

УДК 66.045

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
імені ВОЛОДИМИРА ДАЛЯ  
(м. СЕВЕРОДОНЕЦЬК)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри МОПП,

д. т. н.,

\_\_\_\_\_ Архипов О.Г.

« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20 \_\_\_\_ р.

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА  
до магістерської роботи на тему

---

---

---

Науковий керівник \_\_\_\_\_

Студент групи \_\_\_\_\_

## РЕФЕРАТ

Магістерська робота на тему

---

---

(Назва теми)

Листів – 82, ілюстрацій – 21, таблиць – 5, додатків – 3, посилань – 56.

Напрямок дипломної роботи обрана задача розробки насадкового абсорберу, в якому забезпечиться рівний профіль рідини та газу у поперечному перерізі колони при плівковому режимі роботи.

Збільшення ефективності роботи насадкового абсорберу досягається шляхом створення у верхньому шарі насадки додаткового шару насадки із зменшеними розміром, а також зануренням патрубку введення рідини безпосередньо у низ цього шару насадки. В результаті у додатковому шарі насадки спостерігається активний режим підвішування, завдяки чому збільшується ефективна робота насадкового абсорбера.

Об'єкт дослідження – зрошуваний шар насадки.

Метою дипломної роботи є дослідження кінетики масообміну у рідкій фазі, а саме експериментальне визначення висоти одиниці переносу у шарі зрошуваної насадки.

Експериментальне дослідження висоти одиниці переносу у рідкій фазі проводили статичним методом у десорбері, який зрошувався водою насиченою двооксидом вуглецю. В низ апарата подавали повітря. Після визначення хімічного аналізу вмісту двоокису вуглецю на вході та на виході з десорбера розраховували за стандартною методикою висоту одиниці переносу у рідкій фазі.

Практична значимість отриманих результатів для хімічної та суміжних галузей промисловості полягає у створенні перспективного насадкового абсорбера підвищеної ефективності. Новизна роботи – вперше експериментально одержані висоти одиниць переносу у плівковому режимі та режимі підвішування у шарі зрошуваної насадки.

В цілому, в роботі виявлено збільшення інтенсивності масовіддачі в рідкій фазі в порівнянні з плівковим режимом в 1,5 рази. Розбіжність між експериментом та розрахунком для режиму підвисання не перевищує  $\pm 10\%$ .

(Текст реферату)

Абсорбція, насадковий абсорбер, масовіддача, масопередача, висота одиниці переносу, кільця Рашига, двоокис вуглецю

(Ключові слова)

## ЗМІСТ

Перелік умовних позначень.....	5
Вступ.....	8
1 Аналітичний огляд.....	11
1.1 Загальні поняття процесу абсорбції та класифікація абсорбційних апаратів.....	11
1.2 Експериментальне дослідження кінетики абсорбції.....	14
1.3 Конструкції насадкових абсорберів та характеристики насадок.....	15
1.4 Двофазний рух газу та рідини через насадку.....	25
1.5 Гідравлічний опір насадок.....	33
1.6 Підвішування та захлинання.....	35
1.7 Рівняння масовіддачі та масопередачі.....	40
1.8 Масовіддача у рідкій фазі.....	43
2 Новий насадковий абсорбер.....	47
3 Експериментальне дослідження масовіддачі у рідкій фазі.....	52
3.1 Схема експериментальної установки.....	52
3.2 Техніка експериментів та методика дослідження.....	53
3.3 Прибори та вимірювальні прилади.....	56
3.4 Десорбція двоокису вуглецю із води в повітря.....	63
4 Обговорення результатів дослідження.....	67
Висновки.....	75
Перелік посилань.....	76
Додатки.....	81
Додаток А. Схема експериментальної установки.....	81
Додаток В. Абсорбер з тарілками ТСН-II та ТСН-III.....	82
Додаток С. Абсорбер із зрошувачем.....	83

## ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

- a – питома поверхня насадки, 1/м;
- C – стала, обумовлена типом насадкового тіла;
- $C_A$  – концентрація компонента А, кмоль/м<sup>3</sup>;
- D – діаметр, м
- D – коефіцієнт дифузії, м<sup>2</sup>/с (у розділі 1.7);
- d – номінальний діаметр насадки, м;
- $d_{\text{екв}}$  – еквівалентний діаметр каналу, по якому рухається газ, м;
- $d_0$  – діаметр еквівалентної кулі (при визначенні поверхні насадки);
- $G_a$  – критерій Галилея;
- $\bar{G}$  – масова витрата газу, кг/с;
- $g=9,81$  – прискорення вільного падіння, м/с<sup>2</sup>;
- $h_p$  – число одиниць переносу;
- F – поверхня дотику фаз, м<sup>2</sup>;
- $Fo'$  – дифузійний критерій Фур'є;
- $Fr_r$  – критерій Фруда для газу;
- $K_x$  – коефіцієнт масопередачі, віднесений до концентрації рідини, кмоль/(м<sup>2</sup>·с);
- $K_y$  – коефіцієнт масопередачі, віднесений до концентрації газу, кмоль/(м<sup>2</sup>·с);
- k – коефіцієнт, що враховує звивистість каналів;
- $k_c$  – поправочний коефіцієнт для роботи з ротаметром;
- $\bar{L}$  – масова витрата рідини, кг/с;
- l – довжина (висота) апарату, визначальний розмір, м;
- $l_{\text{нас}}$  – висота елемента насадки, м;
- $l_{\text{зр}}$  – висота зрошуваної поверхні, м;
- m – середнє значення константи фазової рівноваги;
- N – нормальність розчину NaOH;
- $Nu'_s$  – критерій Нусельта, в якому визначним розміром є товщина плівки;
- $Nu'_p$  – критерій Нусельта для рідини;
- $Pr_p$  – критерій Прандтля для рідини;
- $\Delta P$  – гідравлічний опір, Па;
- $\Delta P_{\text{сух}}$  – гідравлічний опір сухого насадкового абсорберу, Па;
- $\Delta P_{\text{зр}}$  – гідравлічний опір зрошуваного насадкового абсорберу, Па;
- $Re_r$  – критерій Рейнольдса для газів, що відповідає підвішуванню;
- $Re_p$  – критерій Рейнольдса для рідини;
- S – площа перетину абсорберу, м<sup>2</sup>;
- s – товщина плівки, м;
- T – критерій, що характеризує співвідношення сили тертя до сили тяжіння;
- U – щільність зрошення, м/с;

- $u$  – швидкість рідини, м/с;
- $u_0$  – швидкість рідини на поверхні плівки, м/с;
- $u_{\text{сер}}$  – середня швидкість рідини, м/с;
- $V_{\text{Г}}, V_{\text{Р}}$  – об'ємна витрата газу або рідини, м<sup>3</sup>/с;
- $W$  – кількість речовини, що переноситься в одиницю часу, кмоль/с;
- $W_{\text{Г}}, W_{\text{Р}}$  – масова швидкість газу або рідини, кг/(м<sup>2</sup>·с);
- $w$  – швидкість газу (дійсна), м/с;
- $w_0$  – швидкість газу, віднесена до всього перетину колони (приведена), м/с;
- $w_{\text{відн}}$  – відносна швидкість газу, м/с;
- $w_{\text{підв}}$  – швидкість газу в точці підвішування, м/с;
- $X_{\text{Н}}$  – концентрація диоксиду вуглецю в воді на вході до шару насадки, г/л;
- $X_{\text{К}}$  – концентрація диоксиду вуглецю в воді на виході з шару насадки, г/л;
- $x$  – мольна доля в рідкій фазі;
- $x^*$  – концентрація рідини, рівноважна з концентрацією газу;
- $y$  – мольна доля в газовій фазі;
- $y^*$  – концентрація газу, рівноважна з концентрацією рідини;
  
- $\alpha$  – відношення швидкості рідини біля вільної поверхні до середньої швидкості;
- $\alpha_1$  – дійсний коефіцієнт витрати середовища, що контролюють при експерименті
- $\alpha'_1$  – коефіцієнт витрати середовища, що відповідає градуювальним даним;
- $\beta_{\text{Р}}$  – коефіцієнт масовіддічі в рідкій фазі, м/с;
- $\beta_{\text{рв}}$  – об'ємний коефіцієнт масовіддічі в рідкій фазі, с<sup>-1</sup>;
- $(\beta_{\text{рв}})_{\text{підв}}$  – значення об'ємного коефіцієнту масовіддічі в точці підвішування, с<sup>-1</sup>;
- $\beta_x$  – коефіцієнт масовіддачі в рідинній фазі при вираженні рушійної сили в мольних долях, кмоль/(м<sup>2</sup>/с);
- $\beta_y$  – коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі при вираженні рушійної сили в мольних долях, кмоль/(м<sup>2</sup>/с);
- $\Gamma$  – лінійна швидкість зрощення, кг/(м·с);
- $\gamma$  – коефіцієнт активності;
- $\Delta$  – рушійна сила масообміну (різниця концентрацій);
- $\delta$  – кількість утримуваної рідини;
- $\varepsilon$  – доля вільного об'єму насадки;
- $\theta$  – час, с;
- $\vartheta_1$  – об'єм витраченого розчину NaOH;
- $\vartheta_2$  – об'єм проби, відібраної для аналізу;
- $\vartheta_{\text{прив}}$  – приведена товщина плівки, м;

- $\mu_A$  – хімічний потенціал  
 $\mu_p$  – в'язкість, Па·с  
 $\nu_p$  – кінематична в'язкість, м<sup>2</sup>/с;  
 $\xi$  – коефіцієнт гідравлічного опору зрошуваної насадки в  
автомодельному режимі;  
 $\xi_0$  – коефіцієнт опору сухого апарату;  
 $\xi_{зр}$  – коефіцієнт опору зрошуваного апарату;  
 $\Pi$  – периметр, м;  
 $\rho$  – щільність середовища, що контролюють при експерименті, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\rho_1$  – щільність середовища, що відповідає градууювальним даним, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\rho_{г, р}$  – щільність газу або рідини, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\rho_w$  – щільність води, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\rho_{пов}$  – щільність повітря, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\Phi$  – коефіцієнт форми (сферичність);  
 $\Phi_{г, р}$  – показники співвідношення щільності води та зрошуючої рідини  
або щільності повітря та газу

## ВСТУП

Процес абсорбції широко застосовують у хімічній, нафтохімічній та суміжних галузях промисловості для поглинання газів рідкими поглиначами (абсорбентами). Серед абсорберів колонного типу найбільш поширені насадкові абсорбери. При плівковому режимі роботи насадкового абсорбера у шарі зрошуваної насадки з'являється негативне явище - рідина прямує до периферії, а газ до центру. Це призводить до суттєвого зменшення у абсорбері коефіцієнту поглинання.

Відповідно до стандарту виготовлення абсорбційної насадкової колони в ній з метою зниження впливу негативного явища передбачаються додаткові пристрої – тарілки типу ТСН-II та ТСН-III, а висоту шари насадки рекомендують не перевищувати трьох метрів. Якщо у конструкцію абсорбера ще включити необхідні люки для завантаження та вивантаження насадки, то висота абсорбера чимало зростає, що призводить до збільшення капітальних витрат.

Таким чином, задача розробки насадкового абсорбера, в якому забезпечиться рівний профіль рідини та газу у поперечному перерізі колони при плівковому режимі роботи, є актуальною, що і вирішило напрямок дипломної роботи.

В основі дипломної роботи покладена ідея створення у верхньому шарі насадки додаткового шару насадки із зменшеними розміром, а патрубок вводу рідини безпосередньо опустити у низ цього шару насадки. В результаті у додатковому шарі насадки буде спостерігатися активний режим підвішування, який буде сприяти рівному зрошуванню основного шару насадки, завдяки чому збільшиться ефективна робота насадкового абсорбера. У цілому це призведе до більш ефективного використання об'єму абсорбера – збільшення робочої висоти шару насадки і відсутності додаткових тарілок ТСН-II та ТСН-III.

**Метою** дипломної роботи є дослідження кінетики масообміну у рідкій фазі, а саме експериментальне визначення висоти одиниці переносу у шарі зрошуваної насадки.

Для досягнення мети поставлені наступні **задачі**:

– провести літературний огляд процесу абсорбції, конструкцій та типів насадок, що застосовуються у абсорберах; визначити умови існування плівкового режиму, режиму підвищування та режиму заклинання; ознайомитися з методами та технікою вивчення кінетики масовіддачі у рідкій фазі;

– розробити схему експериментальної установки, а також методику постановки і обробки експериментальних даних для визначення кінетики масообміну;

– одержати експериментальні дані з метою узагальнення результатів експериментів і порівняти їх з літературними джерелами;

– розробити конструкцію нового вискоелективного насадкового абсорбера з розподільником рідини;

– підготувати рекомендації для інженерів-проектувальників щодо виготовлення абсорбційних колон.

**Методи дослідження.** Експериментальне дослідження висоти одиниці переносу у рідкій фазі проводили статичним методом на спеціально розробленій експериментальній установці на кафедрі машинознавства та обладнання промислових підприємств. Основним апаратом вивчення кінетики масообміну служив десорбер, який зрошувався водою насиченою двооксидом вуглецю. В низ апарата подавали повітря. Після визначення хімічного аналізу вмісту двооксиду вуглецю на вході та на виході з десорбера розраховували за стандартною методикою висоту одиниці переносу у рідкій фазі. Статистичну обробку експериментальних даних вели методом регресивного аналізу за допомогою персонального комп'ютера.

**Об'єкт дослідження** – зрошуваний шар насадки.



**Предмет дослідження** – висота одиниці переносу у рідкій фазі.

**Практична значимість отриманих результатів** для хімічній на суміжних галузях промисловості полягає у створені перспективного насадкового абсорбера підвищеної ефективності. Результати представляють інтерес для інженерів-конструкторів науково-дослідних та проектних організацій, пов'язаних з конструюванням нових та реконструкцією діючих абсорбційних колон.

**Новизна роботи** – вперше експериментально одержані висоти одиниць переносу у плівковому режимі та режимі підвішування у шарі зрошуваної насадки та намічені шляхи прогнозування ефективності роботи насадкового абсорбера з метою його подальшого проектування.

**Публікації.** За темою дипломної роботи опубліковано одна наукова робота - тези доповіді на всеукраїнській науково-практичній конференції «Майбутній науковець - 2017».

**Структура та обсяг дипломної роботи.** Дипломна робота складається з реферату, переліку умовних позначень, вступу, чотирьох розділів, висновків та списку використаних літературних джерел. Загальний обсяг дипломної роботи становить 82 сторінки, з них 21 рисунок за текстом, 5 таблиць, списку використаних джерел з 56 найменувань на 5 сторінках, а також додатків із зображенням схеми експериментальної установки, загального виду насадкового абсорберу з тарілками ТСН-II та ТСН-III, загального виду нового насадкового абсорбера.

## 1 АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД

### 1.1 Загальні поняття процесу абсорбції та класифікація абсорбційних апаратів

Абсорбцією називається процес поглинання газу при проникненні його (дифузії) до маси сорбенту. В хімічній технології найчастіше зустрічається поглинання газів рідинами, в яких газ розчинний в тому чи іншому ступені.

Зворотній процес називається десорбцією. В багатьох випадках десорбцію не проводять, оскільки абсорбент та абсорбтив є дешевими та відбросними продуктами, що можна після абсорбції не використовувати знову. Сполучення абсорбції та десорбції дозволяє використовувати поглинач багаторазово та виділяти абсорбований компонент у чистому вигляді. Таким чином, абсорбція є не лише методом розділення газових сумішей на складові частини для виділення одного або декількох компонентів суміші, але й методом виділення готового продукту у вигляді розчину, уловлювання цінних компонентів з газової суміші та методом очищення газів від домішок шкідливих компонентів.

В абсорбційних процесах приймають участь дві фази – рідинна та газова, та відбувається перехід речовини від однієї фази до іншої (при абсорбції – від газу до рідини, при десорбції – навпаки, від рідини до газу). Абсорбція, як і інші процеси масопередачі, протікає на розвиненій поверхні розділу фаз [1].

Газ, що поглинається, називається абсорбтивом. Найчастіше абсорбції підлягають не окремі гази, а газові суміші. Ці складові є компонентами, що абсорбуються поглиначем, а складові, що не поглинаються, називають інертним газом. Інертний газ і поглинач є носіями компоненту у газовій та рідинній фазі відповідно.

Розрізняють фізичну абсорбцію та хемосорбцію. При фізичній абсорбції компонент, що абсорбується, не вступає до хімічної реакції з поглиначем. В даному випадку процес поглинання протікає лише за умови, що парціальний тиск компоненту в газовій фазі вище за рівноважний тиск над розчином. Коли має місце утворення нової хімічної сполуки, процес носить назву хемосорбції. Хімічна реакція може бути зворотною або незворотною. При зворотній реакції над розчином існує помітний тиск компоненту, проте менший від тиску при фізичній абсорбції; при незворотній – рівноважний тиск компоненту над розчином незначний та можливе повне поглинання. Поглиначі, абсорбція в яких супроводжується незворотною хімічною реакцією, не піддаються регенерації шляхом десорбції, їх відновлення можливе лише шляхом хімічних методів [2].

Процеси абсорбції проводять в спеціальних апаратах – абсорберах. Для інтенсифікації процесу абсорбції апарати повинні мати розвинену поверхню контакту між рідкою і газовою фазами (абсорбенту з газом-носієм). За способом утворення цієї поверхні і диспергації абсорбенту, абсорбери можна поділити на три основні групи:

- 1) поверхневі;
- 2) барботажні;
- 3) розпилюючі.

Поверхнею контакту у *поверхневих абсорберах* є дзеркало рідини та вона зазвичай визначається геометричною поверхнею елементів абсорбера. До цієї групи відносяться:

- плівкові абсорбери, в яких поверхнею контакту фаз є поверхня плівки рідини, що тече;
- насадкові абсорбери, в яких рідина стікає по поверхні завантаженої до абсорберу насадки з тіл різної форми (кільця, кусковий матеріал тощо);
- механічні плівкові абсорбери;

*У барботажних абсорберах* поверхня контакту розвивається потоками газу, що розподіляється в рідині у вигляді бульбашок та струменів. Поверхня контакту в них визначається гідродинамічним режимом (витратами газу та рідини). Барботаж здійснюється в наступних апаратах:

– абсорбери із суцільним барботажний шаром, в яких барботаж здійснюється шляхом пропускання газу крізь заповнений рідиною апарат та забезпечується безперервний контакт між фазами;

– апарати колонного типу з різного типу тарілками зі ступінчастим контактом між фазами, причому ступені (тарілки) розміщені в одному апараті;

– барботажні абсорбери з перемішуванням рідини механічними мішалками.

Барботажні абсорбери тарілкового типу, що мають найбільше застосування, виконують у вигляді колон круглого (іноді прямокутного) перетину, по висоті яких розташовані тієї чи іншої конструкції тарілки, причому на кожній тарілці здійснюється один ступінь контакту. Таким чином, в даному типі абсорберів відбувається ступінчастий контакт із з'єднанням ступенів протитоком: газ надходить в нижню частину колони і виходить зверху; рідина підводиться зверху і виходить знизу. На кожній тарілці, в залежності від її конструкції, може здійснюватися той чи інший вид руху фаз, зазвичай перехресний струм або повне перемішування рідини.

*У розпилюючих абсорберах* контакт між фазами досягається шляхом розпилювання або розбризкування рідини в газовому потоці на дрібні краплі. Поверхня контакту визначається гідродинамічним режимом (витратою рідини). Ці абсорбери поділяють на такі групи:

– форсункові, або порожнисті, розпилюючі абсорбери, в яких рідина розпилюється на краплі форсунками;

– швидкісні прямоточні розпилюючі абсорбери, в яких розпилення рідини здійснюється за рахунок кінетичної енергії газового потоку;

– механічні розпилюючі абсорбери, в яких рідина розпилюється обертовими деталями [3].

Приведена класифікація абсорбційних апаратів відображає лише характер поверхні контакту. Один і той же за конструкцією тип апарату може опинитися в різних класифікаційних групах в залежності від умов роботи.

За способом організації масообміну абсорбційні пристрої прийнято ділити на апарати з безперервним і ступінчастим контактом фаз. До апаратів з безперервним контактом можна віднести насадкові колони, розпилюючі апарати (порожністі скрубери, скрубериВентурі, ротоколони тощо), однополичнібарботажні і пінні пристрої, а до пристроїв із ступінчастим контактом – тарілчасті колони, багатополичнібарботажні і пінні пристрої. [4].

Протікання абсорбційних процесів характеризується їх статикою та кінетикою. Статика абсорбції – рівновага між рідкою та газовою фазою, визначає стан, що встановлюється при тривалому дотику фаз. Кінетика абсорбції – швидкість масообміну, визначається рушійною силою процесу, тобто ступенем відхилення системи від рівноважного стану [2].

## 1.2 Експериментальне дослідження кінетики абсорбції

Для отримання показників, за якими може бути перевірена модель абсорбції або розраховано промисловий апарат, проводять експериментальні дослідження.

Лабораторні дослідження проводяться двома методами:

- 1) статичні методи;
- 2) динамічні методи [2].

*Статичні методи* дозволяють дослідити залежність коефіцієнту масопередачі від температури, складу рідини. Використовуються при дослідженні механізму абсорбції, оскільки дають змогу визначити стан системи для кожного моменту часу.

При статичних методах дослід проводять при постійному об'ємі газу, тобто визначений об'єм газу контактує з рідиною в замкнутому об'ємі впродовж деякого часу, а швидкість поглинання газу визначається за зміною тиску в цьому об'ємі. Варіантом даного метода є виконання дослідів при постійному тиску. Кількість поглинутого газу визначають за швидкістю зменшення його об'єму у бюретці (див. рис. 1.1)

При *динамічних методах* газ пропускають через поглинач при сталих швидкостях, кількість поглинутого компонента визначають за аналізом газів, що поступають та що уходять, а також за аналізом рідини.

### 1.3 Конструкції насадкових абсорберів та характеристики насадок

Насадкові абсорбери отримали найбільше застосування в промисловості. Ці абсорбери (рис. 1.2) являють собою колони, заповнені насадкою – твердими тілами різної форми. У насадкових колонах забезпечується кращий контакт оброблюваних газів з абсорбентом, ніж в порожнистих розпилювачах, завдяки чому інтенсифікується процес масопереносу і зменшуються габарити очисних пристроїв. Контакт газу з рідиною відбувається на змоченій поверхні насадки, по якій стікає рідина, проте активна поверхня контакту у ряді випадків менша від геометричної поверхні [5].

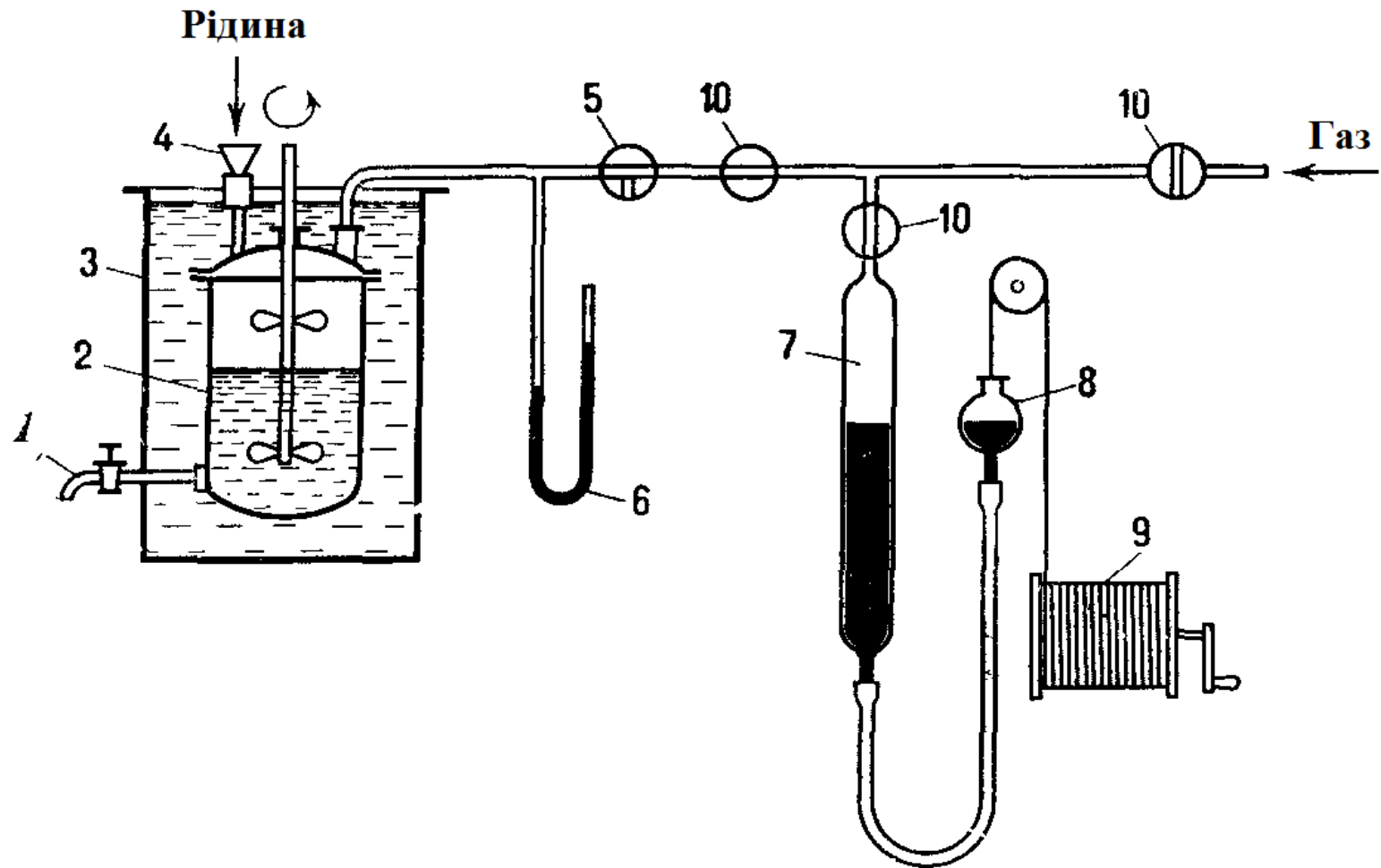


Рисунок 1.1 – Схема установки для дослідження швидкості абсорбції статичним методом (при постійному тиску) в посуді з мішалкою:

1 – трубка для відбору проб рідини, 2 – посуд з мішалкою, 3 – термостат, 4 – воронка для введення рідини, 5 – триходовий кран, 6 – манометр, 7 – газова бюретка, 8 – зрівнювальний посуд, 9 – лебідка, 10 – крани.

Плин рідини по насадці має плівковий характер (на відміну від плівкових абсорберів, де плівковий плин рідини відбувається по всій висоті апарату, в насадковій колоні він відбувається лише по висоті насадки). При перетіканні рідини між елементами насадки плівковий режим руйнується, та на нижче розташованій насадці знов утворюється плівковий режим, а деяка частина рідини провалюється у вигляді крапель до нижніх шарів насадки. При деяких умовах плівкова течія рідини на насадці руйнується, та контакт між газом та рідиню здійснюється в режимі барботажу.

Недоліком насадкових абсорберів є труднощі відведення тепла в процесі абсорбції. Зазвичай використовують циркуляційне відведення теплоти за допомогою виносних холодильників.

У насадковій колоні (рис. 1.2, а, б) насадка 3 укладається на опорні решітки 4, що мають отвори або щілини для проходження газу і стоку рідини, яка досить рівномірно зрошує насадку 3 за допомогою розподільника 2 і стікає по поверхні елементів насадки у вигляді тонкої плівки вниз. Однак рівномірний розподіл рідини по всій висоті насадки по перетину колони зазвичай не досягається, що пояснюється пристінковим ефектом. Внаслідок цього рідини має тенденцію розтікатися від центральної частини колони до її стінок і практично повністю відтісняється від місця введення абсорбенту до периферії колони на відстані, рівному чотирьом-п'яти її діаметрів.

Тому часто насадку в колону завантажують секціями висотою в чотирьох-п'ять діаметрів (але не більше 3 – 4 метрів в кожній секції), а між секціями (шарами насадки) встановлюють перерозподільвачі рідини 5 (рис. 1.2, б), призначення яких полягає у спрямуванні рідини від периферії колони до її вісі [6].



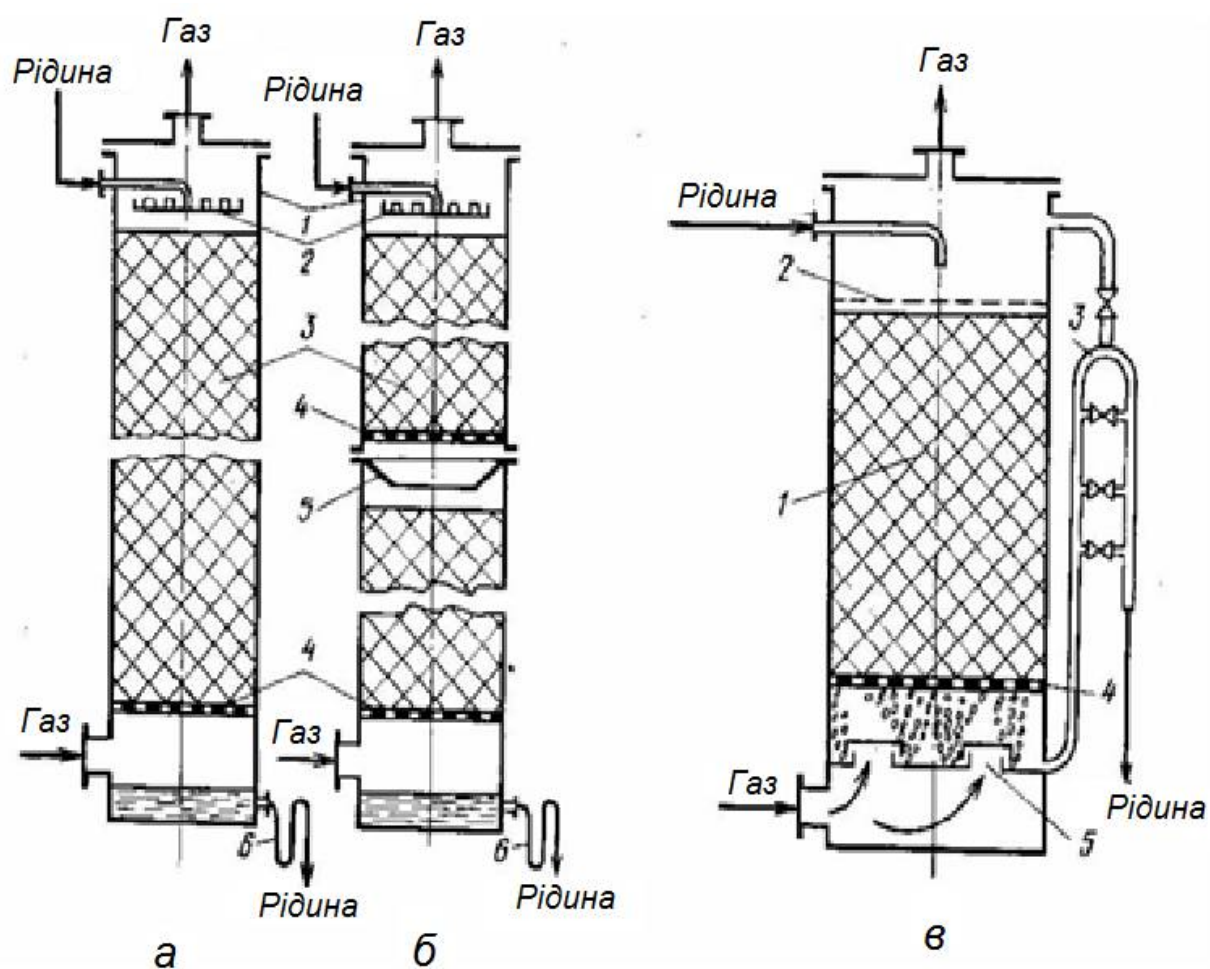


Рисунок 1.2 – Схеми насадкових абсорберів:

а – із суцільним шаром насадки; б – з секційним завантаженням насадки:

1 - корпус; 2 - розподільник рідини; 3 - насадка; 4 -опірні решітки; 5 - перерозподільювач рідини; 6 - гідравлічні затвори;

в – емульгаційна насадкова колона: 1 - насадка; 2 - сітка, що фіксує насадку;

3 - гідравлічний затвор; 4 - опірні решітки; 5 - розподільювач газу.

Рух газу та рідини в насадкових абсорберах зазвичай здійснюється протитоком, як показано на рис. 1.2. Прямоток застосовують доволі рідко, однак прямоточні насадкові абсорбери можуть працювати з великими швидкостями (до 10 м/с), що при застосуванні протитоку недосяжні внаслідок настання захлинання. При цьому інтенсифікується процес, зменшується гідравлічний опір і зменшуються габарити апарату. Застосування таких абсорберів доцільно у випадках, коли напрям руху фаз не впливає помітно на рушійну силу [7].

Для заповнення насадкових абсорберів застосовують насадки.

Для того щоб насадка працювала ефективно, вона повинна відповідати таким основним вимогам:

- 1) володіти великою поверхнею в одиниці об'єму;
- 2) добре змочуватися зрошуваною рідиною;
- 3) здійснювати малий гідравлічний опір газовому потоку;
- 4) рівномірно розподіляти зрошуючу рідину;
- 5) бути стійкою до хімічної дії рідини і газу, що рухаються в колоні;
- 6) мати малу питому вагу;
- 7) мати високу механічну міцність;
- 8) мати невисоку вартість[8].

Насадок, що повністю задовольняють всім зазначеним вимогам, не існує, тому що, наприклад, збільшення питомої поверхні насадки тягне за собою збільшення гідравлічного опору апарату і зниження граничних навантажень. У промисловості застосовують різноманітні за формою і розмірами насадки, які в тій чи іншій мірі задовольняють вимогам, що є основними при проведенні конкретного процесу абсорбції. Насадки виготовляють з різноманітних матеріалів (кераміка, фарфор, сталь, пластмаса тощо.), вибір яких диктується величиною питомої поверхні насадки, змочуваністю і корозійною стійкістю.

При виборі розмірів насадки слід враховувати, що чим більше розміри її елемента, тим вище допустима швидкість газу (і відповідно – продуктивність абсорбера) і нижче його гідравлічний опір. Загальна вартість абсорбера з насадкою з елементів великих розмірів буде нижче за рахунок зменшення діаметра апарату, незважаючи на те, що його висота трохи збільшиться в порівнянні з висотою апарату, що має насадку менших розмірів (внаслідок зниження величини питомої поверхні насадки і інтенсивності масопередачі).

Дрібна насадка краще при проведенні процесу абсорбції під підвищеним тиском, тому що в цьому випадку гідравлічний опір абсорбера не має істотного значення. Крім того, дрібна насадка, що володіє більшою питомою поверхнею, має переваги перед великою тоді, коли для здійснення процесу абсорбції необхідна велика кількість одиниць перенесення або теоретичних ступенів зміни концентрацій.

Насадки, що застосовуються в абсорберах, можна поділити на два види:

- 1) регулярні (укладені правильно);
- 2) безладні (засипані навалом) [9].

Регулярна насадка має ряд переваг перед нерегулярною, що навалом засипана в колону: володіє меншим гідравлічним опором, допускає великі швидкості газу. Однак регулярна насадка вимагає більш складних по влаштуванню зрошувачів, ніж насадка, засипана навалом

Деякі поширені типи насадок показані на рис. 1.3, а характеристики насадок наведені в табл.1.1.

Широке застосування в промисловості отримали в якості насадки *кільця Рашига* – тонкостінні циліндри висотою, що дорівнює їх зовнішньому діаметру (рис. 1.3, а-2) Вони виготовляються з різних металів, кераміки і пластичних мас. Кільця з зовнішніми діаметрами від 10 до 50 ммзавантажуються в колону навалом, а кільця великих діаметрів –

правильними рядами, причому кільця суміжних рядів зрушені один щодо одного.

Керамічні кільця з діаметрами 10 – 50 мм мають відповідно: товщини стінок  $S = 1,5 - 5$  мм, питомі поверхні  $f = 440 - 90$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>, порізність  $\varepsilon_0 = 0,7 - 0,785$  і насипну щільність  $\rho_n = 700 - 530$  кг/ м<sup>3</sup>. У сталевих кілець тих же діаметрів  $S = 0,5 - 1,0$  мм,  $f = 500 - 110$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>,  $\varepsilon_0 = 0,88 - 0,95$  і  $\rho_n = 960 - 430$  кг/м<sup>3</sup>.

Для збільшення питомої поверхні насадки запропоновані кільця з перегородкою, з хрестоподібної перегородкою (рис.1.3, б-3), кільця Паля – з вирізами в стінках і перегородками (рис.1.3, б-1); будучи складніше у виготовленні, ці кільця кілька ефективніше завдяки більшій питомій поверхні і дещо більшій турбулізації зустрічних потоків газу і рідини. Але вони дорожче від кілець Рашига [10].

Все більш широке застосування знаходять сідлоподібні насадки: керамічні сідла Берля, з поверхнею в формі гіперболічного параболоїда і сідла «Інталокс» (рис. 1.3, б-2) з поверхнею в формі частини тора. Маючи розміри від 12,5 до 50 мм, сідлоподібна насадка має більшу питому поверхню, ніж керамічні кільця Рашига (приблизно на 10 – 30%), при однаковій порозності і практично рівній насипній щільності. Гідрравлічний опір сідлоподібної насадки трохи нижче, а ефективність істотно вище в порівнянні з кільцями Рашига тих же розмірів [11].

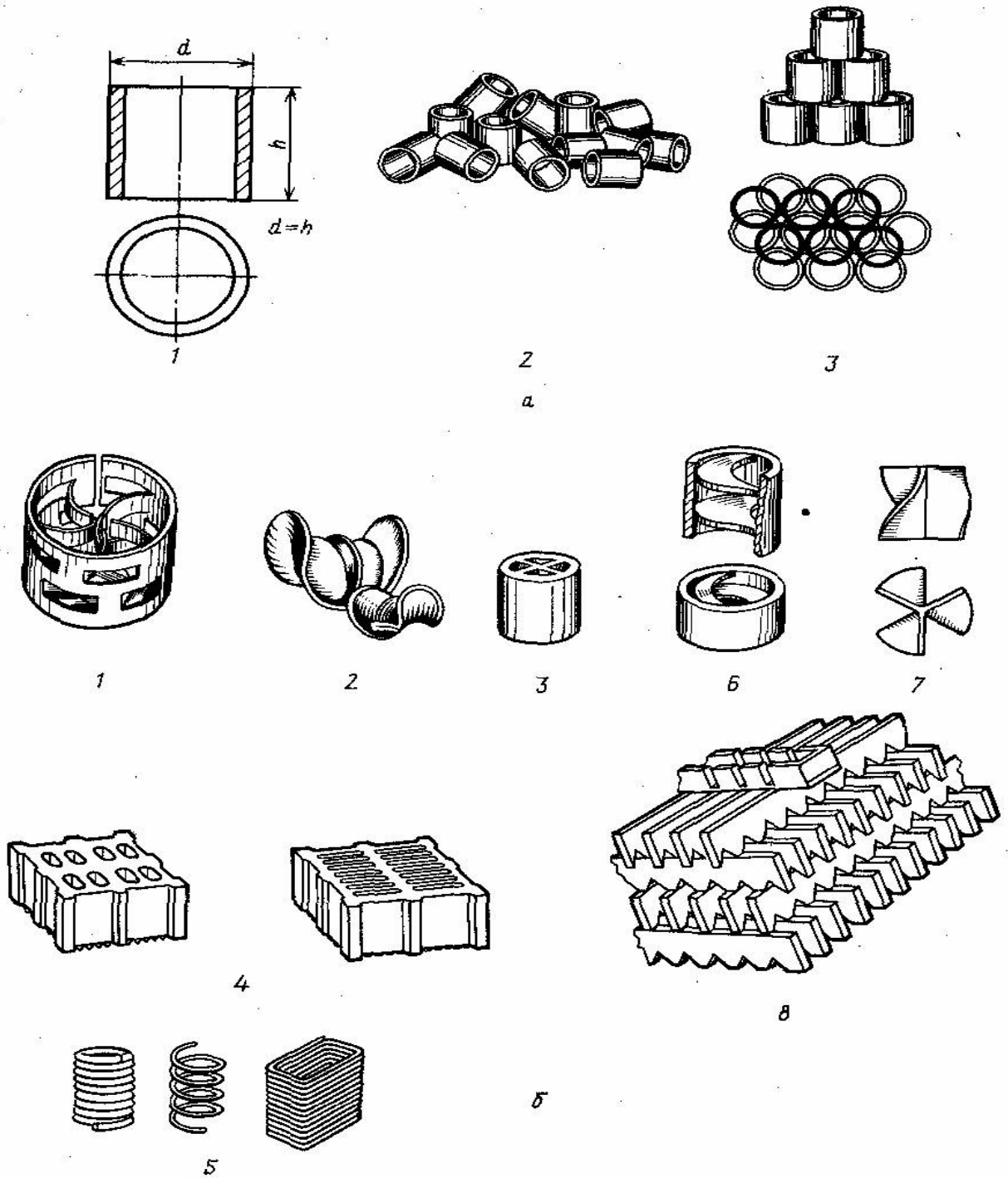


Рисунок 1.3 – Види насадок:

а - насадка з кілець Рашига: 1 - окреме кільце; 2 - кільця навалом; 3 - регулярна насадка; б - фасонна насадка: 1 - кільця пале; 2 - сідлоподібна насадка «Інталокс»; 3 - кільця з хрестоподібними перегородками; 4 - керамічні блоки; 5 - кручені з дроту насадки; 6 - кільця з внутрішніми спіралями; 7- пропелерна насадка; 8 - дерев'яна хордова насадка.

Таблиця 1.1.Характеристика насадок

Насадка	Роз- мір, мм	Геомет- рична поверхня, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	Вільний об'єм, м <sup>3</sup> / м <sup>3</sup>	Еквіва- лентний діаметр, м	Число елементів в 1 м <sup>3</sup>	Насипна щільність, кг/ м <sup>3</sup>
Кільця Рашига	25	190	0,605	0,01275	50600	890
	50	93	0,74	0,0318	5530	580
Сідла типу «Інталокс»	25	230	0,77	0,0134	76600	575
	44	130	0,77	0,0237	14000	550
	50	100	0,81	0,0324	3400	505
Сідла Берля	25	235	0,74	0,0126	70000	840
Кільця Палія: – з пропілену – сталеві	50	112	0,86	0,0307	6800	100
	35	170	0,9	0,021	19200	455
	50	108	0,9	0,033	6400	415

Блочна насадка (рис.1.3, б-4) використовується в якості регулярної та складається з окремих елементів великого розміру (блоків). Блоки повинні мати «ніжки» для того, щоб між рядами насадки залишався проміжок 10–20 мм, при цьому гідравлічний опір зменшується, а коефіцієнт масопередачі збільшується. Перевагою блочної насадки перед іншими регулярними насадками, зокрема, кільцями невеликого розміру в укладку, є значне спрощення робіт з укладки насадки до абсорбера. За своїми якостями вона не поступається іншим видам регулярних насадок, проте не здобула широко розповсюдження [12].

*Хордову насадку* (див. рис. 1.3, б-8) зазвичай застосовують в абсорбера великого діаметру. Вона складається з решіток, утворених поставленими на ребро дошками товщиною 10 – 15 мм і висотою 100 –150 мм. Грати укладаються один на одного хрест-навхрест. Через кожні 10 – 12 дощок встановлюють потовщені рейки, вони служать для укладання окремих решіток насадки одна на одну, а нижньої решітки – на підтримуючий пристрій. Недоліком цієї насадки навіть при зазорі між дошками 10 мм є порівняно невелика питома поверхня (100 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>) при малій порозності (0,55). Незважаючи на простоту її виготовлення, хордова насадка внаслідок

невеликих питомої поверхні і вільного перетину витісняється більш складними і дорогими видами насадок [13].

Вельми ефективною є насадка у вигляді поліетиленових розеток Телера (рис. 1.4, а), що має питому поверхню  $250 \text{ м}^2/\text{м}^3$  і порізністью 0,83. У порівнянні з кільцями і сідлами розміром 25 мм ця насадка забезпечує більш високий об'ємний коефіцієнт масопередачі при більш низькому гідравлічному опорі. Оскільки поліетилен не змочується водою та змочена поверхня близька до нуля, високі коефіцієнти масопередачі пояснюються абсорбцією рідини, що знаходиться в точках дотику насадочних тіл між собою, та струменями, що стікають [14].

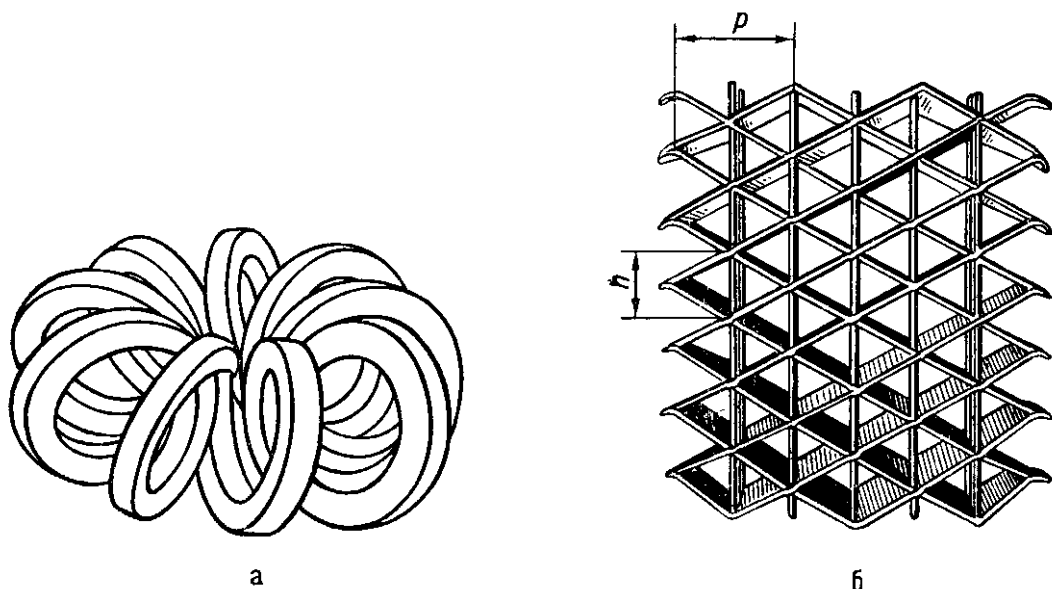


Рисунок 1.4 – Спеціальні насадки:  
а – розетка Теллера, б – насадка «Спрейпак»

Були запропоновані [9, 15, 16, 17] різноманітні металеві сітчасті насадки. Недоліком цих насадок є легка забиваємість та малі допустимі швидкості газу. Останній недолік усунуто у насадці «Спрейпак» (рис.1.4, б), яку виготовляють зі смуг товщиною 0,5 – 1,0 мм шляхом їх розтягування в ширину після попереднього нанесення поздовжніх прорізів в шаховому порядку. Отримувані решітки з'єднуються стрижнями в пакети відповідно до

форми і розмірам абсорбера. Насадка допускає швидкості газового потоку до 3 м/с при порівняно низькому гідравлічному опорі, що є її перевагою [18].

За останні роки стали застосовуватися спіральні насадки, виконані з металевих стрічок і дроту, різні металеві сітчасті насадки, а також насадки зі скляного волокна. Загальним їх недоліком є чуттєвість до захлинання та легка забиваємість[2].

В окремих випадках використовуються коксова та кварцова насадки – у вигляді шматків подрібненого коксу і кварцу 458 розміром 25 – 50 мм, що завантажуються навалом. Будучи дешевими і хімічно стійкими, ці насадки характеризуються малою питомою поверхнею ( $20 - 70 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ) при порізності близько 0,4 і великим гідравлічним опором. Крім того, кварцова насадка має велику насипну щільність, а коксова піддається подрібненню.

#### 1.4 Двофазний рух газу та рідини через насадку

При порівняно низьких швидкостях газу його рух не оказує помітного впливу на течію рідини та може не враховуватись. Вважаємо, що рідина стікає по насадці у вигляді плівки. Рух рідини через насадку характеризується щільністю зрошення (приведеною швидкістю рідини), тобто об'ємною витратою рідини через одиницю площі перетину абсорберу, так що щільність зрошення виражається формулою (1.1)

$$U = \frac{V_p}{S} \quad (1.1)$$

При течії рідини крізь насадковий абсорбер в насадці постійно знаходиться деяка кількість рідини. Дана рідина (або принаймні більша її частина) безперервно оновлюється, тобто частина її стікає з шару насадки та в той же час заміщується такою ж кількістю рідини, що поступає знов. При цьому кількість рідини, що знаходиться в колоні, залишається постійною. Вказана кількість, віднесена до  $1 \text{ м}^3$  насадки, називається кількістю



утримуваної рідини  $\delta$  (також цю величину називають утримуючою властивістю або затримкою).

Кількість утримуваної рідини  $\delta$  складається зі статичною ( $\delta_{ст}$ ) та динамічної ( $\delta_{дин}$ ) складової, причому  $\delta = \delta_{ст} + \delta_{дин}$ . Статична складова являє собою кількість рідини, що утримується на насадці капілярними силами; ця величина не залежить від гідродинамічних умов та визначається формою та матеріалом насадки, а також властивостями зрошуючої рідини. Динамічна складова являє собою кількість рідини, що рухається по насадці, та визначається гідродинамічними умовами.

В насадочних абсорберах плівкова течія існує лише при визначених режимах, та зазвичай не вся поверхня насадкових тіл змочена рідиною. Частина поверхні насадки буває змочена нерухомою (застойною) рідиною, що не бере участь в загальному русі рідини [2].

Характер течії залежить від щільності зрошення. З підвищенням щільності зрошення збільшується кількість утримуваної рідини та доля змоченої поверхні. При малих щільностях зрошення течія має переривчастий характер: рідина накопичується в точках контакту між насадковими тілами та періодично стікає струменями (див. на прикладі зрошення шарів діаметром 25 мм – рис. 1.5, а). При підвищенні щільності зрошення відбувається зростання кількості утримуваної рідини та при досягненні певних значень утворюється плівка (рис. 1.5, б). В результаті подальшого збільшення зростає змочена поверхня та плівка потовщується. У певний момент досягається повне змочування та рідина починає «провалюватись» (рис. 1.5, в), при цьому при збільшенні щільності зрошення подальшого потовщення товщини плівки не відбувається, а лише зростає кількість рідини, що «провалюється» [19].

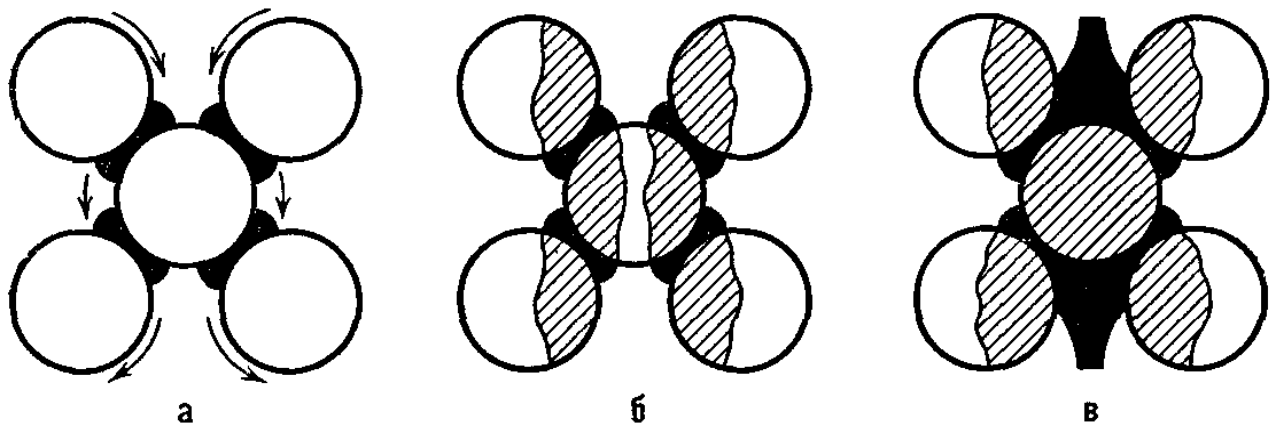


Рисунок 1.5 – Течія рідини по насадці (заштриховані області – плівка рідини; затемнені області – накопичення рідини):  
а – струменева, б – плівкова, в – «провал» рідини

При однофазному плівковому плинні дотична напруга в плівці досягає максимуму біля стінки та зменшується до нуля на вільній поверхні. При двофазному потоці вплив газу на плин плівки проявляється в тому, що біля вільної поверхні, де швидкості рідини та газу однакові, в обох фазах виникають дотичні напруги, рівні за величиною, але протилежні за знаком. Дотична напруга в газовій фазі спрямована у бік, протилежний руху газу [20, 21].

Під час руху знизу догори (протиток) газ гальмує стікання плівки. Це призводить до збільшення товщини плівки та зменшенню середньої швидкості її плину, а гідравлічний опір апарату зростає. При швидкості газу 5–10 м/с наступає т.з. «захливання» – накопичення рідини в апараті, що супроводжується різким зростанням гідравлічного опору. При подальшому підвищенні швидкості газу рідина починає рухатись висхідним прямоотоком, що супроводжується спочатку падінням гідравлічного опору, а потім знов його зростанням. Якщо швидкість газу вище 15–40 м/с, рідина відривається від плівки та уноситься з потоком газу.

При русі зверху донизу (спадний прямоток) газ захоплює плівку рідини, що зменшує її товщину. При тих же самих швидкостях газу гідравлічний опір в даному режимі нижче від режиму руху газу знизу догори.

Розподілення швидкостей у газовому та рідинному потоках для опису режимів плівки показано на рис. 1.6 [21].

При двофазному русі газу та рідини вільний об'єм зменшується на величину  $\delta$ , а на поверхні дотику фаз в результаті тертя виникає дотична напруга. Взаємодія між фазами призводить до підвищення гідравлічного опору  $\Delta P$  при двофазному русі порівняно з опором сухої (незрошеної) насадки. Зневажати взаємодією між фазами можливо лише при малих швидкостях їх руху.

При протитоковому русі газу та рідини спостерігається чотири різних гідродинамічних режиму:

- 1) плівковий режим;
- 2) режим підвішування;
- 3) режим «захливання» (або барботажний);
- 4) режим унесення.

*Плівковий режим* спостерігається при невеликих щільностях зрошення на малих швидкостях газу. В цьому режимі відсутній вплив газового потоку на швидкість стікання по насадці рідкої плівки і, отже, на обсяги затриманої в насадці рідини. Взаємодія фаз незначна та кількість утримуваної рідини  $\delta$  не залежить від швидкості газу. На кривій  $\Delta P - w_0$ , що побудована в логарифмічному масштабі (рис. 1.7) лінії  $A_1B_1$ ,  $A_2B_2$ , ... виражають опір зрошеної насадки та паралельні лінії для сухої насадки, але лежать вище, зсуваючись догори із збільшенням щільності зрошення.

При дуже високих щільностях зрошення (50–100 м/год) лінії на кривій  $\Delta P - w_0$  йдуть з малим нахилом (лінії  $A_3B_3$ ,  $A_4B_4$ , ...) [22].

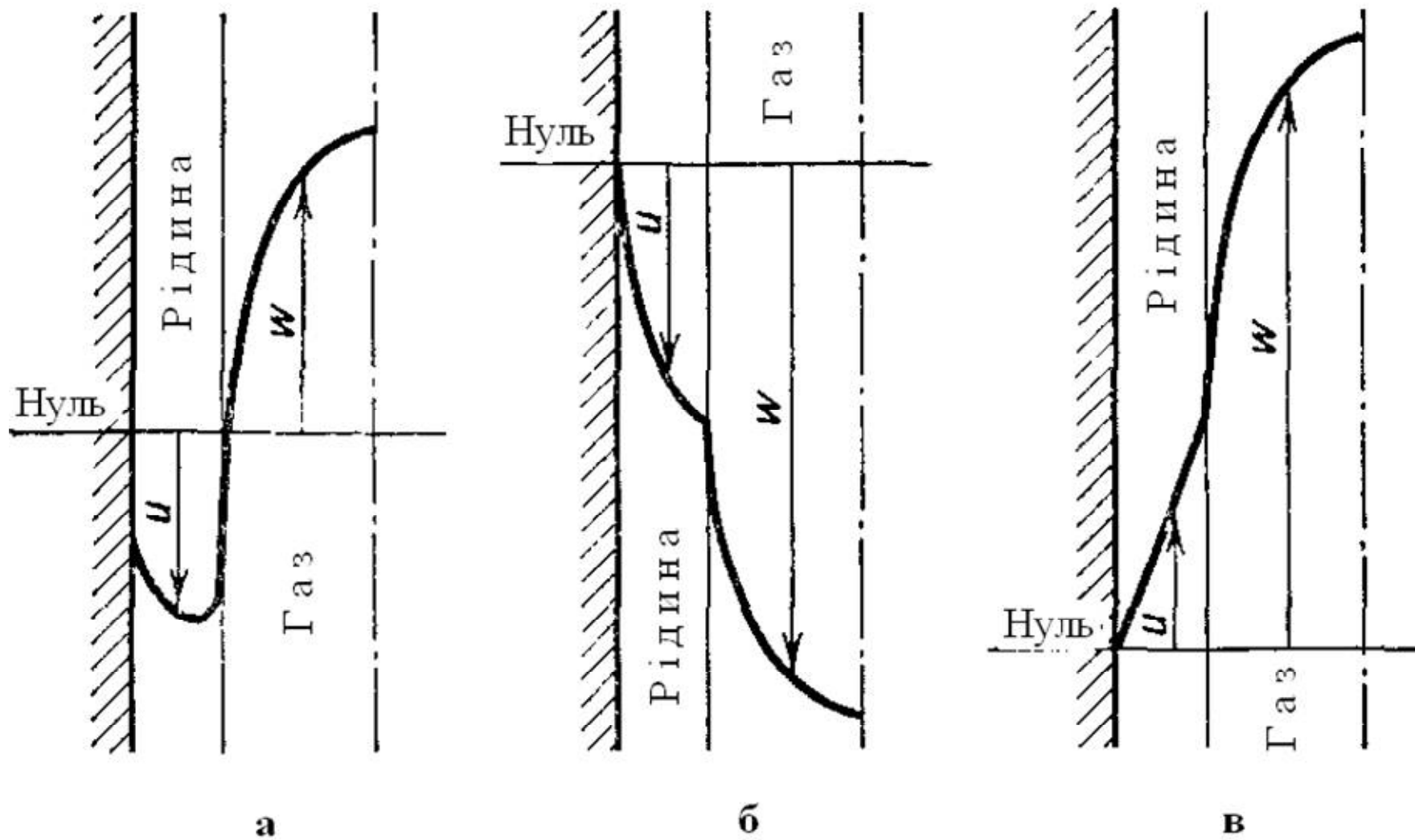


Рисунок 1.6 – Розподілення швидкості при плівковому плинні у двофазному режимі:  
 а – протиток, б – спадний прямоток, в – висхідний прямоток

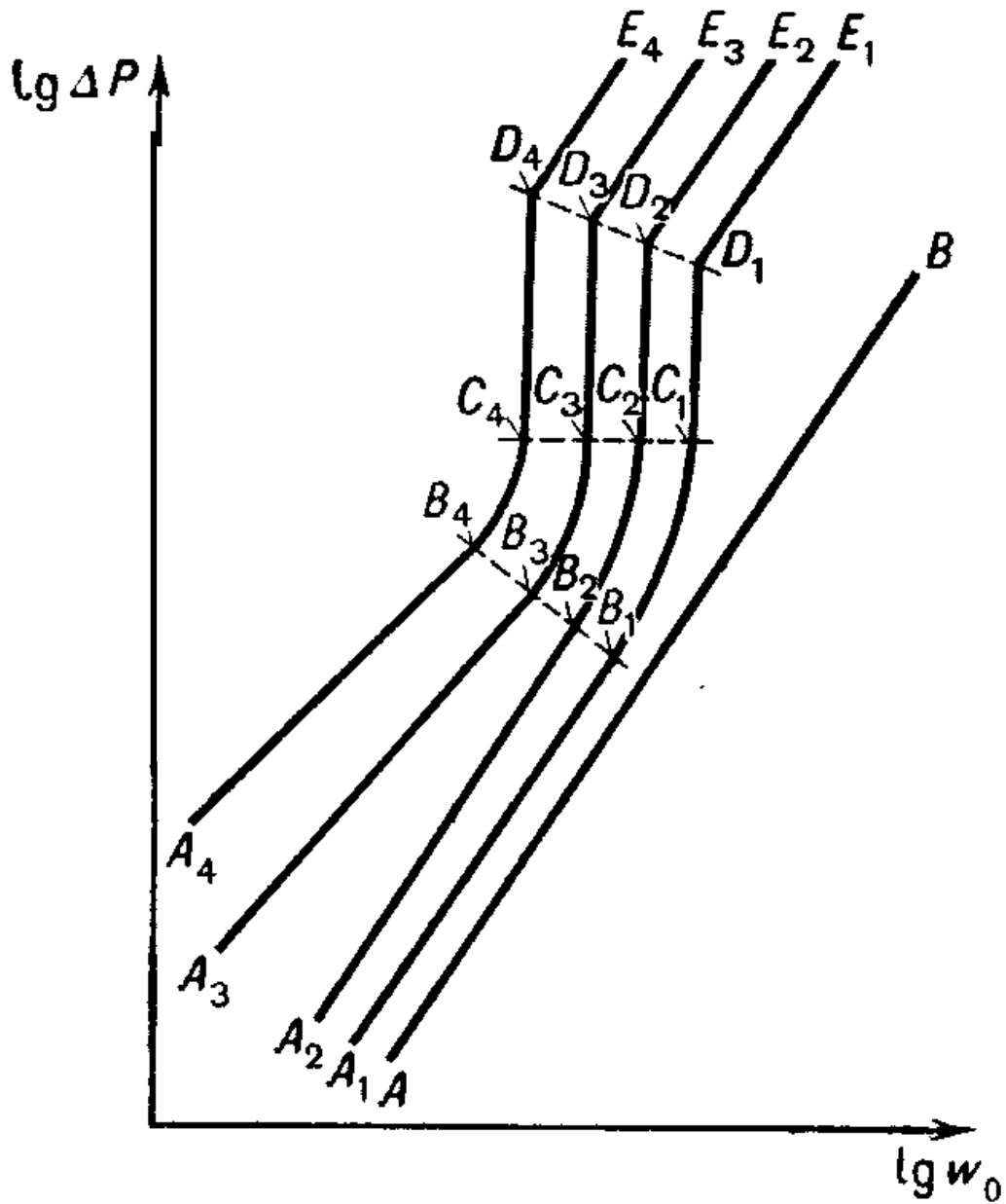


Рисунок 1.7 – Криві залежності  $\Delta P$  від  $w_0$ :

AB – крива для сухої насадки;  $A_1B_1C_1D_1E_1$ ,  $A_2B_2C_2D_2E_2$ , ... – криві при постійній щільності зрошення;  $B_1, B_2, \dots$  – точки початку підвищення;  $C_1, C_2, \dots$  – точки початку заглинання (інверсії);  $D_1, D_2, \dots$  – точки заглинання (унесення)

*Режим підвішування* характеризується гальмуванням рідини потоком газу та зниженням швидкості плинущої рідини, як наслідок. При цьому товщина плівки рідини та кількість утримуваної рідини збільшується. Зростання  $\delta$  з підвищенням швидкості газу призводить до зменшення вільного об'єму насадки та швидкому збільшенню опору. На кривій  $\Delta P - w_0$  початок підвішування характеризує перелом в точках  $B_1, B_2, \dots$  (рис. 1.7), що називаються точками підвисання. В режимі підвішування опір пропорційний  $w_0$  в ступені 4–5 (для порівняння в плівковому режимі він пропорційний  $w_0$  в ступені приблизно 2).

В режимі підвішування зі зростанням швидкості газу порушується спокійний плин плівки рідини, з'являються завихрення, бризки, зростає змочена та активна поверхня насадки, що призводить до інтенсифікації процесу масопередачі[2].

*Режим захлинання, або барботажний*, виникає внаслідок того, що при перевищенні швидкості газу відбувається накопичення рідини в вільному обсязі насадки до тих пір, поки сила тертя між рідиною, що стікає, і газом, що піднімається по колоні, не врівноважить силу тяжіння рідини, що знаходиться в насадці. Режим барботування починається в найвужчому перерізі насадки, щільність засипки якої нерівномірна по перетину колони. Шляхом ретельного регулювання подачі газу режим барботування може бути встановлений по всій висоті насадки.

Накопичення рідини починається з нижнього шару насадки та поступово розповсюджується на всю висоту. При цьому настає інверсія фаз (рідина стає суцільною фазою, а газ – дисперсною). Утворюється газорідинна дисперсна система, що за зовнішнім виглядом нагадує барботажний шар (піну) або газорідинну емульсію. На кривій  $\Delta P - w_0$  режим захлинання зображений ділянками  $C_1D_1, C_2D_2 \dots$  (рис. 1.7), що розташовані майже вертикально, тобто опір різко зростає при накопиченні рідини у насадці, а збільшення швидкості газу при цьому майже не відбувається. Точки

перегину  $C_1, C_2, \dots$  відповідають переходу в режим захлинання та називаються точками захлинання, або інверсії.

Режим захлинання відповідає максимальній ефективності насадкових колон переважно внаслідок збільшення контакту фаз, який в цьому режимі визначається не стільки геометричною поверхнею насадкових тіл, скільки поверхнею утворюваної газорідинної емульсії, що заповнює весь вільний обсяг насадки. Слід зазначити, що це підвищення ефективності насадок колони супроводжується коливаннями гідравлічного опору, що робить роботу колони без спеціальних пристроїв в даному режимі не стійкою. Навіть при незначній зміні витрати газу відбувається перехід до другого або четвертого режиму роботи із значним зниженням ефективності.

Як правило, робота в режимі підвисання і емульгування доцільна тільки в разі, якщо підвищення гідравлічного опору апарату не має істотного значення (наприклад, якщо абсорбер працює при підвищених тисках). Тому більшість насадкових абсорберів працює в плівковому режимі. Межею сталої роботи насадок колон є швидкість газу, відповідна точці інверсії (або захлинання) [23, 24].

*Режим унесення* виникає при підвищенні швидкості газу проти величини, що відповідає режиму захлинання. В даному випадку відбувається вторинна інверсія фаз: газ знову стає суцільною фазою і рідина виноситься з апарату разом з газом переважно у вигляді бризгів. В даному режимі не відбувається нормального зрошення насадки, рідина на насадку практично не поступає, відбувається різке зниження інтенсивності масо передачі. Цей режим в техніці не використовується. За даними [12] в цьому режимі зростання опору уповільнюється та крива залежності  $\Delta P - w_0$  йде приблизно з таким же нахилом, що й в плівковому режимі (ділянки  $D_1E_1, D_2E_2, \dots$  рис. 1.7). Точки  $D_1, D_2, \dots$ , що відповідають переходу до режиму унесення, називаються точками захлинання або унесення. Ці точки характеризуються граничні навантаження апарату.

При прямото ці між газом та рідиною сили тертя між фазами та сила тяжіння діють в одному напрямі, та характер взаємодії потоків не змінюється. При малих швидкостях газу взаємодія потоків незначна та криві в координатах  $\Delta P - w_0$  для прямо току та противотоку співпадають. При більш високих навантаженнях за газом кількість утримуваної рідини при прямото ці зменшується при збільшенні швидкості газу, при цьому гідравлічний опір зростає повільно та точка підвішування не досягається. При достатньо великій швидкості газу рідина зривається з поверхні та уноситься з газом у вигляді бризок[2].

### 1.5 Гідравлічний опір насадок

Визначення гідравлічного опору шару зрошуваної насадки починається з визначення гідравлічного опору незрошуваної насадки.

Гідравлічний опір сухого (при однофазному русі газу) насадкового абсорберу розраховується за рівнянням (1.2):

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi_0 \cdot \frac{1}{d_{\text{екв}}} \cdot \frac{\rho_r \cdot w^2}{2} \quad (1.2)$$

З урахуванням того, що газ рухається через насадку по звивистих каналах, його швидкість не постійна по висоті насадкового шару. Але цю швидкість можна привести до швидкості газу, віднесеної до всього перетину апарату. Середня швидкість газу, що називають дійсною швидкістю, може бути розрахована за формулою (1.3):

$$w = \frac{w_0}{\varepsilon} \quad (1.3)$$

Швидкість газу, віднесена до всього перетину колони, називається приведеною, або фіктивною, швидкістю, та знаходиться за формулою (1.4):

$$w_0 = \frac{V_r}{S} \quad (1.4)$$



Певну складність при розрахунку гідравлічного опору представляє визначення еквівалентного діаметра шару насадки. Зазвичай еквівалентний діаметр насадки знаходиться, як еквівалентний діаметр каналів, по яких рухається газ, за формулою (1.5):

$$d_{\text{екв}} = \frac{4S}{\Pi} = \frac{4S \cdot \varepsilon}{\kappa} \cdot \frac{\kappa}{Sa} = \frac{4\varepsilon}{a} \quad (1.5)$$

Питома поверхня насадки знаходиться за формулою (1.6):

$$a = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon)}{\Phi \cdot d_0} \quad (1.6)$$

Опір зрошувального апарату, тобто при двофазному русі рідини та газу завжди буде вище, що можна пояснити наступними факторами:

- оскільки частина перетину зайнята рідиною, що стікає, то зменшується перетин для проходження газу;
- збільшується відносна швидкість газу, що визначає гідравлічний опір, порівняно з його абсолютною швидкістю (при притіччї);
- передачею від газу до рідини деякої частини енергії, що витрачається на подолання сили тяжіння (під час руху газу догори) або на прискорення плинну рідини (під час руху газу донизу);
- втратою енергії, що обумовлена рухом хвиль.

Опір зрошувального апарату, що враховує всі вищевказані фактори, ускладнений, тож для розрахунку прибігають до формули (1.7):

$$\Delta P_{\text{зр}} = \xi_{\text{зр}} \cdot \frac{1}{d_{\text{екв}}} \cdot \frac{\rho_{\text{г}} \cdot W_{\text{відн}}^2}{2} \quad (1.7)$$

Відносна швидкість газу визначається за формулою (1.8):

$$W_{\text{відн}} = \frac{W_0}{\varepsilon - \delta} \pm u_0 \quad (1.8)$$

Швидкість рідини на поверхні плівки  $u_0$  використовується у формулі (1.8) зі знаком «+» при протіччї та зі знаком «-» при протіччї [2].

## 1.6 Підвішування та захлинання

В насадкових абсорберах з протитечією фаз при деякій швидкості газу настає підвішування, а потім захлинання. Фізично механізм підвішування і захлинання може розглядатися як утворення на поверхні рідини, під впливом потоку газу, хвиль з амплітудою, достатньою для закриття каналів, по яких рухається газ. Ці режими характеризуються різким зростанням кількості рідини у апараті. Режим захлинання є граничним навантаженням апарату за газом та рідиною.

Експериментальні дослідження з визначення точки захлинання дозволили зробити наступні висновки:

1) Зі збільшенням щільності зрошування захлинання настає при більш низьких швидкостях газу. Захлинання настає також при дуже високих щільностях зрошення при відсутності руху газу.

2) При однакових щільностях зрошення швидкість газу, що відповідає заклинанню, вище при більш високих значеннях  $d_{\text{екв}}$ , а в насадкових абсорберах при насадці більшого розміру. При однакових розмірах насадкових тіл межа навантаження за газом та рідиною тим нижче, чим менше вільний об'єм насадки. Для регулярної насадки межа навантаження значно вище, ніж для нерегулярної.

3) Зі збільшенням щільності газу у випадку постійної щільності зрошення знижується лінійна швидкість газу при заклинанні, але збільшується його масова швидкість. Тому, якщо збільшується тиск, захлинання настає при більш високій масовій швидкості.

4) Підвищення в'язкості зрошуваної рідини та зменшення її щільності призводить до зниження межі навантаження [6,25].

Можна зробити наступний висновок: фактори, що обумовлюють підвищення кількості утримуваної рідини (зменшення розмірів насадкових

тіл, збільшення в'язкості рідини, зменшення щільності рідини), викликають зниження навантажень, які відповідають заклинанню.

Для матеріалу, що погано змочується рідиною зрошення (наприклад, для насадок із пластичних мас), відмічають підвищення тенденції захливання та настання підвішування при більш низьких швидкостях газу [26].

Для узагальнення експериментальних даних по визначенню швидкості захливання насадкового апарату необхідно висловити залежність між відношенням масових витрат газу і рідини в критичній точці і критерієм, що характеризує відношення сили тертя до сили тяжіння.

В якості такого критерію зазвичай використовують відношення гідравлічного опору зрошувального апарату  $\Delta P$  до ваги рідини на одному квадратному метрі поперечного перерізу апарату, що виражено у вигляді формули (1.9) [6]:

$$T = \frac{\Delta P}{g \rho_p H} = \frac{\xi \cdot w^2 \cdot \rho_r}{2 g d_{\text{екв}} \rho_p} = \frac{\xi}{2} F_{\Gamma_r} \frac{\rho_r}{\rho_p} \quad (1.9)$$

Критерій Фруда для газу знаходиться за формулою (1.10):

$$F_{\Gamma_r} = \frac{w^2}{g \cdot d_{\text{екв}}} \quad (1.10)$$

Для насадкових абсорберів цей критерій може бути записаний у вигляді формули (1.11) [2]:

$$F_{\Gamma_r} = \frac{aw_0}{4g \cdot \varepsilon^2} \quad (1.11)$$

Також для знаходження точки заклинання було запропоновано співвідношення (1.12) [25]:

$$F_{\Gamma_r} \frac{\rho_r}{\rho_p} \mu_p^{0,2} = f \left( \frac{\bar{L}}{\bar{G}} \sqrt{\frac{\rho_r}{\rho_p}} \right) \quad (1.12)$$

Співвідношення (1.12) було представлено у вигляді графіку, крива якого може бути виражена рівнянням (1.13) [27]:

$$y + 0,1922x^2 + 0,2041x + 0,5584 = 0 \quad (1.13)$$

де

$$y = \lg \left( \frac{w_0 a}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_p} \cdot \mu_p^{0,2} \right) \quad (1.14)$$

та

$$x = 2 + \lg \left( \frac{\bar{L}}{\bar{G}} \sqrt{\frac{\rho_r}{\rho_p}} \right) \quad (1.15)$$

Аналогічна залежність була отримана при заміні  $F_{\Gamma_r} \rho_r / \rho_p$  в співвідношенні (1.12) на  $F_{\Gamma_p}$ . Ця залежність виражається рівнянням (1.16) [28]:

$$y' + 0,2422x^2 - 1,9461x + 4,6457 = 0 \quad (1.16)$$

де

$$y' = \lg \left( \frac{U^2 a}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \mu_p^{0,2} \right) \quad (1.17)$$

З рівняння (1.17) можна вивести формулу (1.18) для безпосереднього визначення масової швидкості газу при заклинанні [29]:

$$W_r = \frac{\Phi \cdot W_r}{104,1} \sqrt{\frac{\rho_r}{\rho_p}} \quad (1.18)$$

Фактор сферичності знаходиться з рівняння (1.19):

$$\lg \Phi = \left[ -4,1288 \cdot \lg \left( \frac{U^2 a}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \mu_p^{0,2} \right) - 3,041 \right]^{0,5} \quad (1.19)$$

Було показано, що співвідношення (1.15) в напівлогарифмічних координатах зображується прямою лінією. Приймаючи показник у  $\mu_p$  рівним 0,16, було отримано рівняння для визначення критичних точок [30]:

$$\lg Y = b - cX \quad (1.20)$$

де коефіцієнти  $b$  та  $c$  обираються в залежності від типу насадки [2, с. 352].

Причому  $Y$  та  $X$  визначаються співвідношеннями (1.21) та (1.22) відповідно:

$$X = \left( \frac{W_p}{W_r} \right)^{1/4} \left( \frac{\rho_r}{\rho_p} \right)^{1/8} \quad (1.21)$$

$$Y = \frac{W^2}{g \cdot d_{\text{екв}}} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_p} \cdot \mu_p^{0,16} \quad (1.22)$$

Для насадкових колон  $Y$  визначається рівнянням (1.23):

$$Y = \frac{W_0^2 a}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_p} \cdot \mu_p^{0,16} \quad (1.23)$$

Для кореляції даних з підвішування була виведена залежність [31]:

$$Fr_r Re_p^{-0,15} (a \cdot d)^{-2,5} = f\left(\frac{W_0}{U}\right) \quad (1.24)$$

де критерії  $Fr_r$  та  $Re_p$  відносяться до номінального розміру насадки.

Залежність (1.24) була використана при побудові графіка для опору зрошуваних насадок (див. рис. 1.8) [32].

За співвідношенням витрат рідини та газу за графіком (рис. 1.8) знаходять значення  $U$ , що відповідають підвішуванню або заклинанню.

Звідси визначається і відповідна приведена швидкість газу:

$$W_0 = \left( \frac{Y g d^{1,1} \rho_r^{0,1}}{C \cdot \mu_p^{0,1} \Phi_p^2 \Phi_r^{0,85}} \right)^{0,527} \quad (1.25)$$

де 
$$\Phi = \frac{\rho_w}{\rho_{\text{ж}}} \quad (1.26)$$

та 
$$\Phi = \frac{\rho_r}{\rho_{\text{пов}}} \quad (1.27)$$

Безрозмірна стала  $C$  знаходиться в діапазоні  $C = 0,251 - 2,75$  в залежності від типу насадкового тіла та способу його завантаження [2, с. 347, табл. IV-4].

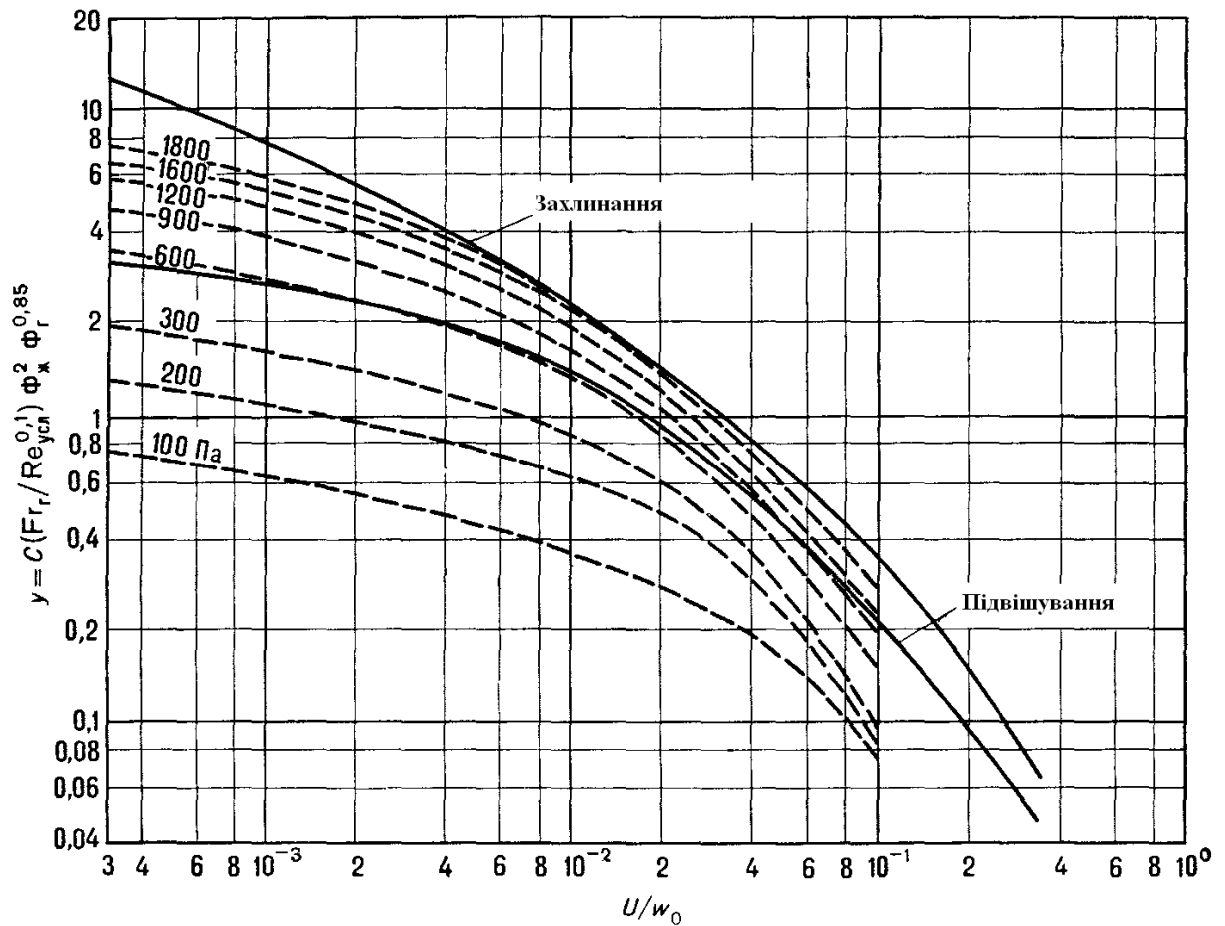


Рисунок 1.8 – Залежність комплексу  $Y = C \frac{Fr_r}{Re_p^{0,1}} \Phi_p^2 \Phi_r^{0,85}$  від  $U/w_0$

Формула (1.25) отримана обробкою великого числа дослідників, тож може бути рекомендована для визначення точок підвішування та захливання.

Критерій Рейнольдса для газу, що відповідає режиму підвішування може бути визначений за формулою (1.28) [33]:

$$Re_r = b \left( \frac{\xi}{d_{\text{екв}}} \right)^{0,77} \left( \frac{l_{\text{нас}}}{d_{\text{екв}}} \right)^{-0,84} \quad (1.28)$$

де для кілець, трубок та сотових блоків  $b=8,9 \cdot 10^4$ , а для щілинних та решітчастих блоків  $b=14,2 \cdot 10^4$ .

Вплив щільності зрощення в рівнянні (1.28) враховується величиною  $\xi$ .

### 1.7 Рівняння масовіддачі та масопередачі

При відсутності рівноваги між фазами відбувається перехід речовини з однієї фази в іншу; цей процес називають масопередачею. Аналогічно теплопередачі масопередача є складним процесом, що складається з процесів перенесення речовини в межах кожної з фаз (масовіддачі) і перенесення речовини через межу розділу фаз. Зазвичай вважають, що опір переходу речовини на межі фаз відсутній. Таке припущення рівнозначно допущенню про існування в кожен момент часу рівноваги у поверхні зіткнення фаз.

Рушійною силою процесу перенесення речовини є відхилення системи від рівноваги, тобто різниця хімічних потенціалів. Якщо всередині фази виникає градієнт хімічного потенціалу  $\text{grad}\mu_A = \frac{d\mu_A}{dz}$ , кількість компонента А, що переноситься в напрямку  $z$  через поверхню  $F$  за одиницю часу пропорційно  $\text{grad}\mu_A$  і становить:

$$W_A = -\frac{DC_A}{RT} F \frac{d\mu_A}{dz} \quad (1.29)$$

Виражаючи  $\mu_A$  через мольну долю  $x_A$  компонента А та коефіцієнт активності  $\gamma_A$  за допомогою рівняння:

$$\mu_A = RT \ln(x_A \gamma_A) \quad , \quad (1.30)$$

можна отримати:

$$W_A = -DF \left( 1 + x_A \frac{d \ln \gamma_A}{dx_A} \right) \frac{dC_A}{dz} \quad (1.31)$$

Якщо прийняти, що  $\gamma_A$  не залежить від  $x_A$ , то  $d \ln \gamma_A / dx_A = 0$  і:

$$W_A = -DF \frac{dC_A}{dz} \quad (1.32)$$

Рівняння (1.32) виражає закон Фіка, причому в ньому градієнт хімічного потенціалу наближено замінений на градієнт концентрації. Знак

мінус в цьому рівнянні показує, що перенесення відбувається в напрямку зменшення концентрації, тобто градієнт  $\frac{dC_A}{dz}$  – негативна величина.

У такому вигляді це рівняння використовується при практичних розрахунках, тобто за рушійну силу приймають різницю концентрацій і вважають, що кількість переданої речовини пропорційна поверхні розділу фаз і рушійній силі. В процесі масовіддачі рушійною силою служить різниця між концентрацією переданої речовини в основному обсязі фази і його концентрацією біля межі розділу фаз. Якщо ця різниця позитивна, речовина передається з фази до межі розділу, а якщо вона негативна, – в зворотному напрямку.

При розгляді процесу масопередачі за рушійну силу приймають різницю між фактичною концентрацією компонента в одній з фаз і рівноважною концентрацією в ній даного компонента. Зазначені уявлення про процеси масовіддачі і масопередачі рівносильні припущенням про існування в кожній з фаз деякого опору переходу речовини. За відсутності опору у поверхні розділу загальний опір процесу складається з опорів в кожній з фаз, тобто існує адитивність фазових опорів [2].

Рівняння масовіддачі, тобто перенесення речовини до поверхні зіткнення фаз (або від цієї поверхні) можна написати у вигляді:

$$W_A = \beta F \Delta \quad (1.33)$$

де  $\beta$  – коефіцієнт пропорційності, що називається коефіцієнтом масовіддачі і представляє собою кількість речовини, що переноситься всередині фази в одиницю часу через одиницю поверхні при рушійну силу, що дорівнює одиниці.

При перенесенні речовини з газової фази до поверхні зіткнення рушійна сила дорівнює  $(y - y_p)$ , а при перенесенні від поверхні зіткнення в рідку фазу вона становить  $(x_p - x)$ . Тут індексом «р» позначені концентрації у поверхні розділу фаз.



Коефіцієнт	масовіддачі	має	одиницю
вимірювання	[	або	]
$\left[ \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{од.руш.сили})} \right]$			$\left[ \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot (\text{од.руш.сили})} \right]$

залежності від того, виражено  $W_A$  в кмоль/с або в кг/с.

Найвживаніші дві системами форм коефіцієнтів масовіддачі:

1) при вираженні рушійної сили в мольних частках, тобто коефіцієнти масовіддачі в газовій і рідкій фазах будуть відповідно рівні  $\beta_y$  та  $\beta_x$  (система у-х);

2) при вираженні рушійної сили в об'ємних концентраціях (система С – С); при цьому індекс С опускають і позначають коефіцієнт масовіддачі через  $\beta$  (в разі потреби з індексами «г» або «р»).

Зв'язок між цими системами встановлюється рівняннями:

для газової фази

$$\beta_y = \frac{\beta_g P}{RT} \quad (1.34)$$

для рідкої фази

$$\beta_x = \beta_p \frac{\rho_p}{M_p} \quad (1.35)$$

Нехай речовина передається з газової фази з концентрацією у в рідку з концентрацією х. Тоді рівняння масовіддачі для газової і рідкої фаз матимуть вигляд:

$$W_A = \beta_y F(y - y_p) \quad (1.36)$$

$$W_A = \beta_x F(x_p - x) \quad (1.37)$$

Величина  $W_A$  в рівняннях (1.36) і (1.37) одна і та ж, оскільки весь компонент, що переноситься в газовій фазі до поверхні розділу, переходить в рідку фазу.

Виходячи з умови рівноваги фаз у поверхні їхнього зіткнення ( $y_p = m_p x_p$ ) і виключаючи  $y_p$  і  $x_p$  з рівнянь (1.36) і (1.37), після перетворень отримаємо:

$$W_A = K_y F(y - y^*) \quad (1.38)$$

де  $K_y$  визначається рівнянням:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_p} \quad (1.39)$$

і називається коефіцієнтом масопередачі, віднесеним до концентрації газу.

З рівнянь (1.36) та (1.37) слідує:

$$\frac{y - y_p}{x_p - x} = \frac{\beta_x}{\beta_y} \quad (1.40)$$

Рівняння (1.38) описує перехід речовини з газової фази в рідку та називається рівнянням масо передачі. Рушійною силою тут є різниця концентрацій ( $y - y^*$ ).

Систему рівнянь (1.36) та (1.37) можна також перетворити до вигляду:

$$W_A = K_x F(x^* - x) \quad (1.41)$$

В даному випадку рушійною силою служить різниця концентрації ( $x^* - x$ ).

Величина  $K_x$  представляє собою коефіцієнт масо передачі, віднесений до концентрації рідини, та визначається зі співвідношення [2]:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \quad (1.42)$$

### 1.8 Масовіддача у рідкій фазі

Коефіцієнт масопередачі  $\beta_p$  може бути знайдено з рівняння (1.43) [2]:

$$\beta_p = \frac{\Gamma}{\rho_p l_{3p}} (1 - \Phi) = \sqrt{\frac{4\alpha}{\pi}} \left( \frac{D_p \Gamma}{\rho_p s l_{3p}} \right) = \sqrt{\frac{4\alpha}{\pi}} \left( \frac{D_p u_{сеп}}{l_{3p}} \right)^{1/2} \quad (1.43)$$

При параболічному розподіленні швидкостей  $\alpha=1,5$ , тоді рівняння (1.43) приймає вид:

$$\beta_p = 1,38 \cdot \left( \frac{D_p u_{\text{сеп}}}{l_{\text{зр}}} \right)^{1/2} \quad (1.44)$$

Рівняння (1.44) можна представити в критеріальному вигляді, приймаючи в критерії  $Nu'_p$  за визначальний розмір товщину плівки  $s$  та позначивши його через  $Nu'_s$ :

$$Nu'_s = \frac{\beta_p s}{D_p} = 1,38 \cdot \frac{s}{D_p} \left( \frac{D_p u_{\text{сеп}}}{l_{\text{зр}}} \right)^{1/2} = 1,38 \cdot (Fo')^{-1/2} \quad (1.45)$$

де критерій Фур'є визначається за формулою (1.46)

$$Fo' = \frac{D\theta}{l^2} \quad (1.46)$$

Оскільки товщина плівки  $s$  залежить від  $Re_p$ , при практичних розрахунках критерій Нусельта  $Nu'_p$  зручніше визначати за приведеною товщиною плівки  $\mathfrak{G}_{\text{прив}}$ .

$$\mathfrak{G}_{\text{прив}} = \left( \frac{v_p^2}{g} \right)^{1/3} \quad (1.47)$$

Критерій  $Nu'_p$ , розрахований по визначальному розміру  $\mathfrak{G}_{\text{прив}}$ , пов'язаний з  $Nu'_s$  співвідношенням (1.48):

$$Nu'_p = \frac{\mathfrak{G}_{\text{прив}}}{s} Nu'_s = 1,1 \cdot Nu'_s Re_p^{-1/3} \quad (1.48)$$

Для насадкових абсорберів при практичних розрахунках рівняння (1.48) можна привести до виду:

$$Nu'_p = A \cdot Re_p^m (Pr'_p)^n \left( \frac{\mathfrak{G}_{\text{прив}}}{l_{\text{зр}}} \right)^p = A \cdot Re_p^m (Pr'_p)^n Ga^{-p/3} \quad (1.49)$$

де величини  $A$ ,  $m, n$  та  $p$  були визначені експериментально різними дослідниками [2, с. 401, табл. IV-12]; а критерій  $Ga$  визначається за формулою (1.50):

$$Ga = \frac{l_{зр}}{\vartheta_{прив}} \quad (1.50)$$

Для визначення числа одиниць переносу рівняння (1.49) може бути представлено у вигляді:

$$h_p = \frac{\vartheta_{прив}}{4} \cdot \frac{Re_p Pr'_p}{Nu'_p} = \frac{1}{4A} \vartheta_{прив} \cdot Re_p^{1-m} (Pr'_p)^{1-n} \left( \frac{l_{зр}}{\vartheta_{прив}} \right)^p \quad (1.51)$$

Розбіг між рівняннями при різних значеннях коефіцієнтів невеликий, для розрахунків рекомендуються значення коефіцієнтів, отриманих Касаткіним та Ципарисом[34]:  $A=0,0021$ ,  $m=0,75$ ,  $n=0,5$  та  $p=0$ . При підстановці до рівняння (1.49) отримуємо рівняння (1.52):

$$h_p = 119 \cdot \vartheta_{прив} Re_p^{0,25} (Pr'_p)^{0,5} \quad (1.52)$$

На основі опитів [35] було запропоновано рівняння для визначення  $\beta_p$ , віднесеного до змоченої поверхні:

$$Nu'_p = 0,01 \cdot Re_p^{0,5} (Pr'_p)^{0,5} \quad (1.53)$$

Для визначення  $\beta_p$ , віднесеного до активної поверхні, запропоновано рівняння (1.54) [36]:

$$Nu'_p = 5 \left( \frac{\Phi^{3/2}}{1-\varepsilon} \right)^{0,55} Re_p^{0,45} (Pr'_p)^{0,5} (\alpha \vartheta_{прив}) \quad (1.54)$$

Деякі дослідники розраховують  $Re_p$ , що зазвичай розраховується за геометричною поверхнею насадки  $a$ , визначають за активною поверхнею  $a_e$ :

$$Nu'_p = 0,263 Re_p^{0,5} (Pr'_p)^{0,5} \left( \frac{d}{\vartheta_{прив}} \right)^{0,5} \quad (1.55)$$

На практиці при щільності зрошення 5–50 м/год об’ємний коефіцієнт масопередачі  $\beta_{pv}$  складає 20–100 год<sup>-1</sup>, а висота одиниць переносу  $h_p$  – від 0,25 до 0,5 м [2].

Розглянуті дослідження демонструють незалежність коефіцієнта масопередачі від швидкості газу. При швидкостях газу вище точки підвішування спостерігається вплив швидкості газу на  $\beta_p$  [34]. При проведенні експерименту, коли в якості насадки було обрано кільці розмірами 13 та 19 мм [37], було зроблено висновок, що при малих швидкостях газу при підвішуванні відбувається деяке зменшення активної поверхні контакту та  $\beta_{pv}$  знижується. Зі зростанням швидкості назу активна поверхня збільшується та  $\beta_{pv}$  зростає.

Залежність для коефіцієнту масопередачі в режимі підвішування виражається формулою (1.56) [38]:

$$\frac{\beta_{pv}}{(\beta_{pv})_{\text{підв}}} = 1 + 1,15 \left( \frac{w}{w_{\text{підв}}} \right)^{3,5} \quad (1.56)$$

Проводились дослідження матеріалу насадки:

- для насадки з пластичних мас значення активної поверхні та  $\beta_{pv}$  найбільш низькі;
- для керамічних кілець Рашига значення активної поверхні та  $\beta_{pv}$  на 15% вище, ніж для відповідних насадок з пластичних мас;
- для кілець Паля з нержавіючої сталі – на 60% вище, ніж для відповідних насадок з пластичних мас;
- сідла «Інталокс» займають середнє значення між вищевказаними насадками [39].

## 2 НОВИЙ НАСАДКОВИЙ АБСОРБЕР

Ефективність роботи насадкових колон пов'язана з забезпеченням рівномірного розподілу рідини по перетину колони за всією висотою насадкового шару. Зазвичай, ця умова не виконується, оскільки при протитечії газу та рідини в шарі насадки рідина має тенденцію спрямовуватися від центральної частини колони до периферії, а газ до центру (див. рис. 2.1). Причому рідина практично повністю відтісняється від місця введення до стінок на відстані, що дорівнює чотирьом – п'яти діаметрам колони. В результаті відбувається зменшення коефіцієнту масовіддачі, що виражається формулами (2.1) та (2.2), а також поверхні масопередачі.

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \quad (2.1)$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m \cdot \beta_y} \quad (2.2)$$

В цілому, в результаті знижується швидкість масообміну. При припущенні, що речовина передається з газової фази з концентрацією  $y$  в рідку з концентрацією  $x$ , рівняння масопередачі для вираження швидкості масообміну може бути записано у вигляді (2.3), (2.4):

$$W = K_y \cdot F \cdot \Delta y_{\text{сер}} \quad (2.3)$$

$$W = K_x \cdot F \cdot \Delta x_{\text{сер}} \quad (2.4)$$

Значення  $W$  в рівняннях (2.3) та (2.4) однакове, оскільки весь компонент, що переноситься в газовій фазі до поверхні розділу, переходить в рідку фазу.

При переносі речовини з газової фази до поверхні дотику рушійна сила складає:

$$\Delta y_{\text{сер}} = y - y^* \quad (2.5)$$

При переносі від поверхні дотику до рідкої фази вона складає:

$$\Delta x_{\text{сер}} = x^* - x \quad (2.6)$$

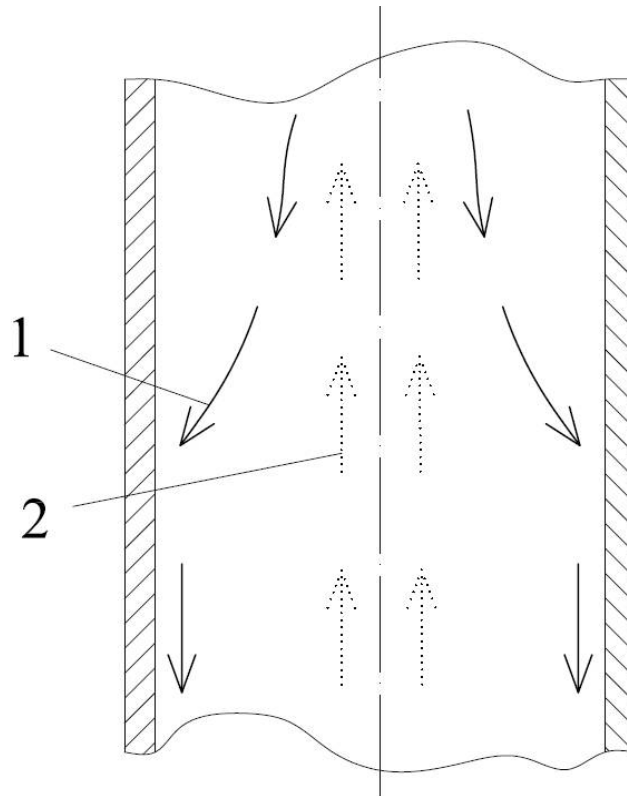


Рисунок 2.1 – Схема руху потоків газу та рідини в шарі насадки:

1 – потік рідини; 2 – потік газу

Для зниження впливу негативного явища пристінкового ефекту рекомендую (див. рис. 2.2):

- здійснювати завантаження насадки на висоту не більше 3 м;
- між шарами встановлювати розподільчі тарілки типу ТСН-II, призначенням яких є спрямування рідини від периферії колони до її вертикальної осі;
- зверху встановлювати тарілки ТСН-III для створення рівномірного зрошення насадки, оскільки рідина розтікається по насадці нерівномірно та частина поверхні насадки може залишатись сухою.

Креслення загального вигляду абсорберу відомої конструкції наведено на листі 1 графічної частини дипломного проекту.

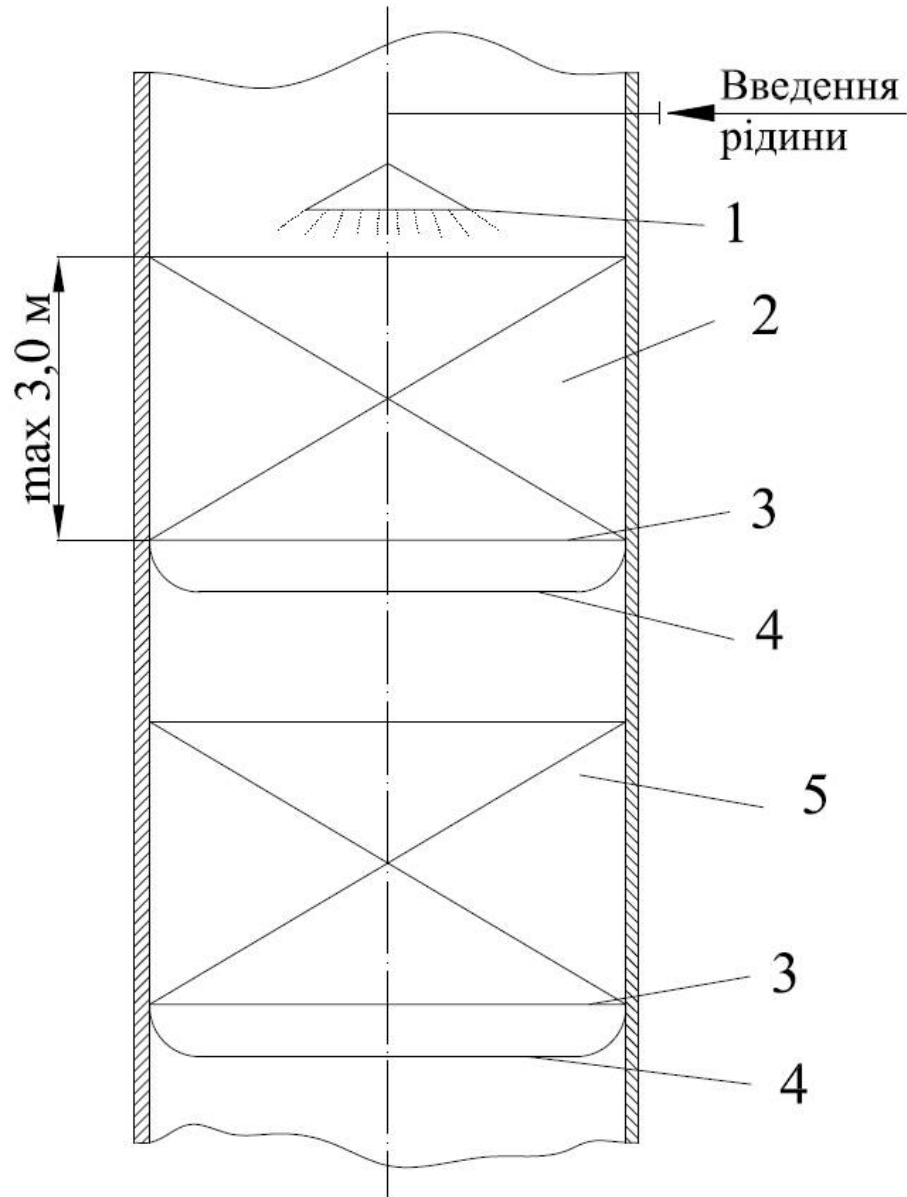


Рисунок 2.2 – Схема конструкції абсорберу:

1 – розподілювальна тарілка ТСН-III; 2 – перший шар насадки; 3 – опорна решітка; 4 – перерозподілювальна тарілка ТСН-II; 5 – другий шар насадки

Для зниження впливу вказаних ефектів пропонується перевести роботу насадкового апарату в активний гідродинамічний режим та намагатись втримувати роботу апарату при  $W_G/W_{G_{захл}}$  в межах 0,9 – 0,95. Такий варіант роботи сповна може бути реалізований при використанні сучасної системи автоматизованого управління. Це дозволить:



- 1) Відмовитись від використання тарілок ТСН-II та ТСН-III;
- 2) Збільшити висоту шару насадки, граничне значення якого буде залежати від технічної міцності опірної решітки. За попереднім розрахунком висота насадки в абсорбері може бути в межах 10–15 м;
- 3) Завдяки взаємним високим швидкостям рідини та газу досягається велика поверхня масообміну, що призводить до істотного збільшення швидкості масообміну.

Схема конструкції нового насадкового абсорберу показана на рис. 2.3. Апарат представляє собою колону, що завантажена насадкою з насадкового тіла різноманітної форми, засипаною неупорядковано. Насадка розміщена в колоні на опірній решітці єдиним шаром. Висота завантаження складає 10 – 15 м.

Рідина поступає зверху колони через штуцер А, що заходить в верхній шар насадки без використання зрошуючих пристроїв. Верхній шар складається з насадкових тіл меншого розміру, завантажених зверху на шар основної насадки навалом. Газ надходить знизу колони через штуцер В, кінець якого має зріз під кутом  $45^\circ$  для запобігання попадання рідини до штуцера та вільного плину газової суміші. Взаємодія газу та рідини відбувається на межі дотику фаз на поверхні насадкових тіл

Рідина з абсорбованим компонентом (компонентами) виводиться з низу колони через штуцер Б, а газ, очищений від необхідного компоненту (компонентів), минувши знизу догори весь шар насадки, виводиться зверху колони через штуцер Г.

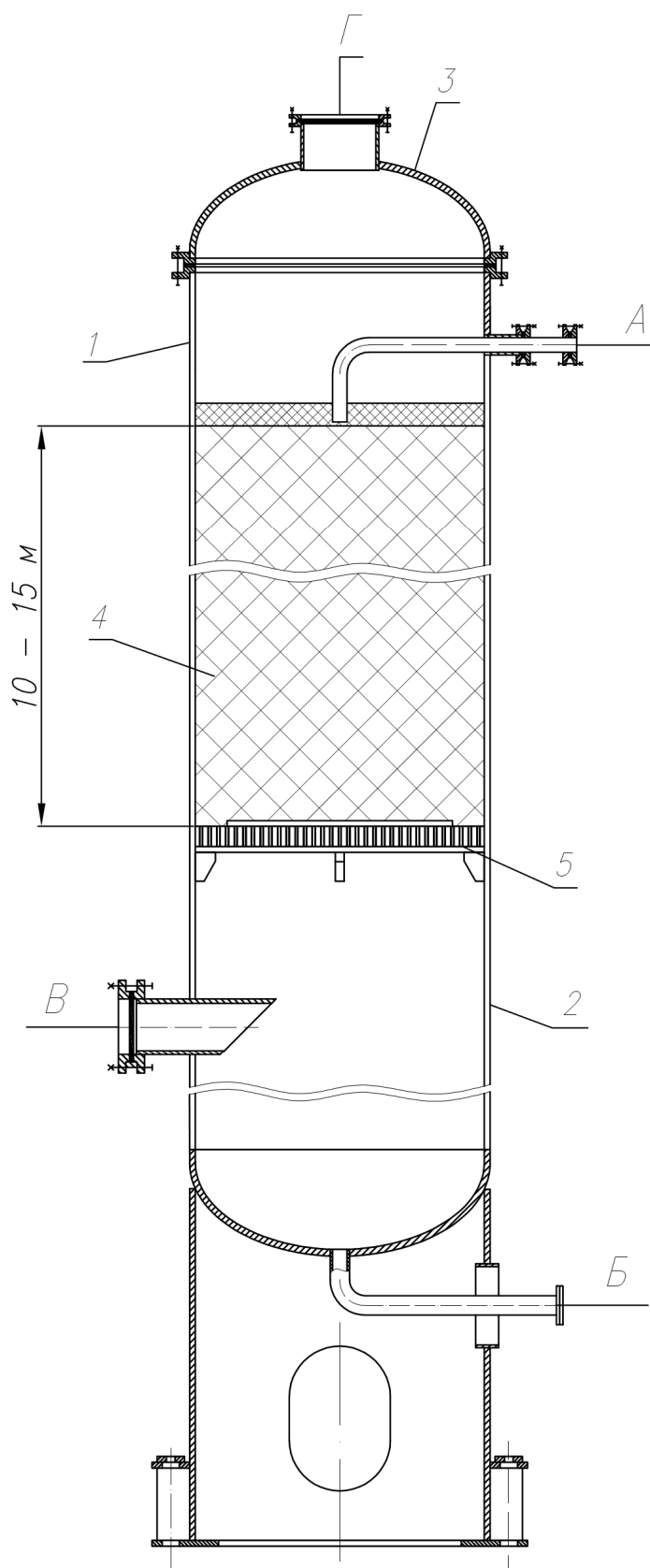


Рисунок 2.3 – Схема конструкції нового насадкового абсорберу:  
 1 – колона; 2 – куб; 3 – кришка; 4 – шар насадки; 5 – опорна решітка;  
 А – штуцер входу рідини; Б – штуцер виходу рідини; В – штуцер  
 вводу газової суміші; Г – штуцер виходу газу

### 3 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ МАСОВІДДАЧІ У РІДКІЙ ФАЗІ

#### 3.1 Схема експериментальної установки

Для дослідження масообміну в зрошуваній насадці було створено лабораторний стенд, схема якого наведена на рис. 3.1. Десорбер представлено на рис. 3.2

Дослідження проводилися на модельній системі при десорбції диоксиду вуглецю з води у повітря. В насадковій абсорбційній колоні 1 водопровідну воду насичували диоксидом вуглецю. Воду з водопровідної мережі через ротаметр 2 та диоксид вуглецю з балону через редуктор та ротаметр 3 подавали в нижню частину колони. Насичений диоксидом вуглецю розчин надходив до напірного баку 4, що сполучається з атмосферою, та подавався на зрошення десорбера 5. В нижню частину колони компресором нагніталось повітря; про його витрату судили за показниками ротаметра 6. Вода з десорбера через гідрозатвор<sup>7</sup> виводилася з системи.

Досліди проводили при температурі води  $12 \pm 0,5^\circ\text{C}$ . Випробовували кільцеві насадки, характеристики яких наведено в табл. 3.1. Висота шару насадки в десорбері складала 0,8 м. Для виключення кінцевих ефектів, пов'язаних з масопередачею в просторі над та під шаром насадки, зрошувач та пробовідбірну воронку для рідини, що стікає, встановлювали на близькій відстані від верхнього та нижнього торця шару насадки відповідно. Воду насичували диоксидом вуглецю до концентрації 1,0 – 1,4 г/л.

Таблиця 3.1. Характеристики кільцевих насадок (кільця Рашига) [39]

Матеріал	Розмір, мм	Питома поверхня, $\text{м}^2/\text{м}^3$	Вільний об'єм, $\text{м}^3/\text{м}^3$	Еквівалентний діаметр, м	Вага $1 \text{ м}^3$ насадки, кг
Кераміка	15x15x2	330	0,700	0,009	690
	25x25x3	200	0,740	0,015	530

При досягненні стаціонарного режиму роботи установки в десорбері відбирали проби рідини над та під шаром насадки. Відбір проводили в калібровані мірні піпетки після того, як через них проходила кількість рідини, що дорівнювала двом їх об'ємам.

### 3.2 Техніка експериментів та методика дослідження

Аналіз рідини проводили відомим [40] методом, згідно з яким диоксид вуглецю титрували 0,01N розчином лугу до рН розчину 8,34. рН вимірювали рН-метром типу «мілівольтметр рН-121». Оскільки під час титрування частина диоксида вуглецю може випаровуватися, проводили попереднє титрування. Визначив приблизно необхідну кількість їдкого натру, при другому титруванні майже всю його кількість вносили до стакану для титрування, туди ж під шар лугу вводилась відібрана проба з диоксидом вуглецю та дотитровувалась до рН розчину 8,34. Титрування вважалось закінченим, якщо рН середовища не змінювалось впродовж 5 хвилин.

Вміст  $\text{CO}_2$  (г.) на 1 л води розраховували за формулою:

$$X_{\text{CO}_2} = \frac{44 \cdot \vartheta_1 \cdot N}{\vartheta_2} \quad (3.1)$$

У зв'язку з малими концентраціями  $\text{CO}_2$  в газі та високій константі фазової рівноваги суміші диоксид вуглецю – вода впливом газової фази на рушійну силу десорбції зневажали, а ефективність масопередачі в рідкій фазі розраховували за рівнянням:

$$N_L = I_N \frac{X_H}{X_K} \quad (3.2)$$

$$h_L = \frac{H}{N_L} \quad (3.3)$$

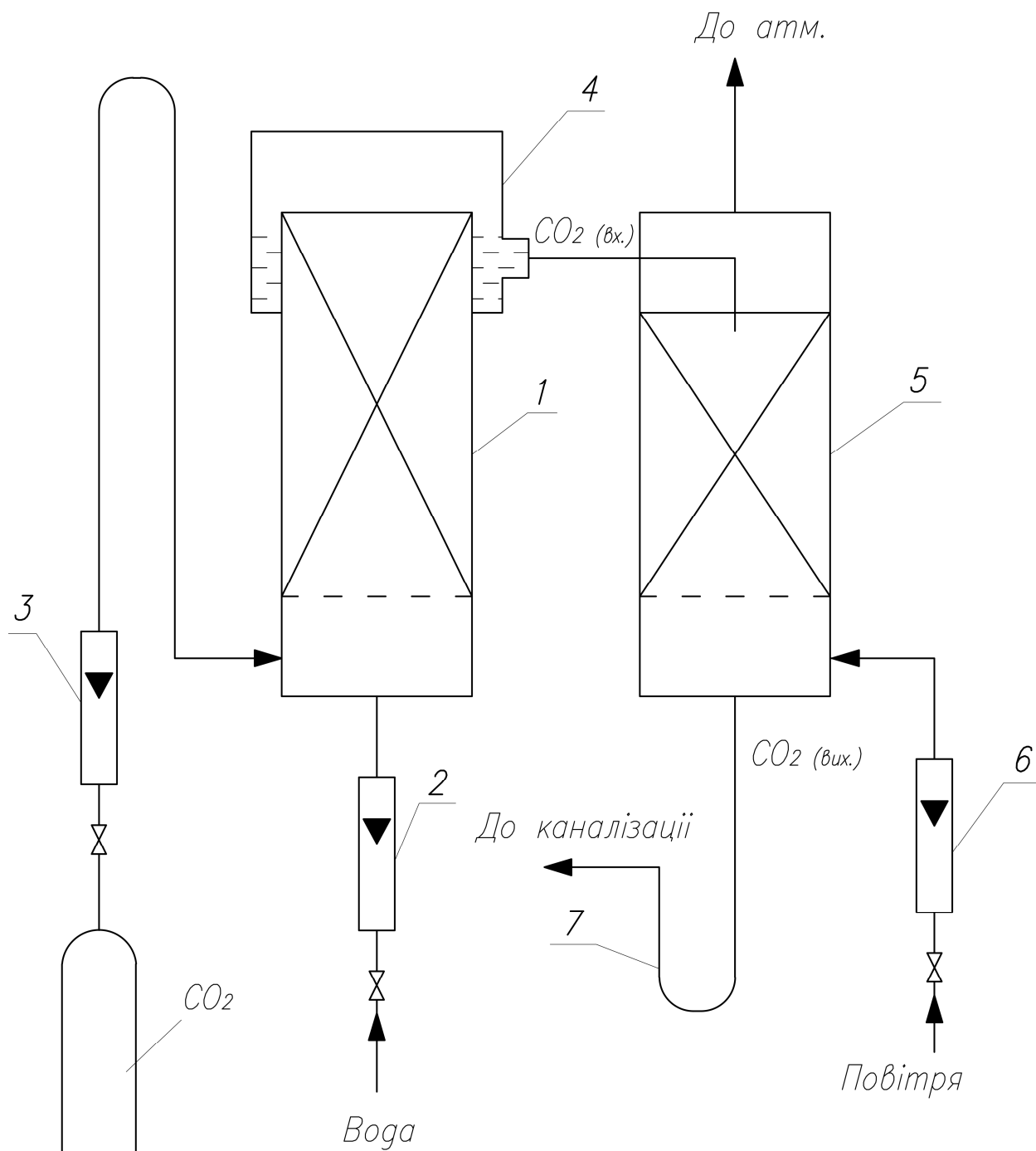


Рисунок 3.1 – Лабораторний стенд абсорбції – десорбції:  
 1 - абсорбер; 2,3,7 - ротаметри; 4 - напірний бак; 5 - зрошувач; 6 -  
 десорбер; 8 –гідрозатвор



Рисунок 3.2 – Десорбер

Експериментальні дані перевіряли на збіжність матеріального балансу, та до обробки приймали досліди, розбіжність матеріального балансу яких не перевищувала  $\pm 15\%$ .

Для проведення дослідів вимірювали: барометричний тиск, витрати води та повітря, температуру води на вході, температуру газу, температуру та вакуум в аспіраторі, кількість води, що витісняється з аспіратору.

### 3.3 Прибори та вимірювальні прилади

Для заміру витрати повітря, диоксиду вуглецю та води використовували ротаметри – прибори для виміру витрати методом постійного перепаду тисків. Схема ротаметра зображена на рис. 3.3.

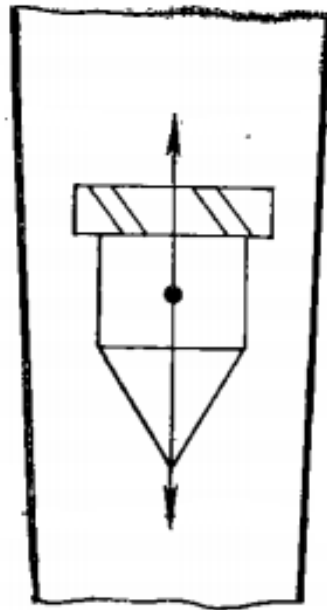


Рисунок 3.3 – Схема ротаметра

Потік рідини або газу, що проходить через ротаметр, підіймають поплавки догори до тих пір, доки кільцева щілина між тілом поплавка та стінами конусної трубки не досягне такої величини, при якій діючі на поплавки сили урівноважуються. При рівновазі сил поплавки встановлюються на деякій висоті, яка залежить від витрати.

На поплавок ротаметра знизу діють дві сили: сила тяжіння та сила від тиску потоку на верхню площину поплавка. Знизу на поплавок діють також дві сили: сила від тиску потоку на нижню площину поплавка та сила тертя потоків о поплавок. Поплавок врівноважується при рівнянні цих сил.

Коефіцієнт витрати для ротаметрів залежить від великого числа величин, які, як правило, не піддаються аналітичному визначенню, тому ротаметри градуують експериментально. Для експериментального градуювання ротаметрів в якості градуювального середовища використовують воду або повітря (ГОСТ 13045-81). Зміна температури потоку змінює щільність середовища та його в'язкість, а отже експериментальна градуювальна шкала буде не точна. В ще більшому ступені з'являється неточність, якщо ротаметр застосовують для виміру витрати середовищ, що відрізняються від градуювальних. В таких випадках показники приладу необхідно помножувати на поправочний коефіцієнт:

$$k = \frac{\alpha_1 \sqrt{(\rho_{\text{п}} - \rho) \rho_1}}{\alpha'_1 \sqrt{(\rho_{\text{п}} - \rho_1) \rho}} \quad (3.3)$$

В випадках, коли в'язкість середовища дуже мала та коефіцієнт витрати незначно змінюється зі зміною температури і тиску, можна використовувати поправочний коефіцієнт у формі:

$$k = \sqrt{\frac{(\rho_{\text{п}} - \rho) \rho_1}{(\rho_{\text{п}} - \rho_1) \rho}} \quad (3.4)$$

Ротаметр зі скляною трубкою (див. рис. 3.4) складається з конічної трубки 1, що закріплена в двох металевих голівках 2 та 3, які оснащені сальниками та фланцями для монтажу в вертикальному трубопроводі. Головки сполучені декількома тягами 4, що утворюють разом з поперечниками 5 захисну решітку довкола скляної трубки. Всередині трубки 1 вільно переміщується поплавок 6, що має форму вовчка. В нижній голівці мається сідло, на яке опускається поплавок при припиненні потоку. Верхня голівка оснащена обмежувачем ходу поплавка. Сідло та обмежувач ходу не дозволяють поплавку вийти за межі скляно трубки. Шкала 7 прибору



витравлена на поверхні скляної трубки; відлік ведуть за верхньою горизонтальною площиною поплавка.

В верхній частині поплавка іноді роблять косі прорізи (див. рис. 3.3), завдяки чому поплавок обертається довкола вертикальної вісі. При обертанні поплавок центрується всередині трубки, не дотикаючись до стінок; його чутливість підвищується. За обертанням поплавка можна визначити стан прибору (відсутність тертя за забруднення).

Ротаметри зі скляною трубкою виготовляють на тиск рідини або газу не більше 0,58 МПа. При більш високих тисках застосовуються ротаметри з металевою конусною трубкою.

Розглянутий тип ротаметрів має наступні недоліки: неможливість реєстрації показників та передачі їх на відстань, недостатня чіткість шкал приборів [41].

Метод потенціометричного аналізу концентрації іонів в розчині заснований на виміри різниці електричних потенціалів двох спеціальних електродів, що розміщені у досліджуваному розчині, причому один електрод – допоміжний – в процесі виміру постійно змінює потенціал.

Оскільки абсолютну величину електродного потенціалу практично визначити не можна, вимірюють його відносне значення, для чого складають гальванічний елемент з вимірювального (індикаторного) електрода, аналізованого середовища і допоміжного («порівняльного») електрода. Схематичне зображення такого елемента: вимірювальний електрод – аналізоване середовище – допоміжний електрод.

В даний час найбільшого поширення отримали *скляні електроди*. Скляні електроди зі спеціальних сортів скла, як експериментально встановлено, при зануренні в розчини електролітів виявляють властивості, аналогічні властивостям водневого електрода. На межі скло – розчин виникає

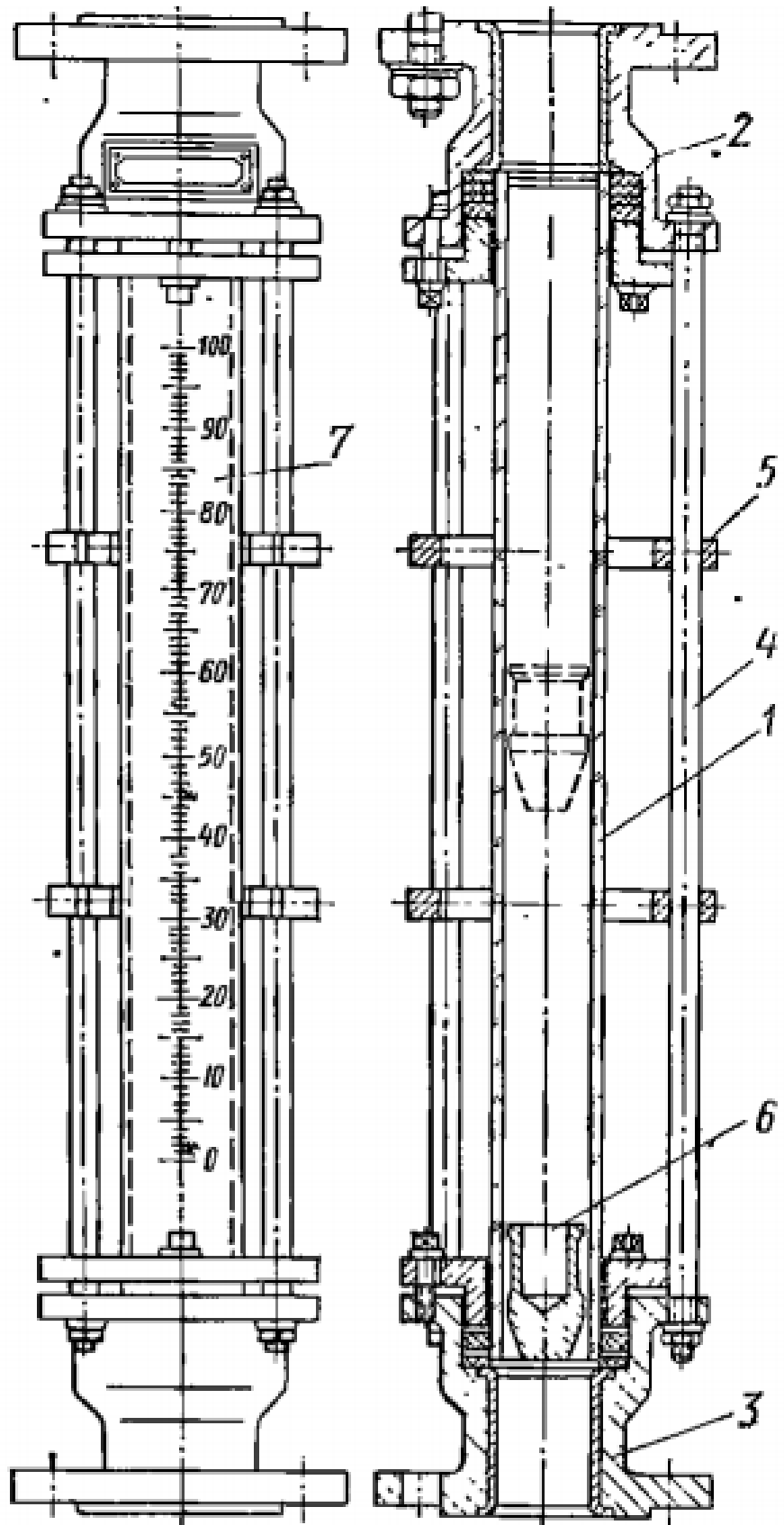


Рисунок 3.4 – Ротаметр зі скляною конусною трубкою

стрибок потенціалу, залежність якого від активності іонів водню (так звана «воднева функція») підпорядковується рівнянню Нернста.

Скляні електроди мають істотні метрологічні, конструктивні та експлуатаційні перевагами перед іншими типами індикаторних електродів. На скляні електроди не впливає присутність в контрольованому розчині окислювачів і відновників, колоїдів, суспензій і інших речовин, присутність яких неприпустимо для інших електродів. Скляні індикаторні електроди мало інерційні, мають стійкі характеристики, тобто можуть тривалий час перебувати в контрольованому розчині, не змінюючи своїх властивостей. Поряд із зазначеним скляні електроди мають і низку серйозних недоліків: наявність потенціалу асиметрії, помилки при визначенні рН в сильно кислих і сильно лужних областях, високий внутрішній опір, що значно підвищує вимоги до вимірювальної апаратури.

Скляний електрод (рис. 3.5) являє собою трубку 4 зі звичайного скла, на кінці якої напаяна чутлива мембрана 1 (плоска, конусоподібна або сферична) зі спеціального електродного скла. Трубка закрита пробкою 5. Скляний електрод заповнений так званої приелектродною рідиною 2 (наприклад, розчином соляної кислоти), в яку занурений контактний допоміжний електрод 3 (зазвичай хлорсрібний, бромсрібний або каломельний). Потенціал внутрішньої поверхні мембрани по відношенню до приелектродної рідини залежить від величини рН цієї рідини, в той час як потенціал зовнішньої поверхні мембрани визначається величиною рН контрольованого розчину. Таким чином, потенціал скляного електрода є алгебраїчною сумою потенціалів внутрішньої і зовнішньої поверхонь вимірювальної мембрани. При умові постійних рН приелектродної рідини результуюча ЕРС скляного електрода є функцією рН контрольованого розчину.

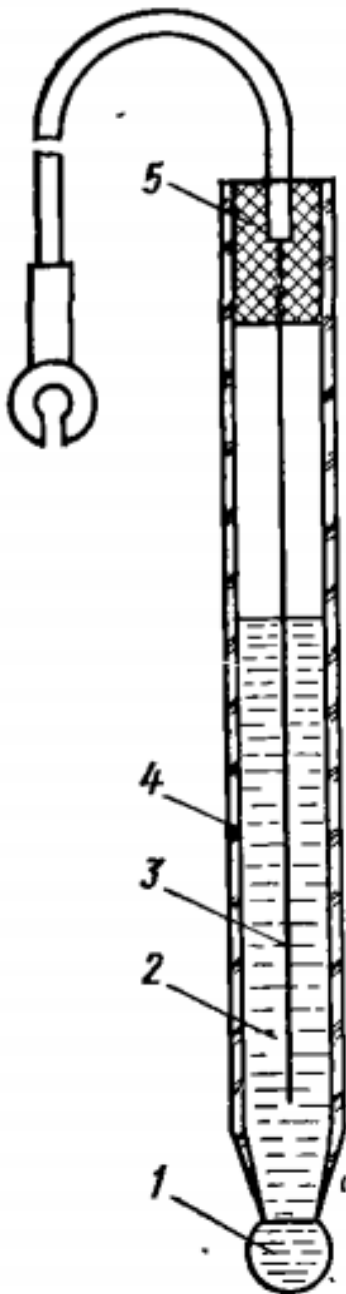


Рисунок 3.5 – Скляний  
електрод

Незважаючи на те, що до складу електродного скла вводять речовини, що підвищують його електричну провідність, електричний опір скляного електрода може досягати розміри 1000 МОм.

Специфічні особливості електродної системи зі скляним індикаторним електродом, які зазвичай застосовуються для вимірювання рН, і, зокрема, високий внутрішній електричний опір скляного електрода визначають ряд вимог до приладів, призначених для роботи в комплекті з електродними системами. Найважливіші з цих вимог – високий вхідний опір приладу (не менше  $10^{12}$  Ом) і дуже мала сила струму, що протікає через датчик в процесі вимірювання (менше  $10^{-12}$  А). Невиконання цих умов призводить до поляризації електродів при підключенні їх до приладу і до великих погрешностей вимірювання, викликаним помітним падінням напруги на електродах, яке підсумовується з ЕРС електродної системи.

Наведеним вимогам відповідають тільки спеціальні прилади, які називаються високоомними, основною частиною яких, як правило, є підсилювач постійного струму. Сучасні високоомні прилади, що застосовуються для вимірювання рН, призначені для роботи з датчиками, внутрішній електричний опір яких може досягати 10<sup>9</sup> Ом. При цьому вхідний опір приладу принаймні в 1000 разів більше опору

датчика, що забезпечує практичну відсутність похибок, пов'язаних з протіканням струму через вимірювальну комірку [41].

В якості рН-метру в проведених дослідах використовували мілівольтметр рН-121 (див. рис. 3.6), призначений для вимірювання активності іонів водню (рН) і окислювально-відновного потенціалу водних розчинів. При використанні електродів, селективних до одновалентним катіонів, прилад може бути використаний для вимірювання активності цих катіонів (РХ). При роботі з блоком автоматичного титрування прилад може бути використаний для масового однотипного титрування. Приладом рН-121 можна робити виміри, як методом відбору проб, так і безпосередньо в лабораторних установках. рН-121-мілівольтметр рН-121 призначений для застосування в лабораторіях промислових підприємств і науково-дослідних установ.

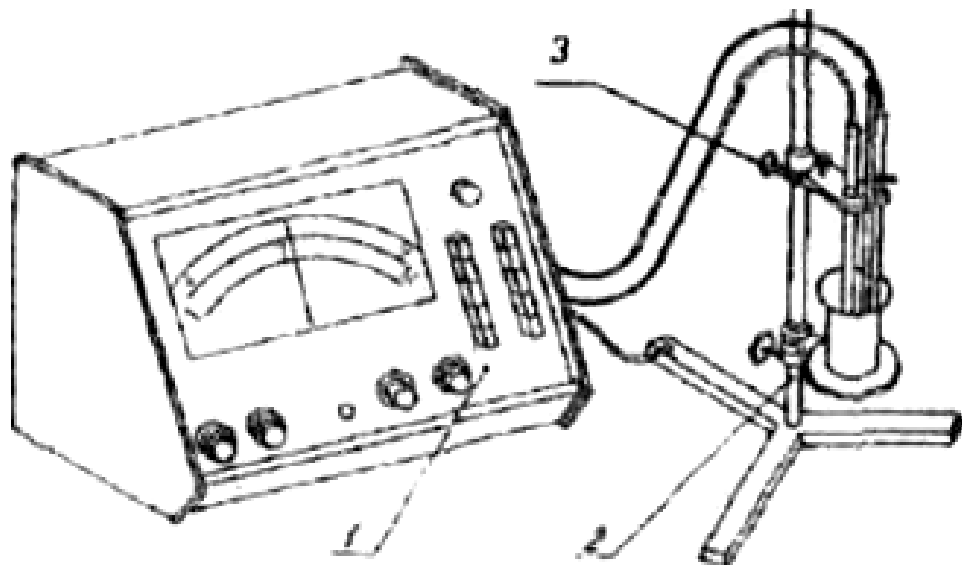


Рисунок 3.6 – рН-метр – мілівольтметр рН-121:  
1 – перетворювач; 2 – підставка

Принципова схема рН-метра приведена на рис. 3.7. Зліва зображено вимірювальний електрод, справа – допоміжний.

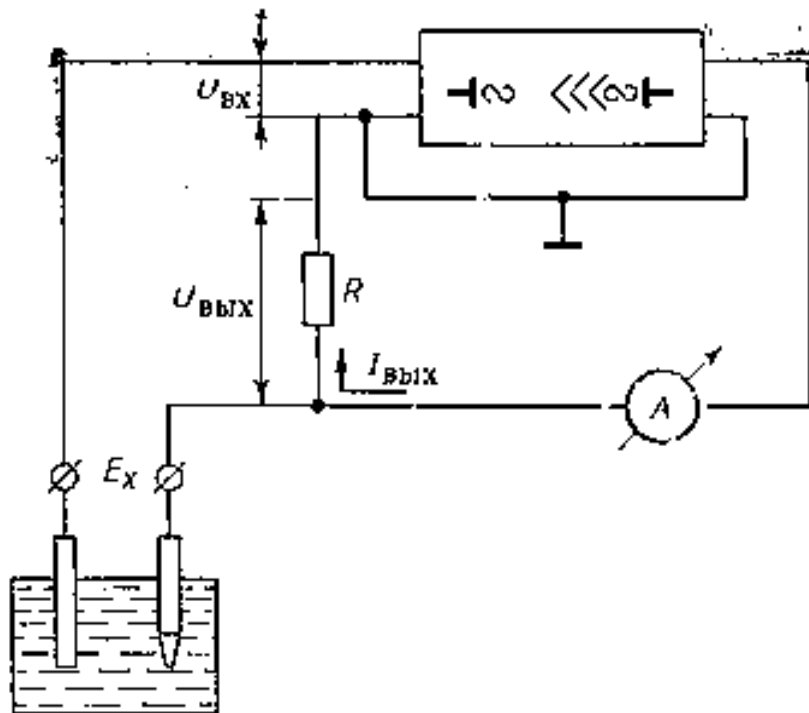


Рисунок 3.7 – Схема дії рН-метра:  
1 – перетворювач; 2 – підставка

### 3.4 Десорбція двоокису вуглецю із води в повітря

Розрахункові величини, що визначались на основі експериментальних даних за викладеною методикою, наведені в табл. 3.2.

Таблиця 3.2. Експериментальні дані з масовіддачі в рідкій фазі (десорбція диоксиду вуглецю з води у повітря),  $t_{\text{H}_2\text{O}} = 12 \pm 0,5^\circ\text{C}$

№ з/п	$q$ , $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	$Re_L$	$W_G/W_{G_{\text{інв}}}$	$X_{\text{Н}}$ , $\text{кг}/\text{м}^3$	$X_{\text{К}}$ , $\text{кг}/\text{м}^3$	$h_L$ , м
1	2	3	4	5	6	7
Кільця Рашига розміром 15x15x3 мм						
1	17,33	52,96	0,107	1,069	0,140	0,394
2	17,33	52,96	0,180	1,069	0,136	0,388

Продовження табл. 3.2

№ з/п	$q$ , $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	$Re_L$	$W_G/W_{G_{\text{гнв}}}$	$X_H$ , $\text{кг}/\text{м}^3$	$X_K$ , $\text{кг}/\text{м}^3$	$h_L$ , м
1	2	3	4	5	6	7
3	17,33	52,96	0,233	1,069	0,138	0,391
4	17,33	52,96	0,290	0,972	0,134	0,404
5	17,33	52,96	0,350	0,972	0,134	0,404
6	17,33	52,96	0,429	0,972	0,133	0,402
7	17,33	52,96	0,506	0,972	0,137	0,408
8	17,33	52,96	0,580	0,972	0,136	0,407
9	17,33	52,96	0,673	0,972	0,135	0,405
10	17,33	52,96	0,733	0,972	0,133	0,402
11	17,33	52,96	0,810	0,972	0,124	0,389
12	17,33	52,96	0,866	0,972	0,100	0,352
13	17,33	52,96	0,920	0,972	0,086	0,330
14	17,33	52,96	0,954	0,972	0,086	0,301
15	29,47	89,76	0,096	0,980	0,188	0,485
16	29,47	89,76	0,180	0,980	0,184	0,478
17	29,47	89,76	0,238	0,980	0,182	0,475
18	29,47	89,76	0,300	0,980	0,186	0,481
19	29,47	89,76	0,338	0,980	0,170	0,457
20	29,47	89,76	0,372	1,024	0,191	0,476
21	29,47	89,76	0,437	1,024	0,195	0,482
22	29,47	89,76	0,546	1,024	0,187	0,471
23	29,47	89,76	0,648	1,024	0,190	0,476
24	29,47	89,76	0,742	1,024	0,178	0,457
25	29,47	89,76	0,860	1,024	0,166	0,440
26	29,47	89,76	0,885	1,024	0,150	0,417
27	29,47	89,76	0,928	1,024	0,123	0,378

28	29,47	89,76	0,940	1,024	0,121	0,376
29	29,47	89,76	0,962	1,024	0,100	0,344
30	41,37	126,43	0,118	1,059	0,260	0,570
31	41,37	126,43	0,165	1,059	0,251	0,556
32	41,37	126,43	0,217	1,059	0,258	0,567
33	41,37	126,43	0,288	1,059	0,260	0,570
34	41,37	126,43	0,361	1,059	0,253	0,559
35	41,37	126,43	0,409	1,059	0,246	0,548
36	41,37	126,43	0,485	1,010	0,240	0,557
37	41,37	126,43	0,555	1,010	0,240	0,557
38	41,37	126,43	0,594	1,010	0,244	0,563
39	41,37	126,43	0,715	1,010	0,233	0,546
40	41,37	126,43	0,785	1,010	0,229	0,539
42	41,37	126,43	0,895	1,010	0,181	0,465
43	41,37	126,43	0,935	1,010	0,161	0,436
44	53,15	162,43	0,400	1,074	0,286	0,605
45	53,15	162,43	0,452	1,074	0,284	0,602
46	53,15	162,43	0,500	1,074	0,300	0,627
47	53,15	162,43	0,561	1,074	0,283	0,600
48	53,15	162,43	0,679	1,007	0,267	0,603
49	53,15	162,43	0,757	1,007	0,267	0,603
50	53,15	162,43	0,813	1,007	0,229	0,540
51	53,15	162,43	0,902	1,007	0,202	0,500
Кільця Рашига розміром 25x25x4 мм						
1	29,47	119,6	0,300	1,002	0,176	0,460
2	29,47	119,6	0,300	1,002	0,187	0,470
3	29,47	119,6	0,422	0,906	0,169	0,472
4	29,47	119,6	0,500	1,080	0,188	0,457



5	29,47	119,6	0,500	1,080	0,193	0,465
6	29,47	119,6	0,666	0,992	0,179	0,467
7	29,47	119,6	0,844	1,002	0,130	0,392
8	29,47	119,6	0,898	0,968	0,108	0,365
9	41,37	167,9	0,300	1,000	0,227	0,539
10	41,37	167,9	0,300	0,997	0,235	0,554
11	41,37	167,9	0,500	1,001	0,220	0,528
12	41,37	167,9	0,500	1,003	0,224	0,534
13	41,37	167,9	0,500	1,004	0,233	0,547
14	41,37	167,9	0,700	0,980	0,204	0,510
15	41,37	167,9	0,750	1,100	0,236	0,520
16	41,37	167,9	0,800	1,100	0,204	0,475
17	41,37	167,9	0,850	1,120	0,195	0,457
18	41,37	167,9	0,900	1,120	0,171	0,425
19	53,15	215,7	0,300	1,221	0,321	0,600
20	53,15	215,7	0,480	1,221	0,315	0,590
21	53,15	215,7	0,500	1,334	0,342	0,587
22	53,15	215,7	0,500	1,320	0,343	0,593
23	53,15	215,7	0,750	1,236	0,281	0,540
24	53,15	215,7	0,800	0,986	0,218	0,530
25	53,15	215,7	0,850	1,064	0,229	0,511
26	53,15	215,7	0,900	1,053	0,191	0,469
27	65,05	263,8	0,300	1,026	0,285	0,625
28	65,05	263,8	0,500	1,026	0,288	0,630
29	65,05	263,8	0,500	1,082	0,298	0,620
30	65,05	263,8	0,700	1,082	0,272	0,579
31	65,05	263,8	0,800	1,118	0,260	0,549
32	65,05	263,8	0,900	1,046	0,209	0,496

#### 4 ОБГОВОРЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕННЯ

Метод дозволив розробити насадкові колони, що працюють при екстремальних гідродинамічних умовах, коли значно інтенсифікуються явища міжфазного тепло- та масо переносу та збільшується одинична потужність технологічного обладнання [2,43–45]. Основу цих апаратів складає шар зрошуваної насадки, що працює в режимі перед інверсійної взаємодії фаз.

На рис. 4.1 в якості прикладу ілюструється зміна висоти одиниць переносу в рідкій фазі  $h_L$  зі зміною швидкості повітря в діапазоні  $W_G/W_{G_{\text{інв}}} = 0 - 0,9$  при різних щільностях зрошення ( $q = 17,33 - 53,15 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$ ) для кілець Рашигу розміром  $15 \times 15 \times 3 \text{ мм}$ .

Хід кривих виразно виявляє відомі гідродинамічні режими: плівковий (горизонтальні ділянки кривих), підвисання (область падіння  $h_L$ ). Незалежність інтенсивності масовіддачі в рідкій фазі швидкості газу в межах плівкового режиму відзначалась в літературі не один раз [2,46–47].

Для наступного оцінювання ступеня збільшення ефективності масообміну при переході до інтенсивних режимів доцільно порівняння проводити з плівковим режимом. Будемо позначувати висоту одиниць переносу в рідкій фазі для цього режиму  $h_{L\text{пл}}$ .

При обробці експериментальних даних використовували значення приведеної товщини плівки:

$$\theta = \left( \frac{g_L^2}{g} \right)^{1/3} = 5,38 \cdot 10^{-5} \text{ м} \quad (4.1)$$

та коефіцієнта молекулярної дифузії для системи  $\text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O}$   $D_{AB} = 1,51 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с}$ . Число Шмідта в досліді не змінювалось.

За результатами великого числа робіт, обговорених в [2] та у відповідності з висновками [48 – 51] була прийнята залежність

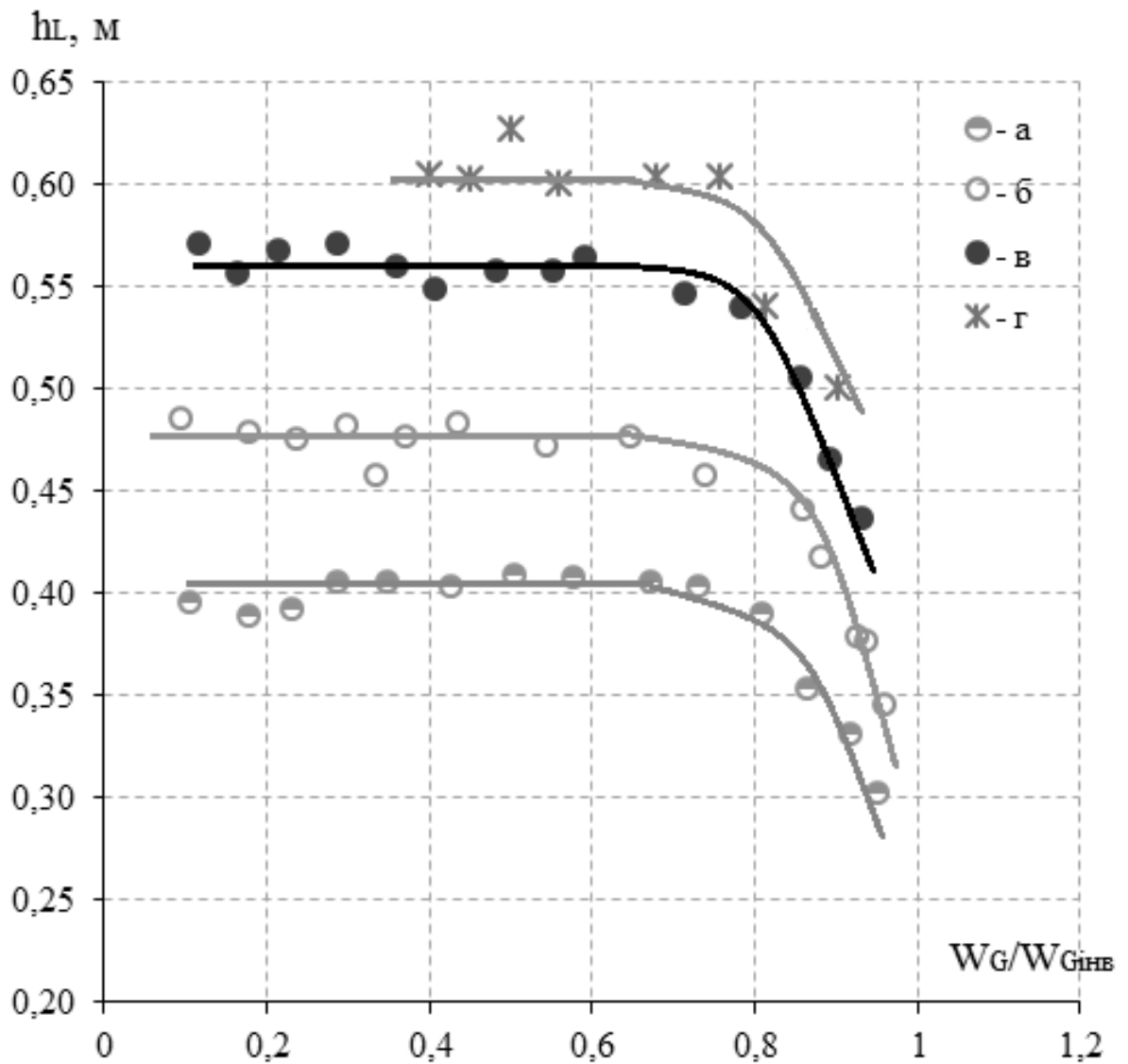


Рисунок 4.1 – Залежність висоти одиниці переносу від  $W_G / W_{G_{инв}}$  для кілець Рашига (кераміка) 15x15x13 мм:  
а – 17,33 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·год); б – 29,47; в – 41,37; г – 53,15 [52]

$Sh_L \sim Sc_L^{0,5}$ , яка для висоти одиниць переносу приводиться до вигляду  $h_{L\text{пп}} / \theta \sim Sc_L^{0,5}$ .

На рис. 4.2 показана залежність  $h_{L\text{пп}} / \theta \cdot Sc_L^{0,5}$  від  $Re_L$ , яка може бути представлена рівнянням:

$$h_{L\text{пп}} = A \cdot \theta \cdot Re_L^m \cdot Sc_L^{0,5} \quad (4.2)$$

Значення коефіцієнтів  $A$  та  $m$  наведено в табл. 4.1.

Таблиця 4.1. Значення коефіцієнтів  $A$  та  $m$  в рівнянні (4.2)

Насадка		Коефіцієнти	
тип	розмір, мм	$A$	$m$
1	2	3	4
кільця Рашига	15x15x3	65,8	0,35
кільця Рашига	25x25x4	57,6	0,35

Відмітимо, що для досліджених насадок в плівковому режимі зафіксовано одне і теж значення  $m=0,35$ , отримане Шервудом та Холовеем [2] в експериментах с кільцями Рашига розміром 12,5 мм.

Починаючи з деякого значення  $W_G/W_{G\text{інв}}$  (рис. 4.1), швидкість газу починає впливати на гідродинамічну обстановку в шарі зрошуваної насадки, викликаючи підвисання рідини, що супроводжується інтенсифікацією процесу масопередачі. Подальший рост  $W_G$  посилює цей процес, обумовлює значне збільшення тепло- та масообміну [43].

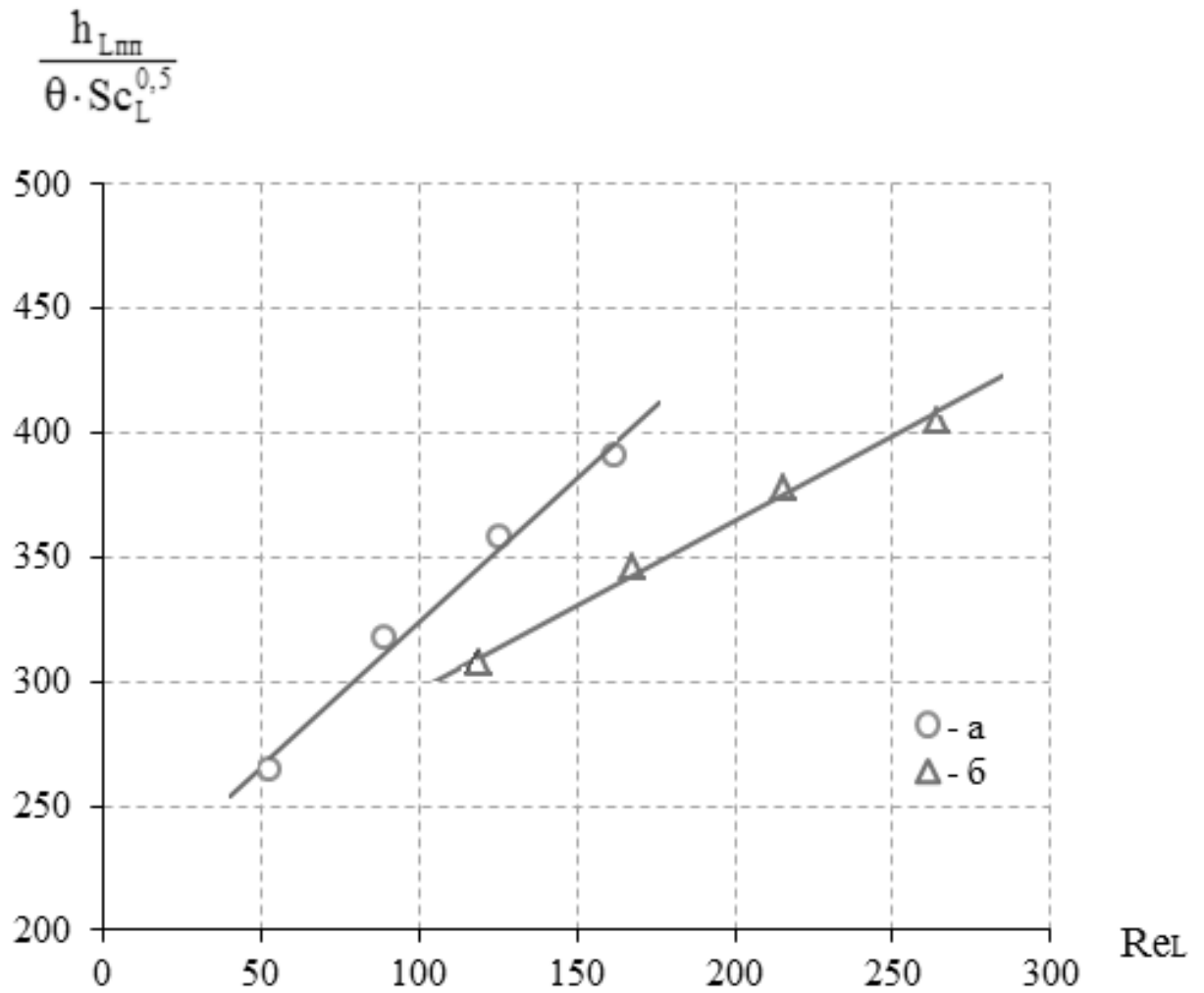


Рисунок 4.2 – Кореляція експериментальних даних з масовіддачі в рідинній фазі для плівкового режиму:  
 а – кільця Рашига розміром 15x15x3 мм,  
 б – кільця Рашига розміром 25x25x4 мм

Очевидно, що режим підвисяння існує від швидкості початку підвисяння  $W_{G_{підв}}$  до точки інверсії  $W_{G_{інв}}$ . Обидві швидкості залежать від типу та розміру насадки, щільності зрощення та фізико-хімічних властивостей фаз [2,51,53]. Для їх розрахунку часто використовують рівняння Бейна-Хоугена, яке для кілець Рашига при знаходженні  $W_{G_{підв}}$  приймає вид [42,59]:

$$\lg Y = -0,073 - 1,75 \cdot X \quad (4.3)$$

тут 
$$X = \left( \frac{L}{G} \right)^{1/4} \cdot \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/8}, \quad (4.4)$$

$$Y = \frac{W_G^2 \cdot a}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_G}{\rho_L} \cdot \mu^{0,16} \quad (4.5)$$

Для розрахунку  $W_{G_{інв}}$  маємо [2]:

$$\lg Y = 0,022 - 1,75 \cdot X \quad (4.6)$$

Таким чином, інтервал швидкостей, охоплений режимом підвисяння, може бути описаний сукупністю рівнянь (4.3) та (4.6).

Однак, оскільки точка початку підвисяння за гідродинамічними залежностями типу  $\lg \Delta P \sim \lg W_G$  знаходиться не чітко [55,56], представляє інтерес оцінка діапазону режиму підвисяння на основі даних з масообміну. Відмітимо, що уточнення потребує значення  $W_{G_{підв}}$ , оскільки оскільки  $W_{G_{інв}}$  добре слідує рівнянню (4.6).

В даній роботі  $W_{G_{підв}}$  значення знаходили за точкою, в якій залежність  $h_L \sim W_G / W_{G_{інв}}$  відхиляється по горизонталі (див. рис. 4.1).

Експериментальний та розрахунковий (за рівняннями (4.3) та (4.6)) інтервал швидкостей ( $W_{G_{інв}} - W_{G_{підв}}$ ), що охоплюється режимом підвисяння, у відсотках від всього робочого інтервалу швидкостей (від 0 до  $W_{G_{інв}}$ ) для кілець Рашига розміром 15x15x3 мм представлено в табл. 4.1.

Таблиця 4.2. Експериментальний та розрахунковий інтервал швидкостей, охоплений режимом підвисання

$q, \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$	17,33	29,47	41,37	53,15
$[(W_{G_{\text{Гінв}}} - W_{G_{\text{Підв}}}) / W_{G_{\text{Гінв}}}]_e 100\%$	32,0	35,0	40,0	41,0
$[(W_{G_{\text{Гінв}}} - W_{G_{\text{Підв}}}) / W_{G_{\text{Гінв}}}]_p 100\%$	15,1	17,0	22,5	24,1

Таким чином, дані з масообміну вказують на істотно більший інтервал швидкостей, що охоплюються режимом підвисання, ніж це передбачається сукупністю рівнянь (4.3) та (4.6).

Швидкість газу  $W_G = W_{G_{\text{Гінв}}}$  відповідає кінцю режиму підвисання.

Швидкість масовіддачі в рідинній фазі в режимах підвисання та емульгування може бути охарактеризована висотами одиниць переносу  $h_{L_{\text{Підв}}}$  та  $h_{L_{\text{ЕМ}}}$ , відповідно. Тоді співвідношення  $h_{L_{\text{Пл}}} / h_{L_{\text{Підв}}}$  та  $h_{L_{\text{Пл}}} / h_{L_{\text{ЕМ}}}$  показують збільшення інтенсивності масообміну в цих режимах в порівнянні зі звичайним плівковим.

На рис. 4.3 для області підвисання представлені залежності  $h_{L_{\text{Пл}}} / h_{L_{\text{Підв}}}$  від  $Re_L$  при різних значеннях безрозмірного співвідношення  $W_G/W_{G_{\text{Гінв}}}$ . Представлені дані свідчать про те, що інтенсивність масовіддачі в рідинній фазі збільшується з наближенням  $W_G$  до  $W_{G_{\text{Гінв}}}$ , причому це збільшення виявилось більшим для крупних кілець. Так, наприклад, при  $(W_G/W_{G_{\text{Гінв}}}) = 0,99$  значення  $h_{L_{\text{Пл}}} / h_{L_{\text{Підв}}}$  для кілець Рашига розміром 15x15x3 мм дорівнює 1,65, а для кілець Рашига розміром 25x25x4 мм – 1,90. Відмітимо, що для гіпотетичного режиму підвисання ( $W_G/W_{G_{\text{Гінв}}} = 1$ ) ні кільцях Рашига розміром 25x25x3 мм шляхом екстраполяції було передбачено збільшення інтенсивності масовіддачі в порівнянні з плівковим режимом в 2,15.

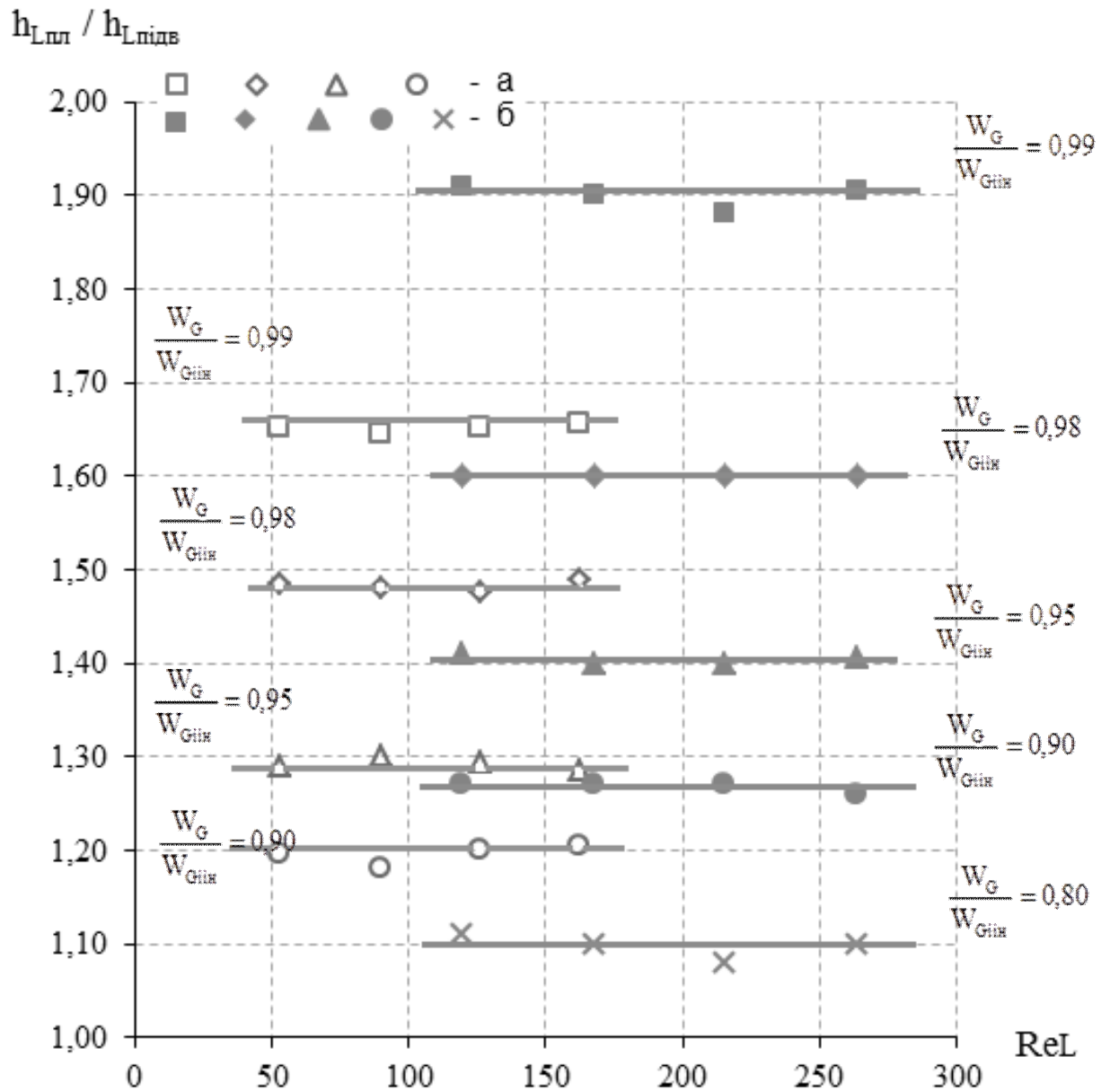


Рисунок 4.3 - Залежність  $h_{пл}/h_{підв}$  від числа  $Re_L$

при різних  $W_G/W_{Gінв}$ :

а – кільця Рашига розміром 15x15x3 мм,

б – кільця Рашига розміром 25x25x4 мм



В цілому, в роботі виявлено збільшення інтенсивності масовіддачі в рідкій фазі в порівнянні з плівковим режимом в 1,5 рази.

Необхідно вказати, що досліди з кільцями Рашига проводились в наступних межах змін основних параметрів:

$$50 \leq Re_L \leq 270; \quad W_{Гпідв} < W_G < W_{Гінв}$$

Розбіжність між експериментом та розрахунком для режиму підвисання не перевищує  $\pm 10\%$ .

Слідє відмітити, що збільшення інтенсивності масопередачі супроводжується ростом гідравлічного опору [2].

## ВИСНОВКИ

За результатами виконання дипломної роботи вирішена задача розробки насадкового абсорбера, в якому забезпечиться рівний профіль рідини та газу у поперечному перерізі колони при плівковому режимі роботи.

На підставі проведення експериментальних досліджень сформульовані наступні висновки:

1. проведено аналітичний огляд з теорії процесу абсорбції, конструкцій абсорбційних апаратів, типи насадок; визначено умови існування плівкового режиму, режиму підвішування та режиму захлинання; розглянуто рівняння масовіддачі та масопередачі, розглянуто методи експериментального дослідження кінетики масовіддачі у рідкій фазі;

2. для підвищення ефективності насадкових колон та забезпечення рівномірного розподілу рідини по перетину колони за всією висотою насадкового шару в роботі розроблено конструкцію нового насадкового абсорберу, в якому насадка завантажується невпорядковано одним шаром, штуцер введення рідини заглиблений у шар насадки меншого розміру, завантажених зверху на шар основної насадки навалом;

3. розроблено схему експериментальної установки для дослідження масообміну в зрошуваній насадці, що складалася з абсорбційної колони, куди подається диоксид вуглецю та вода, десорберу, куди подається повітря для видалення діоксиду вуглецю, поглинутого водою, а також методику постановки і обробки експериментальних даних;

4. експерименти проводилися в шарі насадки висотою 0,8 м, в якості насадки обрано кільця Рашига, для заміру повітря та діоксиду вуглецю використовували ротаметри, концентрація іонів в розчині вимірювалась методом потенціометрії; отримані експериментальні дані з масовіддачі в рідкій фазі; результати експериментів узагальнено і порівняно з літературними джерелами

**ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ**

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии.– М.: Государственное научно-техническое издательство химической литературы, 1961. – 831 с.
2. Рамм В.М. Абсорбция газов. – 2-ое изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1976. – 656 с.
3. Ветошкин А.Г. Процессы и аппараты газоочистки: Учебное пособие. – Пенза: Изд-во ПГУ, 2006. – 201 с.
4. Стабников В.Н. Расчёт и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов: Монография. – Киев: Техніка, 1970. – 208 с.
5. Хоблер Т. Массопередача и абсорбция: Пер с польск. / Ред. П.Г. Романкова. – Л. «Химия», 1964 – 480 с.
6. Жаворонков Н.М. Гидравлические основы скрубберного процесса и теплопередача в скрубберах. – М.: «Советская наука», 1944. – 224с.  
Постников В.П. //ЖПХ – 1960. – Т.33. – №1. – С.117–127.
7. Sherwood T.K., Pigfort R.L., Absorption and Extraction. N.Y.: McGrew-Hill Book Co., Inc., 1952. – 478 p.
8. Ellis S.R.M., Varjavandi I. // Chem. Process Eng. – 1958. – V.39 – N 7, P.239–243.
9. Рамм В.М., Закеейм А.Ю. и др.// Труды по химии и химической технологии. – Горький, 1961. – №4 –С. 913–920.
10. Strehiau H. //Chem. Techn. – 1961 – Bd.13 – N 1 –S.21–24.
11. Molstad M.C. e.a. //Trans. Am. Inst. Chem. Eng. – 1942. –v.38. –N 2. –P.387–434.
12. Егоров Н.Н. Охлаждение газа в скрубберах – М.: Госхимиздат, 1954. – 143 с.
13. Teller A.I. //Chem. Eng. Progr. – 1954. – V.50 – N 2. –P.65–71.

14. Фастоевский В.Г., Петровский Ю.В. // Хим. Пром. – 1954. – №6. – С.357–364.
15. Тимофеев А.В., Аэров М.Э. // Хим. пром. – 1971. – №5. – с.381–382.
16. Zogg M. // Chem. Ing. Techn. – 1973. – Bd. 45. – N 2. – S.67–74.
17. McWilliams J.A., Pratt H.R.C. e.a. // Trans. Inst. Chem. Eng. – 1956. – v.34. – N 1. – P.17–43.
18. Jesser B.W., Elgin J.C. // Trans. Am. Inst. Chem. Eng. – 1943. – v.39. – N 3. – P.277–298.
19. Кутателадзе С.С., Стыркович М.А. Гидравлика газо-жидкостных систем. – М.: Госэнергоиздат, 1958. – 232 с.
20. Breuer H. // Chem. Ing. Techn. – 1960. – Bd.32. – N 11. – S.719–725.
21. Жаворонков Н.М., Аэров М.Э., Умник Н.Н. // Хим. пром. – 1948. – №10, С. 294–300.
22. Плановский А.Н., Кафаров В.В. // Хим пром. – 1945. – №3. – С. 16–20; 1946. – №4. – С. 13–15.
23. Плановский А.Н., Касаткин А.Г., Пришедько Н.А. // Хим. пром. – 1949. – №6. – с. 171–177.
24. Sherwood T.K., Shipley G.H., Holloway F.A.L. // Ind. Eng. Chem. – 1938. – v.30. – N 7. – p.765–769.
25. Coughlin R.W. // AIChE Journ. – 1969. – v.15. – N 5. P.654–659.
26. Lobo W.E. e.a. // Trans. Am. Inst. Chem. Eng. – 1945. – v.41. – P.693–710.
27. Chen NingHsing // Ind. Eng. Chem. – 1961. – v.53. – N 1. – p.6.
28. Chen NingHsing // Ind. Eng. Chem. – 1962. – v.69. – N 3. – p.109–110, 112.
29. Bain W., Hougen O.A. // Trans. Am. Inst. Chem. Eng. – 1944. – v.40. – N 1. – P.29–49.

30. Otake T., Kimura M. // Kagaku Kogaku. – 1953. – v.17. – N 7. – P.261–268.
31. Eduljee H.E., Brit. // Chem. Eng. – 1960. – v.5. – N 5. –P.330–334.
32. Закгейм А.Ю. Дисс... канд. техн. наук. – МХТИим. Д.И. Менделеева, 1963.
33. Касаткин А.Г., Ципарис И.Н. // Хим. пром. – 1952. – №7. – с.203–210. –
34. Onda K., Sada E., Saito M. // Kagaku Kogaku,– 1961. – v.25. – N 11. –P.820–829.
35. Shulman H.L., Ulrich C.F. e.a. //AIChEJourn. – 1955. – v.1. – N 2. – P.247–264.
36. Vivian J.E., Brain P.L.T., Krukonis V.J. // AIChEJourn. – 1967. – v.13. – N 1. – p.174–175.
37. Yilmaz T. // Chem. Eng. Techn. – 1973. – Bd.45. – N 5. – S.253–259
38. Sahay B.N., Sharma M.M. // Chem. Eng. Sci. – 1973. – v.28. – N 1. – P.41–47.
39. Дытнерский Ю.И. процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. В 2-х кн. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты. – М.: Химия, 1995. – 368 с.
40. Годовская К.И., Рябина Л.Б. и др. Технический анализ. – М.: Высшая школа, 1979. – 464 с.
41. Кулаков М.В. Технологические измерения и приборы для химических производств: Учебник для вузов. – М.: Машиностроение, 1983. – 424 с.
42. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – 3-е изд. перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 1979. – 439 с.
43. Открытие № 141 (СССР). Явление скачкообразного увеличения тепло- и массообмена между газовой и жидкой фазами в режиме инверсии

фаз. / В.В. Кафаров, Л.И. Блехман, Л.И. Плановский. – Оpubл. в Б.И., 1974, №30.

44. Кафаров В.В., Блехман Л.И. Исследование гидродинамики насадочных ректификационных колонн. – Ж. прикл. химии, 1951, Т.24, №12, С. 1274 – 1290.

45. Крылов В.С. Теоретические аспекты интенсификации процессов межфазного обмена. – Теор. основы хим. технологии, 1983, Т.17, №1, С.15 – 30.

46. Касаткин А.Г., Ципарис И.Н. Массопередача в жидкостной пленке, в абсорбционных насадочных колоннах. – Хим. пром-ть, 1952, №7, С.203 – 210.

47. Гильденблат И.А., Гурова Н.М., Рамм В.М. Влияние распределения орошения в насадочных абсорберах на эффективность массопередачи в жидкой фазе. – Хим. пром-ть, 1968, №3, С.59 – 62.

48. Дильман В.В. К теории тепло- и массообмена при турбулентном течении. – Теор. основы хим. технологии, 1967, Т.1, №4, С.438 – 445.

49. Гильденблат И.А., Родионов А.И., Лошаков А.Л. Экспериментальное исследование влияния коэффициента диффузии на интенсивность массоотдачи в жидкой фазе в колоннах с барботажными тарелками провального типа. – Теор. основы хим. технологии, 1969, Т.3, №3, С.344 – 354.

50. Гильденблат И.А., Родионов А.И., Демченко В.И. О влиянии молекулярной диффузии на интенсивность массообмена во взаимодействующих с газами жидкостях с различными поверхностными натяжениями и вязкостями. – В кн.: Доклады Академии наук СССР. – М.: Наука, 1971, Т.98, №5, С. 1149 – 1151.

51. Кулов Н.Н., Максимов В.В., Мамосов В.А. и др. Массоотдача в стекающих пленках жидкости. – Теор. основы хим. технологии, 1983, Т.17, №3, С.291 – 306.

52. Шервуд Т., Пигфорт Р., Уимен И. Массопередача. – М.: Химия, 1982. – 696 с.

53. Алекперова Л.В., Аксельрод Ю.В., Дильман В.В. Гидродинамические исследования седловидных насадок и колец Палля. – Хим. пром-ть, 1974, №5, С.380 – 384.

54. Плановский А.Н., Кафаров В.В. Оптимальные скорости потоков в насадочных колоннах. – Хим. пром-сть, 1946, №4, С.13 – 15.

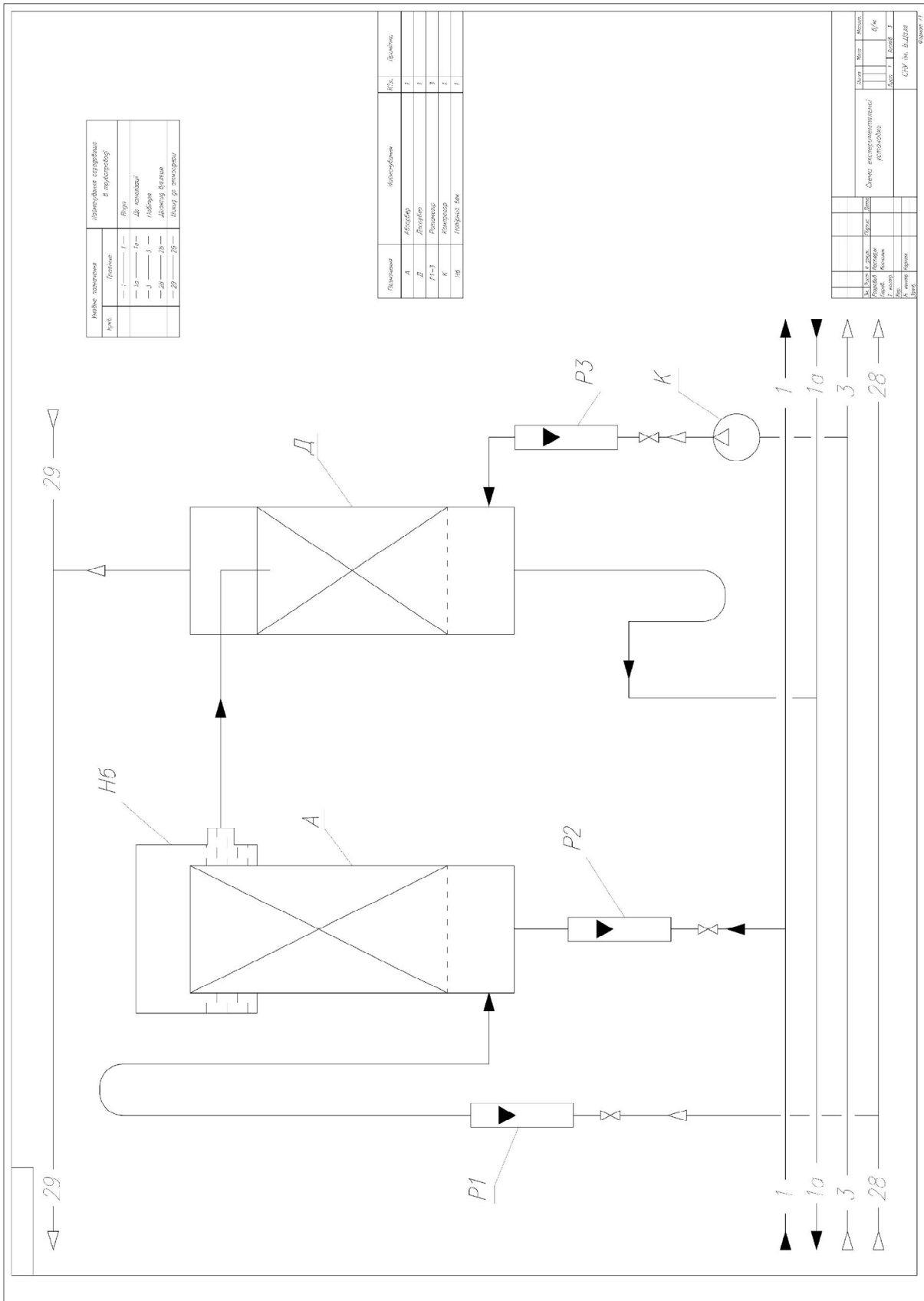
55. Перри Д. Справочник инженера-химика. – Л.: Химия, 1969, Т.2, 504 с.

56. Жаворонков Н.М. Гидро- и аэродинамика насадок скрубберов и ректификационных колонн. Критические явления в оросительных неупорядоченных насадках. – Хим. пром-сть, 1949, №3, С.68 – 75.

# ДОДАТКИ

Додаток А.

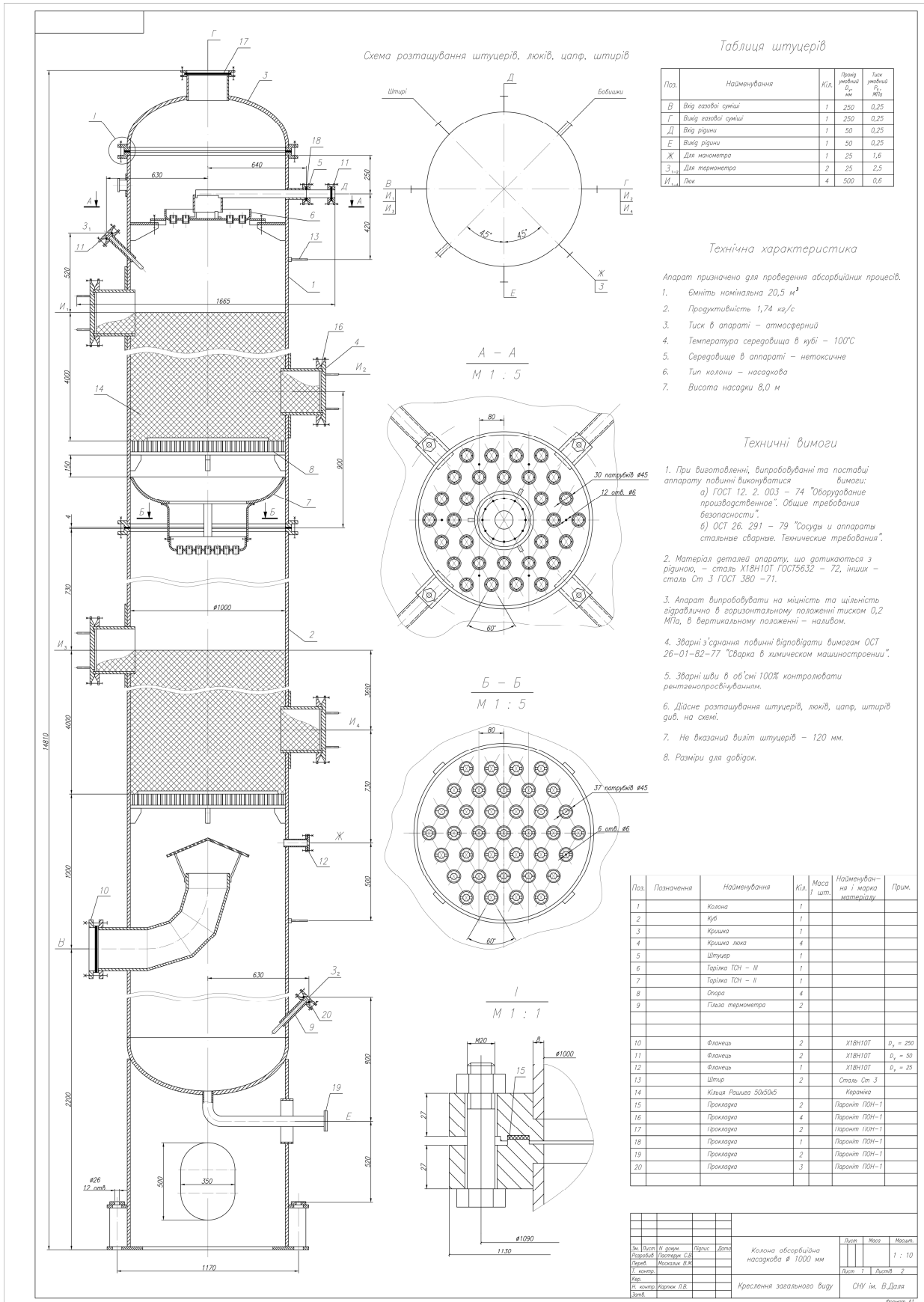
Схема експериментальної установки





Додаток В.

Абсорбер з тарілками ТСН-II та ТСН-III



Додаток С.

Абсорбер із зрошувачем

