2 \xi (1 - \varphi_0)}. \quad (1.10)$$

Формула (1.10) показує, що продуктивність самоусмоктуючої мішалки певним чином залежить від частоти обертання мішалки, її діаметру, коефіцієнта опору лопатей мішалки, площі перетину порожнистих лопатей і коефіцієнта витрати  $\mu$ .

## РОЗДІЛ 2 МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ АПАРАТІВ З САМОУСМОКТУЮЧИМИ ПЕРЕМІШУЮЧИМИ ПРИСТРОЯМИ

### 2.1 Алгоритм розрахунку апаратів з самоусмоктуючими перемішуючими пристроями

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 перемішуючого 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:

$$V = \frac{G\tau}{\rho} \quad (2.1)$$

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:

$$V = v_0\tau \quad (2.2)$$

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:

$$D = H = \sqrt[3]{\frac{V}{\pi}} \cdot \quad (2.3)$$

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

$$D = H = \sqrt[3]{\frac{V}{\pi \cdot m}} \quad (2.3)$$

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:

$$d_M = 1/3 \div 1/4 D_a. \quad (2.4)$$

Ширина лопаті

$$B = 1/5 \div 1/8 d_M, \quad (2.5)$$

розташування мішалки від днища

$$h = d_M \quad (2.6)$$

Згідно фізичної моделі усмоктування газового компоненту 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 перемішувачем середовищем порожнистих лопатей самоусмоктуючої мішалки. Енергетичний стан процесу усмоктування можна записати:

$$\Delta P_L \approx \Delta P_{GC} + \Delta P_G. \quad (2.7)$$

де  $\Delta P_L$  - перепад тиску за рахунок обтікання лопаті потоком рідини, Па;

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

$\Delta P_G$  - гідравлічний опір валу і мішалки, Па.

Перепад тиску в середині мішалки і порожнистої лопаті визначається по формулі:

$$\Delta P_{\text{л}} = 0,5\pi^2 n^2 d_M^2 \rho_B \xi_0 . \quad (2.8)$$

Теоретичну початкову частоту обертання мішалки  $n_0$ , при якій починається витік газових бульбашок з порожнистої лопаті в перемішуемий об'єм:

$$n_0 = \sqrt{\frac{2g(h_{\text{ГС}} + h_{\text{Г}})}{\pi^2 d_M^2 \xi_0}} . \quad (2.9)$$

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

$$w = \sqrt{\frac{2\Delta P_p}{\rho_{\text{п}}}} , \quad (2.9)$$

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

$$V_{\text{Г}} \approx \lambda S_0 \sqrt{\frac{2\Delta P_p}{\rho_{\text{п}}}} \approx \lambda S_0 z \pi d_M \sqrt{(n^2 - n_0^2) \xi_0} . \quad (2.10)$$

де  $S_0$  - площа отвору порожнистої лопаті мішалки, м<sup>2</sup>;  $\lambda$  - узагальнений

коефіцієнт витрати;  $z$  - число лопатей мішалки.

Насосна продуктивність самоусмоктуючої ежекційної мішалки з плоскими порожнистими лопатями і ежекційною перегородкою:

по газовій фазі

$$\frac{V_G}{nd_M^3} = 0.03 \cdot \sin \alpha^{1.5} \cdot \left(\frac{a}{b}\right)^{0.5} \cdot \left(\frac{h}{d_M}\right)^{-0.9} \quad (2.11)$$

і рідині

$$\frac{V_P}{nd_M^3} = 0.0033 \cdot \left(\frac{a}{b}\right). \quad (2.12)$$

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

$$\bar{\varphi} = 0.21(n - n_0)^{1.8} \cdot d^{1.5} \left(\frac{b}{d_M}\right)^{0.1} \cdot \left(\frac{H}{D_A}\right)^{0.6}. \quad (2.13)$$

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

Приведена 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 газорідинних реакцій.

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

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

1 Визначаються основні фізичні властивості речовин та їх сумішей.

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

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

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

5 В реакторах з перемішувачами пристроями обирають тип мішалки. Від правильності обраної мішалки залежить технологічний та тепловий розрахунок реактора.

6 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.

7 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.

8 Під час конструктивного розрахунку визначаються основні розміри апарату та перемішувача пристрою.

9 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 апарата 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 апарата необхідно провести системний аналіз впливу цих факторів.



## РОЗДІЛ 3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНА ЧАСТИНА

### 3.1 Опис експериментального стенду та об'ємного апарату з самоусмоктуючими мішалками

Гідродинаміку в апараті об'ємного типу з самоусмоктуючою мішалкою дослідження проводились на експериментальному стенді, загальний вид якого зображено на рисунках 3.1 та 3.2.

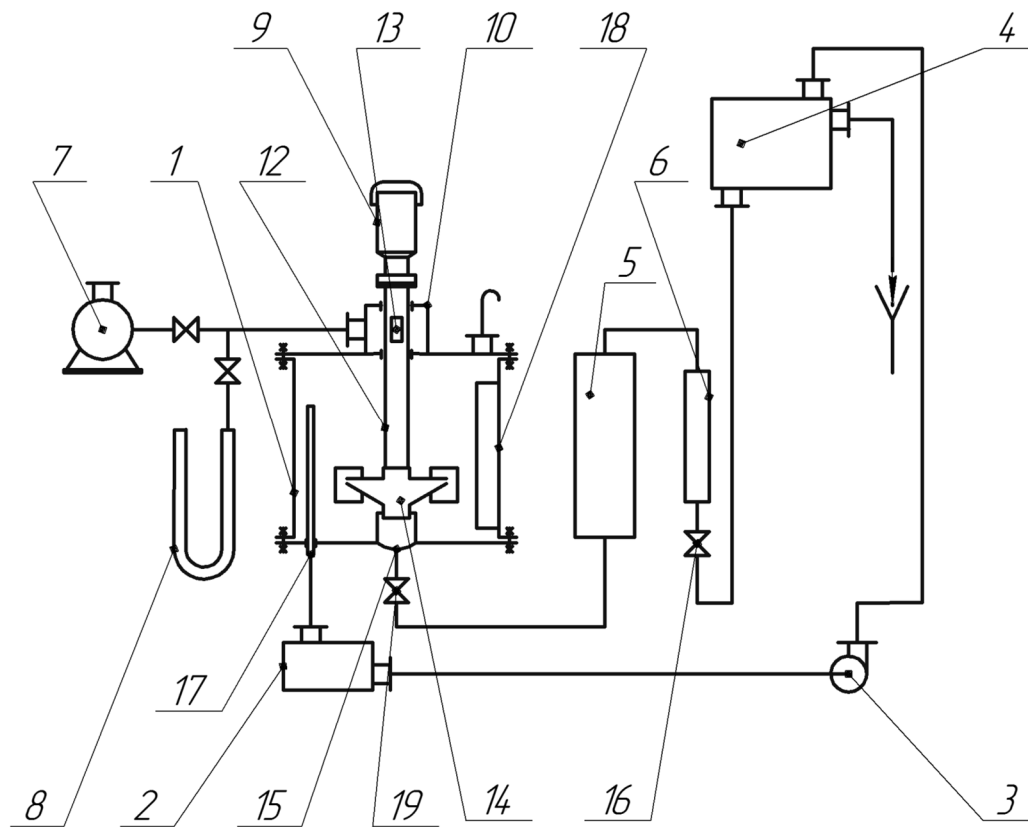


Рисунок 3.1 – Експериментальний стенд самоусмоктуючих мішалок:

1-апарат, 2-резервуар для зібрання рідини, 3-відцентровий насос, 4-напірний бак, 5-порівнювальна ємність, 6-ротаметр, 7-газовий годинник, 8-диференційний манометр, 9-електродвигун, 10-циліндричний стакан, 11-строботахометр, 12-порожнистий вал, 13-отвори у порожнистому валу, 14-мішалка, 15-патрубок, 16-регулюючий вентиль, 17-переливна трубка, 18-відбивна перегородка, 19-вентиль.

Модель об'ємного апарату (рисунок 3.2) представляє собою вертикальний циліндричний посуд 1, виконаний з органічного скла, з плоскими днищем 2 та кришкою 3.

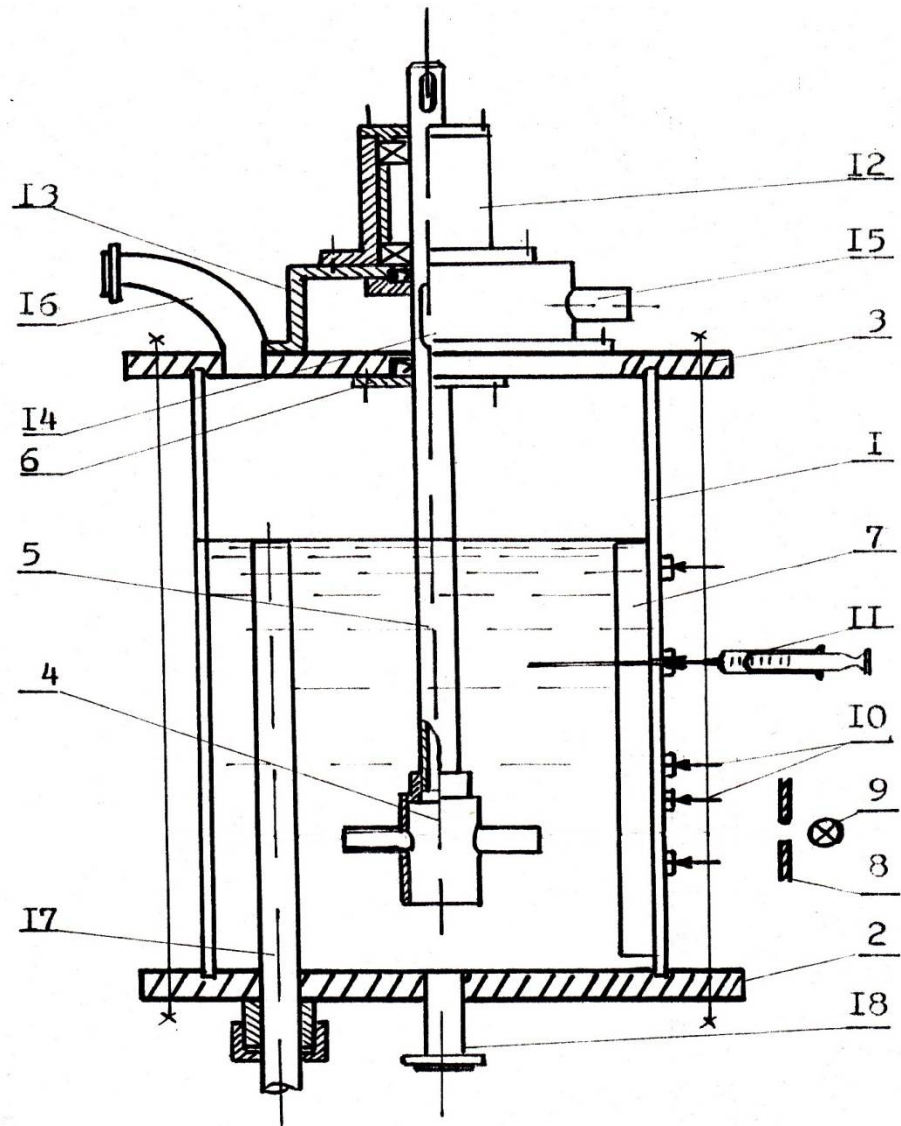


Рисунок 3.2 – Лабораторна модель об'ємного апарату з самоусмоктуючими мішалками:

1 – вертикальний циліндричний посуд; 2 – днище; 3 – кришка; 4 – самоусмоктуюча мішалка; 5 – полий вал; 6 – ущільнення; 7 – відбивна перегородка; 8 – екран; 9 – джерело світла; 10 – точки відбору проб; 11 – шприц медичний з голкою-зондом; 12 – підшипниковий вузол; 13 – розподільча камера; 14 – вхідний отвір в полий вал; 15, 16 – вхідний та вихідний патрубків для газу або повітря; 17 – переливна труба; 18 – вхідний патрубків для рідини або води.

Дослідна модель самоусмоктуючої мішалки 4 закріплюється на полуму валу 5, який приводиться до обертання за допомогою електродвигуна постійної напруги. Вал 5 представляє собою складну конструкцію, яка складається з однорідної верхньої частини валу, до якої приварена трубка. Швидкість обертання мішалки контролювали за допомогою електронного числового тахометру. Кількість транзитного газу (усмоктуючого повітря мішалкою) вимірювалась газовим годинником типу ГСБ-400. З метою попередження появи вирви під час обертання мішалки, в апараті встановлено три перегородки 7 шириною 0,1 діаметра апарату. На кришці 3 апарату укріплена розподільча камера 13, яка складається з циліндричної оболонки з штуцером для подачі повітря 15. По осі кришки апарату на розподільчому пристрої змонтований підшипниковий вузол 12, в якому обертається вал 5, установлений по осі апарату. Швидкість обертання валу змінювали від 3,0 до 25,0 об/с і контролювали за допомогою електронночислового тахометру типу ТЦ-3М. Розподільча камера 13 ізольована від зовнішнього середовища і апарату за допомогою гумових манжетів 6. В зоні розподільчої камери 13 вал 5, його трубна частина має отвори 14 для проникнення повітря. Такий монтаж валу дає можливість проводити перекачування повітря в режимі самоусмоктування та проводити контроль його залежно від числа обертання валу 5. Дослідну модель самоусмоктуючої мішалки 4 закріплюють на торці трубки валу 5. Апарат заповнювали водою на певну висоту, яку контролювали за допомогою міліметрової шкали.

Під час обертання самоусмоктуючої мішалки 4 повітря, що знаходиться в приміщенні лабораторії проходить через газовий лічильник 7 (рисунок 3.1), патрубок 15 (рисунок 3.2) і потрапляє в розподільчий пристрій 13 (рисунок 3.2), далі через отвори 14 поступає в трубчасту частину валу 5 і порожнину ротора самоусмоктуючої мішалки 4. Під дією відцентрових сил і розрідження, що виникає при обтіканні лопаті мішалки повітря із порожнини ротора

потрапляє в порожнисті лопаті, з яких диспергує у вигляді бульбашок в перемішуваний об'єм.

Для контролю рівня рідини в апараті (рисунок 3.2) в неперервному режимі існує труба перетоку 17, закріплена в днищі апарату, а при періодичному режимі випробування апарату на поверхні обичайки розміщена міліметрівка, за допомогою якої контролюється рівень рідини в апараті та рівень газорідного шару. Міліметрівка дозволяє проводити дослідження газовмісту в перемішувачому об'єму. В процесі експерименту визначалася висота поверхні газорідної суміші над рівнем мішалки без обертання і при різних числах оборотів. В результаті диспергування газової фази в перемішувачий об'єм відбувається збільшення об'єму газорідної суміші в апараті.

Апарат може працювати в неперервному режимі по рідині. Витрату води під час випробування різних самоусмоктуючих мішалок контролювали за допомогою ротаметра РС-5.

Таблиця 3.1 - Діапазон вимірювання параметрів експериментальної установки

Параметри	Діапазон вимірювання
Діаметр апарату, м	0,24
Рівень заповнення апарату рідиною, м	0,2 - 0,5
Діаметр випробовуваних мішалок, м	0,08; 0,10; 0,126; 0,18
Ширина лопаті мішалки, м	0,008 -0,018
Число лопатей мішалки, шт.	2, 3, 6
Висота розташування мішалок від днища апарату, м	0,12 - 0,17
Швидкість обертання мішалки, об/с	3-35

### 3.1.1 Опис самоусмоктуючої мішалки

Самоусмоктуючі мішалки представляють собою перемішуючі пристрої виконані у вигляді циліндричного порожнистого ротору, на утворюючій поверхні якого профрезировані циліндричні отвори певного діаметру або щілинні канали.

Самоусмоктуюча мішалка [11-19], представляє собою циліндричний ротор 1, з осьовими входними каналами 2 і 3, на яких закріплені радіальні полі лопаті 4 з вихідними отворами 5. Самоусмоктуюча мішалка під'єднується до полого валу в апараті за допомогою маточини.

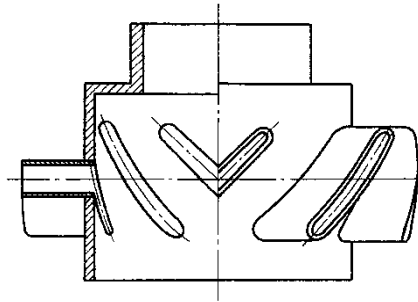


Рисунок 3.3 - Самоусмоктуюча мішалка

Мішалка працює таким чином. Самоусмоктуюча мішалка в об'ємному апараті закріплюється на торці порожнистого валу за допомогою маточини. При обертанні вала мішалки в порожнині ротора 1 утворюється розрідження, за допомогою якого через верхній канал в маточині мішалки усмоктується повітря або газовий реагент із порожнистого валу. Далі під дією відцентрових сил і розрідження, що виникає за кормовою частиною лопаті газова фаза диспергується в перемішуємий об'єм апарату.

### 3.2 Методика дослідження продуктивності самоусмоктуючої мішалки з кутом скосу вхідної кромки $60^\circ$

Експериментальна установка працює таким чином. Змонтовану модель апарату (рисунок 3.2) із встановленою випробовуваною самоусмоктуючою мішалкою (рисунок 3.3) приєднали до комунікацій експериментального стенду (рисунок 3.1).

Ємкість апарату заповнювали водою на певну висоту, яку регулювали за допомогою переливної труби. Включали електродвигун і поступово збільшували частоту обертання мішалки. При обертанні самоусмоктуючої мішалки за рахунок гідродинамічних особливостей обтікання лопаті перемішуваною рідиною в порожнині ротора мішалки і порожнистих лопаток створюється розрідження, за рахунок якого засмоктується повітря. При випробуваннях досліджували вплив геометричних параметрів різних конструкцій мішалок на продуктивність по газовій фазі і газовміст в апараті. Діапазон вимірювань параметрів установки і самоусмоктуючих мішалок представлений в таблиці 3.1.

Початок підсосу повітря відзначали візуально по початку розповсюдження бульбашок газу в перемішуваному об'ємі. У цей момент часу визначали частоту обертання мішалки  $n_0$ . Далі поступово збільшували частоту обертання мішалки і визначали продуктивність самоусмоктуючої мішалки по газовій фазі за показниками газового годинника. В період випробування проводили 5-7 замірів збільшення висоти  $\Delta H$  газорідинної суміші по відношенню до поверхні рідини  $H$ , яке називається середнім газовмістом  $\bar{\varphi}$ .

$$\bar{\varphi} = \frac{\Delta H}{\Delta H - H_p} \quad (3.1)$$

Відхилення частоти обертання від середнього значення складало не більше 5%. Отримані дані по продуктивності газової фази і середнього газовмісту занесені в таблицю 3.3.

На рисунку 3.4 приведені дані продуктивності по газовій фазі самоусмоктуючих мішалок діаметром 0,065; 0,126; 0,168 та 0,180м з циліндричними лопатями. Моделі самоусмоктуючих мішалок випробовувались в апараті діаметром 0,24м з трьома відбивними перегородками на глибині занурення 0,12-0,37м.

Аналіз одержаних даних показує, що продуктивність самоусмоктуючих мішалок залежить від числа обертів, діаметра і кількості лопатей самоусмоктуючої мішалки. Спочатку із збільшенням частоти обертання мішалки від 0 до 3 об/с продуктивність самоусмоктуючої мішалки по газовій фазі не спостерігалась, далі із зростанням частоти обертання мішалки до 5 об/с в перемішуємому об'ємі з'являлися окремі бульбашки повітря і продуктивність зростала повільно. При збільшенні частоти обертання мішалки з 5 до 12,5 об/с продуктивність по газовій фазі зростає швидко і майже з лінійною залежністю. Збільшення діаметра мішалки від 0,065 до 0,18м приводить до суттєвого зростання продуктивності газового потоку в режимі самоусмоктування.

В той же час, збільшення глибини занурення мішалки в апараті приводить до зменшення продуктивності по газовій фазі. Під час випробувань мішалок було підмічено, що з появою повітряних бульбашок в перемішуючому просторі висота перемішуємого об'єму в апараті збільшується. Це відбувається за рахунок рівномірного розподілу бульбашок повітря в перемішуваній рідині - газовмісту.

Були проведені порівняльні випробування самоусмоктуючих мішалок з різною конфігурацією вхідної кромки в порожнисті плоскі лопаті.

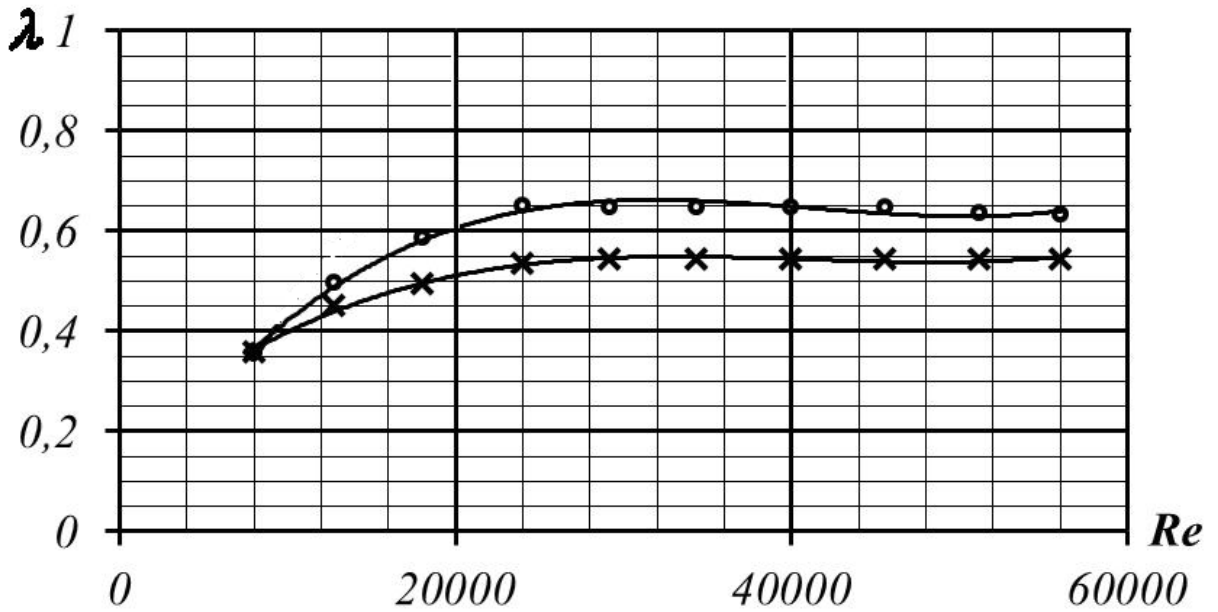


Рисунок 3.4 – Графік залежності коефіцієнта витрати вертикальної щілини з різним кутом скосу однієї кромки від числа Рейнольдса:

o - кут скосу  $60^{\circ}$ ; x – пряма вхідна кромка

Як видно з графічних залежностей величина кута скосу 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].



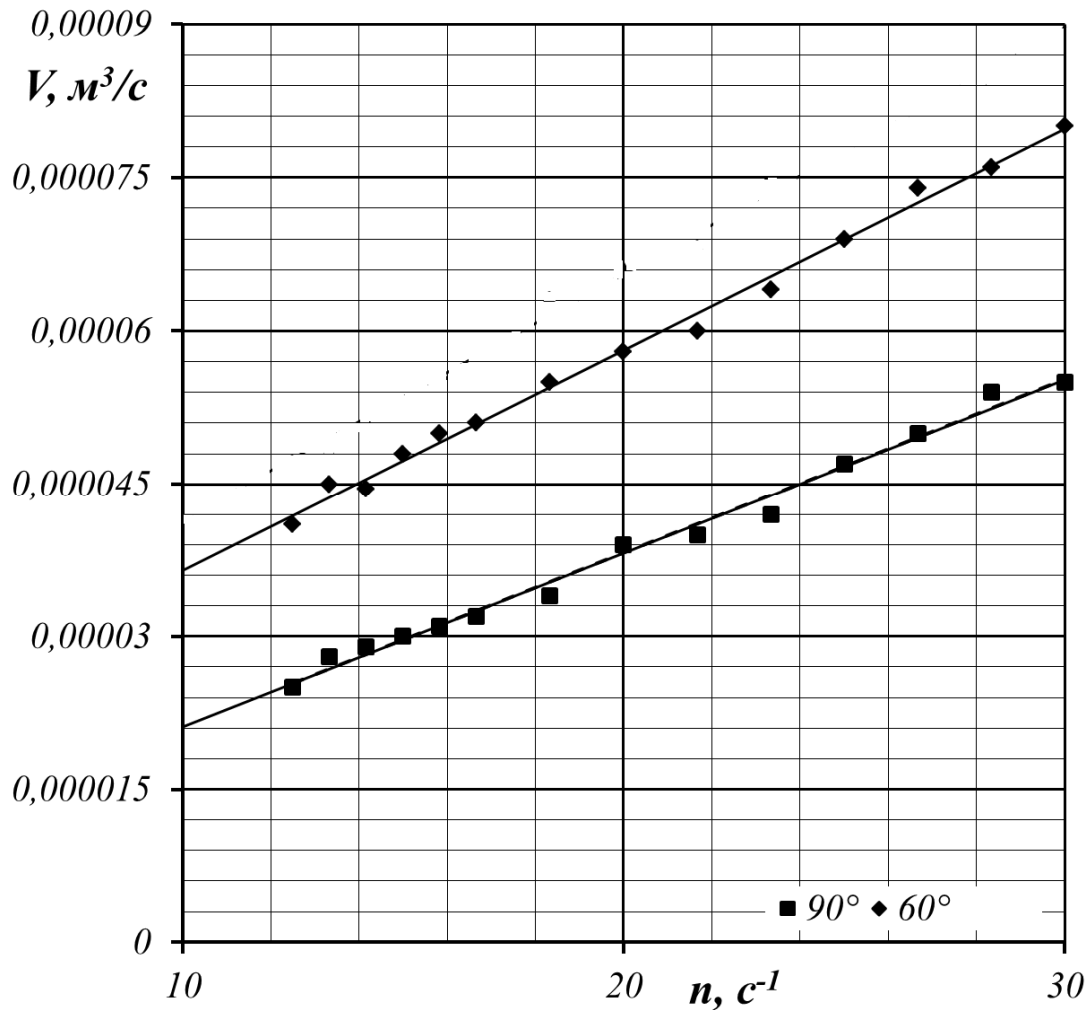


Рисунок 3.5 – Залежність насосної продуктивності самоусмоктуючої мішалки  $d = 0,1$  м по рідині від частоти обертання при різних кутах скосу  $\alpha$  вхідної кромки в порожнисту лопать: ■ –  $\alpha=90^\circ$ ; ♦ –  $\alpha=60^\circ$ .

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  $60^\circ$ . Отримані експериментальні дані з насосної продуктивності по рідині були порівняні з насосною продуктивністю по рідині геометрично подібних мішалок з прямими вхідними кромками (рисунок 3.5). Внаслідок обробки

експериментальних даних було отримане рівняння по визначенню коефіцієнта витрати залежно від величини кута скосу вхідної кромки.

Особливості проведення певних газорідних реакцій вимагає створення специфічних засобів, які приводять до зміни конструкції самоусмоктуючих мішалок шляхом зміни кута скосу вхідної кромки лопатей та установки в середині порожнистого ротору перегородки. Проведені випробування таких самоусмоктуючих мішалок і отримані результати показують, що зміна кута скосу вхідної кромки порожнистих лопатей з прямої кромки на кут  $60^0$  впливає на продуктивність самоусмоктуючої мішалки по газовій фазі (рисунок 3.6).

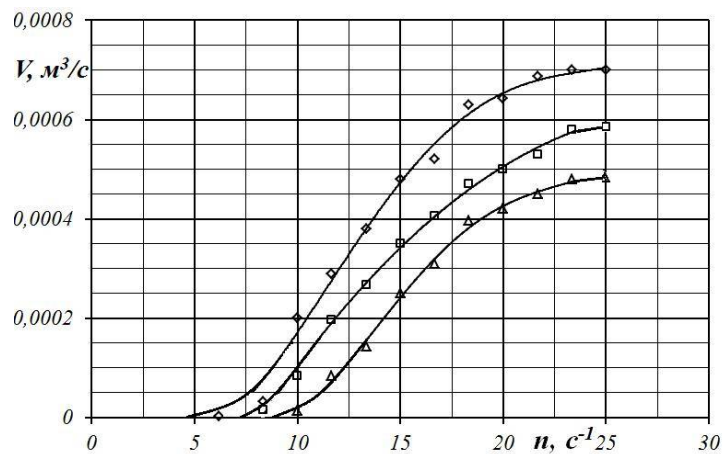


Рисунок 3.6 – Залежність насосної продуктивності самоусмоктуючої ежекційної мішалки  $d_M=0,1\text{м}$  при глибині занурення  $0,24\text{м}$  по газовій фазі від кута нахилу порожнистої лопаті:  $\diamond \alpha=60^0$ ;  $\square - \alpha=45^0$ ;  $\Delta - \alpha=90^0$ .

Аналіз отриманих експериментальних даних показує, що на продуктивність самоусмоктуючих мішалок найбільш активно впливає діаметр і частота обертання мішалки та її глибина занурення.

### 3.2.1 Методика визначення середнього газовмісту в апараті з самоусмоктуючими мішалками

Ефективність хімічних перетворень в системах газ-рідина залежить не тільки від швидкості реакції, а й від гідродинамічного стану в апараті. Основною характеристикою двофазних систем в апаратах з механічними мішалками є газовміст. Її величина необхідна для визначення об'єму апарату, розрахунку потужності і масообміну.

Висоту зростання поверхні газорідинного середовища визначали за допомогою трьох лінійок, розміщених по колу апарату під кутом  $120^{\circ}$ . В період випробувань проводили по три заміри приросту газорідинного шару по відношенню до висоти заповнення при певних числах обертання мішалки, відхилення швидкості якої не перевищувало 5%.

Отримані експериментальні дані показують, що при постійних фізико-хімічних властивостях рідини середній газовміст  $\bar{\varphi}$  в апараті зростає із збільшенням числа обертів та діаметру мішалки і зменшується із збільшенням глибини занурення мішалки (рисунок 3.7).

Попередні випробування по визначенню швидкості відбору проби за допомогою шприца показали, що середнє значення локального газовмісту в середині шприца не відрізняється не більше ніж на 3%. Локальний газовміст  $\varphi_0$  визначали по формулі

$$\varphi_0 = \frac{100 - V_p^{III}}{100}, \quad (3.2)$$

де  $V_p^{III}$  - об'єм рідини в середині шприца,  $\text{см}^3$ .

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.

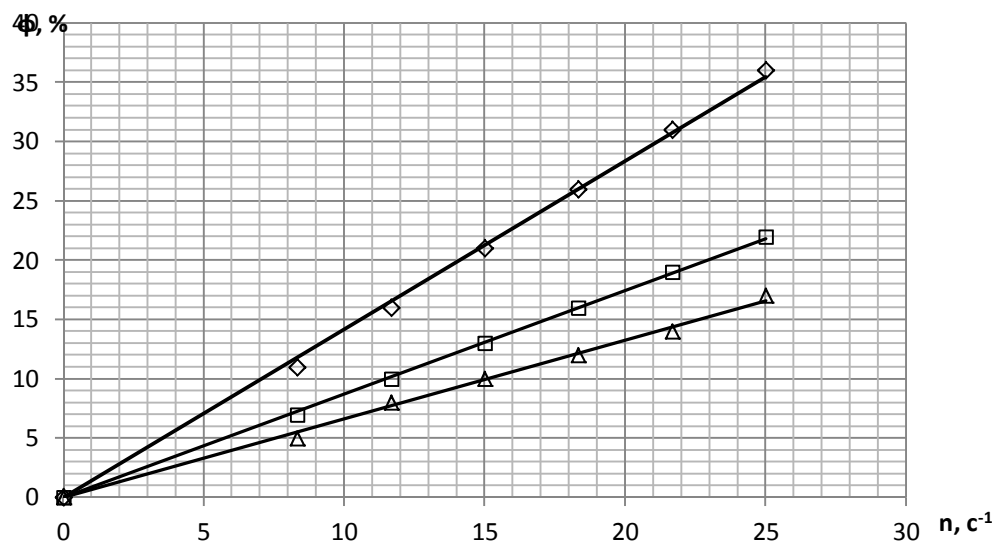


Рисунок 3.7 - Залежність середнього газовмісту  $\bar{\varphi}$  в апараті з самоусмоктуючою мішалкою від числа обертів при різних глибинах занурення

◇ - глибина занурення мішалки 0,12 м; □ - глибина занурення мішалки 0,18 м; Δ - глибина занурення мішалки 0,24 м.

Аналіз отриманих даних під час проведених досліджень середнього та локального газовмісту в апараті з самоусмоктуючою мішалкою підтверджує

раніше отримані висновки [101], що між локальним газовмістом  $\varphi_0$  в кільцевому об'ємі, який утворюється лопатями мішалки, і середнім газовмістом  $\bar{\varphi}$  існує залежність, описана рівнянням

$$\varphi_0 = 1,2\bar{\varphi}^{-0,6} \quad (3.3)$$

Ця залежність справедлива для самоусмоктуючих мішалок і може використовуватися під час підрахунків продуктивності та виборі частоти обертання мішалок.

### **3.3 Опис експериментальної установки для вивчення гідродинаміки витікання рідини та дослідних лабораторних пристроїв**

Транзитний (усмоктуємий) потік води і повітря в порожнині ротору самоусмоктуючої мішалки повторює рух, аналогічний руху, який описується в гідравліці [102] в розділі «витікання рідини через отвори і насадки». Основним питанням даного розділу є визначення швидкості витікання і витрати рідини для різних форм отворів та насадок.

Для вивчення гідродинаміки витікання рідини та визначення коефіцієнту витрати  $\mu$  були виготовлені лабораторні моделі пристроїв (рисунок 3.8 і 3.9), в яких транзитний потік води витікає з отвору в боковій поверхні в повітряний простір під певним тиском. Лабораторна модель пристрою представляє собою прозору трубку, діаметр якої дорівнює діаметру ротору лабораторної моделі самоусмоктуючої мішалки. На утворюючій поверхні циліндричних трубок товщиною 4мм були просвердлені циліндричні отвори діаметром 4, 6, 8, 10мм. Також були виготовлені лабораторні моделі пристроїв, які були копією лабораторних самоусмоктуючих мішалок. В них на утворюючій стороні трубок розташовували прямокутні вертикальні щілини з геометричними

параметрами, рівними внутрішнім розмірам самоусмоктуючої мішалки. Така конструкція моделей пристрою дозволяє провести досліди по визначенню швидкості перетікання рідини із порожнини трубки через отвори в боковій поверхні. Під час експериментів рідину в моделі пристроїв подавали з наростаючою потужністю, яку регулювали по показникам об'ємного ротаметру РС-5. Величину тиску в середині трубки визначали по показникам висоти рідини в пьезометричній трубці, приєднаній через штуцер до верхньої кришки пристрою.

Умови витікання рідини у цих пристроях незалежно від форми отворів однакові: рідина із порожнини трубки наближається до отвору із усього прилеглого об'єму, рухаючись з прискоренням по різних плавних траєкторіях. Струмінь рідини відривається від внутрішньої стінки біля кромки отвору і далі стискається в перетині. Стиснення струменю обумовлене дією фізичних законів, що діють при зміні напрямку руху рідини.

Лабораторні моделі пристрої були поділені на два типи: перший тип моделей мав циліндричні або прямокутні отвори (рисунок 3.8), другий – на утворюючій поверхні мав вертикальні прямокутні щілини з розміром, рівним перетину лопаті в лабораторній моделі самоусмоктуючої мішалки (рисунок 3.9). Їх для випробувань вмонтовували в експериментальну установку (рисунок 3.7), де проводилися дослідження за визначенням коефіцієнта витрати через циліндричні або вертикальний щілинний отвір та щілинний насадок. Експериментальна установка дозволяє проводити дослідження при різних числах Рейнольдса.

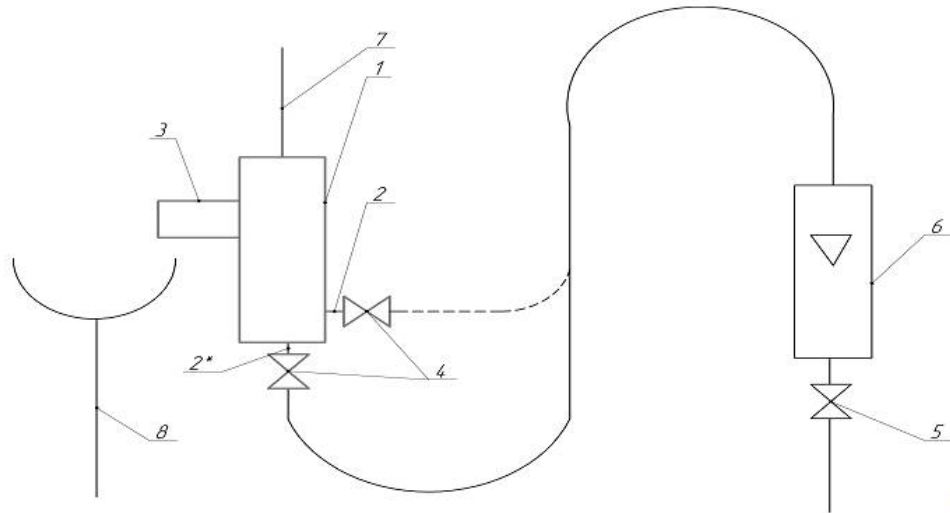


Рисунок 3.7 – Схема експериментальної установки для проведення дослідження гідродинаміки витікання рідини через насадок, який є копією лопаті мішалки:

1-порожнистий пристрій у вигляді циліндричної трубки; 2-штуцер для подачі рідини в дослідній моделі; 3-насадок (імітатор лопаті мішалки); 4,5-вентиль; 6-ротаметр; 7-п'єзометр; 8-каналізаційний трубопровід

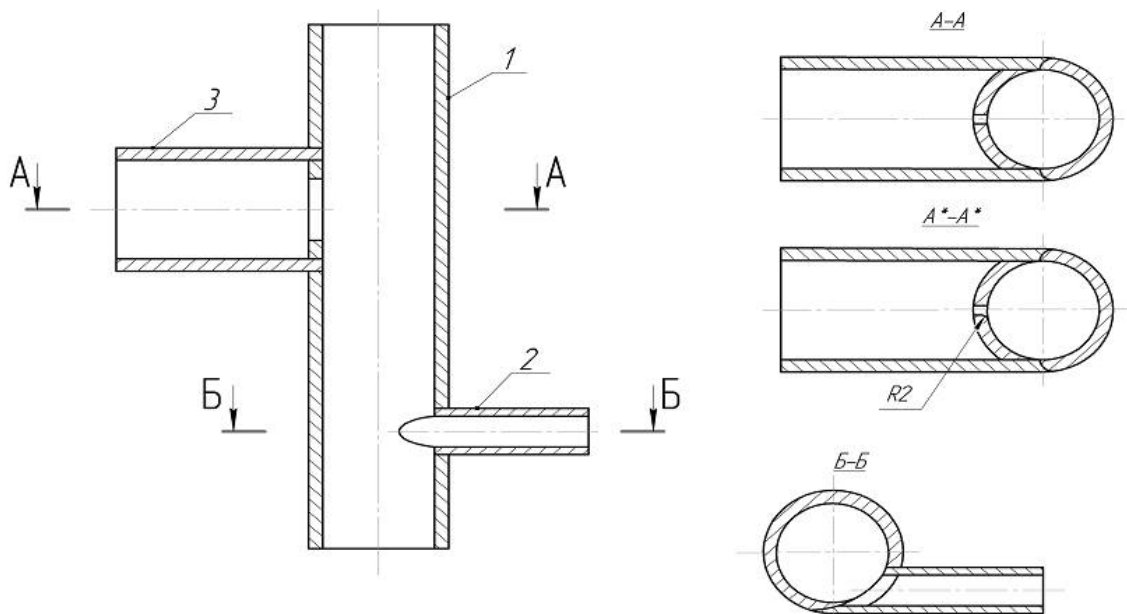


Рисунок 3.8 – Модель пристрою, для вивчення процесу витікання рідини із отвору в боковій поверхні трубки

1 - порожниста циліндрична трубка; 2 - штуцер для подачі рідини; 3 - трубка для попередження розбризкування витікаючої рідини

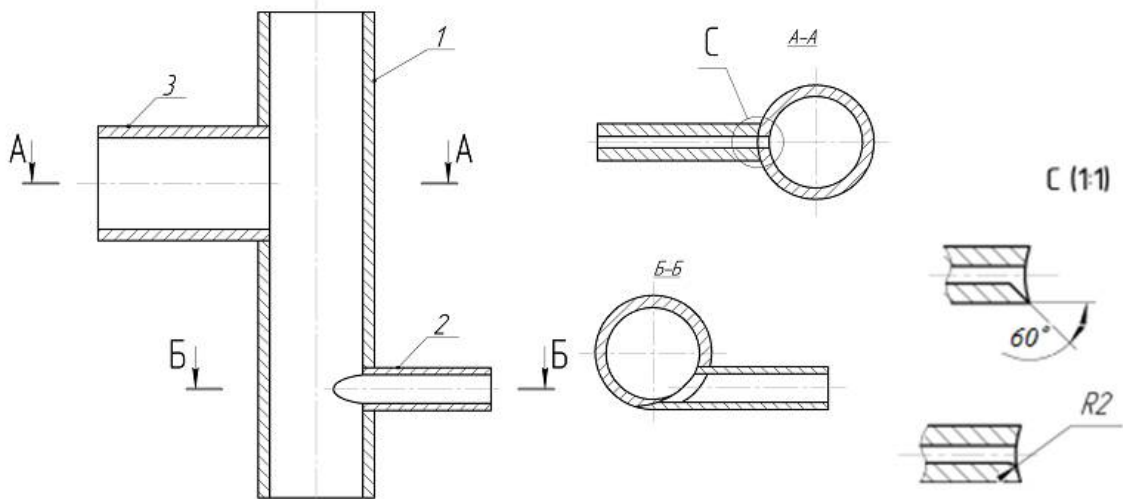


Рисунок 3.9 – Модель пристрою, для вивчення процесу витікання рідини із вертикального щілинного насадку на боковій поверхні трубки:

1 - порожниста циліндрична трубка; 2 - штуцер для подачі рідини; 3 – насадок, копія лопаті лабораторної моделі мішалки.

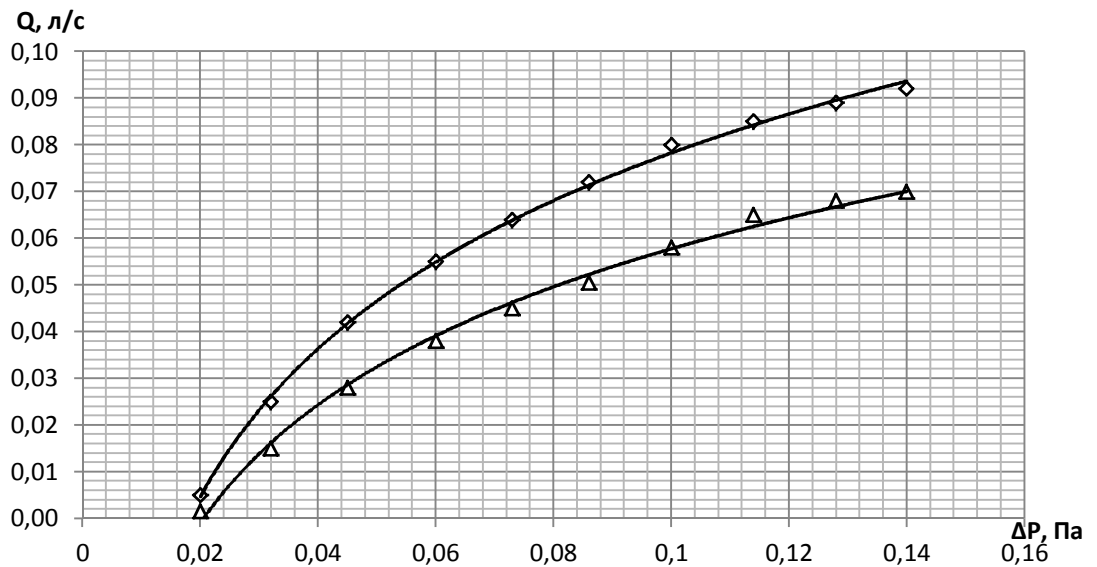


Рисунок 3.10 - Характеристика витікання рідини через вертикальний щілинний отвір при осьовій подачі рідини:

◇- вертикальна щілина отвору має одну вертикальну скошену кромку (кут скосу кромки входної щілини  $60^0$ ), а інші прямі кромки



Також було відмічено, що турбулентність та пульсація рідини, що подається, впливає на якість вимірюваних показників. Тому для вирівнювання швидкості руху рідини в середині трубки та зменшення впливу пульсацій потоку в низ трубки помістили струменевий вирівнювач у вигляді сітки.

Аналіз отриманих даних показує, що спосіб подачі рідини в випробовуваний пристрій впливає на результати витікання рідини: при осьовій подачі коефіцієнт витрати для моделей пристроїв з прямими кромками менше, ніж для моделі із зміненою конфігурацією кромки. Тому подальші випробування будуть проводитися тільки при осьовій подачі рідини в лабораторний пристрій. Приведені дані свідчать про те, що коефіцієнт витрати значною мірою залежить від конфігурації вхідного отвору.

### **3.4 Випробування витратних характеристик при витіканні рідини із вертикального прямокутного насадка**

У наступному етапі проводили дослідження моделей пристроїв з вмонтованими щілинними насадками, що подібні з лопаттю самоусмоктуючої мішалки. Лабораторний пристрій сконструйований таким чином, що дозволяє приєднувати по черзі щілинні насадки з різними конфігураціями вхідних отворів. Насадки виготовлені з внутрішнім перетином 4 мм x 20 мм, рівним перетину порожнистих лопатей лабораторної моделі самоусмоктуючої мішалки.

На лабораторному стенді проводили випробування щілинних насадок з метою визначення залежності витрати води від надлишкового тиску (рисунок 3.11). Для цього було виготовлено чотири типи різних моделей щілинних насадок, які відрізняються тільки по конфігурації однієї вхідної кромки щілинних отворів: вхідна вертикальна кромка має скіс під кутом 60°, решта кромки прямі.

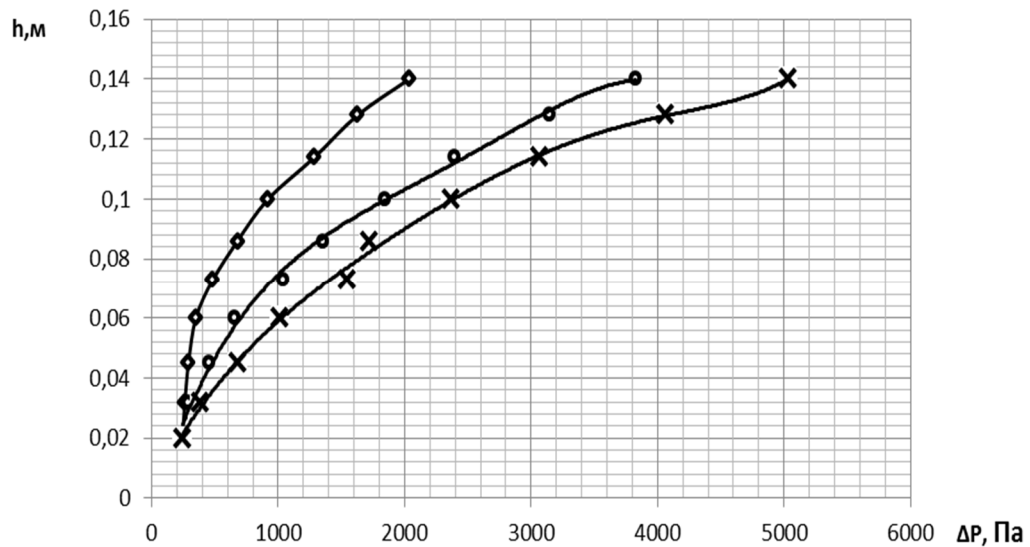


Рисунок 3.11 – Характеристика витікання рідини через вертикальний щілинний отвір при осьовій подачі рідини  
 ◇ - кут скосу однієї кромки  $60^{\circ}$ .

Кожне випробування проводили 3-4 рази, визначали середнє значення п'єзометричного тиску та кількість рідини, яка постачається на установку. Результати випробувань заносилися в таблиці 2.5 і представлені у вигляді графічних залежностей (рисунок 3.11). Також були проведені порівняльні випробування. Основним насадком, з яким проводилися порівняння результатів випробувань лабораторних пристроїв з різними конфігураціями вхідних кромки, є насадок з прямими кромками при вході.

Отримані дані під час випробувань представлені у вигляді графічної залежності (рисунок 3.12)

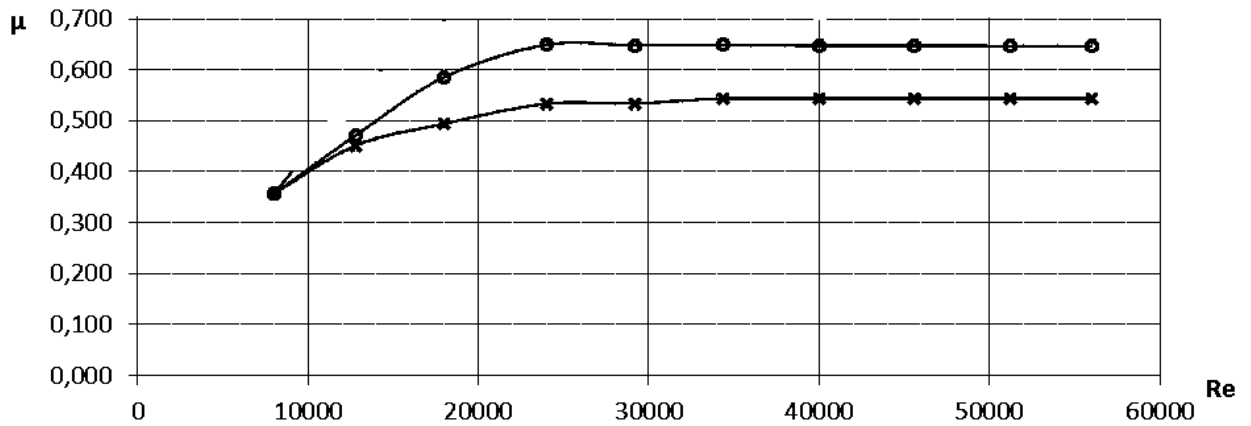


Рисунок 3.12 - Графік залежності коефіцієнта витрати вертикальної щілини з різною конфігурацією від числа Рейнольдса:

○ - кут скосу однієї кромки  $60^{\circ}$ , а інші під прямим кутом.

Як видно з графічних залежностей кут скосу однієї вертикальної кромки щілини впливає на величину витрати рідини за рахунок збільшення поперечного перетину струменя з однієї сторони. З боку скошеної кромки утворюється безвідривний режим закінчення рідини, відбувається неповне стиснення витікаючого струменя, що приводить до збільшення коефіцієнта стиснення, а, отже, до збільшення коефіцієнта витрати. Це приводить до того, що при менших величинах п'єзометричного тиску в трубі лабораторного пристрою, досягається більша продуктивність транзитної рідини.

Аналіз отриманих даних при лабораторних дослідженнях показав, що витікання рідини через щілинний отвір з скошеною кромкою значно вище, ніж з прямокутними кромками. При чому кут скосу впливає на продуктивність транзитного потоку [107,108].

Отримані дані по коефіцієнту витрати для щілинних насадок зі скошеною кромкою показують, що значення коефіцієнту витрати в залежності від кута скосу при  $Re > 30000$  можна визначати по емпіричній залежності

$$\mu = 0,957 \cdot \cos^2 \alpha - 0,986 \cdot \cos \alpha + 0,5, \quad (3.6)$$

де  $\theta$  - кут скосу вхідної кромки вертикальної прямокутної щілини.

Отримані результати дають можливість зробити зміни в конструкції самоусмоктуючих мішалок.

### **3.5 Обговорення результатів дослідження. Гідродинамічні характеристики процесу витікання рідини з циліндричного отвору або циліндричного насадка**

Для теоретичного обговорення отриманих лабораторних випробувань самоусмоктуючих мішалок була вибрана досить проста мішалка з порожнистими циліндричними лопатями. Самоусмоктуюча мішалка діаметром 0,10 м з двома циліндричними лопатями випробувалася в апараті діаметром 0,25 м. Глибина занурення мішалки в циліндричному апараті діаметром 0,25 м збільшувалась від 0,10 до 0,25 м.

Продуктивність самоусмоктуючих мішалок по газу при відомій площі перетину порожнистих циліндричних лопатей, їх кількості і відомій швидкості руху газу в лопаті, можна визначити по формулі

$$Q = v_{\phi} f \cdot z, \quad (3.7)$$

або

$$Q = \mu \cdot f \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} \quad (3.8)$$

де  $v_{\phi}$  - швидкість руху газового потоку, що віднесена до усього перетину порожнистої лопаті;

$f$  - площа перетину полої лопаті;

$z$  - кількість лопатей самоусмоктуючої мішалки.

Вище приведені дослідні дані та теоретичні залежності указують на те, що збільшення насосної продуктивності по газу (збільшення об'єму транзитного потоку) самоусмоктуючої мішалки можливе в разі збільшення діаметру і числа обертів мішалки або за рахунок удосконалення гідродинаміки руху транзитного потоку по внутрішніх каналах мішалки тобто збільшення коефіцієнту витрати  $\mu$ . Це дає можливість проводити випробування на моделі частини корпусу самоусмоктуючої мішалки керуючись методикою [103-105].

Під час витікання рідини виникають втрати в самому отворі, які можливо розглядати, як місцеві втрати, що визначаються формулою Вейсбаха  $h = \zeta \frac{v^2}{2g}$ . Втрати транзитного потоку в порожнині ротора мішалки відбувається в наслідок тертя молекул рідини та утворення пограничного шару на поверхні струменя рідини, який утворилася в перетині отвору. Частинки рідини в перетині отвору рухаються не по паралельних траєкторіях, які обумовлені інерцією і таким чином приводять до зменшення перетину струменя після виходу рідини з циліндричного отвору. Це явище характеризується коефіцієнтом стиснення  $\varepsilon$  рідини, який вираховується, як відношення площі перетину струмені  $f_c$  до площі перетину отвору  $f$

$$\varepsilon = \frac{f_c}{f}. \quad (3.9)$$

Тоді кількість транзитного потоку  $Q$ , який протікає по каналах та отворах самоусмоктуючої мішалки обчислюється

$$Q = v_c \cdot f_c = \varepsilon \cdot \varphi \cdot f \sqrt{2 \cdot g \cdot H}, \quad (3.10)$$

де  $f$  - площа перетину порожнистих лопатей самоусмоктуючої мішалки, або

$$Q = \mu \cdot f \sqrt{2 \cdot g \cdot H}, \quad (3.11)$$

де  $\mu$  - коефіцієнт витрати, який дорівнює  $\mu = \varepsilon \cdot \varphi$ .

Знаючи насосну продуктивність лабораторної моделі самоусмоктуючої мішалки та її геометричні параметри, із формули (3.11) можна вирахувати коефіцієнт витрати потоку  $\mu$  аналогічно методики, при якій вираховували коефіцієнт витрати під час витікання рідини із резервуара через бокову насадку

$$\mu = \frac{Q}{f \sqrt{2gH}}, \quad (3.12)$$

де  $Q$  - витрати рідини, м<sup>3</sup>/с;

$H$  - напір витоку рідини, висота стовпа рідини в пьезометричній трубці, м;

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

$f$  - площа поперечного перетину щілинного отвору, м<sup>2</sup>.

Коефіцієнт витрати рідини  $\mu$  і швидкості  $\varepsilon$  в загальному випадку визначаються дослідним шляхом, а коефіцієнт швидкості  $\varphi$  вираховується по формулі

$$\varphi = \frac{1}{\sqrt{\alpha + \zeta}}. \quad (3.13)$$

Із вище приведених теоретичних досліджень можна зробити припущення, що для збільшення продуктивності транзитного потоку під час роботи самоусмоктуючої мішалки найімовірніше проведення конструктивних змін, пов'язаних із збільшенням коефіцієнта витрати  $\mu$  за допомогою зменшення коефіцієнту опору при вході в порожнисті лопаті. При великих числах Рейнольдса значення  $\varphi = 1$ , тоді можна припустити, що,

$\mu = \varepsilon$  тобто коефіцієнт витрати залежить від конструктивних особливостей вхідного отвору.

Результати проведених випробувань на щілинних насадках показали, що кут скосу вхідної кромки насадка впливає на пропускну спроможність випробуваного пристрою.

Враховуючи вище описані випробування та теоретичні викладки можна зробити висновок, що зміна конфігурації вхідного отвору в лопать самоусмоктуючої мішалки, аналогічно з проведеними випробуваннями, дозволить збільшити насосну продуктивність. Визначений коефіцієнт витрати  $\mu$  експериментальних мішалок, а також проведені пробні випробування і порівняння отриманих характеристик експериментальних мішалок з базовою самоусмоктуючою мішалкою дають підставу про підвищення ефективності експериментальних мішалок. Збільшення коефіцієнта витрати для самоусмоктуючих мішалок дозволить збільшити продуктивність транзитного потоку в режимі самоусмоктування без зміни основних параметрів: збільшення частоти обертання і діаметру мішалки.

Запропоновані зміни форми кромки вхідних отворів на основі лабораторних випробувань моделей пристроїв дають можливість, провести удосконалення конструкції самоусмоктуючих мішалок [109,110] і без суттєвого збільшення параметрів мішалок та енергетичних витрат на перемішування, підвищити ефективність використання самоусмоктуючих мішалок в масообмінних апаратах. Такі нові мішалки та реактори будуть більш ефективні існуючих, вони можуть спростити технологічні схеми процесів сульфування, озонування та хлорування органічних речовин і привести до стехіометричних норм використання газових реагентів, зберігаючи таким чином навколишнє середовище від забруднення.

## **РОЗДІЛ 4. ЗАСТОСУВАННЯ ЗАПРОПОНОВАНИХ КОНСТРУКЦІЙ САМОУСМОКТУЮЧИХ ПЕРЕМІШУЮЧИХ ПРИСТРОЇВ**

Виробництво великої кількості продуктів мікробіологічної промисловості потребує використання на різних етапах технологічного процесу значних обсягів води. Потрапляння недостатньо очищених стічних вод у водойми може створювати негативний вплив на їх санітарний стан. Тому, проблемі очистки стічних вод підприємств приділяється підвищена увага.

Найбільш забрудненою частиною стоків біотехнологічних підприємств є відпрацьовані культуральні середовища. Поруч з цим технологічні стічні води підприємств промисловості включає великі обсяги менше концентрованих але також забруднених вод.

У виробництві синтетичних лакових смол фенол, формальдегід тощо, а також деякі інші суміші вихідної сировини є токсичними забрудниками. В залежності від кількості стічних стоків та складу забруднень застосовуються наступні методи очистки: механічні, фізико-хімічні, хімічні, біологічні, комбіновані.

Глибока очистка промислових стоків від фенолів складає найбільш важку задачу для сучасних науковців. Очищені фенольні стоки не можна спускати в водойми загального користування без попереднього зниження концентрації шкідливих речовин.

Механічне перемішування рідини з диспергуванням в неї газу може використовуватися для вирішення проблеми очистки стічних вод. Для цієї мети пропонується використовувати нові розроблені конструкції самоусмоктуючих перемішуючих пристроїв на стадії обезфенолювання стічних стоків.



Застосування самоусмоктуючих мішалок дозволить скоротити витрату газового реагенту (хлор, озон), а також спростити технологічні схеми для проведення цих процесів.

## ВИСНОВКИ

Внаслідок теоретичних та експериментальних випробувань витікання рідини через отвір різної конфігурації було встановлено:

1. На підставі аналізу літературних джерел з гідродинаміки в газорідинних апаратах об'ємного типу з механічними перемішувачами 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. Проведені експериментальні випробування залежності насосної продуктивності по газу і рідині та середнього і локального газовмісту перемішувачого середовища та витрат потужності самоусмоктуючих ежекційних мішалок від геометричних розмірів для визначення оптимальних параметрів самоусмоктуючих перемішувачих пристроїв.

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

Пристрій для перемішування рідин [109], що містить порожнистий ротор з осьовими вхідними каналами, радіальні порожнисті лопаті з вихідними отворами, порожнина яких з'єднана з порожниною ротора вхідний канал з фронтальної сторони циліндричної лопаті має округлу форму, радіус якої складає 0,5-1,0 діаметра лопаті.

## ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ

1. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками. Л., Изд. «Химия» 1975, 384 с.
2. Васельцов Э.А., Ушаков В.Г. Аппараты для перемешивания жидких сред. Л., Машиностроение, 1979. 272 с.
3. Брагинский Л.Н., Бегачов В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета. Л., Химия, 1984. 336 с.
4. Соколов В.Н., Доманский И.В. Газожидкостные реакторы. Л.: Машиностроение, 1976. 216 с.
5. А. с. 1303178 СССР. Турбинная мешалка./ Васельцов Э.А., Клипиницер В.А. и др. Оpubл. 1987, Бюл. №14.
6. А. с. 993969 СССР. Теплообменный аппарат./ Шишкин А.В. и др. Оpubл. 1983. Бюл. №5.
7. А. с. 1165442 СССР. Устройство для аэрации и перемешивания жидкости. / Агафонов Ю.В. Чегодаев Ф.Н. и др. Оpubл. 1985. Бюл. №25.
8. А. с. 1299613 СССР. Устройство для диспергирования газа в жидкости./ Васельцов Э.А., Мороз Т.А. и др.. Оpubл. 1987. Бюл. №12.
9. А. с. 1357061 СССР. Газожидкостный реактор./ Шишкин А.В. и др. Оpubл. 1987, Бюл. №45.
10. А. с. 814429 СССР. Устройство для смешения газа с жидкостью./ Стронгин Г.М. и др. Оpubл. 1981 Бюл. № 11.
11. А. с. 1318271 СССР. Устройство для смешения жидкости с газом./ Голубев А.Р., Марков В.А. и др. Оpubл. 1987, Бюл. №23.
12. А. с. 1299613 СССР. Устройство для диспергирования газа в жидкости./ Васельцов Э.А. и др. Оpubл. 1987, Бюл. № 12.
13. А. с. 253756 СССР. Устройство для насыщения жидкостей газами. / М. Я. Розкин, Г. Ф. Слезко. Оpubл. 1969, Бюл. № 31.
14. А.С. 398265 СССР. Устройство для смешения жидкостей./ Парафенко Н.И., Розкин М.Я. Оpubл. 1973, Бюл. №38.

15. А.С.1606168 СССР. Устройство для перемешивания гидких сред./ Шабрацкий В.И., Барвин В.И. и др.. Оpubл. 1990, Бюл. №42
16. А.С. 771089 СССР. Способ получения алкиларилсульфокислот или кислот алкилсульфатов и устройство для его осуществления./ Стороженко В.Я., Барвин В.И., Шабрацкий В.И. и др.. Оpubл. 1980. Бюл. №38.
17. А. с. 1462552 СССР. Устройство для перемешивания. / В. И. Шабрацкий, В. Н. Галич, В. Н. Пономарев и др. – 1988 (не публикуется).
18. А. с. 1655548 СССР. Устройство для смешения жидкости с газом. / Д. И. Белкин, В. И. Шабрацкий, В. А. Носач и др. Оpubл. 1991, Бюл. № 22.
19. А. с. 1637106 СССР. Перемешивающее устройство. / Д. И. Белкин, В. И. Шабрацкий, В. А. Носач и др. - 1991 (не публикуется).
20. Zlokarnik M. Auslegung vor Hohlruhreru sur Flussig keits begasung - Chem.-Ius.-Techu. 1966. Ig. 38. № 3, s.357-366.
21. Парафенко Н. И., Розкин М. Я. Новые роторно-струйные перемешивающие устройства.- В сб.: Теория и практика перемешивания в жидких средах. - М.: НИИТЭХИМ, 1973. - С. 175-180.
22. Патент 1173254 Великобритания. Improvements in or relating to the Surface Aeration of Liquids Mills. A. C., Sandersan F., опубл. 3.12.69 МКИ С02 еНКИ.
23. Патент 3479017 США. Apparatus for Charging Liquids with Gases - Thikotter K. N., опубл. 18.11.69 МКИ В01F.
24. Патент 1104032 Великобритания. Metods of Mixing Liquids and Apparatus therefor - Eastman Kodak Company, опубл. 21.02.68 МКИ В01F.
25. Парафенко Н. И., Розкин М. Я., Барвин А. И., Микуленко А. В. Исследование самовсасывающей мешалки с радиально-вытекающими струями. - Химическое и нефтехимическое машиностроение. - 1973. - №7. - С. 14.

26. А. с. 1165443 СССР. Устройство для аэрации жидкости. / П. В. Давыдов, В. Г. Правдин, В. В. Сахаров, А. С. Фадеев, А. В. Чередников. Оpubл. 1985, Бюл. № 25.

27. А. с. 1165442 СССР. Устройство для аэрации и перемешивания жидкости. / Ю. В. Агафонов, Ф. Н. Чегодаев, А. Г. Шитов, П. Г. Якимов. Оpubл. 1985, Бюл. № 25.

28. А. с. 437522 СССР. Смеситель для обработки систем газ-жидкость. / В. В. Консетов, Н. А. Лебедев, Э. А. Яновский и др. Оpubл. 1974, Бюл. № 28.

29. А. с. 610554 СССР. Аппарат с самовсасывающей мешалкой. / В. И. Лосик, В. В. Невелич, Н. Т. Яковлева и др. Оpubл. 1978, Бюл. № 22.

30. А. с. 276964 СССР. Массообменный аппарат. / М. С. Гаврилов, М. Я. Розкин, Г. Ф. Слезко и др. Оpubл. 1968, Бюл. № 24.

31. А. с. 537955 СССР. Устройство для аэрирования сточных вод. / С. М. Шифрин, С. Г. Коган, Б. Г. Мишунов. Оpubл. 1976, Бюл. № 45.

32. А. с. 1169729 СССР. Газожидкостной реактор. / А. В. Шишкин, Г. В. Турунцев, М. И. Шибутович. Оpubл. 1985, Бюл. № 28.

33. А. с. 1286258 СССР. Аэрирующее устройство. / Г. Н. Потыхина, Г. М. Тарарыков, В. А. Федоров, А. И. Щербаков. Оpubл. 1987, Бюл. № 4.

34. А. с. 1318271 СССР. Устройство для смешения жидкости с газом. / А. Р. Голубев, В. А. Марков, А. И. Ершов и др. Оpubл. 1987, Бюл. № 23.

35. Beese G., Liehmann A.Z., Apparatus for Aerating Liquids. Pat. USA. №2530814 e.l. 261-03, опубл.12.10.45 МСI В01F 13/02

36. Бакланов Н. А. Пропеллерные и турбинные мешалки в американской промышленности. Американская техника и промышленность. 1946. - № 7. - с. 479-503.

37. А. с. 127246 СССР. Способ аэрирования жидкостей. / А. А. Иванов. Оpubл. 1960, Бюл. №7.

38. А.с. 1190973 СССР. Устройство для диспергирования газа в жидкости. / В. Бранден. Оpubл. 1985, Бюл. № 41.

39. А. с. 398265 СССР. Устройство для смешения жидкостей. / Н. И. Парафенко, М. Я. Розкин. Оpubл. 1973, Бюл. № 38.
40. А.с. 778759 СССР. Устройство для диспергирования газа в жидкости. / В. Н. Кузнецов, В. М. Никитин, А. А. Собцов, Н. Ф. Мещеряков. Оpubл. 1980, Бюл. № 42.
41. А. с. 814429 СССР. Устройство для смешивания газа с жидкостью. / Г. М. Стронгин, А. С. Матвеев, Ю. А. Гришин. Оpubл. 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. Оpubл. 1987, Бюл. № 45.
43. А. с. 332127 СССР. Устройство для аэрации жидкости./ Чечура А.А. Оpubл. 1972, Бюл. № 10.
44. А. с. 1122347 СССР. Аппарат с самовсасывающей мешалкой./ Лосик В.И., Невелич В.В., Антонов В.Н. и др. Оpubл.1984, Бюл.№ 41.
45. А. с. 1606168 СССР. Устройство для перемешивания жидких сред./ Шабрацкий В.И., Барвин В.И., Барвин А.И. и др.Оpubл.1990, Бюл. № 42.
46. Васильев А. В., Зайцев В. А., Горшкова Т. П., Пестов А. С. Исследование массообмена в автоклавах с самовсасывающими мешалками. Химическое и нефтехимическое машиностроение. - 1978. - № 9. - С. 13-16.
47. Фирстов В. А., Климов В. В. Исследование работы щелевых самовсасывающих мешалок. Тез. докл. II Всесоюзной научно-технической конференции "Молодые исследователи и конструкторы - химическому машиностроению". - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. - С. 8.
48. Zlokarnik M. Rour-und Scheibeurhrer rwei leisthu-gefahige Ruhrer ruz Flussigheits Legasung. Chem.-Ing.-Tech. 1967. Ig. 39. № 10, s. 1163-1168.
49. Zlokarnik M. Rehrhrer rum Ausangen und Dispergieren grosser Gasdurchsatre in Flussig-keiten. Chem.-Ing.-Tech. 1970. Ig.
50. Зайцев В. А., Куприянов Ю. И., Васильев А. С. и др. Исследование эффективности самовсасывающих мешалок.- В сб.: Теория и практика перемешивания в жидких средах. - М.: НИИТЭХИМ, 1979. - С. 153-159.

51. Зайцев В. А., Гусева Г. П. Исследование гидродинамики в аппаратах с аэрирующими устройствами. Химическое и нефтехимическое машиностроение. - 1983. - № 10. - С. 13-14.

52. Стороженко Л. В., Гаврилов М. С., Барвин В. И. Исследование самовсасывающей мешалки эжекционного типа. Вестник Харьковского политехнического института. Химическое машиностроение. - 1970. - Вып.3, № 48/96/. - с.11.

53. Аржаников Н. С., Мальцев В. Н. Аэродинамика. - М.: Оборонгиз, 1956. - 370 с.

54. Краснов Н. Ф. Аэродинамика тел вращения. - М.: Машиностроение, 1964. - 410 с.

55. Мильченко А. И., Щур С. Г., Михалев М. Ф., Демьянова Е. М., Щупляк И. Н. Поля давлений и окружных скоростей, создаваемых лопастной мешалкой. Химическое и нефтехимическое машиностроение. - 1976. - № 2. - С. 44.

56. Гуревич м. И. Об одной схеме струйного обтекания плоской пластины. Труды ЦАГИ. - 1943. - № 612. - С. 8.

57. Перник А. Д. Проблемы кавитации. - Л.: Судостроение, 1963.

58. Абрамович Г.И. и др. Теория турбулентных струй. – М.: Наука, 1984. 715 с.

59. Лойцянский Л. Г. Механика жидкости и газа. - М.: Наука, 1970. - 502 с.

60. Альштуль А. Д., Кисилев П. Г. Гидравлика и аэродинамика /основы механики жидкости/. - М.: Стройиздат, 1965. - 274 с.

61. Емцев Б.Т. Техническая гидромеханика: Ученик для вузов по специальности «Гидрвлические машины и средства автоматйки». – 2-е узд. М.: машиностроение, 1987.- 440 с.

62. Петров Г. И., Штейнберг Р. И. Исследование потока за плохообтекаемыми телами. Труды ЦАГИ. - 1940. - Вып.482. - С. 18.

63. Майер У., Мауль Д. Плохообтекаемые тела и отрыв вихрей. Тез. докл. "Европа-17". - В кн.: Механика. - М.: Мир, 1972. - № 2. - С. 100-113.
64. Биркгоф Э., Сарантонелло Э. Струи, следы и каверны. - М.: Мир, 1964. - 466 с.
65. Федяевский К. К., Блюмина Л. Х. Гидроаэродинамика отрывного обтекания тел. - М.: Машиностроение, 1977. - 120 с.
66. Таганов Г. И. К вопросу подсасывающего действия струй в поперечном потоке. Труды ЦАГИ. - 1967. - Вып.1172. - С. 23.
67. Козырев С. П. Гидроабразивный износ материалов при кавитации. - М.: Машиностроение, 1971. - 240 с.
68. Кнэпп Р., Дейли Дж., Хэммит Ф. Кавитация. - М.: Мир, 1974. - 687 с.
69. Лаврентьев М. А., Шабат Б. В. Проблемы гидродинамики и их математическая модель. - М.: Наука, 1973. - С. 416.
70. Brand D. Kavitation and Ruhrorganen. Chem.-Ing.-Tech. 1969. Ig. 41. № 56, с. 266-271.
71. Кафаров В. В., Гольдфарб М. И., Иванова М. Г. Изучение процесса перемешивания в системах газ-жидкость. Химическая промышленность. - 1954. - № 7. - С. 39-44.
72. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 1971. - 784 с.
73. Зайцев В. А., Киприянов Ю. И., Васильев А. С. и др. Исследование эффективности самовсасывающих турбинных мешалок. - В сб.: Теория и практика перемешивания в жидких средах. Тез. докл. II Всесоюзной конференции. - М.: НИИТЭХИМ, 1973. - С. 153-159.
74. 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.



75. Шабрацкий В.И., Гидродинамика газожидкостных аппаратов с самовсасывающими мешалками. Канд. дис. - М., 1995г., 235 с.

76. Сойфер Р. Д., Кафаров В. В. Газосодержание аэрируемой жидкости в аппаратах с мешалкой. Химическое и нефтяное машиностроение. - 1967. – № 3. - С. 16-18.

77. 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.

78. Ефимов Б. Л. Исследование гидродинамики и массопередачи в жидкой фазе при механическом перемешивании газожидкостных смесей. Автореф. канд. дис. М., 1973.

79. 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.

80. Yoshida F., Minza Y. Gas absorption in agitated gas-liquid contactors Ind.-Eng.-Chem. 1963, v. 2, №4, p. 263-268.

81. 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.

82. Clark M. W. and Vermenlen T. Power Requirements for Mixing of Liquid-Gas Systems p. 29-31. Univ. California Lawrence Radiation Lab. Berkeley. UCRL 10996 (1963).

83. Цирлин А. М., Трушанов В. Н., Ходов Г. Я., Рабинович Р. А. Газосодержание в аппаратах с механическим перемешиванием при высоких удельных затратах энергии. Химическое и нефтяное машиностроение. - 1974. - № 6. - С. 13-15.

84. Шабалин Н. И., Петушинский Л. Н. Исследование поверхности контакта фаз и коэффициентов массоотдачи в реакторах с самовсасывающими мешалками. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. - С. 11-12.

85. Кафаров В. В. Процессы перемешивания в жидких средах. - М.: Госхимиздат, 1949. - 230 с.

86. Штербачек З., Тауск П. Перемешивание в химической промышленности. - Л.: Госхимиздат, 1963. - 416 с.

87. Cooper R. G., Wolf D. Pumping capacities in stirred tanks Theory and application Canad. I. Chem. Eng. 1967, v. 45, № 4, p. 197-203.

88. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И. О взаимосвязи между окружной скоростью и мощностью при перемешивании. ТОХТ. - 1972. - Т.6, № 2. - С. 760-768.

89. 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.

90. 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.

91. 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.

92. 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.

93. 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.

94. 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.

95. Гзовский С. Я. Потребляемая мощность, интенсивность и эффективность действия радиально-лопастных мешалок. Химическое и нефтяное машиностроение. - 1965. - № 3. - С. 1-6.

96. 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.

97. Шабрацкий В. И., Рудь М. И., Панин Ю. Г. и др. Способ получения водомаслорастворимых ПАВ. Тез. докл. VII Всесоюзной конференции по ПАВ и сырью для их производства. - Белгород. - 1988.

98. Парамонов В. И., Шабрацкий В. И., Боголепов А. В. и др. К вопросу аппаратурно-технологического оформления процесса сульфирования алкилбензолов фракции 340-500 С. Тез. докл. У1 Всесоюзной конференции по поверхностно-активным веществам и сырью для их производства. - Волгодонск, 1984. - С. 98-99.

99. Шабрацкий В. И., Роговик В. И., Садченко Л. С. и др. Изучение экологических показателей хлорирования пассивных органических соединений. Материалы II Всесоюзного научно-технического совещания "Пути совершенствования, интенсификации и повышения надежности аппаратов в основной химии". - Сумы, 1982. - С.260.

100. Шабрацкий В. И., Роговик В. И., Бедусенко И. Я. Применение реакторов емкостного типа с всасывающей мешалкой для хлорирования пассивных органических соединений. Материалы VIII Всесоюзной конференции "Химреактор". - Чимкент, 1983. - С. 253-258.

101. Шабрацкий В.И. Гидродинамика газожидкостных аппаратов с самовсасывающими мешалками. Автореф. канд. дис. М., 1995.
102. Башта Т.М. и др.. Гидравлика, гидромашины и гидроприводы. Ученик для машиностроительных вузов / Т.М. Башта и др.. М.: Машиностроение, 1982. – 423 с.
103. Альштуль А.Д. Гидравлические сопротивления. – М.: Недра, 1970. – 216 с.
104. Идельчик И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. М.: Машиностроение, 1975. – 384 с.
105. Лабораторный курс гидравлики, насосов и гидропередат: Учеб. пособие для машиностроительных вузов/ Под ред. С.С.Руднева и Л.Г. Подвидза, Изд. М.: Машиностроение, 1974. – 416 с.
106. Белкин Д.И., Шабрацкий В.И., Барвин В.И., Шабрацкий С.В. К расчету эжекционной производительности самовсасывающих мешалок по жидкости. Матеріали шостої міжнародної науково-практичної конференції. Том 5, Полтава 2010 р. с 41-44.
107. Белкин Д.И., Шабрацкий В.И., Барвин В.И., Шабрацкий С.В. Увеличение производительности самовсасывающих мешалок по газовому реагенту. Матеріали восьмої міжнародної науково-практичної конференції. Том 7, Полтава 2012 р. с24-26.
108. Белкин Д.И., Шабрацкий С.В., Барвин В.И., Шабрацкий В.И. Усовершенствование конструкции самовсасывающих мешалок. Матеріали восьмої міжнародної науково-практичної конференції. Том 8, Полтава 2012 р. с46-48.
109. Патент України № 60097 Пристрій для перемішування рідин./ Шабрацький В.І., Белкін Д.І., Барвін В.І., Шабрацький С.В. Опубл. 2011р., Бюл. № 11.
110. 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.

## ДОДАТОК

Таблиця 1 - Експериментальні та розрахункові дані для визначення коефіцієнта витрати щілинних вертикальних отворів

h, м	Q, л/с	Q, м <sup>3</sup> /с	V, м/с	ζ	μ	Re
1	2	3	4	5	6	7
Вертикальна щілина отвору має вертикальні скошені кромки (кут скосу кромки вхідної щілини 60 <sup>0</sup> )						
0,0015	0,02	0,00002	0,25	4,7088		8000
0,015	0,032	0,000032	0,4	3,310875	0,549577	12800
0,028	0,045	0,000045	0,5625	2,480356	0,634955	18000
0,038	0,06	0,00006	0,75	2,16256	0,680011	24000
0,045	0,073	0,000073	0,9125	2,167809	0,679187	29200
0,0505	0,086	0,000086	1,075	2,275029	0,662989	34400
0,058	0,1	0,0001	1,25	2,297894	0,659683	40000
0,065	0,114	0,000114	1,425	2,289906	0,660832	45600
0,068	0,128	0,000128	1,6	2,322211	0,65622	51200
0,07	0,14	0,00014	1,75	2,351197	0,652162	56000

Таблиця 2 – Експериментальні та розрахункові дані продуктивності самоусмоктуючих мішалок

Діаметр мішалки 0,18м				
n, с <sup>-1</sup>	Q·10 <sup>5</sup> , м <sup>3</sup> /с	φ <sub>0</sub>	n <sup>2</sup> d <sup>2</sup>	ΔP
3	0	0,01	0,29	0,000
4,00	3,00	0,01	0,52	0,051
5,50	7,33	0,03	0,98	0,304
8,00	20,00	0,11	2,07	2,261
10,00	36,00	0,18	3,24	7,325
12,40	58,67	0,23	4,98	19,455
Діаметр мішалки 0,168м				
n, с <sup>-1</sup>	Q·10 <sup>5</sup> , м <sup>3</sup> /с	φ <sub>0</sub>	n <sup>2</sup> d <sup>2</sup>	ΔP
3,00	0,00	0,01	0,29	0,000
4,50	1,33	0,01	0,66	0,010
5,50	5,33	0,03	0,98	0,161
7,50	14,00	0,11	1,82	1,108
8,50	20,00	0,18	2,34	2,261
10,50	33,33	0,23	3,57	6,279
11,50	44,67	0,23	4,28	11,278

## Продовження таблиці 2

d <sub>b</sub> =0,006 м, b=0,008 м, d <sub>m</sub> =0,18м Глибина занурення мішалки 0,1м				
n, с <sup>-1</sup>	Q·10 <sup>5</sup> , м <sup>3</sup> /с	φ <sub>0</sub>	n <sup>2</sup> d <sup>2</sup>	ΔP
4,17	1,25	0,01	0,56	0,009
5,00	4,50	0,03	0,81	0,114
5,83	9,08	0,11	1,10	0,466
6,67	11,00	0,18	1,44	0,684
7,50	14,20	0,23	1,82	1,140
8,33	20,00	0,29	2,25	2,261
9,17	28,50	0,36	2,72	4,591
10,00	37,00	0,42	3,24	7,000
10,83	45,00	0,48	3,80	10,450
11,67	50,00	0,53	4,41	14,130
12,50	58,82	0,57	5,06	19,555
13,33	71,42	0,62	5,76	28,830
Глибина занурення мішалки 0,15м				
n, с <sup>-1</sup>	Q·10 <sup>5</sup> , м <sup>3</sup> /с	φ <sub>0</sub>	n <sup>2</sup> d <sup>2</sup>	ΔP
5,78	6,10	0,03	1,08	0,210
6,73	10,10	0,07	1,47	0,577
7,55	12,50	0,10	1,85	0,883
8,33	16,00	0,13	2,25	1,447
9,20	20,00	0,18	2,74	2,261
10,03	25,00	0,23	3,26	3,533
10,85	29,00	0,30	3,81	4,753
11,68	33,30	0,37	4,42	6,267
12,50	41,00	0,42	5,06	9,501
13,35	51,00	0,46	5,77	14,701
Глибина занурення мішалки 0,20м				
n, с <sup>-1</sup>	Q·10 <sup>5</sup> , м <sup>3</sup> /с	φ <sub>0</sub>	n <sup>2</sup> d <sup>2</sup>	ΔP
5,80	2,00	0,02	1,09	0,023
6,72	7,50	0,04	1,46	0,318
7,57	10,50	0,08	1,86	0,623
8,38	14,50	0,10	2,28	1,188
9,17	17,00	0,13	2,72	1,633
10,00	20,00	0,20	3,24	2,261
10,80	22,50	0,24	3,78	2,861
11,68	25,00	0,30	4,42	3,533
12,53	29,00	0,34	5,09	4,753
13,30	33,30	0,42	5,73	6,267

## Продовження таблиці 2

Глибина занурення мішалки 0,25м				
$n, c^{-1}$	$Q \cdot 10^5, m^3/c$	$\varphi_0$	$n^2 d^2$	$\Delta P$
6,72	5,00	0,04	1,46	0,141
7,47	7,00	0,08	1,81	0,277
8,40	11,20	0,10	2,29	0,709
9,15	13,00	0,12	2,71	0,955
10,00	16,60	0,15	3,24	1,557
10,80	20,00	0,17	3,78	2,261
11,67	22,50	0,20	4,41	2,861
12,53	25,00	0,25	5,09	3,533
13,37	29,00	0,29	5,79	4,753
14,15	33,00	0,33	6,49	6,155
15,05	41,00	0,40	7,34	9,501

Таблиця 3 Експериментальні та розрахункові дані для визначення коефіцієнта витрати щілинних вертикальних отворів

h, м	Q, л/с	Q, м <sup>3</sup> /с	V, м/с	ζ	μ	Re
1	2	3	4	5	6	7
Вертикальна щілина отвору має усі прямі кромки						
0,005	0,02	0,00002	0,25	6,2784	0,399094	8000
0,025	0,032	0,000032	0,4	4,905	0,451524	12800
0,042	0,045	0,000045	0,5625	3,534507	0,531907	18000
0,055	0,06	0,00006	0,75	3,06944	0,570782	24000
0,064	0,073	0,000073	0,9125	3,157461	0,56277	29200
0,072	0,086	0,000086	1,075	3,005075	0,576863	34400
0,08	0,1	0,0001	1,25	2,82528	0,594935	40000
0,085	0,114	0,000114	1,425	2,869629	0,59032	45600
0,089	0,128	0,000128	1,6	2,889352	0,588301	51200
0,092	0,14	0,00014	1,75	2,979037	0,579378	56000
Вертикальна щілина отвору має одну вертикальну скошену кромку (кут скосу кромки вхідної щілини 60 <sup>0</sup> ), а інші прямі кромки						
0,0015	0,02	0,00002	0,25	4,7088		8000
0,015	0,032	0,000032	0,4	3,310875	0,549577	12800
0,028	0,045	0,000045	0,5625	2,480356	0,634955	18000
0,038	0,06	0,00006	0,75	2,16256	0,680011	24000
0,045	0,073	0,000073	0,9125	2,167809	0,679187	29200
0,0505	0,086	0,000086	1,075	2,275029	0,662989	34400
0,058	0,1	0,0001	1,25	2,297894	0,659683	40000
0,065	0,114	0,000114	1,425	2,289906	0,660832	45600
0,068	0,128	0,000128	1,6	2,322211	0,65622	51200
0,07	0,14	0,00014	1,75	2,351197	0,652162	56000