

## ЗМІСТ

Перелік умовних позначень.....	3
Вступ.....	5
1. Аналітичний огляд.....	9
1.1. Сутність процесу ректифікації двокомпонентних сумішей.....	9
1.2. Принциповий пристрій ректифікаційної колони.....	10
1.3. Матеріальний та тепловий баланси ректифікаційної колони.....	13
1.4. Способи відводу тепла колони.....	16
1.5. Способи підводу тепла в низ колони.....	21
1.6. Окремі вузли колони.....	25
1.7. Характеристика контактних пристроїв тарілчастих колон.....	33
1.8. Устрій для однорідного розподілу пари у масообмінних та теплообмінних колонах за патентом US № 5106544.....	51
1.9. Аеродинаміка напірних систем.....	55
1.10. Опір при течії по прямим трубам.....	56
1.11. Опір при течії на вході в труби.....	57
1.12. Опір при перетиканні потоку через діафрагму.....	59
1.13. Опір при течії на виході з труб.....	64
2. Нова ректифікаційна сітчаста колона безперервної дії.....	66
3. Експериментальне дослідження коефіцієнту гідравлічного опору короткого дифузора діаметром 12 мм.....	79
3.1. Схема експериментальної установки.....	79
3.2. Техніка експерименту та метод дослідження.....	82
3.3. Прибори та вимірювальна техніка.....	82
3.4. Експериментальне визначення коефіцієнту гідравлічного тертя порожнистого патрубку.....	87
3.5. Експериментальне дослідження коефіцієнту гідравлічного опору діафрагми діаметром 12 мм.....	93
3.6. Експериментальне визначення коефіцієнту гідравлічного опору короткого дифузора діаметром 12 мм.....	98
4. Узагальнення результатів дослідження.....	103
Висновки.....	112
Перелік посилань.....	113
Додатки.....	116
Додаток А – Схема експериментальної установки.....	116
Додаток В – Експериментальний блок.....	117
Додаток С – Досліджувані елементи.....	118
Додаток D – Апарат колонний тарілчастий.....	119

## РЕФЕРАТ

Магістерська робота на тему:

### **«Дослідження вузла рівномірного розподілу пари з розробкою ректифікаційної колони з сітчастими тарілками»**

Листів – 121, ілюстрацій – 52, таблиць – 12, додатків – 4, посилань – 48.

В хімічній, нафтохімічній та суміжних галузях промисловості для розділення гомогенної рідкої суміші застосовують ректифікацію. Для проведення процесу ректифікації у промисловості найбільше поширення одержали апарати колонного типу - тарічасті ректифікаційні апарати.

Відповідно до стандарту виготовлення ректифікаційної колони в нижній частині апарата передбачається боковий ввід пари, що спричиняє до нерівності потоку пари у поперечному перерізі колони. Ця обставина призводить до суттєвого зниження коефіцієнта ефективності перших за потоком трьох – чотирьох тарілок. Таким чином, задача розробки ректифікаційної колони, в якій забезпечиться рівний профіль пари у поперечному перерізі колони, є актуальною, що і вирішило напрямок дипломної роботи. В основі дипломної роботи покладена ідея патенту України № 78789 «Пристрій для однорідного розподілу пари (газу)»,

**Об'єкт дослідження** — течія з раптовою зміною величини швидкості та перетікання потоку через короткий дифузор.

**Метою дипломної роботи** є експериментальне дослідження коефіцієнту гідравлічного опору коротких дифузорів, що вмонтовані в короткий патрубок з подальшим прогнозуванням коефіцієнта гідравлічного опору інших типорозмірів коротких дифузорів.

Ключові слова: КОЛОНА, РЕКТИФІКАЦІЯ, ТАРИЛКА, НАПІРНИЙ ПАТРУБОК, ДИФУЗОР, ПАРА, КОВПАЧОК.

## ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

- $F$  – продуктивність колони, кг/год.
- $Q$  – теплопередача,
- $T$  – температура у градусах Кельвіна,  $K^{\circ}$ .
- $t$  – температура у градусах Цельсія,  $C^{\circ}$ .
- $P$  – тиск, Па.
- $g$  – прискорення сили тяжіння,  $m/c^2$ .
- $H_D^*$  – ентальпія ректифікату
- $H_W^*$  – ентальпія залишку НКК – низько киплячий компонент
- ВКК – високо киплячий компонент
- $K_y$  – коефіцієнт масопередачі
- $\beta_y$  – коефіцієнт масовіддачі парової фази
- $\beta_x$  – коефіцієнт масовіддачі рідинної фази
- $m$  – константа фазової рівноваги
- $y_n'$  – концентрація НКК в паровій фазі
- $\emptyset$  – діаметр, м.
- $\rho$  – густина середи,  $kg/m^3$ .
- $W$  – швидкість середи, м/с.
- $C$  – коефіцієнт Сатерленда.
- $V$  – об'ємні витрати повітря при робочих умовах,  $m^3/c$ .
- $V_{г.р}$  – об'ємні витрати повітря,  $m^3/c$ .
- $V_i$  – поправочний коефіцієнт
- $S$  – площа перерізу трубки,  $m^2$ .
- $\lambda$  – коефіцієнт гідравлічного тертя
- $\mu$  – коефіцієнт динамічної в'язкості повітря при робочих умовах,  $Pa \cdot c$ .
- $\nu$  – коефіцієнт кінематичної в'язкості повітря,  $m^2/c$ .
- $l$  – довжина, м.
- $Re$  – число Рейнольдса

$\Delta P$  – гідравлічний опір діафрагми

$W_1$  – швидкість середі у вхідній ділянці труби, м/с.

$W_0$  – швидкість середі в отворі діафрагми, м/с.

$F_0$  – площа отвору діафрагми, м<sup>2</sup>.

$F_1$  – площа вхідної ділянки труби, м<sup>2</sup>.

$F_2$  – площа вихідної ділянки труби, м<sup>2</sup>.

$\zeta$  - коефіцієнт гідравлічного опору

$\zeta_i^e$  – коефіцієнт опору

$\zeta_{T,i}$  – коефіцієнт опору тертя

## ВСТУП

В хімічній, нафтохімічній та суміжних галузях промисловості для розділення гомогенної рідкої суміші застосовують ректифікацію. Ректифікацією можна досягти любий заданий ступінь розділення рідкої суміші. Для проведення процесу ректифікації у промисловості найбільше поширення одержали апарати колонного - тарілчасті ректифікаційні апарати. Серед тарілок привабливих для проведення ректифікації на сам перед виділяються тарілки сітчастого типу, тому що вони характеризуються простотою своєї будови, легкістю монтажу та ремонту, низьким гідравлічним опором та достатньо високою ефективністю. При цьому сітчаста тарілка має відносно низьку вартість виготовлення.

Відповідно до стандарту виготовлення ректифікаційної колони в нижній частині апарата передбачається боковий ввід пари, що спричиняє до нерівності потоку пари у поперечному перерізі колони. Ця обставина призводить до суттєвого зниження коефіцієнта ефективності перших за потоком трьох – чотирьох тарілок. Для забезпечення заданого ступеню розділення суміші у колону додають «зайві» тарілки або примножують експлуатаційні витрати, що призводить до збільшення капітальних витрат.

Таким чином, задача розробки ректифікаційної колони, в якій забезпечиться рівний профіль пари у поперечному перерізі колони, є актуальною, що і вирішило напрямок дипломної роботи.

В основі дипломної роботи покладена ідея патенту України № 78789 «Пристрій для однорідного розподілу пари (газу)», одержаного на кафедрі машинознавства та обладнання промислових підприємств Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля. Сутність ідеї рівного розподілу потоку пари (газу) у поперечному перерізі колони полягає в тому, що пристрій являє собою конструкцію з вертикально вмонтованими патрубками в середині яких розміщені дифузори зі зменшеними по потоку вхідними отворами, твірні яких конфузори. При

набіганні потоку у патрубках в ньому здійснюється саморегульоване стиснення перерізу потоку за рахунок зворотного струму, що дозволяє розподілити загальний потік рівно у кожний патрубок. У цілому початковий неоднорідний потік пари (газу) завдяки новому розподільнику сформує рівний профіль швидкості у поперечному перерізі апарата.

**Метою** дипломної роботи є експериментальне дослідження коефіцієнту гідравлічного опору коротких дифузорів, що вмонтовані в короткий патрубок з подальшим прогнозуванням коефіцієнта гідравлічного опору інших типорозмірів коротких дифузорів.

Для досягнення мети поставлені наступні **задачі**:

- провести літературний огляд процесу ректифікації, конструкцій тарілок ректифікаційних колон і конструкцій вводу пари у колону з метою виявлення негативних наслідків нерівномірності потоку на ефективність роботи колони і можливістю створення у колоні нового розподільника пари;
- розробити схему експериментальної установки та конструкцію експериментального блоку, а також методику постановки і обробки експерименту для дослідження коефіцієнту гідравлічного опору коротких дифузорів, що вмонтовані у короткі патрубки;
- виконати експериментальні підготовчі роботи з метою визначення достовірності подальших результатів експериментів, порівнявши експериментальні коефіцієнти гідравлічних опорів діафрагм з теоретично визначеними за літературними джерелами;
- експериментально одержати коефіцієнти гідравлічного опору коротких дифузорів, що вмонтовані у короткі патрубки;
- провести порівнювальний аналіз одержаних результатів з метою подальшого прогнозування коефіцієнтів опорів інших типорозмірів коротких дифузорів, що вмонтовані у короткі патрубки.

**Методи дослідження.** Експериментальне дослідження коефіцієнту гідравлічного опору проводили статичним методом на спеціально розробленій експериментальній установці кафедри машинознавства та обладнання промислових підприємств. Робочою середою в установці було повітря, подачу якої здійснювали поршнеvim компресором. Забір гідравлічного опору елементів дослідження проводили за допомогою диференційного манометра, а контроль об'ємної витрати повітря здійснювали ротаметром. Статистичну обробку експериментальних даних вели методом регресивного аналізу за допомогою самостійно розробленому алгоритму у програмній оболонці MathCad.

**Об'єкт дослідження** – течія з раптовою зміною величини швидкості та перетікання потоку через короткий дифузор.

**Предмет дослідження** – коефіцієнт гідравлічного опору розподільника ректифікаційної колони.

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

**Новизна роботи** - вперше експериментально одержані коефіцієнти гідравлічного опору коротких дифузорів та намічені шляхи подальшого прогнозування коефіцієнтів гідравлічного опору інших типорозмірів дифузорів з метою проектування розподільника ректифікаційної колони.

**Публікації.** За темою дипломної роботи опубліковано 2 наукові роботи, серед них патент України № 78789 та тези доповіді на XIX міжнародній науково-технічній конференції «Технологія – 2017».

**Структура та обсяг дипломної роботи.** Дипломна робота складається з завдання, реферату, вступу, переліку умовних позначень, чотирьох розділів,

висновків та списку використаних літературних джерел. Загальний обсяг дипломної роботи становить 120 сторінок, з них 52 рисунка за текстом, 12 таблиць, списку використаних джерел з 48 найменувань на 4 сторінках, а також додатків 4 сторінках з зображенням загального виду експериментального блоку, рисунку елементів дослідження (діафрагм та дифузорів ( та загального виду ректифікаційної колонни



## 1. АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД

### 1.1 Сутність процесу ректифікації двокомпонентних сумішей

При провидінні процесів однократного випару або одноразової конденсації отримують пар багатший НКК, а рідина багатшу ВКК, ніж вихідна система. Однак досить хороша ступінь поділу в одноразових процесах не досягається.

При здійсненні багаторазового і поступового випаровування або конденсації може бути забезпечено отримання парової або рідкої фаз з будь-якою бажаною концентрацією. Однак вихід такої парової або рідкої фази буде незначним в порівнянні з масою вихідної суміші, тобто проблема буде вирішуватися лише якісно. Досить чіткий поділ компонентів в цілому не буде забезпечуватися, так як в ході процесу будуть отримані значні кількості парової і рідкої фаз, склади яких істотно відрізняються від необхідних.

Для отримання продуктів з будь-якою бажаною концентрацією компонентів і високими виходами служить процес ректифікації, що полягає в багато разів повторюється констатуванні нерівноважних парової і рідкої фаз.

Як впливає з теорії масообмінних процесів, при контакті нерівноважних парових і рідких фаз, в результаті якого протікають процеси масо-і теплообміну, система досягає стану рівноваги. При цьому відбувається вирівнювання температур і тисків у фазах і перерозподіл компонентів між ними. Такий контакт називають ідеальним, теоретичним.

Освічені в результаті контакту парова і рідка фази будуть відрізнятися за складом від вступивших в контакт парової і рідкої фаз. В результаті такого контакту парова фаза збагатиться НКК, а рідина - ВКК, якщо рідина, що вступає в контакт з парами, буде містити більше НКК, ніж рідина рівноважна з цими парами. Якщо вихідні пари і рідина перебували при однаковому тиску, то для забезпечення цих умов потрібно, щоб температура яка вступає в контакт рідини була б нижче температури парів. Після контактування температури пара і рідини вирівнюються, так як система прагне до стану рівноваги.

Виробляючи багаторазове контактування нерівноважних потоків парової і рідкої фаз, направляючи після кожного ступеня пари на змішування з рідиною, багатшою НКК в порівнянні з рівноважною з цими парами рідиною, а рідина на контакт з парами, біднішими НКК, можна змінити склади фаз бажаним чином.

Подібне контактування фаз за схемою протитечії в цілому по апарату здійснюється в спеціальних - ректифікаційних колонах, заповнених різними контактними пристроями: тарілками, насадками і т. п.

Таким чином, процес ректифікації є дифузний процес поділу рідких сумішей, компоненти яких розрізняються по температурах кипіння, здійснюваний шляхом протivotочного, багаторазового контактування нерівноважних парів і рідини[1].

## 1.2 Принциповий пристрій ректифікаційної колони

Схема ректифікаційної колони наведена на рис. 1.1.

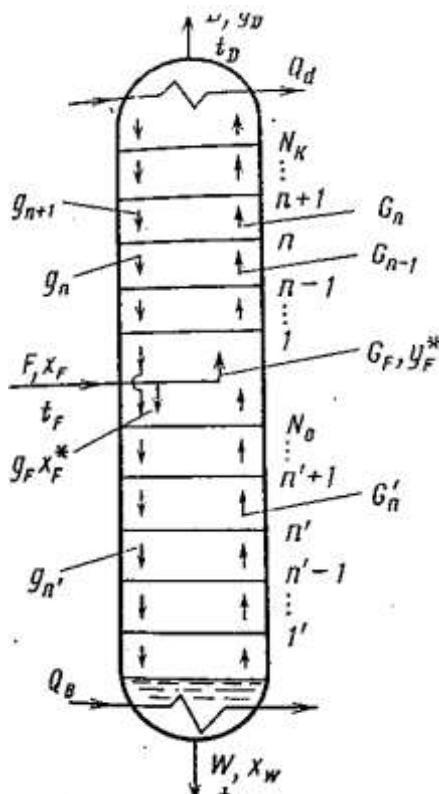


Рис. 1.1 – Принципова схема ректифікаційної колони

У середню частину колони надходить підлегле ректифікаційної сировини, нагріте до температури  $t_F$ . При вході сировини в колону відбувається процес одноразового випаровування, в результаті якого утворюються пари  $G_F$  складу  $Y_F^*$  і рідина  $g_F$  складу  $x_F^*$  що знаходяться в рівновазі. Сировина може подаватися в колону у вигляді рідини, пари або суміші парів і рідини. На кожній, наприклад,  $n$ -й тарілці, забезпечується контакт між парами  $G_{n-1}$ , які надходять на дану тарілку, і рідиною (флегмою)  $g_{n+1}$ , що стікає на цю ж тарілку. В результаті контакту цих потоків змінюються склади парової і рідкої фаз, при цьому пари збагачуються НКК, а рідина - ВКК. Пари  $G_n$ ,

йдуть з  $n - \text{й}$  тарілки, будуть багатшими НКК, ніж пари  $G_{n-1}$ , а рідина  $g_n$ , багатшими ВКК в порівнянні з рідиною  $g_{n+1}$ . Йдуть  $n - \text{й}$  тарілки потоки парів  $G_n$  в і рідини  $g_n$  перебуватимуть в стані рівноваги. При цьому пари  $G_n$  надходять на вище лежачу тарілку  $n + 1$ , де вступають в контакт з відповідним потоком рідини, а рідина  $g_n$  – на нижче лежачу тарілку  $n - 1$ , де знову відбувається зміна складу фаз. Подібне контактування здійснюється до тих пір, поки пар на верху колони не набуде заданого складу по НКК  $y_D$ , а рідина внизу колони не досягне складу  $X_W$ .

Відбирається з верху колони продукт D, збагачений НКК, називається ректифікатором (або дистилятором), а з низу W, збагачений ВКК, - залишком (або нижнім продуктом).

Як раніше було зазначено, зміна складу зустрічних потоків відбувається, якщо рідина, що знаходиться з паром на одному горизонтальному рівні, наприклад  $g_{n+1}$  і  $G_n$ , містить більше НКК, ніж рідина  $g_n$ , рівноважна з цим паром. При постійному тиску в колоні ця умова забезпечується, якщо температура рідини  $g_{n+1}$  буде нижче температури парів  $G_n$ , т. е. якщо температура в колоні буде зменшуватися в напрямку руху рідини (флегми). Найнижча температура  $t_D$  буде вгорі колони, а найвища  $t_W$  – в її низу.

Та частина колони, куди вводиться сировина, називається секцією харчування, або евапораційним простором. Частина ректифікаційної, що знаходиться вище введення сировини, називається верхньою, концентраційною, або зміцненою, а нижче введення сировини - нижній, отгонний, або вичерпний.

В обох частинах колони протікає один і той же процес ректифікації. Оскільки в процесі ректифікації повинні брати участь два потоки - парів і рідини, що складаються одних і тих же компонентів, але різного складу, з верхньої частини колони відводять тепло  $Q_d$ , до нижньої частини колони підводять тепло  $Q_B$ . При конденсації частини парів вгорі колони утворюється потік рідини (флегми, зрошення), що перетікає з тарілки на тарілку. В низу

колони за рахунок підведення тепла частина рідини випаровується, утворюючи висхідний потік пари.

Залежно від призначення колони можуть бути повними, тобто мати концентраційну і відганяючу частини, або неповними. При цьому зміцнююча колона має тільки верхню частину і не має відганяючої секції, а сировина подається в низ колони. Відганяюча колона має тільки нижню частину і не має зміцнюючої секції. Сировина вводиться в верх такої колони.

Колони такого типу застосовуються в тих випадках, коли до чистоти нижнього продукту зміцненої колони або верхнього продукту відганяючої колони не пред'являються високі вимоги. Наявність конденсатора і кип'ятильника дозволяє забезпечити необхідні рідинні і парові навантаження в колоні.

Поряд з простими колонами, які ділять суміш на два продукти, розрізняють також складні колони, в яких число відбірних продуктів більше двох. Ці продукти можуть виводиться з основної або з отпарної колон у вигляді додаткових бічних погонів (Рис. 1.2)[2].

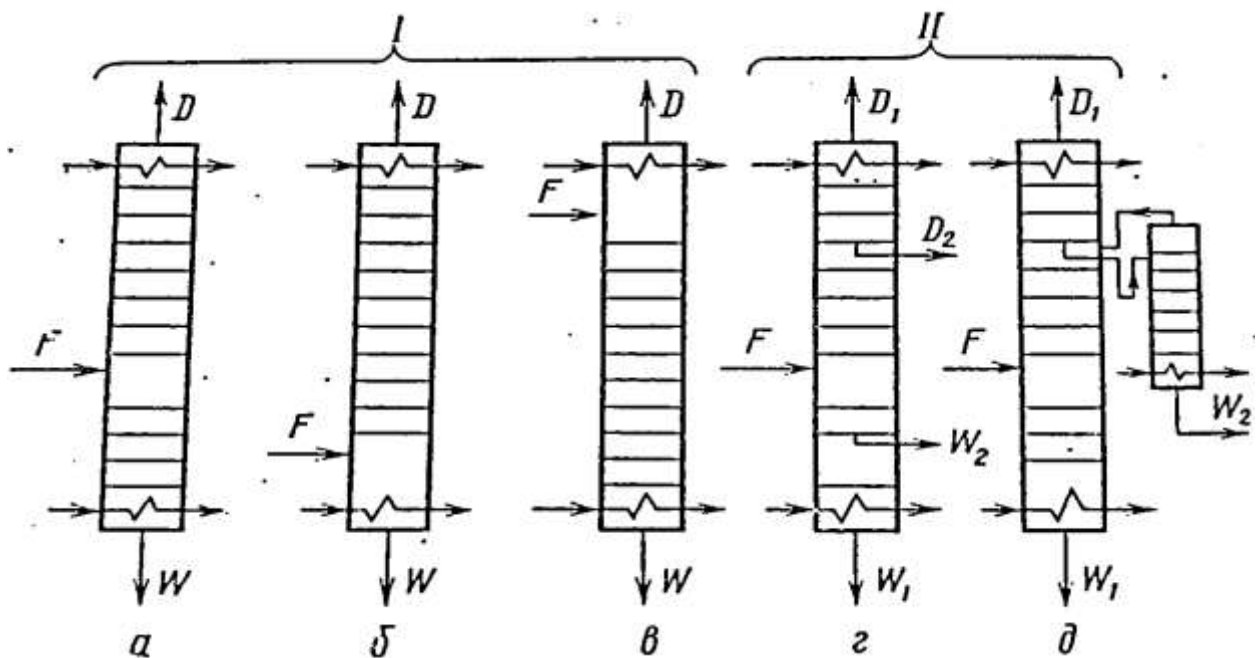


Рис. 1.2 – Схеми простих (I) і складних (II) колон: а - повна; б - зміцнююча; в - відганяюча; г - з відбором додаткових продуктів ( $D_2$  и  $W_2$ ) з основної колони; д - з відбором додаткового продукту  $W_2$  з отпарної колони.

### 1.3 Матеріальний та тепловий баланси ректифікаційної колони

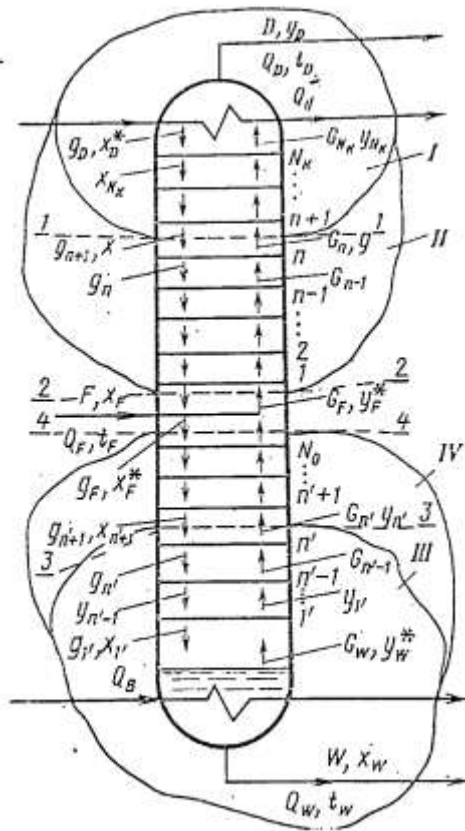


Рис. 1.3 – Схема потоків ректифікаційної колони, яка використовується для складання матеріальних і теплових балансів: I - IV - контури для складання балансів; 1 - 4 - перетину

Матеріальний баланс колони ректифікації може бути складений в масових або в мольних одиницях, причому відповідні балансові рівняння мають один і той же вид.

При сталому режимі роботи колони маси всіх потоків залишаються незмінними (Рис. 1.3)

Матеріальний баланс матиме вигляд:

для всієї колони

$$F = D + W \quad (1.1)$$

для НКК

$$F x_F = D y_D + W x_W \quad (1.2)$$

Підставивши в останнє рівняння замість

W рівну величину F - D, отримаємо

$$F x_F = D y_D + (F - D) x_W \quad (1.3)$$

Звідси відносний відбір ректифікату

складе:

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_E - x_W}{y_D - x_W} \quad (1.4)$$

Відповідно відносний відбір залишку складе:

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{y_D - x_E}{y_D - x_W} \quad (1.5)$$

З рівнянь (1.4) і (1.5) слід, що зовнішні потоки колони і концентрації компонентів в них взаємопов'язані і не можуть встановлюватися довільно.

Наведені рівняння дозволяють визначити масові витрати ректифікату D і складу W при заданих продуктивності колони F, складі сировини  $x_F$  і чіткості ректифікації: концентрація  $y_D$  та  $x_W$ .

Проведення процесу ректифікації пов'язано з обміном тепловою енергією між контактуючими парової і рідкої фазами. Без урахування

тепловтрат в навколишнє середовище все все підведене в колону тепло: з сировиною ( $Q_F$ ) і в низ колони через кип'ятильник ( $Q_B$ ) відводиться з колони парами ректифікату  $Q_D$ , рідким залишком  $Q_W$  і потоком холодоагенту вгорі колони  $Q_d$  (див. рис. 1.3)

Тепловий баланс колони запишеться в такому вигляді:

$$Q_F + Q_B = Q_D + Q_W + Q_d \quad (1.6)$$

Окремі складові теплового балансу визначаються наступними виразами:

$$Q_F = F(1 - e)h_{t_F} + FeH_{t_F} = Fh_F \quad (1.7)$$

$$Q_B \approx G_W(H_{t_W} - h_{t_W}) = G_W q_{\text{исп}} \quad (1.8)$$

$$Q_d \approx q_D(H_{t_D} - H_{t_D}) = q_D q_{\text{конд}} \quad (1.9)$$

$$Q_D = DH_{t_D} \quad (1.10)$$

$$Q_W = Wh_{t_W} \quad (1.11)$$

Проведемо перетворення наведених рівнянь, з тим щоб записати їх в тому ж вигляді, що і рівняння матеріального балансу. Для цього замість  $W$  підставимо рівну величину  $F - D$  і об'єднаємо члени рівнянь, що відносяться до водних потоків тепла у верхній і нижній частинах колони. отримаємо:

$$Q_F = (DH_{t_D} + Q_d) + (Wh_{t_W} - Q_B) \quad (1.12)$$

або

$$Q_F = D \left( H_{t_D} + \frac{Q_d}{D} \right) + W \left( h_{t_W} - \frac{Q_B}{W} \right) \quad (1.13)$$

Введемо поняття про наведені ентальпії ректифікату  $H_D^*$  і залишку  $h_W^*$ :

$$H_D^* = H_{t_D} + \frac{Q_d}{D} \quad (1.14)$$

і

$$h_W^* = h_{t_W} - \frac{Q_B}{W} \quad (1.15)$$

З урахуванням введених позначень рівняння теплового балансу

$$Q_F = DH_D^* + Wh_W^* \quad (1.16)$$

Підставивши в це рівняння  $W = F - D$  и  $Q_F = F \cdot h_F$ , отримаємо

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*} \quad (1.17)$$

і

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{H_D^* - h_F}{H_D^* - h_W^*} \quad (1.18)$$

Ці рівняння аналогічні за структурою і відповідно рівні за величинами  $\varepsilon$  і  $1 - \varepsilon$  наведеним раніше рівнянням.

При заданому складі ректифікату  $y_D$  ордината точки  $P$  залежить від відносної кількості тепла  $Q_D/D$ , що відводиться на верху колони. При збільшенні  $Q/D$  точка  $P$  переміщується вгору (точка  $P_1$ ), а при зменшенні - вниз (точка  $P_2$ ).

Відповідно при заданому складі залишку  $x_W$  ордината точки  $P'$  залежить від відносної кількості тепла  $Q_B/W$ , що підводиться в них колони. Зі збільшенням  $Q_B/W$  точка  $P'$  переміститься вниз (точка  $P'_1$ ), а при зменшенні - вгору (точка  $P'_2$ ). При великій величині  $Q_B/W$  ордината точки  $P'$  стає негативною ( $h_W^* < 0$ ), тоді як ордината точки  $P$  завжди позитивна ( $H_D^* > 0$ ).

Точка  $F$ , яка визначається складом сировини  $x_F$  і його ентальпії  $h_F$ , лежить завжди на прямій  $P'P$ . При зміні ентальпії сировини точка  $F$  переміщається по вертикалі.

При постійній ентальпії сировини зміна величини  $Q_d/D$  обумовлює відповідну зміну величини  $Q_B/W$  і навпаки (наприклад, точки  $P'$  і  $P'_1$  на мал. IV-4).

При постійному значенні  $Q_d/D$  зміна ентальпії сировини, що надходить  $h_F$  супроводжується зміною величини  $Q_B/W$ : збільшення  $h_F$  призводить до відповідного зменшення  $Q_B/W$  і навпаки.

Аналогічно, при постійному значенні  $Q_B/W$  зміна ентальпії сировини  $h_F$  призводить до зміни величини  $Q_d/D$ : при збільшенні  $h_F$  необхідно збільшувати  $Q_d/D$ , а при зменшенні також зменшувати.

За допомогою ентальпійної діаграми легко встановити зміни різних потоків тепла в їх взаємозв'язку.

При заданих складах і відборах ректифікату і залишку потоки тепла  $Q_D$  і  $Q_W$  будуть постійними. З урахуванням цього рівняння теплового балансу колони запишемо в наступному вигляді:

$$Q_F + (Q_B - Q_D) = Q_D + Q_W = \text{const} \quad (1.19)$$

При незмінній температурі і складі сировини  $Q_F = \text{const}$ , отже

$$Q_B - Q_d = \text{const} \quad (1.20)$$

Звідси випливає, що величини  $Q_B$  і  $Q_d$  можуть змінюватися тільки в загальному напрямку, тобто збільшуватися або обидві зменшуватися. При цьому їх різниця залишається величиною постійною. З рівняння (1, 19) також випливає, що при інших постійних теплових потоках підведення тепла з сировиною  $Q_F$  в деякій мірі компенсує необхідність підведення тепла в низ колони  $Q_B$ : при збільшенні  $Q_F$  відповідно зменшується  $Q_B$ , і навпаки.

Таким чином, теплові та матеріальні потоки колони повинні бути узгоджені з якістю одержуваних продуктів[3 – 4].

#### 1.4 Способи відводу тепла з колони

Рідинне зрошення, необхідне для здійснення процесу поділу в ректифікаційних колонах, створюється в результаті відведення тепла з верху апарату. У складних колонах тепло може відводиться з верхніх частин окремих секцій для створення в них самостійного зрошення.

Конструювання вузла колони для відводу тепла полягає у виборі способу відводу тепла або конкретної схеми зрошення колони і конструктивному оформленні цієї схеми.

У промисловості застосовують способи відведення тепла за допомогою парціального і повного конденсаторів, гострого зрошення і циркулюючого рідкого продукту (циркуляційного зрошення) в системі холодильник - колона. Оскільки кожному способу притаманні свої переваги і недоліки, застосування їх залежить від конкретних умов поділу: потужності установки, якості і складу сировини і одержуваних продуктів.

Розглянемо більш докладно кожен спосіб зрошення колони окремо.



При відведенні тепла парціальним конденсатором (рис. 1.4) лише частина парів, що йдуть з колони, конденсується і повертається на верхню тарілку у вигляді флегми гострого випаровуючого зрошення; інша частина парів є цільовим продуктом (дистилятом). Якщо парціальний конденсатор встановлюють вгорі колони або безпосередньо в корпусі колони, то сконденсована рідина стікає самопливом на верхню тарілку. В цьому випадку парціальний конденсатор являє собою кожухотрубчастий теплообмінний апарат, по трубках якого рухається охолоджуючий агент, а в міжтрубному просторі - пари дистиляту. При установці парціального конденсатора на верху колони пари дистиляту можна відбирати також і до конденсатора, зменшивши парове навантаження на міжтрубний простір.

Відомі випадки, коли в якості парціального конденсатора, що встановлюється вгорі колони, застосовували повітряний конденсатор. При цьому загальна вартість спорудження вузла відведення тепла була в декількох разів менше вартості установки кожухотрубчатого конденсатора з водяним охолодженням[5].

До переваг відведення тепла за допомогою парціального конденсатора можна віднести наступні: значне зменшення поверхні конденсатора і витрати хладагента, а також втрат напору парового потоку в конденсаторі і більш сприятливі в порівнянні з іншими схемами умови регенерації тепла.

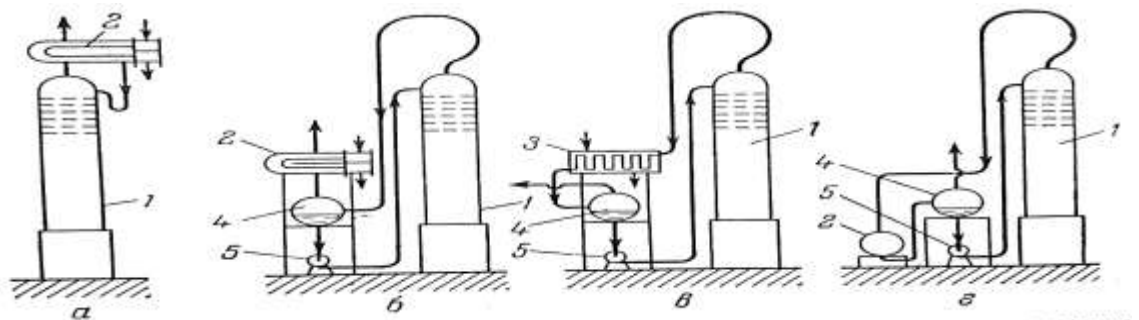


Рис. 1.4 – Схеми способів відведення тепла в парціальному конденсаторі при подачі зрошення в колону: а - самопливом; б-г - насосом; 1 - колона; 2 - конденсатор кожухотрубчастого типу; 3 - конденсатор погрузного типу; 4 - ємність зрошення; 5 - насос.

Крім того, парціальний конденсатор здійснює додатковий поділ, еквівалентну в більшості випадків однієї теоретичної тарілки.

Недоліками схеми є інтенсивна корозія пародистіллятного теплообмінника при агресивних середовищах, ускладнення конструкції колони і підвищення витрат, пов'язаних з установкою конденсатора на великій висоті і спорудженням спеціальних майданчиків і драбин для доступу до нього, а також неможливість надійного регулювання величини флегмового числа (при установці конденсатора безпосередньо в корпусі колони).

Відведення тепла за допомогою парціального конденсатора, встановленого вгорі колони, був раніше одним з найпоширеніших способів створення зрошення. В даний час цей спосіб застосовується лише для колон періодичної дії або для безперервно діючих колон невеликої потужності, тобто в основному в хімічній промисловості.

У нових схемах відводу тепла за допомогою парціального конденсатора останній встановлюється нижче верхньої тарілки колони і подачу зрошення в колону здійснюють насосом (рис. 1.4, б-г). На схемі, наведеній на рис. 1.4, б, конденсатор розташований вище ємності зрошення, а на схемі, наведеній на рис. 1.4, в, може бути розташований як вище, так і нижче ємності зрошення. Діаметр трубопроводу (див. рис. 1.4, б), що з'єднує ємність зрошення з конденсатором, слід приймати таким, щоб в ньому не було подвисання рідини [6 – 7].

При використанні горизонтальних ємностей зрошення досягається більш компактне розташування апаратів по висоті.

Схему, зображену на рис. 1.4, в, можна застосовувати в тих випадках, коли дистиллят отримують в паровій фазі і коли бажано мати невеликий перепад тиску в конденсаторі. Схему, зображену на рис. 1.4, б, рекомендують застосовувати замість схеми з гострим зрошенням. Проведеними розрахунками було показано, що при переході від гострого зрошення до цієї схеми в ряді випадків пропускна здатність конденсаторів-холодильників підвищувалася на 34-38% [6].

Заслугує на увагу ще одна схема відведення тепла за допомогою парціального конденсатора (див. рис. 1.4, г), при якій його встановлюють безпосередньо на землі, тобто нижче ємності зрошення[8]. Звідси сконденсована рідина транспортується паром в ємність зрошення, звідки насосом подається на верх колони. При такій роботі особливу увагу слід приділяти розрахунку перетину трубопроводу від конденсатора до ємності зрошення. Дана схема зрошення рекомендується для випадків, коли гідравлічний опір не є лімітуючим фактором, тобто головним чином для колон, які поділяють вуглеводневі гази.

Способи відведення тепла за допомогою парціального конденсатора з успіхом застосовуються в тих випадках, коли в якості охолоджуючого агента використовується наявний на установці скраплений газ (наприклад, в метановій і метанова колонах), так як при цьому значно зменшується витрата хладоагента.

При відведенні тепла повним конденсатором-холодильником (рис. 1.5, а) пари, що йдуть з колони, повністю конденсуються. З конденсатора-холодильника рідина самопливом надходить в ємність зрошення, звідки частина її насосом подається в колону в якості зрошення, а інша частина використовується як готовий продукт. Конденсатор-холодильник розташовується на рівні, що не перевищує 6 м, ємність зрошення - на висоті приблизно 4 м. Внаслідок простоти конструктивного виконання і відсутності інтенсивної корозії устаткування ця схема набула широкого поширення в нафтопереробці, де, як правило, застосовуються колони великої потужності.

На сучасних заводах конденсатори-холодильники по можливості розташовуються на нульовій позначці, тобто нижче ємності зрошення. Така компоновка обладнання дозволяє відмовитися від дорогих і громіздких металоконструкцій.

При відведенні тепла циркуляційних зрошенням (рис. 1.5, б) частину рідини забирається насосом з одного з верхніх тарілок колони, прокачується через холодильник і охолоджена повертається на верхню тарілку колони.

В результаті контакту з циркулюючим на верхніх тарілках зрошенням пари конденсуються і утворюють внутрішнє рідинне зрошення в колоні. У цій схемі холодильники встановлюють зазвичай на нульовій позначці.

Для забезпечення нормальної роботи насоса циркуляційного зрошення тарілка, з якої відбирається рідина, повинна мати відносно великий запас рідини в зливному пристрої.

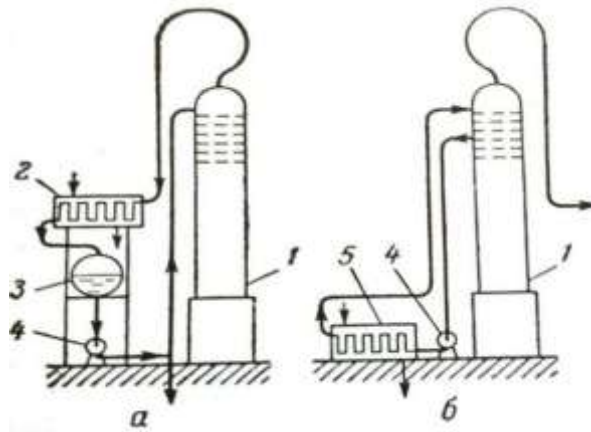


Рис. 1.5 – Схеми відведення тепла холодним іспаряючимся (а) і циркуляційним неіспаряючимся (б) зрошеннями: 1 - колона; 2 - конденсатор погрузного типу; 3 - ємність зрошення; 4 - насос; 5 - холодильник погрузного типу.

Перевагою схеми відведення тепла за допомогою циркуляційного зрошення є найбільш просте конструктивне рішення розміщення холодильного обладнання та незначна корозія. Недолік цієї схеми полягає в необхідності додаткових енерговитрат на перекачку великої кількості циркулюючої рідини, а також застосування великої кількості тарілок в колоні через зменшення розділяючої здатності тарілок секції циркуляційного зрошення.

Відведення тепла з верху колони за допомогою циркуляційного зрошення застосовується при переробці висококорозійної сірчистої сировини. Цей спосіб відведення тепла найбільш широко використовується в складних колонах, зокрема в атмосферних і вакуумних колонах первинної перегонки нафти; з його допомогою створюється рідинне зрошення в окремих секціях. При декількох або одному циркуляційному зрошенні по висоті колони

стає можливим найбільш повно регенерувати тепло для попереднього підігріву вихідної сировини, вирівняти парові і рідинні навантаження в різних перетинах колонних, що в свою чергу дозволяє зменшити діаметр колони при її проектуванні.

Доцільно передбачати не більше двох-трьох циркуляційних зрошень, так як наступні проміжні циркуляційні зрошення дозволяють регенерувати порівняно невелику кількість тепла, в той же час ускладнюють технологічну схему колони і зменшують флегмовое число вищеразташованих секцій колони[9].

У практиці нафтопереробки застосовується також комбінований спосіб відведення тепла з верху колони за допомогою гострого і циркуляційного зрошення.

В даний час прийнята наступна схема проміжного охолодження абсорбера. Зі спеціальною глухою тарілкою рідина стікає самопливом в трубчастий теплообмінник, охолоджується в ньому і надходить на нижчележачу тарілку звичайного типу. Теплообмінники встановлюють на металоконструкції колони безпосередньо біля глухої тарілки. Використовують також насоси для прокачування абсорбера через теплообмінник. В цьому випадку можна зменшити відстань між глухою і нижчележачою тарілкою, а теплообмінник встановити на нульовій позначці. При застосуванні такої схеми збільшуються витрати на перекачування абсорбера, зате зменшуються витрати на перекачування води, що охолоджує.

### 1.5 Способи підведення тепла у низ колони

В низ ректифікаційних колон підводиться тепло з метою створення висхідного потоку пари, так званого парового зрошення. У промисловості використовуються в основному три схеми підведення тепла, що відрізняються різним конструктивним виконанням.

Конструювання вузлів підведення і відведення тепла полягає у виборі конкретної схеми обв'язки низу колони або способу підведення тепла і в конкретному конструктивному оформленні цієї схеми.

Розглянемо різні способи підведення тепла в низ колони. При застосуванні підігрівача з паровим простором (рис. 1.6, а) рідина з нижньої тарілки надходить в ємність низу колони і далі самопливом в міжтрубний простір підігрівача. Пери, що утворюються повертаються в колону під нижню тарілку, а частина рідини стікає через вертикальну перегородку підігрівача і відводиться як нижній продукт колони (залишок). При нагріванні до 130-150 °С в якості теплоносія застосовують водяну пару, при нагріванні до більш високих температур - соляровим дистилят або дизельні фракції прямої перегонки нафти. При використанні даної схеми для створення парового зрошення в підігрівачі з паровим простором може бути випарується вся підводиться рідина.

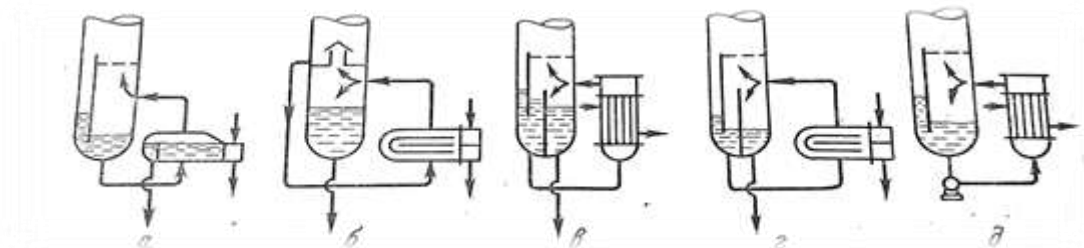


Рис. 1.6 – Схеми способів підводу тепла в низ колони:

*а* – підігрівач с паровим простором; *б* – *д* – кожухотрубні теплообмінник (*б* – з природною циркуляцією рідини; *в*, *г* – «Термосифонні» вертикальні і горизонтальні; *д* - з примусовою циркуляцією рідини).

Перевагами даного способу підведення тепла є можливість використання стандартної апаратури, що дозволяє забезпечити будь-яку поверхню теплообміну шляхом установки необхідного числа підігрівачів, і малий гідравлічний опір кожного потоку. Це дозволяє обійтися невеликим об'ємом рідини в низу колони і розташовувати підігрівач приблизно на тій же

позначці, що і колона. Підігрівачі з паровим простором дуже гнучкі в роботі, так як припускають високу частку відгону.

Підведення тепла за допомогою підігрівача з паровим простором широко застосовується в нафто- і газопереробці: наприклад, в ректифікаційних колонах газорозділення, стабілізаторах, в колонах вторинної перегонки і т.д.

При використанні кожухотрубчастих теплообмінників (див. рис. 1.6, б - д) велике значення має спосіб їх приєднання до колони. Застосування тієї чи іншої схеми підключення може відрізнятися залежно

В основному від способу циркуляції рідини. При природної циркуляції (див. рис. 1.6, б) рідина з нижньої тарілки самопливом надходить в міжтрубний простір теплообмінника, частково випаровується в ньому і надходить в колону під нижню тарілку. Теплоносій (зазвичай водяна пара) проходить через трубки теплообмінника. Циркуляція рідини в системі забезпечується різницею тисків між стовпом гарячої рідини в трубопроводі, що веде від колони до теплообмінника, і стовпом паро- рідинної суміші в міжтрубному просторі теплообмінника і трубопроводі, яка з'єднує теплообмінник з колоною.

При застосуванні даної схеми можна випарувати, наприклад, 25% циркулюючої рідини. У разі утворення відкладень інтенсивність циркуляції слід підвищити.

Основна перевага даної схеми - відносно низькі капіталовкладення. Коли не вистачає місця для установки горизонтальних підігрівачів, ставлять вертикальні кожухотрубчасті теплообмінники. Така схема корисна, якщо нижній продукт колони забруднює поверхню теплообміну. У вертикальних теплообмінниках підігрівачу рідину пропускають через трубки, так як чищення внутрішньої поверхні труб теплообмінника значно простіше чистки міжтрубному простору.

Деяким недоліком вертикальних теплообмінників є те, що при їх застосуванні колона повинна встановлюватися трохи вище рівня, на якому її

розташовують при застосуванні горизонтальних теплообмінників, а також те, що необхідно обмежуватися тільки однопоточні теплообмінниками.

Цікава схема підведення тепла за допомогою так званого «термосифонного» вертикального або горизонтального теплообмінника (див. рис. 1.6, в, г). У цьому випадку тільки частина рідини надходить в теплообмінник. Рух рідини обумовлюється різницею тисків стовпа рідини і паро-рідинної суміші. У порівнянні з теплообмінником, зображеним на мал. 1.6, б, «термосифонні» теплообмінники забезпечують велику гнучкість при регулюванні за рахунок можливої зміни кратності циркуляції паро-рідинної суміші і вищого коефіцієнта теплопередачі.

Нормальна робота колони без захлебівання нижніх тарілок при підводі тепла за допомогою кожухотрубчастих теплообмінників залежить від правильного їх розташування відносно колони і від діаметра підвідних трубопроводів, тому втрата напору циркулюючої рідини і паро-рідинної суміші піддається ретельної розрахункової перевірки.

Прокачування дуже в'язких рідин через горизонтальний і вертикальний теплообмінники здійснюється за допомогою насоса (див. рис. 1.6, д).

Необхідною умовою правильного конструктивного виконання нижньої частині колони є організація роздільного руху рідини, що стікає з нижньої тарілки отгонної частини колони, і пара, що надходить з підігрівача під цю тарілку. При однопоточних тарілках ця умова забезпечується заглибленням зливної планки нижньої тарілки в рідину низу колони (див. рис. 1.5-1); при багатопоточних тарілках необхідно застосовувати спеціальні конструкції зливних пристроїв[10].

Використання вогневого підігрівача або гарячого струменя обумовлюється необхідністю мати високу температуру, яку важко або практично неможливо забезпечити в звичайних теплообмінниках і кип'ятильниках, або використанням на установці вогневих підігрівачів для підігріву сировини в наступних процесах поділу. Як вогневого підігрівача зазвичай використовують трубчасту піч, через яку насосом прокачують



частину рідини з низу колони. Однак в тому випадку, коли на установці немає трубчастих підігрівачів, більш економічно застосовувати теплообмінні апарати, так як трубчасті печі дорожче, вимагають більше місця для установки; крім того, при експлуатації печей існує небезпека термічного розкладання продуктів внаслідок можливих місцевих перегрівів.

### 1.6 Окремі вузли колон

Відбійні пристрої. Розглянемо особливості конструктивного виконання відбійних пристроїв ударного типу, методи розрахунку які були описані в главі III.

Відбійні пристрої з горизонтальним розташуванням елементів з різною насадкою, наприклад, з кілець Рашига, з кутів і сітки, виділяють з потоку газу краплі рідини розміром понад 5 мк[11]; при цьому ефективність сепарації в цілому ряді випадків досягає 99%.

Для нормальної роботи відбійного пристрою з насадки необхідно, щоб вільне перетин опорної решітки було по можливості максимальним і близьким до перетину насадки відбійника. У відбійниках можна успішно використовувати і інші відомі типи насадок, що мають більш розвинену питому поверхню, ніж кільця Рашига, наприклад кільця Паля, сідла Берля і ін. Крім того, в апаратах з невисокими температурами для зменшення маси сепараторів і їх здешевлення можна також застосовувати насадки з полімерних матеріалів.

Кутовий і жалюзійний сепаратор (відбійний пристрій з куточків) (рис. 1.7) складається з декількох рядів горизонтально розташованих куточків, що перекривають всі перетини колони, або з гофрованих вертикально розташованих листів.

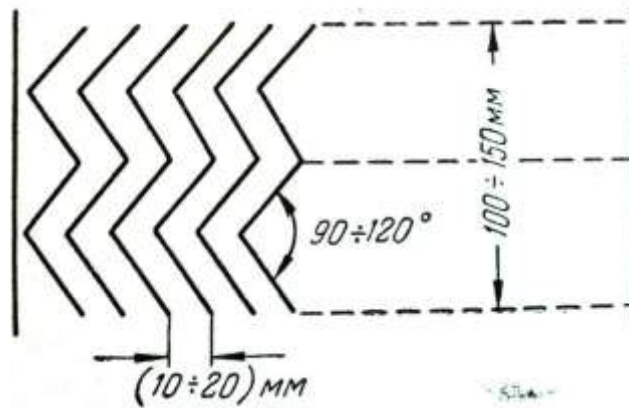


Рис. 1.7 – Схема відбійного пристрою з куточків.

Відстані між куточками або листами приймається з розрахунку перешкоди вільному проходу потоку газу в вертикальному напрямку і, отже, залежить від прийнятого розміру куточків, тим менше їх буде в відбійнику. Розмір куточків слід приймати таким, щоб відстань між ними була не менш 10-15 мм. Відбійник з трьома поворотами або двома рядами куточків забезпечує ефективність сепарації 98%, а відбійник з сімома поворотами - ефективність сепарації близько 99 - 99,9% [12]. Основними недоліками подібних конструкцій сепараторів є їх порівняно велика металоємність і висока вартість, особливо для колон великого діаметру.

Сітчастий сепаратор являє собою в'язану гофровану сітку з дроту діаметром 0,2 - 0,3 мм, виготовленої з легованої сталі, розмір осередків 4 - 5 мм, висота гофров 8 - 10 мм. Суміжні листи сіток укладаються гофрами перпендикулярно один одному. Гофри повинні бути досить жорсткими і зберігатися в умовах експлуатації. Рекомендується застосовувати в'язану сітку, оскільки вона найбільш стійко зберігає форму і розміри осередків. З метою полегшення монтажу сепаратор збирають з окремих пакетом сіток. У пакеті з його висоті укладають 10 - 15 аркушів сіток, загальна висота відбійника становить 100 - 150 мм. Розміри пакетів приймають з урахуванням можливості їх транспортування через люки колони. Пакети укладають на легкий каркас зі смугової і круглої сталі. Зверху на сепаратор поміщають також опорний каркас положення всього сепаратора в колоні фіксується двома куточками, пакети сіток прикріплюються до нижнього опорного каркасу

дротом. Вільний перетин сітчастого відбійника  $0,97 - 0,98 \text{ м}^2/\text{м}^2$ , поверхня дротів в обсязі відбійника приблизно  $200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , маса  $1 \text{ м}^2$  сепаратора з опорним каркасом приблизно  $20 \text{ кг}$ [13]. В даний час сітчасті відбійники виготовляються для колон різного діаметру, аж до  $12 \text{ м}$ [14].

Зарубіжний і вітчизняний досвід експлуатації вакуумних колон з сітчастими відбійниками свідчить про те, що колони нормально працюють без ремонту протягом  $1 - 1,5 \text{ м}$ [15 – 16]. В деяких випадках для нормальної роботи вакуумних колон з сітчастим сепаратором була потрібна його чистка не менше  $2$  разів на рік. З метою подовження міжремонтних пробігів сепаратори встановлюють на дві тарілки вище місця введення сировини[17]; періодично їх промивають через зрошувач соляровим дистилятором, який подають в кількості до  $15 - 30\%$  (об.) на переганяється мазут[18,19,20].

Для забезпечення високого ступеня сепарації рідини, яка доходить до  $99\%$ , рекомендується встановлювати двоступеневий сепаратор, в якому відстані між відбійниками першого і другого ступеня, рівні  $3/4$  діаметра апарату. Верхній сепаратор виготовляється з сітки з більш дрібними осередками, ніж нижній[21].

При похилому розташуванні описаних конструкцій відбійних пристроїв збільшується ефективність сепарації, оскільки при цьому допускається велика швидкість газу. Похило розташовані відбійники з кілець Рашига застосовуються в виносних сепараторах[22], сітчасті відбійники - в кульових скрубберах. Кут нахилу відбійників зазвичай становить  $30 - 45^\circ$ . Основним недоліком похило розташованих відбійників є потреба в більшому місці для їх установки, особливо в апаратах великого діаметру. Тому їх застосовують в основному в виносних сепараторах.

У сепараторах з кутчиків, розташованих вертикально рекомендують застосовувати жалюзі (рис. 1.8)[23,24]. Для рівномірного розподілу газу за елементами сепаратора рекомендують встановлювати дірчастий лист[23], який створює додатковий опір потоку газу. При значній відстані вихідного

штуцера відбійного пристрої вільний перетин листа має становити 15 - 25%; отвори в цьому випадку розташовуються рівномірно.

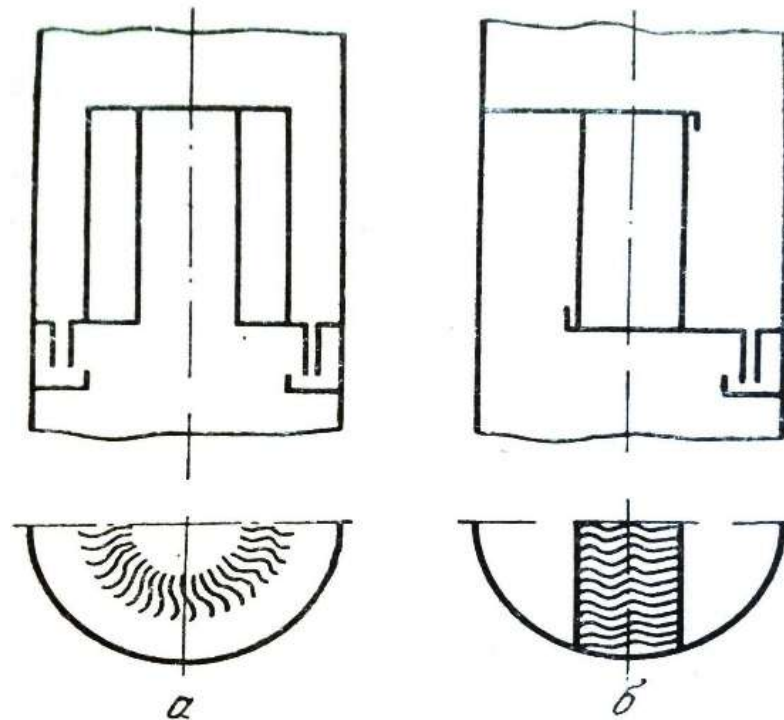


Рис. 1.8 – Схеми відбійних пристроїв з вертикально розташованих елементів з розташуванням пакета насадки по колу (а) або перпендикулярно потоку газу (б).

При невеликій відстані до вихідного штуцера слід застосовувати нерівномірне розташування отворів по площі листа. Довжина шляху стікання рідини за елементами не повинна бути більше 0,5 - 1,0 м, з метою уникнення можливих вторинного виносу рідини[23]; в іншому випадку відбійник слід виконувати з секцій, висота кожної з яких не повинна перевищувати 1 м. Окремі секції повинні мати свої піддони, що забезпечують дренаж отсепарирован рідини.

Досить часто в діючих абсорбера для сепарації уносимої рідини використовують кілька верхніх тарілок, знижуючи місце введення абсорбера в колону. Не заперечуючи можливості поліпшення сепарації рідини в цьому випадку, необхідно відзначити, що ковпачкові тарілки можуть працювати як сепаратори лише при забезпеченні відводу отсепарирован рідини, тобто при видаленні з тарілок зливних планок. При проектуванні нових абсорберов слід мати на увазі, що ефективність сепарації за допомогою тарілок звичайної

конструкції значно нижче, ніж ефективність сепарації за допомогою спеціальних відбійних пристроїв.

В останні роки для високоефективної сепарації дрібних частинок рідини з потоку газу діаметром менше 3 мк успішно застосовують різні конструкції відцентрових сепараторів, а також різні пористі матеріали: кераміку[25], пластики і метали[26], скляну вату і скловолокно з тонких ниток, оброблених кремнійорганічeskими сполуками[27]. Сепаратори з пористих матеріалів конструктивно виконуються або як звичайні сітчасті сепаратори, або як труби, в яких одна сторона заглушена. Допустимі швидкості газу в подібних сепараторах значно менше, ніж швидкості в сепараторах, описаних вище, а перепад тиску значно більше і доходить до 25 кПа; зате ефективність сепарації дуже висока[28 – 29].

Вузол вводу сировини в колону. При подачі сировини в колону тільки в паровій фазі конструктивне виконання вузла введення не викликає особливих труднощів.

Рідинне харчування необхідно подавати через спеціальний штуцер з відбивною фігурної перегородкою або через трубу з бічним вирізом і прямий відбивної перегородкою, що забезпечують гасіння енергії струменя і спокійний злив рідини в тарілку або зливний пристрій. Подача сировини безпосередньо в зливний пристрій неприпустима через можливе захлебіванія колони.

Конструкція введення паро-рідинного харчування в колону повинна забезпечити ефективну сепарацію фаз, рівномірний розподіл пари по перерізу колони і відведення отсепарирован рідини в зливний пристрій нижерасположенной тарілки. З цією метою введення сировини здійснюється через тангенціальний штуцер. Далі паро-рідинна суміш по спіралі направляється до центру колони за допомогою вертикально встановленого відбійного листа.

У насадок колонах конструкція вузла введення сировини повинна не тільки розділити парову і рідинну фази, але і рівномірно розподілити їх по перетину колони.

У евапораціонном просторі колони переточні пристрої не повинні заважати встановленню розподільників пара і сепараторів рідини. При наявності бічного відбору рідини з нижньої концентраційної тарілки перетікання рідини з концентраційної тарілки перетікання рідини з концентраційної частини в отгонну краще здійснювати за допомогою насоса.

Вузли відбору і підведення рідини. Конструкція вузла відбору рідини повинна передбачати достатню ємність для того, щоб забезпечити нормальну роботу насоса, і не повинна допускати пропуск пари при малих витратах рідини. Досвід експлуатації колон показав, що нормальний відбір бічного погона здійснюється через штуцер внизу незаглибленого зливного пристрою. З багатопоточних тарілок рідина відбирається з центральних зливів. У той же час відбір циркуляційних зрошень слід проводити з заглиблених в порівнянні з рівнем тарілки зливних пристроїв. При великих витратах циркуляційних зрошень над місцем відбору корисно встановлювати перегородку, яка забезпечить гасіння енергії струменя падаючої рідини і буде сприяти надходженню на прийом насоса дегазованої рідини. В цьому випадку переливні планки зливного пристрою доцільно робити похилими.

Рідина, що відбирається у вигляді бічного погона, зазвичай надходить в отпарную колони самопливом через гідрозатвор, утворений трубопроводом. Як правило боковий відбір рідини повинен становити не більше 60% загальної кількості рідини в колоні, з тим щоб коливання відборів не викликали різке порушення роботи колони. Якщо необхідно відбирати значно більшу кількість рідини, то краще відкачувати весь продукт насосом і повертати в колону частина рідини. Такий спосіб відбору дозволяє більш точно контролювати малі витрати гарячого зрошення в колону.

Для того, щоб забезпечити відбір всієї або частини рідини в колоні з бічними погонами, можна відбирати рідину зі спеціальною тарілки, де

передбачено регулювання рівня, що можливо при відсутності на цій тарілці барботажа.

Вузол вводу рідини на тарілки повинен бути таким же як і вузол відбору рідини.

У колонах, де можлива конденсація водяної пари на верхніх тарілках, вельми важливо виводити воду, так як її накопичення в зливному пристрої може привести до захлебівання колони. Відведення води найбільш просто можна здійснити з заглибленого зливного пристрою однієї з верхніх тарілок. При наявності спіненої рідини в переливе краще видаляти воду зі спеціальною тарілки, на якій передбачена зона відстою.

Розподільні пристрої для рідини і пара. Введення пари в колону (парове харчування, пари з отпарную секцій, з підігрівача низу колони і т.д.) повинен здійснюватися через спеціальні розподільники у вигляді труб чи трубчастих колекторів. При використанні лише однієї труби штуцер введення парів не повинен розташовуватися близько до вищерозміщеної тарілці, з тим щоб пар встиг рівномірно розподілитися по перетину колони.

При подачі парового потоку на многопоточную тарілку рекомендується з метою рівномірного розподілу пари по окремим потокам в центральних сливах передбачати спеціальні канали для вирівнювання тиску по перерізу колони.

Вузол вводу парів з підігрівача під нижню тарілку отгонной секції колони повинен забезпечити роздільне рух стікаючої рідини з надходить пара.

У колонах з тарілками провального типу і з насадкою розподільні пристрої є дуже важливими вузлами, особливо для рідини.

Найбільш часто застосовують такі конструкції розподільних пристроїв, що забезпечують хороше розподіл рідини по перетину апаратів різного розміру: розподільні тарілки, жолоби, колектори і відцентрові пристрої.

Розподільні тарелі мають патрубки для проходу пари і ніпелі для стоку рідини. Для того щоб пар проходив тільки через патрубки, їх роблять вище, ніж ніпелі, і зверху захищають від стікаючої рідини козирками. При невеликих

витратах рідини ніпелі мають бічний зріз або прорізи. Така конструкція менш чутлива до відхилення тарілки від горизонтального положення. Розподільні тарілки застосовуються для зрошення насадок колон, головним чином з кільцями Рашига, при невеликій зміні рідинних навантажень. Застосовують їх так само, як і перерозподільні тарілки, в колонах з тарілками провального типу і з насадкою.

Розподільники з жолобів досить прості за конструкцією, але вимагають особливо ретельної установки в колонах великого діаметра.

Часто в якості розподільників пара і рідини застосовують перфоровані труби. Основним їх недоліком є те, що вони схильні до засмічення, і тому застосовуються тільки на чистих продуктах. Крім того, трубчасті розподільники працюють рівномірно лише тоді, коли для заданої витрати і напору пара або рідини правильно обрана площа перфорації. Зокрема, для розподільників пара, що знаходяться в рідині, рекомендується приймати площу отворів, що дорівнює 25% площі поперечного перерізу труби, а отвори для виходу пари розташовувати уздовж нижньої твірної труби. Для рідини розподільники з труб застосовують в разі, коли необхідно мати близько розподільників великий вільний перетин для проходу пара (до 50%).

Відбивні розподільники можуть з успіхом застосовуватися як для парового, так і для рідинного потоків. Вони відрізняються простотою конструкції і високою продуктивністю, мало засмічуються і забезпечують рівномірний розподіл потоків навіть в апаратах порівняно великого діаметра. Ширина кільцевих каналів в розподільнику повинна бути дорівнює 8-10 мм.

Гарне розподіл рідини досягається також за допомогою статистичних відцентрових і обертових реактивних розподільників.

При конструюванні розподільників число зрошують точок приймається відповідно до розрахунку або в залежності від розміру апарату.

Коли штуцер виведення пара з колони розташований вище розподільника рідини, біля нього необхідно мати достатню площу для проходу



пари: при насадці з кілець Рашига - 30%, з сідел Берля і сідел Інталлокс - 50% і з кілець Паля - 65% перерізу колони.

Опорні конструкції під насадку. Найбільш часто опорну конструкцію роблять у вигляді решітки з смуг, поставлених на ребро. Відстань між смугами повинна бути не більше 0,7 діаметра насадки. Для полегшення монтажу вся решітка виготовляється з окремих секцій, що транспортуються через люки колони.

В якості опорної конструкції під насадку не слід застосовувати плити з отворами або сітчаті тарілки, оскільки вони зменшують продуктивність колони.

Для високопродуктивної насадки слід застосовувати опорні конструкції, виконані у вигляді ґратчастих хвилястих тарілок провального типу[30,31]. Для колон невеликого діаметра хорошою опорною конструкцією є решітка з просічно-витяжної гофрованого листа, сітки їх смуг або лозин. Площа вільного перетину опорної конструкції під насадку для відбійного пристрою повинна бути дорівнює вільному перетину насадки; для насадок колон вона повинна становити не менше 75% вільного перетину насадки.

### 1.7 Характеристика контактних пристроїв тарільчастих колон

Кількість конструктивних різновидів тарілок дуже велике. В принципі вони відрізняються один від одного формою і розташуванням контактних елементів і переливних пристроїв, а також схемою руху рідини на тарілках і по висоті колони.

Різноманітність існуючих контактних пристроїв тарільчастих колон обумовлено пошуками конструкцій, що забезпечують високу інтенсивність і ефективність масообміну, простоту виготовлення і монтажу, а також низький гідравлічний опір. Оскільки можливості задоволення цих вимог часто пов'язані з масштабом і характером виробництва, властивостями оброблюваних сумішей і робочими режимами, то в одних випадках краще певні конструкції, а в інших багато конструкцій виявляються практично

рівноцінними. Основні типи тарілок в області їх застосування наведені в табл. 1.1[32].

Діапазон сталої роботи тарілок зображений на рис. 1.9.

Сітчаті, Сітчато-клапанні, клапанні і жалюзійно-клапанні тарілки діаметром від 1,2 до 4,0 м бувають двох виконань: 1 - для навантажень по рідині до  $40 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  і 2 - для навантажень по рідині понад  $40 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

Сітчато-клапанні тарілки виготовляють двох модифікацій - А і В. Вони відрізняються величиною щодо вільного перетину і кількістю клапанів.

Тарілки з двома зонами контакту фаз бувають трьох виконань: з сітчатими, сітчато-клапанними і клапанними секціями. Залежно від навантажень по рідині стандарт встановлює 4 моделі тарілок по переливним пристроям.

Таблиця 1.1\_ Типи і області застосування тарілок

Типи Тарілок	Діаметр, м	Галузь застосування
Ковпачкові (ОСТ 26-01-66 - 86)	0,4 - 4,0	Для процесів, що протікають при атмосферному і підвищеному тиску і нестабільних режимах. Діапазон сталої роботи тарілок 4,5 *
Сітчаті (ОСТ 26-01-108 - 85)	Те саме	Для процесів, що протікають при будь-якому тиску і стабільних режимах. Діапазон сталої роботи тарілок 2
Тарілки з двома зонами контакту фаз (ОСТ 26-1078 - 85)	1,6 - 4,0	Стандарт встановлює три виконання тарілок: виконання 1 - з сітчатими секціями, виконання 2 - з сітчато-клапанними секціями, виконання 3 - з клапанними секціями. Залежно від навантажень по рідині для всіх виконань тарілок встановлено 4 типи розмірів переливів з діаметрами 300 і 400 мм, оснащеними одно- або двохщільними вихідними пристроями для рідини. Діапазон сталої роботи тарілок від 2 до 4

Сітчато- клапанні (ОСТ 26- 01-108 - 85)	0,4 - 4,0	Для процесів, що протікають переважно під розрідженням і при помірному тиску. Діапазон сталої роботи тарілок 3 - 3,5
Клапанні (ОСТ 26-01-108 - 85)	Те саме	Для процесів, що протікають переважно при атмосферному і підвищеному тиску. Діапазон сталої роботи тарілок 3,5
Жалюзійно- клапанні (ОСТ 26- 01-417 - 85)	1,0 - 4,0	Для процесів, що протікають переважно при атмосферному і підвищеному тиску. Діапазон сталої роботи тарілок 4,5

\*Під діапазоном стійкої роботи тарілки мають на увазі відношення максимально допустимого значення фактора парового (газового) навантаження до мінімально допустимого.

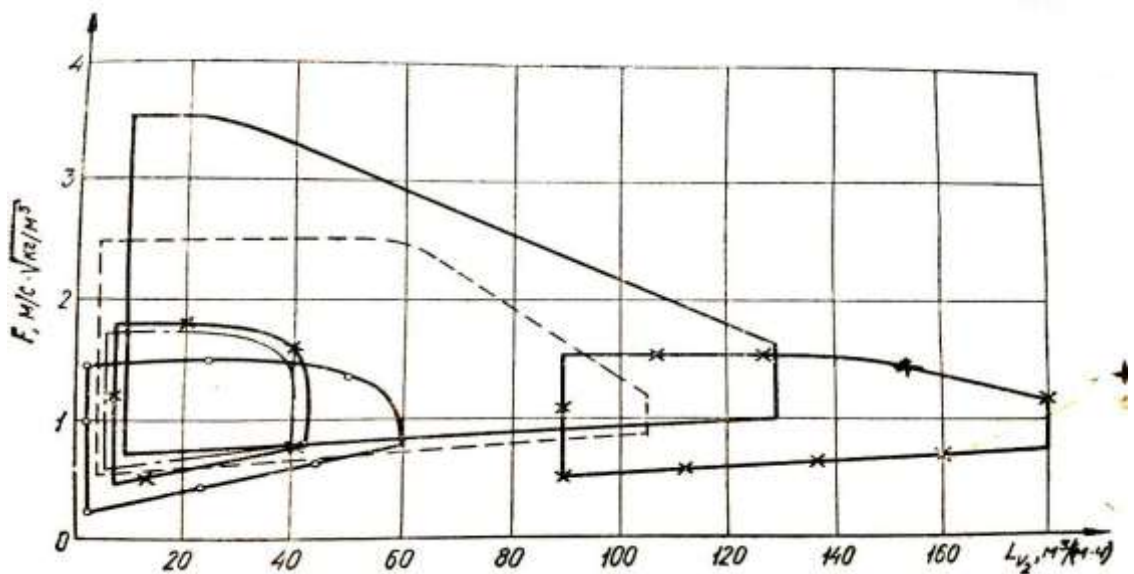


Рис. 1.9 – До визначення області стійкої роботи тарілок.

Тарілки з круглими ковпачками представляють собою металеві диски з отворами, в яких укріплені патрубки. Над патрубками розташовані ковпачки (рис. 1.10). У нижній частині ковпачка, зануреної в рідину, є вирізи або прорізи, призначені для диспергування легкої фази - пара чи газу. Пар або газ проходить через патрубок і простір, обмежений ковпачком, барботують через шар рідини на тарілці і надходить в патрубки вищерозміщеної тарілці. Рідина перетікає з тарілки на тарілку через переточні канали, кінці яких занурені в

рідину, що заповнює склянки нижчих тарілок, що утворюють гідрозатвор і перешкоджають проходу газу повз патрубків. Рівень рідини на тарілці визначається висотою зливного пристрою, виконаного у вигляді зливного порога або переточних трубок.

Ковпачки на тарілці розміщують в вершинах рівносторонніх трикутників з кроком, рівним  $(1,3 \dots 1,9) d$ .

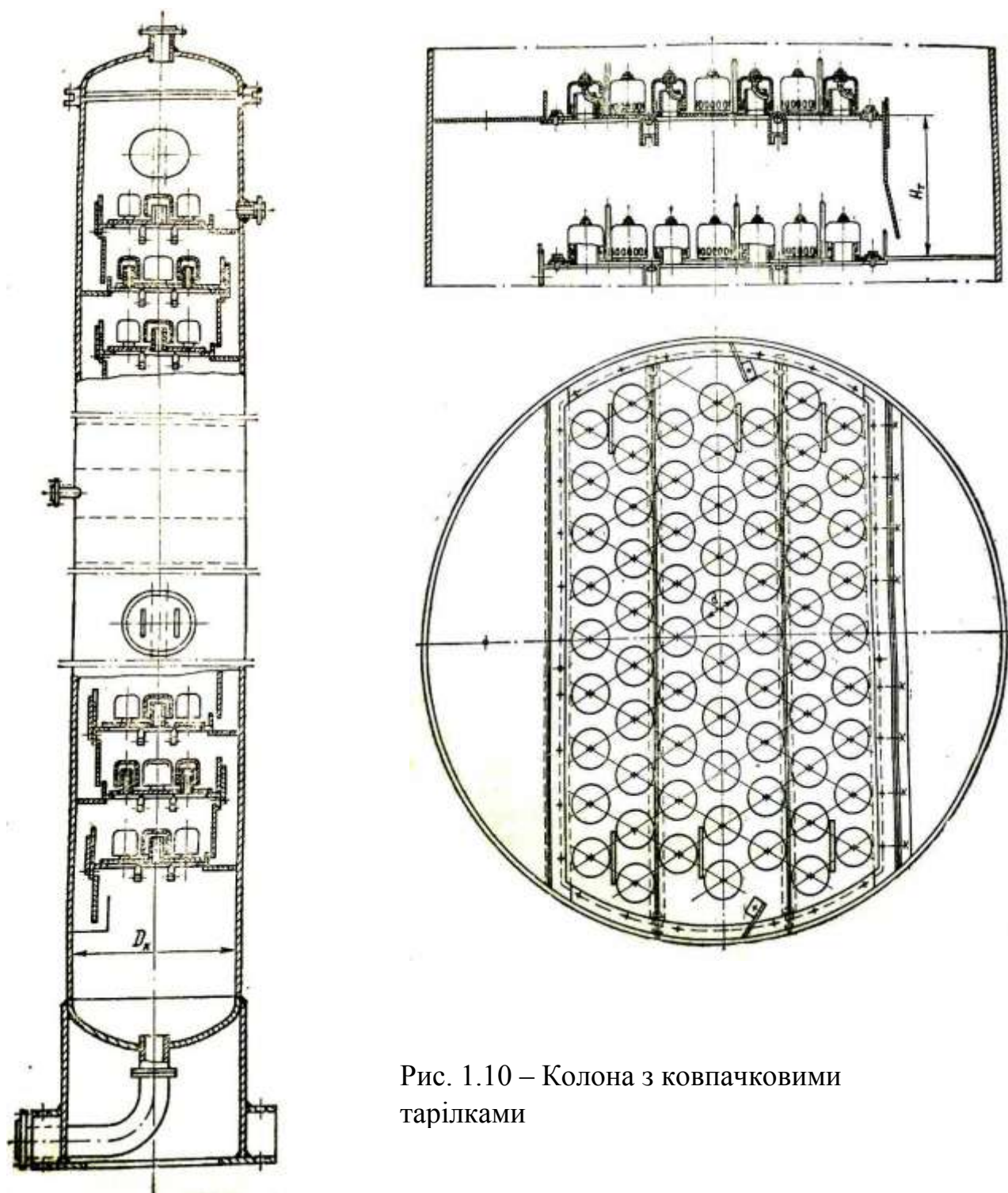


Рис. 1.10 – Колона з ковпачковими тарілками

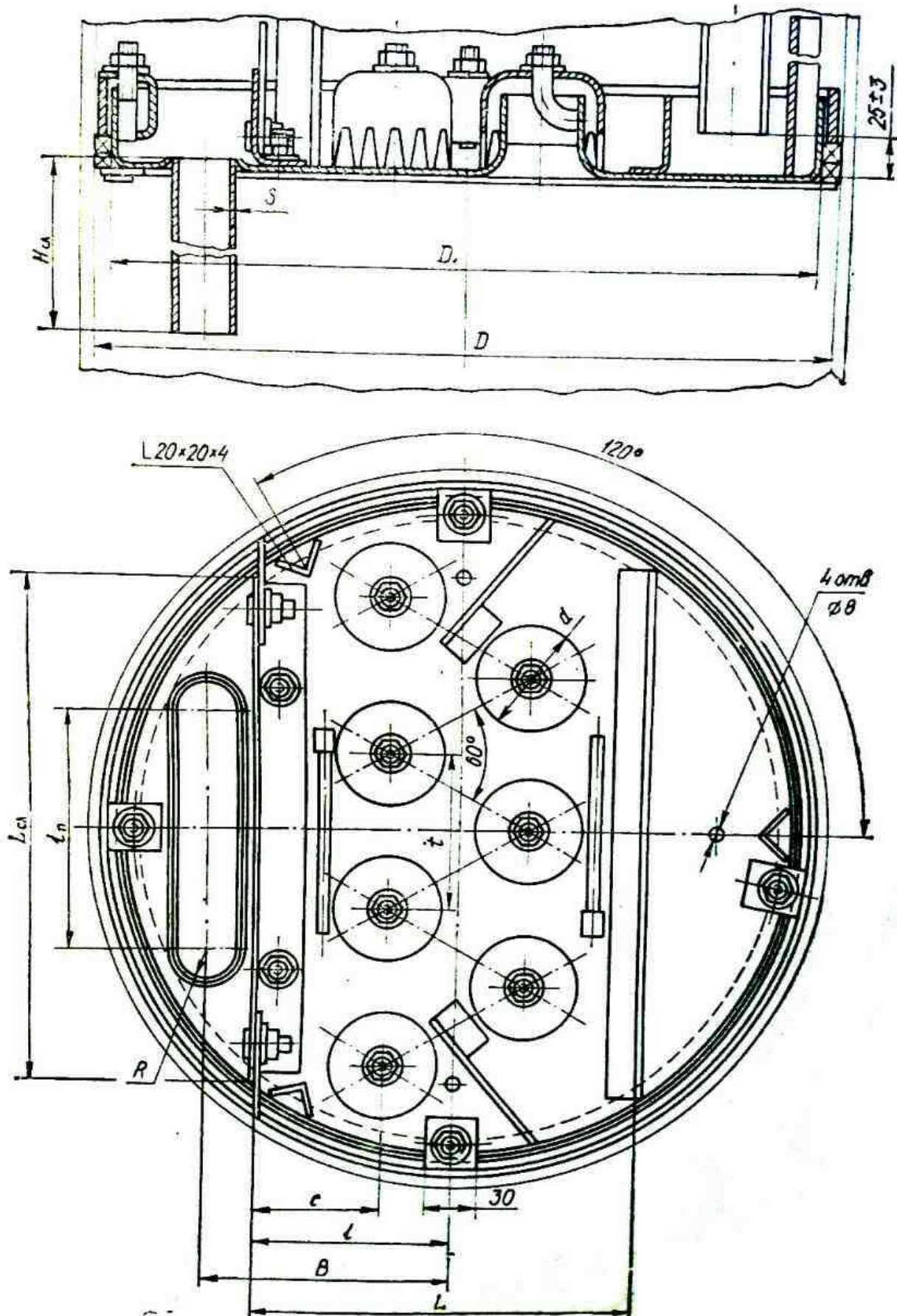


Рис. 1.11 – Конструкція нерозбірної колпачкової тарілки.

Для нормальної роботи колони зазор між нижнім зрізом зубчастого ковпачка і тарілкою не повинен перевищувати 5 - 10 мм (ковпачки з вирізами спираються безпосередньо на тарілку). При цьому глибина занурення прорізів ковпачків щодо зливного пристрою коливається від 5 до 15 мм в разі роботи колони під розрідженням і до 30 мм - у колон, що працюють під тиском.

Стандартизовані сталеві однопоточні ковпачкові тарілки для колон діаметром від 0,4 до 4,0 м. Для колон діаметром 0,4 - 0,8 м тарілки виконуються нерозбірними (рис. 1.11), для колон діаметром 1,0 - 4,0 м – розбірними.

Конструкції нерозбірних і розбірних ковпачкових тарілок представлені на (рис. 1.12).

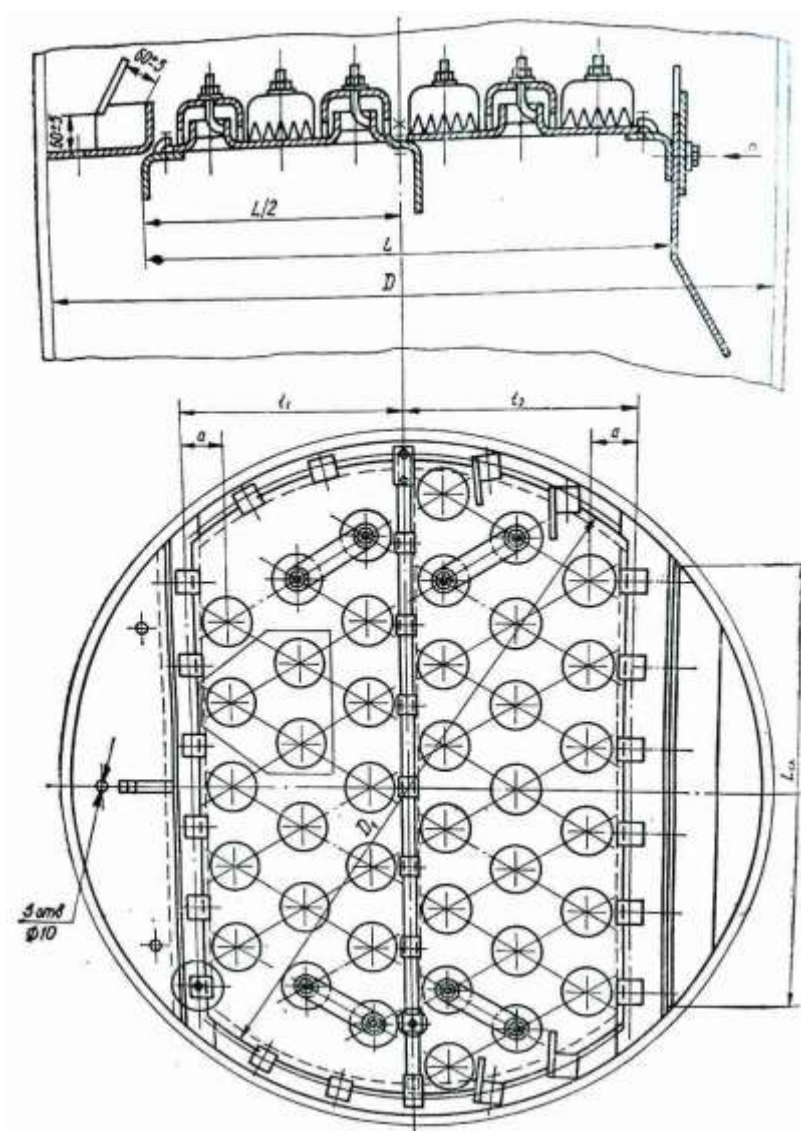


Рис. 1.12 – Конструкція розбірної колпачкової тарілки.

Сітчаті тарілки (рис. 1.13) являють собою перфоровані диски з отворами діаметром 2 - 8 мм (або зі щілинами шириною 2 - 4 мм), забезпечені перетічними пристроями. Газ або пар, проходячи через отвори в тарілках від низу до верху, утримує на них рідину,

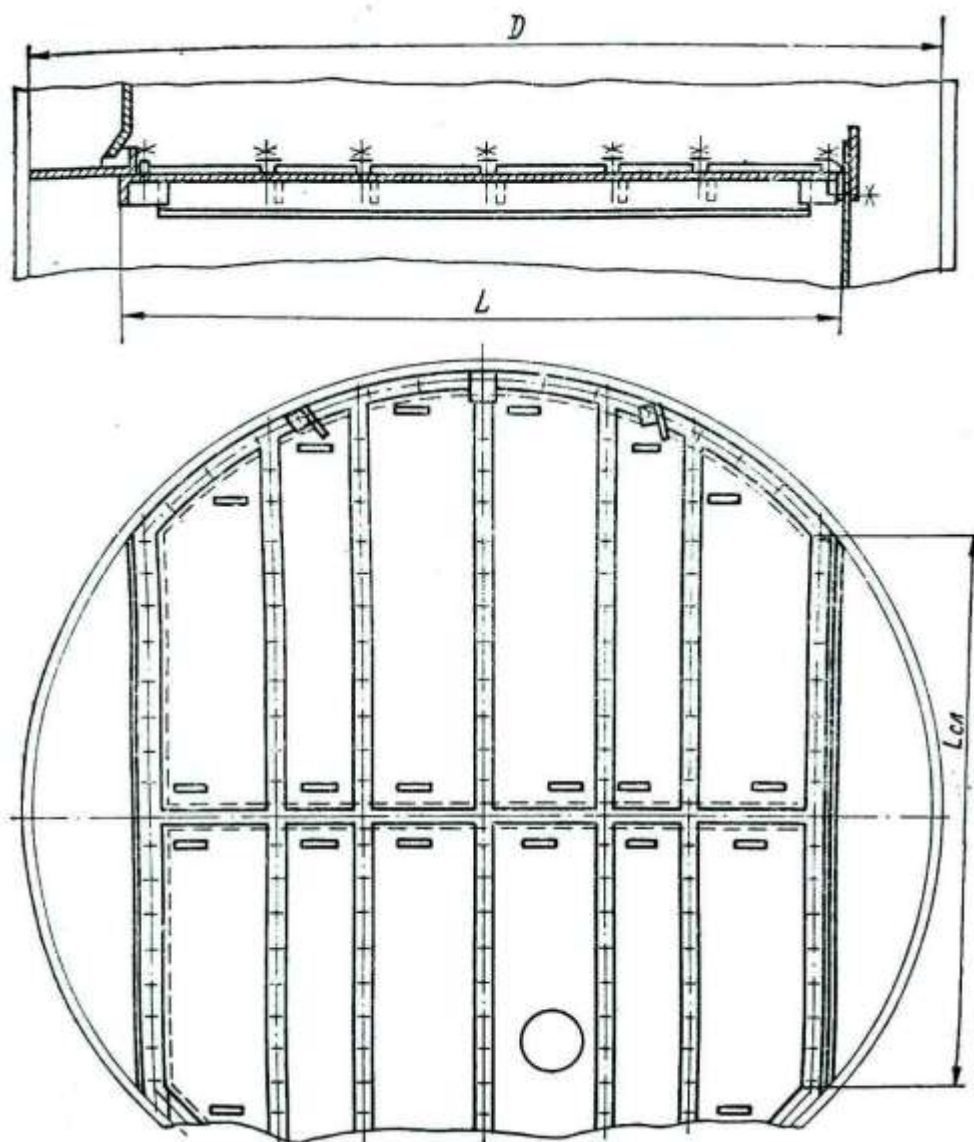


Рис. 1.13 – Конструкція сітчастої тарілки.

яка перетікає з тарілки на тарілку по перетічним пристроям так само, як і в колонах з ковпачковими тарілками. Ці тарілки відносно прості по пристрою, однак володіють вузьким діапазоном зміни навантаження по газу. При малих навантаженнях рідина буде протікати через отвори, а при великих - несеться потоком газу на вище розташовані тарілки. Крім того, нормальна робота сітчатих тарілок можлива тільки за умови збереження чистоти отворів,

тому застосування таких тарілок допустимо лише для розділення рідких сумішей, що не містять зважених твердих частинок і не утворюють твердого осаду в процесі збору інформації.

Масо - і теплообмін паром (газом) і рідиною в основному відбувається на деякій відстані від дна сітчатої тарілки в шарі піни і бризок. Тиск і швидкість газу (пара), що проходить через отвори, повинні бути достатніми для подолання опору шару рідини на тарілці і створення опору її стікання через отвори. Сітчаті тарілки необхідно встановлювати строго горизонтально для забезпечення рівномірного контакту між рідкою і паровою фазами по площі тарілки[32].

Сітчаті тарілки більш прості і дешеві, ніж ковпачкові, і мають менший гідравлічний опір. Як недоліки для колон з сітчатими тарілками зазвичай вказуються: жорсткість режиму і неможливість коливання продуктивності в значних межах, швидке стікання рідини з тарілок в разі зупинки колони, істотне зниження ефективності дії тарілок при порушенні горизонтальності їх установки і схильність малих отворів сітчатих тарілок засмічення і роз'єднання

Однак деякі дослідження показують, що при раціональній конструкції сітчаті тарілки допустимі коливання навантаження по газу в 2 - 2,5 рази, що в багатьох випадках цілком достатньо. Тому основними причинами відмови від використання сітчатих тарілок можна вважати засмічення і корозію отворів, а також здатність деяких сумішей утворювати стійку піну.

Підвищенню рівномірності роботи сітчаті тарілки сприяють зменшенню діаметра отворів і збільшення швидкості газу, але це, на жаль, призводить до підвищення опору колони. Підвищення рівномірності роботи тарілки може бути досягнуто також за рахунок встановлення оптимальної висоти зливної перегородки і відстані переміщення рідини по тарілці. Тому найкращим способом забезпечення рівномірної роботи сітчатих тарілок є збільшення периметра зливного пристрою і вкорочення шляху переміщення рідини шляхом установки двох або декількох переливів (багатозливні тарілки або тарілки з двома зонами контакту фаз) (рис. 1.14). Збільшення периметра



зливного пристрою призводить до зниження опору тарілки і дозволяє зменшити відстань між тарілками.

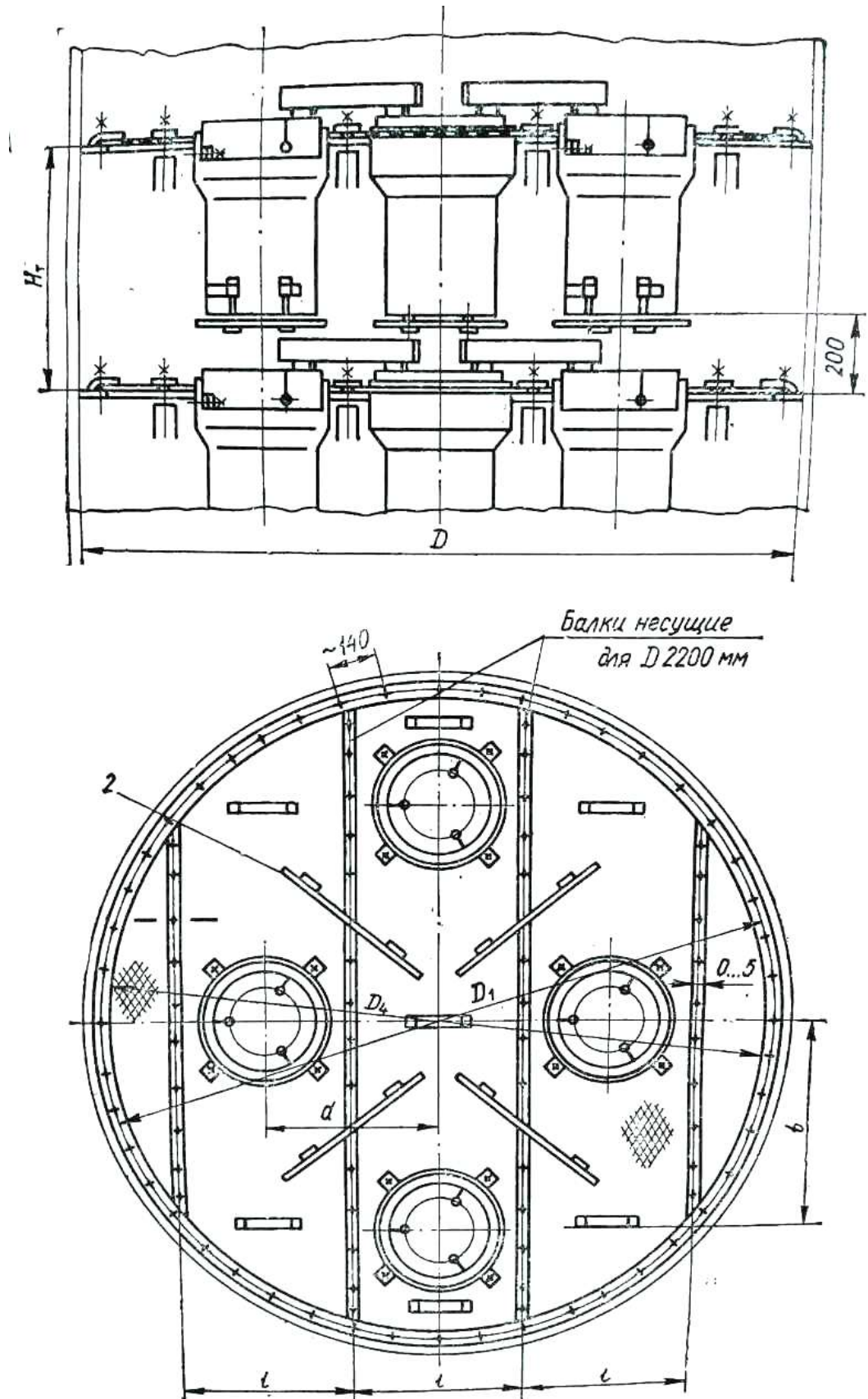


Рис. 1.14. Конструкція тарілки з двома зонами контакту фаз.

Стандартизовані тарілки з двома зонами контакту фаз для колонних апаратів діаметром 1,0 - 4,0 м призначені для проведення процесів абсорбції, дистиляції і ректифікації при розрідженні (залишковий тиск понад 20 кПа), атмосферному і надмірному тиску до 4 МПа з навантаженням по рідині до  $120 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

Відстань між сітчатими тарілками  $H_T$  в колоні 0,6, 0,7, 0,8, 0,9 і 1,0 м.

Маса сітчатих тарілок при кроці між отворами  $t = 10 \text{ мм}$  і діаметру отворів перфорації  $d = 3 \text{ мм}$  при прийнятій щільності сталі  $7,85 \text{ г/см}^3$ .

Зі збільшенням відстані  $H_T$  на кожні 0,1 м маса тарілки збільшується на 1,3 (виконання 1) і на 1,9 кг (виконання 2).

Клапанні тарілки - це тарілки зі змінним прохідним перетином для газу або пари, яке змінюється зі зміною навантаження колони по газу (пару). Клапани є кришки тієї чи іншої конструкції, що прикривають отвори на тарілці під дією власної маси і тиску шару рідини. При збільшенні навантаження колони по газу або пару клапан піднімається і вільний перетин для проходу газу збільшується.

Конструктивні особливості клапанних тарілок (рис. 1.15) дозволяють зберігати високу інтенсивність масопередачі багато в чому допустимому інтервалі зміни навантажень колони при приблизною стабільності опору тарілок.

Площа вільного перетину клапанних тарілок становить 8 - 15% загальної площі перетину колони.

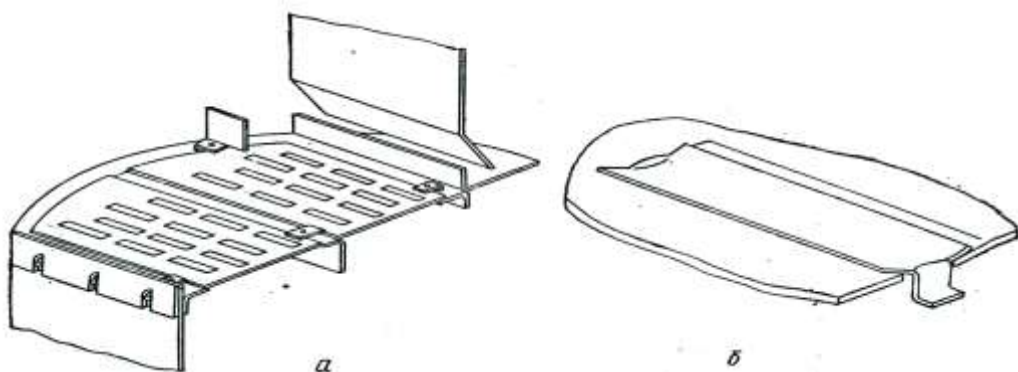


Рис. 1.15 – Конструкція клапанної тарілки (а) і клапана (б).

Найбільш стійкі в роботі баластні клапани, в яких легкий клапан поміщений всередині важчій баластних деталей так, що при невеликих витратах газу піднімається лише один легкий клапан, а при великих - разом з баластною деталлю. Діаметр круглих отворів в клапанних тарілках зазвичай дорівнює 44 мм; діаметр клапана - 50 мм, товщина - 2 мм, маса - 30 г. У колонах, які працюють під атмосферним тиском, відстань між центрами клапанів в 2 рази більше їх діаметра, при надмірному робочому тиску - в 3 - 4 рази.

К. к. д. клапанних тарілок вище к. к. д. звичайних ковпачкових тарілок і досить стабільний. Знімання продукції з одиниці об'єму таких колон також значно вище.

Перевагами клапанних тарілок є високі відносні швидкості газу (пару) і рідини, що зумовлюють високу інтенсивність масообміну, низький перепад тисків на сухий тарілці, стійкість робочого режиму в широкому інтервалі зміни навантажень по газу (пару). Ставлення максимального навантаження до мінімальної досягає 4 ... 5.

Відстань між клапанними тарілками в колоні встановлюється 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0 і 1,2 м. Крок розташування клапанів на секціях - 50 мм.

Ще більш перспективними, ніж клапанні, є комбіновані тарілки: сітчато-клапанні і жалюзійно-клапанні.

Для колон діаметром від 1,0 до 4,0 м, що працюють під розрідженням і при атмосферному тиску, нормалізовані розбірні тарілки з відносним перетином переливу від 4,6 до 6,3% (ОСТ 26-01 - 108 - 85).

Відстань між сітчато-клапанними тарілками *H* в колоні встановлюється 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0 і 1,2 м<sub>т</sub>.

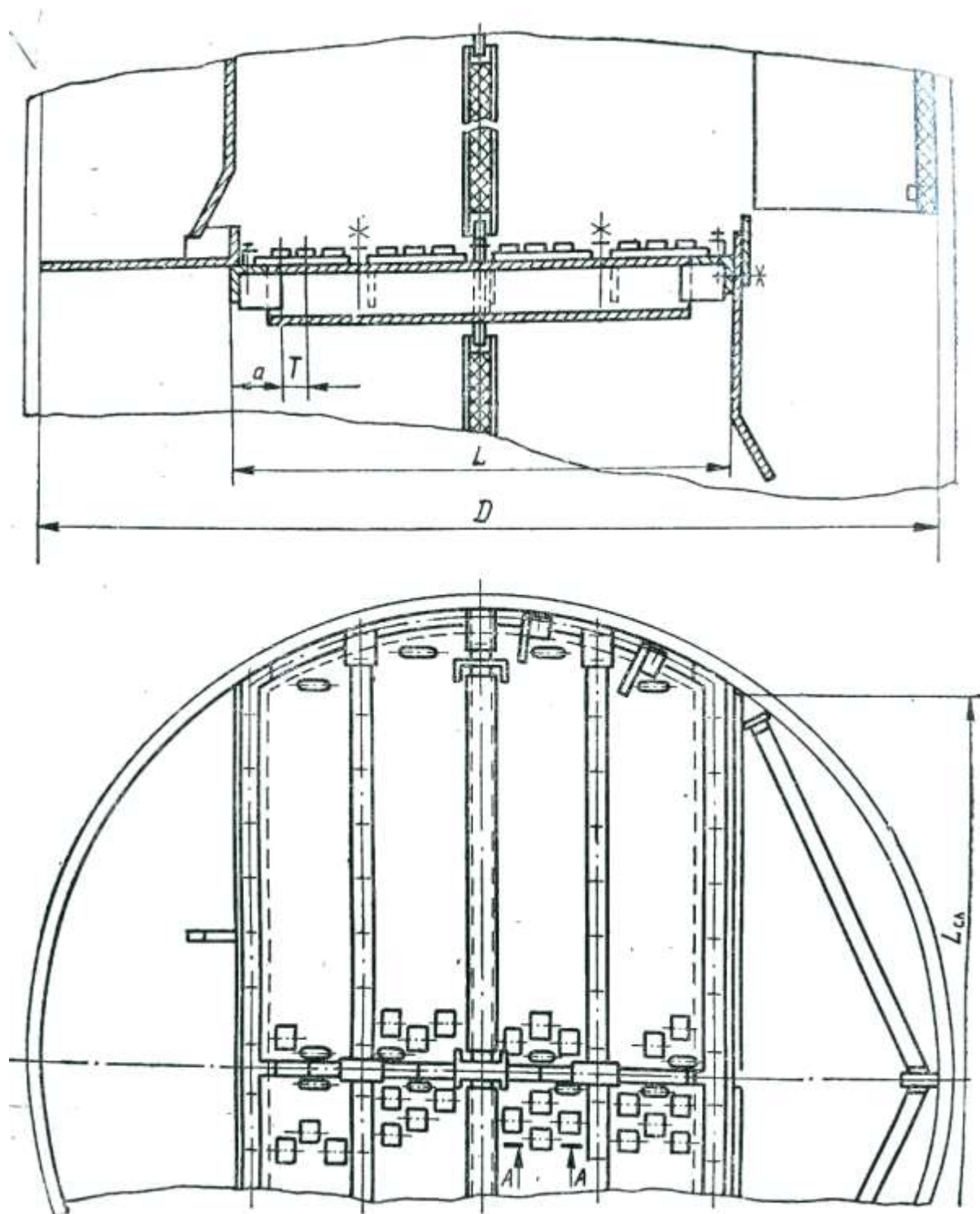


Рис. 1.16 – Конструкція сітчато-клапанної тарілки

Крок між отворами при діаметрі 0,005 м становить 0,011; 0,012; 0,013; 0,015; 0,017 і 0,018, при діаметрі 0,008 м - 0,016; 0,017 і 0,018 м. У залежності від числа клапанів ці тарілки мають дві модифікації: А і Б.

Конструкція і розміри сітчато-клапанної тарілки і клапана цієї тарілки наведені на мал. 4.8, 4.9[32].

Сітчато-клапанні тарілки представляють собою новий тип високоефективних пристроїв і рекомендуються для установки в колонних апаратах, що працюють під розрідженням або при атмосферному тиску, у випадках, коли потрібна висока чіткість поділу компонентів.

Клапан сітчато-клапанної тарілки (див. рис. 1.17) виконаний у вигляді частини полого циліндра, зверненого опуклою частиною в бік отвору в підставі тарілки. При збільшенні кількості газу (пару) клапан вільно перекочується по опорній майданчику гнізда, і живий перетин тарілки поступово збільшується. Гніздо клапана виконано у вигляді прямокутного отвору з нахиленою вниз опорним майданчиком. При невеликій швидкості газ проходить через циліндричні отвори, наявні в полотні тарілки і клапанів. При цьому режимі роботи клапани закриті, і тарілка працює, як звичайна сітчата.

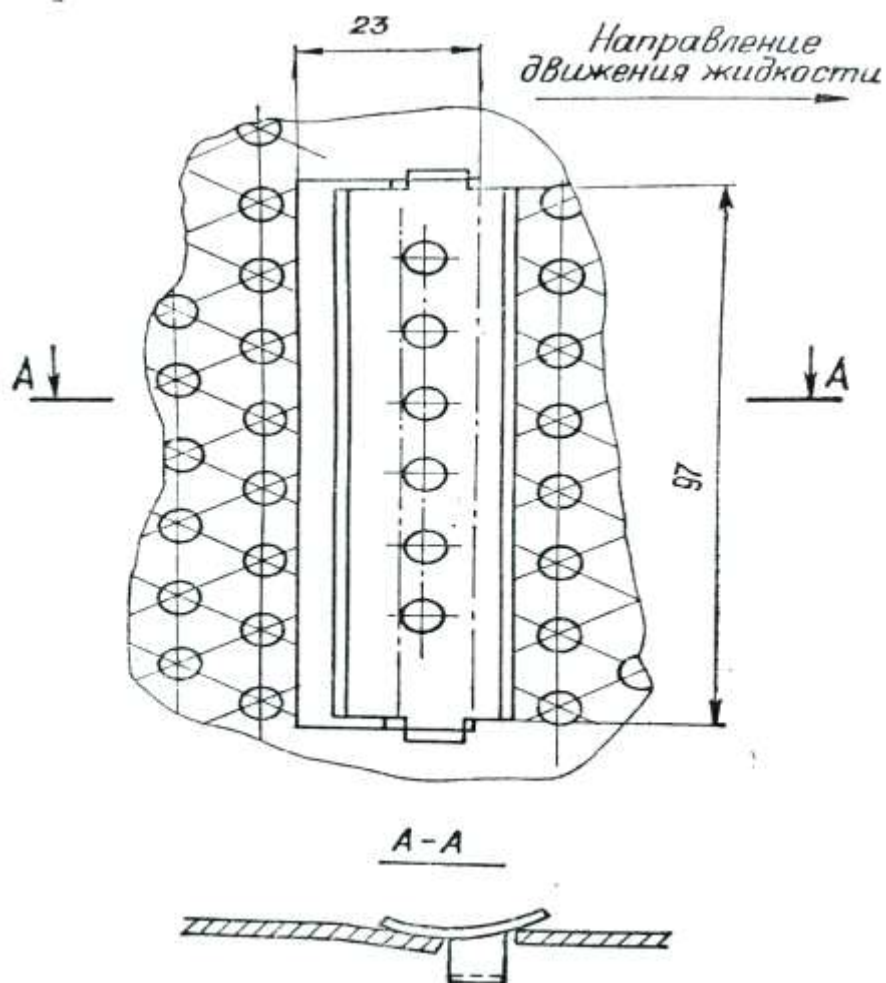


Рис. 1.17 – Конструкція клапана сітчато-клапанної тарілки

Відстань між віссю, навколо якої обертається клапан, і лінією центру докладання зусиль, що викликають закривання його в початковий період відкривання, мало, тому момент закривання невеликий і клапан починає відкриватися при порівняно невеликому перепаді тиску. У процесі відкривання клапана вісь, навколо якої він повертається, переміщається, віддаляючись від центру його тяжкості. При цьому плече моменту сил збільшується. Момент закривання в міру відкривання клапана зростає. Величина моменту закривання клапана буде максимальною, коли клапан спирається на ребро.

Якщо зафіксувати клапан при односторонньому відкриванні і продовжувати збільшувати швидкість газу, то починається інтенсивне просування рідини вздовж тарілки, що призведе до зменшення затримки рідини, зниження ефективності масообміну і різкого збільшення гідравлічного опору. Для усунення цього клапан виконується так, що при подальшому збільшенні швидкості (кількості) газу клапан починає підніматися гад гніздом.

Вибір відповідної маси клапана і місця розташування обмежувачів його підйому, що визначають плече моменту закривання, дозволяють в широких межах зміщувати і змінювати робочий діапазон тарілки.

Сітчато-клапанні тарілки рекомендуються для ректифікаційних і абсорбційних колонних апаратів хімічної, нафтохімічної та суміжних галузей промисловості. Вони прості і технологічні у виготовленні, мають низьку металоємність. Крім того, до переваг цих тарілок слід віднести широкий діапазон стійкої роботи (по рідині  $3 \dots 100 \text{ м}^3 / (\text{м} \cdot \text{ч})$ , по пару  $F = \omega \sqrt{\rho_y} = 0,5 \dots 2,0 \text{ кг}^{0,5} / (\text{м}^{0,25} \cdot \text{с})$ ), високу ефективність розділення в усьому інтервалі навантажень, низький гідравлічний опір, відсутність градієнта рівня рідини, надійність в роботі.

Жалюзійно-клапанна тарілка складається з плоскої підстави з розташованими на ньому жалюзійно-клапанними елементами. Основною деталлю тарілки є жалюзійно-клапанний елемент, що складається з металевої рамки з отворами, в які входять цапфи рухливих пластинок.

При зміні витрати пари (газу), що надходить під тарілку, пластинки повертаються на цапфах і пар (газ) проходить між ними, переміщаючись над тарілкою під певним кутом. При незначній витраті пари (газу) пластинки повертаються на малий кут, при збільшенні витрати - до упору в перегородку, якою забезпечена рамка. Рідина переміщається по тарілці за рахунок спрямованого руху пару на виході з жалюзійних елементів.

Жалюзійно-клапанні тарілки також рекомендується встановлювати на ректифікаційних і абсорбційних колонах. Вони характеризуються високою розділяючою здатністю при великих навантаженнях по пару і рідині. До переваг таких тарілок слід віднести високий к. к. д. В усьому інтервалі навантажень по пару і рідині; вищі допустимі швидкості пару в перерізі колони в порівнянні з ковпачковими і клапанними тарілками; малий обсяг зварювальних робіт під час виготовлення, легкість монтажу і демонтажу тарілок. Крім того, установка на тарілках дегазатором з сітки значно збільшує їхню пропускну здатність і зменшує бризгонос. Випускаються жалюзійно-клапанні тарілки (ОСТ -26-01 -417 - 85) бувають двох виконань: 1 - з відносним вільним перетином від 12,2 до 15,3% (призначені в основному для апаратів, що працюють під тиском, та в процесах абсорбції).

Відстань між тарілками приймається рівним 0,4; 0,45; 0,5; 0,6; 0,8; 1,2 м. У залежності від відстані між тарілками вибирають довжину зливного лічюста.

Конструкція і основні розміри жалюзійно-клапанних тарілок наведені на рис. 1.18. Маса тарілок вказана при товщині секції 2 мм, відстані між тарілками 0,5 м і щільності стали 7,85 г/см<sup>3</sup>.

Розташування секцій тарілок і відбійників для двох модифікацій тарілок показано на рис. 1.18.

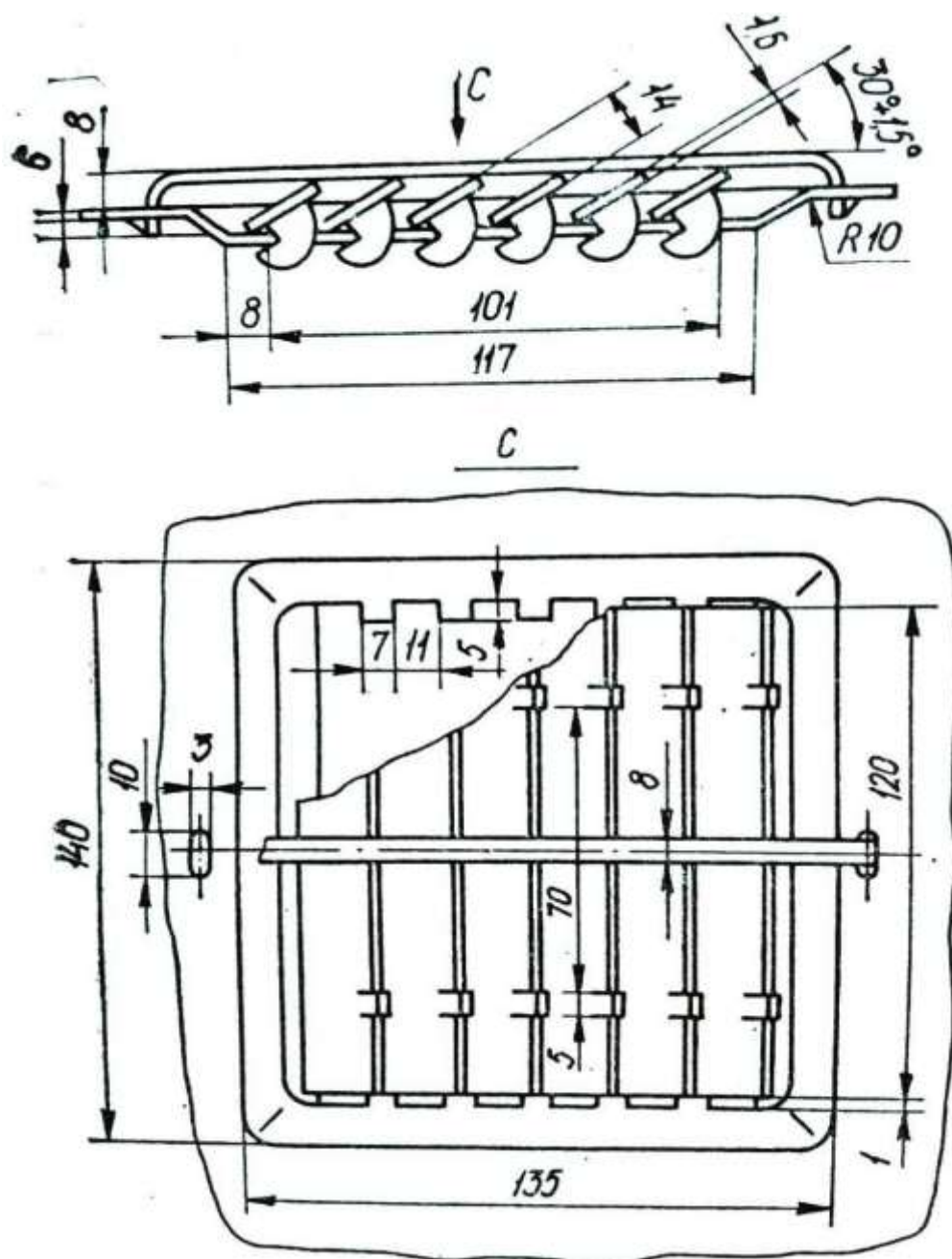


Рис. 1.18 – Елемент жалюзійно-клапанної

Гратчасті тарілки, на відміну від раніше розглянутих, не мають переливних пристроїв. Рідина зливається на нижчележачі тарілки через ті ж отвори, через які піднімається газ або пар (тому їх називають також провальними).

Гратчасті тарілки (рис. 1.19) зазвичай виготовляють із сталевих листів товщиною 2 - 4 мм, в яких профрезерований або проштамповані щілини. Застосовуються тарілки і іншої конструкції - збірні з колосників, виготовлених із смугового металу, на зразок звичайних колосникових решіток[32].



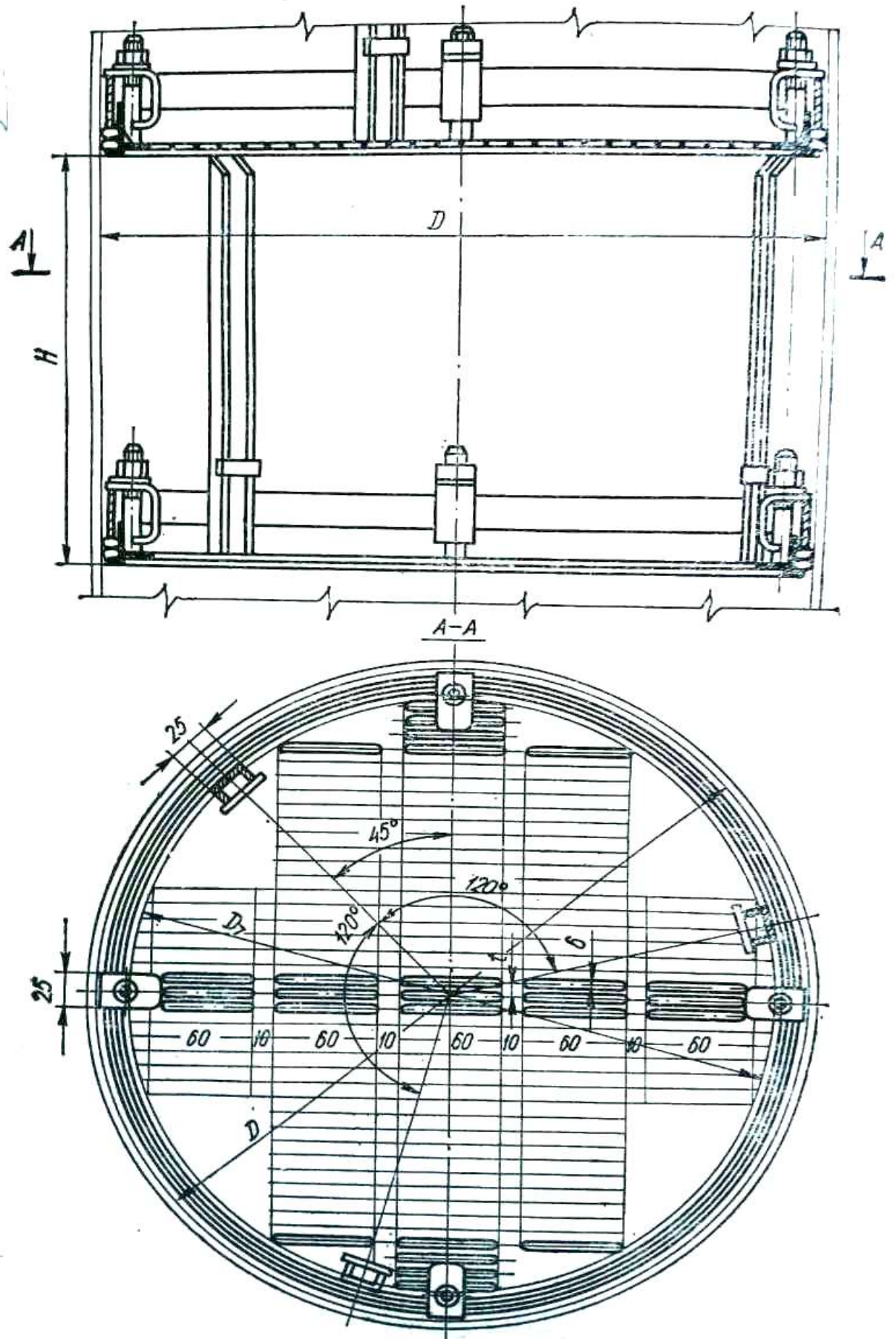


Рис. 1.19 – Конструкція ґратчастої тарілки.

Застосовуючи в якості колосників труби, можна сконструювати тарілки для одночасного проведення процесів масо-і теплообміну. Замість поздовжніх щілин в тарілці можна просвердлити або проштампувати круглі отвори. Такі тарілки називають дірчастими.

Рідина на гратчастої тарілці розподіляється шаром, висота якого залежить від перепаду тиску парового або газового потоку. Через щілини або отвори на тарілці безперервно проходять пар (від низу до верху) і рідина (зверху вниз). В середньому на кожній ділянці тарілки встановлюється динамічна рівновага між кількістю що знаходиться на ній рідини і швидкістю потоку рідини і пари (газу). Відсутність перегородок на тарілці призводить при інтенсивному барботажі до стабілізації висоти барботажного шару на всіх її ділянках. Тарілка невеликого діаметру (0,4 - 0,8 м) може бути виконана з одного елемента, великого діаметра - з окремих листів-секцій, закріплених прокладками на каркасі або приварених до нього.

Вільний перетин гратчастих тарілок для пінних рідин з метою підтримки сталого режиму роботи апарату рекомендується приймати в межах 10 - 12%. Для непенящихся рідин можливе підвищення вільного перетину тарілок до 30% і вище, що бажано з точки зору підвищення продуктивності. Однак слід враховувати, що зі збільшенням вільного перетину тарілок діапазон їх стійкої роботи зменшується.

Ширина щілин може бути від 3 до 10 мм. При більш вузьких щілинах ускладнюється виготовлення тарілок. При збільшенні ширини щілин зменшується діапазон стійкої роботи тарілок. Отвори дірчастих тарілок мають діаметр 4 - 8 мм.

Для пінних рідин відстань між тарілками вибирають 0,4 - 0,5 м. При зменшенні відстані між тарілками також звужується діапазон стійкої роботи тарілок.

Оптимальні масові швидкості рідини в гратчастих тарілках становлять 11 - 16 т/(м<sup>2</sup> · ч). При менших навантаженнях по рідини краще працюють тарілки з переливами[32].

Оптимальні швидкості газу такі ж, як і для сітчатих тарілок, тобто до 1,5 м/с.

Гратчасті тарілки вельми ефективні, прості по пристрою, в 2 - 2,5 рази дешевше ковпачкових. Їх можна рекомендувати для колон, щільність зрошення яких не нижче  $10 \text{ т}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Висота шару чистої рідини на тарілках при нормальних навантаженнях дорівнює приблизно 30 - 40 мм.

#### 1.8 Устрій для однорідного розподілу пари у масообмінних та теплообмінних колонах за патентом US № 5106544

Винахід в цілому відноситься до масообмінних і теплообмінних колон і, більш конкретно, до способу і пристрою для поліпшення розподілу пари в таких колонах.

У масообмінних і теплообмінних колонах потоки рідини і пари приводяться в контакт один з одним, зазвичай в протитоці, для масо або теплообміну, фракціонування або інших операцій. Для полегшення взаємодії між потоками рідини і пара всередині обраних контактних областей колони були розроблені різні типи внутрішніх пристроїв, такі як тарілки і неупорядковані і структуровані насадки. Щоб підвищити ефективність масообміну або теплообміну, що відбуваються між парою і рідиною в цих контактних областях, важливо, щоб рідина і пар були однорідно розподілені по горизонтальному поперечному перерізі колони, особливо на нижній межі розділу пар-рідина, де пар входить в насадку або інше контактує або внутрішній пристрій.

У колонах описаного вище типу вхідні потоки пара або змішаної фази часто вводяться в колону радіально або тангенціально через живильну насадку в точці нижче контактної області. Потім парова фаза вхідного потоку піднімається через контактну область і взаємодіє з проходячи щеї вниз рідиною. У певних спеціалізованих колонах сировинні потоки пара або змішаної фази подаються з великою швидкістю через живильну насадку в зону випаровування, що знаходиться відразу над секцією, де колона переходить до

зменшеного діаметру. Потім пара піднімається через вищерозміщені внутрішні пристрої, такі як тарілки, невпорядковані насадки, структуровані насадки, гратчасті насадки, відкриті розпилювальні камери або поперечні високопродуктивні тарілки.

Приклади таких колон включають, без обмежень, вакуумні колони сирової нафти, колони сирової нафти, шламові циркуляційні насоси головною колоною ректифікації каталітичного крекінгу, установки вакуумної розгону для легкого крекінгу, вакуумні колони важкої нафти, ректифікаційні колони для важкої нафти, головні ректифікаційні колони установок для коксування, ректифікаційні колони для легкого крекінгу, головні ректифікаційні колони установок сповільненого коксування і вакуумні перегінні колони для регенераційного мастила.

У спробах розбити радіальний або тангенціальний імпульс сировинного потоку, що входить в колони описаних вище типів, і відхилити його так, щоб він був здатний підніматися розподілений більш однорідно по перетину колони, а також відокремити рідкі компоненти, присутні в сировинному потоці, від парової фази, були розроблені різні пристрої. Один приклад такого пристрою розкритий в патенті US 5106544 (Рис. 1.20), що належить Lee і ін[33].

Усередині кільцевого паронаправляючого пристрою розміщені внутрішні лопатки, орієнтовані так, щоб перенаправити потоки пара або змішаної фази вниз через відкрите дно паронаправляючого пристрою. Потім відхилений вниз пар, як говорилося, піднімається більш однорідним чином в вищерозміщений шар набивання. Ці внутрішні лопатки розташовані під кутом до зовнішньої обшивки колони в напрямку потоку рідини так, що сировинний потік відхиляється, щоб вдаритися об внутрішню поверхню обшивки колони для полегшення відділення рідини від сировинного потоку[34].

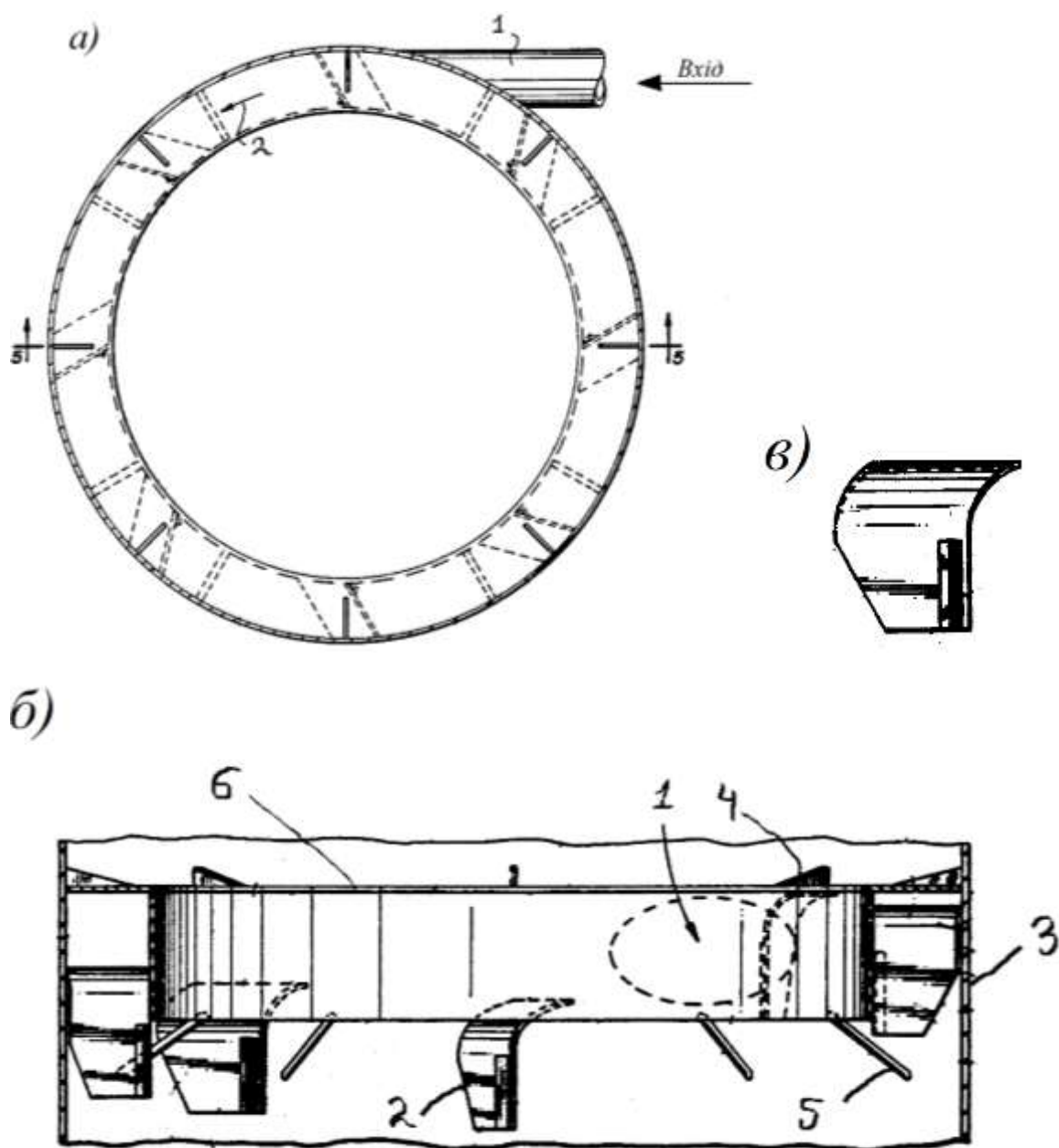


Рис. 1.20 – а) - збільшений вигляд зверху парового розподільника: 1 - патрубок для входу паро - рідинної суміші. 2 - напрямок руху потоку;  
 б) - збільшений вигляд збоку, поперечний розріз парового різка а) по лініях 5-5: 1 - вхід потоку пара. 2 - лопатка. 3 - стінка колони. 4 - кріплення. 5 - підпірки.  
 в) – лопатка розподільника

#### Недоліки даного винаходу:

1. Кожний колонний апарат має свій діапазон роботи це обумовлено типами внутрішніх пристроїв (тарілки або насадки) а також зміною

збурюючих параметрів. У таблиці 1.8.1 показані типи тарілок та їх застосування.

Таблиця 1.2\_Типи і області застосування тарілок

Тип	Діаметр, м	Галузь застосування
Ковпачкові (ОСТ 26-01-66 - 86)	0,4 - 4,0	Для процесів, що протікають при атмосферному і підвищеному тиску і нестабільних режимах. Діапазон сталої роботи тарілок 4,5
Сітчаті (ОСТ 26-01-108 - 85)	Те саме	Для процесів, що протікають при будь-якому тиску і стабільних режимах. Діапазон сталої роботи тарілок 2
Тарілки з двома зонами контакту фаз (ОСТ 26-1078 - 85)	1,6 - 4,0	Стандарт встановлює три виконання тарілок: виконання 1 - з сітчатими секціями, виконання 2 - з сітчато-клапанними секціями, виконання 3 - з клапанними секціями. Залежно від навантажень по рідині для всіх виконань тарілок встановлено 4 типи розмірів переливів з діаметрами 300 і 400 мм, оснащеними одно- або двохщільними вихідними пристроями для рідини. Діапазон сталої роботи тарілок від 2 до 4
Сітчато-клапанні (ОСТ 26-01-108 - 85)	0,4 - 4,0	Для процесів, що протікають переважно під розрідженням і при помірному тиску. Діапазон сталої роботи тарілок 3 - 3,5

Клапанні (ОСТ 26-01-108 - 85)	Те саме	Для процесів, що протікають переважно при атмосферному і підвищеному тиску. Діапазон сталої роботи тарілок 3,5
Жалюзійно-клапанні (ОСТ 26-01-417 - 85)	1,0 - 4,0	Для процесів, що протікають переважно при атмосферному і підвищеному тиску. Діапазон сталої роботи тарілок 4,5

Як видно з таблиці кожній пристрій має свій діапазон стійкої роботи. Під діапазоном стійкої роботи тарілки мають на увазі відношення максимально допустимого значення фактора парового (газового) навантаження до мінімально допустимого. У зв'язку з цим впливає, що розподільник пари (газу) працює не досить гарно тому що кут нахилу та розміри лопаток встановлених в розподільнику розраховані під певні значення, а це означає що в діапазоні розподільник працює погано.

2. В результаті комп'ютерного моделювання гідродинаміки було знайдено, що внутрішні лопатки, розташовані під кутом до обшивки колони в напрямку потоку рідини, створюють локалізовану зону високих швидкостей проходить вгору пара в центрі колони. Ця зона високих швидкостей небажана, тому що висока швидкість і погане розподіл пара по горизонталі знижує ефективність масообміну або інших процесів, що проходять в верхніх зонах. Таким чином, виникла необхідність в покращеному способі розподілу пара за поперечним перерізом колони.

### 1.9 Аеродинаміка напірних систем

Аеродинаміка, розділ механіки суцільних середовищ, в якому вивчаються закономірності руху повітря та інших газів, а також характеристики тіл, що рухаються в повітрі. До аеродинамічних характеристик тіл відносяться підйомна сила, сила опору та їх розподілу по

поверхні, а також теплові потоки до поверхні тіла, викликані його рухом в повітрі. У аеродинаміці розглядаються такі тіла, як літаки, ракети, повітряно-космічні літальні апарати і автомобілі. В атмосферній аеродинаміці вивчаються процеси дифузії твердих частинок (наприклад, диму, смогу, пилу) в атмосфері і аеродинамічні сили, що діють на будівлі та інші споруди.

У аеродинаміці беруться до уваги такі властивості повітря, як щільність, тиск, температура і молекулярний склад. Повітря складається з молекул ряду хімічних елементів, в основному азоту (78%) і кисню (21%). Є також невеликі домішки аргону, вуглекислого газу, водню та інших газів. Число молекул в одиниці об'єму повітря надзвичайно велике: на рівні моря при температурі  $15^{\circ}\text{C}$  в  $1\text{ м}^3$  міститься  $2,741025$  молекул. Щільність визначається як маса повітря, що міститься в одиниці об'єму. Тиск є силою, що діє на одиницю площі. Молекули повітря знаходяться в безперервному русі; вони соударяються з обмежує повітря поверхнею і відбиваються від неї. Сума всіх імпульсів, що повідомляються молекулами, що падають на одиницю площі поверхні за одиницю часу, дорівнює тиску. Температура повітря (або будь-якого іншого газу) служить мірою середньої кінетичної енергії молекул (що дорівнює половині маси на квадрат швидкості), віднесеної до одиниці маси. Важливою характеристикою середовища, що рухається є її в'язкість. В'язкість проявляється через властивість прилипання текучого середовища до поверхні, тоді як невязкая середу вільна ковзає уздовж обтічної поверхні.

#### 1.10 Опір при течії по прямим трубам

Втрати питомої енергії (напору), або, як їх називають, гідравлічні втрати, залежать від форми, розмірів та шорсткості трубопроводів, від швидкості течії та в'язкості рідини, практично не залежать від абсолютних значень тиску в рідині. Першопричиною всіх гідравлічних втрат є в'язкість рідини. Гідравлічні втрати розподіляються на два види: втрати на тертя та місцеві втрати. Втрати на тертя – це втрати енергії, які виникають при рівномірному русі (прямі труби постійного перетину) і зростають пропорційно



довжині труби. Цей вид втрат обумовлений внутрішнім тертям у рідині. Місцеві втрати енергії обумовлені місцевими (локальними) гідравлічними опорами. Це місцеві зміни форм і розмірів трубопроводів, що викликають деформацію потоку. При протіканні рідини крізь місцеві опори має місце зміна швидкості та вихроутворення. У місцевому опорі частина роботи, що здійснюється силами, які діють на рідину, перетворюється на теплову енергію. У трубах характерними місцевими опорами є:

- розширення трубопроводу (миттєве та плавне);
- звуження трубопроводу (миттєве та плавне);
- поворот русла (коліно пряме та закруглене).

Втрата кінетичної енергії аналогічна її втратам при непружному ударі тіл, що зіштовхуються, тому в аерогідрогазодинаміці ці втрати повного тиску при раптовому розширенні труби називають втратами на удар.

Висновок. При течії рідини у трубопроводах втрати тиску спричинені вихроутворенням та тертям об стінки. Втрати на тертя у свою чергу залежать від режиму течії та шорсткості стінок трубопроводів.[36]

### 1.11 Опір при течії на вході в труби

При вході потоку в пряму трубу (канал) постійного поперечного перерізу (рис. 1.21) опір визначається двома параметрами: відносною товщиною  $\delta_1/D_r$  стінки вхідної крайки труби і відносним відстанню  $b/D_r$  від місця обріза труби до стінки, в яку вона закладена.

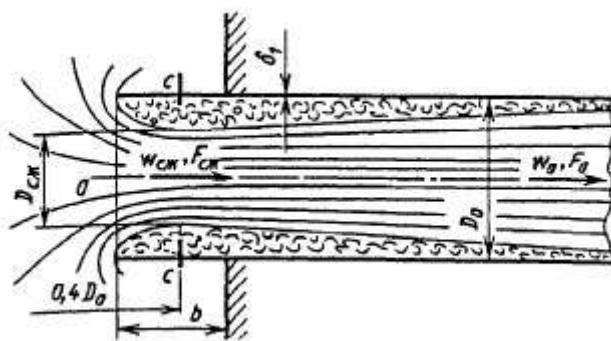


Рис. 1.21 – Схема входу потоку у пряму трубу з необмежаного простору

Максимальне значення коефіцієнт опору  $\zeta$  прямого вхідного, участка має при абсолютно гострої крайки ( $\delta_1/D_r = 0$ ) і видаленні обріза труби від стінки, в яку вона закладена, на нескінченно велику відстань ( $b/D_r = \infty$ ). В цьому випадку  $\zeta = 1,0$ . Мінімальне значення коефіцієнта опору яке може бути досягнуто при потовщенні вхідної кромки, дорівнює 0,5. Таке ж значення має  $\zeta$  при закладенні обріза труби врівень зі стінкою ( $b/D_r = \infty$ ).

Вплив стінки на коефіцієнт со-спротиву входу практично перестає позначатися при  $b/D_r \geq 0,5$ . Цей випадок відповідає входу потоку в трубу (канал), обріз якої нескінченно віддалений від стінки.

При вході в пряму трубу (канал) потік обтікає кромку вхідного отвору, але при недостатньо закругленою кромці вхідного отвору потік по інерції відривається поблизу входу від внутрішньої поверхні. Цей відрив потоку і викликане їм вихроутворення є основними джерелами втрат тиску при вході. Відрив потоку від стінок труби тягне за собою зменшення поперечного перерізу (стиснення) струменя. Для прямого вхідного отвору з гострої кромкою коефіцієнт заповнення перерізу (коефіцієнт стиснення)  $\varepsilon = F_{сж}/F_0$  у разі турбулентної течії дорівнює 0,5.

Потовщення, зріз або закруглення стінки вхідного ділянки, а також близьке розположення обріза труби (каналу) від стінки, в котрую ця труба забита, призводять до того, що поворот потоку навколо вхідної крайки виходить більш плавним, і зона відриву потоку зменшується, завдяки чому зменшується і опір входу [36].

Найбільш значно зменшується зі-опір в разі входу потоку через плавний колектор, окреслений по дузі кривої (кола, лемніскати і т. д.; Рис 1.22, а). Наприклад, для кругового колектора з відносною величиною радіуса закруглення  $r/D_r = 0,2$  коефіцієнт опору  $\zeta$  знижується до 0,04 - 0,05 замість  $\zeta = 1,0$ , при  $r/D_r = \frac{\delta_1}{D_r} = 0$  (гостра кромка).

Порівняно малий опір створюється також при вході потоку через колектори з прямими утворюють, оформлені у вигляді усіченого конуса або у

вигляді звужуються ділянок з переходом з прямокутника на коло або з крута на прямокутник. Коефіцієнт опору таких колекторів залежить як від кута звуження, так і відносної довжини  $l/D$  звужується ділянки. Кожній довжині кінчного колектора відповідає своє оптимальне значення, при якому коефіцієнт опору  $\zeta$  приймає мінімальне значення. Практично оптимум а для широкого діапазону  $l/D$  (близько 0,1 - 1,0) знаходиться в межах 40 - 60 °. При цих кутах і, наприклад, при відносній довжині  $l/D = 0,2$  коефіцієнт опору дорівнює 0,2.[36]

### 1.12 Опір при перетиканні потоку через діафрагму

Місцеві опори являють собою короткі ділянки трубопроводів, на яких швидкості потоку змінюються по величині або напрямку в результаті зміни розмірів або форми перерізів трубопроводу, а також напрямку його подовжньої осі. Втрати механічної енергії, які виникають при деформації потоку в місцевих опорах, віднесені до одиниці ваги рідини, що протікає, називають місцевими втратами тиску.

В залежності від чинників, що викликали втрати тиску, в місцевих опорах розрізняють втрати тертя і вихрові втрати.

Втрати на тертя викликаються гальмуванням потоку стінками, що приводить до нерівномірного розподілу швидкостей по перерізах потоку і до появи напруг тертя між струминками рідини, які зміщуються. Місцеві деформації потоку супроводяться збільшенням нерівномірності швидкостей в його перерізах і викликають зростання місцевих втрат тертя.

Покази і результати обробки вимірювань записують у відповідний протокол.[36]

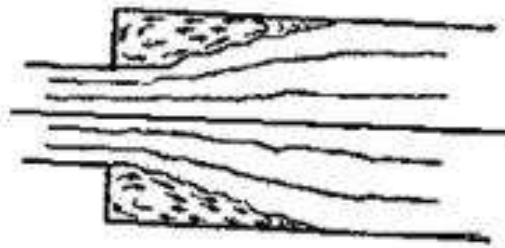


Рис. 1.21 – Схема потоку при раптовому розширенні трубопроводу

Окремим випадком розглянутого раптового розширення каналу є випадок - з трубопроводу у великий резервуар. Повне гальмування потоку, яке відбувається в результаті турбулентного перемішування його частинок з оточуючою нерухомою рідиною в резервуарі, приводить до незворотного переходу всієї енергії потоку в тепло.

Такі ж явища, як і при раптовому розширенні каналу, характерні для місцевих опорів, в яких потік обтікає гострі кромки, що фіксують місця відриву потоку від стінок і утворення значних вихрових зон (наприклад, коліно, діафрагма, заслінка і т.п.). В таких опорах основними є вихрові втрати, а гальмуюча дія стінок на потік грає другорядну роль. Періодичне віднесення крупних вихорів із зон вихроутворення є, крім цього, причиною виникнення пульсацій тиску в потоці.

Явища відриву потоку від стінок можуть також спостерігатися в каналах, які плавно розширюються (дифузорах). Підвищення тиску, що відбувається при поступовому сповільненні потоку в дифузорі, однакове для всіх струминок рідини, оскільки тиск в кожному січенні дифузора практично постійний. Отже, майже однаковим є зменшення швидкісного напору всіх струминок, оскільки периферійні струминки гальмуються стінками і рухаються повільніше, ніж центральні. Процес перетворення енергії в дифузорі супроводиться поступовим збільшенням нерівномірності розподілу швидкостей в його перерізах (рис. 3). Дійсно, записавши рівняння Бернуллі для кожної струминки, отримаємо (нехтуючи втратами)[36].

Оскільки приріст тиску  $dp$  однаковий для всіх струминок, то швидкості частинок, що повільно рухаються поблизу стінок, повинні зменшуватися вздовж дифузора більше, ніж швидкості частинок, які швидко рухаються в центральній частині перерізу.

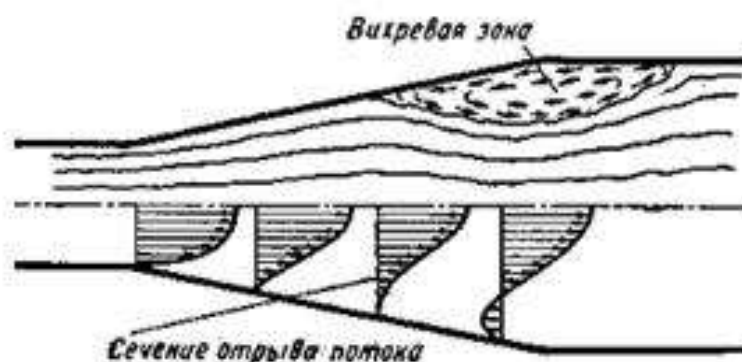


Рис. 1.23 – Схема потоку в дифузорі при відривах від стінок і вихроутвореннях

Зростання нерівномірності швидкостей приводить до збільшення внутрішніх дотичних напруг і, отже, до зростання втрати тиску на тертя (в порівнянні з втратою, яка відповідала б стабілізованому профілю швидкостей в кожному перерізі потоку).

При значному розширенні дифузора виникають також відриви потоку від стінок, оскільки кінетична енергія частинок, які повільно рухаються біля стінок, виявляється недостатньою для того, щоб вони просунулися разом з ядром потоку в область підвищеного тиску – до кінця дифузора. При цьому в деякому проміжному перерізі дифузора тонкий шар частинок, що рухався біля стінки, повністю втрачає свою швидкість і загальмовується. В подальших перерізах під дією перепаду тиску, направлено проти руху, частинки починають рухатися вздовж стінки у зворотній бік. Поворотний струм рідини, який виникає, приводить до утворення вихрової зони і відриву потоку від стінки (рис. 3). В міру накопичення загальмованої рідини розміри вихрової зони швидко збільшуються, вона стає нестійкою і періодично розпадається на вихори, що відносяться потоком.

Явища відриву в дифузорах є достатньо великої довжини і можуть виникати навіть при дуже малих кутах розширення. Так, в плоскому прямолінійному дифузори з кутом розширення  $\alpha = 6^\circ$  помітний відрив потоку починається в перерізі, відносна відстань якого від входу рівна  $l/a \approx 13$  ( $a$  — ширина вхідного перерізу). Збільшення кута розкриття і, отже, більш інтенсивне уповільнення потоку наближає точку відриву до вхідного перерізу дифузора і збільшує розміри вихрової зони, що приводить до різкого зростання опору дифузора головним чином в результаті вихрових втрат.

Досліди показують, що в дифузорах з кутами розширення приблизно до  $60^\circ$  відриви мають односторонній характер: вихрові зони, що періодично змиваються потоком, перекидаються з однієї стінки на іншу, викликаючи загальну нестійкість потоку в дифузори. При  $\alpha > 60^\circ$  точка відриву виявляється фіксованою на вхідній кромці дифузора і потік повністю відривається від стінок. Опір таких дифузоров практично рівний опору при раптовому розширенні трубопроводу[36].

В дифузорах з малими кутами розширення положення точки відриву залежить від розподілу швидкостей у вхідному перерізі. Витягання профілю швидкостей (зростання швидкостей в центрі перерізу і їх зменшення поблизу стінок) наближає точку відриву до вхідного перерізу дифузора, збільшуючи його вихровий опір.

Рух рідини в каналах (конфузорах), що звужуються, приводить до протилежного процесу вирівнювання профілю швидкостей, оскільки під дією однакового перепаду тиску (направленого в бік руху) швидкості частинок біля

стінок зростають швидше, ніж в центрі перерізу. Тому рух в конфузорах є безвідривним і опір їх невеликий (визначається незначними втратами тертя).

При русі рідини в зігнутих каналах (відведеннях) виникає нерівномірність швидкостей в перерізах потоку, яка збільшує втрати тертя і, крім цього, може приводити до відривів потоку від стінок.

На ділянці повороту каналу відцентрові сили інерції частинок рідини, що рухаються по викривлених траєкторіях, викликають перерозподіл швидкостей і тиску в перерізах потоку: в напрямку до центру кривизни (внутрішній стінці каналу) тиск зменшується, а швидкість зростає. Тому перехід потоку з прямого каналу в зігнутий супроводиться на ділянці 1-3 внутрішньої стінки конфузорним ефектом (зростанням швидкості і зниженням тиску), а на ділянці 2-4 (зовнішній стінці) — дифузорним ефектом (зменшенням швидкості і підвищенням тиску). Переходу потоку після повороту в прямий канал, при якому швидкості знову поступово вирівнюються, відповідає зворотне явище — конфузорний ефект на ділянці 4-6 зовнішньої стінки і дифузорний ефект на ділянці 3-5 внутрішньої стінки.

При значній кривизні каналу на дифузорних ділянках відбуваються відриви потоку від стінок і утворення вихрових зон (рис. 5). Дослід показує, що вихрова зона А на зовнішній стінці дуже невелика і її вплив на втрати незначні. І навпаки, вихрова зона В на внутрішній стінці, де дифузорний ефект, що проявляється дуже сильно, має великі розміри, нестійко і періодично зноситься потоком, розпадаючись на окремі вихори, кінетична енергія яких переходить в тепло.

Вихроутворення біля внутрішньої стінки є основним джерелом значних втрат в різко зігнутих каналах. Додатковою причиною втрат в зігнутих каналах є виникнення парного вихору.

При повороті каналу відцентрові сили інерції частинок, які рухаються в центральній частині нормального перерізу потоку з великими швидкостями, значно перевищують відцентрові сили інерції частинок, що повільно рухаються біля стінок.

Неврівноважені відцентрові сили викликають в площині перерізу повторні струминки рідини, які мають характер обертальних рухів, направлених в центральній частині перерізу від внутрішньої стінки до зовнішньої, а біля бічних стінок — від зовнішньої стінки до внутрішньої. Парний вихор, що утворюється при цьому, накладаючись на поступальний рух рідини, приводить до появи в прямій ділянці трубопроводу за вигином двох гвинтових потоків, обертання яких поступово гаситься силами тертя. Кінетична енергія обертання парного вихору при цьому переходить в тепло.

Окрім розглянутих чинників, що викликають місцеві втрати тиску (гальмування потоку стінками, вихроутворення при відривах потоку від стінок

і повторні струминки), виділяють ще так звану втрату змішування, яка виникає при злитті потоків рідини, що мають різні початкові швидкості. Інтенсивне турбулентне перемішування частинок цих потоків приводить до поступового вирівнювання їх швидкостей, викликає значні внутрішні напруги тертя і пов'язану з ними втрату тиску. Втрати змішування є, наприклад, в трійниках.

Місцеві втрати тиску часто визначаються одночасною дією різних чинників (наприклад, гальмуванням потоку стінками за наявності вихроутворень). Потрібно мати на увазі, що в цих випадках місцева втрата не є сумою окремих видів втрат, а є результатом єдиного процесу, що визначається структурою потоку в даному місцевому опорі.

Місцеві опори створюють деформацію потоку, яка розповсюджується на значну ділянку примикаючого трубопроводу, де відбувається поступова стабілізація профілю швидкостей. Вся втрата тиску на цій ділянці повинна бути віднесена до місцевої втрати. Проте для зручності розрахунків прийнято умовно обчислювати місцеву втрату як різницю між повною втратою тиску на ділянці місцевої деформації потоку і втратою тертя в примикаючому трубопроводі при рівномірному (стабілізованому) русі рідини.

Тим самим місцеві втрати в трубопроводі розглядаються як додаткові до втрат тертя при рівномірному русі рідини у всіх його прямолінійних ділянках постійного перерізу.

Вказаний підхід є основою методики експериментального визначення коефіцієнтів місцевих опорів.

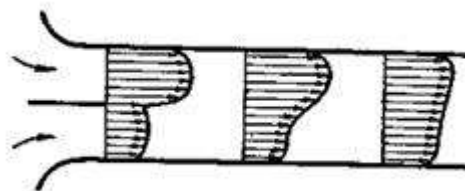


Рис. 1.24 – Злиття потоків

Характер впливу числа  $Re$  визначається режимом руху рідини. Різка місцева деформація потоку підсилює тенденцію до поперечного перемішування частинок і порушує впорядкованість їх руху. Тому в більшості місцевих опорів ламінарний режим спостерігається тільки при дуже малих значеннях числа  $Re$ , коли сили інерції частинок незначні в порівнянні з діючими на них силами в'язкого тертя. При цьому рух рідини відбувається без відриву від стінок, а місцеві втрати тиску виявляються прямопропорційними швидкості (так само, як при ламінарному русі в трубі[36]).

По мірі зростання числа  $Re$  в місцевому опорі розвивається турбулізація потоку: виникають безладні перемішування частинок рідини, відриви потоку

від стінок і вихроутворення. При значеннях числа  $Re$  для рівномірного потоку в трубопроводі турбулентність, що створюється місцевим опором, гаситься силами в'язкості на ділянці стабілізації потоку і в трубопроводі продовжує зберігатися ламінарний режим. При  $Re > Re_{кр}$  потік повністю стає турбулентним: в межах цього режиму залежність  $\zeta$  від  $Re$  виявляється більш слабо. Для місцевих опорів з фіксованою точкою відриву потоку, в яких втрата тиску в основному обумовлена вихроутвореннями, практично можна приймати значення постійними у всій області турбулентного режиму.

В тих випадках, коли втрати тертя є істотними (дифузори, відведення) вплив числа Рейнольдса наближається до значень  $Re \approx 10^5$  (що відповідає межі квадратичної області опору, в якій має місце турбулентна автотурбулентність потоку). Із зменшенням  $F_{\partial} / F_{*}$  (де  $F_{\partial}$  – площа отвору діафрагми;  $F_{*}$  – площа труби), яке приводить до все більшого переважання ролі вихрових втрат, межі лінійного і квадратичного законів опору зміщуються в область малих значень числа  $Re$ . При турбулентному режимі в трубопроводі коефіцієнти опору діафрагм практично не залежать від числа Рейнольдса.

Вплив відносної шорсткості стінок виявляється в місцевих опорах тільки при великих значеннях числа  $Re$  (головним чином в квадратичній області опору). Збільшення шорсткості призводить до зростання, яке істотне в тих випадках, коли місцева втрата тиску обумовлена головним чином гальмуючою дією стінок на потік, тобто являє втрату на тертя.

Якщо місцеві опори розташовані послідовно на близьких відстанях і в розділяючій їх ділянці трубопроводу не встигає відбутися стабілізація потоку, то слід враховувати взаємний вплив місцевих опорів. Останнє полягає в зміні повної місцевої втрати тиску, яка може виявитися більшою або меншою, ніж сума втрат тиску в ізольованих місцевих опорах. Так, наприклад, у випадку послідовного з'єднання двох відведень – сумарний коефіцієнт опору, а в іншому випадку — коефіцієнт опору ізольованого відведення[36].

Відстань, на якій потік за місцевим опором встигає стабілізуватися настільки, що взаємним впливом місцевих опорів можна нехтувати, істотно залежить від виду місцевого опору. В звичайних випадках довжина прямолінійної ділянки, рівна  $10 D$ , виявляється достатньою, щоб розглядати місцеві опори як працюючі незалежно

### 1.13 Опір при течії на виході з труб

Кінетична енергія потоку виходячи з мережі виходячого струменя завжди втрачається для цієї мережі; тому в загальному випадку втрати на



виході складаються з внутрішніх втрат в вихідній ділянці і втрат динамічного тиску струменя, що виходить з мережі.

Коли потік вільно виходить з прямої ділянки труби (каналу) постійного перетину в великий обсяг втрати зводяться тільки до втрат динамічного тиску на виході.

Від характеру розподілу швидкостей на виході залежить коефіцієнт  $\zeta$ . При рівномірному розподілі швидкостей він дорівнює одиниці, в інших випадках завжди більше одиниці[38].

## 2. НОВА РЕКТИФІКАЦІЙНА СІТЧАСТА КОЛОНА БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ

В хімічній та суміжній галузях промисловості для проведення процесу масообміну широко застосовують апарати зі ступеневим контактом фаз – тарілчасті апарати [43-47]. Це апарати колонного типу в середині яких на певній відстані по висоті колони розміщені горизонтальні поперечні перегородки – тарілки. В промисловості найбільш поширені тарілки: ковпачкові, сітчасті, клапанні, сітчасто-клапанні, жалюзійні та решітчасті [8]. Серед вказаних тарілок насамперед виділяють сітчасті тарілки, тому що вони характеризуються простотою своєї будови, легкістю монтажу та ремонту, низьким гідравлічним опором та достатньо високою ефективністю.

Розглянемо роботу сітчастих тарілок в ректифікаційній колоні (рис. 2.1). Сітчасті тарілки представляють собою металеві перфоровані диски з отворами 3 – 8 мм (або зі щілинами шириною 2 – 4 мм), які обладнані переливними пристроями [48,49]. Пара, що проходить через отвори диску знизу вверху, утримує на диску рідину, яка перебігає з тарілки на тарілку завдяки переливним пристроям. Тарілка що закріплена на внутрішній стороні стінки колони 1, складається з приймального карману 2, приймальної планки 3, робочої частини тарілки 4, переливної планки 5 та зливного карману 6. Приймальний карман 2 це область тарілки, на яку потрапляє рідина. Він забезпечує гідравлічний затвор, який перешкоджає проходу пари через приймальний карман. Приймальна планка 3 рівно розподіляє рідину на робочій частині тарілки 4. На ній відбувається барботаж – процес проходу пари крізь шар рідини. В наслідку барботажу утворюється динамічний двофазний шар з розвинутою поверхнею контакту фаз та великими коефіцієнтами масовіддачі. Переливна планка 5 задає певну висоту шару рідини на робочій частині 4 тарілки. «Відпрацьована» рідина потрапляє до зливного карману 6 і далі на наступну тарілку, яка розміщена нижче.

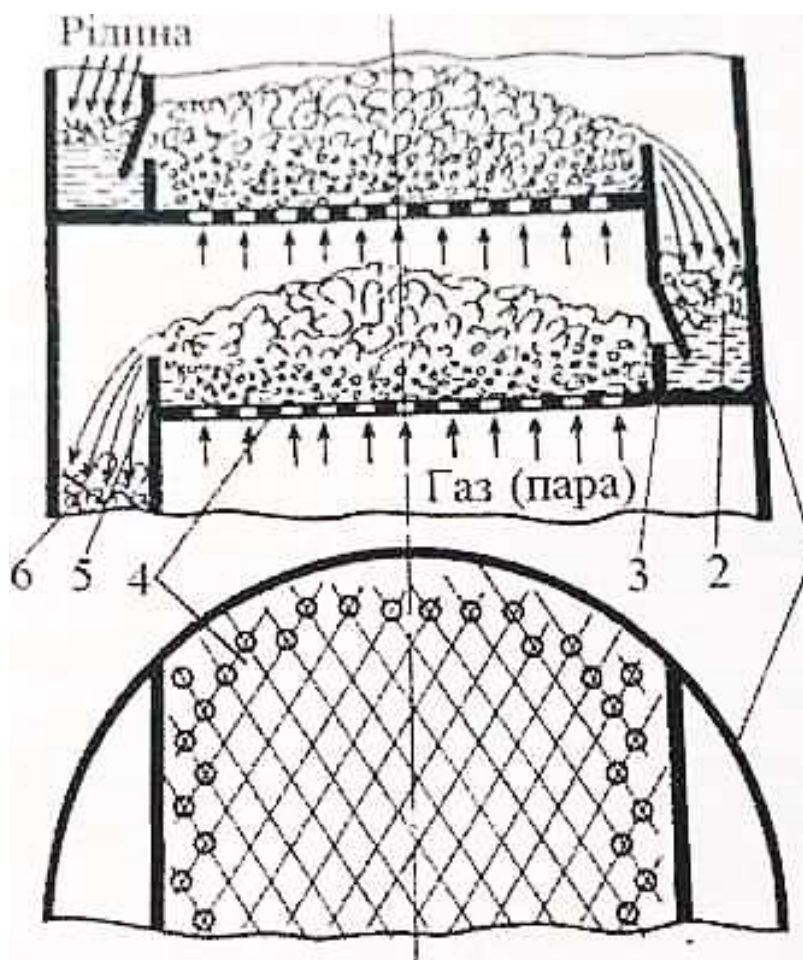


Рис. 2.1 – Схема сітчастої тарілки: 1 – стінка колони; 2 – приймальний карман; 3 – приймальна планка; 4 – робоча частина тарілки; 5 – переливна планка; 6 – зливний карману.

Але на (рис. 2.1) зображено робочий стан сітчастої колони після набуття парою рівномірного профілю швидкостей по перерізу колони, як правило після проходження парою початкових тарілок. На погану роботу початкових (нижніх) тарілок впливає проблема розподілу яка полягає в тому що, парова фаза при тангенціальному вході в колону з кип'ятильника розподіляється не рівномірно по перерізу апарата, тим самим пара нерівномірно проходить крізь першу тарілку і це призводить до прориву пари (рис 2.2), аналогічно цей процес відбувається на другій та третій тарілці, і тільки на четвертій тарілці спостерігається нормальна робота розподілу парової фази по робочому перерізу тарілки.

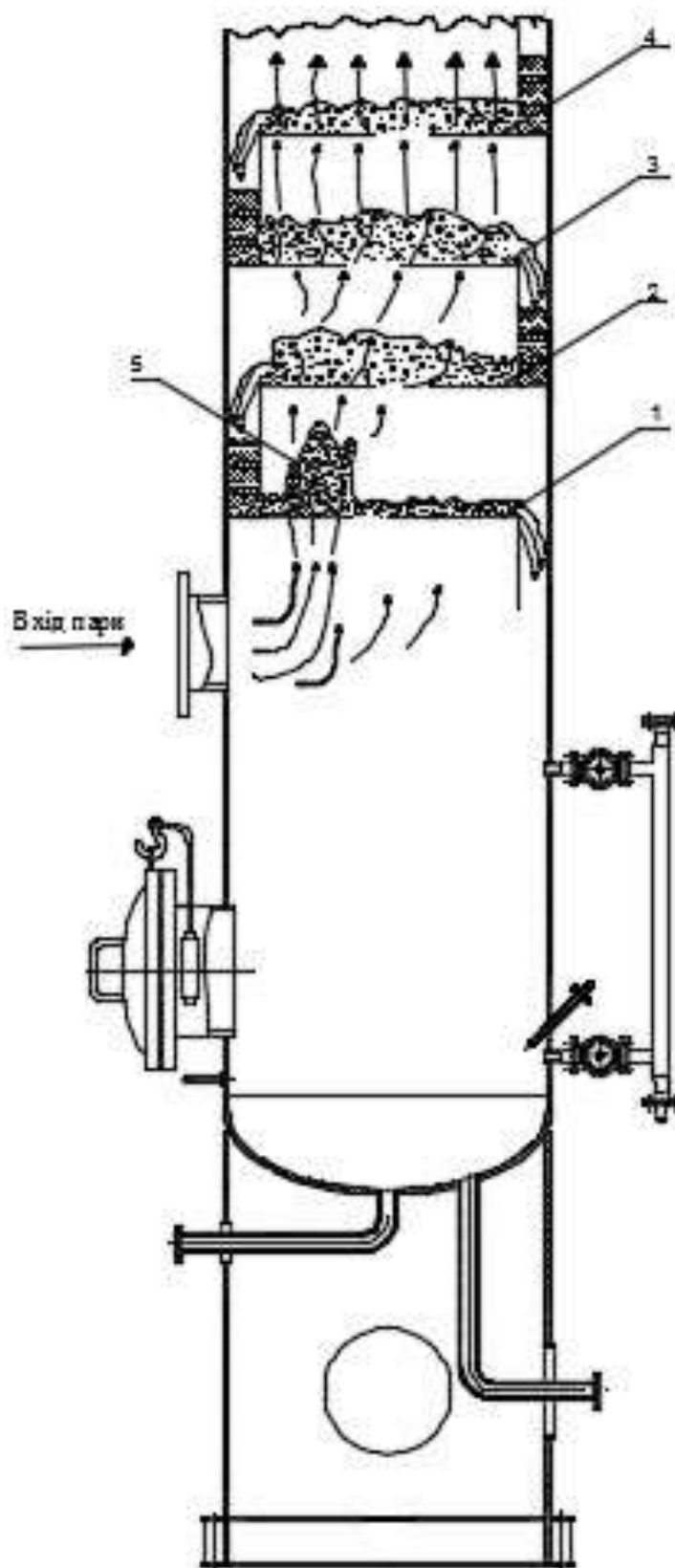


Рис. 2.2 – Схема роботи початкових тарілок: 1, 2, 3, 4 – тарілки; 5 – прорив парової фази крізь шар рідини(процес фонтанування).

Також цей процес можна описати за допомогою рівняння масопередачі яке приведене нижче.

Рівняння коефіцієнту масопередачі для рідкої фази:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m \cdot \beta_y}; \quad (2.1)$$

де  $K_x$  – коефіцієнт масопередачі рідкої фази;

$\beta_x$  – коефіцієнт масовіддачі парової фази;

$\beta_y$  – коефіцієнт масовіддачі рідинної фази;

$m$  – константа фазової рівноваги;

Рівняння коефіцієнту масопередачі для парової фази:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}; \quad (2.2)$$

де  $K_y$  – коефіцієнт масопередачі парової фази;

$\beta_y$  – коефіцієнт масовіддачі парової фази;

$\beta_x$  – коефіцієнт масовіддачі рідинної фази;

$m$  – константа фазової рівноваги;

Для гарної масопередачі коефіцієнти  $\beta_y$  та  $\beta_x$  повинні бути максимально однакові, але поки потік пари не стабілізується, на перших тарілках коефіцієнти масопередачі будуть різнитися та процес буде протікати погано, це призводить до зменшення швидкості масопередачі за рівняннями (2.3) та (2.4).

Рівняння швидкості масопередачі для рідкої фази:

$$M = K_x \cdot F \cdot \Delta u_{cp}; \quad (2.3)$$

де  $M$  – кількість переданої речовини;

$K_x$  – коефіцієнт масопередачі рідкої фази;

$F$  – робоча поверхня тарілки;

$\Delta u_{cp}$  – середньо рухома сила масопередачі;

Рівняння швидкості масопередачі для парової фази:

$$M = K_y \cdot F \cdot \Delta u_{cp}; \quad (2.4)$$

де  $M$  – кількість переданої речовини;  
 $K_y$  – коефіцієнт масопередачі парової фази;  
 $F$  – робоча поверхня тарілки;  
 $\Delta u_{cp}$  – середньо рухома сила масопередачі;

Невеликий коефіцієнт масовіддачі  $\beta_y, \beta_x$  ведуть до зниження коефіцієнту масопередачі і в цілому до зниження кількості переданої величини  $M$ .

З іншого боку цей процес можна розглянути через ефективність по Мерфрі ( ефективність тарілки). Ефективність ступені зазвичай виражають відношенням зміни концентрації даної фази на тарілці до рухомої сили на вході цієї фази в тарілку.

В даному випадку для  $n$  – ої тарілки це відношення (по фазі  $\Phi_y$ ) має вигляд:

$$E_n = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_n} \quad (2.5)$$

$E_n$  – умовний коефіцієнт корисної дії тарілки;

В даному випадку рівняння показує к.к.д після стабілізації рівномірного процесу масопередачі для теоретичних тарілок. Але при розрахунку апарату за кількістю теоретичних тарілок не враховується зміна к.к.д апарату від тарілки до тарілки, що являється серйозним недоліком цього методу. Так як на початкових тарілках відбувається не рівномірний масообмін через нерівномірний розподіл фаз, то і к.к.д. буде меншим чім на тарілках розташованих вище, тоді для  $n$  – ої тарілки це відношення (по фазі  $\Phi_y$ ) набуде вигляду:

$$E'_n = \frac{y'_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_n} \quad (2.6)$$

де  $E'_n$  - умовний коефіцієнт корисної дії для початкових тарілок тарілки;

$y'_n$  - концентрація НКК в парі;

тоді  $E'_n < E_n$  (2.7)

Цей процес можна зобразити за допомогою  $Y - X$  діаграми (рис. 2.3).

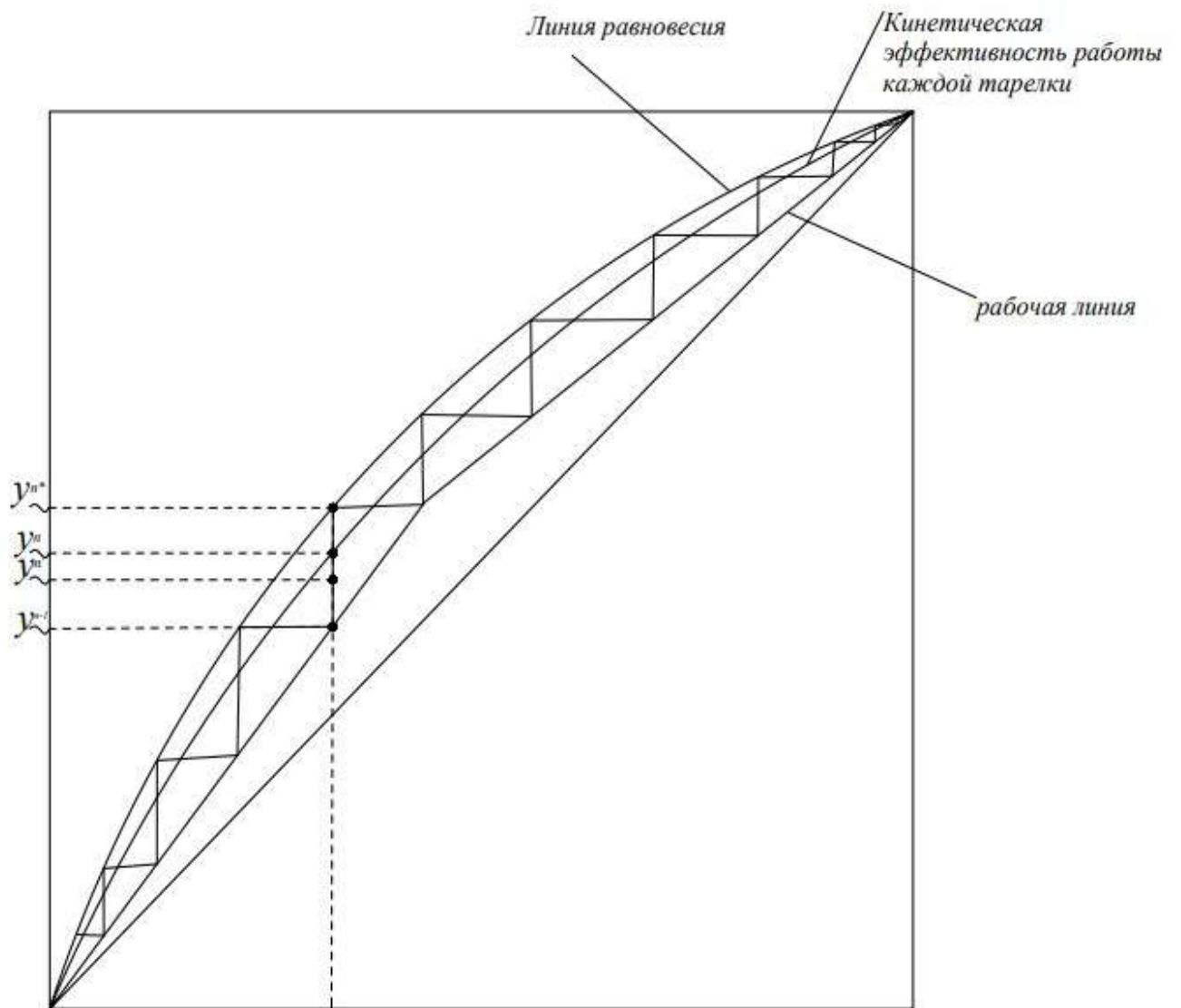


Рис. 2.3 – Діаграма  $Y - X$ .

Через те що пара проходить нерівномірно розмір апарата збільшують як правило на три тарілки від числа робочих тарілок, за для того щоб рівномірно розподілити пару по площі перерізу колони. Також для вирішення цієї проблеми було розроблено розподільники різних типів.

Розподільник в основному складається з патрубків з вмонтованими в них дифузорами. Розглянемо роботу патрубка: потік пари входить трубку, при контакті потоку з дифузорами відбуваються втрати потоку на удар та утворення вихорів на стінках дифузорів, потік звужується. На виході з

дифузора потік раптово розширюється заповнюючи за довжиною переріз патрубка. Процес проходження потоку зображено на рис.2.4.

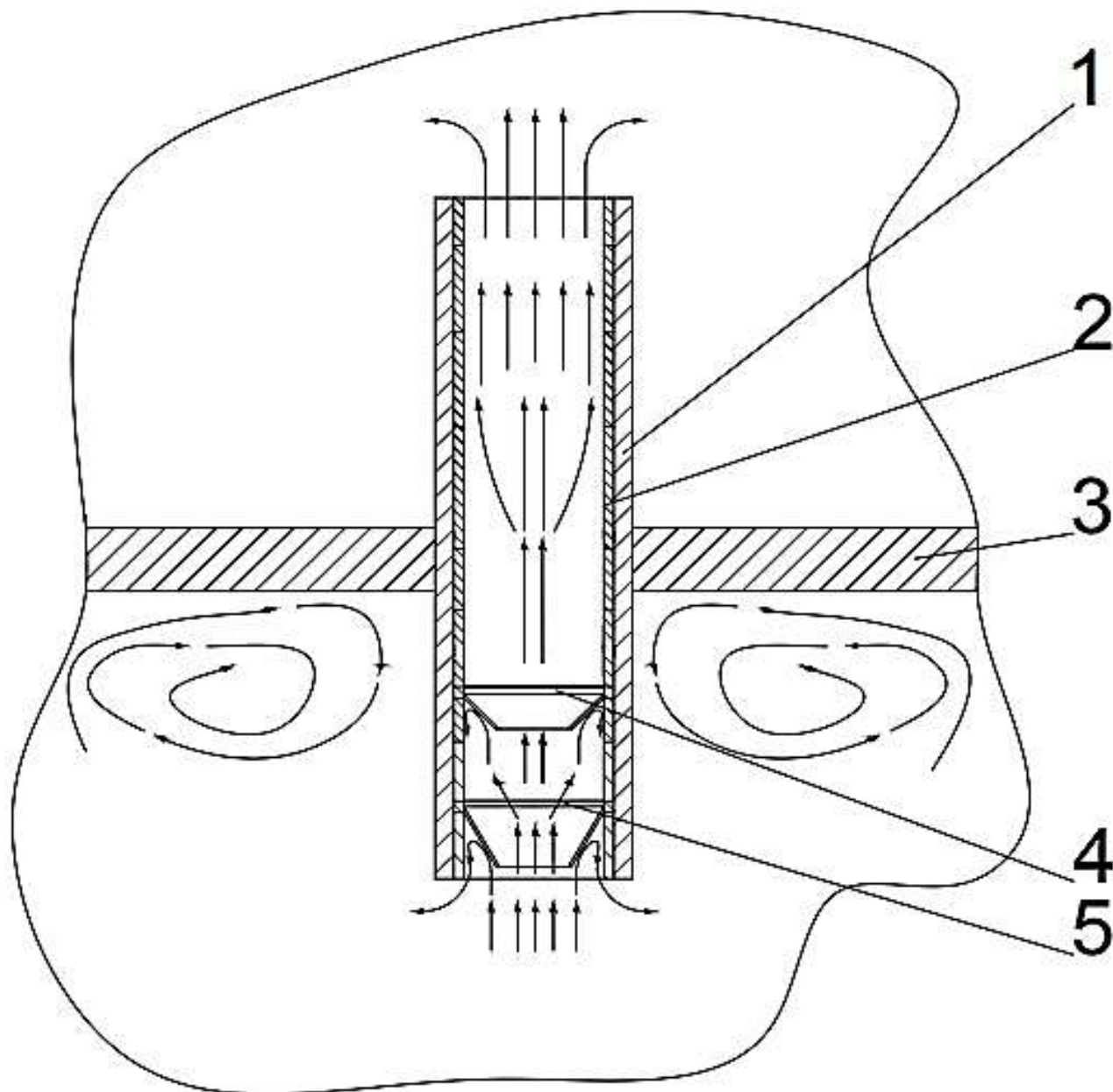


Рис. 2.4 – Схема проходження потоку через короткий напірний патрубок з дифузорами. 1 – патрубок; 2 – закріплюючі елементи; 3 – стінка апарата; 4,5 – дифузори.

Якщо подача в патрубок збільшується то на зовнішніх стінках дифузора буде утворюватися сильні вихорі котрі в свою чергу утворюють опір



поток утворюється так званий «паровий клапан» який буде пропускати певну кількість пари (рис. 2.5).

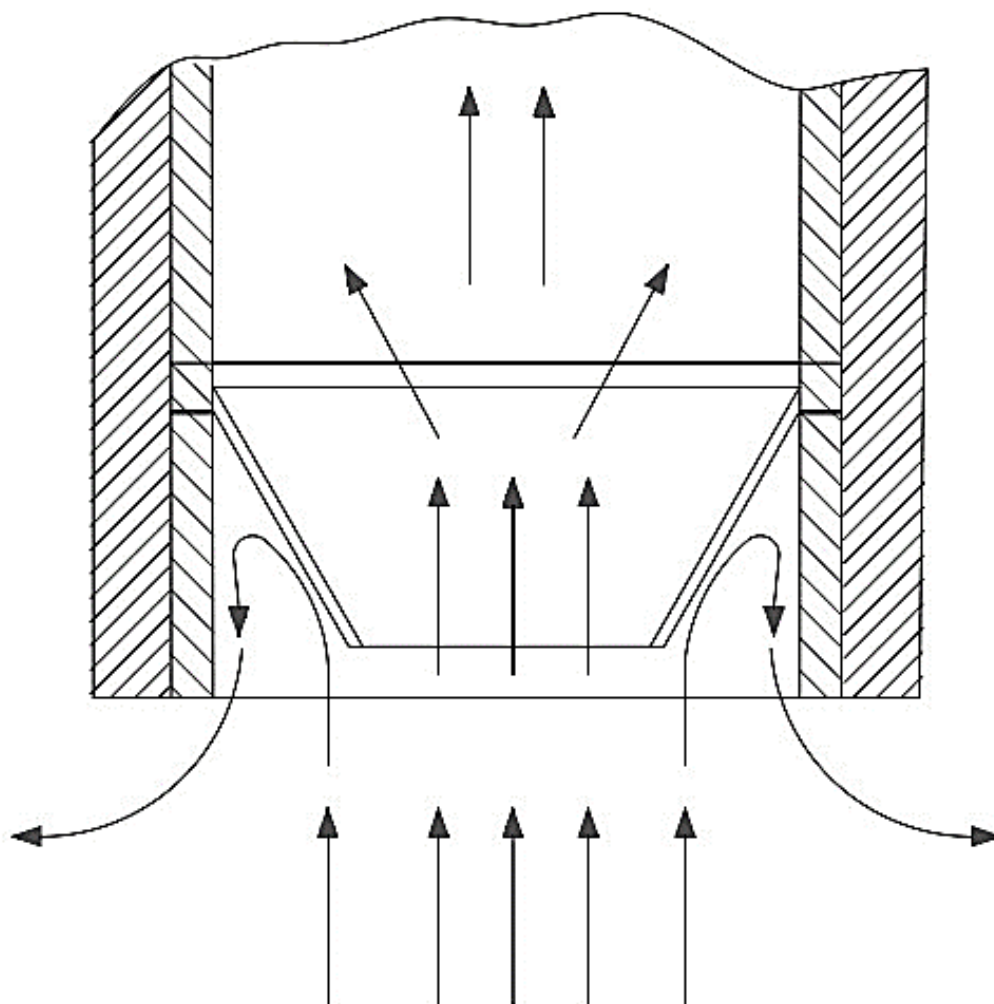


Рис. 2.5 – Схема утворення «повітряного клапана»

Так як на розподільнику розташована деяка кількість патрубків розподіл пари між ними буде проводитись наступним чином. Коли у першому патрубку утвориться «повітряний клапан» надлишок пари з нього поступає до іншого патрубка і так поки всі патрубки не заповняться (рис. 2.6).

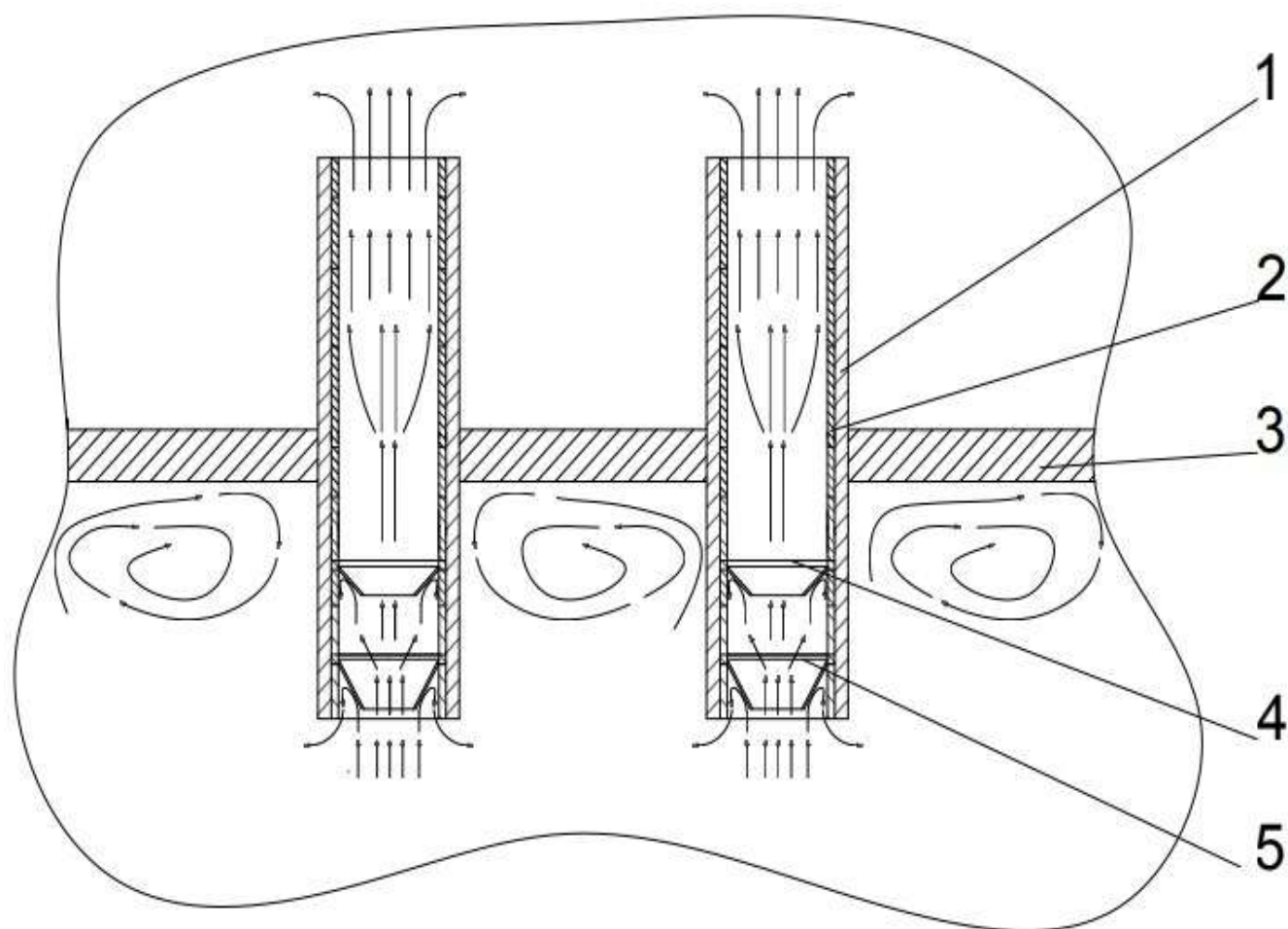


Рис. 2.6 – Розподіл пари між двома патрубками. 1 – патрубок; 2 – закріплюючі елементи; 3 – стінка апарата; 4,5 – дифузори.

З метою удосконалення роботи пропонуємо новий тип ректифікаційної колони оснащеної паровим розподільником.

Нова ректифікаційна колона – це колона безперервної дії зі встановленим під тарілками розподільником пари у вичерпній частині колони рисунок 2.7.

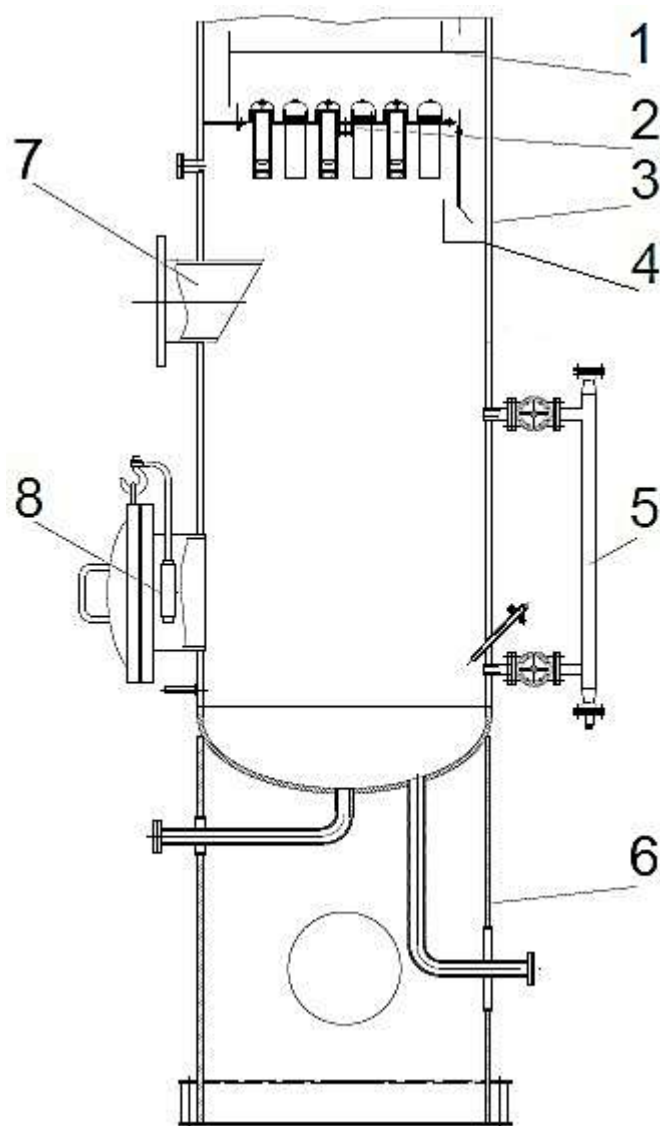


Рис. 2.7 – Нова ректифікаційна колонна з розподільником пари.

1 – тарілка; 2 – паровий розподільник; 3 – колона ( кубова частина ); 4 – гідро затвор; 5 – рівнемір; 6 – опора; 7 – вхідний паровий фланець; 8 – люк для обслуговування кубової частини.

Новий розподільник пари (рис. 2.8, рис. 2.9) складається з двох металевих сегментів в котрі вмонтовано короткі напірні трубки з дифузорами через які проходить пара, для захисту від потрапляння рідини в напірні трубки, на них встановлені ковпачки циліндричної форми, рідка фаза відводиться через зливний патрубок.

Розподільник закріплено за допомогою болтів до опорного кільця яке приварене до стінок колони.

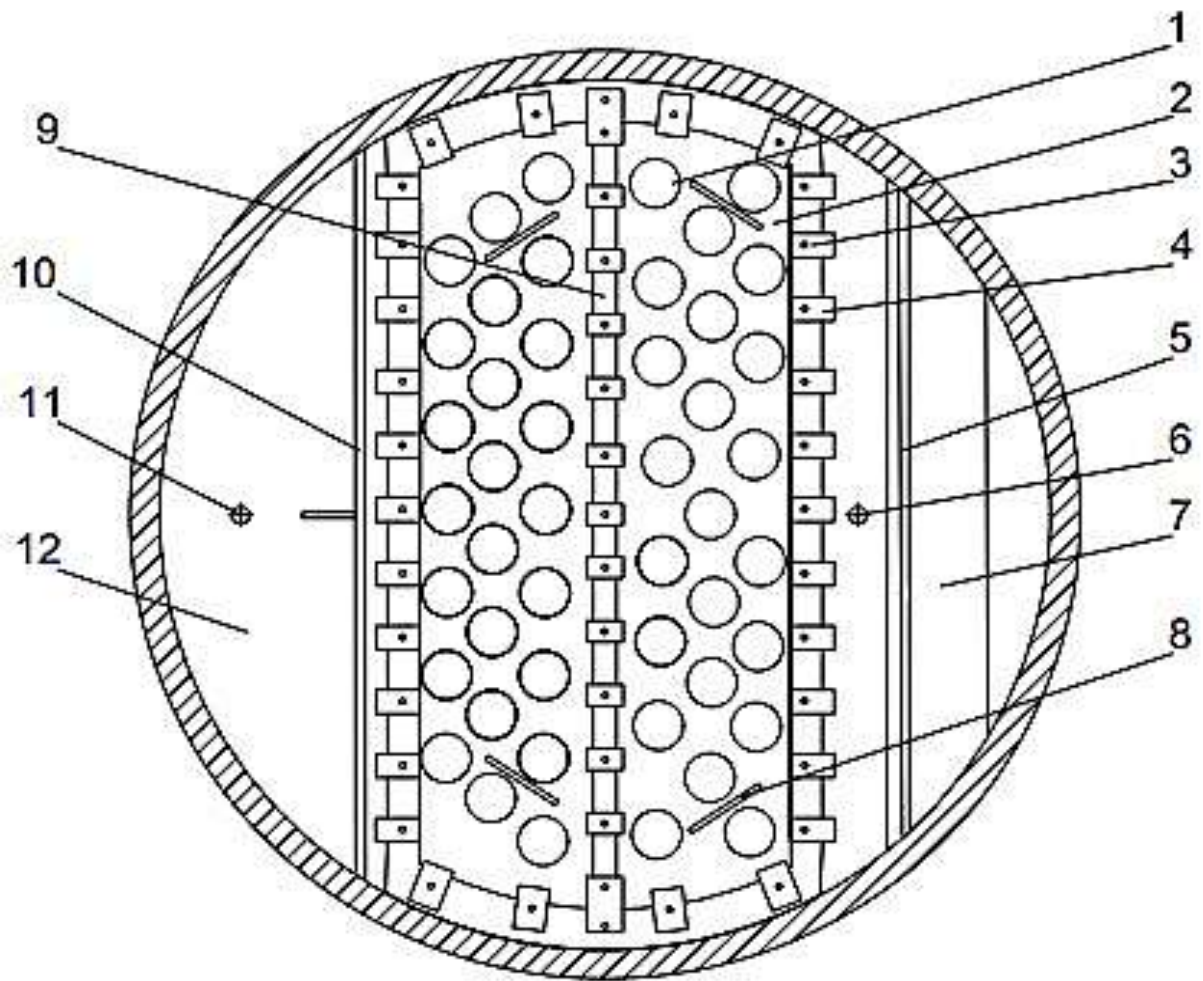


Рис. 2.8 – Паровий розподільник (вид зверху). 1 – ковпачок циліндричної форми; 2 – сегмент на якому закріплені ковпачки (представляє собою металевий лист в який вмонтовано ковпачки); 3 – болт; 4 – спец. шайба; 5 – переливна стінка; 6,11 – дренажні отвори; 7 – зливний патрубок; 8 – ручка для зручності монтажу та демонтажу; 9 – балка; 10 – стінка; 12 – сектор зливу з вищої тарілки.

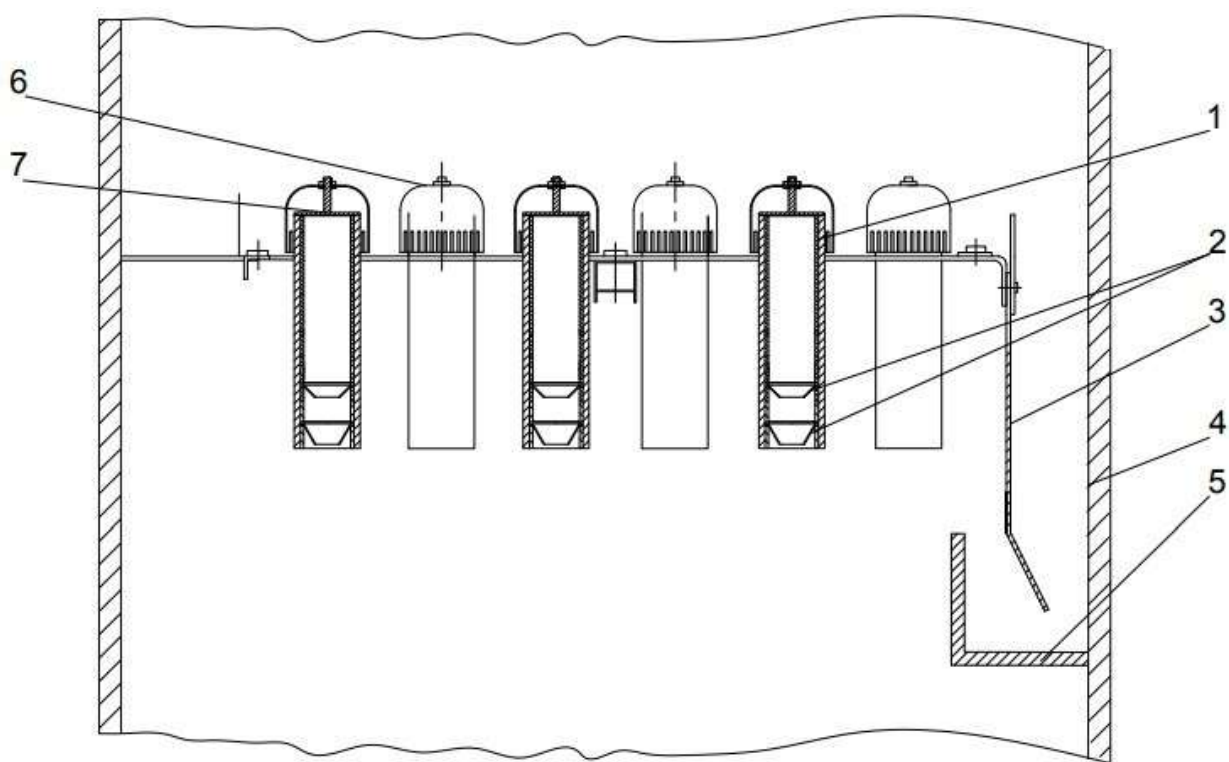
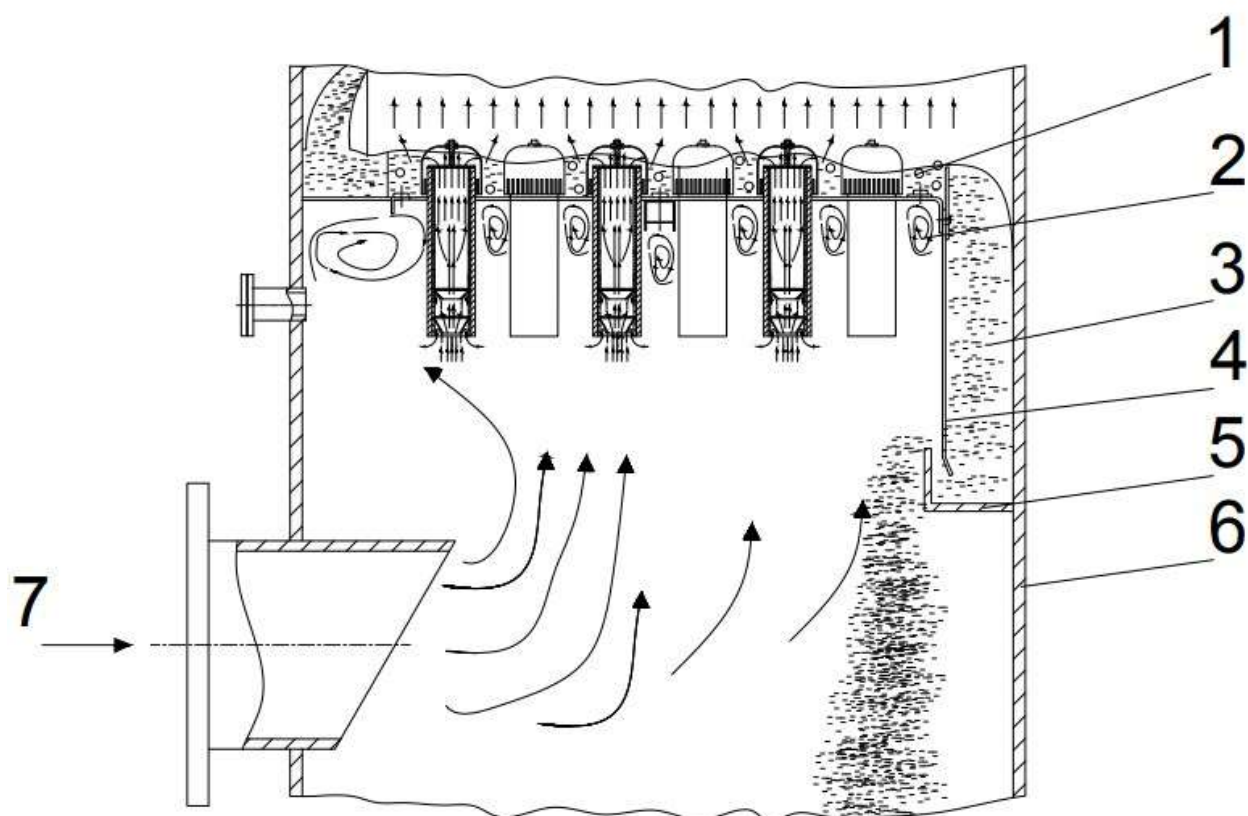


Рис. 2.9 – Паровий розподільник ( вид у розрізі). 1 – короткий напірний патрубок; 2 – дифузори; 3 – зливний лист; 4 – стінка колони; 5 – гідро затвор; 6 – ковпачок; 7 – пристосування для закріплення ковпачка до патрубку.

Принцип дії нової колони з розподільником полягає в тому що при подачі з кип'ятильника пари вона починає заповнювати простір під розподільником утворюючи парову «подушку». Досягаючи патрубків з встановленими дифузорами пара починає проходити крізь них. При збільшенні об'єму пари у трубці за рахунок дифузора виникає опір, завдяки якому пара проходить рівномірно через встановлені патрубки на розподільнику, тим самим набуває рівномірного профілю швидкостей. Рідина стікає у кубову частину через спеціальний злив. Завдяки переливам паровий розподільник може працювати як звичайна тарілка через те що між переливами утримується рідина яка майже покриває ковпачки, пара проходячи крізь рідину утворює процес барботажу, відбувається масообмін між паровою та рідкою фазами. Процес проходження потоків крізь розподільник показано на рис. 2.10.



2.10 – Проходження потоків пари крізь розподільник. 1 – утворення барботажу; 2 – утворення повітряної «подушки»; 3 – стікання рідкої фази до кубової частини через зливний патрубок; 4 – зливний лист; 5 – гідро затвор; 6 – стінка колони; 7 – вхід пари.

Висновки:

За рахунок встановленого розподільника можна зменшити кількість тарілок які працюють для стабілізації потоку пари, тим самим зменшиться висота та металоємність колонного апарату, та покращиться продуктивність роботи апарата.

### 3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ КОЕФІЦІЕНТУ ГІДРАВЛІЧНОГО ОПОРУ КОРОТКОГО ДИФУЗОРА

#### 3.1 Схема експериментальної установки

Для експериментального дослідження коефіцієнту гідравлічного опору розроблена експериментальна установка, схема якої представлена на рис. 3.1.

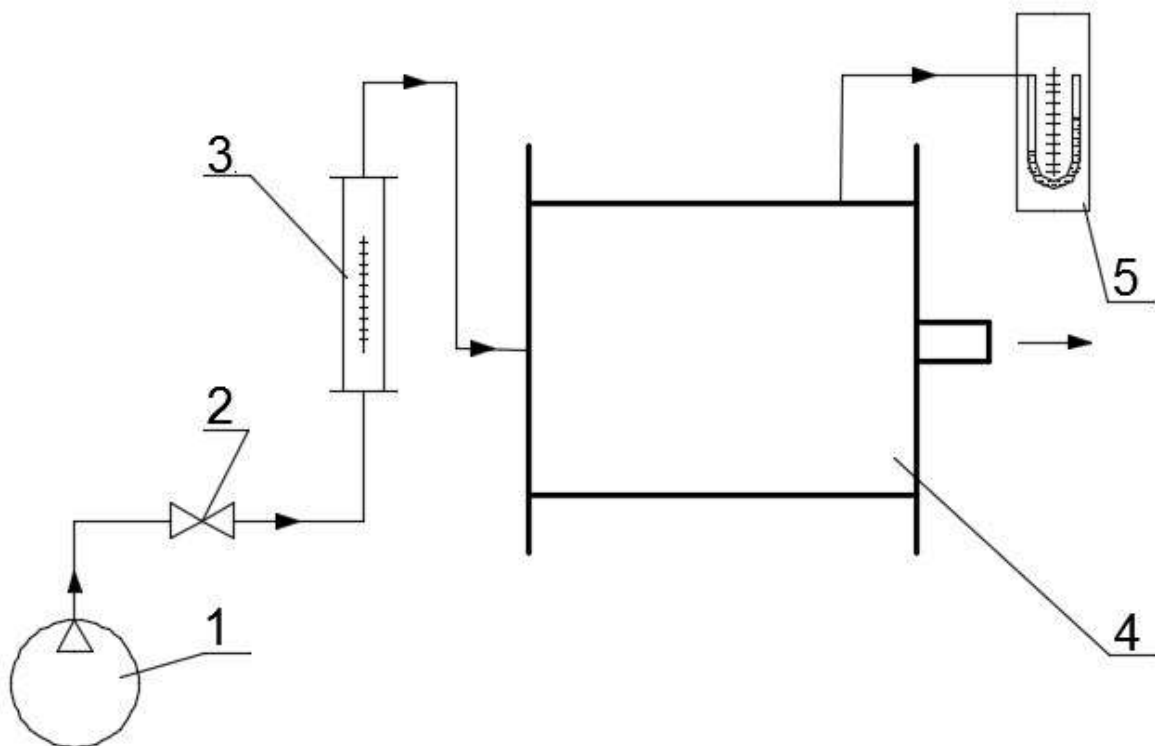


Рис.3.1 – Схема експериментальної установки

1 – компресор; 2 – запірна арматура; 3 – ротаметр; 4 – експериментальний блок; 5 – диференційний манометр.

Для роботи експериментальної установки потрібне повітря, подача якого здійснювалась за допомогою компресора 1. Подачу повітря регулювали за допомогою запірної арматури 2 та фіксували показання на ротаметрі 3. Експериментальний блок 4, є основним апаратом для виміру гідравлічного опору, повітря у потрібній кількості надходить до нього. В експериментальний блок вмонтовували трубки з досліджуваними елементами – дифузори та діафрагми. Результати фіксували за допомогою диференційного манометру 5.



Рис.3.2 – Экспериментальна установка (компресор не показаний)



Основним апаратом установки був експериментальний блок, схема якого представлена на рис. 3.3.

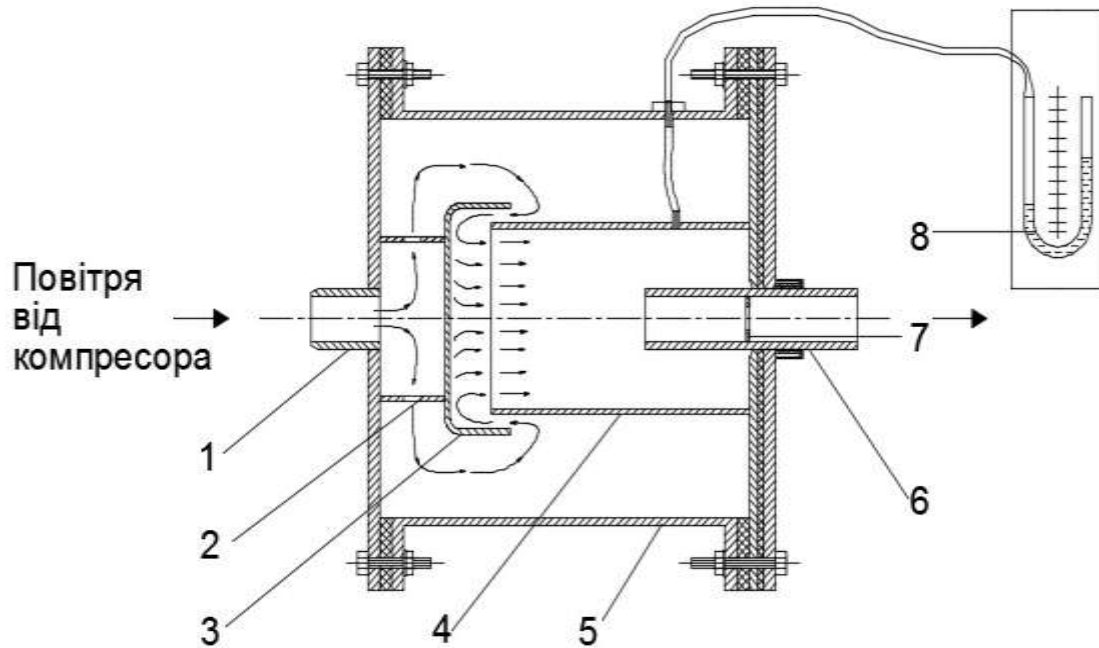


Рис. 3.3 – Експериментальний блок для визначення коефіцієнту гідравлічного опору:

- 1 – вхідний патрубок; 2 – перфорована обичайка; 3 – кришка; 4 - стакан;  
 5 – корпус апарата; 6 - металева трубка; 7 – діафрагма або дифузор;  
 8 - диференційний манометр.

Експериментальний блок представляв собою ємність, в якій потік повітря завдяки декількох розворотів формує прямий профіль швидкостей та прямував до короткої трубки. Основним об'єктом дослідження була металева трубка  $\varnothing 32 \times 4$  мм довжиною 122 мм з дифузором різного кута нахилу та  $\varnothing 12$  мм (рис 3.4). Гідравлічний опір заміряли диференційним манометром.



Рис. 3.4 – Елементи дослідження, діафрагми та дифузори  $\varnothing 12$ мм .

### 3.2 Техніка експерименту та метод дослідження

Експериментальна установка збиралася згідно рисунку 3.1 та перевірялася на герметичність. Далі проводились підготовчі роботи. У експериментальний блок вставляли короткий напірний патрубок, а в нього монтували елементи (дифузори, діафрагми), які піддавалися дослідженню, а саме визначили коефіцієнт гідравлічного опору.

Попередньо, досліді підлягали діафрагми та розраховували її коефіцієнт гідравлічного опору за довідником [42]. Задовільне узгодження результатів експериментів та теоретичних розрахунків надавало змогу для подальших експериментів з дифузорами. Фіксували температуру повітря та атмосферного тиску. Експериментальні данні зводили в таблицю.

### 3.3 Прибори та вимірювальна техніка

Основними пристроями та вимірювальною технікою були: поплавковий ротаметр та диференційний манометр. Розглянемо ці пристрої більш детально.

До приладів постійного перепаду тисків відносяться **ротаметри**, поплавкові і поршневі витратоміри. Найбільше застосування мають ротаметри й поплавкові витратоміри, шкали яких практично рівномірні. Їх можна використовувати для вимірювання малих витрат; втрати тиску в них незначні і не залежать від витрат. Ротаметри й поплавкові витратоміри мають великий діапазон виміру,  $Q_{\max}/Q_{\min} = 10:1$  [40]. При проведенні експерименту використовували поплавковий ротаметр зі скляною конусною трубкою (рис. 3.5).

Ротаметр зі скляною трубкою складається з конічної трубки 1, закріпленої в двох металевих голівках 2 і 3, забезпечених сальниками і фланцями для монтажу у вертикальному трубопроводі. Головки з'єднані декількома тягами 4, що утворюють разом з поперечиною 5 захисну решітку навколо скляної трубки. Всередині трубки 1 вільно переміщається поплавець 6, що має форму дзиги. У нижній голівці є сідло, на яке опускається

поплавець при припиненні потоку. Верхня головка забезпечена обмежувачем ходу поплавця. Сідло і обмежувач ходу не дозволяють поплавця вийти за межі скляної трубки. Шкала 7 приладу нанесена на поверхню скляної трубки, відлік ведуть по верхній горизонтальній площині поплавка.

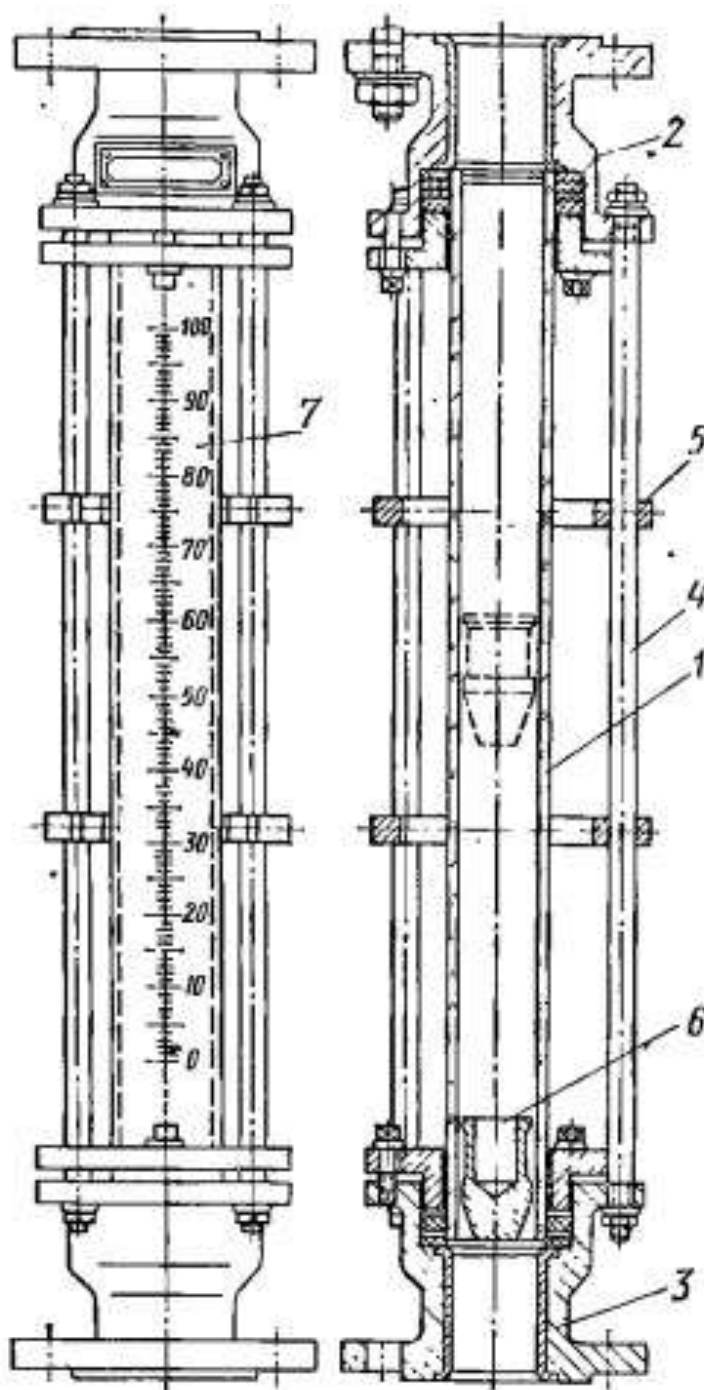


Рис. 3.5 – Ротаметр зі скляною конусною трубкою:

1 – скляна конічна трубка; 2,3 – металеві голівки; 4 – тяги; 5 – поперечини;  
6 – поплавок; 7 – шкала.

У верхній частині поплавця іноді роблять косі прорізи, завдяки чому поплавок обертається навколо вертикальної осі. При обертанні поплавков центрується всередині трубки, не стикаючись зі стінками, його чутливість підвищується. За обертанням поплавок можна визначити стан приладу (відсутність тертя і засмічення).

Ротаметри зі скляною трубкою виготовляють на тиск рідини або газу не більше 0,58 МПа.

У техніці експерименту використовували ротаметр типу РС – 7. За результатами його градування представлений калібрований графік (рис. 3.6). За допомогою програми Excel по градуваним даним за допомогою лінійної апроксимації отримана залежність:

$$V_{\text{гр}} = 0,4317 \cdot N + 3,9169 \quad (3.1)$$

де  $N$  – число ділень;

$V_{\text{гр}}$  – об'ємні витрати повітря, м<sup>3</sup>/год.

Після розрахунку об'ємних витрат повітря за показаннями числа ділень ротаметру, ввели поправку, на виміри температури повітря та атмосферного тиску:

$$V = V_{\text{гр}} \sqrt{\frac{1,203}{\rho}} \quad (3.2)$$

де  $\rho$  – густина повітря за робочих умовах, кг/м<sup>3</sup>.

0	3,95
10	8,27
20	12,58
30	16,69
40	21,21
50	25,52
60	29,83
70	34,15
80	38,46
90	42,77

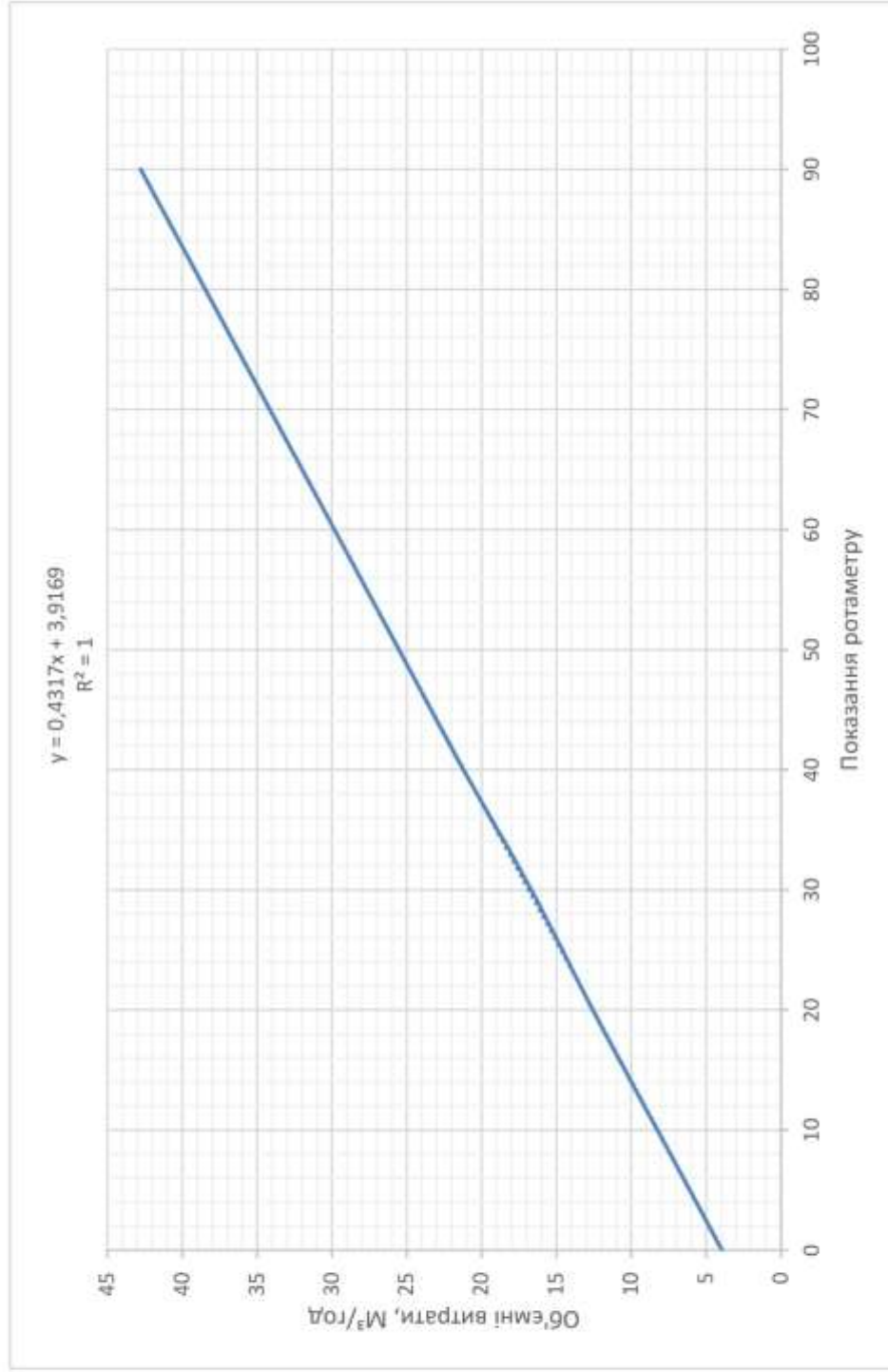


Рис. 3.6 – Градуїрована характеристика ротаметру №4111208

Пристрої з видимим рівнем для заміру тиску, **манометри**, відносяться до рідинних приборів. Рідинні прибори характеризуються простотою конструкції та відносно високою точністю виміру, їх широко застосовують як для лабораторних, так і для технічних вимірів. Рідинні прибори служать для градуїровки та перевірки приборів інших систем, виміру невеликих надлишкових тисків, розрідження, різниці тисків, а також атмосферного тиску.

Диференційний манометр або U – подібний пристрій (рис. 3.7), являє собою скляну трубку 1, вигнуту у вигляді букви U [40]. Трубка укріплена на дошці 2 зі шкалою, розташованої між гілками трубки. Трубка приладу заповнена рідиною (ртуттю, водою, спиртом).

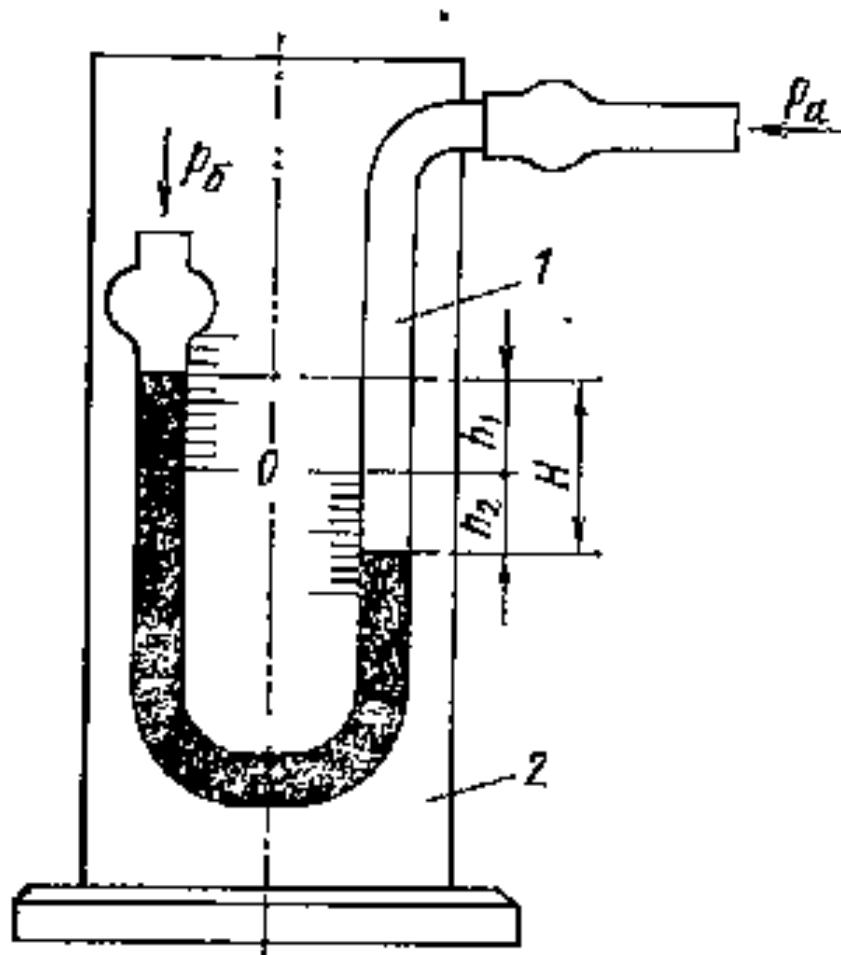


Рис. 3.7 – Двотрубний U – подібний пристрій:

1 – скляна U – подібна трубка; 2 – дошка з нанесеною шкалою.

Система знаходиться в рівновазі, якщо гідростатичний тиск стовпа рідини у відкритому стовпці врівноважується тиском в іншому стовпці. Якщо тиск в просторі, з яким з'єднаний прилад, нижче атмосферного, то рідина в трубках переміститься в зворотному напрямку, і висота її стовпа буде відповідати розрідженню (вакууму). Приєднавши обидва вільних кінця трубки приладу до двох порожнин з різними тисками, можна по різниці рівнів рідини в приладі визначити різницю тисків.

Прилад наповнений рідиною до нульової позначки шкали. Для визначення висоти стовпа рідини необхідно робити два відліку (зниження в одному стовпці, підйому в іншому) і підсумувати заміряні величини.

#### 3.4 Експериментальне визначення коефіцієнту гідравлічного тертя порожнистого патрубку

Усю різноманітність трубопроводів умовно поділяють на короткі та довгі, які, в свою чергу, підрозділяють на прості та складні. У короткому напірному трубопроводі місцеві втрати напору сумірні з втратами напору за довжиною. До них відносять насадки, бензо- та маслопроводи, усмоктуючі трубопроводи насосних станцій, сифони та інше. Довгі напірні трубопроводи мають місцеві втрати напору незначні, які не перевищують 5-10 % від втрат напору за довжиною. До них відносять, наприклад, магістральні водопроводи. При розрахунку довгих трубопроводів знаходять втрати напору за довжиною, а потім збільшують їх на 5-10% [42]. В роботі проводили дослідження коефіцієнту гідравлічного опору короткої трубки, що була вбудована в стінку. Вся вказана конструкція містилась в експериментальному блоці (див. рис. 3.3). Основним об'єктом дослідження була металева трубка  $\varnothing 32 \times 4$  мм довжиною 122 мм, яка встановлена в експериментальній блоці. Основні розміри встановлення трубки в блок представлені на рис. 3.8.

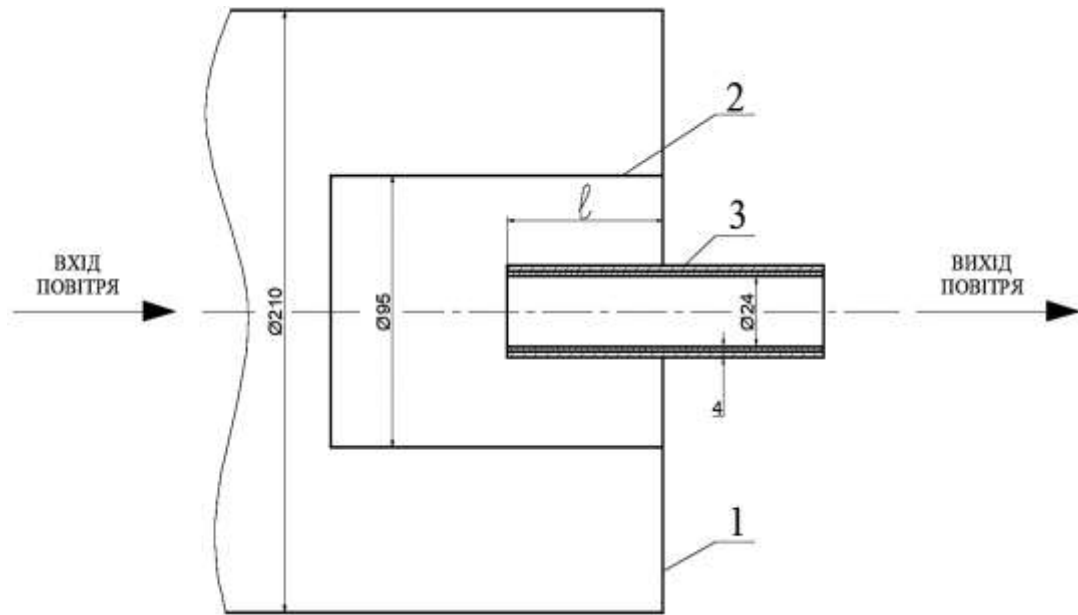


Рис. 3.8 – Схема розрізу експериментального блоку, основні геометричні розміри: 1 – корпус; 2 – стакан; 3 – дослідна трубка.

Ціль експерименту складалася з визначення гідравлічного тертя полої трубки, при її повздовжньому переміщені у напрямку руху повітря. Положення трубки фіксували довжиною  $l$ . Перед експериментом фіксували визначене положення трубки.

Дата проведення експерименту: 22.05.17

$P_{\text{роб.}} = 0,996 \cdot 10^5$  Па – атмосферний тиск;

$t_{\text{роб.}} = 16$  °С – робоча температура повітря;

$P_0 = 1,013 \cdot 10^5$  Па – тиск при нормальних умовах;

$T_0 = 273$  К – абсолютна температура при нормальних умовах;

$\rho_{\text{роб.}} = 1,2024$  кг/м<sup>3</sup> – густина повітря при робочих умовах;

$D_1 = D_2 = 0,024$  м – внутрішній діаметр короткої трубки;

$C = 111$  – коефіцієнт Сатерленда;

$\zeta_{\text{вх.}} = 0,5$  – коефіцієнт гідравлічного опору потоку повітря на вході в трубку;

$\zeta_{\text{вих.}} = 1,0$  – коефіцієнт гідравлічного опору потоку повітря на виході з трубки;

$l$  – довжина патрубку закріпленого в стінці апарату. (довжина  $b$  не впливає на коефіцієнт тертя  $\lambda^e$ .)

$L = 0,122$  м – довжина патрубку.



Результати первинних вимірів приведені в табл. 3.1.

Таблиця 3.1\_Експериментальні дані

Число поділок	$l = 0,03\text{м}$	$l = 0,06\text{м}$	$l = 0,09\text{м}$
	$\Delta P, \text{Па}$	$\Delta P, \text{Па}$	$\Delta P, \text{Па}$
10	20	25	20
20	50	55	50
30	90	95	90
40	160	155	165
50	250	250	240
60	360	360	345

Первинні результати обробили за допомогою програми MathCAD, у порядку, який представлений нижче:

1. Густина повітря при нормальних умовах:

$$\rho_{н.у} = \frac{M}{22,4}, \text{ кг/м}^3. \quad (3.3)$$

2. Густина повітря при робочих умовах:

$$\rho_{р.у} = \rho_{н.у} \frac{(T_0 \cdot P_{роб.})}{(T_0 + t) \cdot P_0}, \text{ кг/м}^3. \quad (3.4)$$

3. Об'ємні витрати повітря згідно рівнянню градування ротаметру:

$$V_{г.р} = \frac{(0,4317 \cdot N_i + 3,91699)}{3600}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (3.5)$$

4. Об'ємні витрати повітря при робочих умовах:

$$V = V_{г.р} \cdot \sqrt{\frac{1,203}{\rho_{р.у}}}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (3.6)$$

5. Площа поперечного перерізу трубки:

$$S_1 = \frac{(\pi \cdot D_1^2)}{4}, \text{ м}^2. \quad (3.7)$$

6. Швидкість потоку повітря в короткій трубці:

$$W_1 = \frac{V}{S_1}, \text{ м/с}. \quad (3.8)$$

7. Коефіцієнт динамічної в'язкості повітря при робочих умовах:

$$\mu = \left[ \mu_0 \cdot \frac{(273+C)}{(T+C)} \cdot \left( \frac{T}{273} \right)^{\frac{3}{2}} \right] \cdot 10^{-6}, \text{ Па}\cdot\text{с.} \quad (3.9)$$

8. Коефіцієнт кінематичної в'язкості повітря:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho_{p,y}}, \text{ м}^2/\text{с.} \quad (3.10)$$

9. Число Рейнольдса для порожнистої трубки:

$$\text{Re}_1 = \frac{(W_1 \cdot D_1)}{\nu}. \quad (3.11)$$

10. Для оцінки результатів розрахунку коефіцієнту гідравлічного опору порожнистої трубки проведено узгодження з рівнянням:

$$\zeta^p = \zeta_{\text{вх.}} + \zeta_{\text{тр.}} + \zeta_{\text{вих.}} \quad (3.12)$$

де  $\zeta_{\text{вх.}}$  – коефіцієнт гідравлічного опору на вході в порожнисту трубку;

$\zeta_{\text{тр.}}$  – коефіцієнт гідравлічного опору, який обумовлений опором тертя в трубці;

$\zeta_{\text{вих.}}$  – коефіцієнт гідравлічного опору на виході потоку з трубки.

11.3 умови проведення експерименту витікає, що при відношенні  $l/D_1 = 1,25 \div 3,75$  та  $\zeta_{\text{вх.}} = 0,5$ , а  $\zeta_{\text{вих.}} = 1,0$  [53], розрахунок  $\zeta^e$  вели за рівнянням:

$$\zeta^e = \frac{2 \cdot \Delta P}{\rho_{p,y} \cdot W_1^2}; \quad (3.13)$$

12. Розрахунковий коефіцієнт гідравлічного опору знаходили з рівняння:

$$\zeta_{\text{тр}} = \lambda^p \cdot \frac{L}{D_1} \quad (3.14)$$

13. Відносна похибка розрахунку коефіцієнту гідравлічного опору:

$$\delta = \frac{\zeta^e - \zeta^p}{\zeta^e} \cdot 100\% \quad (3.15)$$

Результати зведені у табл. 3.2.

Табл. 3.2\_Обраховані експериментальні дані

Чис. под.	$l/D_1$	Експериментальні дані			Розрахункові дані					$\delta, \%$
		$Re_1$	$W_1$	$\zeta^e$	$\zeta_{вх.}$	$\lambda^p$	$\zeta_{гр.}$	$\zeta_{вих}$	$\zeta^p$	
10	1,25	8152	5,0570	1,30	0,50	0,0333	0,17	1,0	1,67	-28,5
20		12426	7,7084	1,40		0,0300	0,15		1,65	-17,9
30		16701	10,3597	1,40		0,0278	0,14		1,64	-17,1
40		20975	13,0111	1,57		0,0263	0,13		1,63	-3,8
50		25249	15,6624	1,70		0,0251	0,13		1,63	4,1
60		29523	18,3138	1,79		0,0241	0,12		1,62	9,5
10	2,50	8152	5,0570	1,63	0,50	0,0333	0,17	1,0	1,67	-2,5
20		12426	7,7084	1,54		0,0300	0,15		1,65	-7,1
30		16701	10,3597	1,47		0,0278	0,14		1,64	-11,6
40		20975	13,0111	1,52		0,0263	0,13		1,63	-7,2
50		25249	15,6624	1,70		0,0251	0,13		1,63	4,1
60		29523	18,3138	1,79		0,0241	0,12		1,62	9,5
10	3,75	8152	5,0570	1,30	0,50	0,0333	0,17	1,0	1,67	-28,5
20		12426	7,7084	1,40		0,0300	0,15		1,65	-17,9
30		16701	10,3597	1,40		0,0278	0,14		1,64	-17,1
40		20975	13,0111	1,62		0,0263	0,13		1,63	-0,6
50		25249	15,6624	1,63		0,0251	0,13		1,63	0
60		29523	18,3138	1,71		0,0241	0,12		1,62	5,3

Аналіз даних у табл. 3.2 показав, що відносна похибка розрахункового та експериментального коефіцієнтів опору порожнистої трубки не перевищує 18 %.

В наступних експериментах для розрахунку коефіцієнту тертя буде застосована теоретична формула Блазиуса для гладких труб.

Слідє також відмітити незалежність положення трубки за довжиною осьового переміщення вмонтованої в стінку. Було прийнято рішення, що подальші досліді будуть проводитись при незмінному положенні трубки  $l = 0,06$  м. В результаті цього проведені додаткові досліді при  $l = 0,06$  м. Первинні результати зведені у табл. 3.3.

Табл. 3.3\_ Експериментальні дані

Порожнистий патрубок	
Число поділок	$\Delta P$ , Па
15	39
20	59
25	78
30	98
35	118
40	137
45	186
50	245

Оброблені результати по вище викладеному алгоритму приведені в табл. 3.4

Табл. 3.4\_ Обраховані експериментальні данні ( $l = 0,06$  м).

Число поділок	$l/D_1$	Експериментальні дані			Розрахункові дані					$\delta$ , %
		$Re_1$	$W_1$	$\zeta^e$	$\zeta_{вх.}$	$\lambda^p$	$\zeta_{гр.}$	$\zeta_{вих.}$	$\zeta^p$	
15	2,5	10364	6,3541	1,59	0,50	0,0314	0,16	1,0	1,66	-4,40
20		12517	7,6738	1,65		0,0299	0,15		1,65	0
25		14669	8,9935	1,59		0,0287	0,15		1,65	-3,77
30		16822	10,3133	1,52		0,0278	0,14		1,64	-7,89
35		18974	11,6330	1,44		0,0269	0,14		1,64	-13,89
40		21127	12,9527	1,35		0,0262	0,13		1,63	-20,74
45		23279	14,2724	1,51		0,0256	0,13		1,63	-7,95
50		25432	15,5922	1,66		0,0251	0,13		1,63	+1,81

### 3.5 Експериментальне дослідження коефіцієнту гідравлічного опору діафрагми діаметром 12 мм

В даній роботі проводили дослідження гідравлічного опору діафрагми, що містилась у короткій трубці, яка, в свою чергу, була вбудована в стінку нової дослідної установки. Дослідна установка представляла собою ємність, в якій потік повітря завдяки декількох розворотів формував прямий профіль швидкостей та прямував до короткої трубки. Основним об'єктом дослідження була металева трубка  $\varnothing 32 \times 4$  мм довжиною 122 мм з діафрагмою діаметром 12 мм [42].

Течія потоку через одиночний отвір діафрагми складається з двох фрагментів. Спочатку струмінь раптово звужується, а потім різко розширюється. В першій частині фрагменту течії втрати проявляються головним чином при розширенні струменю, яка зжата після входу з широкого каналу у вузький (рис. 3.9).

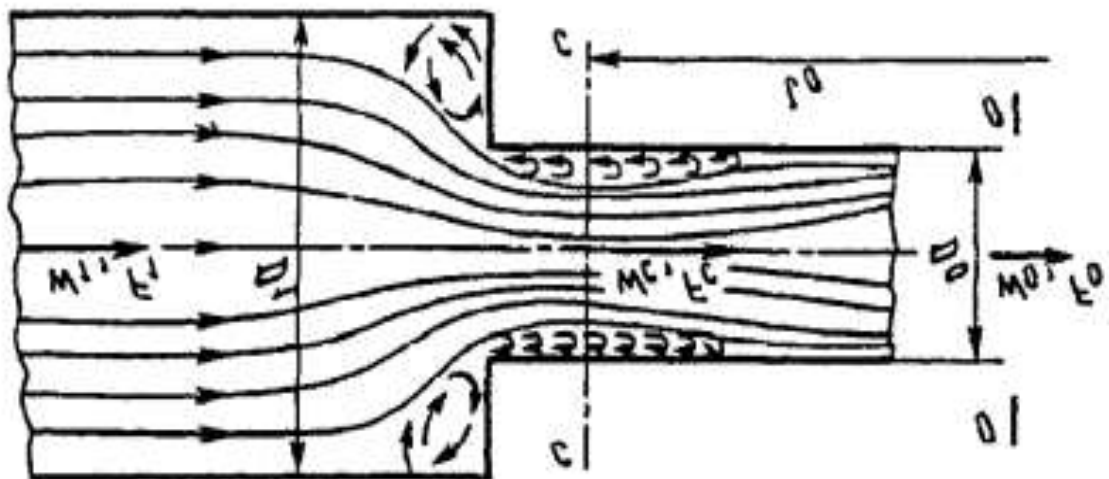


Рис. 3.9 – Раптове звуження потоку

При раптовому розширенні після виходу з діафрагми утворюється струмінь, віддалений від решти середовища поверхнею розділу, котра розпадається та згортається в потужні вихори, далі по довжині трубки протікає поступове розсмоктування вихорів та повне розтікання потоку по перерізу. Втрати на удар при раптовому розширенні пов'язані з вказаним утворенням вихорів на ділянці  $l_2$  (рис. 3.10).

Провівши ряд експериментів отримані данні представили в табл.3.5.  
Діафрагма розташована по середині як показано на рис. 3.11.

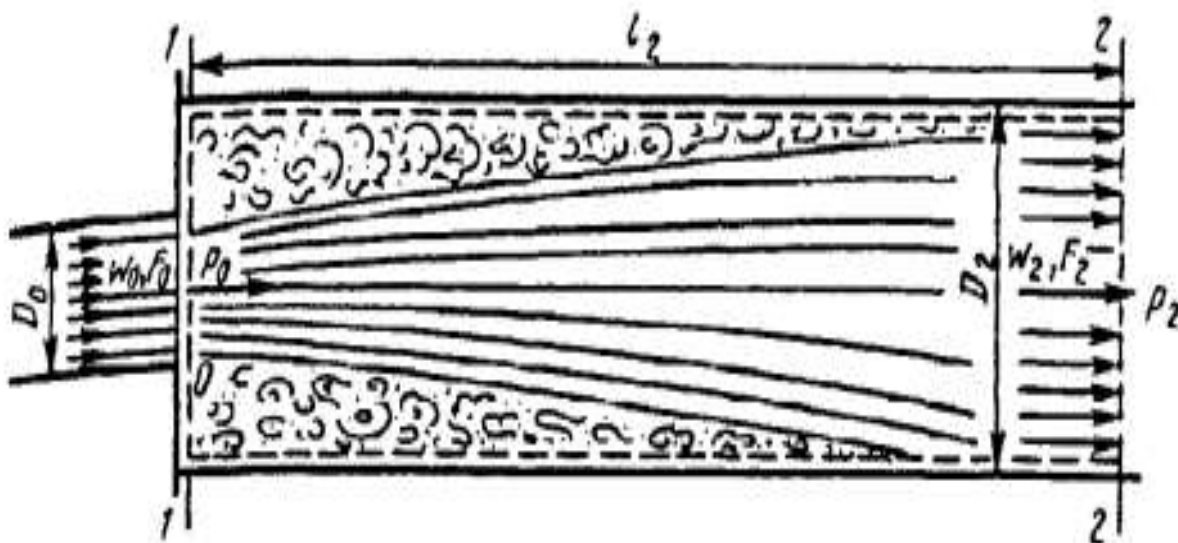


Рис. 3.10 – Раптове розширення потоку

Табл. 3.5\_Експериментальні дані для діафрагми, поз. 3.1

Діафрагма, поз. 3.1	
Число поділок	$\Delta P$ , Па
15	628
20	952
25	1364
30	1844
35	2413
40	3100
45	3855
50	4699

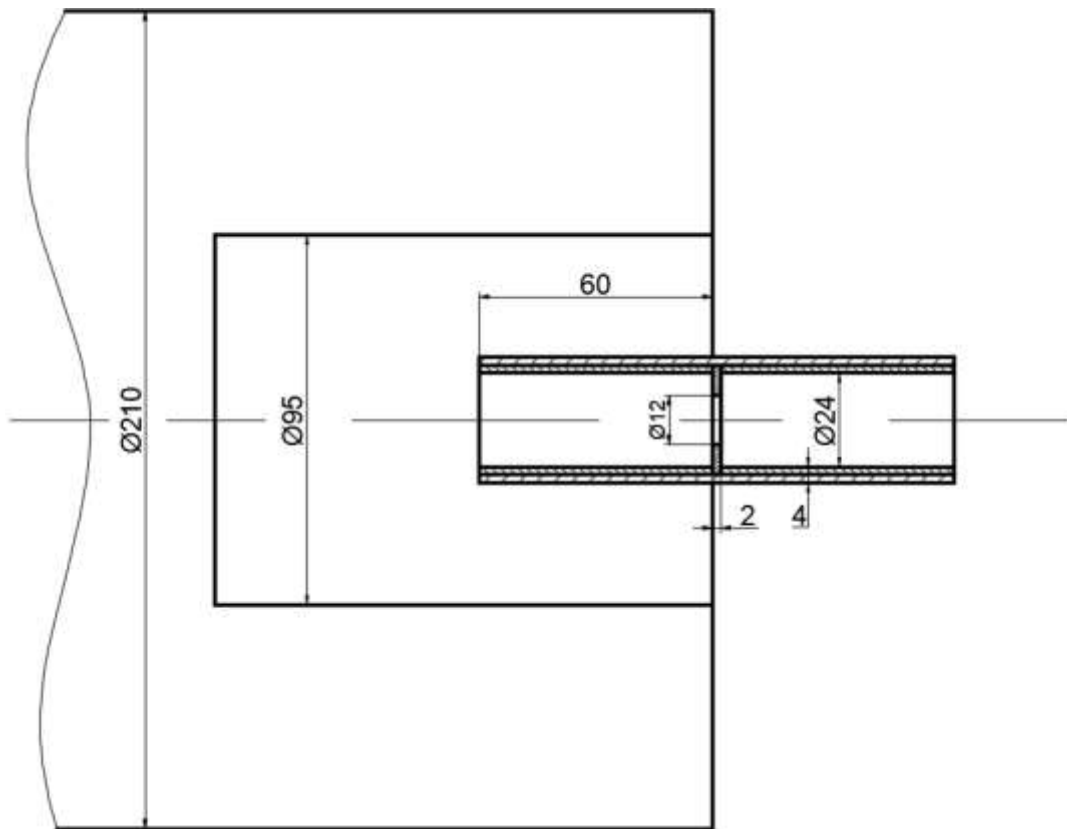


Рис. 3.11 – Схема установки короткого напірного патрубку та діафрагми в апараті

Дата проведення експерименту: 10.10.2017 для діафрагм Ø12 мм

$P_{\text{роб.}} = 1,005 \cdot 10^5$  Па – атмосферний тиск;

$t_{\text{роб.}} = 16$  °С – робоча температура повітря;

$P_0 = 1,013 \cdot 10^5$  Па – тиск при нормальних умовах;

$T_0 = 273$  К – абсолютна температура при нормальних умовах;

$\rho_{\text{роб.}} = 1,2133$  кг/м<sup>3</sup> – густина при робочих умовах;

$D_1 = D_2 = 0,024$  м – внутрішній діаметр короткої трубки;

$F_1 = F_2 = 5,76 \cdot 10^{-4}$  м<sup>2</sup> – площа поперечного перетину трубки;

$\lambda = \lambda_0 = 0,02$  – коефіцієнт гідравлічного тертя отвору діафрагми;

$L = 0,122$  м – довжина трубки;

$l_0 = 0,002$  м – товщина діафрагми;

$D_0 = 0,012$  м та  $0,010$  м – внутрішній діаметр діафрагми;

$\frac{l_0}{D_0} = 0,1667$  та  $0,20$  – відношення товщини до внутрішнього діаметра діафрагми.

Данні експериментів обрахували за допомогою програми MathCAD за алгоритмом:

1. Густина повітря при нормальних умовах:

$$\rho_{н.у} = \frac{M}{22,4}, \text{ кг/м}^3. \quad (3.16)$$

2. Густина повітря при робочих умовах:

$$\rho_{р.у} = \rho_{н.у} \frac{(T_0 \cdot P_{роб.})}{(T_0 + t) \cdot P_0}, \text{ кг/м}^3. \quad (3.17)$$

3. Об'ємні витрати повітря згідно рівнянню градування ротаметру:

$$V_{г.р} = \frac{(0,4317 \cdot N_i + 3,91699)}{3600}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (3.18)$$

4. Об'ємні витрати повітря при робочих умовах:

$$V = V_{г.р.} \cdot \sqrt{\frac{1,203}{\rho_{р.у}}}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (3.19)$$

5. Площа поперечного перерізу трубки:

$$S_0 = \frac{(\pi \cdot D_0^2)}{4}, \text{ м}^2 \quad (3.20)$$

6. Швидкість потоку повітря в короткій трубці:

$$W_0 = \frac{V}{S_0}, \text{ м/с}. \quad (3.21)$$

7. Коефіцієнт динамічної в'язкості повітря при робочих умовах:

$$\mu = \left[ \mu_0 \cdot \frac{(273 + C)}{(T + C)} \cdot \left( \frac{T}{273} \right)^{\frac{3}{2}} \right] \cdot 10^{-6}, \text{ Па}\cdot\text{с}. \quad (3.22)$$

8. Коефіцієнт кінематичної в'язкості повітря:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho_{р.у}}, \text{ м}^2/\text{с}. \quad (3.23)$$

9. Розрахунковий коефіцієнт тертя:

$$\lambda = \frac{0,3164}{\text{Re}_0^{0,25}}. \quad (3.24)$$

10. Число Рейнольдса для порожнистої трубки:

$$\text{Re}_0 = \frac{(W_0 \cdot D_0)}{\nu}. \quad (3.25)$$



11. Експериментальний коефіцієнт опору:

$$\zeta^e = \frac{2 \cdot \Delta P}{\rho_{\text{п.у.}} \cdot W_0^2} - \left( \zeta_{\text{вх.}} + \lambda \frac{L}{D_1} + \lambda \frac{l_0}{D_0} + \zeta_{\text{вих.}} \right). \quad (3.26)$$

12. Розрахунковий коефіцієнт опору тертя:

$$\zeta^p = \left( \zeta_{\text{вх.}} + \lambda \frac{l_0}{D_0} + \zeta_{\text{вих.}} \right) \cdot \frac{\rho_{\text{п.у.}} \cdot W_1^2}{2}. \quad (3.27)$$

13. Відносна похибка розрахунку коефіцієнту гідравлічного опору:

$$\delta = \frac{\zeta^e - \zeta^p}{\zeta^e} \cdot 100\% \quad (3.28)$$

14. Розрахунковий коефіцієнт гідравлічного опору діафрагми визначили за рівнянням [42]:

$$\zeta_1 = \frac{\Delta P}{\rho W_1^2 / 2} = \left[ 0,5 \left( 1 - \frac{F_0}{F_1} \right)^{0,75} + \tau \left( 1 - \frac{F_0}{F_1} \right)^{1,375} + \left( 1 - \frac{F_0}{F_1} \right)^2 + \lambda \frac{l}{D} \right] \left( \frac{F_1}{F_0} \right)^2 \quad (3.29)$$

де  $\Delta P$  – гідравлічний опір діафрагми, Па;  $\rho$  – густина середи, кг/м<sup>3</sup>;  $W_1$  – швидкість середи у вхідній ділянці труби, м/с;  $F_0$  – площа отвору діафрагми, м<sup>2</sup>;  $F_1$  – площа вхідної ділянки труби, м<sup>2</sup>;  $F_2$  – площа вихідної ділянки труби, м<sup>2</sup>;  $\lambda$  – коефіцієнт гідравлічного тертя отвору діафрагми;  $l_0$  – товщина діафрагми, м;  $D_0$  – діаметр отвору діафрагми, м.

15. Коефіцієнт  $\tau$  розраховували за рівнянням

$$\tau = (2,4 - \bar{l}) \cdot 10^{-\varphi(\bar{l})}, \quad (3.30)$$

де  $\bar{l} = \frac{l_0}{D_0}$ ,

16. функцію  $\varphi(\bar{l})$  знаходили з формули

$$\varphi(\bar{l}) = 0,25 + 0,535 \cdot \bar{l}^8 / (0,05 + \bar{l}^7). \quad (3.31)$$

17. Для оцінки режиму течії знаходили число Рейнольдса

$$Re = \frac{\rho W_0 D}{\mu}. \quad (3.32)$$

де  $W_0$  – швидкість середи в отворі діафрагми, м/с;  $\mu$  – коефіцієнт динамічної в'язкості середи, Па·с.

Отримані результати представлені у табл.3.5.

Табл. 3.6\_Обраховані експериментальні данні

Чис. под.	Діафрагм, поз. 3.1						
	$W_1$ , м/с	$Re_1$	$W_0$ , м/с	$Re_0$	$\zeta^e$	$\zeta^p$	$\delta$ , %
15	6,3541	10364	24,4893	20457	23,734	26,6229	12,172
20	7,6738	12517	29,5757	24706	24,743		7,597
25	8,9935	14669	34,6621	28955	25,893		2,819
30	10,3133	16822	39,7485	33204	26,672		0,184
35	11,6330	18974	44,8348	37453	27,487		3,103
40	12,9527	21127	49,9212	41702	28,552		6,756
45	14,2724	23279	55,0076	45951	29,290		9,106
50	15,5922	25432	60,0940	50199	29,955		11,242

Встановлено, що дослідний коефіцієнт гідравлічного опору діафрагми, яка містилась у короткій напірній трубці склав для 12 мм – 26,6, що задовільно узгоджується з довідником[42], при цьому відносна похибка  $\delta$  не перевищує для 12 мм – 13%.

### 3.6 Експериментальне визначення коефіцієнту гідравлічного опору короткого дифузора діаметром 12 мм

В даній роботі проводили дослідження гідравлічного опору дифузора, що містився у короткій трубці, яка, в свою чергу, була вбудована в стінку нової дослідної установки. Основним об'єктом дослідження була металева трубка  $\varnothing$  32x4 мм довжиною 122 мм з дифузоровим діаметром 12 мм. Гідравлічний опір заміряли диференційним манометром. Повітря на установку подавали компресором.

Течія потоку через одиночний отвір дифузора складається з двох фрагментів. Спочатку струмінь раптово звужується, а потім різко розширюється. В першій частині фрагменту течії втрати проявляються головним чином при розширенні струменю, яка зжата після входу з широкого каналу у вузький. У другій частині фрагменту течії при раптовому

розширенні виникають так звані втрати на удар. При раптовому розширенні перетину утворюється струмінь, який відділяється від решти середі поверхні розділу, що розпадається та згортається у потужні вихори. Втрати на удар при раптовому розширенні зв'язані з вихроутворенням на даній ділянці. Таким чином, дві частини фрагментів течії струменів фізично накладаються один на одного. Коефіцієнт місцевого опору у випадку рівномірного розподілу швидкостей по перетину вузького каналу та турбулентній течії потоку головним чином залежить від відношення площин вузького та широкого перетинів [41].

Провівши ряд експериментів отримані данні представили в табл.3.7.

Табл. 3.7\_Експериментальні дані

Число поділок	Дифузор, поз. 3.4	Дифузор, поз. 3.3	Дифузор, поз. 3.2
	$\Delta P$	$\Delta P$	$\Delta P$
15	814	755	814
20	1216	1158	1236
25	1746	1648	1834
30	2335	2266	2453
35	3149	2992	3198
40	3934	3767	4130
45	4836	4748	5189
50	5994	5808	6278

Дифузор розташовується по середині як показано на рис. 3.12.

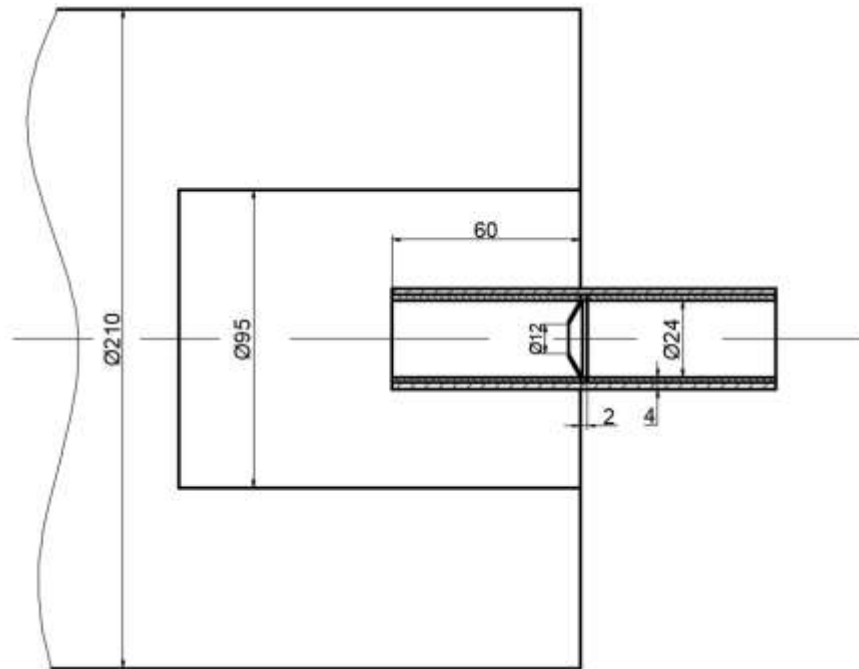


Рис. 3.12 – Схема установки короткого напірного патрубку та дифузора в апараті

Дата проведення експерименту: 10.10.2017 для діафрагм Ø12 мм

$P_{\text{роб.}} = 1,005 \cdot 10^5$  Па – атмосферний тиск;

$t_{\text{роб.}} = 16$  °С – робоча температура повітря;

$P_0 = 1,013 \cdot 10^5$  Па – тиск при нормальних умовах;

$T_0 = 273$  К – абсолютна температура при нормальних умовах;

$\rho_{\text{роб.}} = 1,2133$  кг/м<sup>3</sup> – густина при робочих умовах;

$D_1 = D_2 = 0,024$  м – внутрішній діаметр короткої трубки;

$L = 0,122$  м – довжина трубки;

$l_0 = 0,002$  м – товщина діафрагми;

$D_0 = 0,012$  м та  $0,010$  м – внутрішній діаметр діафрагми.

Данні експериментів обрахували програмою MathCAD за алгоритмом:

1. Густина повітря при нормальних умовах:

$$\rho_{\text{н.у}} = \frac{M}{22,4}, \text{ кг/м}^3. \quad (3.33)$$

2. Густина повітря при робочих умовах:

$$\rho_{p,y} = \rho_{н,y} \frac{(T_0 \cdot P_{роб.})}{(T_0 + t) \cdot P_0}, \text{ кг/м}^3. \quad (3.34)$$

3. Об'ємні витрати повітря згідно рівнянню градування ротаметру:

$$V_{г.р} = \frac{(0,4317 \cdot N_i + 3,91699)}{3600}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (3.35)$$

4. Об'ємні витрати повітря при робочих умовах:

$$V = V_{г.р.} \cdot \sqrt{\frac{1,203}{\rho_{p,y}}}, \text{ м}^3/\text{с}. \quad (3.36)$$

5. Площа поперечного перерізу трубки:

$$S_0 = \frac{(\pi \cdot D_0^2)}{4}, \text{ м}^2 \quad (3.37)$$

6. Швидкість потоку повітря в короткій трубці:

$$W_0 = \frac{V}{S_0}, \text{ м/с}. \quad (3.38)$$

7. Експериментальний коефіцієнт опору:

$$\zeta^e = \frac{2 \cdot \Delta P}{\rho_{p,y} \cdot W_0^2} - \left( \zeta_{вх} + \lambda \frac{L}{D_1} + \lambda \frac{l_0}{D_0} + \zeta_{вих} \right). \quad (3.39)$$

Отримані результати, представлені у таблицях 3.8 – 3.10.

Табл. 3.8\_Обраховані експериментальні данні

Числ. под.	Для полої трубки		Дифузор, поз. 3.4		
	W <sub>1</sub> , м/с	Re <sub>1</sub>	W <sub>0</sub> , м/с	Re <sub>0</sub>	ζ <sup>e</sup>
15	6,3541	10364	25,1015	20544	31,6841
20	7,6738	12517	30,3151	24811	32,4893
25	8,9935	14669	35,5286	29077	34,0339
30	10,3133	16822	40,7421	33344	34,6375
35	11,6330	18974	45,9557	37611	36,8080
40	12,9527	21127	51,1692	41878	37,1028
45	14,2724	23279	56,3827	46145	37,5844
50	15,5922	25432	61,5963	50412	39,0914

Табл. 3.9\_Обраховані експериментальні данні

Числ. под.	Для полої трубки		Дифузор, поз. 3.3		
	$W_1$ , м/с	$Re_1$	$W_0$ , м/с	$Re_0$	$\zeta^e$
15	6,3541	10364	24,9979	20501	29,2753
20	7,6738	12517	30,1899	24759	30,8657
25	8,9935	14669	35,3819	29017	32,0367
30	10,3133	16822	40,5740	33275	33,5682
35	11,6330	18974	45,7660	37533	34,8956
40	12,9527	21127	50,9580	41792	35,4619
45	14,2724	23279	56,1500	46050	36,8723
50	15,5922	25432	61,3420	50308	37,8303

Табл. 3.10\_Обраховані експериментальні данні

Числ. под.	Для полої трубки		Дифузор, поз. 3.2		
	$W_1$ , м/с	$Re_1$	$W_0$ , м/с	$Re_0$	$\zeta^e$
15	6,3541	10364	25,6294	20759	31,6841
20	7,6738	12517	30,9526	25070	33,0491
25	8,9935	14669	36,2758	29382	35,8274
30	10,3133	16822	41,5989	33693	36,4662
35	11,6330	18974	46,9221	38005	37,4049
40	12,9527	21127	52,2453	42316	39,0285
45	14,2724	23279	57,5685	46628	40,4409
50	15,5922	25432	62,8917	50939	41,0169

Провівши експерименти з дифузорами, визначили експериментальний коефіцієнт опору. Графічна частина обрахованих експериментальних даних представлена у розділі 4.

#### 4. УЗАГАЛЬНЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕННЯ

Гідравлічний опір є основною характеристикою ректифікаційної колони. Від величини гідравлічного опору залежить вибір потужності насосу, або компресійної машини, а це впливає на експлуатаційні витрати. Розрахунок перепаду тиску в коротких трубках, які вбудовані в розподільник пари (газу) можливий при відомому коефіцієнті опору розробленого розподільного пристрою, до конструкції якого входить короткий дифузор. У розподільному пристрої встановлені дифузори, які слугують для рівномірного розподілення потоку пари у колоні ректифікації. Для подальшого розрахунку коефіцієнта гідравлічного опору дифузора представлені графічні залежності – від кута віддзеркалення, від вхідного діаметра, від довжини дифузора і т.д.

На рис. 4.1 зображено графік гідравлічного тертя порожнистого патрубку від числа Рейнольдса. Середнє значення коефіцієнту тертя відображає пряма лінія.

Графік гідравлічного тертя дифузора  $\varnothing 12$  мм. від числа Рейнольдса при постійному куті нахилу, зображено на рис. 4.2. Коефіцієнт гідравлічного тертя зростає від збільшення числа Рейнольдса.

Графік залежності експериментального коефіцієнту гідравлічного опору дифузора  $\varnothing 12$  мм. від кута віддзеркалення при постійному числі Рейнольдса в трубці, зображено на рис. 4.3. Кут віддзеркалення майже не впливає на коефіцієнт гідравлічного опору.

Графік залежності експериментального коефіцієнту гідравлічного опору дифузора  $\varnothing 12$  мм. від довжини дифузора, зображено на рис. 4.4. Довжина дифузора при відношенні до постійного числа Рейнольдса, утворює дугу наближену до прямої лінії.

Графік залежності експериментального коефіцієнту гідравлічного опору дифузора  $\varnothing 9$ ,  $\varnothing 10$ ,  $\varnothing 12$  від ступеня розширення при постійному куту віддзеркалення, зображено на рис. 4.5. При збільшенні діаметра дифузорів, коефіцієнт гідравлічного опору має менший діапазон значень, при однаковому числі Рейнольдса.

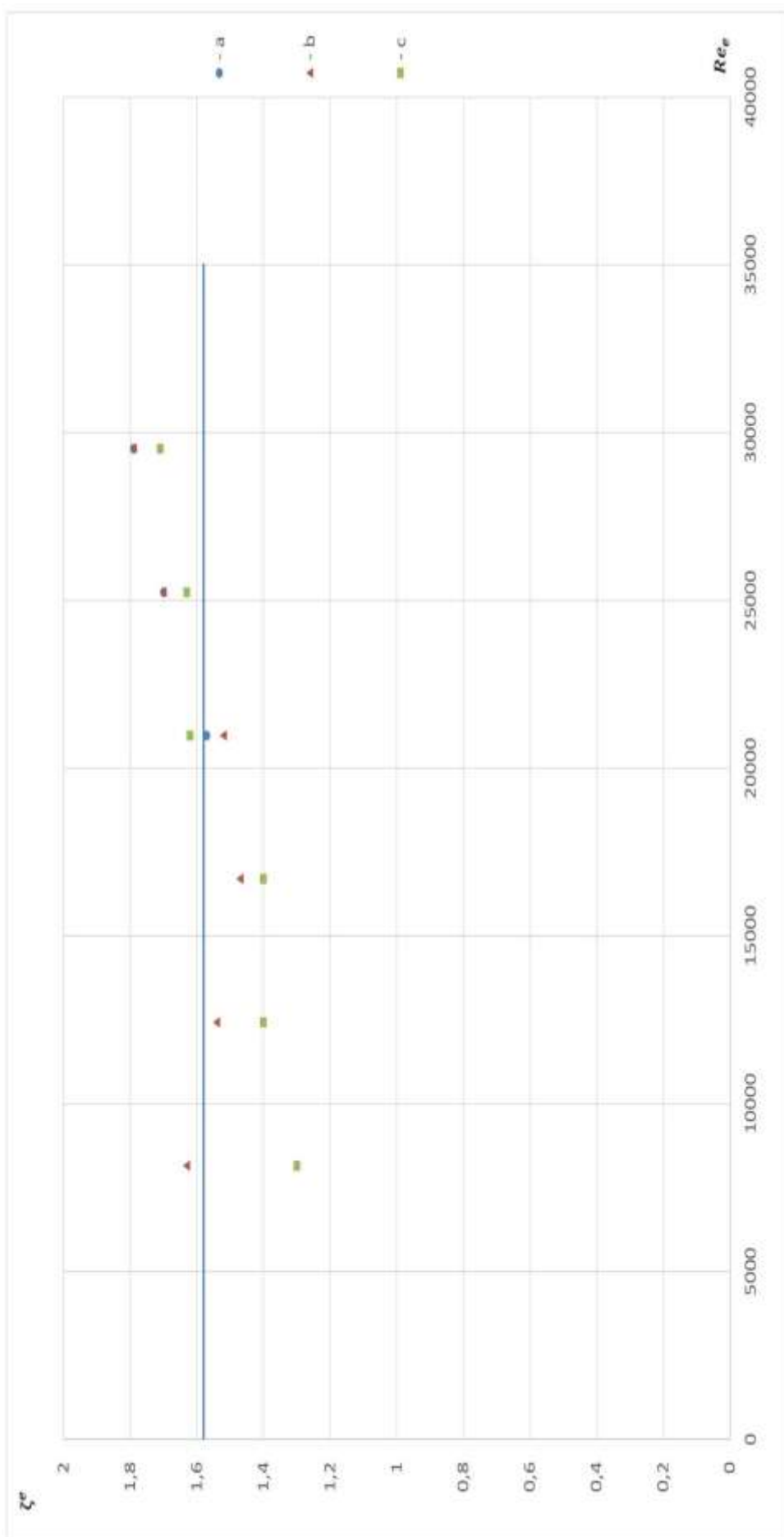


Рис. 4.1 – Коэффициент гидравлического тертя патрубка:

$$a - \frac{l}{D_1} = 1,25; \quad b - \frac{l}{D_1} = 2,50; \quad c - \frac{l}{D_1} = 3,75$$



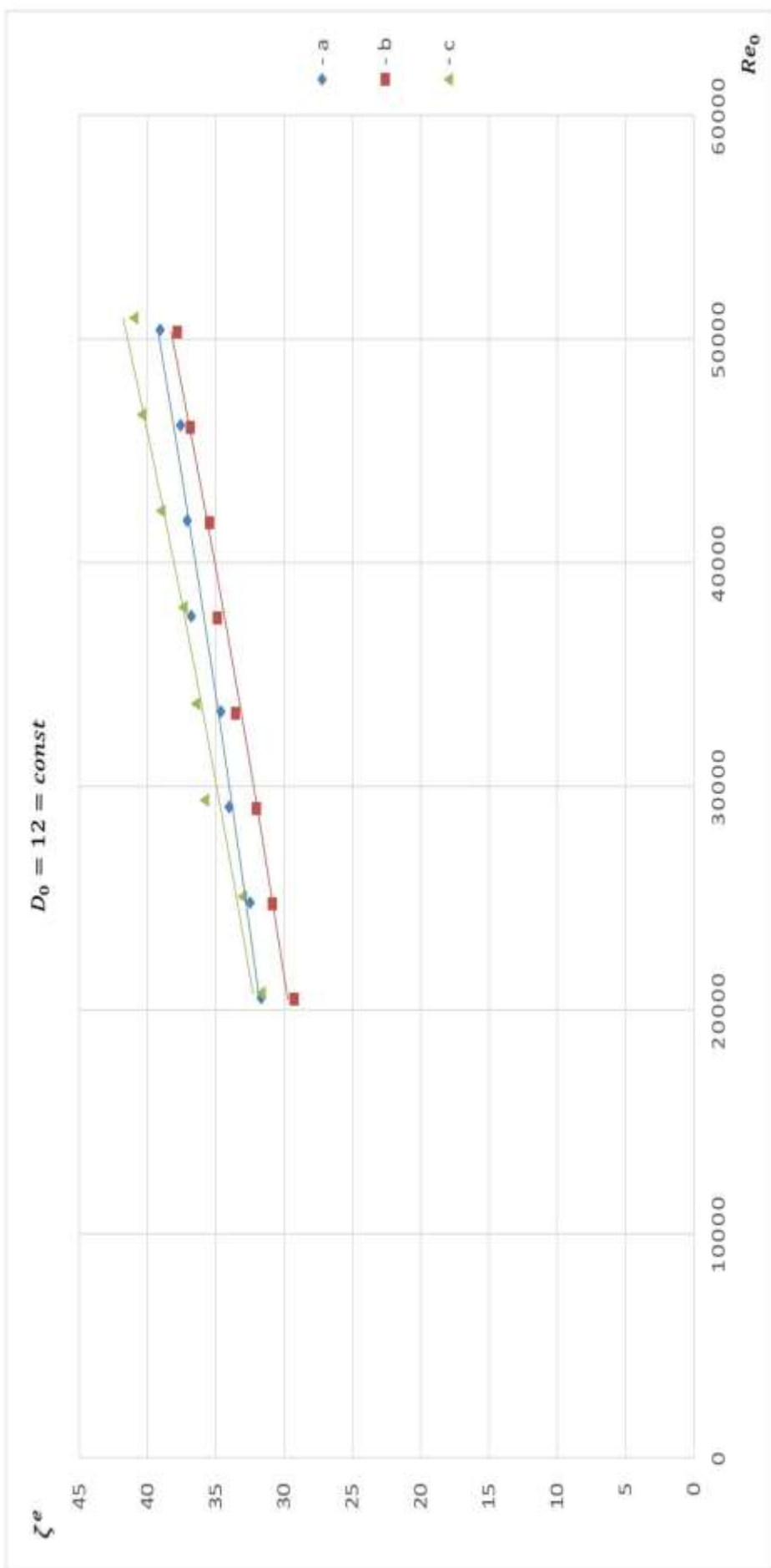


Рис. 4.2 – Залежність експериментального коефіцієнту гідравлічного опору дифузора  $\Phi 12$  (поз. 3.2-3.4) від числа Рейнольдса в отворі дифузора при постійному куту віддзеркалення  $a - 30^\circ$ ;  $b - 45^\circ$ ;  $c - 60^\circ$

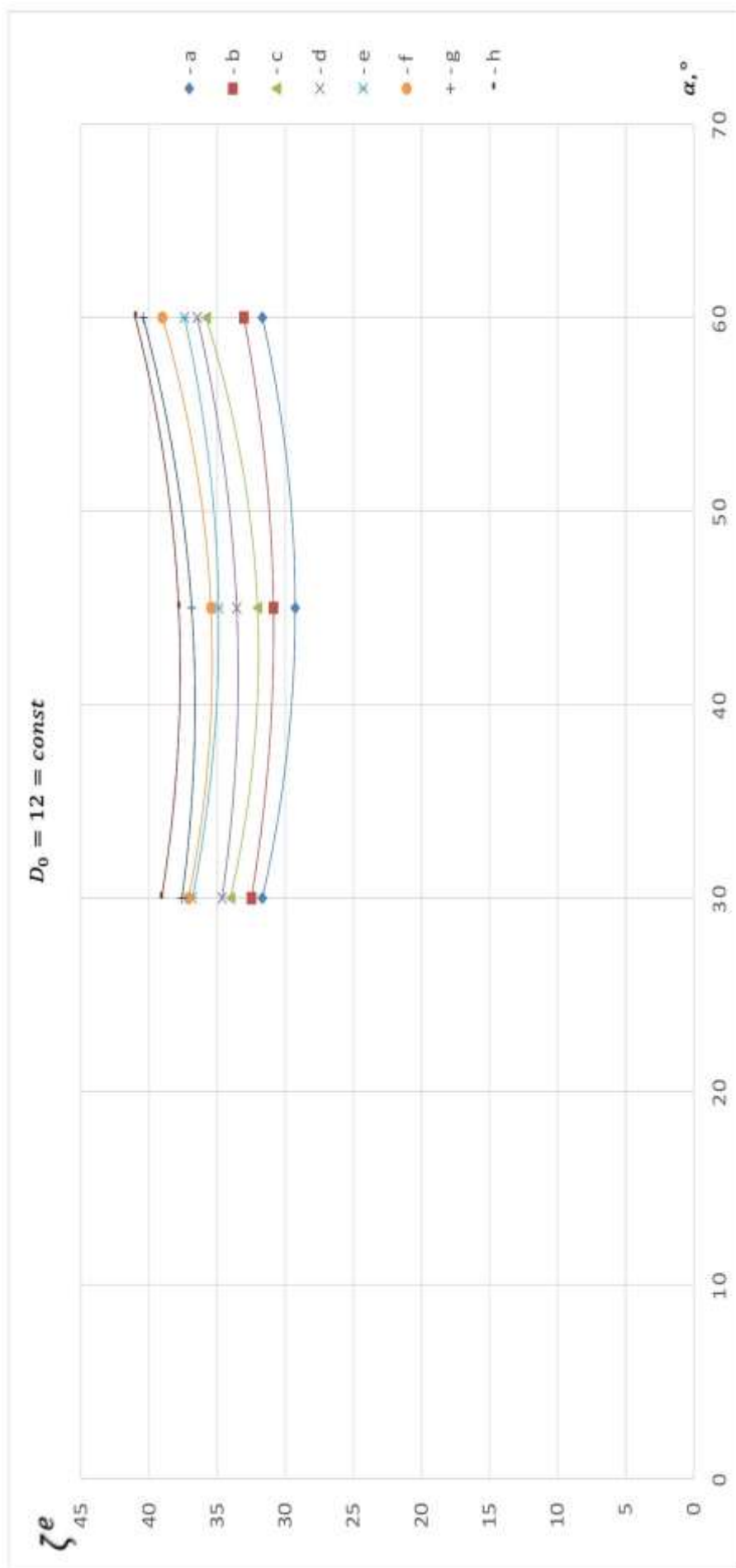


Рис. 4.3 – Залежність експериментального коефіцієнту гідравлічного опору дифузора  $\Phi 12$  (поз. 3.2-3.4) від куту віддзеркалення при постійному числі Рейнольдса в трубці  $a - Re_1 = 10364$ ;  $b - Re_1 = 12517$ ;  $c - Re_1 = 14669$ ;  $d - Re_1 = 16822$ ;  $e - Re_1 = 18974$ ;  $f - Re_1 = 21127$ ;  $g - Re_1 = 23279$

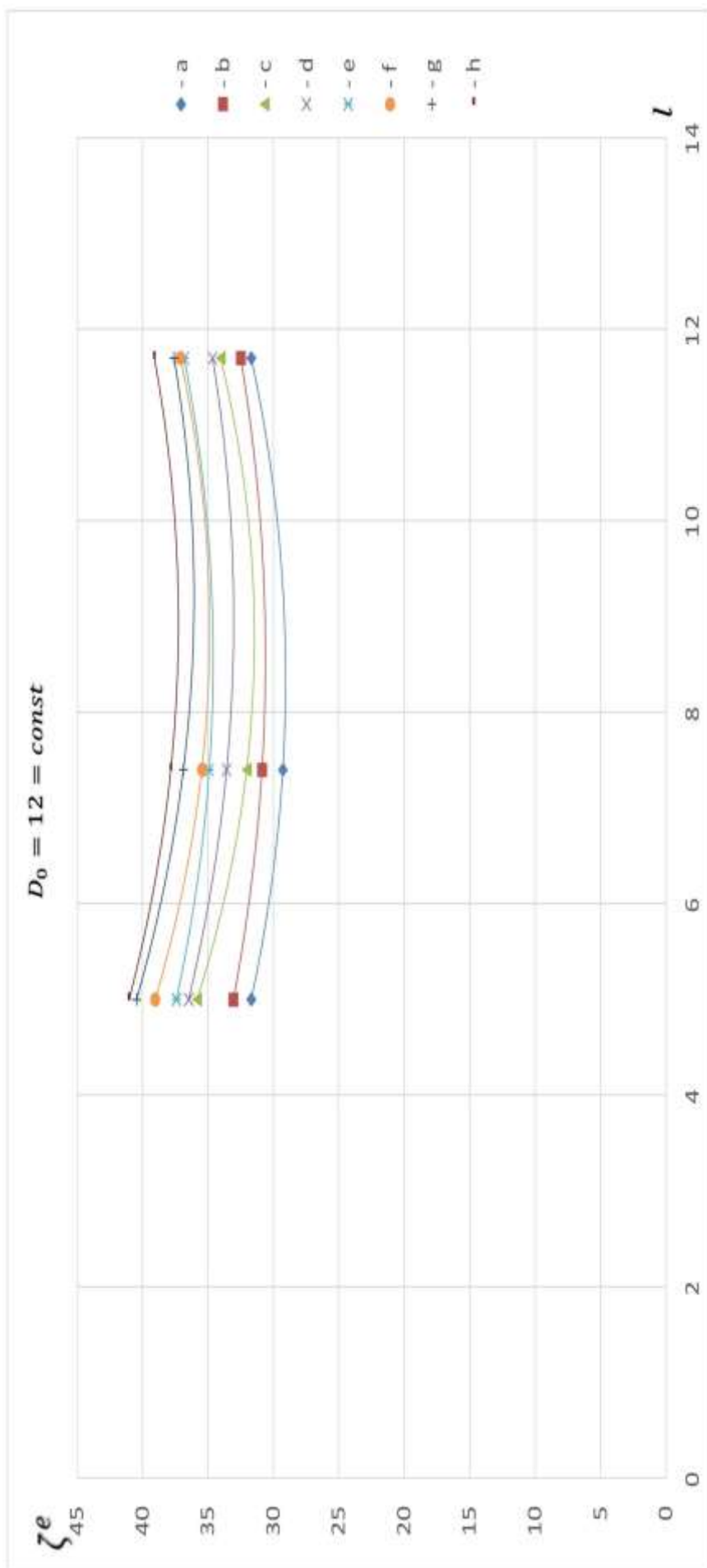


Рис. 4.4 – Залежність експериментального коефіцієнту гідравлічного опору дифузора  $\Phi 12$  (поз. 3.2-3.4) від довжини дифузора при постійному числі Рейнольдса в трубці  $a - Re_1 = 10364; b - Re_1 = 12517; c - Re_1 = 14669; d - Re_1 = 16822; e - Re_1 = 18974; f - Re_1 = 21127; g - Re_1 = 23279$

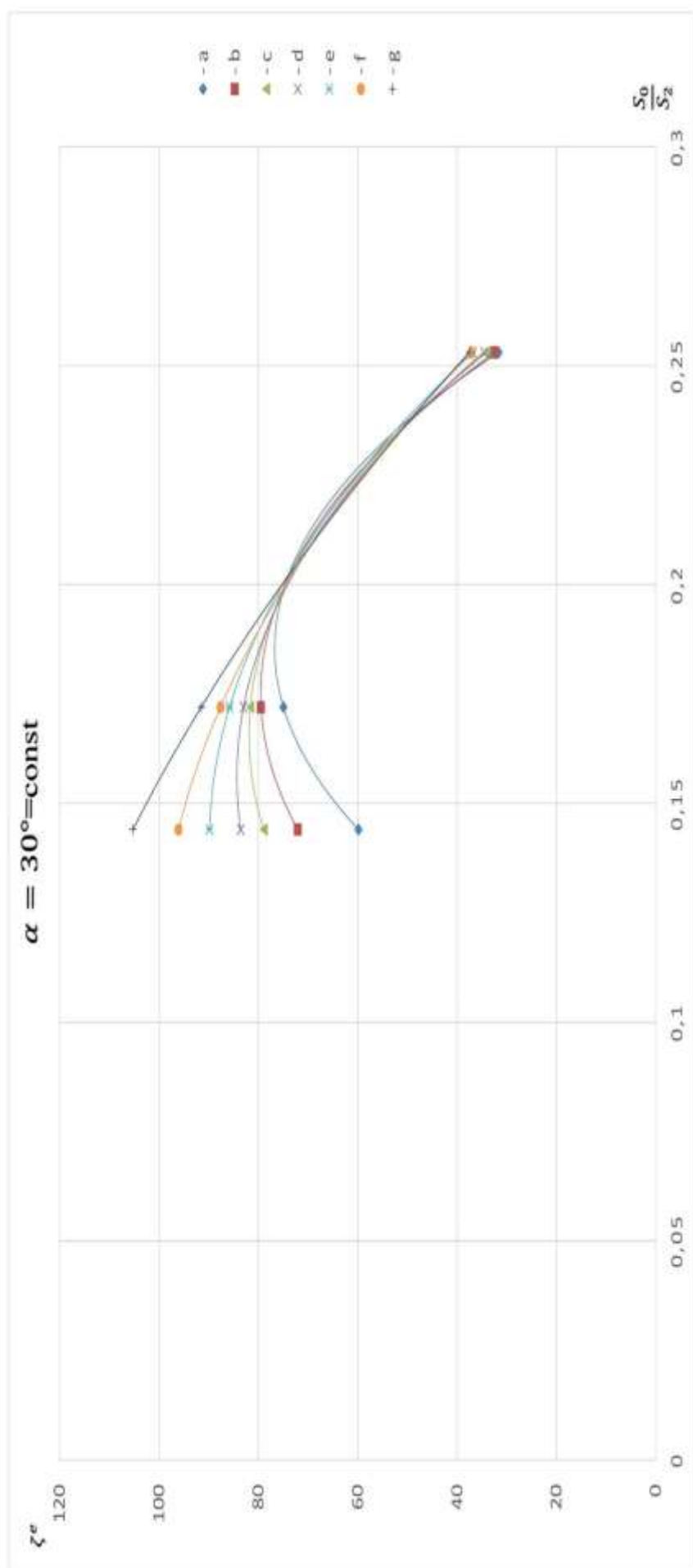


Рис. 4.5 – Залежність експериментального коефіцієнту гідравлічного опору дифузора (поз. 1.4, 2.4, 3.4) від ступеня розширення при постійному куті віддзеркалення:  $a - Re_1 = 10364$ ;  $b - Re_1 = 12517$ ;  $c - Re_1 = 14669$ ;  $d - Re_1 = 16822$ ;  $e - Re_1 = 18974$ ;  $f - Re_1 = 21127$ ;  $g - Re_1 = 23279$

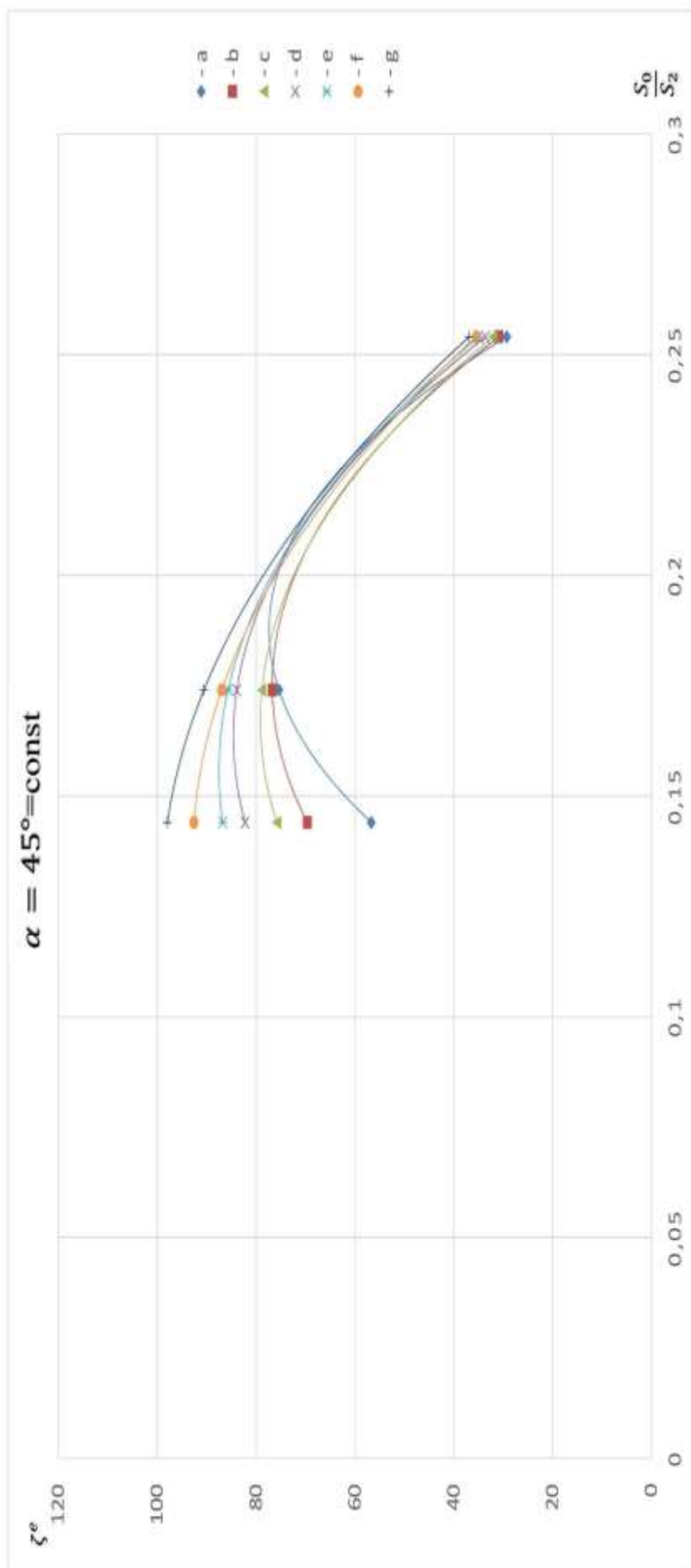


Рис. 4.5 – Залежність експериментального коефіцієнту гідравлічного опору дифузора (поз. 1.3, 2.3, 3.3) від ступеня розширення при постійному куті віддзеркалення:  $a - Re_1 = 10364$ ;  $b - Re_1 = 12517$ ;  $c - Re_1 = 14669$ ;  $d - Re_1 = 16822$ ;  $e - Re_1 = 18974$ ;  $f - Re_1 = 21127$ ;  $g - Re_1 = 23279$

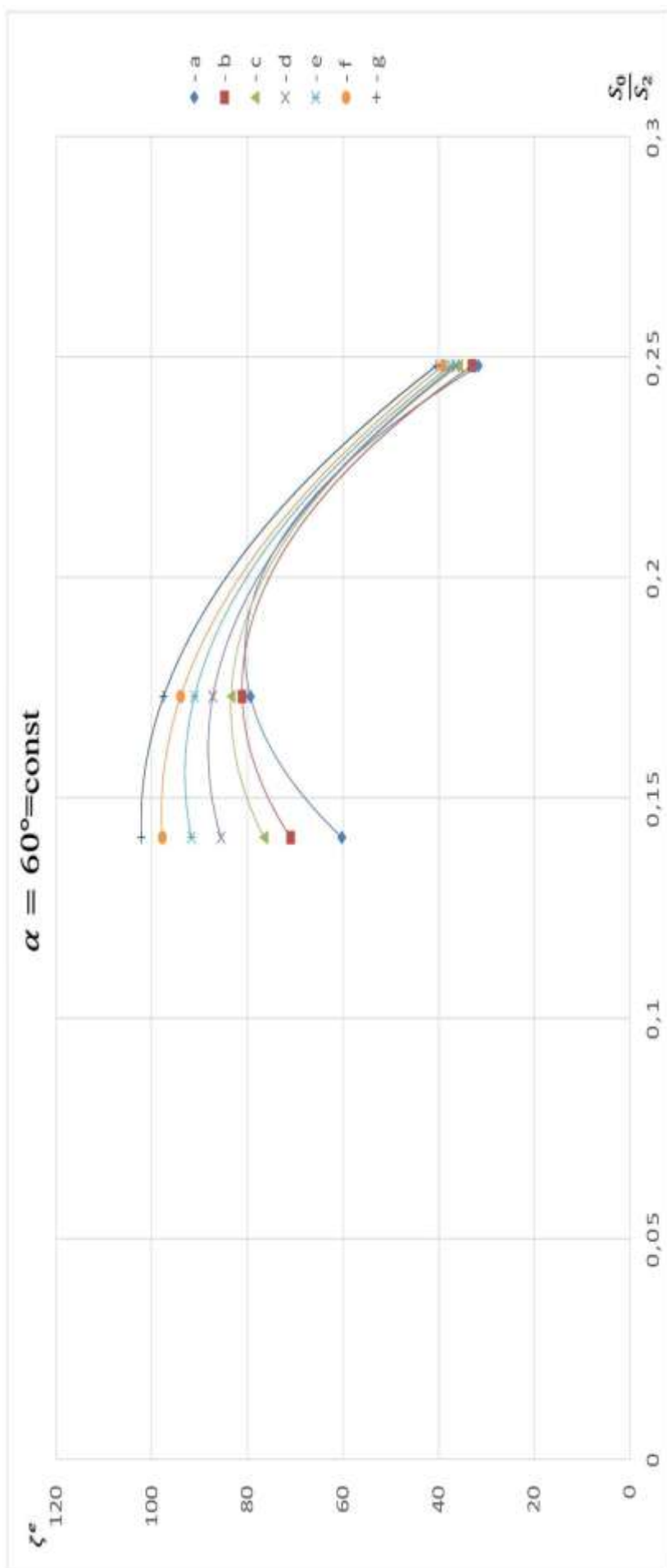


Рис. 4.5 – Залежність експериментального коефіцієнту гідравлічного опору дифузора (поз. 1.2, 2.2, 3.2) від ступеня розширення при постійному куті віддзеркалення: *a* –  $Re_1 = 10364$ ; *b* –  $Re_1 = 12517$ ; *c* –  $Re_1 = 14669$ ; *d* –  $Re_1 = 16822$ ; *e* –  $Re_1 = 18974$ ; *f* –  $Re_1 = 21127$ ; *g* –  $Re_1 = 23279$

## ВИСНОВКИ

У результаті виконання дипломної роботи виконана задача: експериментальне дослідження коефіцієнту гідравлічного опору коротких дифузорів, що вмонтовані в короткий патрубок з подальшим прогнозуванням коефіцієнта гідравлічного опору інших типорозмірів коротких дифузорів. На підставі проведених експериментальних досліджень отримані наступні висновки:

1. Провівши літературний огляд процесу ректифікації, конструкцій тарілок ректифікаційних колон і конструкцій вводу пари у колону, було виявлено негативні наслідки нерівномірності потоку на ефективність роботи колони, це наштовхнуло на розробку та створення нового розподільника пари. Проведений аналіз розподільника пари за патентом «Устрій для однорідного розподілу пари у масообмінних та теплообмінних колонах US № 5106544» проаналізовано його гідності і недоліки;
2. Розроблено новий розподільник пари (газу) та створено нову ректифікаційну колону з розподільником у середині апарату.
3. Розроблена схема експериментальної установки та конструкцію експериментального блоку, а також методика постановки і обробки експерименту для дослідження коефіцієнту гідравлічного опору коротких дифузорів, що вмонтовані у короткі патрубки. Виконано експериментальні підготовчі роботи з метою визначення достовірності подальших результатів експериментів, порівнявши експериментальні коефіцієнти гідравлічних опорів діафрагм з теоретично визначеними за літературними джерелами. Експериментально одержати коефіцієнти гідравлічного опору коротких дифузорів, що вмонтовані у короткі патрубки;
4. Проведено порівнювальний аналіз одержаних результатів з метою подальшого прогнозування коефіцієнтів опорів інших типорозмірів коротких дифузорів, що вмонтовані у короткі патрубки.

**ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ**

1. Александров И. А., Ректификационные и абсорбционные аппараты. М., Химия. 1971. 296с.
2. Багатуров С. А., Основы теории и расчета перегонки и ректификации. М., Химия, 1974. 440 с.
3. Броунштейн Б. И., Железняк А. С., Физико-химические основы жидкостной экстракции, М. – Л., Химия, 1966, 318 с.
4. Броунштейн Б. И., Фишбейн Г. А., Гидродинамика, массо- и теплообмен в дисперсных системах, Л., Химия, 1977. 280 с.
5. Dodt J., Chem. Ingr.-Tehn., 33, № 3, 205 (1961).
6. Алексеева Р. В., Эйгенсон А. С., Химия и технол. топлив и масел, № 4 (1960).
7. Скобло А. И., Химия и технол. топлив и масел, № 2 (1961).
8. Fryback M. G., Hafnagel J. A., Ind. Eng. Chem., 52, № 8, 655 (1960).
9. Мановян А. К., Скобло А. И., Одинцов О. К., Гончарова Н. А., Химия и технол. топлив и масел, № 1, 42 (1969).
10. Kitterman L., Ross M., Hydrocarb. Proc. Petrol. Ref., 46, № 5, 216 (1967).
11. Sherwood P., Chem. Age, 70, № 1805, 423 (1954).
12. Сорокин Ю. Л., Попченков И. Н., Буркат В. С., Хим. и нефт. машиностроение, № 12, 1 (1966).
13. Oil a. Gas J., 54, № 44, 115 (1956).
14. Oil a. Gas J., 57, № 35, 59 (1959).
15. York O., Chem. Eng. Progr., 50, № 8 (1954).
16. Кузнецов А. Г., Фахрутдинов А. А., Нефтехимия, № 372, ЦБТИ, 1965.
17. Petrol. Proc., May, 233 (1957).
18. Мамедов М. А., Спектор Ш. Ш., Давидян Л. К., Нефтепереработка и нефтехимия. ЦНИИТЭнефтехим. № 4. 34 (1966).
19. Weber G., Oil a. Gas J., 52, № 26, 82 (1953).



- 20.Бондаренко Б. И., Установки каталитического крекинга, Гостоптезиздат, 1958.
- 21.Massey O. D., Chem. Eng. Progr., 55, № 5, 114 (1959).
- 22.Huntington R. L., Natural Gas and Natural Gasoline, N. Y., 1950.
- 23.Гвоздеев Б. П., Зайцев В. И., Газ. пром., № 1 (1964).
- 24.Кузьмин Н. П., Цветные металлы, № 5, 82 (1963).
- 25.Brit. Chem. Eng., 5, № 6, 400 (1960).
- 26.Oil in Canada., 6, № 5, 26 (1953).
- 27.Pepper D., Ind. Chem., 34, № 398, 191 (1958).
- 28.Brink J. A., Burggrabe W. F., Rauscher J. A., Chem. Eng. Progr., 60, № 11, 69 (1964).
- 29.Jardan G. V., Chem. Eng. Progr., 61, № 10, 64 (1965).
- 30.Oil a. Gas J., 30, № 8, 108 (1964).
- 31.Petrol. Ref., 43, № 3, 2017 (1964).
- 32.Тютюнников А. Б., Товяжнянский Л. Л., Готлинская А. П., Основы расчета и конструирования массообменных колонн, - К.: Выща шк. Головное изд-во, 1986. – 223 с.: ил.
- 33.Патент РФ № 2326711 С2, 20.06.2008.Устройство для однородного распределения пара в массообменных и теплообменных колоннах // Патент России № 2326711С2. 2008. Бюл. № 17. / Лейрад Д., Шмуде Д., Хаджилоо А. [и др.].
- 34.Patent USA № 5106544, 21.04.1992. METHOD OF AND APPARATUS FOR VAPOR DISTRIBUTION // Patent USA № 5106544.1992. : Adam Lee, Richardson; Gilbert Chen, Farmers Branch, both of Тех.; Timothy Holmes, Andover, N.J.
- 35.Новиков И. И., Воскресенский К. Д., Прикладная термодинамика и теплопередача. М., 1961. 760 с.
- 36.Идельчик И. Е., Гидравлические сопротивления (физико-механические основы). М. 1954. 316 с.

37. Мигай В. К., Носова И. С., Уменьшение вихревых потерь в каналах. Теплоэнергетика. 1977. № 7. С. 49-51.
38. Носова М. М., Барнакова Т. С., Сопротивление входных и выходных отверстий в присутствии проходящего потока. Промышленная аэродинамика. 1959. № 15. С. 20-38.
39. Технологія-2017 : XX матеріали міжнар.наук.-техн. конф., 21-22 квіт. 2017 р., м. Сєвєродонецьк. / [укл. : Тарасов В.Ю.]. – Сєвєродонецьк : [Східноукр. нац. ун-т ім. В. Даля], 2017. – 293 с.
40. Кулаков М. В., Технологические измерения и приборы для химических производств: Учебник для вузов по специальности «Автоматизация и комплексная механизация химико-технологических процессов»,—3-е изд., перераб. и доп. — М.: Машиностроение, 1983.— 424 с., "ил.
41. Технологія-2017 : XX матеріали міжнар.наук.-техн. конф., 21-22 квіт. 2017 р., м. Сєвєродонецьк. / [укл. : Тарасов В.Ю.]. – Сєвєродонецьк : [Східноукр. нац. ун-т ім. В. Даля], 2017. – 293 с.
42. Идельчик И. Е., Справочник по гидравлическим сопротивлениям/Под ред. М. О. Штейнберга.— 3-е изд., перераб. и доп.— М.; Машиностроение, 1992.— 672 с.: ил.
43. Плановський А. Н. Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А.Н. Плановский, П.И. Николаев. – 3 – е изд., и доп. – М.: Химия, 1987. -496 с.
44. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1973. – 752 с.
45. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Ч. Массообменные процессы и аппараты [Текст] / Ю.И. Дытнерский. М.; Химия, 1995. - 368 с
46. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей [Текст] / А.И. Александров. — Л.\*. Химия, 1975.-230 с.

47. Тютюнников А.Б., Товажнянский Л.А., Готлинская А.П. Основы расчета и конструирования массообменных колонн. Учеб. пособие [Текст] / А.Б. Тютюнников, Л.А. Товажнянский, А.П. Готлинская. - Киев.: Высш. Школа Головное изд-во, 1989.-223 с.
48. Рамм В.М. Абсорбция газов [Текст] / В.М. Рамм. - 2-е изд., перераб. и доп. - М.: Химия, 1976. - 656 с.