

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
імені ВОЛОДИМИРА ДАЛЯ

ЗАТВЕРДЖУЮ  
Завідувач кафедри МОПП,  
д.т.н., професор  
\_\_\_\_\_Архипов О.Г.  
« \_\_\_\_ » \_\_\_\_\_ 20 \_\_\_\_ р.

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА  
до магістерської роботи на тему

**Дослідження масовіддачі у газовій фазі з розробкою  
насадкової ректифікаційної колони**

Науковий керівник \_\_\_\_\_ доц. Москалик В.М. \_\_\_\_\_

Студент групи \_\_\_\_\_ Окулов В.О. \_\_\_\_\_

## РЕФЕРАТ

Магістерська робота на тему:  
«Дослідження масовіддачі у газовій фазі з розробкою насадкової  
ректифікаційної колони»  
(Назва теми)

Листів – 72, ілюстрацій – 22, таблиць – 5, додатків – 1,  
посилань – 41.

Напрямок дипломної роботи обрана задача розробки насадкової  
ректифікаційної колони, в якій забезпечиться рівний профіль рідини та газу у  
поперечному перерізі колони при плівковому режимі роботи.

Збільшення ефективності роботи насадкової RECTИФІКАЦІЙНОЇ колони  
досягається шляхом створення у апараті загального шару насадки, що  
перемежається насадками з меншим еквівалентним діаметром і з більшим  
еквівалентним діаметром. Шар насадки з меншим еквівалентним діаметром є  
ідеальним природним зрошувачем для шару насадки з більшим  
еквівалентним діаметром, в якому реалізується плівковий режим роботи. В  
результаті у загальному шарі насадки апарата реалізується інтенсивний  
масообмін з гідравлічним опором, не перевищуючим допускну величину.

Об'єкт дослідження – зрошуваний шар насадки.

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

Експериментальне дослідження висоти одиниці переносу у газовій  
фазі проводили статичним методом у десорбері, який зрошувався водою  
насиченою аміаком. Вниз апарата подавали повітря. Після визначення  
хімічним аналізом вмісту аміаку над та під шаром насадки і концентрації  
аміаку в газі на виході з десорберу розраховували за стандартною методикою  
висоту одиниці переносу у рідкій фазі.

Практична значимість отриманих результатів для хімічної та  
суміжних галузей промисловості полягає у створенні перспективної  
насадкової RECTИФІКАЦІЙНОЇ колони підвищеної ефективності. Новизна  
роботи – вперше експериментально одержані висоти одиниць переносу у  
газовій фазі у плівковому режимі у шарі зрошуваної насадки.

В цілому, в роботі виявилось, що зі збільшенням швидкості газу  
висота одиниць переносу для газової фази в усіх режимах зменшується, а зі  
збільшенням розмірів насадкових тіл – зростає.

(Текст реферату)

Ректифікаційна колона, насадка, масообмін, масовіддача, висота  
одиниці переносу, кільця Рашига, аміак  
(Ключові слова)

## ЗМІСТ

Перелік умовних позначень.....	4
Вступ.....	6
1 Аналітичний огляд .....	9
1.1 Сутність процесу ректифікації .....	9
1.2 Схеми безперервної та періодичної ректифікаційних установок .....	12
1.3 Матеріальний баланс ректифікаційної колони .....	18
1.4 Будова робочих ліній на діаграмі $y - x$ .....	22
1.5 Визначення мінімального флегмового числа.....	28
1.6 Будова насадкової ректифікаційної колони .....	32
1.7 Розподіл пари та рідини у насадковій колоні .....	37
1.8 Методи дослідження кінетики абсорбції .....	43
1.9 Масовіддача у газовій фазі.....	45
2 Нова насадкова ректифікаційна колона .....	48
3 Експериментальне дослідження масовіддачі у газовій фазі .....	54
3.1 Опис схеми експериментальної установки .....	54
3.2 Методики проведення експерименту та обробки одержаних даних. Прибори та вимірювальна техніка .....	56
3.3 Результати експериментальних досліджень .....	64
4 Обговорення результатів дослідження .....	65
Висновки.....	67
Перелік посилань .....	70
Додаток. Насадкова ректифікаційна колона. Вид загальний.....	72

## ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

- $b$  – відстань між решітками колони, м;  
 $\bar{C}_y$  – концентрація аміаку у воді, г/л;  
 $d$  – номінальний діаметр насадкового тіла, м;  
 $d_{екв}$  – еквівалентний діаметр насадкового тіла, м;  
 $f$  – номер ступеню контакту колони, на яку подається вихідна суміш;  
 $G$  – мольна витрата пари, кг-моль;  
 $G_y$  – кількість пари, що протікає знизу догори колони, кг-моль на 1 кг-моль дистилляту;  
 $G_x$  – флегмове число, або кількість флегми, що протікає зверху донизу по укріплюючій частині колони, кг-моль на 1 кг-моль дистилляту;  
 $G'_x$  – флегмове число в вичерпній частині колони, кг-моль на 1 кг-моль дистилляту;  
 $Ga_2$  – критерій Галілея для газу;  
 $h_2$  – висота одиниць переносу, віднесена до газової фази, м;  
 $h_L$  – висота одиниць переносу, віднесена до рідкої фази, м;  
 $I_n$  – ентальпія пари, кДж/кмоль;  
 $i_n$  – ентальпія рідини, кДж/кмоль;  
 $F$  – кількість початкової суміші, що поступає до колони, кг-моль на 1 моль дистилляту;  
 $L$  – мольна витрата рідини, кг-моль;  
 $Nu'_2$  – критерій Нусельта для газу;  
 $N_0$  – коефіцієнт кінетичної енергії струменя;  
 $P$  – кількість дистилляту, що витікає з дефлегматора, кг-моль;  
 $P_1, P_2$  – парціальні тиски аміаку в газі на вході та виході з насадки, мм.рт.ст.;  
 $P_1^*, P_2^*$  – рівноважні парціальні тиски, мм.рт.ст.;  
 $\Delta P_{сер}$  – рушійна сила процесу десорбції;  
 $Pr'_2$  – критерій Прандтля для газу;  
 $Re_2$  – критерій Рейнольдса для газів, що відповідає підвішуванню;  
 $S$  – площа перетину, м<sup>2</sup>;  
 $S_n$  – живий перетин насадки, м<sup>2</sup>;  
 $S_k$  – площа перетину колони (решітки), м<sup>2</sup>;  
 $S_2$  – площа перетину підвідного газоходу, м<sup>2</sup>;  
 $T$  – температура, К;  
 $\nu_2$  – кінематична в'язкість газу, м<sup>2</sup>/с;  
 $W$  – кількість кубового залишку, що витікає з нижньої частини колони, кг-моль на 1 кг-моль дистилляту;  
 $W_2, W_p$  – масова швидкість газу або рідини, кг/(м<sup>2</sup>·с);  
 $W_G$  – швидкість повітря, м/с;  
 $W_{Gзахл}$  – швидкість повітря у режимі захлинання, м/с;

- $x_n$  – склад рідини на n-ому ступені колони, мольні долі легколеткого компонента ;
- $x_f$  – склад початкової суміші, мольні долі легколеткого компонента;
- $x_p$  – склад дистилляту, мольні долі легколеткого компонента;
- $x_w$  – склад кубового залишку, мольні долі легколеткого компонента;
- $y_n$  – склад пари, що підіймається з n-ого ступеню колони, мольні долі легколеткого компонента;
- $\beta_{zv}$  – об'ємний коефіцієнт масовіддачі, год<sup>-1</sup>;
- $\varepsilon$  – доля вільного об'єму;
- $\zeta_{tr}$  – коефіцієнт опору струменя;
- $\varphi_\omega$  – доля змоченої поверхні;
- $\varphi$  – кількість утриманої води, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;
- $\omega_{відн}$  – відносна швидкість газу, м/с;

## ВСТУП

Ректифікація – це процес розділення рідких сумішей, що широко застосовують у хімічній та нафтохімічній промисловості. Серед ректифікаційних колон широко поширення набули колони, заповнені насадковими тілами. При плівковому режимі роботи насадкової колони у шарі зрошуваної насадки з'являється негативне явище – рідина прямує до периферії, а газ до центру. В результаті у шарі насадки суттєво зменшується поверхня тепло- та масообміну.

Відповідно до стандарту виготовлення ректифікаційної насадкової колони, вона містить два яруси насадки, під ярусами насадки знаходяться підтримувальні решітки, а висота ярусів насадки дорівнює чотирьом діаметрам апарату. Верхній ярус насадки зрошується за допомогою тарілки типу ТСН-III. Після верхнього ярусу насадки встановлено розподільну тарілку типу ТСН-II. Недоліком такої насадкової ректифікаційної колони є те, що внаслідок поділу загального шару насадки на яруси апарат має значну висоту, а отже і матеріалоемність, відповідно інтенсивність його тепло- та масообміну низька.

Таким чином, задача розробки ректифікаційної насадкової колони, в якій забезпечиться рівний профіль рідини та газу у поперечному її перерізі при плівковому режимі роботи з допустимо мінімальним гідравлічним опором, є **актуальною**, що і вирішило напрямок дипломної роботи.

В основі дипломної роботи покладена ідея створення у новому насадковому ректифікаційному апараті загального шару насадки, що перемежається насадками з меншим еквівалентним діаметром і з більшим еквівалентним діаметром. Шар насадки з меншим еквівалентним діаметром є ідеальним природним зрошувачем для шару насадки з більшим еквівалентним діаметром, в якому реалізується плівковий режим роботи.

В результаті у загальному шарі насадки апарата реалізується інтенсивний масообмін з гідравлічним опором, не перевищуючим допускну величину.

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

Для досягнення мети поставлені наступні **задачі**:

– провести літературний огляд процесу ректифікації, конструкцій насадкової ректифікаційної колони, типів насадок, пристроїв для рівномірного розподілу рідини та газу у колонні; ознайомитись з рівнянням матеріального балансу, робочих ліній ректифікаційної колони; ознайомитися з методами та технікою вивчення кінетики масовіддачі у газовій 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 нової вискоефективної ректифікаційної колони з рівним профілем рідини та газу за її перетином;

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

**Методи дослідження.** Експериментальне дослідження висоти одиниці переносу у газовій 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 аміаком. В низ апарату подавали повітря. Після визначення вмісту аміаку над та під шаром насадки і концентрації аміаку в газі на виході розраховували за стандартною методикою висоту одиниці переносу у газовій фазі. Статистичну обробку експериментальних даних вели за допомогою персонального комп'ютера.

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

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

**Практична значимість отриманих результатів** для хімічній на суміжних галузях промисловості полягає у створенні перспективної насадкової ректифікаційної колони підвищеної ефективності. Результати представляють інтерес для інженерів-конструкторів науково-дослідних та проектних організацій, пов'язаних з конструюванням нових та реконструкцією діючих насадкових 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 насадкової ректифікаційної колони з метою її подальшого проектування.

**Публікації.** За темою дипломної роботи опубліковано одна наукова робота – тези доповіді на всеукраїнській науково-практичній конференції «Майбутній науковець – 2018» та подана заявка № u201810010 від 08.10.2018р. на видачу патенту України.

**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 72 сторінки, з них 22 рисунки за текстом, 5 таблиць, список використаних джерел з 41 найменуванням на 4 сторінках, а також додаток із зображенням загального виду насадкової ректифікаційної колони.



## 1 АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД

### 1.1 Сутність процесу ректифікації

Найпростішими способами перегонки рідких сумішей є часткове випаровування рідини і конденсація отриманих парів з відведенням конденсату (проста перегонка) і часткова конденсація парів суміші, що переганяється з відведенням конденсату (проста конденсація).

Кожен з цих процесів окремо не призводить до отримання досить чистих продуктів, але, здійснюючи обидва ці процесу одночасно і багаторазово в протиточних колонах, можна досягти поділу рідкої суміші на чисті компоненти, що є складовими суміші. Такий процес поділу рідких сумішей за допомогою одночасно і багаторазово повторюваних часткових випарів і конденсацій називають ректифікацією.

Процес ректифікації здійснюється в протиточних апаратах – колонах: пари рідини, що переганяється, протікають від низу до верху, а назустріч парам зверху вниз протікає рідина, що подається в верхній елемент колони. Між рідкої і парової фазами виникає масообмін, внаслідок якого пари в міру їх просування по колоні збагачуються легколетким компонентом, а рідина – менш летючим компонентом. В кінцевому підсумку пара, що виходить з верхньої частини колони, являє собою більш-менш чистий легколеткий компонент, конденсація якого дає готовий продукт – дистилят, а з нижньої частини колони витікає порівняно чистий менш летючий компонент, так званий кубовий залишок, який, так само як і дистилят, може бути кінцевим продуктом перегонки.

Рідину, що надходить на зрошення колони, називають флегмою; її отримують шляхом конденсації пари, що піднімаються з верхньої частини колони, в спеціальних конденсаторах-дефлегматорах. Для утворення парів нижній елемент колони оснащують гріючими пристосуваннями у вигляді

змійовиків або трубочок, в які і підводять необхідну кількість тепла, в більшості випадків з гріючою водяною парою.

Ступінь поділу рідкої суміші на складові її компоненти і чистота одержуваних дистилату і кубового залишку залежать від того, наскільки розвинена поверхня фазового контакту, а остання визначається кількістю зрошеною рідини – флегми, і конструктивним оформленням апарату.

Призначення контактних пристроїв (тарілок, насадки) складається в створенні умов, які сприяють максимальному наближенню парового і рідинного потоків. Щоб ці потоки могли обмінюватися речовиною і енергією, вони повинні бути нерівноважні один до одного. При контактуванні парового і рідинного потоків в результаті масо-і теплообміну величина нерівноважності зменшується, потім потоки відокремлюються один від іншого, і процес триває шляхом нового контактування цих фаз вже на іншій суміжній ступені, з іншими рідкими і паровими потоками [1].

Найбільш наглядно сутність процесу ректифікації можна прослідкувати за схемою роботи тарілчастої колони (рисунок 1.1).

На тарілці 1 рідина містить  $x_1$  легколеткого компонента. З цієї рідини виділяється пара, зміст легколеткого компонента, в якому на межі відповідає рівноважного складу  $y_1$ , причому  $y_1 > x_1$ . Ця пара проходить в отвори тарілки 2 і, контактуючи на ній з рідиною, що має більш низьку температуру в порівнянні з температурою рідини на тарілці 1, частково конденсується, внаслідок чого зміст  $x_2$  в рідини на тарілці 2 буде більше  $x_1$ . З цієї рідини утворюється пара, склад якого на межі дорівнюватиме рівноважному складу  $y_2$  рідини, причому  $y_2 > x_2$ . При проходженні в отвори тарілки 3, ця пара частково конденсується і на тарілці 3 рідина містить компонент  $x_3 > x_2$  і т. д.

На кожній тарілці проходить масообмін між рідкою і паровою фазами, в результаті чого частина легколеткого компонента переходить з рідкої фази в парову, а частина менше летючого компонента – з парової фази в рідку. При багаторазовому повторенні процесів випаровування і конденсації або, інакше

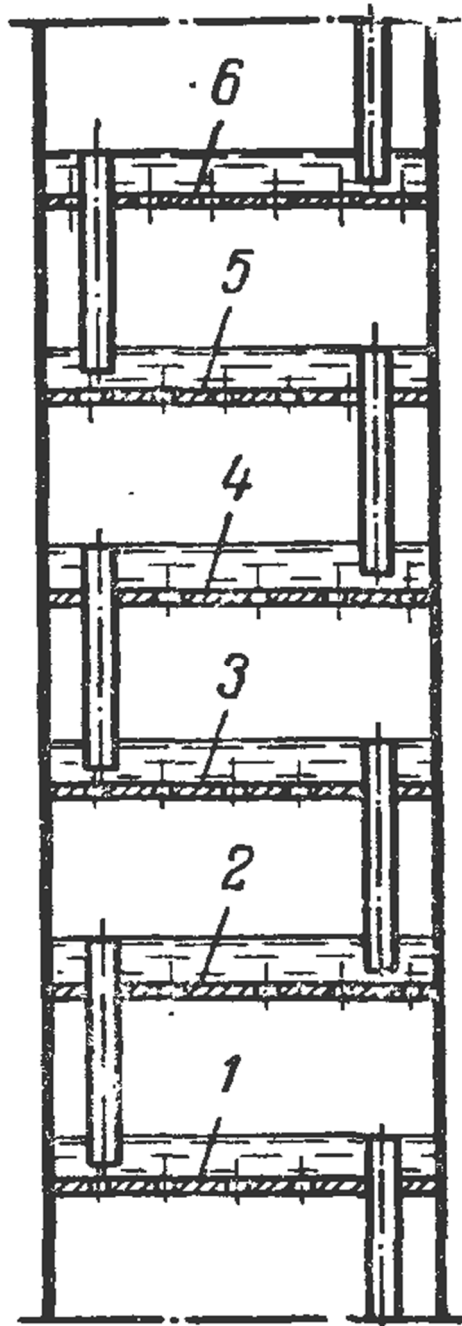


Рисунок 1.1 – Схема ректифікаційної тарілчатої колони:

1, 2, 3, 4, 5, 6 – тарілки колони

кажучи, при відповідному числі тарілок (ступенів контакту) можна отримати в кінцевому підсумку вгорі колони пар чистого легколеткого компонента, а внизу колони – залишок рідини у вигляді чистого менш летючого компоненту.

Теоретично кожна тарілка колони являє собою ступінь зміни концентрації; склад пара при виході з тарілки дорівнює рівноважному складу рідини при вході її на тарілку і, отже, теоретично число тарілок дорівнює числу ступенів зміни концентрації для кожного даного випадку перегонки. Практично пар на тарілці рівноважного стану не досягає, і тому число реальних тарілок завжди буде більше теоретичного числа ступенів зміни концентрації [2].

Ректифікацію проводять як під атмосферним тиском, так і при тисках вище і нижче атмосферного. Тиск вище атмосферного застосовують в тих випадках, коли суміш, що розділяється, при атмосферному тиску перебуває в газоподібному стані; ректифікацію при зниженому тиску (під вакуумом) проводять для поділу висококиплячих сумішей [1].

## 1.2 Схеми безперервної та періодичної ректифікаційних установок

**Періодична ректифікація.** В періодично діючій ректифікаційній установці (рисунок 1.2) суміш, що переганяється, завантажують в куб 1, нагрівають глухим паром до температури кипіння і потім безперервно підтримують стан кипіння. Утворений в кубі пар надходить в колону 2 (так звану зміцнюючу колону), де відбувається процес ректифікації.

Пара, що піднімається з верхньої тарілки, направляється до дефлегматора 3, де частина його конденсується і у вигляді рідини – флегми і стікає назад на верхню тарілку для зрошення колони. Несконденсовані пари з дефлегматора надходять в холодильник 4, де вони повністю конденсуються, і отриманий рідкий дистилат охолоджується до заданої температури.

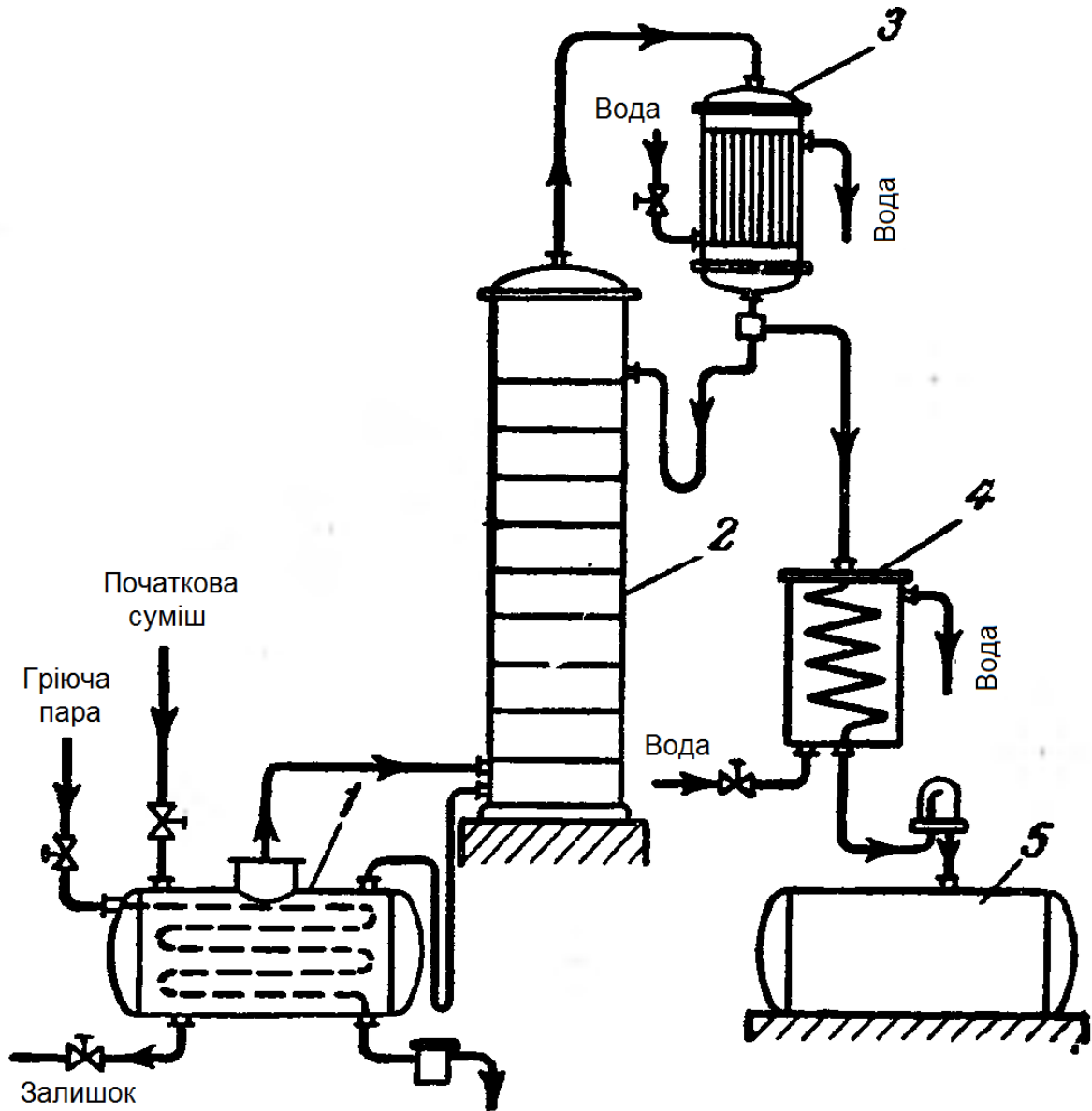


Рисунок 1.2 – Схема ретифікаційної установки

періодичної дії:

1 – куб, 2 – колона, 3 – дефлегматор, 4 – холодильник-конденсатор,

5 – збірник дистиляту

З холодильника дистилят надходить через контрольний ліхтар до збірки 5. За ареометром, який знаходиться в ліхтарі, контролюють конденсацію дистиляту за питомою вагою. Спостерігаючи через ліхтар за протіканням дистиляту, регулюють швидкість перегонки [1].

Якщо при перегонці потрібно відібрати кілька фракцій з різною температурою кипіння, то встановлюють кілька збірок дистиляту (по числу фракцій) і в міру протікання перегонки збирають фракції в окремі збірники.

Ректифікацію в періодично діючій колоні ведуть до тих пір, поки не отримають в кубі рідину заданого складу, після чого обігрів куба припиняють, залишок зливають в збірники, а в куб завантажують нову порцію початкової суміші, яку знову переганяють до одержання дистиляту заданого складу [3].

**Безперервна ректифікація.** Для безперервного протікання процесу ректифікації необхідно, щоб суміш, що надходить на поділ, контактувала із зустрічним потоком пари з більшою концентрацією важколеткого (висококиплячого) компонента, ніж в суміші [1].

Тому в установках для безперервної ректифікації (рисунок 1.3) колони виконують з двох частин: нижньої 1 (вичерпної) і верхньої 3 (укріплюючої). У вичерпній частині колони відбувається видалення легколеткого компонента разом із рідиною, що стікає вниз, а в верхній – збагачення легколетким компонентом парів, що підіймаються догори.

Початкова рідка суміш безперервно надходить з напірного резервуара 4 на верхню тарілку вичерпної частини колони (так звану живильну тарілку). Проходячи до колони через підігрівач 2, суміш підігрівається зазвичай до температури кипіння на живильній тарілці. На живильній тарілці рідина змішується з флегмою з укріплюючої частини колони і, стікаючи по тарілках, взаємодіє з парою, що піднімається назустріч, багатшим важколетким (висококиплячим) компонентом; при цьому з рідини видаляється легколеткий (низькокиплячий) компонент [4].

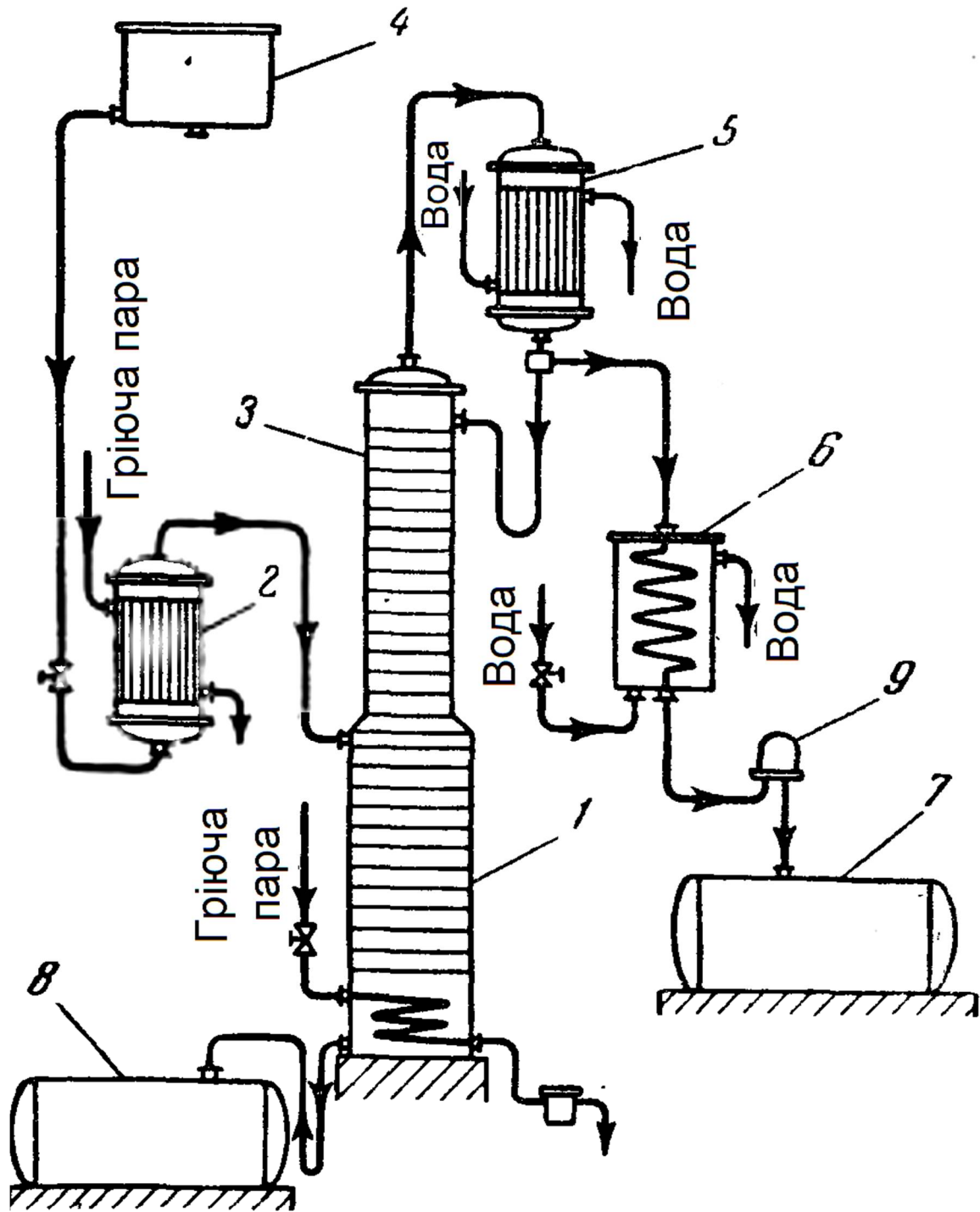


Рисунок 1.3 – Схема ректифікаційної установки безперервної дії:  
 1 – вичепна частина колони, 2 – підігрівач вихідної суміші,  
 3 – укріплююча частина колони, 4 – напірний резервуар,  
 5 – дефлегматор, 6 – холодильник-конденсатор, 7 – збірник дистиляту,  
 8 – збірник кубового залишку, 9 – контрольний смотровий ліхтар

Таким чином, в вичерпній частині колони відбувається процес ректифікації (вичерпання) рідини. У нижній елемент колони стікає рідина, що складається майже цілком з важколеткого компонента. Частина її, так званий кубовий залишок, безперервно відводиться, а інша частина випаровується за рахунок тепла глухого пари, що гріє, яка підводиться в нижній елемент колони (кип'ятильник). Пара, що піднімається по всій колоні знизу вгору, збагачується легколетким компонентом і надходить в дефлегматор 5. Тут частина пари конденсується і повертається в колону, де стікає у вигляді флегми зверху вниз. Інша частина пари надходить в холодильник-конденсатор 6, де відбуваються його конденсація і охолодження отриманого дистилату; дистилат прямує в збірник 7. Гріюча пара підводиться в змійовик, встановлений в кубі колони; з куба безперервно стікає в збірник 8 залишок від перегонки, тобто майже чистий менш летючий компонент.

Так як вихідна суміш надходить на ректифікацію безперервно, то при сталому стані склад рідини і пара на кожній дільниці колони залишається незмінним. У деяких випадках в дефлегматорі проводиться конденсація всіх парів, що піднімаються з колони. Отриманий конденсат ділиться на дві частини: одна частина надходить у вигляді флегми назад в колону, інша ж прямує в холодильник, де охолоджується до заданої температури дистилату.

Для зменшення витрати пари іноді використовують теплоту конденсації в дефлегматорі і теплоту рідини, що виводиться з колони, для нагріву початкової суміші, що надходить в колону, до температури її кипіння. Однак через складність регулювання процесу доцільно використовувати теплоту конденсації для інших цілей, а не безпосередньо на роботу колони [4].

При безперервній ректифікації сумішей, що складаються більш ніж з двох компонентів, схема установки значно складніше (рисунок 1.4.), так як



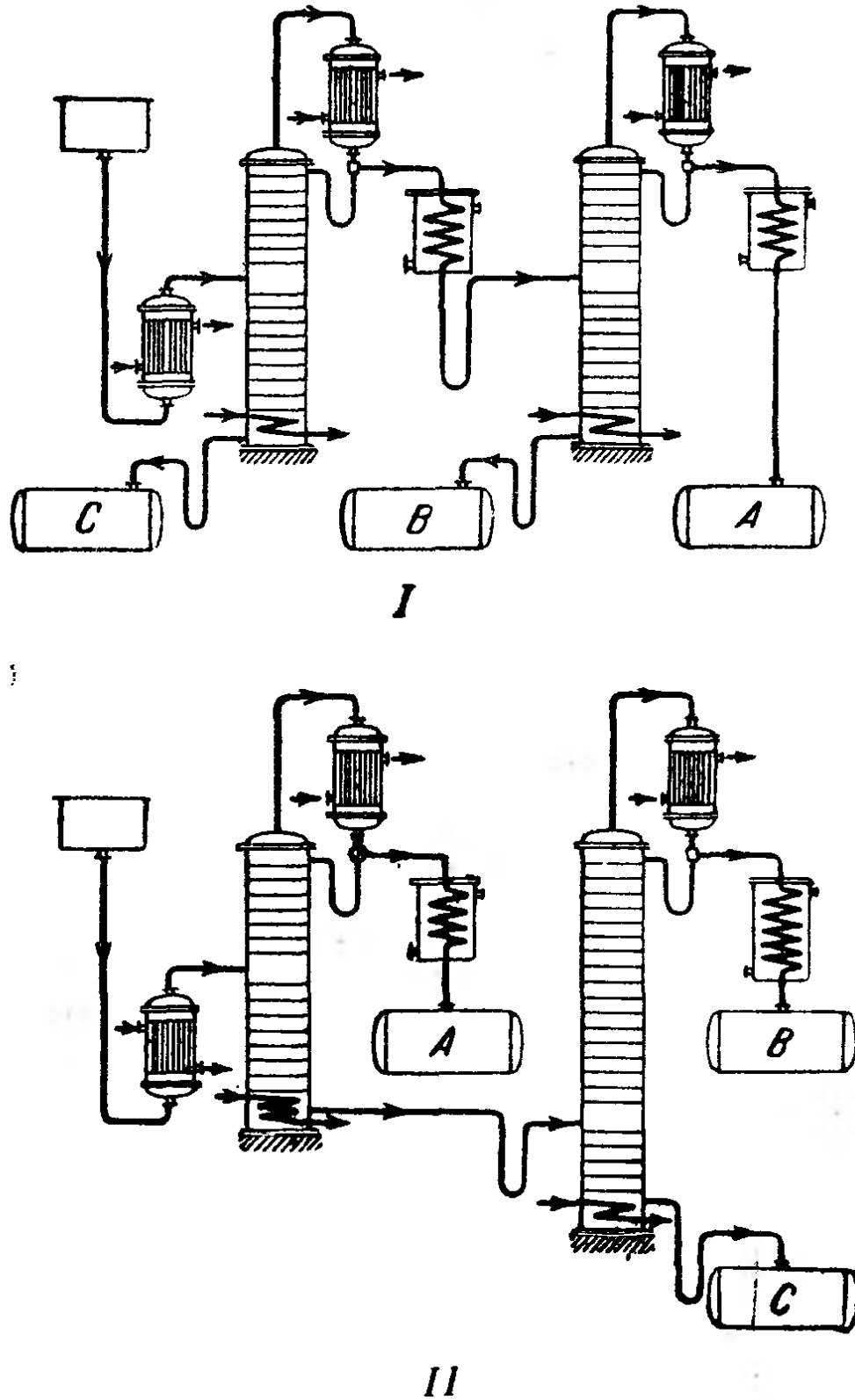


Рисунок 1.4 – Схема установки для ректифікації трикомпонентних сумішей

потрібна колона з дефлегматором для кожного додаткового компонента, і ця колона також повинна складатися з двох частин – вичерпної і укріплюючої.

При безперервній ректифікації суміші, що складається з трьох компонентів, кожен з яких треба виділити в більш-менш чистому вигляді, можливі два варіанти установки, показані на рисунку 1.4. В обох випадках спочатку в одній колоні відокремлюють один компонент від двох інших, а потім в іншій колоні поділяють ці два компоненти один від одного.

За варіантом I в першій колоні відокремлюють найменш летючий з компонентів (компонент С) у вигляді кубового залишку з колони, інші ж два – А і В – в вигляді рідкого дистиляту з холодильника першої колони надходять на перегонку в другу колону, де компонент А, як більш летючий, отримують в дистиляті, а менш летючий компонент В є кубовим залишком, що видаляється з колони. Варіант I іноді кілька видозмінюють, а саме дистилят з першої колони, що складається з суміші компонентів А і В, не конденсують в холодильнику, а у вигляді пари направляють безпосередньо в другу колону, чим досягається деяке зниження витрат теплоносія.

За варіантом II в першій колоні в чистому вигляді виділяють більш летючий компонент А як дистилят, інші ж два компоненти В і С, що отримують в першій колоні як кубовий залишок, безперервно в рідкому вигляді надходять в якості початкової суміші в другу колону, де компонент В виділяється у вигляді дистиляту, а компонент С – як кубовий залишок з колони [5].

### 1.3 Матеріальний баланс ректифікаційної колони

У ректифікаційних колонах вихідна суміш, що подається в середню частину колони, в результаті масообміну між протиточно рухомими парової і рідкої фазами розділяється на два продукти: дистилят, збагачений більш летким компонентом, і кубовий залишок з переважним вмістом менш леткого

компоненту. Принципові схеми здійснення цього процесу в насадкових (апарат з безперервним контактом фаз) і тарілчастих (ступінчастий контакт фаз) колонах показана на рисунку 1.5.

При розгляді безперервної ректифікації будемо нехтувати розподільчою дією кип'ятильника і дефлегматора, тобто кип'ятильник і дефлегматор вважатимемо апаратами відповідно повного випаровування і повної конденсації. Склади фаз будемо характеризувати вмістом більш леткого з компонентів в мольних частках. Позначення витрат, складів і питомих ентальпій показані на рисунку 1.5. В апаратах із ступінчастим контактом фаз  $G_n$ ,  $y_n$  і  $I_n$  характеризують відповідно мольну витрату, склад і ентальпію пари, що мінає з  $n$ -го ступеня, а  $L_n$ ,  $x_n$  і  $i_n$  — мольну витрату, склад і ентальпію рідини, що стікає с  $n$ -й ступеня.

Нехтування розподільчою дією кип'ятильника і дефлегматора еквівалентно допущенню про те, що склад пари, що надходить в колону з кип'ятильника, однаковий зі складом рідини, що надходить в кип'ятильник, а склад флегми однаковий зі складом пара, що надходить в дефлегматор. Це припущення може бути сформульовано у вигляді наступних рівнянь [6]:

$$y_0 = x_1 = x_w \quad (1.1)$$

$$x_{N+1} = y_N = x_p \quad (1.2)$$

Матеріальний баланс колони складається з метою визначення кількості одержуваних продуктів за відомими даними про вихідній сировині і заданої чіткості поділу.

Матеріальний і тепловий баланси процесу безперервної ректифікації бінарних систем можуть бути представлені наступною системою рівнянь [7]:

$$F = P + W \quad (1.3)$$

$$F_{x_F} = P_{x_P} + W_{x_W} \quad (1.4)$$

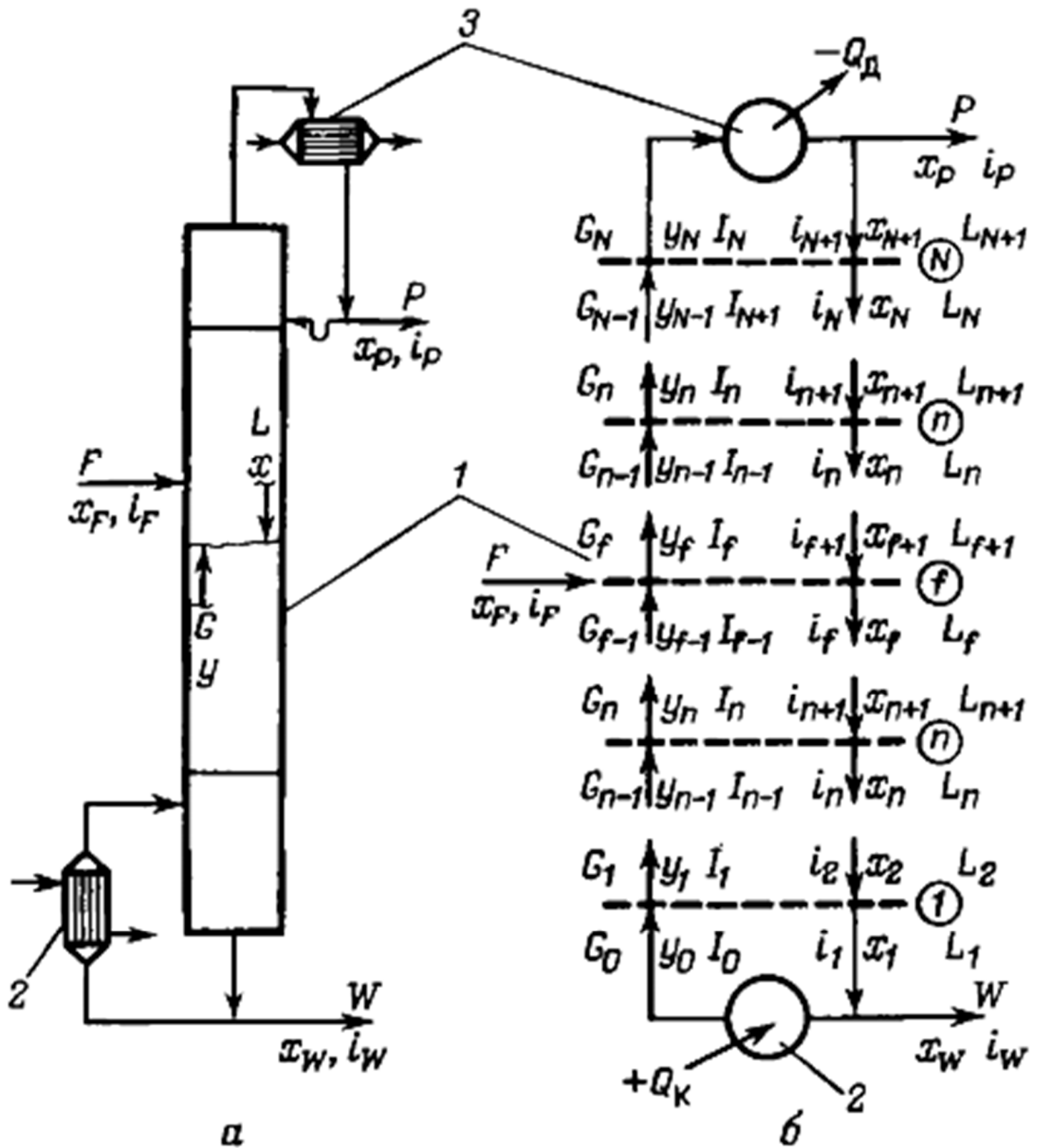


Рисунок 1.5 – Схеми ректифікаційних установок:

1 – ректифікаційна колона

(а – з безперервним контактом фаз, б – зі ступінчастим контактом фаз),

2 – кип'ятильник, 3 – дефлегматор

Зазвичай при розрахунку бінарної ректифікації задані витрата, склад і термодинамічний стан вихідної суміші, а також необхідні склади дистилляту і кубового залишку. Виходячи з цих даних, можна за допомогою рівнянь (1.3, 1.4) визначити витрати дистилляту і кубового залишку [8].

На перший погляд може здатися, що швидкість процесу ректифікації залежить тільки від швидкості підведення теплоти до суміші. Однак насправді це не так. Звичайно, без підведення теплоти процес ректифікації відбуватися не буде. Але швидкість процесу і його ефективність, як і в будь-якому іншому масообмінному процесі, залежать зазвичай від швидкості масопереносу між фазами, тобто від швидкості масовіддачі в фазах. Спряженість процесів масо- і теплопереносу є специфікою ректифікації, що призводить до деяких наслідків, що ускладнює аналіз і розрахунок даного процесу. Деякі з них коротко розглянуті нижче:

1) температура кипіння кубової рідини вище температури кипіння дистилляту (і, звичайно, флегми). Якщо відмінності між цими температурами значні, то внесок масопереносу внаслідок цієї різниці температур (більше збагачення пари низькокиплячим компонентом, а флегми – висококиплячим) може бути помітним;

2) іноді можлива істотна зміна фізичних властивостей середовищ по висоті колони, що може вплинути не тільки на швидкість масопереносу, але навіть і на величину поверхні контакту фаз (погіршення або поліпшення змочуваності насадки, зміна розмірів бульбашок тощо). Остання обставина пов'язана в основному зі зміною поверхневого натягу рідини як наслідок зміни її складу та температури;

3) допущення при аналізі і розрахунку ректифікаційних колон рівності молярних теплот випаровування компонентів іноді може дати досить великі відхилення;

4) нижня частина колони ректифікації працює при більшому зрошенні в порівнянні з верхньою, тому часто необхідно розраховувати верхню і нижню частини колони окремо.

Разом з тим слід зазначити, що всі названі вище ефекти зазвичай прискорюють процес масопереносу. Тому, як правило, при розрахунку є запас потужності і ефективності колони [9].

#### 1.4 Будова робочих ліній на діаграмі $y - x$

**Рівняння лінії робочих концентрацій укріплюючої частини колони.** Для верхнього перетину укріплюючої частини колони (рисунок 1.6), при відсутності втрат і  $P=1$ , матеріальний баланс виражається рівнянням:

$$G_y = G_x + 1 \quad (1.5)$$

Допускаючи, що  $G_y$  і  $G_x$  залишаються постійними по всій висоті колони, можна для будь-якого ступеня зміни концентрації укріплюючої частини колони на підставі останнього рівняння скласти матеріальний баланс легколеткого компонента (при відліку числа тарілок зверху вниз):

$$G_y \cdot y_{n+1} = G_x x_n + x_p \quad (1.6)$$

звідки, розділивши обидві частини рівняння на  $G_y = G_x + 1$ , отримуємо:

$$y_{n+1} = \frac{G_x}{G_x + 1} x_n + \frac{x_p}{G_x + 1} \quad (1.7)$$

або, позначаючи:

$$A = \frac{G_x}{G_x + 1} \quad (1.8)$$

$$B = \frac{x_p}{G_x + 1} \quad (1.9)$$

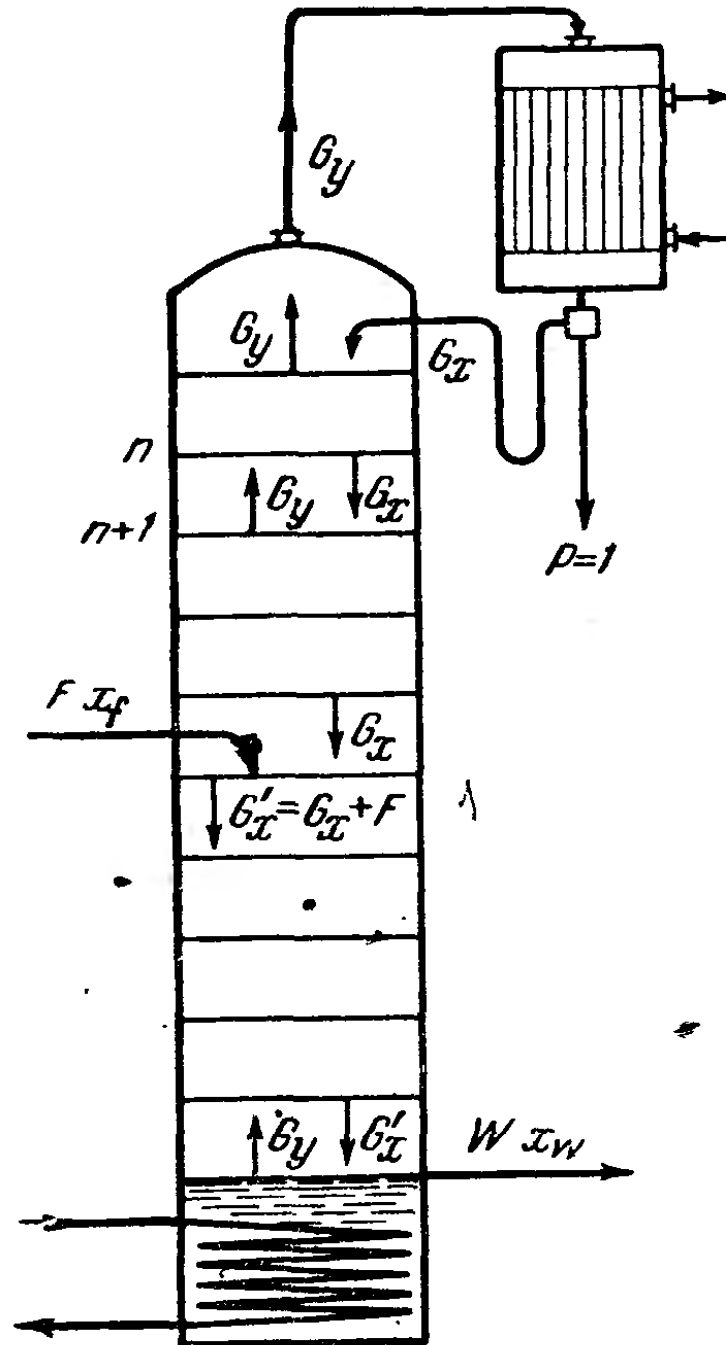


Рисунок 1.6 – До виведення рівняння ліній  
робочий концентрацій ректифікаційної колони

знаходимо:

$$y_{n+1} = Ax_n + B \quad (1.10)$$

Отримане рівняння першого ступеню виражається графічно на діаграмі  $y - x$  прямою, що нахилена до осі  $x$  під кутом, тангенс якого дорівнює  $A = \frac{G_x}{G_x + 1}$ , та відсікає на осі  $y$  відрізок  $B = \frac{x_p}{G_x + 1}$ ; воно є рівнянням робочих концентрацій укріплюючої частини колони [10].

**Рівняння лінії робочих концентрацій вичерпної частини колони.**

Матеріальний баланс для нижнього елемента вичерпної частини колони виражається рівністю<sup>1</sup>:

$$G'_x = G_y + W \quad (1.11)$$

При постійних значеннях величин  $G_y$  і  $G_x = G'_x + F$  для будь-якого перетину колони можна з рівняння (1.11) отримати баланс для легколеткого компонента:

$$G'_x x'_n = G_y y'_{n+1} + W x_w \quad (1.12)$$

Для тарілки, на яку надходить початкова суміш, рівняння матеріального балансу має такий вигляд:

$$G'_x = F + G_x \quad (1.13)$$

і для всієї колони (при  $P=1$ ):

$$F = W + 1 \quad (1.14)$$

Підставивши до рівняння (1.12) значення  $G_y = G'_x - W$  з рівняння (1.11),  $G'_x = F + G_x$  з рівняння (1.13) та  $W = F - 1$  з рівняння (1.14) та вирішив отримане рівняння відносно  $x'_n$ , отримуємо:

$$x'_n = \frac{G_x + 1}{F + G_x} y'_{n+1} + \frac{F - 1}{F + G_x} x_w \quad (1.15)$$

<sup>1</sup> Примітка:

Величини, що відносяться до укріплюючої частини колони, приводяться без індексів, а ті ж величини для вичерпної частини мають індекс (')



Вводимо позначення:

$$A' = \frac{G_x + 1}{F + G_x} \quad (1.16)$$

$$B' = \frac{F - 1}{F + G_x} x_w \quad (1.17)$$

та отримуємо, так само як і для укріплюючої частини колони, рівняння першого ступеня:

$$x'_n = A' y'_{n+1} + B' \quad (1.18)$$

яке зображується прямою, що нахилена до осі  $y$  під кутом, тангенс якого дорівнює  $A'$ , та відсікає на осі  $x$  відрізок  $B'$ . Отриманий вираз є рівнянням лінії робочих концентрацій вичерпної частини колони [10].

**Побудова ліній робочих концентрацій.** Користуючись кривою рівноваги і рівняннями лінії робочих концентрацій, можна графічно визначити число ступенів зміни концентрації, необхідне для поділу суміші в заданих межах концентрації.

Зазвичай бувають задані величини  $x_f$ ,  $x_w$ ,  $x_p$ ,  $F$ . Для нанесення ліній робочих концентрацій необхідно ще знати числове значення флегмового числа  $G_x$ .

Викреслимо (рисунок 1.7) в деякому масштабі в координатах  $x$  і  $y$  криву рівноваги  $y_p = f(x)$  і нанесемо на діаграму діагональ, рівняння якої, як відомо, буде  $y = x$ , що означає, що для будь-якої точки, що лежить на діагоналі діаграми, склад пара дорівнює складу рідини.

Відповідно до прийнятого раніше допущення, що склад рідини, що стікає з дефлегматора в колону, дорівнює складу пари, що піднімається з колони, можна для верхнього перетину колони написати рівняння:

$$y_1 = Ay_1 + B \quad (1.19)$$

або

$$y_1(1 - A) = B \quad (1.20)$$

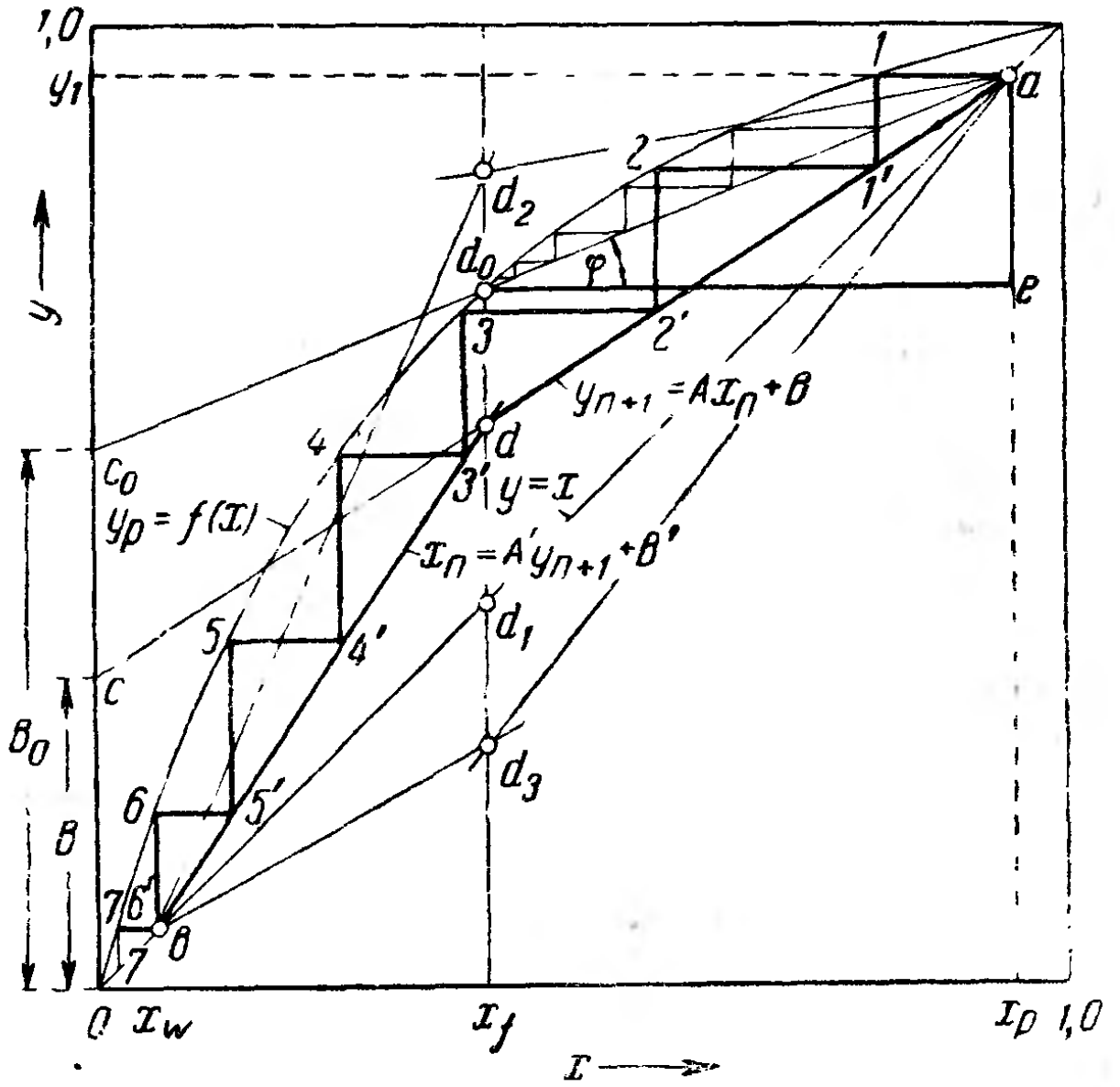


Рисунок 1.7 – Побудова ліній робочих концентрацій

Підставимо сюди значення А та В, знаходимо:

$$y_1 \left( 1 - \frac{G_x}{G_x + 1} \right) = \frac{x_p}{G_x + 1} \quad (1.21)$$

звідки

$$y_1 = x_p$$

Це означає, що пряма робочих концентрацій зміцнювальної частини колони проходить через точку *a* на діагоналі діаграми, для якої

$$y = x_p$$

Так як  $B = \frac{x_p}{G_x + 1}$ , відкладаємо при відомому числовому значенні  $G_x$

на осі ординат відрізок  $B = \frac{x_p}{G_x + 1}$  і знаходимо точку *c*. Проводимо через точки *a* і *c* пряму, отримуємо лінію *ac* робочих концентрацій укріплюючої частини колони.

Для заданого складу  $x_w$  залишку, що витікає з нижнього елемента вичерпної частини колони, знайдемо на діагоналі точку *b* з абсцисою  $x_w$ , що лежить на прямій робочих концентрацій вичерпної частини колони. Другу точку цієї ж прямої знайдемо на перетині обох прямих ліній робочих концентрацій, спільно вирішуючи рівняння:

$$y_{n+1} = \frac{G_x}{G_x + 1} x_n + \frac{x_p}{G_x + 1}$$

і

$$x_n = \frac{G_x + 1}{F + G_x} y_{n+1} + \frac{F - 1}{F + G_x} x_w$$

Підставивши значення  $y_{n+1}$  з рівняння (1.7) у рівняння (1.15), отримуємо:

$$x_n F = x_p + (F - 1)x_w \quad (1.22)$$

Але  $F = W + 1$  та  $x_p + x_w W = x_f F$  отже:

$$x_n F = x_p + (F - 1)x_w = x_f F \quad (1.23)$$

звідки

$$x_n = x_f$$

Це означає, що лінії робочих концентрацій на діаграмі  $y-x$  перетинаються в точці  $d$ , що лежить на вертикалі  $x_f$ , і, таким чином, лінію робочих концентрацій вичерпної частини колони можна побудувати у вигляді прямої, що проходить через точку  $b$  з абсцисою  $x_w$  на діагоналі діаграми і точку  $d$  перетину лінії робочих концентрацій укріплюючої частини колони з вертикаллю  $x_f$  [1].

### 1.5 Визначення мінімального флегмового числа

У технологічних розрахунках зручніше представляти масові витрати фаз по відношенню до кількості дистилляту, що відводиться. Це відношення називають флегмове число, що показує скільки киломолей флегми повертається в колону на зрошування по відношенню до одного киломолю дистилляту, що відводиться.

Практично флегмове число не буває задано, і при розрахунках ректифікаційних колон треба правильно це число підібрати. Між флегмове числом і числом ступенів зміни концентрацій існує певна залежність, що порівняно легко можна простежити по діаграмі рисунок 1.8.

При перетині ліній робочих концентрацій на лінії рівноваги в точці  $d_0$  робоча концентрація дорівнює рівноважній; за рівнянням масопередачі це можливо тільки при нескінченно великому числі ступенів зміни концентрації або нескінченно великій поверхні фазового контакту. Це видно і з того, що в разі перетину робочою лінією кривої рівноваги число ступенів ламаної між робочою лінією і кривою рівноваги дорівнює нескінченності. В цьому випадку флегмове число  $G_x$ , очевидно, має бути мінімальним. Дійсно, за рівнянням (1.9):

$$G_x = \frac{x_p - B}{B} \quad (1.24)$$

З діаграми на рисунку 1.7 видно, що при перетині ліній робочих концентрацій на кривій рівноваги (точка  $d_0$ ) відрізок  $B$  по осі ординат матиме максимальну величину ( $B_0$ ) і, отже,  $G_x$  буде мінімальним.

Мінімальне значення флегмового числа  $(G_x)_{min}$  графічно визначається так: з точки  $a$  (на діагоналі діаграми), що має абсциссу  $x_p$ , проводять пряму через точку  $d_0$  перетину лінії  $x_f$  з кривою рівноваги, до перетину з ординатою в точці  $c_0$ . Підставляючи отримане (за масштабом) значення відрізка  $B_0$  в рівнянні (1.24), отримують мінімальне значення флегмового числа:

$$(G_x)_{min} = \frac{x_p - B_0}{B_0} \quad (1.25)$$

Мінімальне значення флегмового числа можна знайти і аналітично. З діаграми рисунок 1.7 випливає, що:

$$A = \frac{(G_x)_{min}}{(G_x)_{min} + 1} = \operatorname{tg} \varphi = \frac{ae}{ed_0} = \frac{y_p - y_f}{x_p - x_f} = \frac{x_p - y_f}{x_p - x_f} \quad (1.26)$$

Якби лінії робочих концентрацій перетиналися в точці  $d_1$  на діагоналі діаграми, тобто якби напрямок ліній робочих концентрацій збігався з діагоналлю діаграми, то відрізок на осі ординат  $B = 0$  і за рівнянням (1.24) флегмове число мало б бути нескінченно великим. При цьому число ступенів зміни концентрацій було б мінімальним. Практично такий випадок може мати місце при роботі ректифікаційної колони без відбору дистилляту, тобо при  $G_x = G_y$ .

На практиці лінії робочих концентрація повинні перетинатися на діаграмі в точці  $d$ , що лежить по лінії  $x_f$  нижче кривої рівноваги і вище діагоналі, і дійсне флегмове число повинне бути більше мінімального. Залежно від умов ректифікації і властивостей суміш, що розділяється, ректифікаційні колони працюють при флегмовому числі  $G_x = k(G_x)_{min}$ , де:

$$k = 1,4 \div 2$$

Характер залежності між флегмовим числом  $G_x$  і числом ступенів зміни концентрації  $N_c$  колони показаний на рисунку 1.8. Дійсне флегмове число визначають, будуючи таку залежність для заданих умов перегонки.

З графіка  $G_x = f(N_c)$  видно, що, починаючи з деякої величини  $G_x$ , подальше зменшення флегмового числа призводить до різкого збільшення числа ступенів зміни концентрації. Тому на кривій відбирають точку  $M$ , що лежить в безпосередній близькості від ділянки, що відповідає вказаному вище зростанню числа ступенів змін концентрації.

У всіх випадках при виборі флегмового числа необхідно врахувати що зі збільшенням флегмового числа число ступенів зміни концентрації, а отже, і висота колони зменшується, але при цьому пропорційно зростає витрата тепла на ректифікацію, і, навпаки зі зменшенням флегмового числа витрата тепла відповідно зменшується, але при цьому колона повинна мати більшу кількість ступенів змін концентрації або більшу висоту [1].

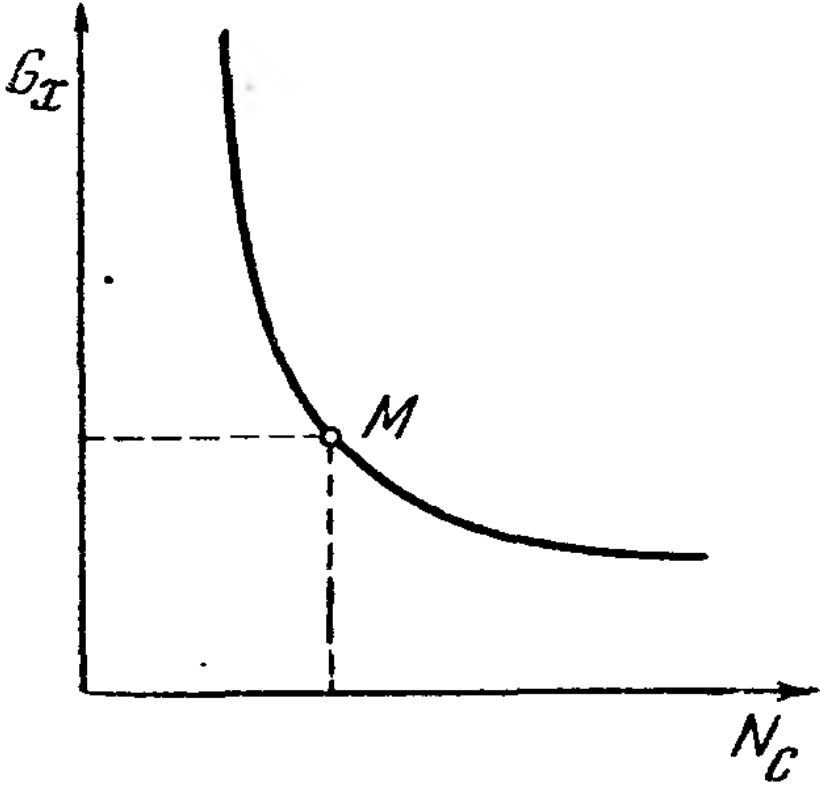


Рисунок 1.8 – Залежність між флегмовим числом  $G_x$  та числом ступеней зміни концентрації  $N_c$

## 1.6 Будова насадкової ректифікаційної колони

Процеси ректифікації здійснюються в апаратах, технологічна схема яких залежить від призначення апарату і тиску в ньому, а конструкція – від способу організації контакту фаз.

Сучасні ректифікаційні апарати можна класифікувати в залежності від технологічного призначення, тиску і внутрішнього пристрою, що забезпечує контакт між парою і рідиною.

За технологічним призначенням ректифікаційні апарати поділяються на колони атмосферно-вакуумних установок, термічного і каталітичного крекінгів, вторинної перегонки нафтопродуктів, а також на колони для ректифікації газів, стабілізації легких нафтових фракцій тощо.

Залежно від застосовуваного тиску апарати поділяються на вакуумні, атмосферні і працюючи під тиском.

Залежно від внутрішнього устрою розрізняють апарати тарілчасті, насадкові, плівкові і роторні (з обертовими деталями). У нафтовій, нафтохімічній і газовій промисловостях в даний час найбільш широко поширені тарілчасті і насадкові колони.

До сучасних ректифікаційних апаратів ставляться такі вимоги: висока роздільна здатність і продуктивність, достатня надійність і гнучкість в роботі, низькі експлуатаційні витрати, невелика вага і, нарешті, простота і технологічність конструкції. Останні вимоги не менш важливі, ніж перші, оскільки вони не тільки визначають капітальні витрати, а й значною мірою впливають на величину експлуатаційних витрат, забезпечують легкість і зручність виготовлення апарату (особливо при серійному виготовленні), монтажу і демонтажу, ремонту, контролю, випробування, а також безпеку експлуатації та ін.

Насадкові колони застосовуються головним чином для перегонки високоагресивних або вузьких продуктів, а також при необхідності мати



невеликий перепад тиску або малий запас рідини в колоні. Нові типи високоефективної насадки застосовуються також для поділу компонентів, що мають близькі температури кипіння [11].

Насадкова колона ректифікації – це циліндричний вертикальний апарат, заповнений по всій висоті або на окремих ділянках так званою насадкою певних розмірів і конфігурації.

Схема пристрою насадкової ректифікаційної колони показана на рисунку 1.9. Колона складається з двох частин: верхньої – укріплюючої і нижньої – вичерпної. Усередині кожної частини колони знаходяться решітки, на які укладається насадка. Зверху укріплюючої частини колони встановлені пристосування для кип'ятильника. Пари надходять під решітку вичерпної частини колони і проходять по ній знизу вгору; рідина, навпаки, протікає зверху вниз. В результаті контакту парів з рідиною відбувається поступове збагачення пари легколетким компонентом, а рідини – важко летким компонентом [12].

Пройшовши колону, пари направляються, як зазвичай, в дефлегматор, а рідина з низу вичерпної частини колони частково відбирається у вигляді кубового залишку, що містить відносно чистий менш летючий компонент, а частково йде в кип'ятильник. Насадку завантажують в колону через верх, а для вивантаження її в обох частинах колони влаштовані спеціальні люки [1].

Насадки являють собою тверді тіла різної форми, які завантажують в корпус колони в навал або укладають певним чином. Розвинена поверхня насадок зумовлює значну поверхню контакту пара і рідини.

Для заповнення насадок колон широко застосовують кільця Рашига, виготовлені з різних матеріалів, що забезпечує універсальність їх практичного використання. Однак кільця Рашига мають відносно невисокою продуктивністю і порівняно високий опір. Останнє обмежує їх застосування для вакуумних процесів.

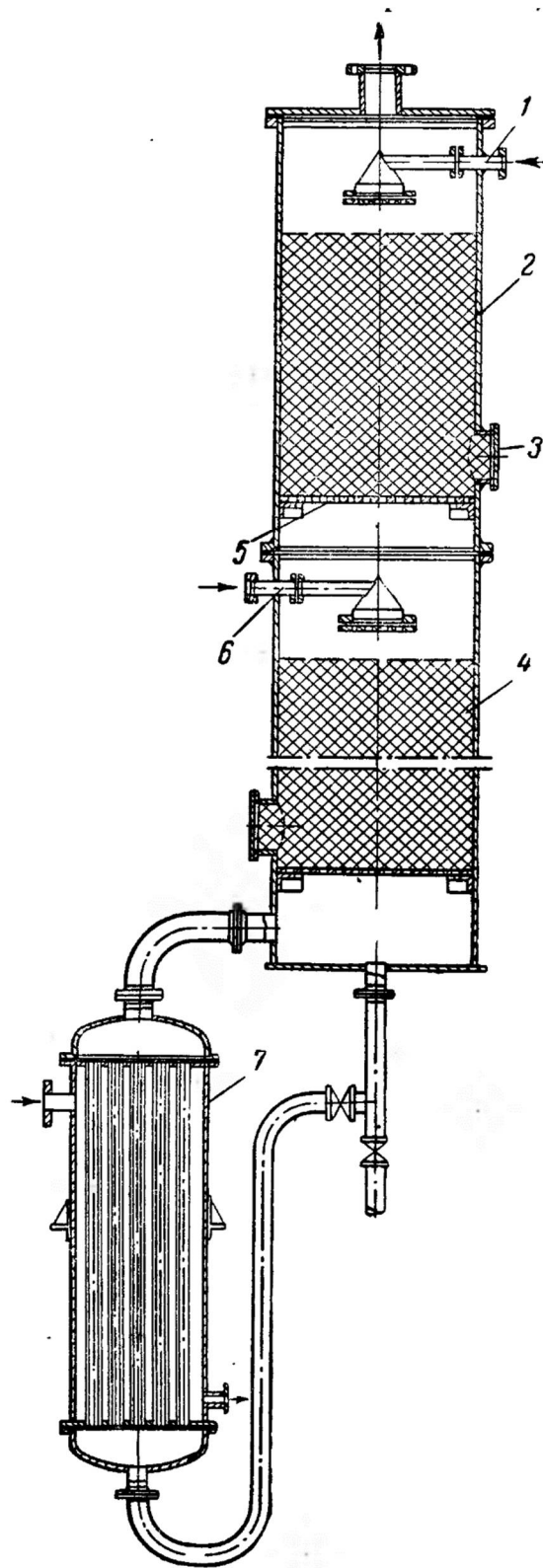


Рисунок 1.9 – Схема насадкової ректифікаційної колони:

1 – розподільувач флегми; 2 – корпус; 3 – люки для вивантаження насадки; 4 – насадка; 5 – решітка; 6 – розподільувач вихідної суміші;

7 – кип'ятильник [1]

Створені в останні роки різні модифікації кілець Рашига – кільця Паля, кільця Борад і інші дозволили отримати кращі робочі характеристики, ніж при кільцях Рашига. У зв'язку з необхідністю створення насадок з низьким гідравлічним опором були розроблені різні варіанти регулярного укладання насадкових тіл, блокові насадки, а також насадки з сіток різних конструкцій.

Насадку укладають на опорні розподільні решітки та плити. Вільний перетин таких пристроїв має бути по можливості більший і наближатися до величини вільного об'єму насадки. Щоб насадка працювала ефективно, поверхня насадки повинна добре змочуватися рідиною [11].

Однак рівномірний розподіл рідини по всій висоті насадки по перетину колони зазвичай не досягається, що пояснюється пристінковим ефектом. Внаслідок цього рідина має тенденцію розтікатися від центральної частини колони до її стінок (рисунок 1.10). Рідина практично повністю відтісняється від місця введення вихідної суміші до периферії колони на відстані, рівному чотирьом-п'яти її діаметрів. Тому часто насадку в колону завантажують секціями висотою в чотири-п'ять діаметрів (але не більше 3–4 метрів в кожній секції), а між секціями (шарами насадки) встановлюють перерозподільвачі рідини (рисунок 1.11), призначення яких полягає в спрямуванні рідини від периферії колони до її осі [9].

Застосування насадкових колон обмежується їх порівняно невеликими діаметрами (близько 0,8–1,0 м). Подібне становище в основному пояснюється тим, що в колонах великого діаметра рідина і газ можуть рухатися через різні перетини, не взаємодіючи один з одним; ефективність поділу при цьому буде різко падати. Однак правильна організація гідродинамічного режиму і застосування високоефективної насадки дозволяють значно зменшити виборчий рух фаз і отримати високу ефективність розділення навіть в колонах великого діаметра [14].

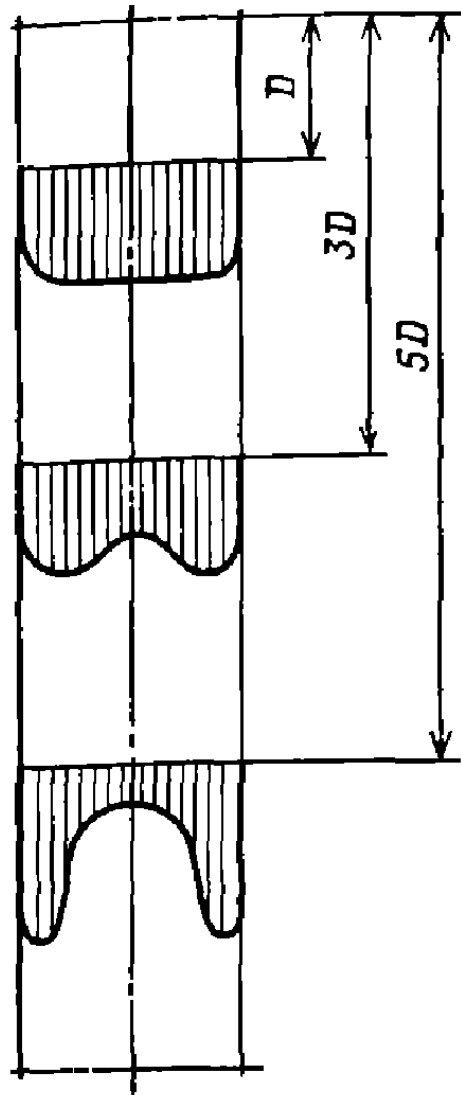


Рисунок 1.10 – Розподілення зрошуючої рідини за висотою насадкової КОЛОНИ

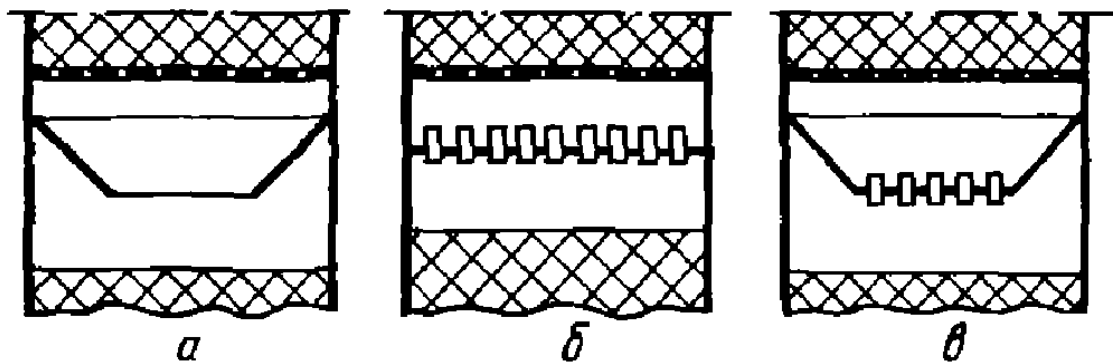


Рисунок 1.11 – Перерозподілювачі рідини між шарами насадки:  
а – конічний, б – патрубковий, в – конічний з патрубками

Насадкові колони з високоефективною і порівняно недорогий насадкою при правильній організації гідродинамічного режиму в багатьох випадках можуть виявитися навіть значно більш економічними, ніж тарілчасті [8].

### 1.7 Розподіл пари та рідини у насадковій колоні

Основною умовою ефективної роботи насадкових колон є повна змоченість всієї насадки апарата та рівномірний розподіл газу та рідини в кожному поперечному перетині насадки.

**Розподіл газу.** Найбільш простим та ефективним засобом отримання рівномірного поля швидкостей газу є використання пристроїв, що утворюють розосереджений за перетином апарату опір [15]. Рівномірний розподіл газу легко досягається у колонах великого діаметру, оскільки колосники колон, що підтримують насадку, можуть розраховуватись, як розподільні тарілки. Їх живий перетин  $S$  обирається з умови  $S \geq S_n$ , а відстань між колосниковими решітками визначається умовою  $b = (0,6 \div 0,7) d_{max}$ , де  $d_{max}$  – діаметр найбільшого насадкового тіла (зазвичай регулярно улаштовані кільця з  $d_{max} = 100 - 150$  мм). Насадку, що розташовується на колосниках, можна розглядати, як основну решітку, що забезпечує повне вирівнювання струмочків газу вже при висоті шару насадки близько 0,3 м.

Необхідний та достатній фронт розтікання газу на вході до решітки  $S_p$  визначається за формулою (1.27), що є придатною для оцінки ступеня розтікання потоку за всіма поперечними перетинами насадки:

$$\frac{S_p}{S_k} = \frac{S_z}{S_k} \sqrt{\frac{1 + \zeta_{mp}}{N_0}} \quad (1.27)$$

При центральному набіганні струменя оптимальні значення  $\zeta_{mp}$ , що забезпечують рівномірне поле швидкостей, для різноманітних решіток визначається формулою:

$$\zeta_{mp} = 3,3 \left[ N_0 \cdot \left( \frac{S_k}{S_0} \right)^2 - 1 \right] \quad (1.28)$$

При боковому введенні потоку в апарат формула (1.28) має вигляд:

$$\zeta_{mp} = N_0 \cdot \left( \frac{S_k}{S_0} \right)^2 - 1 \quad (1.29)$$

Введення газу в апарат виконується так, щоб уникнути закручування потоку в камері та його завихрення на вході, що приводять до нерівномірного розподілу газу і концентрування звішених часток перед решіткою. Для цього застосовують плавно окреслені дифузори (часто оснащені розділовими сітками), строго симетричні діаметральній площині перетину колони.

При роботі колон великого діаметру опори колосникової решітки доцільно розташовувати так, щоб вони служили одночасно системою екранів для вирівнювання концентрації зважених часток [16].

Для введення газу в насадкові колони невеликого перетину використовують патрубки, відігнуті догори під кутом  $90^0$  та оснащені розподільними насадками витікання у вигляді суцільних або перфорованих конусів, набори співвісних дифузорів тощо [15]. В порожнистих колонах достатньо рівномірний розподіл газу досягається при введенні його через патрубок, відігнутий під кутом  $90^0$  до основи апарату. Іноді застосовують косий зріз патрубка введення газу (див рисунок 1.12) [16]

Для колон діаметром до 2 м з регулярно влаштованою насадкою рекомендується встановлення паралельно покладених колосників (рисунок 1.13а) [17]. Встановлення замість колосників (іноді над ними) перфорованих дірчастих плит, живий перетин яких, як правило, не перевищує 20 – 25% вільного перетину колони, утворює надлишковий опір газовому потоку.

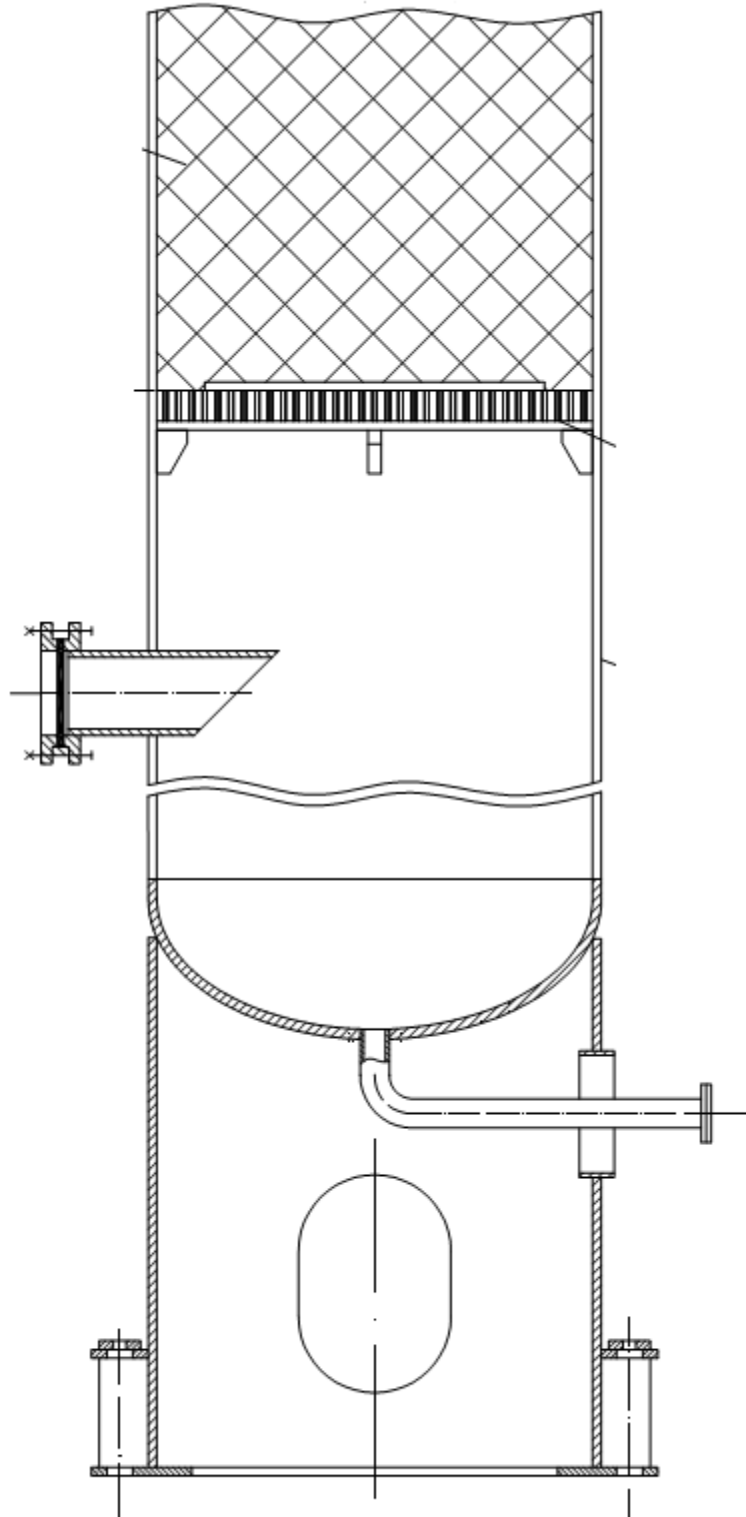
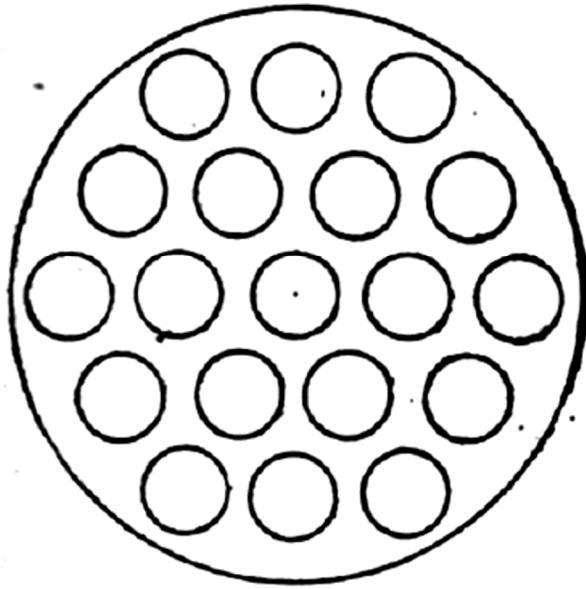
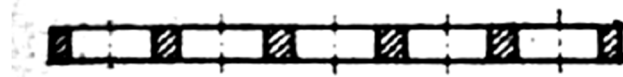
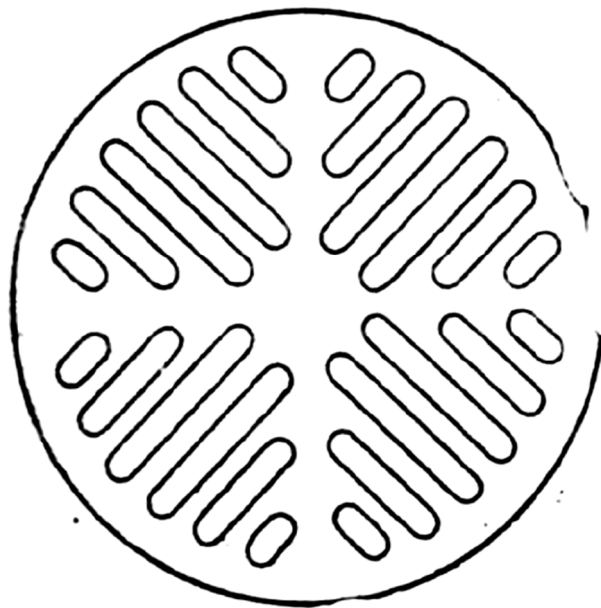


Рисунок 1.12 – Приклад улаштування косого зрізу патрубка введення газу у насадковому абсорбері



а



б

Рисунок 1.13 – Опорні плити насадки:

а – з круглими прорізами, б – з хордовими прорізами



При їх установці порушується умова  $S \geq S_n$ , а при експлуатації колони при високих навантаженнях може наступити захлинання насадки. У плитковпачкового типу з переливними прорізами сумарна площа отворів для проходження газу досягає в середньому 55 – 60%  $S_k$ , тож їх використання більш прийнятне [18].

Умови виведення газу також мають вплив на рівномірність його розподілу за перетином, але в меншому ступені, ніж умови його введення. При прискоренні потоку газу на підході до штуцера газоходу статичний тиск у наднасадковому просторі знижується, тому вихідний (забірний) отвір газоходу має відсмоктувальну дію. Найбільше підвищення швидкостей за перетином апарату відбувається в зоні площиною, що дорівнює приблизно площині вихідного отвору. Цю локальну зміну швидкостей слід враховувати при встановленні розприскувачів рідини [15].

Використання в колонах з невпорядкованою насадкою пристроїв для відведення рідини зі стінок всередину насадки (наприклад, кругові жолоби з відвідними трубками, гладенькі або перфоровані усічені конуси тощо) малоефективне та заважає руху газового потоку через апарат.

Присутність рідинної плівки на елементах насадки помітно не впливає на розподілення газу (але не на втрати напору), тоді як в полих колонах, заповнених великим краплями, можна очікувати впливу рідини, що падає, на рівномірність розподілу газу [16].

**Розподіл рідини в насадці колони.** Зрошувана насадка не має такого вирівнюючого впливу на потік рідини, як на потік назу. Це пояснюється відмінністю в характері течії крапельної рідини та рідини, що стискається (газу) через шар кілець. Введений до колони газ розтікається за торцем насадки (зазвичай нижнім) як за фронтом насадки (формули 1.27, 1.28) та заповнює весь вільний об'єм насадкових тіл. В рідини, що подається на зрошення колони (не залежно від типу зрошувального пристрою колони), подібне розтікання відсутнє; для її розподілу всередині апарату характерна

плівкова течія по внутрішній та зовнішній поверхні насадкових тіл. При кільцевій насадці (рисунок 1.14, 2 та 3) невелика кількість рідини падає також у вигляді крапель, струменів та відображений бризгів всередині кільця та між ними, а при використанні хордової та листової насадки – у вільному просторі між її площинами.

При завантаженні колони кільцями Рашига близько 10% всієї рідини, що зрощує, може перебувати всередині насадки у вигляді застійних зон або зон, що повільно оновлюються, які виникають на ділянках примикання кільця [19], причому саме в цих зонах небезпека засмічення апарату сторонніми включеннями або осадами найбільша. Оскільки рідина, на відміну від газу, не розтікається за фронтом насадки, завантаженої до апарату, для створення сприятливих початкових умов змочування застосовують розбризкування рідини або її розподілення зрощувальними пристроями на окремі потоки, що рівномірно розподілені за торцем насадки [16].

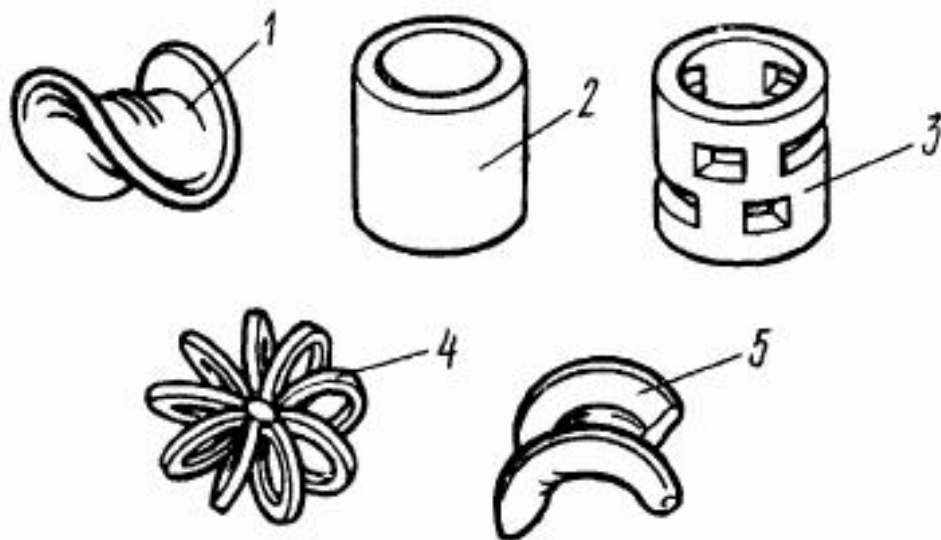


Рисунок 1.14 – Основні типи насадок:

- 1 – сідлоподібна насадка Інталокс, 2 – кільця Рашига, 3 – кільце Паля,  
4 – розетка Телера, 5 – сідлоподібна насадка Берля.

## 1.8 Методи дослідження кінетики абсорбції

Експериментальне дослідження кінетики абсорбції проводять для отримання показників, за якими може бути розраховано виробничий апарат, а також для перевірки тих чи інших моделей абсорбції та виявлення впливу різних факторів.

Кінетику абсорбції вивчають у лабораторних умовах або на укрупнених апаратах, що представляють собою моделі промислових апаратів. Дослідження на укрупнених моделях дають більш надійні результати, які часто можна використовувати для проектування виробничих апаратів. Однак, внаслідок коштовності та трудомісткості частіше використовуються лабораторні дослідження, завдяки яким можна отримати достатньо задовільні дані для розрахунку промислових апаратів.

Лабораторні дослідження проводяться статичними або динамічними методами.

При статичному методі визначений об'єм газу приводять у стикання з рідиною в замкненому об'ємі впродовж деякого проміжку часу та визначають швидкість поглинання газу за зміною тиску в цьому об'ємі. Таким чином, дослід проводиться при постійному об'ємі газу.

Видозміненим варіантом досліду є його виконання при постійному тиску. В цьому випадку в замкнутому об'ємі, в якому газ стикається з рідиною, підтримується постійний тиск шляхом введення в цей об'єм чистого компонента, що абсорбується, з газової бюретки. Кількість поглинутого газу визначають за швидкістю зменшення його об'єму у бюретці (рисунок 1.15)

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

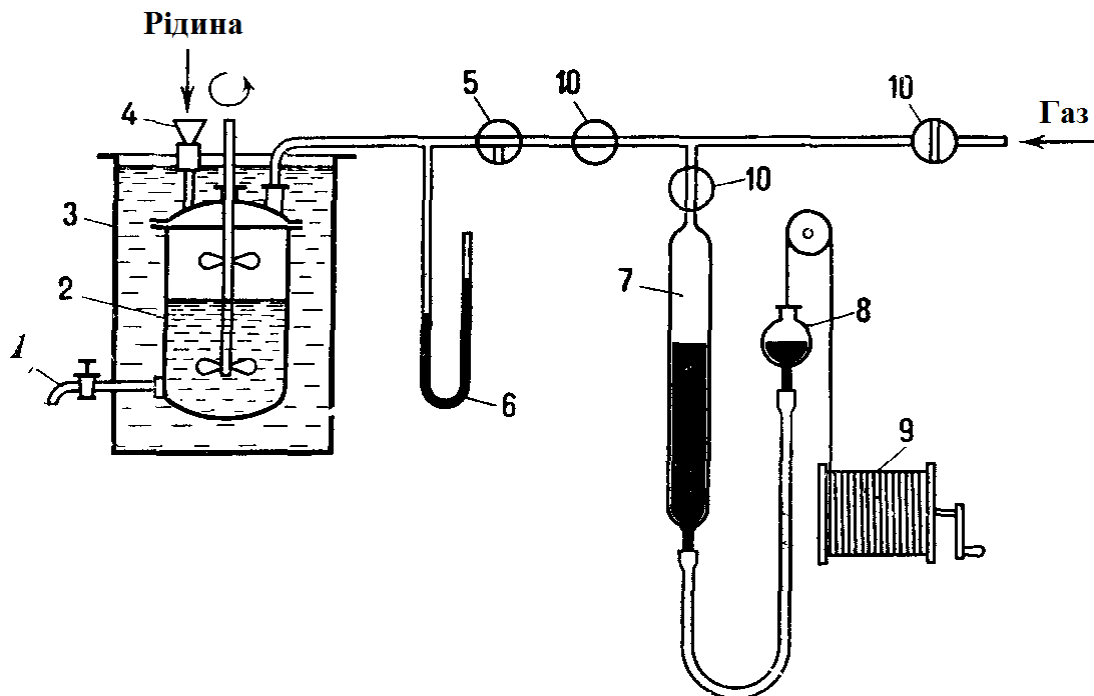


Рисунок 1.15 – Схема установки для дослідження швидкості абсорбції статичним методом (при постійному тиску) в посуді з мішалкою:

- 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 [20].

При динамічних методах газову суміш з відповідною швидкістю пропускають через апарат, в якому знаходиться поглинач.

пропускають через поглинач при сталих швидкостях, Кількість поглинутого компонента визначають за аналізом газу, що поступає та що відводиться, а також за аналізом рідини. Остання може заздалегідь вводитися до апарату, тож її склад змінюється під час досліду. Для наближення до умов роботи виробничих апаратів рідину можна безперервно вводити до апарату та виводити з нього.

При проведенні дослідів вимірюють витрати газу та рідини, щоб вдалося звести матеріальний баланс за газовою та рідкою фазами. При ретельному виконанні дослідів нев'язка балансу зазвичай не перевищує 10% [20].

### 1.9 Масовіддача у газовій фазі

При абсорбції розчинених газів активна поверхня контакту фаз невідома, тому на основі дослідів зазвичай визначають коефіцієнт масовіддачі  $\beta_{zv}$ , причому  $\beta_{zv}$  виявляється залежним не тільки від масової швидкості газу  $W_z$ , але і від масової швидкості рідини  $W_p$ , оскільки остання впливає на величину  $a_e$ , що входить до добутку  $\beta_{zv} = \beta_z a_e$ .

Об'ємні коефіцієнти масовіддачі  $\beta_{zv}$  можна виразити емпіричним рівнянням:

$$\beta_{zv} = A W_z^m W_p^n \quad (1.30)$$

Значення  $A$ ,  $m$  та  $n$ , отримані різними дослідниками, наведені у таблиці 1.1.

Гільденблат [31] запропонував для розрахунку масовіддачі користуватися рівнянням:

$$Nu'_z = c Re_z^m (Pr'_z)^{1/3} \quad (1.31)$$

Таблиця 1.1 – Значення постійних  $A$ ,  $m$  та  $n$  для рівняння (1.30)

№ з/п	Автори	Насадки	$A$	$m$	$n$
1	2	3	4	5	6
2	Двайр, Додж [22]	Кільця (13 мм) Кільця (25 мм) Кільця (38 мм)	3,3 0,345 0,99	0,77 0,9 0,72	0,2 0,39 0,38
3	Молстед зі співр. [23]	Кільця (25 мм) Сідла (25 мм) Кільця з перегородками в укладку (75 мм) Хордова Блочна	4,07 0,54 0,023 0,083 27,3	0,88 0,75 0,42 0,66 0,54	0,09 0,4 1,06 0,61 0,11
4	Перслі та ін. [24]	Блочна	8,1	0,839	0 ( $W_p > 4900$ )
5	Онда зі співр. [25]	Кільця (10 мм) Кільця (15 мм) Кільця (25 мм) Сідла (13 мм) Сідла (25 мм)	0,96 1,08 0,84 0,36 0,39	0,797 0,797 0,741 0,808 0,829	0,34 0,326 0,382 0,452 0,429
6	Борден, Сквайр [26]	Кільця (25 мм)	4,14	0,5	0,4
7	Догерті, Джонсон [26]	Кільця (25 мм)	5,35	0,535	0,36
8	Вен [27]	Сідла (25 мм)	0,47	0,655	0,477
9	Крашенніков [28]	Кільця (15 мм) Кокс (20 мм) Хордова (10x50 мм), $t = 20$ мм	0,047 0,012 0,64	0,78 0,93 0,57	0,6 0,7 0,52
10	Хатчінгс зі співр. [29]	Кільця (10 мм) Кільця (13 мм) Кільця (20 мм) Кільця (32 мм)	5,4 4,92 3,9 2,33	0,8 0,8 0,8 0,8	1,03 0,9 0,75 0,6
11	Сахаї, Шарма [30]	Насадки – керамічні кільця (25 мм) – «Інталокс» (25 мм) Насадки з пластичних мас – кільця (25мм) – «Інталокс» (25 мм) – кільця Паля (25 мм) Кільця Паля (25 мм) з нержавіючої сталі	0,66 0,53 0,61 0,43 0,59 4,23	0,64 0,7 0,735 0,75 0,68 0,58	0,48 0,48 0,41 0,45 0,47 0,38

Замінюючи в ньому критерій  $Re_z$  на  $Re_{oz}$ , розрахованого за рівнянням:

$$Re_{oz} = \frac{\omega_{відн} d_{екв}}{\nu_z} \quad (1.32)$$

Онда зі співр. [25] запропонували, що активна поверхня пропорційна змоченій поверхні і, визначивши останню за формулою:

$$\varphi_{\omega} = 1 - A \exp(-b Re_p^p) \quad (1.33)$$

розраховували значення  $\beta_z$  на основі своїх дослідів та даних інших дослідників. Результати узагальнені рівнянням [20]:

$$Nu'_z = A \varepsilon^p Re_z^{0,8} Ga_z^q (Pr'_z)^{1/3} \quad (1.34)$$

Постійні  $A$ ,  $p$  та  $q$  мають значення, наведені у таблиці 1.2.

Таблиця 1.2 – Значення постійних  $A$ ,  $p$  та  $q$  у рівнянні (1.34)

Насадки	$A$	$p$	$q$
1	2	3	4
Кільця внавал	0,0142	0,52	0,16
Сідла	0,0058	0,34	0,22

Розглянуті методи розрахунку  $\beta_z$  вимагають використання деяких величин (наприклад, коефіцієнта дифузії  $D_z$ ), які не завжди відомі. Тому представляють інтерес методи, засновані на проведенні експериментів з конкретною системою в лабораторному апараті з наступним перерахунком на ту чи іншу насадку з використанням поправного множника.

На практиці за приведеної швидкості газу 0,5–1,5 м/с об'ємний коефіцієнт масовіддачі досягає 1000–10000 м/год, а висота одиниці переносу  $h_z$  – від 0,2 до 1 м [20].

Відмічають більш високе зростання  $\beta_{zv}$  зі збільшенням  $Re_z$  в режимі підвисання. Це пояснюється відповідним підвищенням долі активної поверхні, яка при наближенні до точки інверсії фаз наближується до одиниці [32–34]. Досліди, проведені в колоні діаметром 500 мм, показали, що при регулярних насадках, для яких  $\approx 1$ , перелом на кривій залежності від в точці підвисання не спостерігається. Для насадок же з кілець розмірами 25 та 50 мм внавал такий перелом було виявлено [35].

## 2 НОВА НАСАДКОВА РЕКТИФІКАЦІЙНА КОЛОНА

Сучасна протитокова насадкова ректифікаційна колона в залежності від виробничої потреби може працювати у декількох гідродинамічних режимах. Плівковий режим роботи застосовується при необхідності забезпечити найбільш низький гідравлічний опір насадкового апарату. Проте у такому режимі спостерігається негативне явище. Рідина, що рухається по насадці колони зверху вниз назустріч парі, розтікається до периферії апарата, а газ прямує до центру (рисунок 2.1). В результаті у шарі насадки суттєво зменшується поверхня тепло- та масообміну. Для зниження дії негативного явища загальний шар насадки за висотою поділяють на яруси, висота яких не перевищує трьох – чотирьох діаметрів апарату [21].

Відповідно до стандарту виготовлення ректифікаційної насадкової колони, вона містить вертикальний корпус з розташованими всередині двома ярусами насадки, під ярусами насадки підтримувальні решітки, люки для кожного ярусу насадки для завантаження та вивантаження насадки, патрубки для підведення та відведення легкої та важкої фаз. Висота ярусів насадки дорівнює чотирьом діаметрам апарату. Верхній ярус насадки зрощується за допомогою тарілки типу ТСН-III. Після верхнього ярусу насадки встановлено розподільну тарілку типу ТСН-II [6].

Недоліком такої насадкової ректифікаційної колони є те, що внаслідок поділу загального шару насадки на яруси апарат має значну висоту, а отже і матеріалоемність, відповідно інтенсивність його тепло- та масообміну низька.

Поставлено задачу вдосконалити насадковий ректифікаційний апарат, який буде мати максимально можливу інтенсивність тепло- та масообміну з допустимо мінімальним гідравлічним опором.

Поставлена задача вирішується тим, що у новому насадковому ректифікаційному апараті (рисунок 2.2), що містить вертикальний корпус з



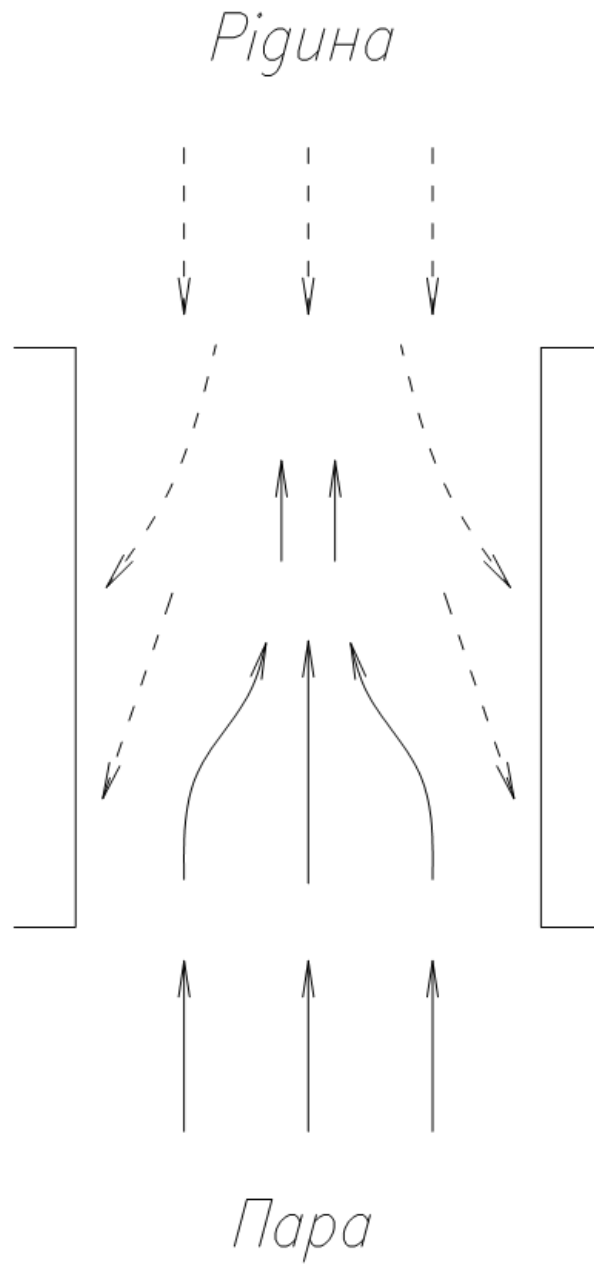


Рисунок 2.1 – Схема руху рідини та пари у шарі насадки при плівковому режимі роботи

розташованим всередині шаром насадки на підтримувальній решітці, люки для завантаження та вивантаження насадки, патрубки для підведення та відведення легкої та важкої фаз, новим є те, що загальний шар насадки перемежається насадками з меншим еквівалентним діаметром і з більшим еквівалентним діаметром, при цьому у шарі насадки з меншим еквівалентним діаметром реалізується режим роботи не нижче точки підвішування і висота його відносно невелика. Шар насадки з меншим еквівалентним діаметром за загальною висотою шару насадки розташовують першим зверху і далі вниз його чергують з насадкою з більшим еквівалентним діаметром. Шар насадки з меншим еквівалентним діаметром є ідеальним природним зрошувачем для шару насадки з більшим еквівалентним діаметром, в якому реалізується плівковий режим роботи. Висота загального шару насадки у апараті визначається механічною міцністю підтримувальної решітки.

Насадковий ректифікаційний апарат, що складається з корпусу *1*, підтримувальної решітки *2*, люків завантаження насадки *3* та вивантаження насадки *4*, шарів насадки з меншим еквівалентним діаметром *5*, шарів насадки з більшим еквівалентним діаметром *6*, патрубків відведення *7,8* ( $G_F$ ,  $G_R$ ) та відведення *9* ( $G_W$ ) рідини, патрубка підведення пари з кип'ятильника *10* та відведення *11* ( $G_V$ ) пари з колони, працює наступним чином.

Вихідну рідину подіють за допомогою патрубка *7*, а флегму *8*, при цьому кінець патрубка флегми занурений у верхній шар насадки з меншим еквівалентним діаметром *5*. Пара з кип'ятильника поступає вниз колони за допомогою патрубка *10* під шар насадки з більшим еквівалентним діаметром *6*. Заздалегідь проводять гідравлічний розрахунок з підбору насадки за типом та розміром, для того, щоб при заданих вхідних фазах у шарі насадки з меншим еквівалентним діаметром *5* реалізовувався режим роботи насадки не нижче точки підвішування, а в шарі насадки з більшим еквівалентним діаметром *6* – плівковий режим. Шар насадки з меншим

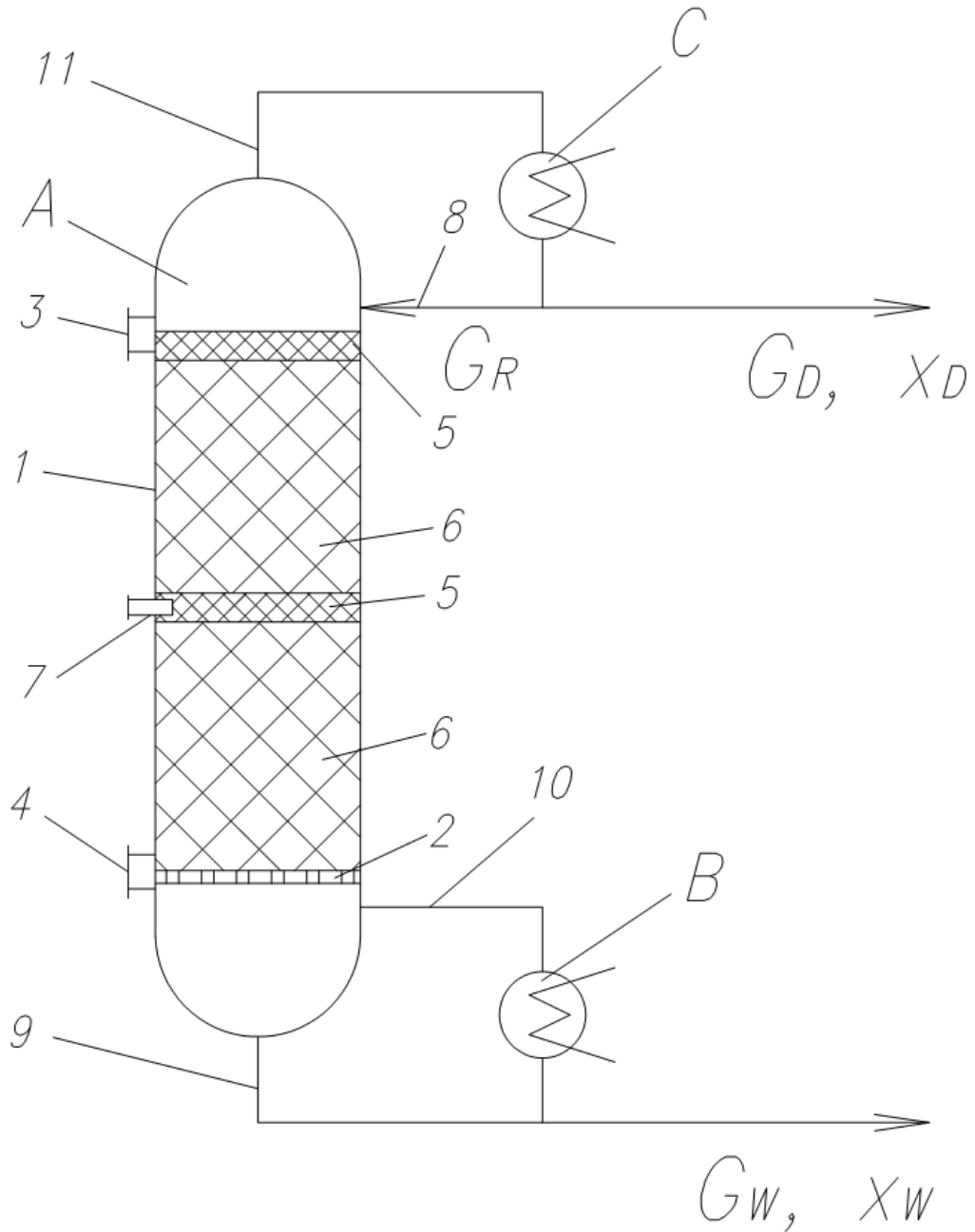


Рисунок 2.2 – Схема нової насадкової ректифікаційної колони:

A – колона; B – кип'ятильник; C – дефлегматор;

1 – корпус, 2 – підтримувальна решітка, 3 – люк завантаження насадки, 4 – люк вивантаження насадки, 5 – насадка з меншим еквівалентним діаметром, 6 – насадка з більшим еквівалентним діаметром, 7 – патрубок підведення вихідної суміші, 8 – патрубок підведення флегми, 9 – патрубок відведення кубового залишку, 10 – патрубок підведення пари з кип'ятильника, 11 – патрубок відведення пари з колони

еквівалентним діаметром  $5$  внаслідок тісного контакту рідина та пари розподіляє рідину рівно у поперечному перерізі колони і стає ідеальним природним зрошувачем шару насадки з більшим еквівалентним діаметром  $6$ . Висота шару насадки з більшим еквівалентним діаметром  $6$  не перевищує висоту, рівну трьом – чотирьом діаметрам апарату.

Таким чином, у результаті контакту фаз рідини та пари у загальному шарі насадки апарату реалізується інтенсивний масообмін з гідравлічним опором, не перевищуючим допускну величину. Слід відмітити, що верхній шар насадки з меншим еквівалентним діаметром  $5$  водночас являється сепаратором. Висота сепараційної частини такого насадкового апарату буде мінімальна.

Непрямим доказом вище наведеного служать відомості з визначення кількості утриманої рідини шаром насадки.

Приклад 1. Дослідженню піддавали протитечійну колону, яка працювала у системі повітря – вода. Задіяли шар керамічної насадки висотою  $0,8$  м з кілець Рашига розміром  $15 \times 15 \times 3$  мм. Методом відсічки подавання живлення визначали кількість утриманої води  $\varphi$  ( $\text{м}^3/\text{м}^3$ ) шаром насадки у плівковому режимі роботи апарату  $W_G/W_{G_{закл}} < 0,6$  апарату при густині зрошення  $30,10 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$ . Результати зведені до табл. 2.1.

Таблиця 2.1 – Експериментальна залежність  $\varphi$  від  $W_G/W_{G_{закл}}$  у плівковому режимі роботи

№ з/п	$W_G/W_{G_{закл}}$	$\varphi$ ( $\text{м}^3/\text{м}^3$ )
1	0,130	0,073
2	0,247	0,070
3	0,416	0,074
4	0,507	0,073

Приклад 2. Повторювали Приклад 1, але режим роботи апарату був не нижче точки підвішування,  $W_G/W_{G_{закл}} = 0,6$ . Результати зведені до табл. 2.2.

Таблиця 2.2 – Експериментальна залежність  $\varphi$  від  $W_G/W_{Gзакл}$  у режимі підвішування

№ з/п	$W_G/W_{Gзакл}$	$\varphi$ (м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> )
1	0,697	0,081
2	0,840	0,086
3	0,920	0,099
4	0,950	0,117

З результатів експериментів випливає, що при плівковому режимі роботи насадкового апарата газ не впливає на стікаючу по насадці і далі до периферії апарата рідину, так як кількість утриманої рідини шаром насадки приблизно однакова. У режимі не нижче точки підвішування газ активно впливає на стікаючу рідину і розбиває її на струминки, рівномірно розподіляючи їх по поперечному перерізу апарата, так як кількість утриманої рідини шаром насадки збільшується зі збільшенням  $W_G/W_{Gзакл}$ . Це дає можливість з такого шару насадки сформулювати ідеальний природний зрошувач.

Таким чином, нова насадкова ректифікаційна колона має максимально можливу інтенсивність тепло- та масообміну з допустимо мінімальним гідравлічним опором.

### 3 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ МАСОВІДДАЧІ У ГАЗОВІЙ ФАЗІ

#### 3.1 Опис схеми експериментальної установки

Досліджували абсорбцію аміаку з води в потоці повітря на експериментальній установці, принципова схема якої представлена на рисунку 3.1. Необхідність використання дистильованої води в системі вимагала організації замкненого контуру за рідиною. У зв'язку з цим були додатково введені в схему ємність 10 об'ємом 50 літрів та насос «Кама» 11. Водогінна вода через ротаметр 2 подавалась в нижню частину абсорбера 1, в якому насичувалась аміаком з балону 4. Редукування  $\text{NH}_3$  перед колоною здійснювалось голчастим вентилям Гофера з контролем постійності витрати за ротаметром 3. Замерзання вентиля внаслідок зниження температури через редукування запобігалось паровим обігрівом. Непоглинений аміак скидався на свічу у верхній частині абсорбера, а насичена вода через систему ротаметр 6 та вентиль 7 зрошувала насадку десорбера 5. Для віддування абсорбованого газу з насиченого розчину в нижню частину десорбера подавали повітря. Витрата його регулювалась вентилям 9, а контроль вели за ротаметром 8.

В якості десорбера 5 використовували скляну колоною діаметром 105 мм. Випробували керамічні кільця Рашига розміром 15x15x3 мм та 25x25x4 мм, що були засипані внавал на робочу висоту 800 мм.

Після виходу установки на режим відбирали одночасно проби рідини над та під шаром насадки в мірні піпетки ємністю 50 мл. Піпетки в верхній своїй частині були оснащені кранами, за допомогою яких регулювали витрати рідини, що відбиралась. Відбір вважався завершеним після того, як через піпетку проходила кількість рідини, що дорівнювала не менше 3 – 5 її об'ємів.

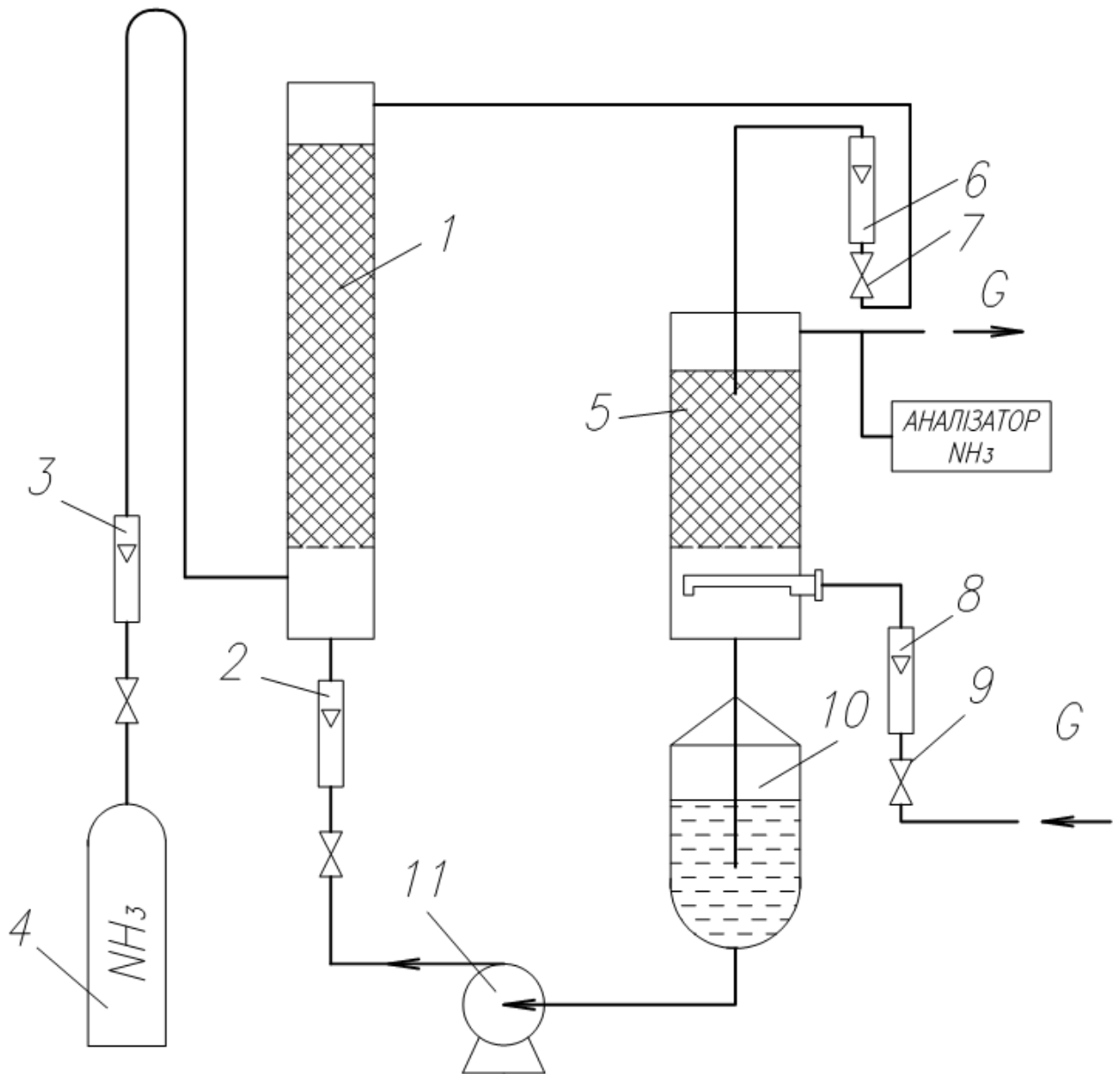


Рисунок 3.1 – Схема експериментальної установки для дослідження масовіддачі в газовій фазі (десорбція  $NH_3$  з води потоком повітря) при пульсуючій подачі рідини:

1 – абсорбер, 2, 3, 6, 8 – ротаметр, 4 – балон з аміаком, 5 – десорбер,  
7, 9 – вентиль, 10 – ємність, 11 – насос

Щоб звести до мінімуму вплив кінцевих ефектів, пов'язаних з масопередачею у просторі над та під шаром насадки, відбір рідини здійснювали в неопосередкованій близькості відповідно від верхнього та нижнього торців шару насадки.

3.2 Методики проведення експерименту та обробки одержаних даних.  
Прибори та вимірювальна техніка

Ефективність масопередачі розраховували за рівнянням:

$$h_{OG} = H/N_{OG} \quad (3.1)$$

$$N_{OG} = \frac{P_2 - P_1}{\Delta P_{сер}} \quad (3.2)$$

$$\Delta P_{сер} = \frac{(P_2^* - P_1) - (P_1^* - P_2)}{\ln\left(\frac{P_2^* - P_1}{P_1^* - P_2}\right)} \quad (3.3)$$

Зв'язок між концентрацією аміаку у воді  $\bar{C}_y$  (г/л) та рівноважним парціальним тиском аміаку з урахуванням температури ( $T$ , °К) виражається рівнянням [36]:

$$\lg P^* = -\frac{1665}{T} + \lg X + 5,465 \quad (3.4)$$

Парціальний тиск аміаку в газі на виході з колони розраховували за виразом:

$$P_2 = \frac{\bar{C}_y \cdot 8,31 \cdot T}{17 \cdot 133,3} \quad (3.5)$$

$P_1$  в рівнянні (3.3) для випадку десорбції дорівнює нулю.

При проведенні дослідів вимірювали: барометричний тиск, гідравлічний опір шару насадки, витрати води та повітря, температуру води на вході та виході, температуру газу на вході та виході, температуру повітря, що проходило через аспіратор, кількість води, що витіснялась з аспіратора,



концентрацію аміаку в рідині над та під шаром насадки і концентрація аміаку в газі на виході.

Концентрацію аміаку у рідині після відбирання мірною піпеткою (15 мл) визначали титруванням проби, що досліджувалась, 0,1 N розчином сірчаної кислоти в присутності індикатора метилового червоного. Розрахунок проводили за рівнянням:

$$\bar{C}_x = \frac{17 \cdot N \cdot g_1}{g_2}, \quad (3.6)$$

де  $g_1$  – об'єм сірчаної кислоти, що пішла на титрування, мл;  $g_2$  – об'єм проби, що відбиралась, мл; 17 – грам-еквівалент  $\text{NH}_3$ ;  $N$  – нормальність сірчаної кислоти.

Концентрацію аміаку в повітрі визначали за допомогою нового метода, що має підвищену чутливість ( $0,1 \text{ мг/м}^3$ ) та точністю (5% відн.) аналізу [37]. Новий спосіб визначення аміаку у повітрі реалізовано на базі фотокалориметричного стрічкового промислового газоаналізатору циклічної дії, в основу якого покладено фотокалориметричний метод вимірювання світловідображення від плями, отриманого на індикаторній стрічці в результаті селективної кольорової реакції між індикатором, що нанесений на стрічку, та компонентом газової суміші, що аналізується [38].

Сутність нового способу визначення аміаку в повітрі полягає у приготуванні спеціального розчину, що містить фуксин-сірчану кислоту, 0,75%-ий розчин соляної кислоти та гліцерин, взяті в об'ємному співвідношенні 1 : (0,9÷1,2) : (0,8÷1,0). Отриманим розчином обробляють тканинну стрічку, яку потім віджимають валиками, висушують у потоці повітря та змотують у касету. Оброблену стрічку встановлюють в попередньо відкалібрований газоаналізатор.

Основним елементом приладу є датчик (рисунок 3.2). Тканинна стрічка з касети 1, що подає, проходить через фотоблок 3 та намотується на приймальну касету 4. У фотоблоці вмонтовані світильник, світлофільтр,

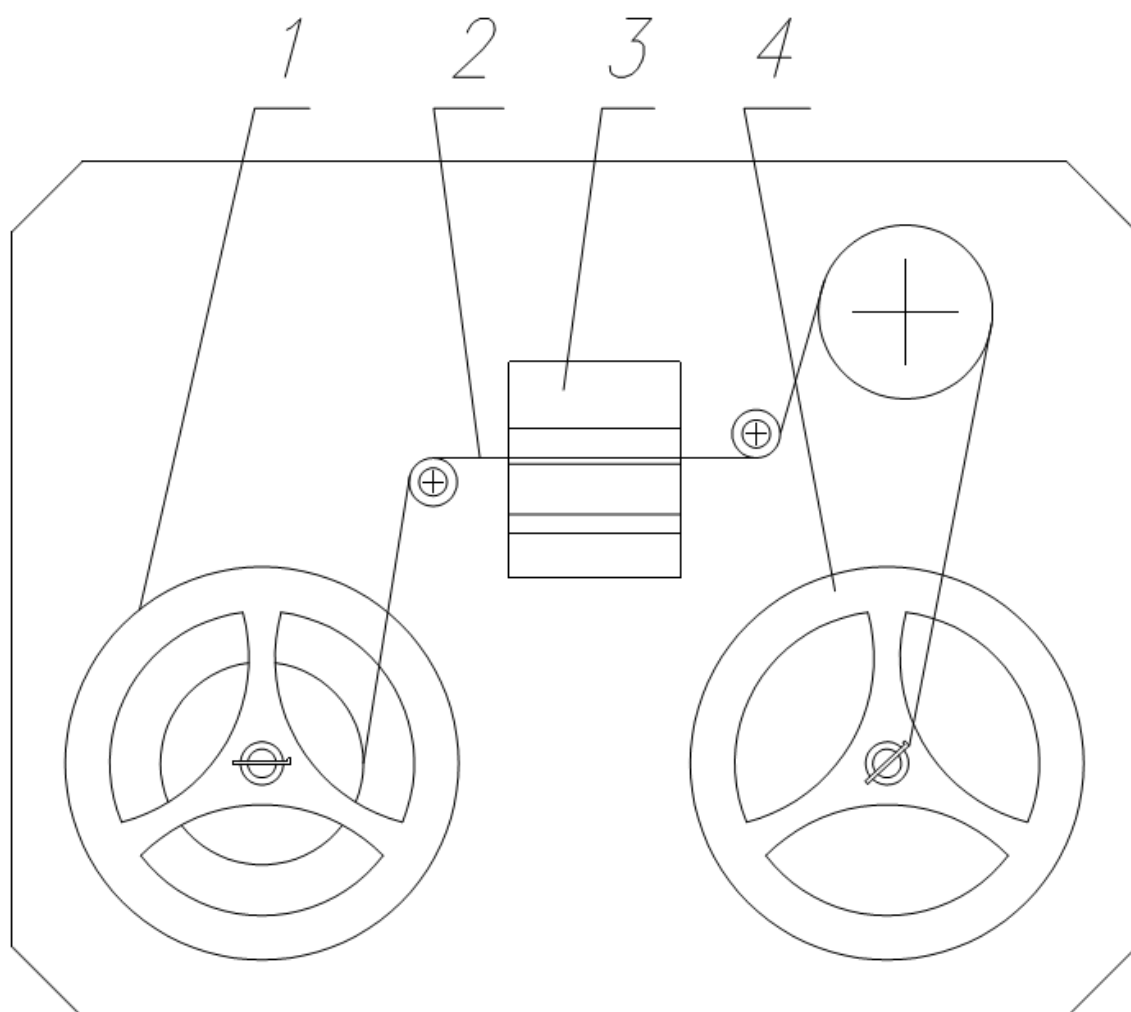


Рисунок 3.2 – Схема датчика автоматичного газоаналізатору для визначення аміаку у повітрі [38]:

1 – касета, що подає; 2 – тканинна стрічка; 3 – фотоблок; 4 – приймальна касета

фоторезистор та притискний пристрій. В притискному пристрої тканинна стрічка обдувається аміачно-повітряною сумішшю. Тональність забарвлення плями залежить від концентрації аміаку у повітрі – від блідо-червоного кольору при малих концентраціях  $\text{NH}_3$  до темно-вишневого кольору при великих концентраціях  $\text{NH}_3$ . Вимірювання світловідображення від забарвленої ділянки стрічки здійснюється фото-електричною мостовою схемою.

Отриманий розбаланс (сигнал) з діагоналі вимірювального моста в процесі виміру через блок перетворення та розділюючий трансформатор поступає до фазового детектору, випрямляється та посилюється, а потім через розділювач поступає на автоматичний потенціометр для запису та реєстрації концентрації компонента, що аналізується.

Періодичний контроль газоаналізатора здійснювали відомим методом [39] титрування, згідно якому залиту сірчану кислоту в поглинальній склянці, що не сполучилась з аміаком, донітровували лугом  $\text{NaOH}$ . Об'єм газу, що пройшов через поглинач, замірювали за кількістю витісненої води з аспіратора. Розрахунок проводили за рівнянням:

$$\bar{C}_y = \frac{(25K_2 - xK_1) \cdot 1,7 \cdot 1000}{3000i}, \quad (3.7)$$

де  $K_1$  – поправочний коефіцієнт для нормальності  $\text{NaOH}$ ;  $K_2$  – поправочний коефіцієнт для нормальності  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ; 3000 – об'єм проби газу, що відбирається для аналізу (мл);  $i$  – поправочний коефіцієнт для приведення до нормальних умов об'єму проби, що відбирається, визначається за діаграмою; 25 – об'єм  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , що заливається до стакану ( $\text{мм}^3$ ),  $x$  – об'єм  $\text{NaOH}$ , що пішов на відтитрування після відбору аналізу.

Після розрахунку первинних даних зводився матеріальний баланс. Подальший розрахунок продовжувався тільки в тому випадку, якщо помилка розбіжності матеріального балансу не перевищувала 15%. В іншому випадку дані відбраковувалися та експеримент повторювався.

Висоту одиниць переносу, віднесену до газової фази, з поправкою на відмінність в коефіцієнтах дифузії визначали за рівнянням [40]:

$$h_G = h_{OG} - \frac{mG}{L} \cdot h_L \left( D_{NH_3} / D_{CO_2} \right)^{0.5}, \quad (3.8)$$

де  $h_L$  – висота одиниць переносу, віднесена до рідкої фази, отримана при десорбції діоксиду вуглецю в аналогічних гідродинамічних умовах.

Для аналізування вмісту аміаку у воді, що виходить після продукції в десорбері 5, використовували метод потенціометричного аналізу, заснований на вимірі 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 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  $pH$  в сильно кислих і сильно лужних областях, високий внутрішній опір, що значно підвищує вимоги до вимірювальної апаратури.

Потенціал внутрішньої поверхні мембрани по відношенню до приелектродної рідини залежить від величини  $pH$  цієї рідини, в той час як потенціал зовнішньої поверхні мембрани визначається величиною  $pH$  контрольованого розчину. Таким чином, потенціал скляного електрода є алгебраїчною сумою потенціалів внутрішньої і зовнішньої поверхонь вимірювальної мембрани. При умові постійних  $pH$  приелектродної рідини результуюча ЕРС скляного електрода є функцією  $pH$  контрольованого розчину.

Специфічні особливості електродної системи зі скляним індикаторним електродом, які зазвичай застосовуються для вимірювання  $pH$ , 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 погрішностей 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  $pH$ , призначені для роботи з датчиками, внутрішній електричний опір яких може досягати  $10^9$  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].

Принципова схема рН-метра приведена на рисунку 3.3. Зліва зображено вимірювальний електрод, справа – допоміжний.

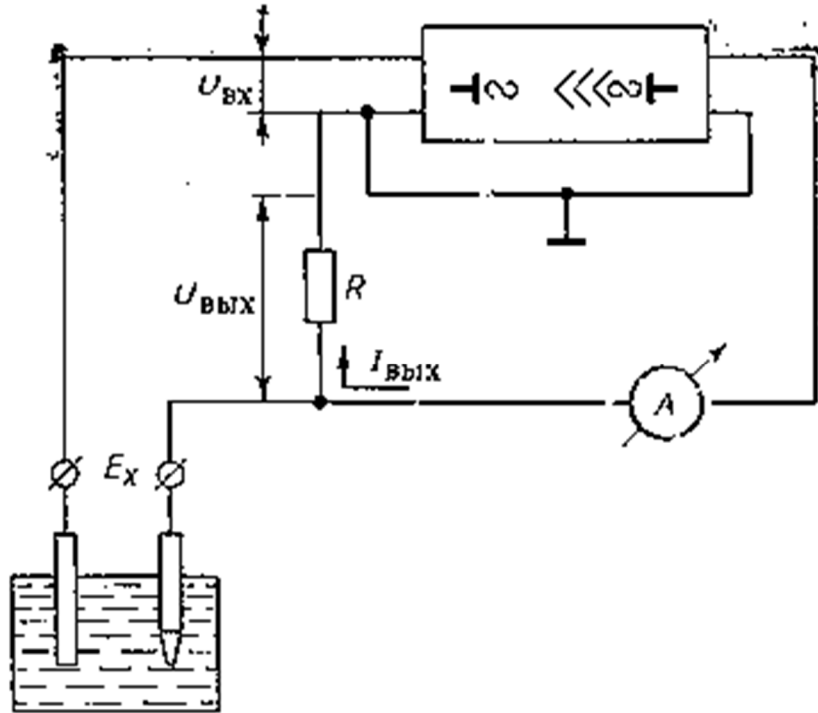


Рисунок 3.3 – Схема дії рН-метра:

1 – перетворювач; 2 – підставка

Для замірювання витрати аміаку, повітря, водогінної води та води, насиченої аміаком використовували витратоміри постійного перепаду тисків – ротаметри. Вони використовуються для замірювання малих витрат, втрати тиску в них незначні та не залежать від витрати, мають великий діапазон вимірювання ( $Q_{max}/Q_{min} = 10:1$ ). Схема ротаметра зображена на рисунку 3.4.

Потік рідини або газу, що проходить знизу 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 поплавок сили урівноважуються. При рівновазі сил поплавки встановлюються на деякій висоті, яка залежить від витрати.

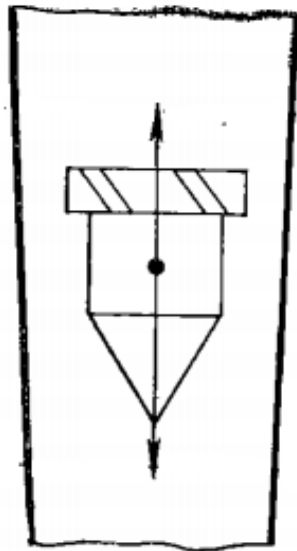


Рисунок 3.4 – Схема ротаметра

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

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

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 [41]:

$$k = \frac{\alpha_1 \sqrt{(\rho_n - \rho) \rho_1}}{\alpha'_1 \sqrt{(\rho_n - \rho_1) \rho}} \quad (3.9)$$

### 3.3 Результати експериментальних досліджень

Результати експерименту зведені до таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 – Експериментальні дані з масовіддачі у газовій фазі (десорбція аміаку з води в потік повітря),  $t_L - (21 \div 24) \pm 0,5^\circ\text{C}$

№ з/п	$\bar{W}_L$ , м/год	$\frac{W_G}{W_{G_{\text{інс}}}}$	Концентрація $\text{NH}_3$ у воді, г/л		Концентрація $\text{NH}_3$ у повітрі $\bar{C}_{\text{ук}}$ , г/м <sup>3</sup>	$h_{OG}$ , м	$h_G$ , м
			$\bar{C}_{Xn}$	$\bar{C}_{Xk}$			
1	2	3	4	5	6	7	8
Кільця Рашига розміром 15x15x3 мм							
1	20,45	0,202	2,659	2,638	1,458	0,469	0,450
2	20,45	0,275	2,570	2,536	1,458	0,431	0,404
3	20,45	0,390	3,924	3,808	2,688	0,342	0,307
4	20,45	0,665	2,217	2,149	1,259	0,333	0,277
5	20,45	0,840	3,121	2,978	1,850	0,324	0,256
6	20,45	0,880	3,033	2,876	1,850	0,282	0,214
7	20,45	0,958	2,938	2,795	1,850	0,267	0,209
Кільця Рашига розміром 25x25x4 мм							
1	29,47	0,245	1,870	1,829	0,962	0,650	0,616
2	29,47	0,320	2,047	1,979	1,114	0,566	0,509
3	29,47	0,465	2,471	2,449	1,282	0,519	0,450
4	29,47	0,785	3,502	3,343	1,705	0,493	0,408
5	29,47	0,870	3,683	3,502	1,861	0,463	0,386
6	41,37	0,274	3,139	3,111	1,453	0,631	0,586
7	41,37	0,620	2,693	2,625	1,498	0,483	0,433
8	41,37	0,920	4,341	4,243	2,470	0,452	0,380



#### 4 ОБГОВОРЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕННЯ

Вважалось, що зміна гідродинамічного режиму взаємодії фаз істотно відіб'ється на інтенсивності масообміну в газовій фазі. Проти єдина думка відносно характеру впливу зміни гідродинамічного режиму взаємодії газу та рідини на інтенсивність масовіддачі в газовій фазі відсутня. Якщо одні дослідники вказують на різкий характер впливу, то інші цього не виявляють. Тому в даній роботі була зроблена спроба встановити характер впливу зміни гідродинамічного режиму на кінетику масовіддачі в газовій фазі.

Як і раніше, в якості критерія, що характеризує гідродинамічний режим, було прийнято відносну швидкість газу  $W_G/W_{Gінв}$ . При обробці експериментальних даних користувались значенням коефіцієнту дифузії аміаку в повітрі  $D_{AB} = 19,29 \cdot 10^{-6}$  м<sup>2</sup>/год. Число Шмідта в дослідах не вимірювалось. За результатами великого числа робіт була прийнята залежність  $Sh_G/Sc_G^{1/3}$ , яка для висоти одиниць переносу приводиться до виду  $h_G/Sc_G^{2/3}$ .

З рисунку 4.1 випливає, що висота одиниць переносу в умовах плівкового режиму, режиму підвішування та емульгування може бути знайдена з одного і того ж рівняння. Виявилось, що зі збільшенням швидкості газу висота одиниць переносу для газової фази в усіх режимах зменшується, а зі збільшенням розмірів насадкових тіл – зростає.

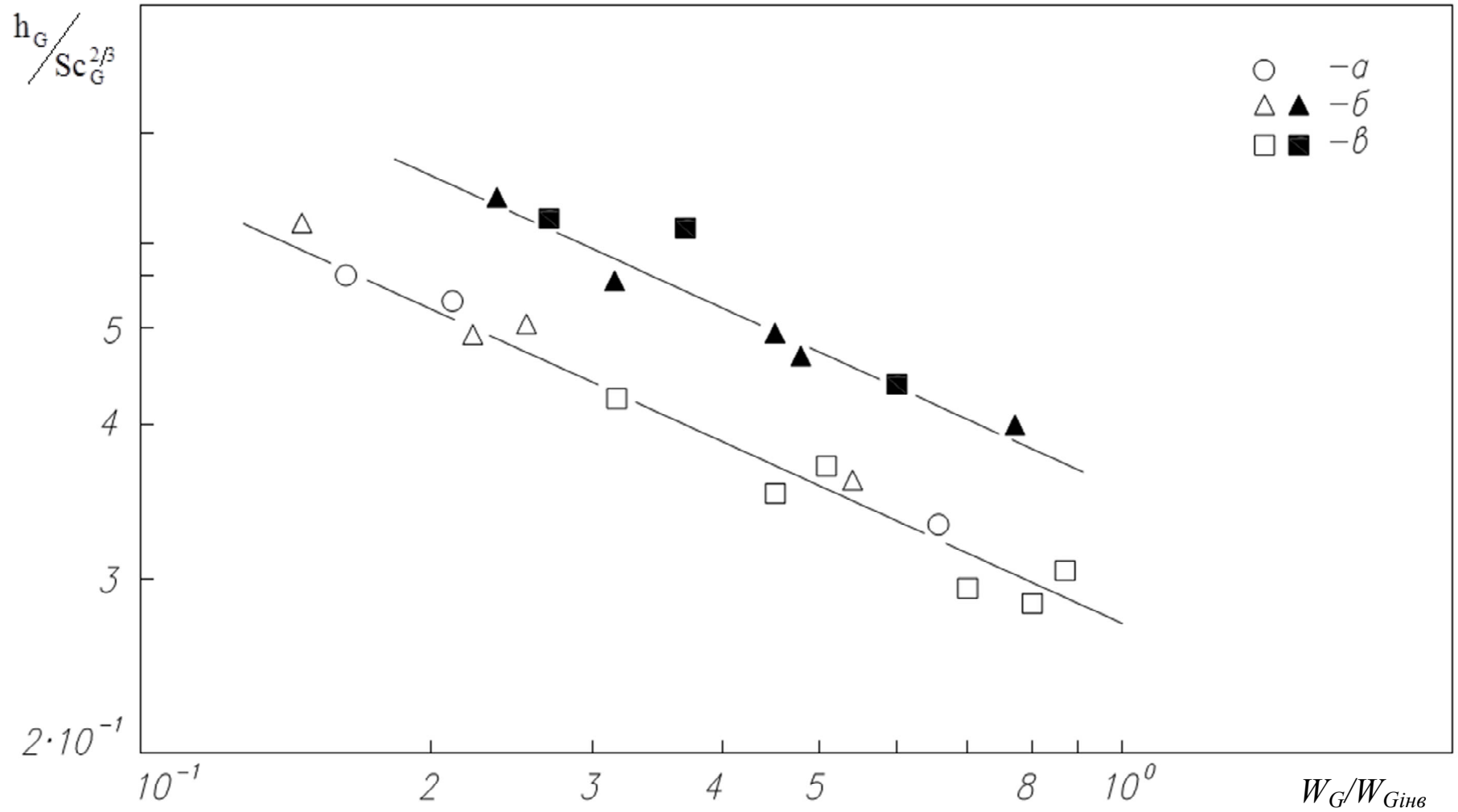


Рисунок 4.1 – Кореляція експериментальних даних з масовіддачі в газовій фазі на кільцях Рашига розміром 15x15x3 мм (світлі крапки) та 25x25x4 мм (темні крапки):

а –  $q=17,33 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$ ; б –  $q=29,47$ ; в –  $q=41,37$

## ВИСНОВКИ

За результатами виконання дипломної роботи вирішена задача розробки насадкової колони, в якій забезпечиться рівний профіль зрошення насадки у поперечному перерізі колони при плівковому режимі роботи. На підставі проведення експериментальних досліджень сформульовані наступні висновки:

1. проведено аналітичний огляд з теорії процесу ректифікації, схем ректифікаційних установок; розглянуто будову насадкової ректифікаційної колони; розглянуто матеріальний баланс ректифікаційної колони, рівняння робочих ліній процесу та методи визначення мінімального флегмового числа; розглянуто методи експериментального дослідження кінетики абсорбції та кінетики масовіддачі у газовій фазі;

2. для підвищення ефективності роботи насадкових колон та забезпечення рівномірного розподілу рідини по перетину колони за всією висотою насадкового шару в роботі розроблено конструкцію нової насадкової ректифікаційної колони, в якій загальний шар насадки перемежається насадками з меншим еквівалентним діаметром і з більшим еквівалентним діаметром;

3. розроблено схему експериментальної установки для дослідження з масовіддачі у газовій фазі, що складалася з абсорбційної колони, куди подається аміак та вода, десорберу, куди подається повітря для віддування абсорбованого аміаку, поглинутого водою, а також методику постановки і обробки експериментальних даних;

4. отримано експериментальні дані з масовіддачі у газовій фазі; зроблено висновок, що зі збільшенням швидкості газу висота одиниць переносу для газової фази в усіх режимах зменшується, а зі збільшенням розмірів насадкових тіл – зростає; результати експериментів узагальнено і порівняно з літературними джерелами.

5. отримані експериментальні результати з масовіддачі у газовій фазі у зрошувальній насадці допоможуть розрахувати насадкову ректифікаційну колону, що працює у плівковому режимі.

**ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ**

1. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касатки. – М.: ГХИ, 1961. – 831 с.
2. Трегубов А. М. Теория перегонки и ректификации / А. М. Трегубов. – Гостехиздат, 1946. – 339 с.
3. Гельперин Н. И. Дистилляция и ректификация / Н. И. Гельперин. – Госхимиздат, 1947. – 257 с.
4. Кафаров В. В. Техника ректификации / В. В. Кафаров. – Хим.пром. – 1948. – №2, 512. – С. 115-117.
5. Львов С. В. О ректификации многокомпонентных смесей / С. В. Львов. – Хим. пром. – 1947. – №6, 15. – С. 85-89.
6. Борисов Г. С. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. 2-е изд. перераб. и дополн. / Г. С. Борисов, В. П. Брыков, Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
7. Кафаров В. В. Расчет насадочных ретификационных колонн / В. В. Кафаров, А. Н. Плановский. – Хим. пром. – 1945. – №3, 16. – С. 55-57.
8. Кафаров В. В. Основы массопередачи. 3-е изд. перераб. и доп. / В. В. Кафаров. – М.: Высшая школа, 1979. – 439 с.
9. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. В 2-х кн. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 368 с.
10. Шервуд Т. Массопередача / Т. Шервуд, Р. Пигфорт, И. Уимен – М.: Химия, 982. – 696 с.
11. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и конструирования / И. А. Александров. – М.: Химия, 1971. – 296 с.

12. Кафаров В. В. О механизме обмена в насадочных колоннах / Кафаров В. В. – Сборник работ «Процессы и аппараты химической технологии». – Госхимиздат, 1953. – С. 286-292.
13. Перри Д. Справочник инженера-химика. Т.2. / Д. Перри – Л.: Химия, 1969. – 504 с.
14. Hydrocarb. Proc. Petrol. Rev. – 1964. – 43, № 2. – P. 193 .
15. Идельчик И. Е. Аэродинамика промышленных аппаратов / И. Е. Идельчик. – М.:«Энергия», 1964. – 287 с.
16. Головачевский Ю. А. Оросители и форсунки скрубберов химической промышленности / Ю. А. Головачевский. – М.: «Машиностроение», 1974. – 271 с.
17. Leva M. Flow through Packings and beds / M. Leva. – «Chemical Engineering». – 1957. – v.64, N 2. – P. 263.
18. Leva M. Tower Packings and packed tower Desig / M. Leva – The U.S. Stoznewgesscompany, Akron, Ohio, 1953. – 232 p.
19. Жаворонков Н. М. Эффективная поверхность контакта фаз абсорбционных насадочных колонн / Н. М. Жаворонков, И. А. Гильденблат, В. М. Рамм. – Сборник «Исследования в области процессов и аппаратов» – 1963. – XI. – С. 5–18.
20. Рамм В. М. Абсорбция газов. 2-ое изд. перераб. и доп. / В. М. Рамм. – М.: Химия, 1976. – 656 с.
21. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химическо и нефтехимической технологи. 2-е изд. доп. и перераб. / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – М.: Химия, 1972. – 496 с.
22. Dwyer O. E. – Ind. In. Chem. – 1941. – v. 33, N 4. – P. 485-492.
23. Molstad M. C. – Trans. Am. Inst. Chem. Eng. – 1943. – v. 39, N 5. – P. 605-662.
24. Parsly L. F. – Chem. Eng. Progr. – 1950. – v. 39, N 1. – P. 17-19.
25. Onda K. – Kagaku Kogaku. – 1961. – v. 25, N 11. – P. 820-829.

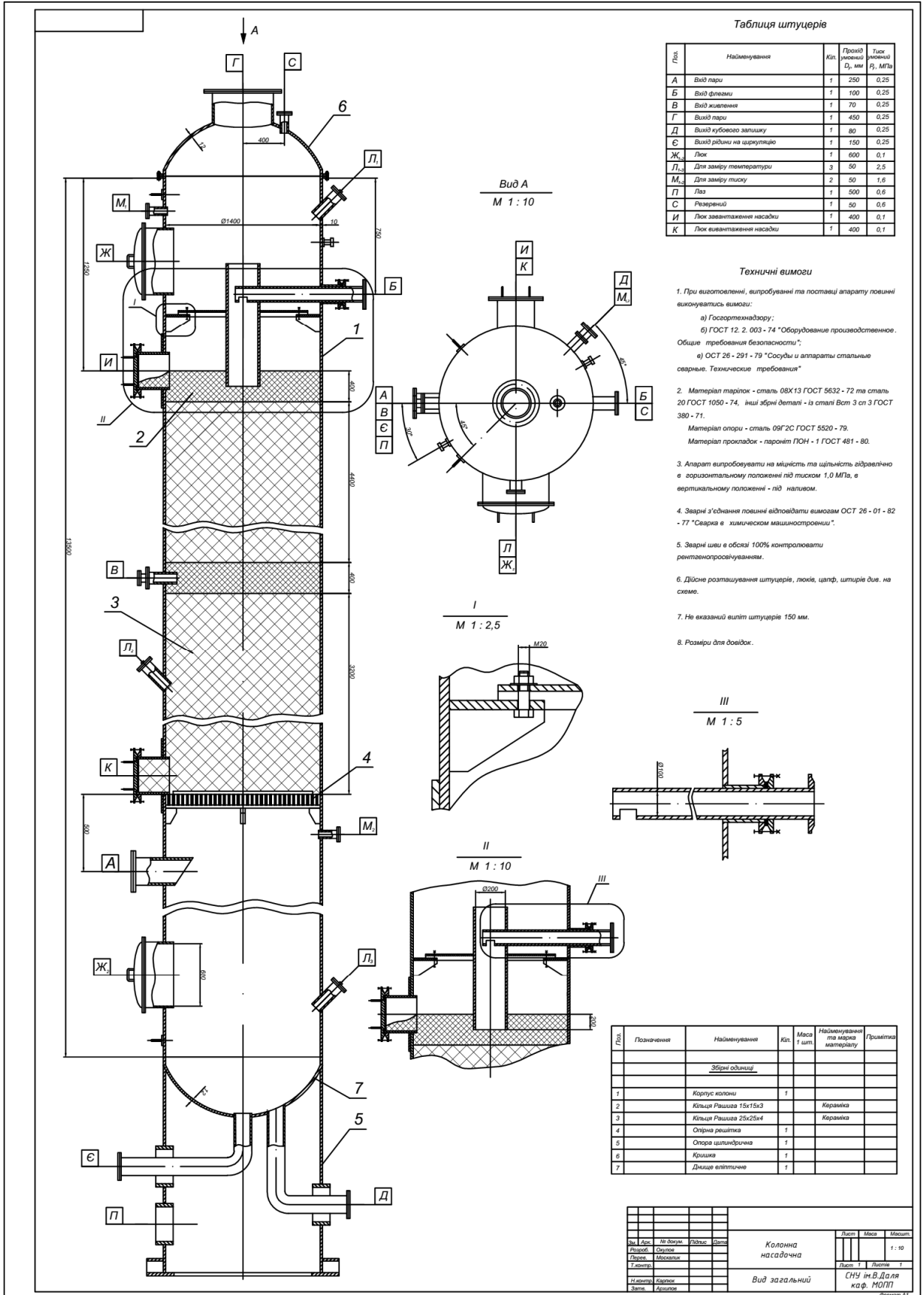
26. Sherwood T. K. – Trans. Am. Inst. Chem. Eng. – 1940. – v.36, N 1. – P. 21-70.
27. Wen C. Y. – West Virginia Univ. Eng. Exp. Sta. Research – 1953. – N 26. – P. 25-27.
28. Крашенников С. А. Диссертация. – МХТИ им. Д.И. Менделеева, 1950. – 152 с.
29. Hutchings L. E. – Chem. Eng. Progr. – 1949. – v. 45, N 4. – P. 253-268.
30. Sahay B. N. – Chem. Eng. Sci. – 1973. – v.28, N 1. – P. 41-47.
31. Гильденблат И. А. О влиянии молекулярной диффузии на интенсивность массообмена во взаимодействующих с газами жидкостях с различными поверхностными натяжениями и вязкостями / И. А. Гильденблат, А. И. Родионов, В. И. Демченко – Доклады Академии наук СССР. – М.: Наука. – 1971. – Т.98, №5. – С. 1149–1151.
32. Плановский А. Н. – Хим. пром. – 1949. – №6. – С. 171-177.
33. Кафаров В. В. – ЖПХ. – 1950. – Т.23, №3. – С.244-255.
34. Кафаров В. В. – ЖПХ. – 1957. – Т.30, №2. – С.211-221.
35. Закгейм А. Ю. Диссертация. – МХТИ им. Д. И. Менделеева, 1963. – 203 с.
36. Мелвин-Хьюз Е. А. Равновесие и кинетика реакций в растворах / Под ред. И. П. Белецкой. – М.: Химия, 1975. – 472 с.
37. Пат. РФ 2105289, G01 N21/78. Способ индикации и количественного определения паров аммиака в воздухе // Ю. Д. Маханьков, С. Н. Щербин, П. Т. Меркулов, Ю. Д. Маркович. – Заявл. 24.04.1995; Оpubл. 27.11.1997. – 3 с.
38. Перегуд Е. А. Химический анализ воздуха / Е. А. Перегуд. – Л. : Химия, 1976. –266 с.
39. Сигша С. Количественный органический анализ по функциональным группам / С. Сигша. – М. : Химия, 1983. – 411 с.

40. Крель Э. Руководство по лабораторной ректификации. Пер. с нем. Ручинского В. Р. / Под ред. В. М. Олевского – М.: «Издательство иностранной литературы», 1960. – 152 с.

41. Кулаков М. В. Технологические измерения и приборы для химических производств: Учебник для вузов / М. В. Кулаков. – М.: Машиностроение, 1983. – 424 с.

# ДОДАТОК

## Насадкова ректифікаційна колона. Вид загальний



Таблиця шпунцерів

Поз.	Найменування	Кіл.	Провід з'єднаний D <sub>з</sub> , мм	Тиск робочий P <sub>р</sub> , МПа
A	Вид пари	1	250	0,25
B	Вид флегми	1	100	0,25
B	Вид живлення	1	70	0,25
Г	Вид пари	1	450	0,25
Д	Вид кубового залишку	1	80	0,25
Е	Вид рідини на циркуляцію	1	150	0,25
Ж	Лок	1	600	0,1
Л <sub>1</sub>	Для заміру температури	3	50	2,5
М <sub>1</sub>	Для заміру тиску	2	50	1,6
П	Лаз	1	500	0,6
С	Резервно	1	50	0,6
И	Лок звантаження насадки	1	400	0,1
К	Лок звантаження насадки	1	400	0,1

**Технічні вимоги**

- При виготовленні, випробуванні та поставці апарату повинні виконуватись вимоги:
  - а) Госгортехнадзора;
  - б) ГОСТ 12. 2. 003 - 74 "Оборудование производственное. Общие требования безопасности";
  - в) ОСТ 26 - 291 - 79 "Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования"
- Матеріал тарілок - сталь 08Х13 ГОСТ 5632 - 72 та сталь 20 ГОСТ 1050 - 74, інші збірні деталі - із сталі Вст 3 сп 3 ГОСТ 380 - 71.  
Матеріал опори - сталь 09Г2С ГОСТ 5520 - 79.  
Матеріал прокладок - пароніт ПОН - 1 ГОСТ 481 - 80.
- Апарат випробувати на міцність та щільність відірвальною в горизонтальному положенні під тиском 1,0 МПа, в вертикальному положенні - під наливом.
- Зварні з'єднання повинні відповідати вимогам ОСТ 26 - 01 - 82 - 77 "Сварка в хімічному машиностроєнні".
- Зварні шви в обсязі 100% контролювати рентгенопробівами.
- Діагностування шпунцерів - люк, цапф, шпунці див. на схему.
- Не вказаний висіт шпунцерів 150 мм.
- Розміри для довідок.

Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Маса т.шт.	Найменування та марка матеріалу	Примітка
<b>Збірні одиниці</b>						
1		Корпус колоны	1			
2		Кільця Решета 15x15x3	1		Керамика	
3		Кільця Решета 25x25x4	1		Керамика	
4		Опорна решетка	1			
5		Опора циліндрична	1			
6		Крышка	1			
7		Диски влітнічні	1			

Лист	Маса	Масштаб
1		1:50
Колонна насадочна		
Вид загальний		
СНУ ім.В.Дорош кафа. МОН		
Формат А1		