УДК 66.045

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
імені ВОЛОДИМИРА ДАЛЯ

ЗАТВЕРДЖУЮ
Завідувач кафедри ОХП,
проф., доцент
_____Архипов О.Г.
«____»_____20____р.

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА
до магістерської роботи на тему

Дослідження рівномірності розподілу газу з розробкою абсорберу стадії очистки виробництва аміаку продуктивністю 1500 тон на добу

Науковий керівник_____доц. Москалик В.М._____

Студент групи_____

РЕФЕРАТ

Магістерська робота на тему
Дослідження рівномірності розподілу газу з розробкою абсорберу стадії очистки виробництва аміаку продуктивністю 1500 тон на добу
(Назва теми)

Листів – __73__, ілюстрацій – _29__, таблиць – __21__, посилань – __20_.

Напрямком дипломної роботи обрана задача розробки пристрою для однорідного розподілу газу нової конструкції за патентом України №78789, який являє собою конструкцію з вертикально вмонтованими патрубками в середині яких розміщені дифузори зі зменшеними по потоку вхідними отворами, твірні яких конфузор.

Збільшення ефективності роботи абсореру досягається завдяки саморегулювальному стисненню перерізу потоку за рахунок зворотного потоку газу, що дозволяє розподілити загальний потік рівномірно у кожний патрубок. У цілому, початковий неоднорідний потік газу (пари) завдяки новому розподільнику сформує рівний профіль швидкості у поперечному перерізі апарату.

Об'єкт дослідження – пристрій для рівномірного розподілу газу.

Метою дипломної роботи є дослідження рівномірності розподілу газу у вузлі його введення до абсорберу.

Експериментальне дослідження коефіцієнту гідравлічного опору проводили статичним методом на спеціально сконструйованій установці кафедри машинознавства та обладнання промислових підприємств.

Практична значимість отриманих результатів – для хімічної промисловості полягає у створенні перспективного контактного апарату підвищеної ефективності. Результати представляють інтерес для інженерів-конструкторів науково-дослідних та проектних організацій, пов’язаних з конструюванням нових та реконструкцією діючих контактних апаратів. Новизна роботи – вперше експериментально одержані коефіцієнти рівномірності потоку при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки, в тому числі і газових клапанів з метою проектування нового контактного апарату каталітичного окислення аміаку.

(Текст реферату)

Абсорбція, розподіл газу, дифузор, діафрагма, об’ємна витрата, двоокис вуглецю, моноетаноламін
(Ключові слова)

ЗМІСТ

Перелік умовних позначень 5
Вступ 7
1 Аналітичний огляд 10
1.1 Основи абсорбційних методів очистки від двоокису вуглецю 10
1.2 Водна очистка від двоокису вуглецю 10
1.3 Очищення водними розчинами етаноламінів від двоокису вуглецю 18
1.4 Очищення розчинами лугу від двоокису вуглецю 23
1.5 Очищення розчинами карбонатів від двоокису вуглецю 27
1.6 Конструкція сітчастої тарілки з двома зонами контакту 28
2 Новий тарілчастий абсорбер з розподільником газу відповідно до патенту №78789 України 31
3 Експериментальне дослідження рівномірності розподілу повітря 38
3.1 Опис схеми експериментальної установки 38
3.2 Методики проведення експерименту та обробки одержаних даних. Прибори та вимірювальна техніка 44
3.3 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома порожніми короткими патрубками 55
3.4 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома короткими патрубками з діафрагмою діаметром 12 мм 58
3.5 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома короткими патрубками з дифузорами 61
4 Обговорення результатів дослідження 63
Висновки 69
Перелік посилань 71
Додаток А 73

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

a – константа, що залежить від температури;
[A] – концентрація вільної CO_2 у розчині, *кмоль/м^3*;
b – константа, що залежить від температури;
[B] – концентрація вільного аміну у розчині, *кмоль/м^3*;
$B_р$ – концентрація вільного аміну у основній масі розчину, *кмоль/м^3*;
C – коефіцієнт Сатерленда, C = 111;
D – діаметр експериментальної колонки, м;
$H_т$ – відстань між тарілками в колоні, *м*;
f – летючість компонента в розчині;
K – коефіцієнт рівності витрат повітря;
K_B – термодинамічної константи дисоціації;
$k'_Г$ – коефіцієнт масопередачі в газовій фазі при хемосорбції, м/с;
M – мольна маса повітря, *кг/моль*;
m_I – константа фазової рівноваги фізичної абсорбції з урахуванням іонної сили розчину, *м^3 розчину / м^3 газу;*
$m_{рх}$ – константа фазової рівноваги, бар;
n – стехіометричний коефіцієнт в рівнянні хімічної кінетики;
N – нормальна концентрація, *г-екв/л*;
$N_р$ – число поділок шкали за ротаметром РС-7;
$N_{р1}$ – число поділок шкали за ротаметром РС-5 №1;
$N_{р2}$ – число поділок шкали за ротаметром РС-5 №2;
P – тиск загальний, *Па*;
$P_{роб}$ – атмосферний тиск, *Па*;
P_0 – нормальний атмосферний тиск, *Па*;
Re – критерій Рейнольдса;
S – площа поперечного перерізу колони, *м^2*;
T_0 – температура за нормальних умов, *К;*
t – температура, *^oC*;
$t_{роб}$ – температура повітря за робочих умов, *^oC*;
t_0 – температура за нормальних умов, *^oC;*
V_m – мольний об’єм за нормальних умов, *м^3/кмоль*; V_m= 22,4;
w – швидкість повітря, *м/с*;
x – мольна доля компоненту в розчині (у розділі 1.6 – ступінь

перетворення у бікарбонат);

y – відстань по нормалі до межі розділу фаз, *м*;

α – ступінь карбонізації, *%*;

$\beta_Г$ – коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі, *м/с*;

$\beta'_р$ – коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі при хемосорбції, *м/с*;

δ – відносна похибка рорахунку, *%*;

μ – коефіцієнт в'язкості (динамічна в'язкість) повітря за робочих умов, *Па·с;*

μ_0 – коефіцієнт в'язкості (динамічна в'язкість) повітря за нормальних умов, *Па·с;*

τ – час, *с*;

ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості (кінематична в'язкість), *стокс* або *м²/с*;

ВСТУП

Нітратна кислота є одним з найважливіших продуктів хімічної промисловості. Вона використовується у виробництві азотних добрив, кольорової металургії, виробництві пластмас, вибухових речовин, лікувальних речовин тощо. У сучасній хімічні промисловості нітратну кислоту добувають шляхом каталітичного окислення аміаку до монооксиду азоту наступним окисненням NO киснем повітря при температурі 700- 900 °С до діоксиду азоту і поглинання останнього водою. Окислення аміаку проводять у контактному апараті, в якому в якості каталізатора застосовують платинову сітку у вигляді пакета. У контактному апараті на вході газової суміші в пакет платинової сітки розташовують решітку, задача якої завдяки значному її гідравлічному тиску забезпечити рівномірний потік газу на вході в пакет. При цьому решітка має значний гідравлічний тиск і здатна працювати в узькому навантажені за газом, тобто при розвантаженні та навантаженні за газом вона не забезпечить рівномірний профіль швидкості суміші газу на вході в пакет з платинової сітки. Таким чином, розробка контактного апарата, що забезпечить рівномірний профіль швидкості на вході в каталізатор є **актуальною науковою та практичною задачею**, яка поставлена у магістерській роботі.

В основу 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 в у поперечному перерізі апарату 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 конфузор. При набіганні потоку пари (газу) у патрубок в ньому здійснюється саморегулювальне стиснення перерізу потоку за рахунок зворотного потоку газу, що дозволяє розподілити загальний потік рівно у

кожний патрубок. У цілому, початковий неоднорідний потік газу (пари) завдяки новому розподільнику сформує рівний профіль швидкості у поперечному перерізі апарату.

Метою дипломної магістерської роботи є експериментальне дослідження рівномірності розподілу повітря при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки, в тому числі і газових клапанів з розробкою контактного апарата каталітичного окислення аміаку.

Для досягнення мети поставлені наступні задачі:

- провести літературний огляд процесу виробництва нітратної кислоти, конструкцій вводу газу в апарат з метою виявлення негативних наслідків нерівномірності потоку на ефективність роботи контактного апарату і можливості створення нового розподільника газу;
- розробити схему експериментальної установки та конструкцію експериментальної установки, а також методику постановки і обробки експерименту для дослідження рівномірності профілю швидкості в колонці;
- дослідити рівномірність розподілу потоку за двома порожніми патрубками зі збільшенням відстані від місця вводу повітря до порожніх патрубків;
- дослідити рівномірність потоку в разі наявності гідравлічного опору на виході з колонки, яка оснащена діафрагмами з вихідним отвором діаметром 13 мм;
- дослідити рівномірність потоку в разі газових клапанів (короткі патрубки з розміщеними в них короткими дифузорами), встановлених на виході з колонки відповідно до патенту № 78789 України.

Методи дослідження. Експериментальне дослідження коефіцієнту гідравлічного опору проводили статичним методом на спеціально сконструйованій установці кафедри машинознавства та обладнання промислових підприємств. Робочою середою в установці було повітря, подачу якої здійснювали за допомогою поршневого компресора. Контроль об’ємної витрати повітря здійснювали за допомогою ротаметрів підключених до вихідних патрубків з елементами дослідження, а замір гідравлічного опору елементів дослідження

проводили за допомогою диференційного манометра. Статичну обробку експериментальних даних вели методом регресивного аналізу за допомогою самостійно розробленого алгоритму у програмній оболонці Microsoft Excel 2010.

Об'єкт дослідження – течія з раптовою зміною величини швидкості та перетікання потоку через елементи дослідження – порожні патрубки, діафрагми та дифузори.

Предмет дослідження – рівномірність розподілу потоку при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки, в тому числі і газових клапанів.

Практична значимість отриманих результатів – для хімічної промисловості полягає у створенні перспективного контактного апарату підвищеної ефективності. Результати представляють інтерес для інженерів-конструкторів науково-дослідних та проектних організацій, пов'язаних з конструюванням нових та реконструкцією діючих контактних апаратів.

Новизна роботи – вперше експериментально одержані коефіцієнти рівномірності потоку при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки, в тому числі і газових клапанів з метою проектування нового контактного апарату каталітичного окислення аміаку.

Публікації. За темою магістерської роботи опублікована 1 наукова робота – тези доповіді на XXII міжнародній науково-технічній конференції «Технологія – 2019» та одержано патент України №78789 «Пристрій для однорідного розподілу пари (газу)»

Структура та обсяг магістерської роботи. Магістерська робота складається з завдання, реферату, вступу, переліку умовних позначень, чотирьох розділів, висновку та списку використаних літературних джерел. Загальний обсяг магістерської роботи становить 73 сторінки, з них 29 рисунків з текстом, 21 таблиця, списку використаних джерел з 20 найменуваннями на 2 сторінках, а також додаток на 1 сторінці з зображенням загального виду абсорберу для очищення газу від CO_2.

1 АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД

1.1 Основи абсорбційних методів очистки від двоокису вуглецю

У сучасних схемах отримання аміаку з природного газу основне значення набуло очищення конвертованого газу від двоокису вуглецю, оскільки в вихідному газі або зовсім не міститься сірчистих сполук (схеми з низькотемпературної конверсією CO), або концентрація цих домішок мала. Слід зазначити, що абсорбційна ємність більшості поглиначів по відношенню до сірководню вище, ніж по відношенню до двоокису вуглецю, швидкість абсорбції H_2S також більше швидкості абсорбції CO_2. Внаслідок цього при розрахунку спільною очищення газу від CO_2 і H_2S лімітуючим процесом є поглинання CO_2. У дипломному проекті розглянуто методи, що застосовуються для очищення газу від двоокису вуглецю і для спільної очищення від CO_2 та інших домішок.

Концентрація двоокису вуглецю в газі після конверсії окису вуглецю становить 17-30%. Крім того, парціальний тиск CO_2 в газі залежить від загального тиску. Залежно від технологічної схеми отримання синтез-газу до ступеня очищення пред'являються різні вимоги. Все це призвело до створення різноманітних методів очищення від двоокису вуглецю [1].

1.2 Водна очистка від двоокису вуглецю

Водне очищення є найбільш старим методом видалення двоокису вуглецю, тому до теперішнього часу в промисловості експлуатується велика кількість цих установок. Водне очищення являє собою типовий процес фізичної абсорбції. Багато технологічних прийомів, закономірностей кінетики процесу та його апаратурне оформлення характерні і для інших більш сучасних абсорбційних методів очищення.

При розчиненні в воді двоокис вуглецю знаходиться в розчині переважно у вільному вигляді. Слабка вугільна кислота, що частково утворюється, дисоціює:

$$H_2CO_3 \leftrightarrow H^+ + HCO_3^- \quad (1)$$

Константа дисоціації кислоти мала. При порівняно невеликих парціальних тисках двоокису вуглецю дотримується лінійна залежність між p_{CO2} і загальним змістом CO_2 в розчині (в мол. долях).

Досліджувалася розчинність CO_2 у воді при 0; 25; 50; 75 і 100 °С і тиску до 100 атм. Рівняння Генрі може бути використано при високому тиску процесу, якщо CO_2 в розчині не більше 0,015 мол. часток, або при заміні тиску летючістю [2]. Дані, що представлені на рис. 1.2, наближено описуються емпіричним рівнянням:

$$m_{px} = \frac{1245}{a - bp_{CO}} \quad (2)$$

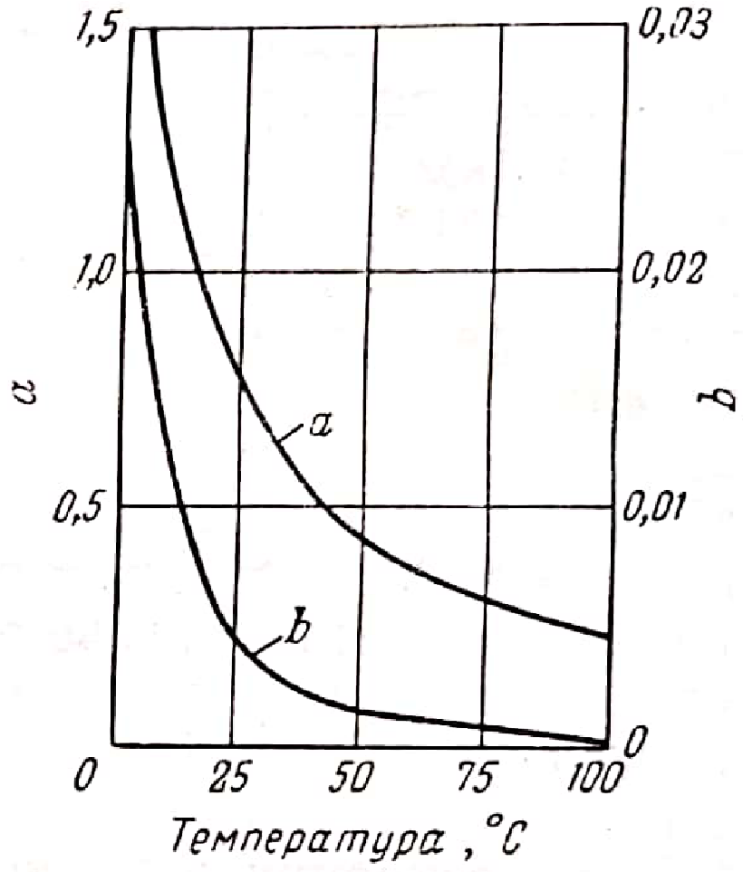


Рисунок 1.1 – Залежність коефіцієнтів a та b в рівнянні (2) від температури

З рівняння (2) слідує, що при високих тисках розчинність CO_2 менше, ніж слід би було за законом Генрі, та помітно знижується при збільшенні температури.

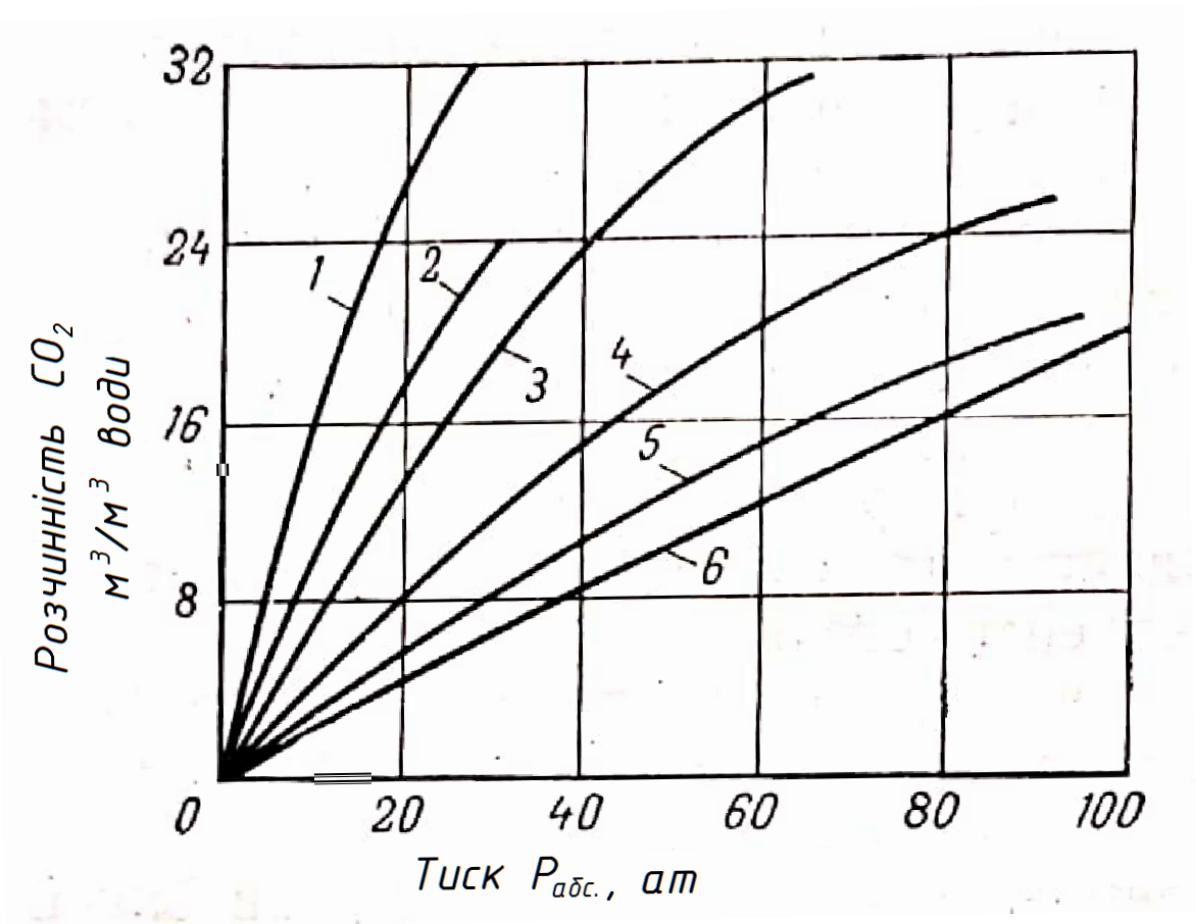


Рисунок 1.2 – Ізотерми розчинності CO_2 у воді:
1 – при 0ºС; 2 – при 12,5ºС; 3 – при 25ºС; 4 – при 50ºС;
5 – при 75ºС; 6 – при 100ºС;

Встановлено, що при розчиненні двоокису вуглецю відхилення від закону Генрі починаються вже при тиску менше 1 атм, а при 5 – 7 атм досягають значної величини. На прикладі розчинності двоокису вуглецю або її суміші з воднем при тиску д 30 атм та температурах 0; 20 та 30ºС показано, що при використанні летючості закон Генрі виконується у всьому дослідженому інтервалі тисків [3].

У цьому випадку залежність розчинності (в мол. долях) як чистої CO_2, так і суміші її з воднем від летючості виражається у вигляді прямої лінії. Розчинність CO_2 при 20 і 30 °С див. табл. 1.1.

Таблиця 1.1 – Розчинність CO_2 у воді з сумішей її з воднем (в об. CO_2 / об. H_2O) [3]

Вміст CO_2, об. %	Загальний тиск, атм.				
	5	10	15	20	30
1	2	3	4	5	6
При 20° С					
100 64,6 25,4	3,97 2,64 1,08	7,01 5,15 1,92	11,5 7,37 3,01	14,8 9,38 3,88	20,6 13,5 5,32
При 30° С					
100 58	3,42 2,5	– 4,55	9,66 5,44	12,4 7,69	18,7 11,1

Зі збільшенням тиску розчинність CO_2 з суміші значно відрізняється від розчинності чистої двоокису вуглецю, парціальний тиск якої чисельно дорівнює тиску її в суміші [4]. Різниця між розчинностями чистої двоокису вуглецю і з суміші обумовлено впливом тиску і взаємним впливом компонентів в газовій і рідкій фазах.

Досліджено динамічним методом розчинність CO_2, N_2 і H_2 з бінарних сумішей азот – двоокис вуглецю і водень – двоокис вуглецю при 25 °С і тиску від 50 до 300 атм. [5]. У всіх випадках розчинність компонентів з суміші значно нижче розчинності чистих газів, тиск пари яких одно парціальному тиску їх в суміші (табл. 1.2).

Таблиця 1.2 – Розчинність CO_2 з сумішей з азотом і воднем (в $см^3$/ мл H_2O)

Загальний тиск суміші Рабс., атм	20,15% CO_2 та 79,85% N_2		20,15% CO_2 та 79,85% H_2	
	дослідницькі дані	розрахункові дані за парціальним тиском	дослідницькі дані	розрахункові дані за парціальним тиском
1	2	3	4	5
300	13,85	30,28	20,03	30,55
250	12,97	27,37	18,80	27,66
200	12,31	19,61	16,95	23,88
150	11,03	18,98	14,42	19,24
100	8,90	13,51	10,95	13,71
50	5,38	7,18	6,40	7,31

Показано, що присутність CO_2 в розчині знижує розчинність азоту і водню (в дослідженій області максимально на 20%); присутність ж N_2 або H_2 в розчині позначається на розчинності CO_2 в значно меншому ступені внаслідок малої розчинності цих газів у воді. Максимальне зниження розчинності CO_2 не перевищує 4%, отже, розчинність CO_2 з суміші з H_2 або N_2 буде відрізнятися від розчинності чистої CO_2, взятої при рівній летючості, не більше ніж на 4%. Існує ряд співвідношень для розрахунку при 25 °С розчинність [5]:

азоту в воді з сумішей з CO_2

$$\lg x_{N2} = \lg f_{N2} - 4{,}9604 - 0{,}0005018P - 8{,}66x_{CO2} \quad (3)$$

водню в воді з сумішей з CO_2

$$\lg x_{H2} = \lg f_{H2} - 4{,}8613 - 0{,}0003392P - 5{,}23x_{CO2} \quad (4)$$

CO_2 в воді з сумішей з азотом

$$\lg x_{CO2} = \lg f_{CO2} - 3{,}2093 - 0{,}0005878P - 8{,}66x_{CO2} \quad (5)$$

CO_2 в воді з сумішей з воднем

$$\lg x_{CO2} = \lg f_{CO2} - 3{,}2093 - 0{,}0005878P - 5{,}23x_{CO2} \quad (6)$$

Розчинність CO_2 (і інших компонентів) в технічній оборотній воді, що використовується для очищення і містить підвищену кількість солей, трохи нижче їх розчинності в чистій воді.

Для водної абсорбції CO_2 використовують, як правило, скрубери з насадкою з кілець Рашига, що працюють під тиском 10–30 ат. В таких умовах дифузійні опори в рідкій і газовій фазах сумірні; відповідно до цього при розрахунку кінетики процесу необхідно знати коефіцієнти масовіддачі для газової ($\beta_г$) і рідкої ($\beta_р$) фаз.

Об'ємний коефіцієнт масопередачі $k_ра$ процесу водної абсорбції в колонах з кільцевої насадкою зростає зі збільшенням щільності зрошення, швидкості газу і температури і зменшується зі зростанням тиску [6]. Однак для практичного застосування цих залежностей необхідно екстраполювати величину $k_ра$ для тиску, температури, швидкості газу і розмірів насадки в промисловому процесі.

На рис. 1.3 показана залежність величини $\mathbf{k_р}$ від щільності зрошення. Вона побудована для наведеної швидкості газу 0,045 м / сек [6].

Розбіжність дослідних та розрахункових даних пояснюється поздовжнім перемішуванням газу в насадкових скруберах.

Погіршення масообміну за рахунок поздовжнього перемішування газу можливо і в інших технологічних процесах, що проводяться в насадок скруберах при значній щільності зрошення, особливо якщо умови на виході газу наближаються до умов рівноваги. Ефективність насадок скруберів може бути знижена і внаслідок поздовжнього перемішування рідкої фази. Крім того, на ефективність впливає поперечна нерівномірність при розподілі потоків газу і рідини, а також поступове забруднення насадки зі збільшенням тривалості експлуатації скрубера.

Якщо абсорбер працює під тиском, захлинання настає при великій щільності зрошення, ніж в умовах атмосферного тиску.

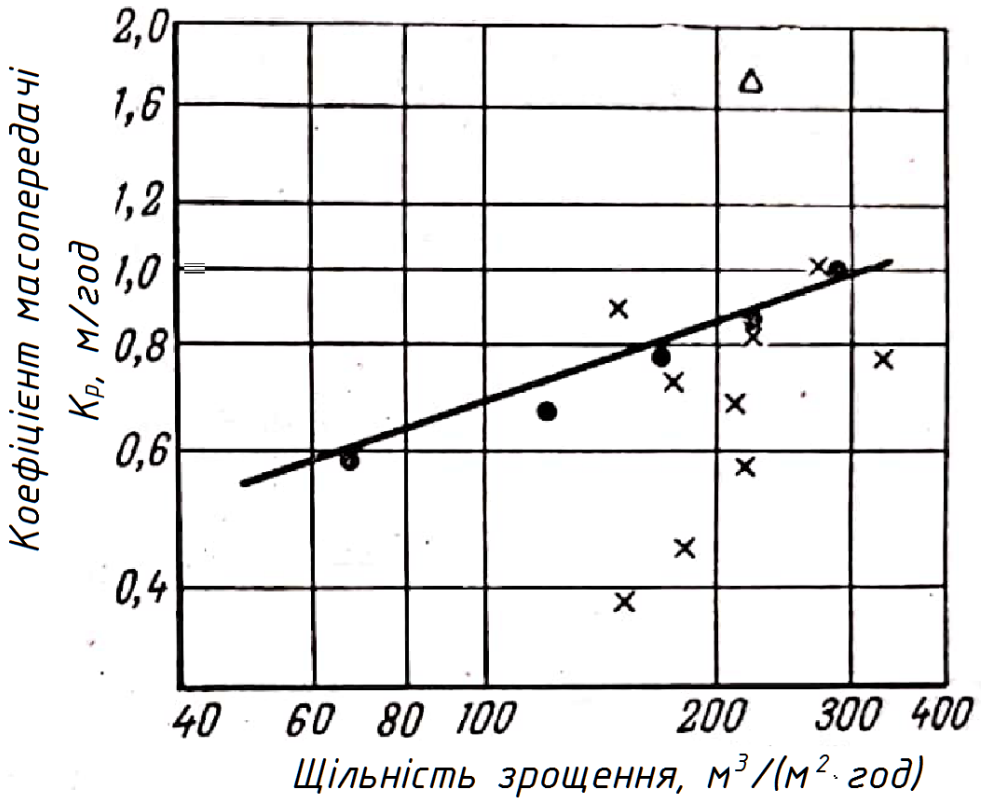


Рисунок 1.3 – Ефективність водної абсорбції CO_2 в промислових насадкових скруберах:

x – результати розрахунку за експлуатаційними даними для промислових скруберів;

• – дослідницькі дані, отримані для швидкості газу 0,045 м/с

Принципова схема водного очищення від CO_2 представлена на рис. 1.4. Процес водної очищення, як і інші процеси фізичної абсорбції, здійснюється під тиском, зі збільшенням якого зменшується витрата електроенергії на перекачування води і підвищується ступінь очищення. Якщо конверсія вуглеводнів (або газифікація твердого палива) проводиться без тиску, то перед водною очищенням газ компримується. При цьому частина енергії витрачається на стиснення двоокису вуглецю, що видається з установки водної очищення без тиску. Чим вище тиск, тим більше втрати енергії на стиснення CO_2, тому існує оптимальний тиск, залежне від таких факторів, як к. к. д. агрегату мотор - насос - турбіна, концентрація CO_2 в газі і ін.

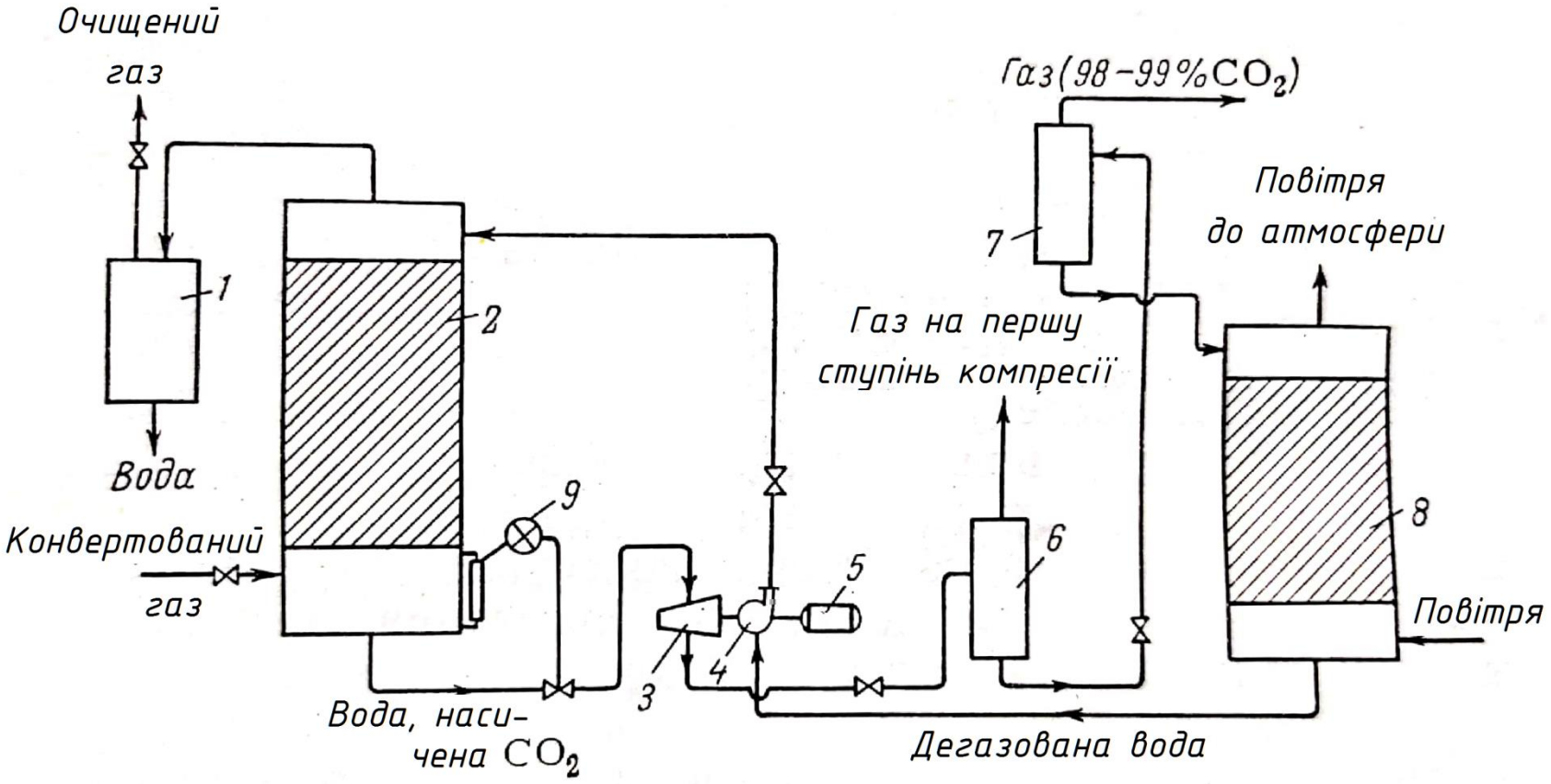


Рисунок 1.4 – Принципова схема водного очищення газу від CO_2:

1 – сепаратор; 2 – абсорбер; 3 – турбина; 4 – насос; 5 – електромотор; 6 – проміжний десорбер; 7 – кінцевий десорбер; 8 – десорбційна колона; 9 – регулятор рівня

1.3 Очищення водними розчинами етаноламінів від двоокису вуглецю

Очищення газів розчинами етаноламінів є типовим процесом хемосорбції, широко поширеним в даний час в промисловості. Вивченню цього процесу присвячена велика кількість робіт, проте і зараз тривають дослідження з метою його удосконалення та інтенсифікації. Найбільше промислове застосування отримав процес очищення розчинами моноетаноламіна (МЕА).

Етаноламіни представляють собою безбарвні в'язкі гігроскопічні рідини, що змішуються з водою і нижчими спиртами в усіх відношеннях. Етаноламіни майже не розчинні в неполярних розчинниках і в значній мірі асоційовані, очевидно, за рахунок утворення водневих зв'язків [7].

Розглянемо механізм поглинання CO_2 водними розчинами етаноламінів. Рівняння хімічних реакції взаємодії CO_2 з МЕА [8]:

$$CO_2 + 2RNH_2 + H_2O \leftrightarrow (RNH_3)_2CO_3 \quad (7)$$

$$CO_2 + (RNH_3)_2CO_3 + H_2O \leftrightarrow 2RNH_3HCO_3 \quad (8)$$

де R – група $OHCH_2CH_2$–.

Однак ці рівняння можна розглядати лише як сумарну схему поглинання CO_2 розчинами МЕА, яка встановлює принципову можливість отримання в якості кінцевого продукту як карбонату, так і бікарбонату моноетанол амонію.

Молекула МЕА містить дві полярні функціональні групи-гідроксильну і аміногрупу, сполучені ланцюжком з двох метиленових груп. Ці функціональні групи визначають два шляхи взаємодії МЕА і CO_2, але, як правило, моноетаноламін вступає в реакцію, характерну для аміносполук.

При порівняно невеликих ступенях карбонізації α (α < 0,5 кмоль/кмоль) двоокис вуглецю реагує з водним розчином МЕА головним чином з утворенням заміщеної карбамінової кислоти [8]:

$$CO_2 + RNH_2 \leftrightarrow RNHCOOH \quad (9)$$

яка дисоціює в розчині майже повністю:

$$RNHCOOH \leftrightarrow RNHCOO^- + H^+ \quad (10)$$

В свою чергу у водному розчині МЕА встановлюється наступна рівновага:

$$RNH_2 + H_2O \leftrightarrow RNH_3^+ + OH^- \quad (11)$$

Продукти дисоціації утворюють карбамат моноетаноламонію:

$$RNHCOO^- + RNH_3^+ \leftrightarrow RNHCOORNH_3 \quad (12)$$

Залежність термодинамічної константи дисоціації МЕА

$$К_В = \frac{[RNH_3^+][OH^-]}{[RNH_2]} \quad (13)$$

від температури приведена на рис. 1.5. Невеликі значення $К_В$ показують, що кількість молекул RNH_2 в розчині значно перевищує число іонів моноетаноламонія RNH_3^+ та іонів гідроксилу OH^-. Константа дисоціації ДЕА помітно менше, ніж МЕА.

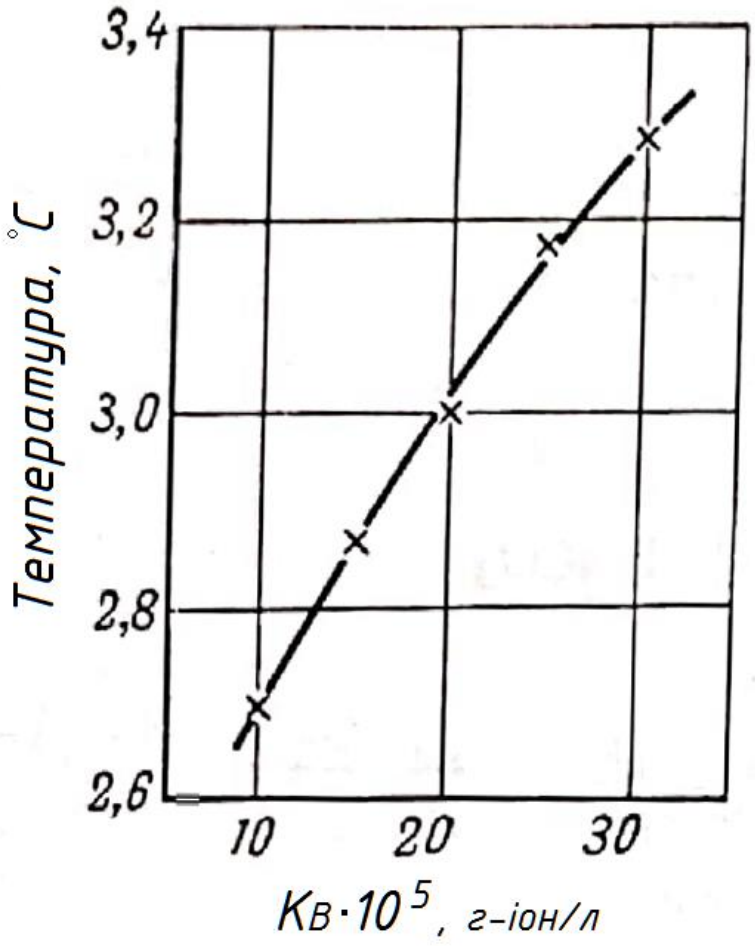


Рисунок 1.5 – Залежність константи рівноваги $К_В$ від температури [9]

Поглинання CO_2 водними розчинами етаноламінів являє собою типовий випадок абсорбції, ускладненою хімічною реакцією в рідкій фазі. На коефіцієнт масопередачі може надавати прямий або опосередкований вплив цілий ряд гідродинамічних, фізико-хімічних і геометричних факторів. Залежно від умов ведення процесу і його апаратурного оформлення відносна роль цих факторів змінюється.

Аналіз поглинання CO_2 розчинами етаноламінів, як і будь-якого хемосорбційого процесу, може бути проведено шляхом спільного розгляду рівнянь дифузії та хімічної кінетики в рідкій фазі:

$$\frac{d[A]}{d\tau} = D_A \frac{d^2[A]}{dy^2} - r_{RNH2 \cdot CO2}[A][B] \quad (14)$$

$$\frac{d[B]}{d\tau} = D_B \frac{d^2[B]}{dy^2} - n \cdot r_{RNH2 \cdot CO2}[A][B] \quad (15)$$

Загальне рівняння масопередачі має вид:

$$\frac{1}{k'_{\Gamma}} = \frac{1}{\beta_{\Gamma}} + \frac{m_I}{\beta'_{\text{р}}} \quad (16)$$

Розглянемо вплив різних чинників на кінетику поглинання CO_2, водними розчинами етаноламінів.

Швидкість рідини. З рівняння (16) випливає, що $k'_{\text{г}}$ пропорційний швидкості рідини $w_{\text{р}}$ в ступені n, причому максимальне значення n досягається в дифузійної області. При переході в кінетичну область вплив швидкості рідини зменшується, тобто $n \to 0$. Коефіцієнт масопередачі зростає зі збільшенням щільності зрошення від 1 до 8 $м^3/(м^2 \cdot год)$; зі збільшенням щільності зрошення помітно зменшується вплив швидкості рідини [8].

Швидкість газу. Вплив швидкості газу позначається лише при помітному збільшенні опору процесу масопередачі в газовій фазі. Збільшення швидкості газу в насадоковій колоні в 6 разів не впливає на швидкість поглинання CO_2 водним розчином МЕА при атмосферному тиску.

Ступінь карбонізації α позначається на зміні $B_{\text{р}}$, іонної сили розчину і, можливо, в'язкості. Коефіцієнт k'_{Γ} лінійно зменшується зі збільшенням

ступеня карбонізації (до α ≈ 0,5). Отримані результати відповідають дифузійної області (див. рис. 1.6).

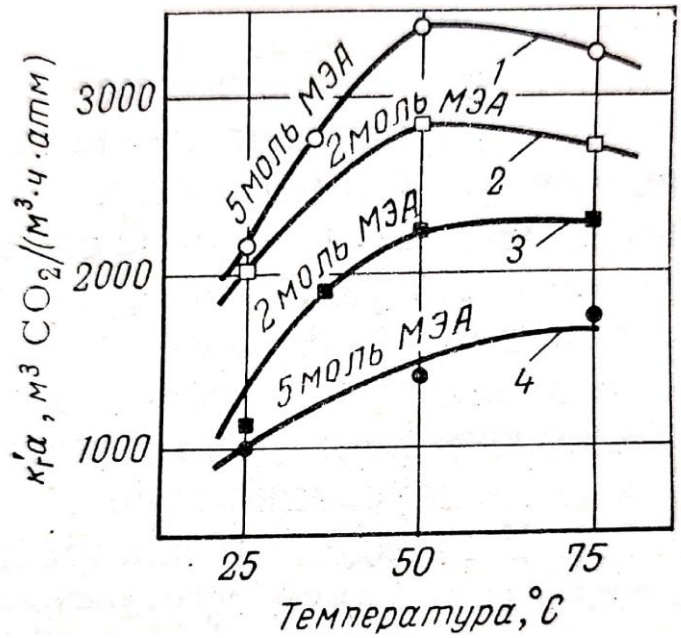


Рисунок 1.6 – Залежність коефіцієнта масопередачі $k'_Г$ від температури в насадковій колоні:

1 – ступінь карбонізації 0,115 *моль CO_2/моль MEA*, швидкість розчину 3,4 м / год; 2 – ступінь карбонізації 0,115 *моль CO_2/моль MEA*, швидкість розчину 6,4 м / год; 3 – ступінь карбонізації 0,125 *моль CO_2/моль MEA*, швидкість розчину 3,4 м / год; 4 – ступінь карбонізації 0,37 *моль CO_2/моль MEA*, швидкість розчину 3,4 м / год

Парціальний тиск CO_2. Тиск двоокису вуглецю p_{CO2} впливає на величини β'_p і $k'_г$ тільки в дифузійної області. При M > 1 значення $\beta'_p \rightarrow 1/p_{CO2}$. В перехідній області вплив p_{CO2} поступово зменшується і зводиться до нуля в кінетичної області.

$k'_г$ для насадкових колон знаходиться в зворотній залежності від p_{CO2}, проте ступінь цієї залежності змінюється при різних значеннях B_p і α.

При абсорбції CO_2 водним розчином MEA на сітчатій тарілці коефіцієнт масопередачі $k'_Г$ не залежить від p_{CO2} при малих парціальних тисках (приблизно менше 10%). В області більш високих значень p_{CO2},

величина $k'_Г$ залежить від тиску двоокису вуглецю. Зі збільшенням α межа незалежності $k'_Г$ зсувається в бік менших значень p_{CO2}.

Загальний тиск Р впливає на $k'_Г$ шляхом зміни величини $\beta_Г$ (тобто внаслідок зменшення коефіцієнта дифузії зі зростанням Р) і в незначній мірі за допомогою зміни m – константи фазової рівноваги при фізичній абсорбції. Зі збільшенням тиску зростає рушійна сила процесу.

Вплив температури на β'_p і m_I. Коефіцієнт масовіддачі β'_p залежить від температури в дифузійній області; B_p зростає при підвищенні температури. Константа швидкості помітно змінюється з температурою, тому в кінетичної області β'_p з підвищенням температури зростає.

В даний час для абсорбції CO_2 водним розчином МЕА найбільш широкого поширення набули апарати з кільцевою насадкою, що розташовується зазвичай двома шарами. Нижній шар насадки складається з керамічних кілець Рашига 50х50х5 мм, верхній – з кілець 25х25х3 мм. Між шарами насадки знаходиться тарілка для перерозподілу газу і рідини. У верхній частині абсорбера є розподільний пристрій. Діаметр абсорберів досягає 5 м, загальна висота 30 м. Часто для зниження виносу моноетаноламіна з синтез-газом у верхній частині абсорбера встановлюють три ковпачкові тарілки, зрошувані циркулюючої флегмою, і відбійний шар з кілець Рашига.

З ростом температури зменшується рушійна сила абсорбції. В деякому інтервалі температур збільшення $k'_Г$ випереджає зниження рушійної. В такому випадку швидкість абсорбції збільшується зі зростанням температури.

Константа швидкості хімічної реакції $r_{RNH2\cdot CO2}$ впливає на β'_p в кінетичній області. При $\alpha > 0{,}5$ швидкість абсорбції залежить від $r_{OH^-\cdot CO2}$ та $r_{H2O\cdot CO2}$.

Слід зазначити, що не тільки коефіцієнт масопередачі залежить від ряду параметрів, але вони впливають і на поверхню контакту, і на рушійну

силу процесу. Наприклад, в тарілчастих апаратах зміна швидкості газу помітно впливає на поверхню контакту фаз. В апаратах з кільцевої насадкою поверхню контакту в значній мірі залежить від щільності зрошення, розмірів насадки і швидкості хімічної реакції. Співвідношення витрат рідини і газу може впливати на поздовжнє перемішування газової фази в насадкових апаратах [9].

1.4 Очищення розчинами лугу від двоокису вуглецю

Тонке очищення газів від двоокису вуглецю розчинами NaOH є одним з найстаріших і поширених процесів. У азотній промисловості він застосовується в якості останнього ступеня в поєднанні з водною очищенням, очищенням розчинами МЕА і ін. Лужне очищення застосовується також для видалення двоокису вуглецю при розділенні повітря. В даний час абсорбція лужними розчинами витісняється іншими більш дешевими методами тонкого очищення.

В основі очищення лежить необоротна реакція:

$$2NaOH + CO_2 \leftrightarrow Na_2CO_3 + H_2O \quad (17)$$

Парціальний тиск CO_2 над розчином в процесі поглинання дорівнює нулю; лише після повного використання NaOH тиск CO_2 починає зростати. При цьому Na_2CO_3 реагує з двоокисом вуглецю з утворенням бікарбонату.

Процес лужного очистки є типовим хемосорбційним процесом, в якому сильно проявляється роль хімічної реакції. Основною, лімітуючою хімічної стадією в даному випадку є реакція CO_2 з іонами гідроксилу [9]:

$$OH^- + CO_2 = HCO_3 \quad (18)$$

Друга реакція є більш швидкою:

$$OH^- + HCO_3^- = H_2O + CO_3^{2-} \quad (19)$$

Зі збільшенням концентрації лугу до критичної коефіцієнт швидкості абсорбції спочатку швидко збільшується, а потім починає поступово

зменшуватися [10]. Критична концентрація NaOH дорівнює ~ 1,5 н. При концентрації лугу вище 0,5 моль/л дотримується умова, за якою швидкість абсорбції визначається рівнянням для порівняно незворотною реакції псевдопершого порядку. Опір рідкої плівки при цьому приблизно на порядок вище опору газової плівки і швидкість газу практично не впливає на швидкість абсорбції. Підвищення ж швидкості абсорбції зі зростанням швидкості рідини пояснюється збільшенням поверхні контакту.

Вплив концентрації лугу на швидкість абсорбції CO_2 в багатьох випадках пояснюється збільшенням іонної сили і зменшенням фізичної розчинності CO_2 у водних розчинах лугу при зростанні концентрації лугу. Фізична розчинність двоокису вуглецю в розчинах КОН вище, тому швидкість абсорбції CO_2 в цих розчинах більше, ніж в розчинах NaOH.

Швидкість абсорбції CO_2 лугом сильно зростає з температурою. Так, при збільшенні її з 25 до 45 °С в процесі абсорбції на кільцях Рашига швидкість абсорбції зростає в 1,44 рази. Слід зазначити, що при дуже малій концентрації CO_2, наприклад при очищенні повітря, процес лужної очистки майже повністю лімітується опором газової фази [11].

Перехідна область знаходиться в інтервалі концентрацій 0,1–1% CO_2. У разі абсорбції двоокису вуглецю при тиску 10 ат і концентрації 0,1–0,3% CO_2 значна частка опору абсорбції зосереджена в рідкій фазі.

Збільшення концентрації соди в розчині знижує швидкість абсорбції (рис. 1.7) [12].

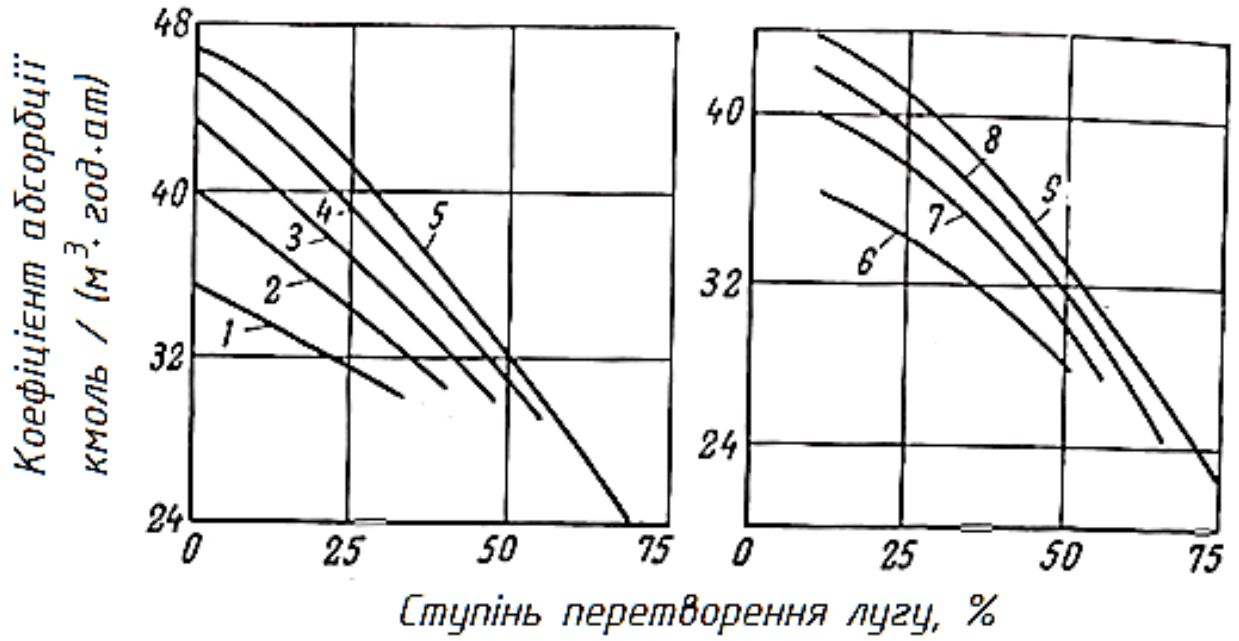


Рисунок 1.7 – Залежність швидкості абсорбції CO_2 розчинами лугу від концентрації лугу і ступеня карбонізації:

1 – 0,75 н. розчин; 2 – 1 н. розчин; 3 – 1,25 н. розчин; 4 – 1,5 н. розчин; 5 – 2 н. розчин; 6 – 4 н. розчин; 7 – 3,5 н. розчин; 8 – 3 н. розчин; 9 – 2,5 н. розчин

Якщо концентрація лугу становить 1,5 н., Збільшення середнього парціального тиску CO_2 до 0,06 ат призводить до зменшення коефіцієнта масопередачі; подальше збільшення парціального тиску вже не впливає на коефіцієнт масопередачі. При меншій концентрації NaOH збільшення вмісту CO_2 в газі знижує коефіцієнт масопередачі і при більш високому тиску. Цей факт також підтверджує, що весь опір процесу абсорбції при великих концентраціях CO_2 зосереджено в рідкій фазі.

Зазвичай при абсорбції CO_2 лугом об'ємний коефіцієнт масопередачі коливається в межах 20-50 кмоль / ($м^3$ · год · бар).

Для лужної абсорбції застосовують в більшості випадків насадкові скрубери різної конструкції.

Якщо промиванню лужним розчином піддається газ після водного очищення, що містить 0,3% CO_2 (кінцева концентрація CO_2 5 $см^3/м^3$), висота насадки складає 7 м. Нижня частина скрубера іноді буває розширена

(скрубер пляшкового типу) і служить ємністю для лужного розчину при умови, що скрубер заповнюється лугом періодично. Для збільшення розчинності карбонату, що утворюється, в нижню частину скрубера підводять глухий пар для підігріву в зимовий час.

Технологічна схема лужної очистки наведена на рис. 1.8. Газ проходить послідовно два скрубера, через які багато разів циркулює лужний розчин. Процес лужної очистки є одним з небагатьох, де можлива тонка очистка, незважаючи на циркуляцію відпрацьованого абсорбенту в верхню частину абсорбера і лише періодичну регенерацію поглинача. Така організація процесу можлива тому, що рівноважний тиск CO_2 над розчином дорівнює нулю. Початкова концентрація розчину лугу, що подається, 10%, кінцева – близько 1,5%. У абсорбері першого ступеня циркулює карбонізований луг, що надходить частково з апарату другого ступеня.

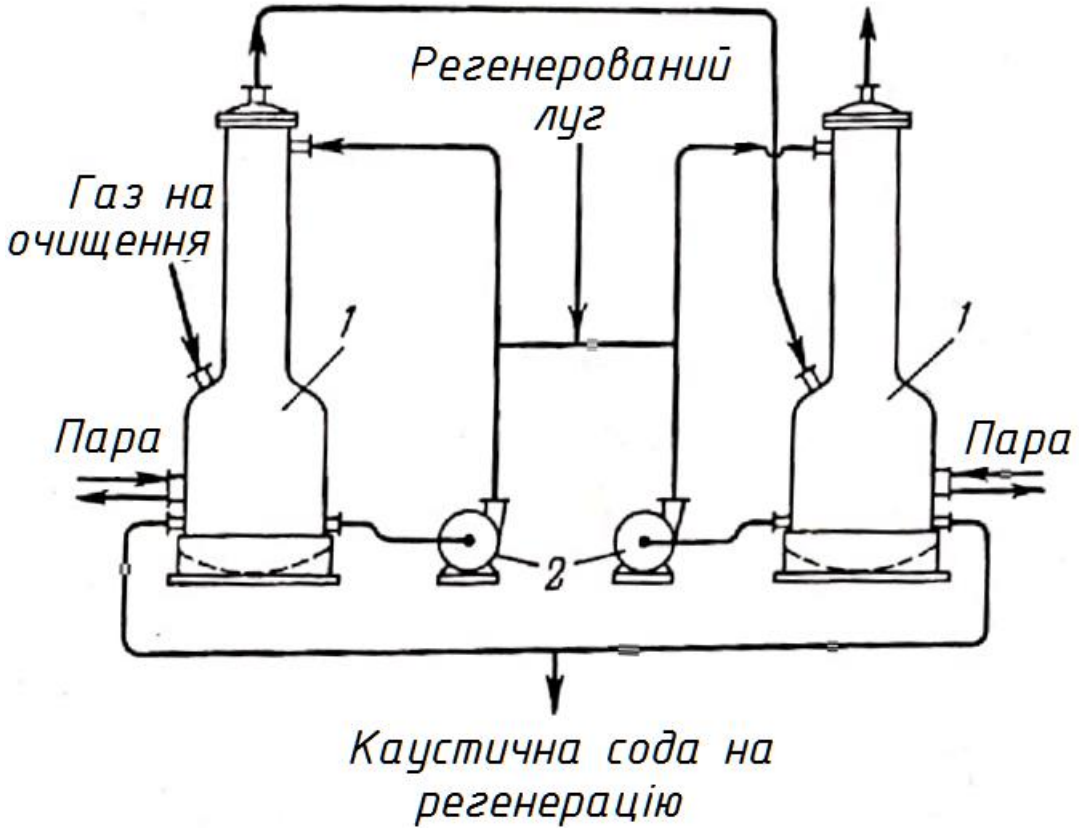


Рисунок 1.8 – Технологічна схема лужного очищення від CO_2:
1 – лужні абсорбери; 2 – насоси

Для регенерації розчин обробляють вапном:

$Na_2CO_3 + Ca(OH)_2 = 2NaOH + CaCO_3$ (20)

Процес проходить при 90-95 °С і перемішуванні, вихід лугу близько 95%.

Схема процесу регенерації громіздка, вона включає в себе баки для зберігання відпрацьованого розчину, бункер і дробарку вапна, живильник і шнек для подачі вапна, барабан для гасіння вапна, реактор, насос, відстійник, вакуум-фільтр, вакуум-насос та інше обладнання.

1.5 Очищення розчинами карбонатів від двоокису вуглецю

В даний час процес абсорбції CO_2 і H_2S розчинами карбонатів при звичайній температурі майже не застосовується внаслідок відносно малої абсорбційної ємності розчину і, головне, малій швидкості хімічної реакції:

$Na_2CO_3 + CO_2 + H_2O \leftrightarrow 2NaHCO_3$ (21)

Тиск CO2 над розчинами (в мм рт. ст.) може бути розраховане по емпіричному рівнянню:

$$P_{CO_2} = \frac{Ax^2 N^{1,29}}{K_г(1-x)(B-t)} \quad (22)$$

де $K_г$ – коефіцієнт Генрі для системи $CO_2 – H_2O$;

A = 76; B = 185 – для розчинів соди та відповідно 25 та 150 для розчинів поташа.

Рівняння справедливо для 0,5–2 н. розчинів соди при 18–65 °С і для 1–2 н. розчинів поташу при 0–40 °С.

Швидкість абсорбції CO_2 розчинами солей практично повністю лімітується швидкістю реакції, що повільно протікає, в рідкій фазі

$CO_2 + OH^- = HCO_3^-$ (23)

Швидкість абсорбції не залежить від швидкості газу і приблизно пропорційна утримуючій здатності абсорбера по рідини [9].

Коефіцієнт масопередачі при абсорбції двоокису вуглецю підвищується зі збільшенням швидкості рідини, pH розчину, температури і

концентрації іонів натрію (до 2 н.). Швидкість рідини входить в рівняння масопередачі в ступеня від 0,28 до 0,84 в залежності від різних умов; температура рідини – в ступені 0,6. Коефіцієнт масопередачі зменшується зі збільшенням в'язкості рідини, концентрації бікарбонату і іонів натрію вище 2 н.

Швидкість абсорбції не залежить від розміру кілець насадки і концентрації CO_2 в газовій фазі. Коефіцієнт корисної дії барботажної тарілки дорівнює 0,07 [13]. Значення коефіцієнта масопередачі коливаються в межах 0,64–1,92 кмоль/ ($м^3$·год·атм). Коефіцієнти масопередачі для розчинів поташу приблизно на 36% вище, ніж для розчинів соди [14].

Швидкість реакції CO_2 з іонами OH^- пропорційна концентрації іона OH^-; остання залежить від відношення концентрацій $[CO_3^-]$ / $[HCO_3^-]$.

Залежність константи швидкості для реакції другого порядку CO_2 з OH^- від температури описується рівнянням:

$$\lg r_{[OH^-]} = 13{,}635 - 2895 / T \qquad (24)$$

При щільності зрошення 5–30 м/год об’ємний коефіцієнт масопередачі в насадкових скруберах складає 0,5–2 кмоль/($м^3$ · год · бар) [15].

1.6 Конструкція сітчастої тарілки з двома зонами контакту

Підвищенню рівномірності роботи сітчастої тарілки сприяють зменшення 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 оптимальних висоти зливної перегородки і відстані переміщення рідини по тарілці. Тому найкращим способом забезпечення рівномірної роботи сітчастих 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. 1.9).

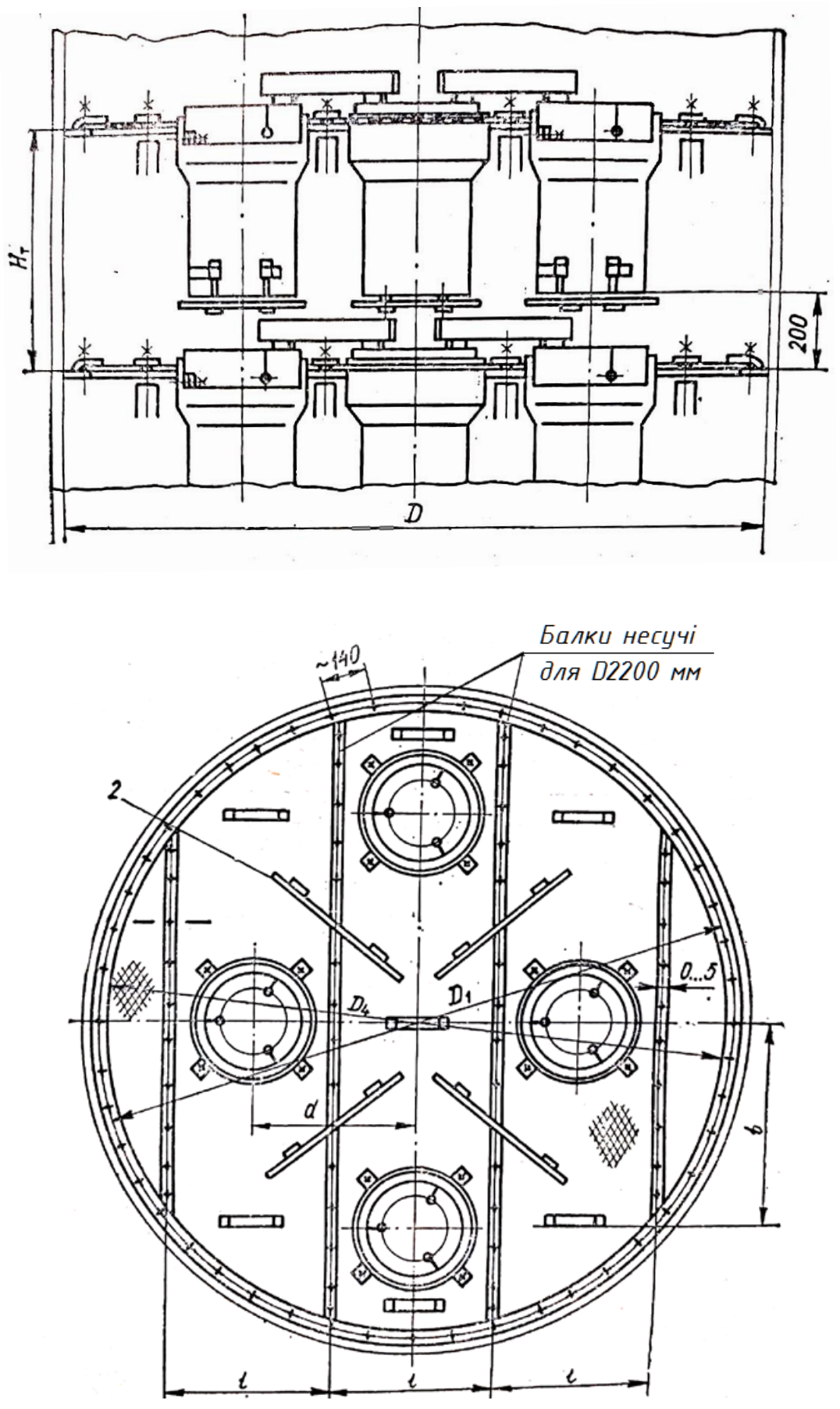


Рисунок 1.9 – Конструкція тарілки з двома зонами контакту фаз

Збільшення периметра зливного пристрою призводить до зниження опору тарілки та дозволяє зменшити відтань між тарілками. Стандартизовані тарілки з двома зонами контакту фаз для колоних апаратів діаметром 1,0 – 4,0 м призначені для проведення процесів абсорбції, дистиляції та ректифікації при розрадженні (залишковий тиск понад 20 кПа), атмосферному та надлишковому тиску до 4 МПа з навантаженням по рідині до 120 $м^3/(м^2 \cdot год)$.

Відстань між тарілками $Н_т$ в колоні 0,6, 0,7, 0,8, 0,9 та 1,0 м. Зі збільшенням відстані $Н_т$ на кожні 0,1 м маса тарілки зростає на 1,0 (виконання 1) та на 1,9 кг (виконання 2) [16].

2 НОВИЙ ТАРІЛЧАСТИЙ АБСОРБЕР З РОЗПОДІЛЬНИКОМ ГАЗУ ВІДПОВІДНО ДО ПАТЕНТУ №78789 УКРАЇНИ

В тепло- та масообмінних апаратах потоки пари (газу) і рідини приводять до контакту один з одним за допомогою внутрішніх контактних пристроїв, таких як тарілки та насадки або труби в режимі висхідної прямотечії. Для ефективного проведення тепло- та масообміну важливо, щоб пара (газ) і рідина були однорідно розподілені по поперечному перерізу апарата. Особливо це відноситься до нижньої межі розподілу пара (газ) – рідина, а саме там, де пара (газ) входить у внутрішній контактний пристрій (див. рис. 2.1).

Недоліком існуючих пристроїв для розподілу газу є те, що при широкому стійкому діапазоні роботи внутрішнього контактного пристрою [16], не буде забезпечуватися однорідний розподіл пари. Вони не формують рівномірний профіль швидкості газу при різних навантаженнях і не забезпечують достатньо високого ступеня масообміну.

Причиною є те, що геометричні розміри дугоподібної стінки, число лопаток та їх тангенціальний кут до напряму проходження пари можуть бути встановлені тільки для вузького діапазону роботи контактного пристрою. Також пристрій дуже металомісткий, складний для виготовлення та ремонту.

В дипломному проекті поставлена задача удосконалити пристрій однорідного розподілу пари (газу) для тепло- та масообмінних апаратів, що дозволить забезпечити широкий діапазон роботи, зменшити металомісткість, спростити виготовлення та ремонт.

Поставлена задача вирішується завдяки тому, що в пристрої для однорідного розподілу пари (газу) в тепло- та масообмінних апаратах, що містить корпус з вмонтованим патрубком для введення пари (газу) і над

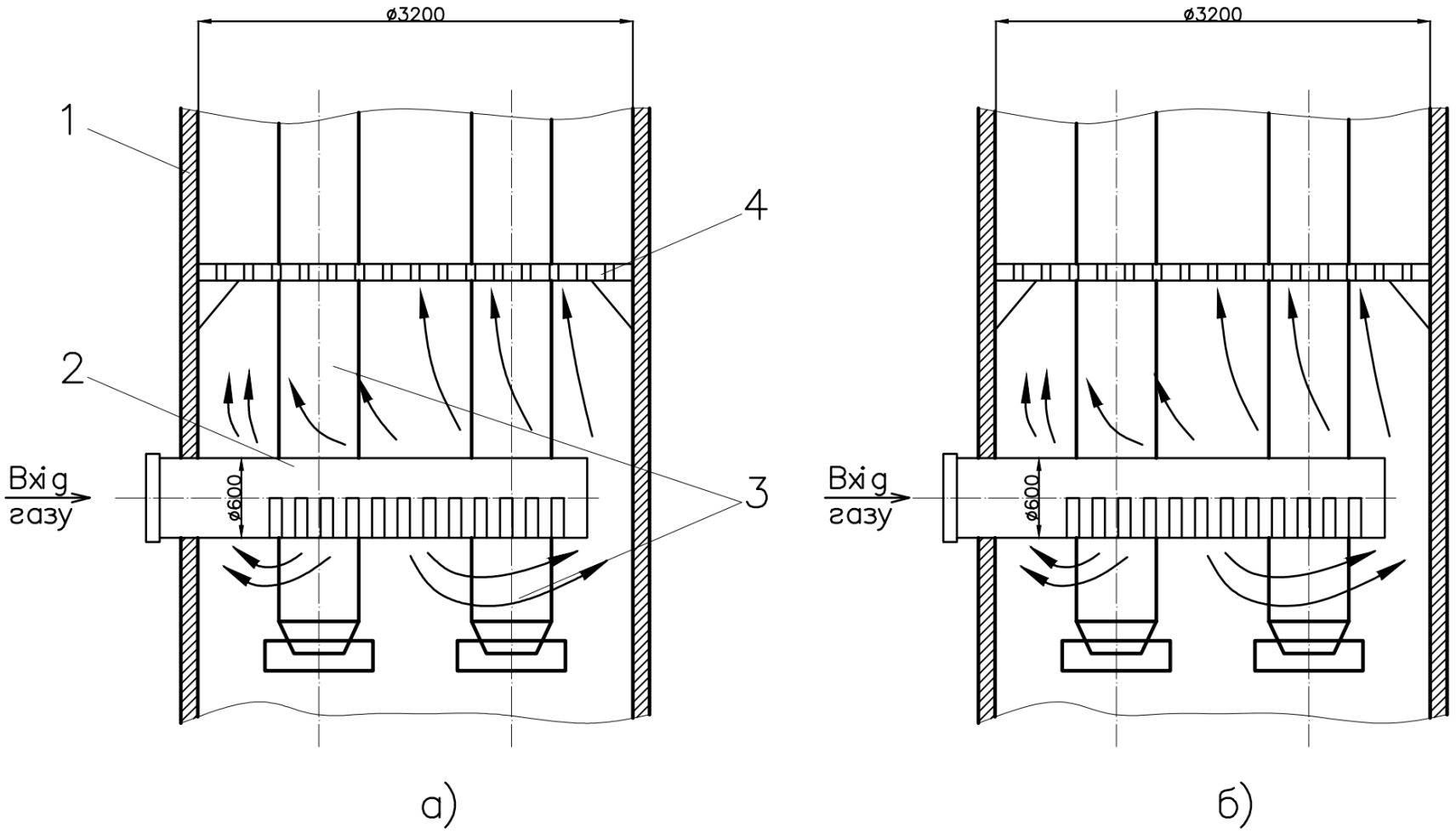


Рисунок 2.1 – Вузол вводу конвертованого газу в абсорбер,

а) при великому навантаженні за газом; б) при невеликому навантаженні за газом

1 – корпус; 2 – розподільник газу; 3 – зливні труби; 4 – перша сітчаста тарілка

патрубком напрямну будову (див. рис. 2.2), яка спрямовує пару (газ) на контактні елементи, напрямна будова являє собою глуху для рідини тарілку з вертикально вмонтованими саморегулюючими витрату пари (газу) клапанами, які виконані в вигляді патрубків, нижній зріз яких розташовано нижче полотна глухої тарілки, а в середині патрубків розміщені дифузори зі зменшеними по потоку вхідними отворами, де здійснюється змінне саморегулююче стиснення перерізу потоку, нижчий зріз першого по потоку дифузора не нижче зрізу патрубка, до того ж вхідні отвори дифузорів обладнані короткими циліндричними вставками, внутрішні твірні котрих створюють конфузор (див. рис. 2.3).

При вході пари (газу) в саморегулюючий клапан між внутрішньою стінкою патрубка і зовнішньою стінкою дифузора утворюється зворотний струм, який формує поперечний переріз потоку, що визначає об'ємну витрату пари (газу). Чим більше пари (газу) входить до саморегулюючого клапана, тим більший зворотний струм і менший поперечний переріз потоку і навпаки, чим менше входить пари (газу) до саморегулюючого клапана, тим менший зворотний струм і більший поперечний переріз потоку.

Технічна суть запропонованого пристрою пояснюється кресленням 2.4.

Пару (газ) подають через патрубок 2, що змонтований у корпусі 1, у внутрішній об'єм апарата під глуху для рідини тарілку 6. Пара (газ) розподіляється по саморегулюючим клапанам 7.

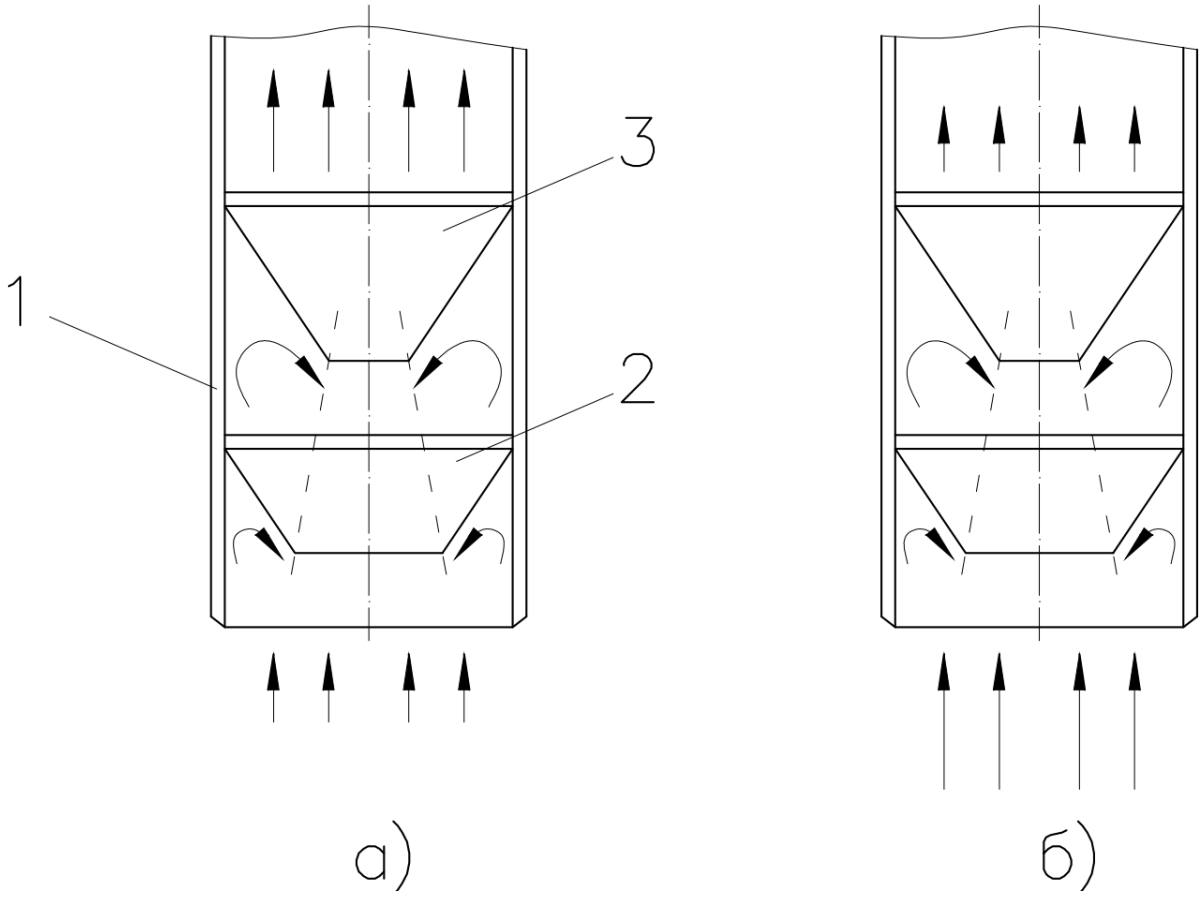


Рисунок 2.2 – Схема роботи одиночного газового клапану,

а) при невеликому навантаженні за газом;

б) при великому навантаженні за газом:

1 – корпус клапана; 2 – перший дифузор; 3 – других дифузор

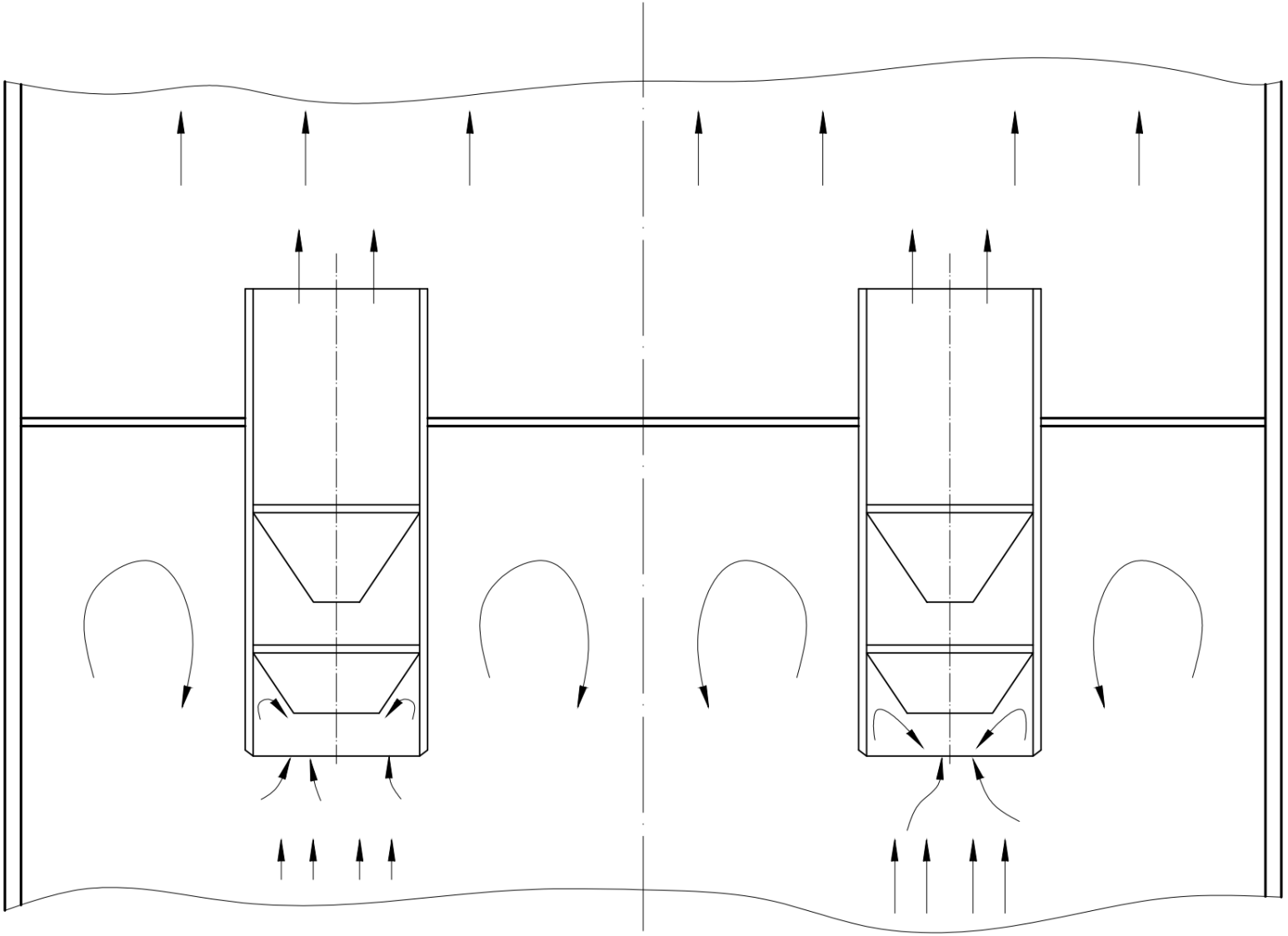


Рисунок 2.3 – Схема роботи двох газових клапанів:

1 – перший газовий клапан; 2 – другий газовий клапан

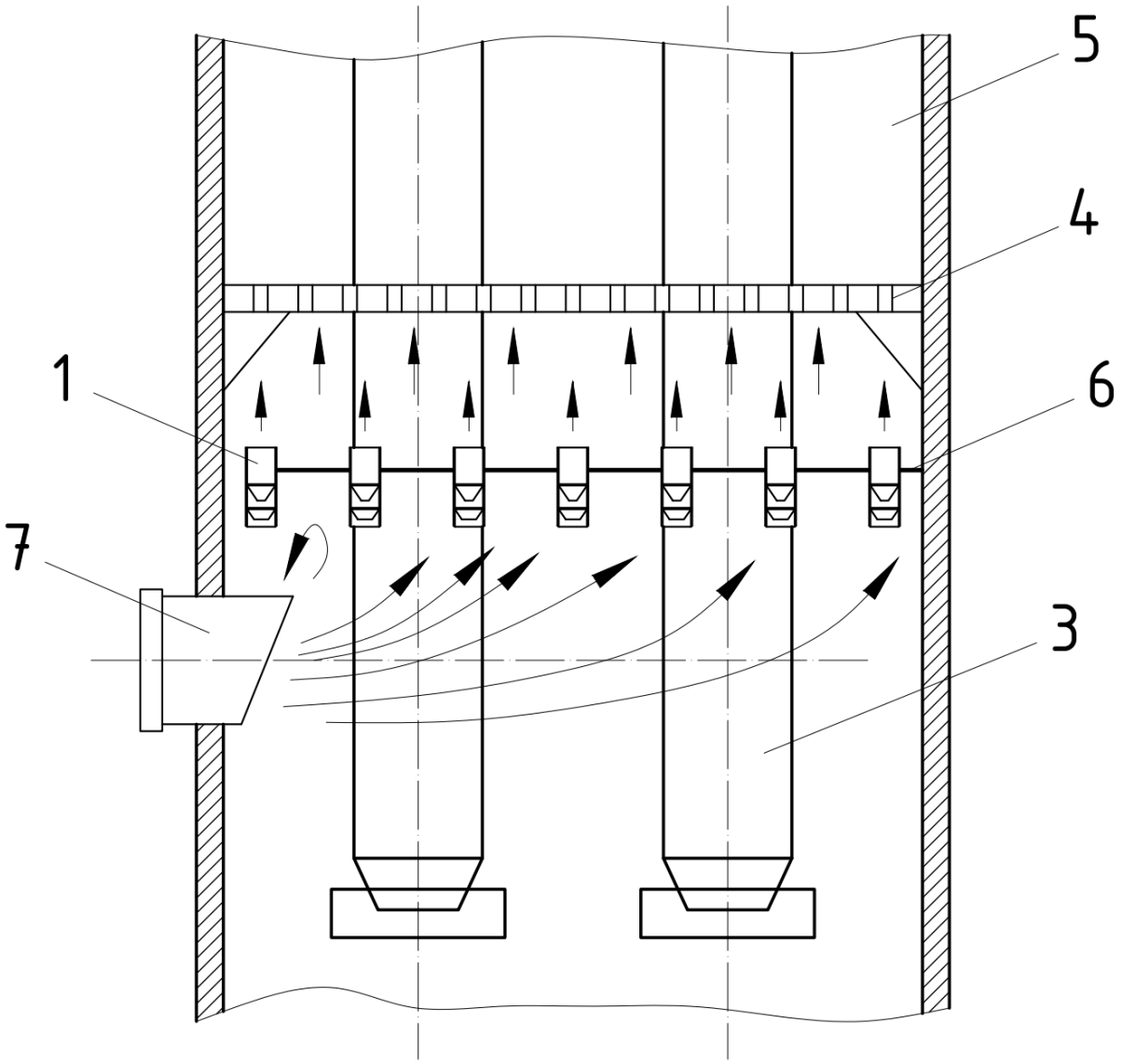


Рисунок 2.4 – Вузол вводу конвертованого газу в новий абсорбер відповідно до патенту №78789:

1 – корпус абсорбера; 2 – патрубок вводу пари (газу); 3 – зливні труби; 4 – перша тарілка; 5 – МЕА-розчин; 6 – розподільник газу; 7 – газовий клапан

Пристрій для однорідного розподілу пари (газу) в тепло- та масообмінних апаратах включає корпус з вмонтованим патрубком для введення пари (газу) і над патрубком напрямну будову, яка спрямовує пару (газ) на контактні елементи, напрямна будова являє собою глуху для рідини тарілку з вертикально вмонтованими саморегулюючими витрату пари (газу) клапанами, які виконані в вигляді патрубків, нижній зріз яких розташовано нижче полотна глухої тарілки, а в середині патрубків розміщені дифузори зі зменшеними по потоку вхідними отворами, де здійснюється змінне саморегулююче стиснення перерізу потоку, нижчий зріз першого по потоку дифузора не нижче зрізу патрубка, до того ж вхідні отвори дифузорів обладнані короткими циліндричними вставками, внутрішні твірні яких утворюють конфузор.

Запропонований пристрій однорідного розподілу пари (газу) для тепло- та масообмінних апаратів дозволить забезпечити широкий діапазон роботи внутрішнього контактного пристрою з максимально високою ефективністю. В той же час пристрій однорідного розподілу пари (газу) для тепло- та масообмінних апаратів потребує невеликі витрати на роботу та матеріали при виготовленні та ремонті [17].

3 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ РІВНОМІРНОСТІ РОЗПОДІЛУ ПОВІТРЯ

3.1 Опис схеми експериментальної установки

Досліджували рівномірність розподілу повітря при пропусканні його через перехідні патрубки на експериментальній установці, схема якої зображена на рис. 3.1 та рис. 3.2.

Повітря на установку подавали компресором 1, витрату регулювали вентилем 2 за показаннями ротаметра 3, розташованого на лінії подачі повітря до експериментальної колонки 8, закритою знизу глухим фланцем 7, а зверху – фланцем ізолювальним 10. У фланець 10 у підготовлених отворах були вмонтовані два перехідних патрубки 9. Місце сполучення патрубків з фланцем ізольоване.

Подача повітря відбувалася через один з підвідних патрубків 5, інші невикористані під час експерименту патрубки, закривалися гумовими пробками 4.

Повітря, розподілене у об’ємі колонки, піднімається угору та двома потоками проходить перехідні патрубки 9. Підвідні патрубки № I – VII розташовані на різній висоті експериментальної колонки (див. рис. 3.3). Під час виконання експерименту змінювалась висота патрубка, внаслідок чого змінювався розподіл потоків повітря перед входом до патрубків.

У патрубках 9 розташовані газові клапани 12 (див. рис. 3.4), оснащені або діафрагмою, або дифузором. В ході експерименту досліджувані елементи змінювались, що впливало на показання ротаметрів 13 та 14, сполучених з газовими клапанами за допомогою гнучких шлангів 6. Типи дослід жувальних елементів, що порівнювались, показані на рис. 3.5.

Метою було експериментальне дослідження рівномірності розподілу повітря за поперечним перерізом колонки при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки.

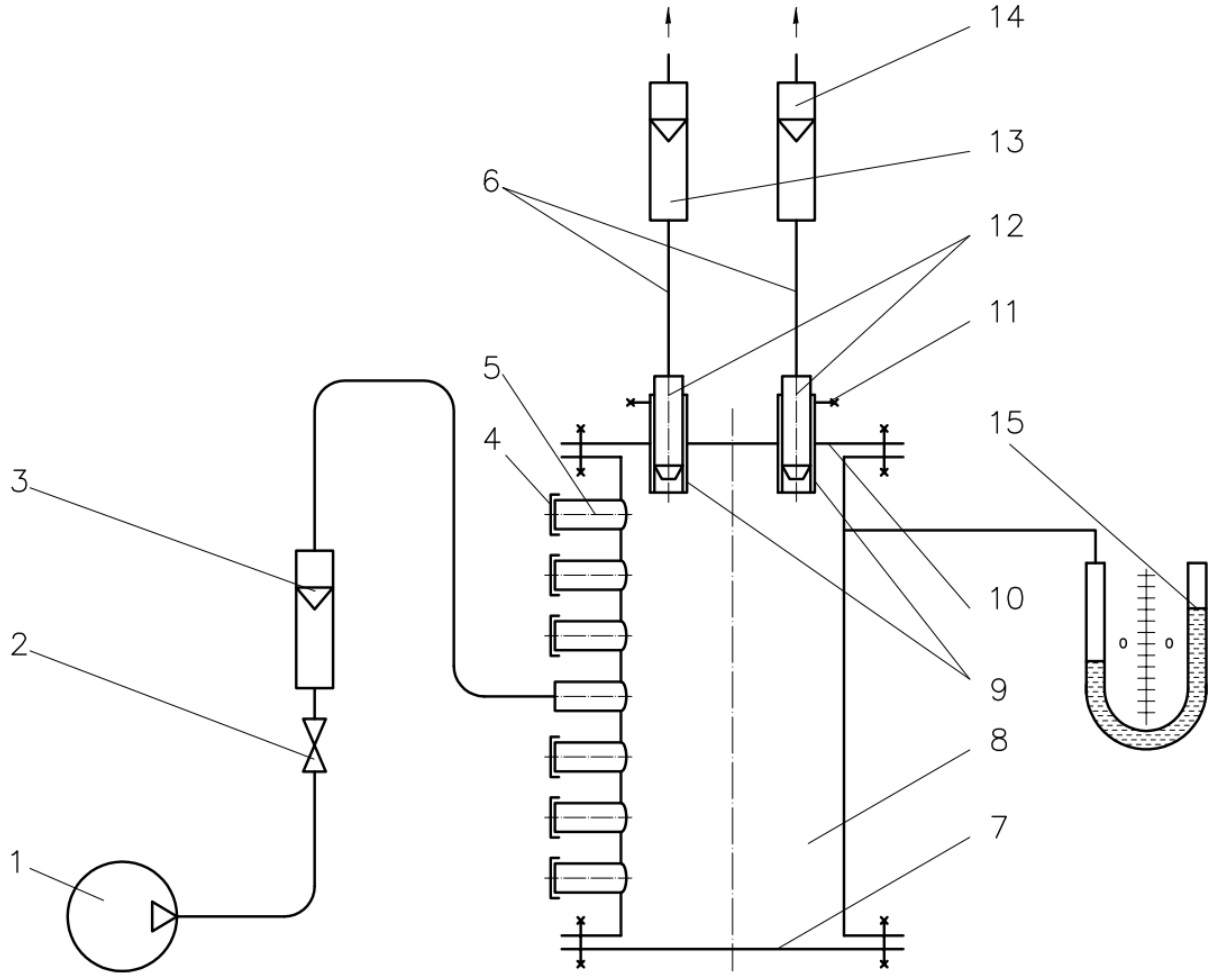


Рисунок 3.1 – Схема експериментальної установки:

1 – компресор; 2 – вентиль; 3 – ротаметр РС-7; 4 – гумові пробки; 5 – патрубки підвідні; 6 – шланги гнучкі; 7 – фланець глухий; 8 – колонка експериментальна; 9 – патрубки перехідні; 10 – фланець ізолювальний; 11 – гвинт стопорний; 12 – клапан газовий; 13 – ротаметр РС-5 №1; 14 – ротаметр РС-5 №2; 15 – диференціальний манометр

Рисунок 3.2 – Експериментальна установка:

1 – колонка експериментальна; 2 – ротаметр РС-7; 3 – ротаметр РС-5 №1; 4 – ротаметр РС-7 №2; 5 – диференціальний манометр

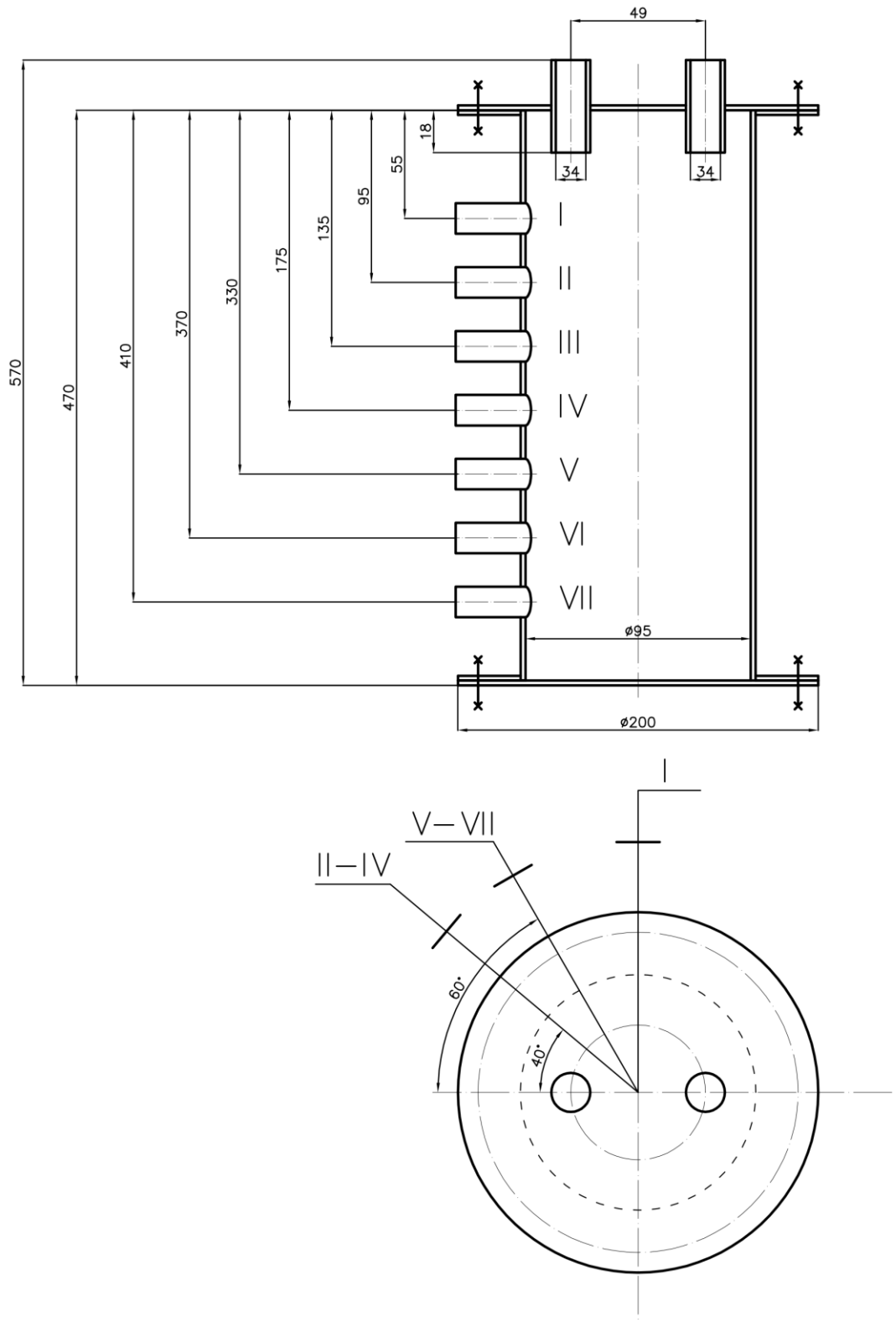


Рисунок 3.3 – Колонка експериментальна:

I – VII – номер патрубка підвідного

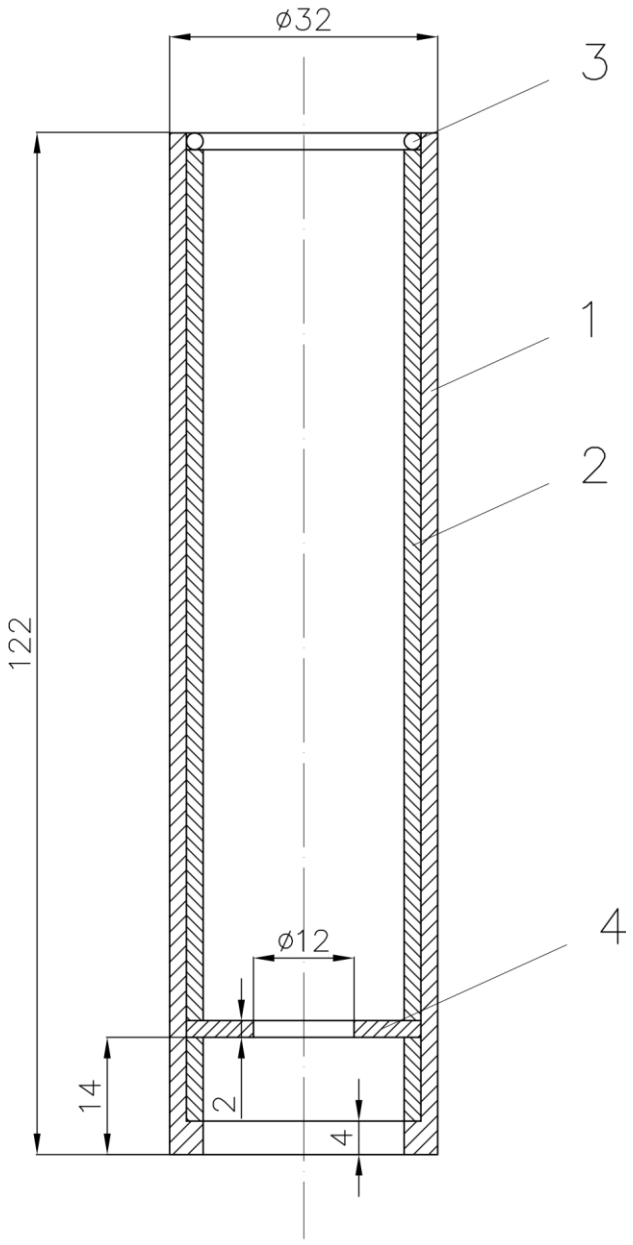


Рисунок 3.4 – Клапан газовий:

1 – трубка; 2 – втулка; 3 – кільце опорне; 4 – діафрагма (або дифузор)

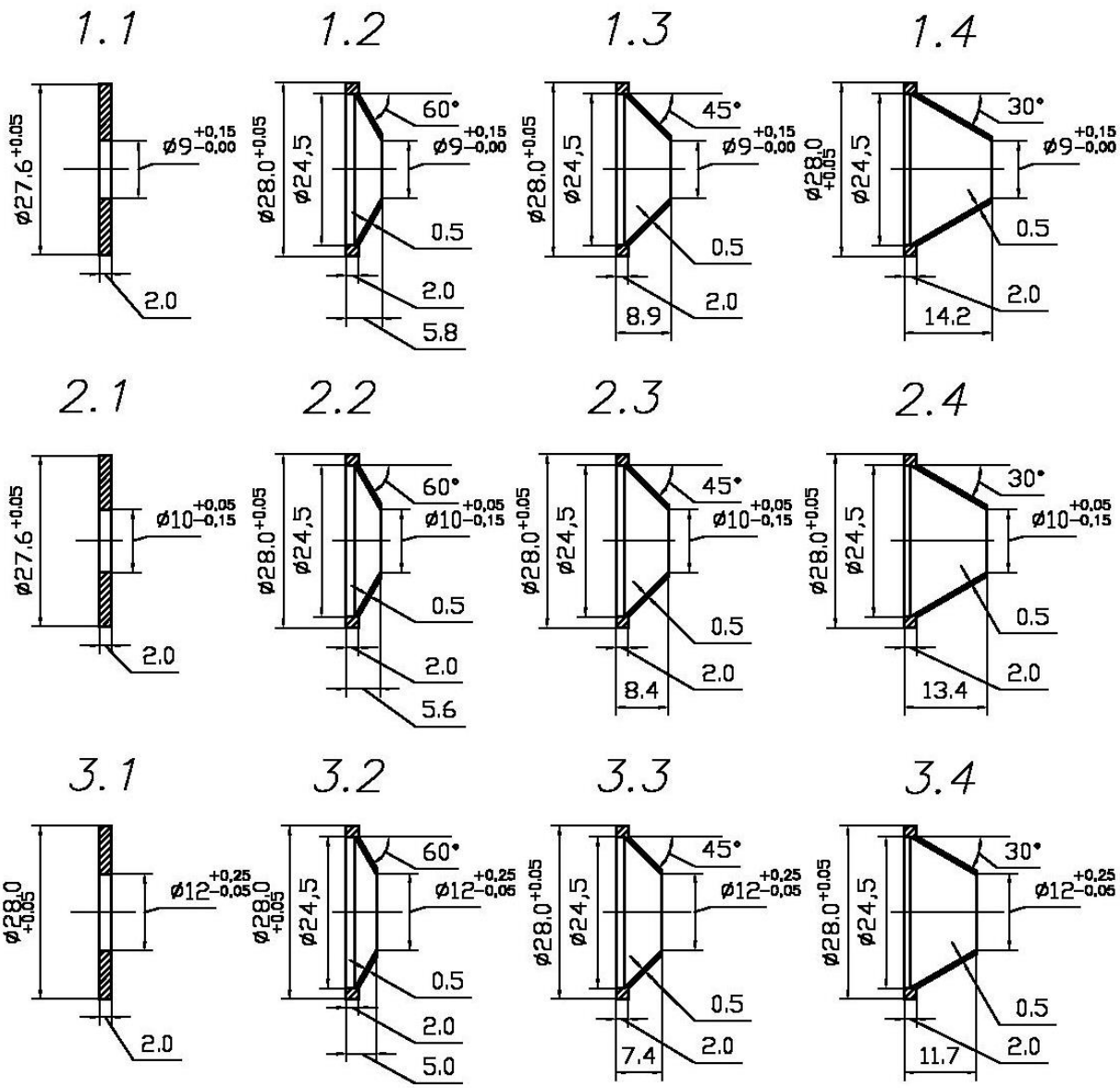


Рисунок 3.5 – Досліджувані елементи,
діафрагми та дифузори

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

В ході експерименту вимірювалась витрата повітря за допомогою ротаметрів.

Вихідні дані для обробки експериментальних даних:

$t_0 = 0\ ^0C$, $T_0 = 273{,}15$ К;

$P_0 = 1{,}013 \cdot 10^5$ Па

M = 28,96 кг/кмоль

$D = 95 \cdot 10^{-3}$ м

C = 111

$\mu_0 = 17{,}18 \cdot 10^{-6}$ Па · с

Порядок обробки експериментальних даних:

1. Густина повітря за нормальних умов

$$\rho_{\text{н.у.}} = \frac{\text{M}}{22{,}4}, \text{кг/м}^3 \tag{25}$$

2. Густина повітря за робочих умов

$$\rho_{\text{р.у.}} = \rho_{\text{н.у.}} \frac{\text{T}_0 \cdot \text{P}_{\text{роб}}}{(\text{T}_0 + t) \cdot \text{P}_0}, \text{кг/м}^3 \tag{26}$$

3. Об’ємна витрата повітря за ротаметром РС-7

$$V'_{\text{р}} = \frac{0{,}4317 \cdot N_{\text{р}} + 3{,}9169}{3600}, \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \tag{27}$$

4. Об’ємна витрата повітря за ротаметром РС-7 з врахуванням градуювання ротаметра

$$V_{\text{р}} = V'_{\text{р}} \sqrt{\frac{1{,}203}{\rho_{\text{р.у.}}}}, \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \tag{28}$$

5. Площа поперечного перерізу колонки

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4}, \text{м}^2 \tag{29}$$

6. Швидкість повітря в колонці

$$w = \frac{V_{\text{р}}}{S}, \text{м/с} \tag{30}$$

7. Коефіцієнт динамічної в’язкості повітря за робочих умов

$$\mu = \mu_0 \frac{273 + \text{С}}{\text{Т} + \text{С}} \cdot \left(\frac{\text{Т}}{273}\right)^{3/2}, \text{Па} \cdot \text{с} \tag{31}$$

8. Коефіцієнт кінематичної в’язкості повітря

$$\vartheta = \frac{\mu_0}{\rho_{\text{р.у.}}}, \text{м}^2/\text{с} \tag{32}$$

9. Число Рейнольдса в колонці

$$Re = \frac{w \cdot D}{\vartheta} \tag{33}$$

10. Об’ємна витрата повітря за ротаметром РС-5 №1

$$V_{\text{р1}} = \frac{0{,}067 \cdot N_{\text{р1}} + 0{,}7241}{3600}, \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \tag{34}$$

11. Об’ємна витрата повітря за ротаметром РС-5 №2

$$V_{\text{р2}} = \frac{0{,}0683 \cdot N_{\text{р2}} + 0{,}6045}{3600}, \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \tag{35}$$

12. Коефіцієнт рівності витрат повітря за ротаметрами

$$\text{К} = \left|\frac{V_{\text{р1}} - V_{\text{р2}}}{V_{\text{р1}} + V_{\text{р2}}}\right| \cdot 100\% \tag{36}$$

При ідеальному розподілу потоку коефіцієнт рівномірності наближається до одиниці, у противному разі віддаляється від одиниці

13. Відносна похибка розрахунку витрати повітря

$$\delta = \left|\frac{V_{\text{р}} - \left(V_{\text{р1}} + V_{\text{р2}}\right)}{V_{\text{р1}} + V_{\text{р2}}}\right| \cdot 100\% \tag{37}$$

Для заміру витрати повітря використовували ротаметри – прибори для виміру витрати методом постійного перепаду тисків.

Потік рідини або газу, що проходить через ротаметр, підіймають поплавок догори до тих пір, доки кільцева щілина між тілом поплавка та стінами конусної трубки не досягне такої величини, при якій діючі на

поплавок сили урівноважуються. При рівновазі сил поплавок встановлюється на деякій висоті, яка залежить від витрати.

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

Ротаметр зі скляною трубкою (див. рис. 3.6) складається з конічної трубки 1, що закріплена в двох металевих голівках 2 та 3, які оснащені сальниками та фланцями для монтажу в вертикальному трубопроводі. Головки сполучені декількома тягами 4, що утворюють разом з поперечниками 5 захисну решітку довкола скляної трубки. Всередині трубки 1 вільно переміщується поплавок 6, що має форму вовчка. В нижній голівці мається сідло, на яке опускається поплавок при припиненні потоку. Верхня голівка оснащена обмежувачем ходу поплавка. Сідло та обмежувач ходу не дозволяють поплавку вийти за межі скляно трубки. Шкала 7 прибору витравлена на поверхні скляної трубки; відлік ведуть за верхньою горизонтальною площиною поплавка.

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

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

Розглянутий тип ротаметрів має наступні недоліки: неможливість регістрації показників та передачі їх на відстань, недостатня чіткість шкал приборів. [18].

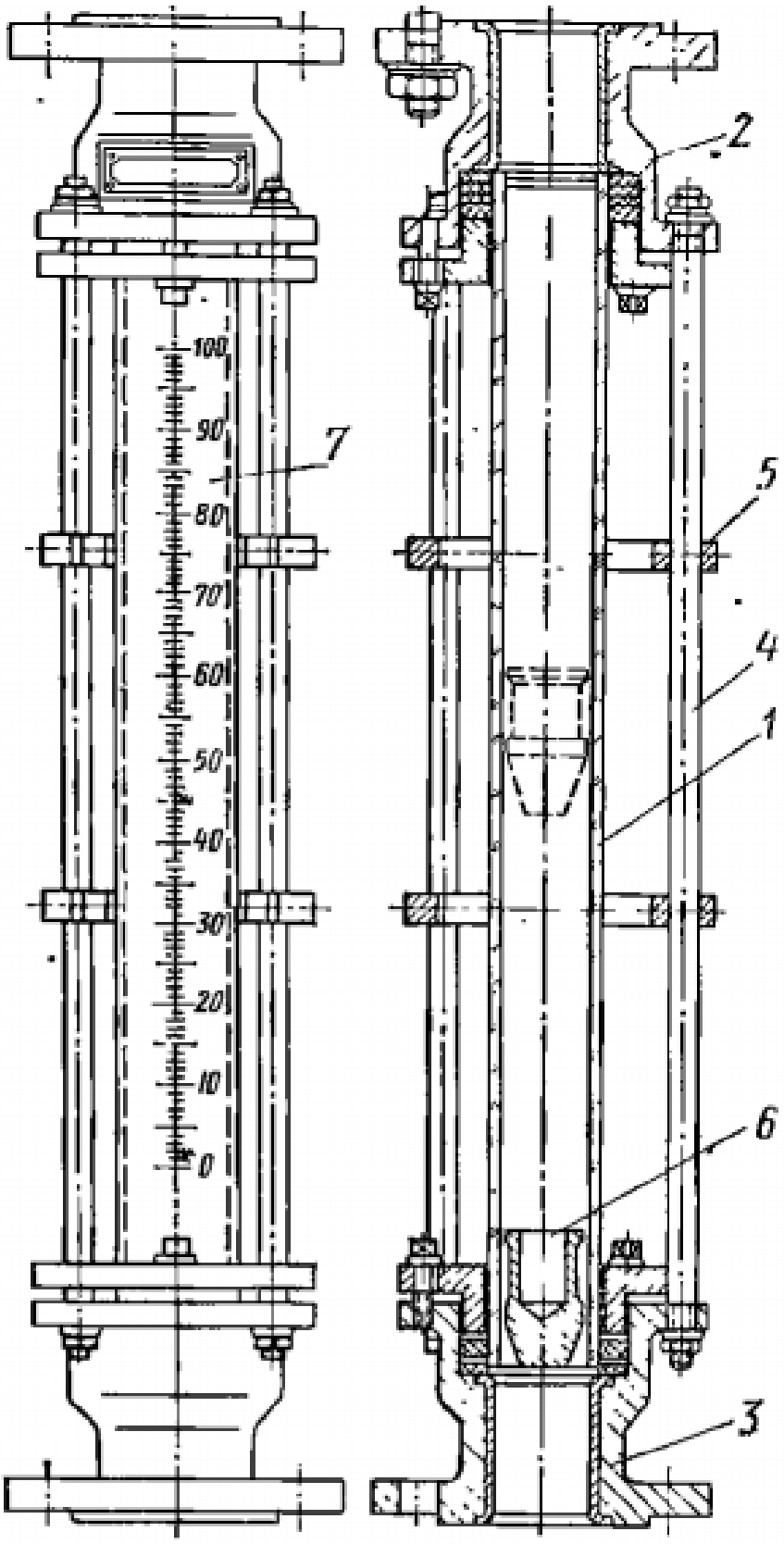


Рисунок 3.6 – Ротаметр зі скляною конусною трубкою:
1 – скляна конічна трубка; 2, 3 – металеві голівки; 4 – тяги; 5 – поперечини; 6 – поплавок; 7 – шкала

Проведено градуювання ротаметрів РС-7, РС-5 № 1 та РС-5 №2. Результати відображено у табл. 3.1 – 3.3.

Таблиця 3.1 – Дані з градуювання ротаметра РС-7

$N_р$, число поділок	$V_р$, $м^3$/год
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

Таблиця 3.2 – Дані з градуювання ротаметра РС-5 №1

$N_р$, число поділок	$V_р$, $м^3$/год
0	0,95
10	1,48
20	2
30	2,5
40	3,3
50	4,1
60	4,7
70	5,3
80	6,1
90	6,9
100	7,5

Таблиця 3.3 – Дані з градуювання ротаметра РС-5 №2

$N_р$, число поділок	$V_р$, $м^3$/год
0	0,86
10	1,38
20	1,9
30	2,4
40	3,2
50	4
60	4,7
70	5,3
80	6,1
90	6,9
100	7,5

За експериментальними даними побудовано градуювальні графіки 3.7 – 3.9

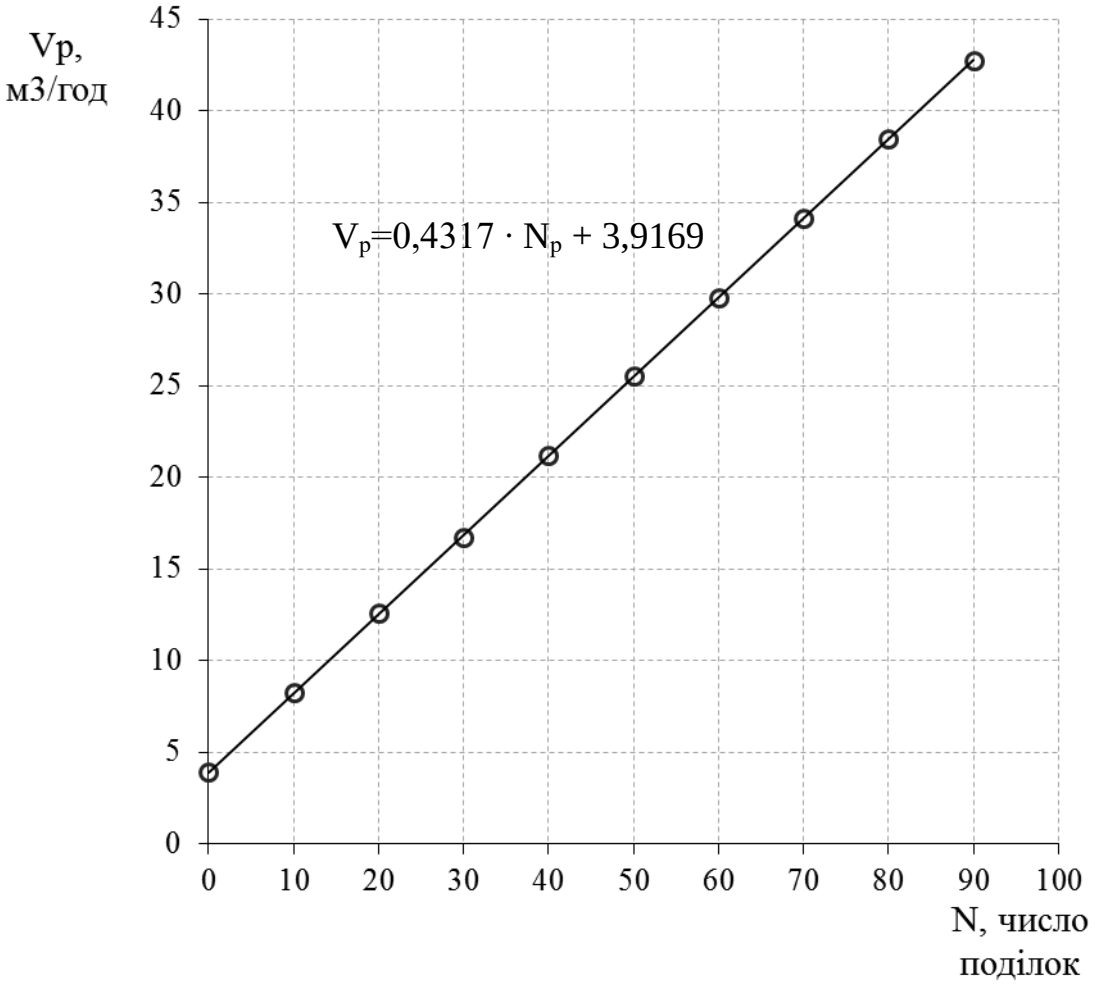


Рисунок 3.7 – Градуювальна характеристика ротаметра РС-7;

V_p=0,4317 · N_p + 3,9169;

N_p – число поділок; V_p – об’ємна витрата повітря, м^3/год

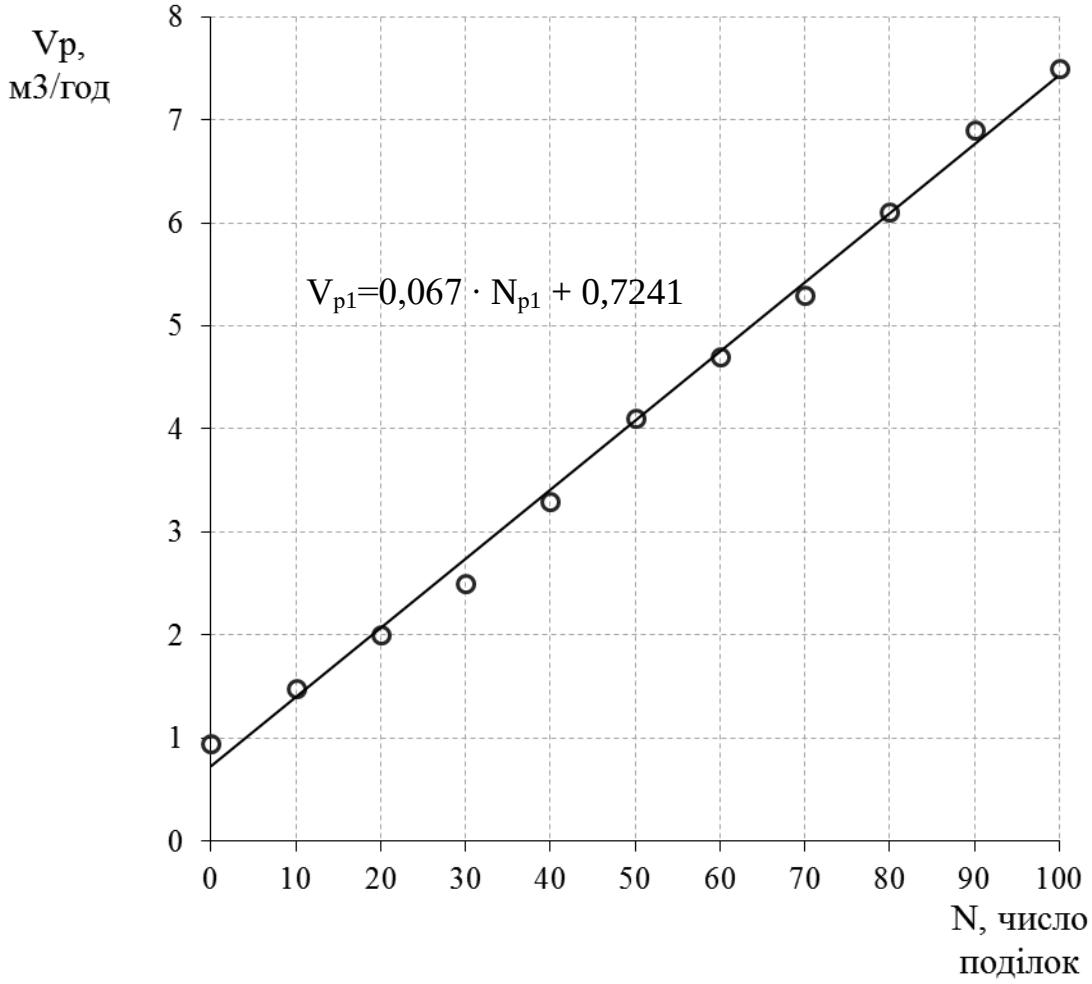


Рисунок 3.8 – Градуювальна характеристика ротаметра РС-5 №1;

V_{p1}=0,067 · N_{p1} + 0,7241;

N_{p1} – число поділок; V_{p1} – об’ємна витрата повітря, $м^3$/год

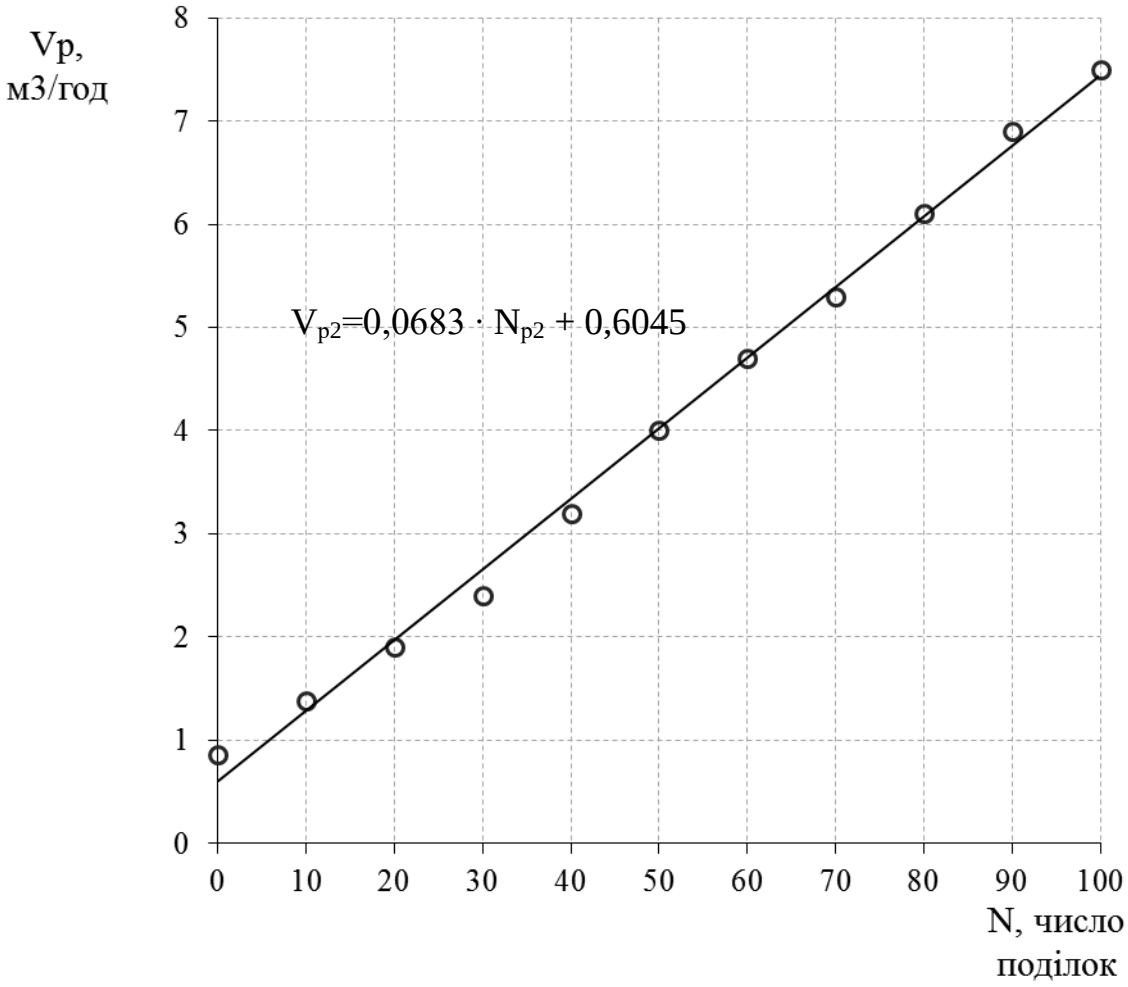


Рисунок 3.9 – Градуювальна характеристика ротаметра РС-5 №2;

V_{p2}=0,0683 · N_{p2} + 0,6045;

N_{p2} – число поділок; V_{p2} – об’ємна витрата повітря, $м^3$/год

Для вимірювання різниці двох тисків використовували диференціальний манометр. Даний прилад підходить для контролю забруднення фільтрів, вимірювання рівня в закритих ємностях, вимірювання надлишкового тиску в чистих приміщеннях, вимірювання потоку газоподібних і рідких середовищ, а також контролю насосних установок.

U-подібний манометр – це рідинний манометр, що складається зі сполучених сосудів, в яких вимірюваний тиск визначають по одному або декількох рівнях рідини.

В U-подібних скляних манометрах вільний кінець трубки сполучається з атмосферою, а до іншого кінця підводиться вимірюваний тиск. Найпростіша схема вимірювання тиску рідинним скляним манометром показана на рисунку 3.10.

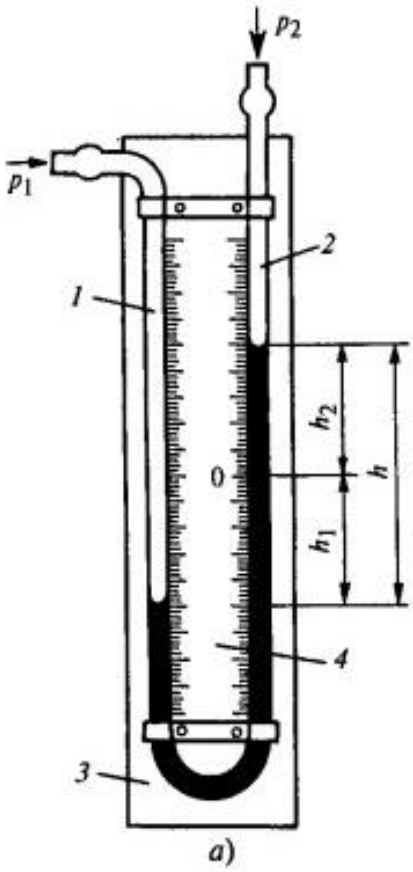


Рисунок 3.10 – Диференціальний манометр:
1 – вертикальні скляні U-подібні трубки; 3 – основа; 4 – дошка з нанесеною шкалою

Атмосферний тиск $P_{атм}$ впливає на один кінець U-подібної трубки, частково заповненою робочою рідиною. Інший кінець трубки за допомогою різного роду підвідних пристроїв з'єднаний з областю вимірюваного тиску $P_{абс}$. При $P_{абс} > P_{атм}$ рідина, що знаходиться в частині підведеного вимірюваного тиску, буде витіснятися в частину, сполучену з атмосферою. В результаті між рівнями рідин, що знаходяться в різних частинах U-подібної трубки, утворюється стовп рідини, висота h якого визначається з виразу:

$$h = (P_{абс} – P_{атм}) / ((\rho_р – \rho_{атм})g) \quad (38)$$

Висота стовпа робочої рідини h складається з двох частин: висоти h_1, що представляє зниження стовпа рідини щодо початкового – «нульового» рівня, і висоти h_2 – що відображає його підвищення в іншій частині U-подібної трубки, тобто збільшення щодо початкового положення – («нуля»).

Щільністю навколишнього середовища, тобто повітря через умову $\rho_р » \rho_{атм}$ можна знехтувати. Залежність (38) може бути представлена як

$$h = p_{над} / (\rho_р g) \quad (39)$$

З (39) вимірюваний надлишковий тиск, що визначається за допомогою скляного рідинного диференційного манометра, може визначатися як

$$p_{над} = h \rho_р g \quad (10)$$

При замірювання витрати газу часто необхідно приводити стан газу до нормальних умов.

Дифманометри виготовляють згідно ГОСТ 18140-84.

Для забезпечення коректності вимірювань обов'язковим є очищення внутрішніх поверхонь скляних трубок від пилу і бруду. З цією метою скляні рідинні манометри промивають насиченим розчином біхромату калію в сірчаної кислоти, потім – спиртом і водою [18].

3.3 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома порожніми короткими патрубками

Досліджували розподіл повітря за двома порожніми патрубками Ø 24 мм (підключаємі патрубки I, V, VII). Результати експериментів та обробки даних представлено у табл. 3.4 – 3.9.

Таблиця 3.4 – Експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми патрубками Ø 24 мм: дата 19.06.19, t=24 ^{0}C, P=1,001·10^5 Па, підключаємий патрубок I

Nз/п	N_p, число поділок	N_{p1}, число поділок	N_{p2}, число поділок	ΔP, мм. вод. ст.
1	4	18	40	30
2	8	35	55	33
3	12	51	71	37
4	16	70	87	41
5	20	85	107	47

Таблиця 3.5 – Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми патрубками Ø 24 мм: дата 19.06.19, t=24 ^{0}C, P=1,001·10^5 Па, підключаємий патрубок I

Nз/п	N_p, число поділок	W, м/с	Re	V_{p1}, м^3/с	V_{p2}, м^3/с	δ, %	K, %
1	4	0,22	21040,6	1,93	3,33	8,52	-26,7
2	8	0,29	27369,1	3,07	4,36	0,06	-17,4
3	12	0,36	33697,3	4,14	5,45	-4,6	-13,7
4	16	0,43	40025,5	5,41	6,55	-9,1	-9,47
5	20	0,49	46353,7	6,42	7,91	-12,14	-10,42

Таблиця 3.6 – Експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми патрубками Ø 24 мм: дата 19.06.19, t=24 ^{0}C, P=1,001·10^5 Па, підключаємий патрубок V

Nз/п	N_p, число поділок	N_{p1}, число поділок	N_{p2}, число поділок	ΔP, мм. вод. ст.
1	4	18	39	30
2	8	35	53	35
3	12	52	73	39
4	16	70	87	40
5	20	84	106	46

Таблиця 3.7 – Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми патрубками Ø 24 мм: дата 19.06.19, t=24 ^{0}C, P=1,001·10^5 Па, підключаємий патрубок V

Nз/п	N_p, число поділок	W, м/с	Re	V_{p1}, м^3/с	V_{p2}, м^3/с	δ, %	К, %
1	4	0,22	21040,6	1,86	3,27	11,4	-27,38
2	8	0,29	27369,1	3,07	4,22	1,94	-15,84
3	12	0,36	33697,3	4,21	5,59	-6,6	-14,11
4	16	0,43	40025,5	5,41	6,55	-9,09	-9,47
5	20	0,49	46353,7	6,35	7,84	-11,3	-10,51

Таблиця 3.8 – Експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми патрубками Ø 24 мм: дата 19.06.19, t=24 ^{0}C, P=1,001·10^5 Па, підключаємий патрубок VII

Nз/п	N_p, число поділок	N_{p1}, число поділок	N_{p2}, число поділок	ΔP, мм. вод. ст.
1	4	18	39	20
2	8	35	54	25
3	12	51	70	36
4	16	68	87	40
5	20	87	105	47

Таблиця 3.9 – Розрахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома порожніми патрубками Ø 24 мм: дата 19.06.19, t=24 ^{0}C, P=1,001·10^5 Па, підключаємий патрубок VII

Nз/п	N_p, число поділок	W, м/с	Re	V_{p1}, м^3/с	V_{p2}, м^3/с	δ, %	K, %
1	4	0,22	21040,6	1,93	3,27	9,95	-25,74
2	8	0,29	27369,1	3,07	4,3	0,99	-16,62
3	12	0,36	33697,3	4,14	5,39	-3,91	-13,06
4	16	0,42	40025,5	5,28	6,55	-8,06	-10,71
5	20	0,49	46353,7	6,55	7,78	-12,12	-8,53

3.4 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома короткими патрубками з діафрагмою діаметром 12 мм

Досліджували розподіл повітря за двома короткими патрубками з діафрагмами $Ø13^{+0,1}_{-0,1}$ та $Ø13^{+0,0}_{-0,0}$ мм (підключаємі патрубки I, V, VII). Результати експериментів та обробки даних представлено у табл. 3.10 – 3.15.

Таблиця 3.10 – Експериментальні дані з розподілу повітря за двома короткими патрубками з діафрагмами $Ø13^{+0,1}_{-0,1}$ та $Ø13^{+0,0}_{-0,0}$ мм: дата 19.11.19, t=23 ^{0}C, P=1,017·10^5 Па, підключаємий патрубок I

Nз/п	N_p, число поділок	N_{p1}, число поділок	N_{p2}, число поділок	ΔP, мм. вод. ст.
1	4	23	35	32
2	8	39,5	51,5	34
3	12	58,5	69	40
4	16	75	86	50
5	20	90	101,5	57

Таблиця 3.11 – Рорахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома короткими патрубками з діафрагмами $Ø13^{+0,1}_{-0,1}$ та $Ø13^{+0,0}_{-0,0}$ мм: дата 19.11.19, t=23 ^{0}C, P=1,017·10^5 Па, підключаємий патрубок I

Nз/п	N_p, число поділок	W, м/с	Re	V_{p1}, м^3/с	V_{p2}, м^3/с	δ, %	К, %
1	4	0,22	21040,6	2,27	2,99	8,66	-13,88
2	8	0,29	27369,1	3,37	4,12	-0,77	-10,03
3	12	0,36	33697,3	4,64	5,32	-8,1	-6,76
4	16	0,43	40025,5	5,75	6,47	-11,08	-5,96
5	20	0,49	46353,7	6,75	7,54	-11,89	-5,48

Таблиця 3.12 – Експериментальні дані з розподілу повітря за двома короткими патрубками з діафрагмами $Ø13^{-0,1}_{+0,1}$ та $Ø13^{-0,0}_{+0,0}$ мм: дата 19.11.19, t=23 ^{0}C, P=1,017·10^5 Па, підключаємий патрубок V

Nз/п	N_p, число поділок	N_{p1}, число поділок	N_{p2}, число поділок	ΔP, мм. вод. ст.
1	4	23	35,5	31
2	8	38	51	35
3	12	57,5	69	40
4	16	73,5	84	48
5	20	89,5	100	56

Таблиця 3.13 – Рорахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома короткими патрубками з діафрагмами $Ø13^{-0,1}_{+0,1}$ та $Ø13^{-0,0}_{+0,0}$ мм: дата 19.11.19, t=23 ^{0}C, P=1,017·10^5 Па, підключаємий патрубок V

Nз/п	N_p, число поділок	W, м/с	Re	V_{p1}, м^3/с	V_{p2}, м^3/с	δ, %	К, %
1	4	0,22	21040,6	2,27	3,03	7,96	-14,49
2	8	0,29	27369,1	3,27	4,09	1,04	-11,11
3	12	0,36	33697,3	4,58	5,32	-7,48	-7,49
4	16	0,43	40025,5	5,65	6,34	-9,32	-5,78
5	20	0,49	46353,7	6,72	7,43	-11,04	-5,04

Таблиця 3.14 – Експериментальні дані з розподілу повітря за двома короткими патрубками з діафрагмами $Ø13^{-0,1}_{+0,1}$ та $Ø13^{-0,0}_{+0,0}$ мм: дата 19.11.19, t=23 ^{0}C, P=1,017·10^5 Па, підключаємий патрубок VII

Nз/п	N_p, число поділок	N_{p1}, число поділок	N_{p2}, число поділок	ΔP, мм. вод. ст.
1	4	23	35,5	30
2	8	39,5	51,5	36
3	12	56,5	68,5	40
4	16	74,5	85	49
5	20	89	100	57

Таблиця 3.15 – Рорахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома короткими патрубками з діафрагмами $Ø13^{-0,1}_{+0,1}$ та $Ø13^{-0,0}_{+0,0}$ мм: дата 19.11.19, t=23 ^{0}C, P=1,017·10^5 Па, підключаємий патрубок VII

Nз/п	N_p, число поділок	W, м/с	Re	V_{p1}, м^3/с	V_{p2}, м^3/с	δ, %	К, %
1	4	0,22	21040,6	2,27	3,03	7,96	-14,43
2	8	0,29	27369,1	3,27	4,12	-0,77	-10,03
3	12	0,36	33697,3	4,51	5,28	-6,52	-7,89
4	16	0,43	40025,5	5,72	6,41	-10,33	-5,73
5	20	0,49	46353,7	6,69	7,43	-10,83	-5,29

3.5 Експериментальне дослідження розподілу повітря за двома короткими патрубками з дифузорами

Досліджували розподіл повітря за двома короткими патрубками з дифузорами $Ø13{,}5^{-0{,}00}_{+0{,}1}$ та $Ø13{,}5^{-0{,}2}_{-0{,}1}$ мм, l = 7,5 мм, α = 60º (підключаємі патрубки I, VII). Результати експериментів та обробки даних представлено у табл. 3.16 – 3.19.

Таблиця 3.16 – Експериментальні дані з розподілу повітря за двома короткими патрубками з дифузорами $Ø13{,}5^{-0{,}00}_{+0{,}1}$ та $Ø13{,}5^{-0{,}2}_{-0{,}1}$ мм, l = 7,5 мм, α = 60º: дата 02.12.19, t=22 ^{0}C, P=1,017·10^5 Па, підключаємий патрубок I

Nз/п	N_p, число поділок	N_{p1}, число поділок	N_{p2}, число поділок	ΔP, мм. вод. ст.
1	4	25	35	27
2	8	40	50	30
3	12	59	68	35
4	16	77	84	42
5	20	92	99	50

Таблиця 3.17 – Рорахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома короткими патрубками з дифузорами $Ø13{,}5^{-0{,}00}_{+0{,}1}$ та $Ø13{,}5^{-0{,}2}_{-0{,}1}$ мм, l = 7,5 мм, α = 60º: дата 02.12.19, t=22 ^{0}C, P=1,017·10^5 Па, підключаємий патрубок I

Nз/п	N_p, число поділок	W, м/с	Re	V_{p1}, м^3/с	V_{p2}, м^3/с	δ, %	K, %
1	4	0,22	22350,6	2,4	2,99	5,83	-11,05
2	8	0,29	29072,7	3,4	4,02	0,03	-8,29
3	12	0,36	35794,8	4,68	5,25	-7,89	-5,76
4	16	0,43	42516,9	5,88	6,34	-11,17	-3,75
5	20	0,49	49239	6,89	7,37	-11,77	-3,35

Таблиця 3.18 – Експериментальні дані з розподілу повітря за двома короткими патрубками з дифузорами $Ø13{,}5^{+0{,}1}_{-0{,}00}$ та $Ø13{,}5^{-0{,}1}_{-0{,}2}$ мм, l = 7,5 мм, α = 60º: дата 02.12.19, t=22 ^{0}C, P=1,017·10^5 Па, підключаємий патрубок VII

Nз/п	N_p, число поділок	N_{p1}, число поділок	N_{p2}, число поділок	ΔP, мм. вод. ст.
1	4	23	34	27
2	8	41	50	31
3	12	60	68	35
4	16	76	83	42
5	20	91	97	49

Таблиця 3.19 – Рорахункові експериментальні дані з розподілу повітря за двома короткими патрубками з дифузорами $Ø13{,}5^{+0{,}1}_{-0{,}00}$ та $Ø13{,}5^{-0{,}1}_{-0{,}2}$ мм, l = 7,5 мм, α = 60º: дата 02.12.19, t=22 ^{0}C, P=1,017·10^5 Па, підключаємий патрубок VII

Nз/п	N_p, число поділок	W, м/с	Re	V_{p1}, м^3/с	V_{p2}, м^3/с	δ, %	К, %
1	4	0,22	22350,6	2,27	2,93	9,96	-12,74
2	8	0,29	29072,7	3,47	4,02	-0,87	-7,32
3	12	0,36	35794,8	4,74	5,25	-8,51	-5,05
4	16	0,43	42516,9	5,81	6,27	-10,17	-3,78
5	20	0,49	49239	6,82	7,23	-10,49	-2,91

4 ОБГОВОРЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕННЯ

На основі отриманих експериментальних даних при дослідженні рівномірності розподілу повітря у колонці будуємо графічні залежності витрати повітря *V, м³/с* від його швидкості *w, м/с* для випадків підключення різних досліджуваних елементів та різної висоти підключаємого патрубка (див. рис. 4.1 – 4.6).

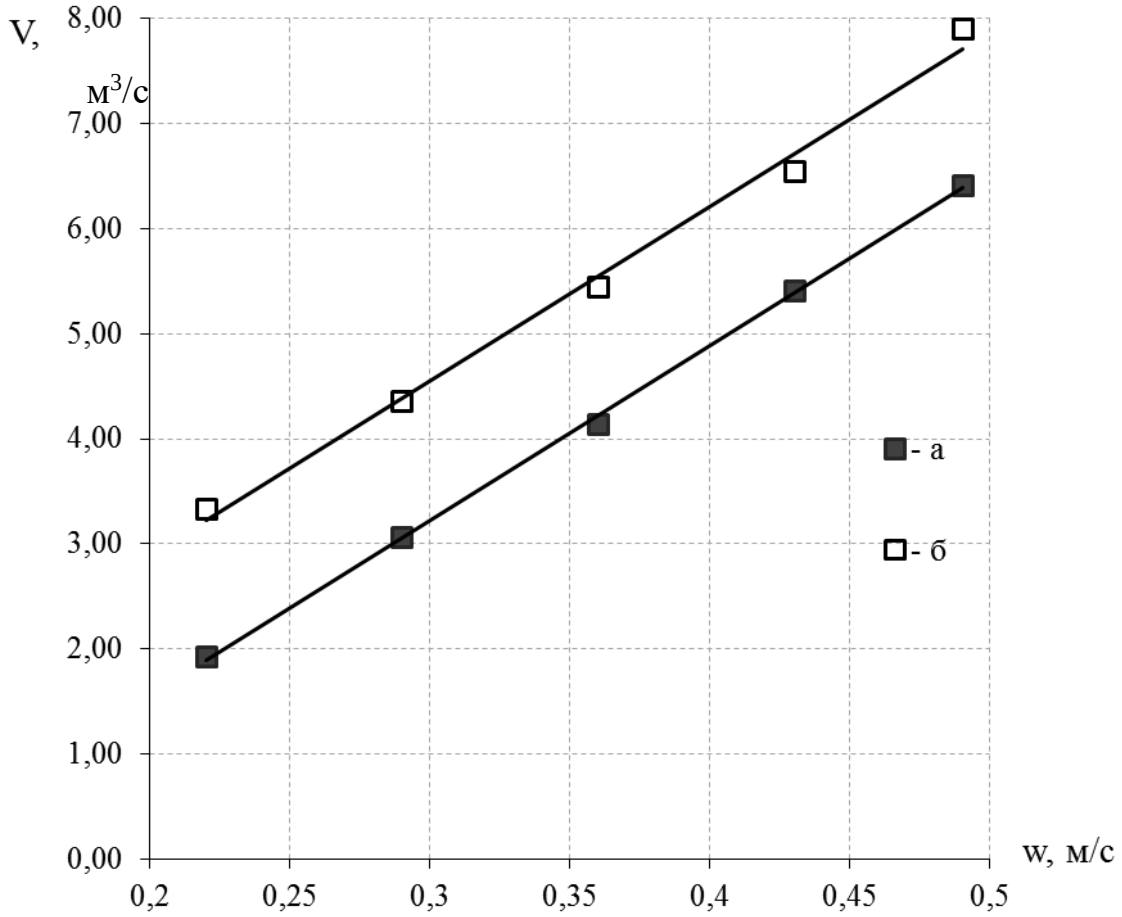


Рисунок 4.1 – Залежність об'ємної витрати повітря, що проходить через два порожніх патрубка Ø24мм, від швидкості повітря в колонці для випадку підключення повітря до вхідного патрубка І:
а – патрубок №1; б – патрубок №2

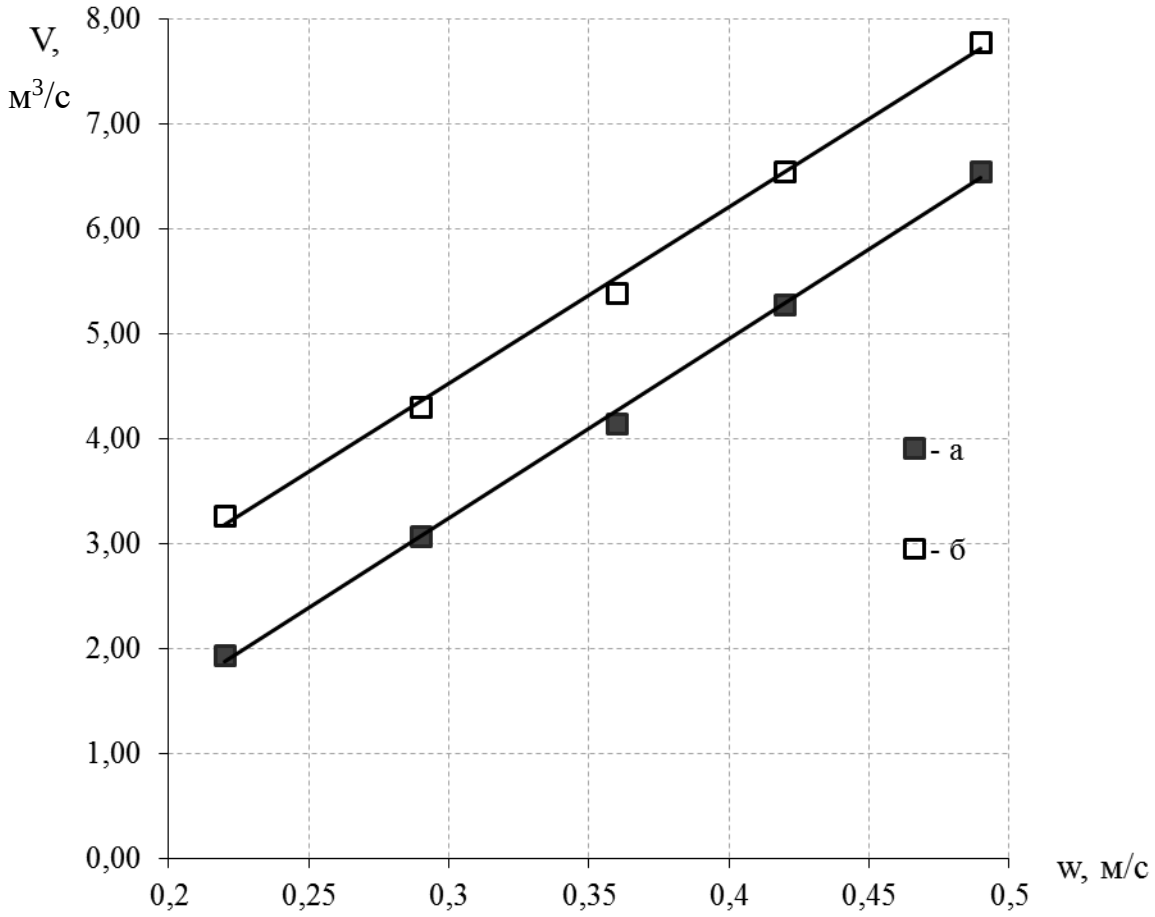


Рисунок 4.2 – Залежність об’ємної витрати повітря, що проходить через два порожніх патрубка Ø24мм, від швидкості повітря в колонці для випадку підключення повітря до вхідного патрубка VII:
а – патрубок №1; б – патрубок №2

Встановлено, що в разі відсутності гідравлічного опору на виході з колонки, випадок з двома порожніми патрубками, розподіл повітря за поперечним перерізом колонки краще розподіляється зі збільшенням відстані від місця вводу повітря до порожніх патрубків.

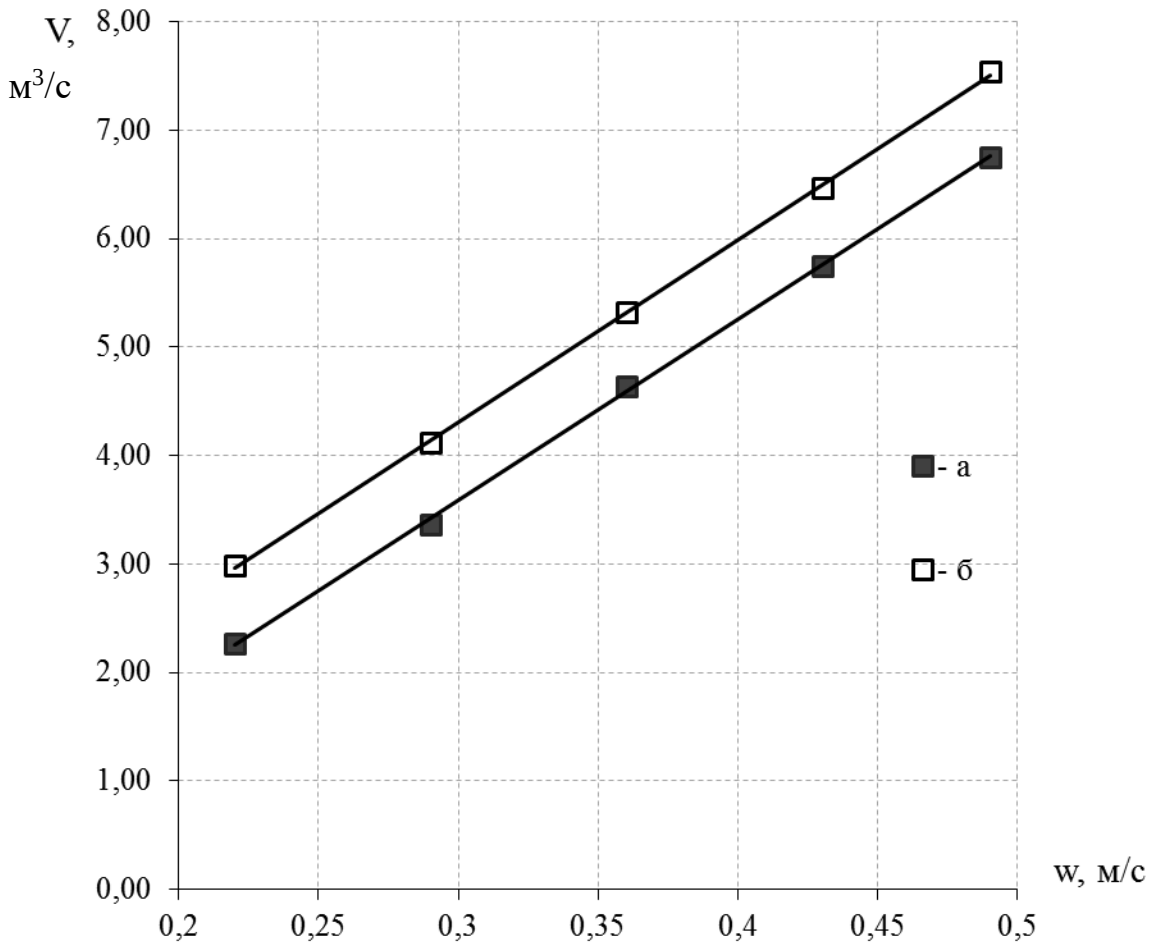


Рисунок 4.3 – Залежність об’ємної витрати повітря, що проходить через два двома коротких патрубка з діафрагмами $Ø13^{+0,1}_{-0,1}$ та $Ø13^{+0,0}_{-0,0}$ мм, від швидкості повітря в колонці для випадку підключення повітря до вхідного патрубка І:

а – патрубок №1; б – патрубок №2

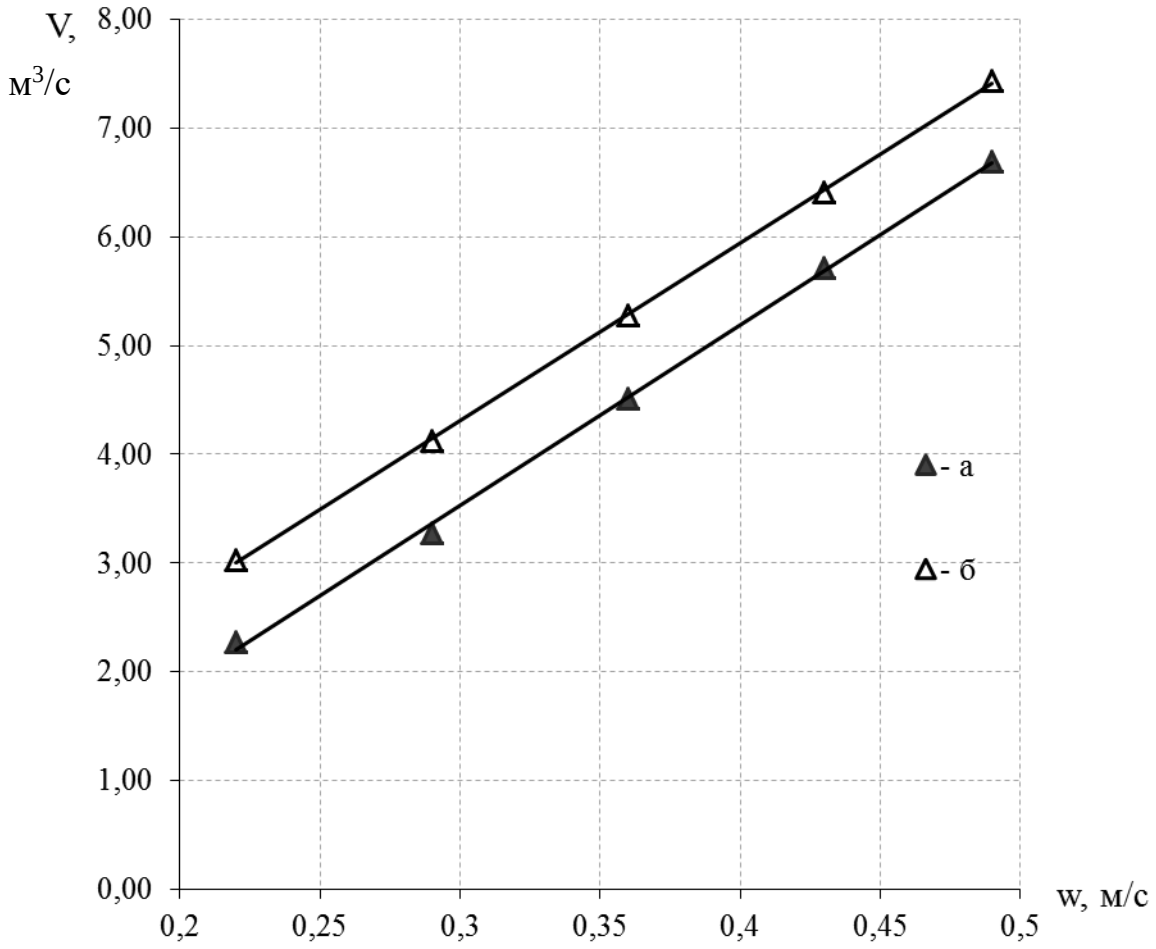


Рисунок 4.4 – Залежність об’ємної витрати повітря, що проходить через два двома коротких патрубка з діафрагмами $Ø13^{+0,1}_{-0,1}$ та $Ø13^{+0,0}_{-0,0}$ мм, від швидкості повітря в колонці для випадку підключення повітря до вхідного патрубка VII:

а – патрубок №1; б – патрубок №2

Підтверджено, що в разі наявності гідравлічного опору на виході з колонки, випадок з двома патрубками, які оснащені діафрагмами з вихідним отвором діаметром 13 мм, розподіл повітря за поперечним перерізом колонки також краще розподіляється зі збільшенням відстані від місця вводу повітря до порожніх патрубків. Водночас при істотному значенні гідравлічного опору на виході з колонки, коли діафрагми мають невеликий вихідний отвір, коефіцієнт рівномірності (К) наближається до одиниці, що вказує на наближення профілю швидкості повітря на виході з колонки до рівності.

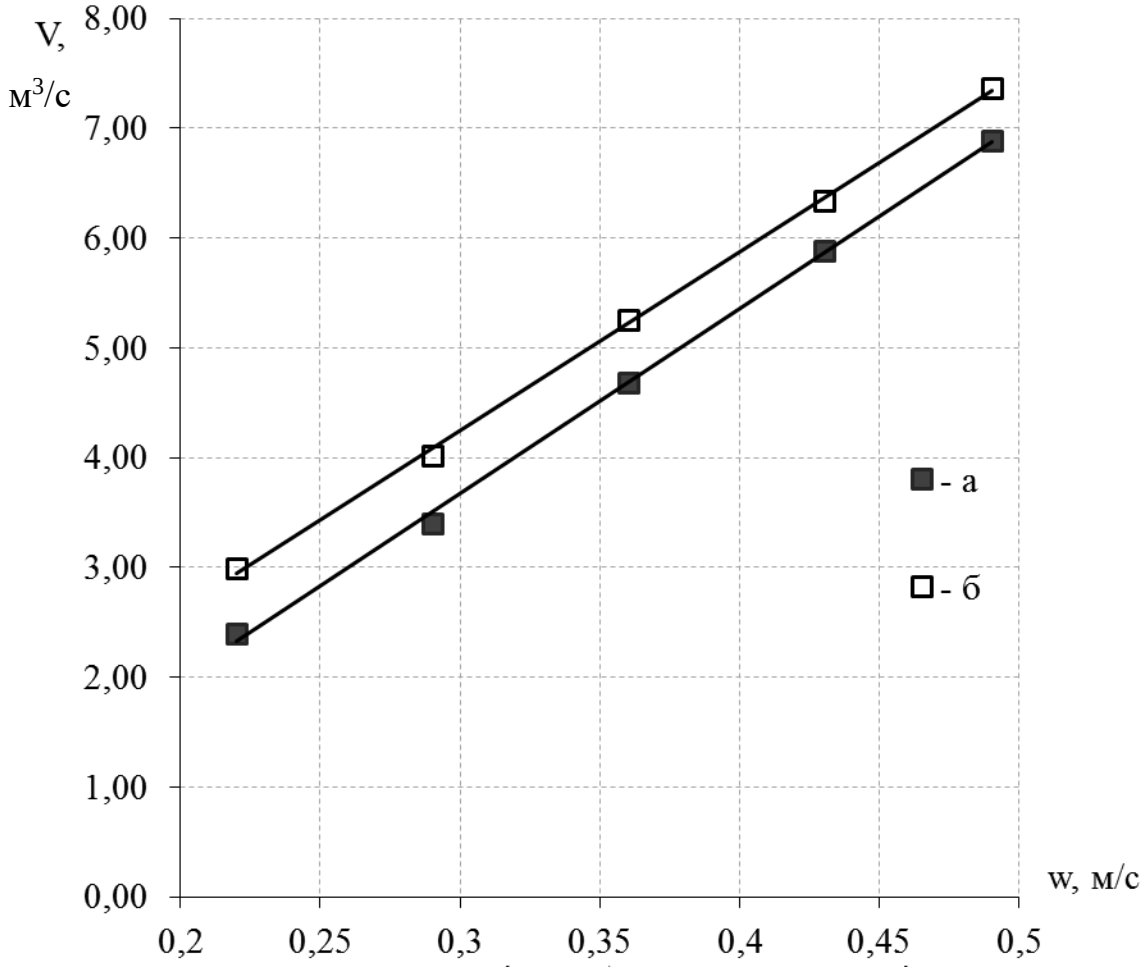


Рисунок 4.5 – Залежність об’ємної витрати повітря, що проходить через два коротких патрубка з дифузорами $Ø13{,}5^{-0{,}0}_{+0{,}1}$ та $Ø13{,}5^{-0{,}2}_{-0{,}1}$ мм, l = 7,5 мм, α = 60º, від швидкості повітря в колонці для випадку підключення повітря до вхідного патрубка І:

а – патрубок №1; б – патрубок №2

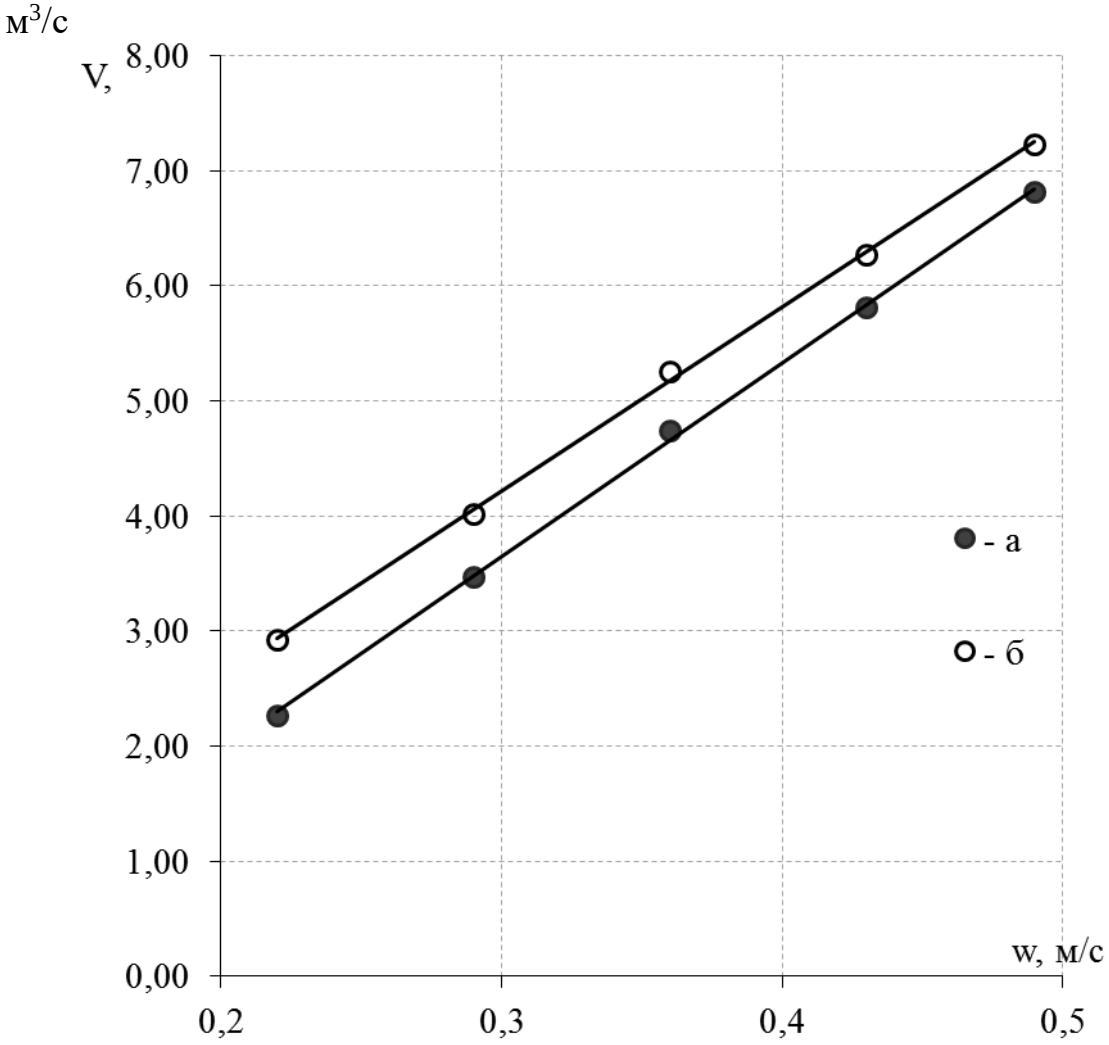


Рисунок 4.6 – Залежність об’ємної витрати повітря, що проходить через два коротких патрубка з дифузорами $Ø13{,}5^{+0{,}1}_{-0{,}0}$ та $Ø13{,}5^{-0{,}1}_{-0{,}2}$ мм, l = 7,5 мм, α = 60º, від швидкості повітря в колонці для випадку підключення повітря до вхідного патрубка VII:

а – патрубок №1; б – патрубок №2

В разі коротких патрубків з розміщеними в них короткими дифузорами формується рівномірний профіль швидкості повітря навіть при умові найменшій відстані від місця вводу повітря до газових клапанів, що підтверджується наближенням коефіцієнта рівномірності (К) до одиниці. При цьому гідравлічний опір менший в порівнянні з випадком, коли патрубки оснащені діафрагмами.

ВИСНОВКИ

У магістерській роботі наведено вирішення актуальної науково-практичної задачі, а саме забезпечення рівномірності розподілу газу за поперечним перерізом апарата з розробкою конструкції абсорбера стадії очистки конвертованого газу від двоокису вуглецю виробництва аміаку продуктивністю 1500 тон на добу, та зроблені наступні висновки:

1. В результаті літературного огляду встановлено, що стадія очистки конвертованого газу від двоокису вуглецю енергоємна і потребує удосконалення. Основним апаратом стадії є абсорбер, який має значний діаметр та оснащений сітчастими тарілками з високими переливними пристроями. Відомо, що нижня частина абсорбера відіграє важливу роль у процесу абсорбції, тому рівномірний розподіл газу у нижній частині абсорбера збільшить коефіцієнт абсорбції і дозволить суттєво зменшити енергоємність стадії та в цілому всього виробництва аміаку.

2. Проведено аналіз можливого руху конвертованого газу у нижній частині абсорбера і зроблено висновок, що існуючий розподільник газу не сформує рівномірний профіль швидкості газу при різних навантаженнях і не забезпечить достатньо високий коефіцієнт абсорбції. Запропоновано нову конструкцію абсорбера відповідно до патенту № 78789 України, яка дасть рівномірний профіль швидкості газу за поперечним перерізом апарата при будь-якому навантаженні за газом.

3. Розроблена лабораторна дослідна установка та проведені на ній докладні експериментальні дослідження рівномірності розподілу повітря за поперечним перерізом колонки при різних умовах подачі повітря за висотою колонки та розподільних пристроях на виході з колонки.

4. Розроблена методика обробки експериментальних даних та введено новий коефіцієнт – коефіцієнт рівномірності розподілу потоку (К), завдяки якому проведено оцінку рівномірності повітря у поперечному перерізі

колонки. При ідеальному розподілу потоку коефіцієнт рівномірності наближається до одиниці, у противному разі віддаляється від одиниці.

5. Встановлено, що в разі відсутності гідравлічного опору на виході з колонки, випадок з двома порожніми патрубками, розподіл повітря за поперечним перерізом колонки краще розподіляється зі збільшенням відстані від місця вводу повітря до порожніх патрубків.

6. Підтверджено, що в разі наявності гідравлічного опору на виході з колонки, випадок з двома патрубками, які оснащені діафрагмами з вихідним отвором діаметром 13 мм, розподіл повітря за поперечним перерізом колонки також краще розподіляється зі збільшенням відстані від місця вводу повітря до порожніх патрубків. Водночас при істотному значенні гідравлічного опору на виході з колонки, коли діафрагми мають невеликий вихідний отвір, коефіцієнт рівномірності (К) наближається до одиниці, що вказує на наближення профілю швидкості повітря на виході з колонки до рівності.

7. Доведено, що в разі газових клапанів (короткі патрубки з розміщеними в них короткими дифузорами), встановлених на виході з колонки формується рівномірний профіль швидкості повітря навіть при умові найменшій відстані від місця вводу повітря до газових клапанів, що підтверджується наближенням коефіцієнта рівномірності (К) до одиниці. При цьому гідравлічний опір менший в порівнянні з випадком, коли патрубки оснащені діафрагмами, внаслідок перерозподілу повітря між газовими клапанами, які мають змінний повітряний переріз відповідно до патенту № 78789 України.

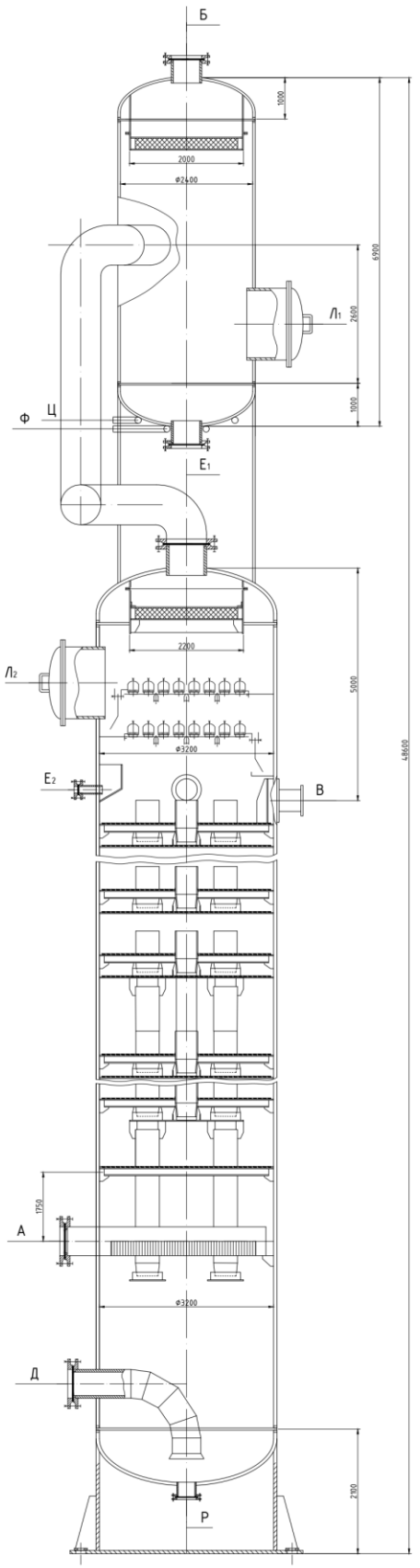
8. Розроблена конструкція абсорбера, яка може бути запропонована до впровадження у виробництві аміаку у стадії очистки конвертованого газу від двоокису вуглецю, завдяки чому може бути знижена собівартість аміаку.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Справочник азотчика. – Т1. – М.: «Химия», 1967. – 362 с.
2. Зельвенский Я. Д. // «Хим. пром». – №14, 1973. – С. 17–18
3. Крический И. Р., Жаворонков Н. М., Эпельбаум В. А. // «Хим. пром.». – №13, 1936. – С.16
4. Карапетьянц М. Х. Химическая термодинамика / М. Х. Карапетьянц. – М.: Госхимиздат, 1953. – 218 с.
5. Зельвенский Я. Д. Исследование в области очистки горючих газов от сернистых соединений и двуокиси углерода / Я. Д. Зельвенский. – М.: МХТИ им. Д.И.Менделеева, 1963. – 102 с.
6. Бласяк Е. Технология связанного азота / Е. Бласяк, К. Лайдлер, С. Павликовский, Я. Соболевский, Т.1 – М.: Госхимиздат, 1961. – 295 с.
7. Катаева Л. М. / ЖФХ. – №31, 1957. – С. 12
8. Шнеерсон . Л., Лейбуш А. Г. // ЖПХ. – №19, 1946. – С.9
9. Семенова Т. А. Очистка технологических газов / Т. А. Семенова, И. Л. Лейтес и др. – М.: Химия, 1969. – 392 с.
10. Малюсов В. А., Жаворонков Н. М., Малафеев Н. А. // Хим. пром. – №7, 1965. – С. 53.
11. Позин М.Е. // ЖПХ. – № 19, 1946. – С.5-7
12. Лейтер И. Л., Дильман В. В., Тагинцев Б. Г. // Хим. пром. – №7, 1968. – С. 48.
13. Литвиненко Н. С. // ЖПХ. – №7, 1952. – С. 696
14. Рамм В. М. Адсорбция газов / В. М. Рамм. Изд. 2-е, переработ. и доп. – М., "Химия", 1976 – 656 с.
15. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В 2-х книгах / Н. И. Гельперин. – М.: Химия, 1981. – 812 с.

16. Тютюнников А. Б. Основы расчета и конструирования массообменных колонн / А Б. Тютюнников, Л. Л. Товажнянский, А. П. Готлинская. – К.: Высшая шк., 1989. – 223 с
17. Пат. 78789 U Україна, МПК-2006.01 B01D 3/04, B01D 3/16, B01D 3/32, B01D 53/14, B01D 3/02, B01D 3/04. Пристрій для однорідного розподілу пари (газу) // В. М. Москалик. – № u201213717; Заявл. 30.11.2012; Опубл. 25,03.2013. Бюл, №6. – 5 с.
18. Кулаков М. В. Технологические измерения и приборы для химических производств: Учебник для вузов / М. В. Кулаков. – М.: Машиностроение, 1983. – 424 с.
19. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов. 10-е изд. перераб. и доп. / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков / Под ред. чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкова. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
20. Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В. Н. Стабников. – Киев: Техника, 1970. – 207 с

ДОДАТОК



Таблиця штуцерів

Позна-чення	Найменування	Кіл.	Прохід умовний $D_{у}$, мм	Тиск умовний $P_{у}$,МПа
А	Вхід газу	1	600	6,3
Б	Вихід газу	1	500	6,3
В	Вхід розчину	1	500	6,3
Д	Вихід розчину	1	500	6,3
Р	Дренаж	1	50	4,0
Ф	Вхід пари (води)	1	25	1,6
Ц	Вихід конденсату (води)	1	25	1,6
$Л_{1-2}$	Люк	2	700	4,0
$Е_{1-2}$	Вихід розчину з сеператору та карману	2	300	6,3

Технічна характеристика

1. Аппарат призначено для очистки конвертованого газу від CO^2.
2. Обсяг, $м^3$ – абсорбера – 292
   – сепаратора – 29,1
3. Продуктивність за нормальних умов за газом, $м^3$/год – 230000
4. Продуктивність за нормальних умов за рідиною, $м^3$/год – 1336
5. Поверхня теплообміну змійовика апарату – 1 $м^2$
6. Тиск надлишковий, МПа
   – в апараті та сепараторі
   робочий 3,0
   розрахунковий 3,0
   – в зміовиці сепаратора
   (пара) (вода)
   робочий 0,5 1,6
   розрахунковий 0,5 1,6
7. Температура, °С
   – в апараті
   робоча 85
   розрахункова 85
   – в зміовиці
   робоча 250
   розрахункова 250
   – в сепараторі
   робоча 120
   розрахункова 120
8. Середовище: конвертований газ, розчин 16-18% МЕА, 3-5% K_2CO_3, 0,1-0,15%V_2O_5, вода

Техничні вимоги

1. При виготовленні, випробуванні та поставці апарату повинні виконуватись вимоги:

   а) Держтехнагляду;

   б) ГОСТ 12.2.003-74 "Оборудование производственное. Общие требования безопасности";

   в) ОСТ 26-291-79 "Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования"
2. Матеріал тарілок – сталь 08Х13 ГОСТ 5632-72 та сталь 20 ГОСТ 1050-74, інші збірні деталі – із сталі Вст3сп3 ГОСТ 380-71.

   Матеріал опори – сталь 09Г2С ГОСТ5520-79.

   Матеріал прокладок – паронiт ПОН-1 ГОСТ481-80.
3. Апарат випробовувати на міцність та щільність гігдравлічно в горизонтальному положенні під тиском 1,0 МПа, в вертикальному положенні – під наливом.
4. Зварні з'єднання повинні відповідати вимогам ОСТ26-01-82-77 "Сварка в химическом машиностроении".
5. Зварні шви в обсязі 100% контролювати рентгенопросвічуванням.
6. Дійсне розташування штуцерів, люків, цапф, штирів див. на схемі.
7. Не вказаний виліт штуцерів 150 мм.
8. Розміри для довідок.

Зм.	Арк.	N докум.	Підпис	Дата	Абсорбер	Лист	Маса	Масшт.
Розроб.		Андрещенко						1:20
Перев.		Москалик				Лист	Листів	1
Т.контр.					Креслення загального виду	СНУ ім.В.Даля гр.ОХП-18дм		
Кер.								
Н.контр.								
Затв.								

Формат А1