

## ЗМІСТ

Скорочення та умовні позначки.....	4
Вступ.....	6
1 Аналітичний огляд.....	9
1.1 Загальні відомості з процесу адсорбції.....	9
1.2 Адсорбційна рівновага.....	18
1.3 Адсорбенти.....	19
1.4 Кінетика адсорбції.....	23
1.5 Динаміка адсорбції.....	29
1.6 Адсорбційні установки та конструкції адсорберів з нерухомим шаром адсорбенту.....	34
1.7 Осушення газів.....	38
2 Новий адсорбер осушення газів з нерухомим шаром адсорбенту.....	42
3 Експериментальне дослідження.....	48
3.1 Схема експериментальної установки.....	48
3.2 Техніка експерименту та метод дослідження.....	50
3.3 Прибори та вимірювальна техніка.....	51
3.4 Узгодження ротаметру та анемометру.....	57
3.5 Результати експериментальних досліджень.....	59
3.5.1 Залежність відображення потоку повітря від кута нахилу елементів досліджень.....	59
3.5.2 Залежність відображення потоку повітря від діаметра отвору елементів досліджень.....	72
3.5.3 Залежність відображення потоку повітря від відстані дифузора у патрубку прийому повітря.....	85
3.5.4 Залежність відображення потоку повітря від двох дифузорів у патрубку прийому повітря.....	86
3.5.5 Залежність відображення потоку повітря від трьох дифузорів у патрубку прийому повітря.....	90
3.5.6 Залежність відображення потоку повітря від трьох дифузорів у трубі при збільшенні кута відображення потоку повітря.....	93
4 Узагальнення результатів дослідження.....	97
Висновки.....	104
Література.....	105

## СКОРОЧЕННЯ ТА УМОВНІ ПОЗНАКИ

$\tau$ -час захисної дії, с;

$k$ -коефіцієнт захисної дії,  $k = 1 / \omega$ ;

$\omega$ -швидкість переміщення фронту сорбції, м/год;

$\tau_0$ -час втрати захисної дії шару через дифузійного опору, с;

$h$ -величина, що виражає невикористану ємність адсорбенту в одиницях висоти його шару, м;

$\phi$ -фактор симетричності концентраційної кривої, який визначається як відношення площі над кривою до площі прямокутника, в який вона вписується;

$l$ -довжина зони масопередачі, м;

$\tau$ -час захисної дії, який можна експериментально визначати по вихідним кривим;

$C_0$ -вихідна концентрація поглинаємого компонента;

$\omega_0$ -фіктивна швидкість, м / год;

$Q$ -витрата газового потоку, м<sup>3</sup> / год;

$S$ -площа поперечного перерізу адсорбера, м<sup>2</sup>;

$Nu_d$ -дифузійний критерій (число) Нуссельта;

$d_3$ -еквівалентний діаметр зерен адсорбенту,  $d_3 = 4\varepsilon/\sigma$  ;

$\varepsilon$ -порізність шару сферичних часток адсорбенту;

$\sigma$ -питома поверхня зерен адсорбенту без врахування їхньої пористості,  
 $\sigma = 6(1 - \varepsilon) / d$  ;

$D_r$ -коефіцієнт молекулярної дифузії адсорбтиву в газовій фазі;

$Re$ -модифікований критерій (число) Рейнольдса;

$w$ -швидкість газового потоку, віднесена до вільного перетину апарата;

$\rho, \mu$  - густина і в'язкість газового потоку відповідно;

$Pr_d$  - дифузійний критерій Прандтля,  $Pr_d = \mu/\rho D_r$ ;

$D_0$  ,  $D_r$  - коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається, у газовій суміші при нормальних і робочих умовах процесу відповідно ,  $D_r = D_0 (P_0/P) (T/T_0)^{1,5}$  ;

$P_{роб}$ - атмосферний тиск, Па;

$t_{роб}$  -робоча температура повітря, °С;

$P_0$  - тиск при нормальних умовах, Па;

$T_0$ -абсолютна температура при нормальних умовах, К;

$\rho_{роб}$ -густина повітря при робочих умовах, кг/м<sup>3</sup>;

$D_1$  -діаметр трубки, м;

$C$ - коефіцієнт Сатерленда .

## ВСТУП

Адсорбери з нерухомим шаром адсорбенту широко застосовують у промисловості, зокрема для осушення газів. Адсорбери в діаметрі досягають кілька метрів, а висота шару адсорбенту в межах одного метра. Більш того у адсорберах передбачається боковий ввід потоку, ці обставини сприяють нерівномірності потоку у поперечному перерізі апарата.

Таким чином, задача розробки адсорбера, в якому забезпечиться рівний профіль потоку пари у поперечному перерізі адсорбера, завдяки новому розподільнику газу, що містить короткі патрубки з дифузорами, є актуальною, що і дало напрямок магістерської роботи.

В основі магістерської 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 рівномірного розподілу потоку пари (газу) у поперечному перерізі полягає 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 патрубок в ньому здійснюється саморегульоване стиснення перерізу потоку за рахунок зворотного струму, що дозволяє розподілити загальний потік пари (газу) завдяки новому розподільнику сформує рівний профіль швидкості у поперечному перерізі апарата.

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

Для досягнення мети поставлені наступні **задачі**:

- провести літературний огляд процесу адсорбції, конструкцій адсорберів з нерухомим шаром адсорбенту з метою виявлення негативних наслідків нерівномірності потоку на ефективність роботи адсорберу та можливість створення у адсорбері нового розподільника пари,
- розробити схему експериментальної установки та конструкцію експериментального блоку, а також методику постановки та обробки експерименту для дослідження коефіцієнту гідравлічного опору та пропускної здібності коротких дифузорів, що вмонтовані у короткі патрубки,
- виконати експериментальні підготовчі роботи з метою визначення достовірності подальших результатів експериментів, порівнявши експериментальні коефіцієнти пропускної здібності дифузорів з теоретично визначеними за літературними джерелами,
- експериментально одержати коефіцієнти пропускної здібності 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 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. Замір гідравлічного опору елементів досліджень проводили за допомогою анемометру, а контроль об'ємної витрати повітря здійснювали ротаметром. Статичну обробку експериментальних даних вели методом регресивного аналізу за допомогою самостійно розробленому алгоритму.

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

**Предмет дослідження** – коефіцієнт гідравлічного опору та пропускної здібності розподільника адсорбера.

**Практична значимість отриманих результатів** для хімічної та суміжних галузей промисловості полягає у створенні перспективного адсорберу підвищеної ефективності. Результати представляють інтерес для інженерів – конструкторів науково – дослідних та проектних організацій, пов’язаних з конструюванням нових та реконструкцію діючих адсорберів.

**Новизна роботи** – вперше експериментально одержані коефіцієнти гідравлічного опору та пропускної здібності коротких дифузорів та намічені шляхи подальшого прогнозування коефіцієнтів гідравлічного опору та пропускної здібності інших типорозмірів дифузорів з метою проектування розподільника адсорберу з нерухомим шаром адсорбенту.

**Публікації** – За темою магістерської роботи опубліковано 2 наукові роботи, серед них патент України № 78789 та тези доповіді для всеукраїнської науково-практичної конференції «Майбутній науковець – 2017».

**Структура та обсяг магістерської роботи.** Магістерська робота складається з завдання, реферату, вступу, скорочень та умовних познач, чотирьох розділів, висновків та списку використаних літературних джерел. Загальний обсяг роботи становить 108 сторінки, з них 61 рисунка за текстом, 37 таблиць, списку використаних джерел з 47 найменувань на 4 сторінках, а також додатків 4 сторінок з зображенням загального виду експериментального блоку, рисунку елементів дослідження, та загального виду адсорберу.

# 1 АНАЛІТИЧНИЙ ОГЛЯД

## 1.1 Загальні відомості з процесу адсорбції

Адсорбція - окремий випадок більш загального явища, званого сорбцією. Сорбція - це поглинання речовин, що входять до складу однієї фази, іншої фазою, зазвичай більш щільною, званої сорбентом. Під адсорбцією зазвичай розуміють поглинання речовини поверхнею найчастіше твердого поглинача, званого адсорбентом. Інший різновид сорбції - абсорбція. Абсорбція - це поглинання, що супроводжується дифузією поглиненої речовини в глиб сорбенту з утворенням розчину. При абсорбції поглинач, званий абсорбентом, в більшості випадків є рідиною. Різкого розмежування між адсорбцією і абсорбцією провести не можна, так як відомі випадки поглинання твердої фазою, при яких адсорбція супроводжується абсорбцією з утворенням твердих розчинів [1].

Процеси адсорбції бувають вибірковими і оборотними. Кожен поглинач має здатність поглинати лише певні речовини і не поглинати інші. Поглинена речовина завжди може бути виділена з поглинача шляхом десорбції.

На відміну від абсорбційних методів адсорбція дозволяє проводити очищення газів при підвищених температурах.

Цільовий компонент, що знаходиться в очищеному газі, називають адсорбтивом, цей же компонент в адсорбованому стані, тобто поглинена речовина в адсорбенті - адсорбатом.

Здатність поверхневих частинок (іонів, атомів або молекул) конденсованих тіл притягувати і утримувати молекули газу обумовлена надлишком енергії на поверхні (у порівнянні з середньою енергією частинок в обсязі тіла) і притаманна всім твердим речовинам і рідинам. На практиці

вигідно використовувати речовини з розвиненою питомою (на одиницю об'єму) поверхнею.

Кількість адсорбата, що утримується на одиничній площі поверхні розділу фаз, в кінцевому рахунку визначається силою взаємодії між молекулами адсорбируємої речовини і частинками, що знаходяться в приповерхневих шарах адсорбенту.

За характером взаємодії адсорбата з поверхнею розрізняють фізичну і хімічну адсорбцію [2].

Фізична адсорбція обумовлюється силами міжмолекулярної взаємодії (дисперсійний, орієнтаційний і індукційний ефекти). Міжмолекулярні сили слабкі, тому при фізичній адсорбції відбувається лише невелика деформація адсорбованих частинок. Цей вид адсорбції - чисто фізичний процес з енергією активації порядку 4 ... 12 кДж / моль. При фізичній адсорбції поглинаються молекули газів і парів утримуються силами Ван-дер-Ваальса, при хемосорбції - хімічними силами. При фізичній адсорбції взаємодія молекул з поверхнею адсорбенту визначається порівняно слабкими силами (дисперсними, індукційними, орієнтаційними). Для фізичної адсорбції характерна висока швидкість, мала міцність зв'язку між поверхнею адсорбенту і адсорбтивом, мала теплота адсорбції (до 60 кДж / моль).

Хімічна адсорбція (хемосорбція) здійснюється за рахунок ненасичених валентних сил поверхневого шару. При цьому можуть утворюватися поверхневі хімічні сполуки, властивості і будова яких ще мало вивчені. При утворенні поверхневих з'єднань необхідно подолати енергетичний бар'єр, який зазвичай складає 40 ... 100 кДж / моль. Оскільки хемосорбція вимагає значної енергії активації, її іноді називають активованою адсорбцією.

В основі хімічної адсорбції лежить хімічна взаємодія між адсорбентом і адсорб. речовиною. Діючі при цьому сили значно більше, ніж при фізичній адсорбції, а вивільняється теплота збігається з теплотою хімічної реакції (вона коливається в межах 20 ... 400 кДж / моль).



Величини фізичної та хімічної адсорбції із зростанням температури зменшуються, однак при певній температурі фізична адсорбція може стрибкоподібно перейти в активовану.

При адсорбції можливі дуже великі швидкості поглинання і повне вилучення компонентів, виділення яких шляхом адсорбції було б неможливо через їх малій концентрації в суміші [3].

Адсорбція може бути застосована для вилучення будь-яких забруднювачів з газового потоку, але область її застосування обмежена низкою експлуатаційних, технічних та економічних умов. Так, за вимогами пожежо- і вибухобезпеки не можна піддавати адсорбційної обробці газу з вмістом вибухонебезпечних компонентів більше  $2/3$  від нижньої концентраційної межі займання.

Оптимальні концентрації забруднювачів у газах, що подаються на очищення, знаходяться в межах  $0,02 \dots 0,5\%$  об. (у перерахунку на з'єднання з молекулярною масою  $\sim 100$ ). Сучасні технічні можливості не дозволяють знижувати концентрації забруднювачів допомогою адсорбції до санітарних норм. Орієнтовно мінімальні кінцеві концентрації забруднювачів, відповідні прийнятним характеристикам адсорбційних апаратів, на практиці складають  $0,002 \dots 0,004\%$  об., Тому адсорбційна очистка газів з початковим вмістом забруднювача менше  $0,02\%$  об. доречна, якщо це дорогий продукт або речовина високого класу безпеки [1].

Обробка газів з високою (більше  $0,2 \dots 0,4\%$  об. В перерахунку на з'єднання з молекулярною масою близько  $100 \dots 50$ ) початковою концентрацією забруднювача вимагає значної кількості адсорбенту і, відповідно, великих габаритів адсорбера. Громіздкість апаратів викликається і малими (до  $0,5$  м / с) значеннями швидкості потоку через шар адсорбенту, оскільки при більш високих швидкостях різко зростає стирання і винесення адсорбенту. Так, втрати адсорбенту за рахунок виносу можуть доходити при швидкостях потоку  $1 \dots 1,5$  м / с до  $5\%$  на добу.

Проте можливості процесу адсорбції ще далеко не вичерпані. У ряді випадків він може бути використаний для створення очисних систем нового покоління, задовольняють не тільки санітарним нормам, а й економічним вимогам. Приміром, адсорбцію можна застосувати в двоступеневою схемою очищення для попереднього концентрування сильно розбавлених органічних забруднювачів. Таким чином концентрації забруднювачів у вентиляційних викидах можна підвищити в десятки разів [4].

Адсорбція може протікати в нерухомому, що переміщається (рухомому) шарі, киплячому (псевдозрідженому) шарі адсорбенту.

Адсорбційні явища розвиваються на кордоні твердої чи рідкої фази з іншого рідкою фазою або газом.

При проходженні потоку газу через шар адсорбенту (рис. 1.1) спочатку бере участь у роботі лише нижній шар висотою  $k_0$ , який швидко насичується до стану, близького до рівноважного. У цьому шарі початкова концентрація вилучаємої речовини знижується до нуля (працюючий шар або зона масопередачі).

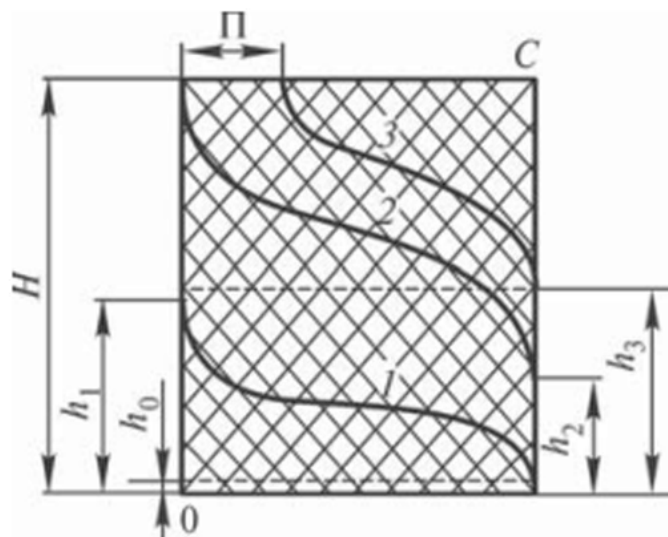


Рисунок 1.1 - Діаграма проходження газу через шар адсорбенту

Концентрація забруднювача у міру проходження газів через наступні шари адсорбенту знижується по деякому закону, вираженого графічно

кривою 1, і на певній висоті  $h_1$  стає рівною нулю. Далі через шар чистого адсорбенту висотою  $(H - h_1)$  фільтрується чистий газ. Через певний час хвиля насичення адсорбенту доходить до висоти  $h_2$ , а отбросне газу повністю звільняються від забруднювача на висоті  $H$ , тобто на виході з шару адсорбенту (крива 2). Процес адсорбції припиняють, коли концентрація забруднювача в газах на виході з шару досягає заздалегідь заданої величини проскоку  $\Pi$  (крива 3). При цьому хвиля насичення адсорбенту досягає висоти  $h_3$  і його направляють на регенерацію [5].

При адсорбції може відбуватися проскок компонента, коли адсорбент перестає поглинати його. Під активністю адсорбенту розуміють його здатність поглинати речовину. Адсорбенти характеризуються статичної та динамічної активністю.

Динамічна активність адсорбенту - кількість речовини, поглинене одиницею ваги (обсягу) адсорбенту за час від початку адсорбції до початку проскока.

Статична активність адсорбенту - кількість речовини, поглинене тією ж кількістю адсорбенту за час від початку адсорбції до встановлення рівноваги.

Динамічна активність завжди менше статичної, тому витрата адсорбенту визначається за його динамічної активності. Від активності адсорбенту залежать розміри адсорбційної апаратури, ефективність очищення газів.

Процес адсорбції протягом певного часу протікає при постійному значенні ступеня поглинання адсорбційної речовини. Цей час називається часом захисної дії шару адсорбенту [6].

Рішення задачі по визначенню стаціонарного фронту сорбції при рівноважному режимі адсорбції дано в рівнянні Шилова:

$$\tau = kH - \tau_0 = k(H - h), \quad (1.1)$$

де  $k = 1 / w$  - коефіцієнт захисної дії шару;  $w$  - швидкість переміщення фронту сорбції;  $\tau_0 = kh$  - час втрати захисної дії шару;  $h = (H - H_0)$  - висота невикористаної ємності шару адсорбенту.

Адсорбенти. Якісні показники процесу адсорбційної обробки газів багато в чому залежать від властивостей адсорбентів. Адсорбенти відрізняються високою пористістю, мають велику питому поверхню. Так, у найбільш поширених адсорбентів вона може досягати  $1000 \text{ м}^2 / \text{г}$ . Промислові адсорбенти виготовляють з твердих пористих матеріалів і використовують в подрібненому, гранульованому або порошкоподібному вигляді.

Адсорбент повинен мати високу сорбційну ємність, тобто можливість поглинати велику кількість адсорбтива при його малій концентрації в газовому середовищі, що залежить від питомої площі поверхні і фізико-хімічних властивостей поверхневих частинок [7]. Адсорбційна ємність адсорбенту залежить від його природи. Вона зростає зі збільшенням поверхні, пористості, зі зниженням розмірів пор адсорбенту, а також з підвищенням концентрації адсорбтива в газі-носії і тиску в системі. Зі збільшенням температури і вологості адсорбційна ємність адсорбентів знижується. Хороші адсорбенти витримують кілька сотень і тисяч циклів адсорбція - десорбція без істотної втрати активності.

Адсорбент повинен мати високу селективність (вибірковість) відносно компонента, який адсорбує володіти достатньою механічною міцністю. Щоб аеродинамічний опір шару було невисоким, щільність адсорбенту повинна бути невеликою, а форма частинок обтічної і створювати високу порозність насипання. Адсорбент для процесу фізичної сорбції повинен бути хімічно інертним по відношенню до компонентів, які очищують газові середовища, а для хімічної сорбції (хемосорбції) - вступати з молекулами забруднювачів в хімічну реакцію. Для зниження витрат на десорбції уловлених компонентів утримуюча здатність адсорбенту не повинна бути занадто високою, тобто він

повинен мати здатність до регенерації. Адсорбенти повинні мати невисоку вартість і виготовлятися з доступних матеріалів.

Пори в твердих тілах класифікують на макропори радіусом більше 1000 ... 2000 А; перехідні (мезопори) - радіусом від 15 до 1000 А; мікропори - радіусом до 15 А.

Макропори з розмірами пір більше 1000 ... 2000 А є транспортними каналами для підведення адсорбованих молекул до мезо- і мікропорами. У макро- і мезопорах спостерігається пошаровий механізм адсорбції, в мікропорах, розмір яких дорівнює розмірам адсорбованих молекул, адсорбція носить характер об'ємного заповнення. Тому для мікропористих адсорбентів вирішальне значення в адсорбції грає обсяг пір, а не поверхня адсорбенту.

Адсорбент з великими порами краще адсорбує речовини з великими розмірами молекул і при великих тисках. Середньопористий адсорбент ефективніше адсорбує при середніх тисках, а дрібнопористий - при низьких тисках.

Питомий об'єм мікропор в адсорбентах досягає 0,2 ... 0,6 см<sup>3</sup> / г, а питома поверхня - до 500 м<sup>2</sup> / г і більше, тому мікропори відіграють основну роль при поділі газових сумішей, особливо при очищенні газів від малих концентрацій домішок. За інших рівних умов кількість адсорбата буде зростати в міру збільшення адсорбуючої поверхні.

Сильно розвинену поверхню мають речовини з дуже високою пористістю, губчастої структурою або в стані найтоншого подрібнення. З практично використовуваних адсорбуючих речовин (адсорбентів) провідне місце належить різним видам активованих вугілів (деревний, кістяний та ін.), Поверхня яких може перевищувати 1000 м<sup>2</sup> / г. Добрими адсорбентами є також гель кремнієвої кислоти (силікагель), глинозем, каолін, деякі алюмосилікати (алюмогели), цеоліти та інші речовини, що відрізняються один від одного природою матеріалу і, як наслідок, своїми адсорбційними властивостями, розмірами гранул, щільністю і ін.

Активоване вугілля - пористий вуглецевий адсорбент. Застосовують кілька марок активованого вугілля, що розрізняються розміром мікропор. Активоване вугілля відповідної марки використовують для адсорбції різних компонентів (газів, летких розчинників та ін.), Що володіють різними властивостями. Розмір гранул активованого вугілля 1,0 ... 6,0 мм, насипна щільність 380 ... 600 кг / м<sup>3</sup>[7].

Силікагель - синтетичний мінеральний адсорбент [7]. Силікагели являють собою гідратовані аморфні кремнеземи ( $Al_2O_3 \cdot nH_2O$ ). Питома поверхня силікагелю складає 400 ... 770 м<sup>2</sup> / кг. Застосовують його головним чином для поглинання вологи, тому що він здатний утримувати до 50% вологи до маси адсорбенту. Його переваги в порівнянні з активованим вугіллям - негорючість, низька температура регенерації (100 ... 200 ° С), низька собівартість при масовому виробництві, відносно висока механічна міцність. Промисловість випускає ряд марок силікагелю, що відрізняються формою і розмірами зерен (0,2 ... 7,0 мм - кускові і гранульовані), насипна щільність 400 ... 900 кг / м<sup>3</sup>. Силікагель має високу адсорбційну ємність. Його використовують часто для осушення газу та поглинання парів, наприклад, метилового спирту з газового потоку.

Алюмогель - активна окис алюмінію ( $Al_2O_3 \cdot nH_2O$ ), одержувана прожарюванням гідроксидів алюмінію. Питома поверхня алюмогель становить 170 ... 220 м<sup>2</sup> / кг, сумарний обсяг пір 0,6 ... 1,0 см<sup>3</sup> / г. Алюмогелі стійки до впливу крапельної вологи. Гідрофільний адсорбент з розвиненою пористою структурою. Використовується, як і силікагель, для осушення газів і поглинання з них ряду полярних органічних речовин. Широко застосовується завдяки своїм позитивним властивостям (доступність, стійкість до впливу рідин та ін.). Випускається у вигляді гранул циліндричної форми діаметром 2,5 ... 5 мм, висотою 3 ... 7 мм, насипна щільність 500 ... 700 кг / м<sup>3</sup>, і кульової форми - радіус 3 ... 4 мм, насипна щільність 600 ... 900 кг / м<sup>3</sup>.

Цеоліт - алюмосилікати, що містять оксиди лужних і лужноземельних металів [7]. Характеризуються регулярною структурою пір, розміри яких порівнянні з розмірами молекул. Цей адсорбент називають "молекулярні сита" за їхню здатність розділяти речовини на молекулярному рівні завдяки структурі і розмірам своїх пір. Цеоліт адсорбують гази, молекули яких відповідають розмірам "вікон" в кристалічній решітці. Так, цеоліт марки NaA сорбує гази з розміром молекул не більше 4 нм - метан, етан, аміак, сірководень, сірковуглець, оксид вуглецю та ін. Цеоліт Ca сорбує вуглеводи нормальної будови і не сорбує ізомери. Цеоліт Ca та Na можуть сорбувати ароматичні, сіркоорганічні, нітроорганічні, вуглеводні. Однак з вологих потоків цеоліти витягують тільки пари води. Вони володіють також високою селективністю. Цеоліт випускаються у вигляді гранул циліндричної та кульової форми. Розмір гранул кульових  $d = 4$  мм, циліндричних - 4 мм, насипна щільність 600 ... 900 кг / м<sup>3</sup>.

Універсальним адсорбентом, задовільно працюючим у вологих середовищах, є активоване вугілля. Він задовольняє і більшості інших вимог, у зв'язку з чим широко застосовується. Одним з основних недоліків активованого вугілля є хімічна нестійкість до кисню, особливо при підвищених температурах [7].

Решта адсорбенти проявляють, як правило, селективність до уловлювання забруднювачів. Так, оксиди алюмінію (алюмогели) використовуються для уловлювання фтору і фтористого водню, полярних органічних речовин, силікат кальцію - для уловлювання парів жирних кислот, силікагель - для полярних органічних речовин, сухих газових сумішей. Більшість полярних адсорбентів можна використовувати для осушення газів.

Для процесів хемосорбції використовується імпрегнірованіє (просочування) деяких з наведених сорбентів. Імпрегніруються (просочуючі) речовини можуть діяти двояко: вступати в реакції з певними забруднювачами

або каталізувати реакції, які ведуть їх знешкодженню - розпаду, окислювання і т. Д.

## 1.2 Адсорбційна рівновага

Фізична адсорбція є оборотним процесом, умова рівноваги визначається рівними швидкостями адсорбції молекул адсорбата P на вакантних місцях поверхні адсорбенту S\* і десорбції - звільнення адсорбата із зв'язаного стану S - P:



рівняння рівноваги в такому разі:

$$K = \frac{[S-P]}{[S^*][P]}, \quad (1.3)$$

де K - константа рівноваги, [S - P] і [S\*]- частки поверхні адсорбенту, зайняті і незайняті адсорбатом, а [P] - концентрація адсорбтiва.

Кількісно процес фізичної мономолекулярної адсорбції у випадку, коли міжмолекулярним взаємодією адсорбата можна знехтувати, описується рівнянням Ленгмюра:

$$\theta = \frac{\alpha \cdot P}{1 + \alpha \cdot P}, \quad (1.4)$$

де  $\theta$  - Частка площі поверхні адсорбенту, зайнята адсорбатом,  $\alpha$  - Адсорбційний коефіцієнт Ленгмюра, а P - концентрація адсорбтiва.

Оскільки  $[S - P] = \theta$  і, відповідно,  $S = 1 - \theta$ , Рівняння адсорбційного рівноваги може бути записано так:



$$K = \frac{\theta}{(1-\theta)P}, \quad (1.5)$$

### 1.3 Адсорбенти

Адсорбенти повинні задовольняти таким основним вимогам:

- забезпечувати можливо найбільшу поглинальну здатність;
- проявляти високу селективність - здатність вибіркового вилучення цільового компонента, не поглинаючи інших;
- мати високу механічну міцність, що дозволяє проводити багаторазову регенерацію адсорбенту;
- бути недорогими і доступними, легко піддаватися регенерації.

У промисловості як адсорбенти найбільш часто застосовують штучно приготовлені речовини: активоване (активне) вугілля; алюмогелі й силікагелі; цеоліти та інші природні і штучно виготовлені матеріали.

Активне вугілля виготовляють із різних вуглецевмісних матеріалів за допомогою їх високотемпературної термічної обробки без доступу повітря [8]. Як сировину для одержання активованого вугілля використовують деревину різних сортів (сосну, березу, дуб та ін.), плодови кісточки, кам'яне й буре вугілля, кістки й кров тварин, цукор та ін. У результаті термічної обробки матеріалів відбувається їх обвуглювання й спучування, смолисті речовини випаровуються й вивітрюються, а кістякова структура вугілля стає досить пористою, утворюючи мікро- і макропори діаметром (5 - 200) 10<sup>-9</sup> м. Отримане вугілля затим піддають додатковій спеціальній обробці - парогазовій (перегрітою парою, аміаком, двоокисом вуглецю і ін.) або хімічному активуванню солями, водно-сольовими розчинами й розчинами кислот.

Виготовляється активоване вугілля у вигляді порошоків з розмірами часток 0,2 - 0,5 мм або у вигляді часток неправильної форми й гранул розміром 2 - 5 мм. Залежно від пористості й розміру пор питома поверхня активованого вугілля різних марок становить 600 - 1500 м<sup>2</sup>/г. При адсорбції молекули речовини, що поглинається, звичайно заповнюють мікропори, питомий об'єм мікропор становить  $(0,2 - 0,6) \cdot 10^{-3}$  м<sup>3</sup>/кг.

Сорти активного вугілля позначають марками, кожна з марок відбиває назву матеріалу, з якого приготовлене активоване вугілля, а також його основне призначення [9].

Широкого застосування набули вугілля таких марок: АВ - активне вугілля; БАВ - березове активне вугілля; АГ - активне гранульоване вугілля; АР - активне вугілля рекупераційне; КАВ - кісточкове активне вугілля; САВ - саранове активне вугілля, що приготовлене з полімеру сарана; СКТ - вугілля сернистокалієвого активування, торф'яне та ін.

Вугілля різних марок характеризуються насипною й істинною густиною, розміром пор, дисперсністю, активною питомою поверхнею, поглинальною здатністю.

Основними недоліками активних вугілів є низька міцність, легка стиранність, здатність до самозаймання при температурах понад 180 °С.

Для осушування газів від пари вологи й домішок кислих газів широкого застосування набули силікагелі й алюмогелі - синтетичні негорючі мінеральні адсорбенти.

Силікагелі - гелі кремнієвої кислоти, отримані в результаті окислювання силікату натрію розчинами соляної або сірчаної кислоти й наступної термообробки, являють собою склоподібну масу у вигляді зерен грудкової форми або гранул розміром 0,2 - 7 мм [10].

Розрізняють силікагелі дрібнопористі з радіусом пор до 15 ангстрем та крупнопористої структури з радіусом пор більше 50 ангстрем. Питома поверхня силікагелів складає 300-750 м<sup>2</sup>/г, адсорбційний об'єм пор для

дрібнопористих силікагелів становить  $(0,2-0,4) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{кг}$ , для крупнопористих -  $(1-3) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{кг}$ .

Марки силікагелів наступні: КСК-крупний силікагель крупнопористий, гранульований; КСС -крупний силікагель середньопористий; КСМ - крупний силікагель мілкопористий, гранульований; МСК-мілкий силікагель крупнопористий, мелений; МСМ-мілкий силікагель мілкопористий, мелений. Крупнопористий силікагель застосовують переважно для адсорбції газів і пари при їх високій концентрації в газових сумішах. Середні фракції силікагелів називають шихтою й позначають залежно від розмірів пор відповідно ШСМГ, ШСКГ і ШСМК. Мілкопористий силікагель використовують як абсорбент для легкоконденсованих газів і пари, а також як осушувач повітря й газових сумішей.

Силікагелі легко регенеруються й віддають вологу вже при температурах 120-150°C. Як зміцнювальну добавку, що попереджає розтріскування гранул, при виготовленні силікагелей додають 4-10 % оксиду алюмінію.

Алюмогель - активний оксид алюмінію у вигляді  $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$  - одержують термічною обробкою гідроксиду алюмінію кислотою [10].

Алюмогелі виготовляють у гранульованому вигляді у формі сферичних гранул діаметром 3 - 4 мм або у формі циліндричних гранул діаметром 2,5 - 5,0 мм і довжиною 3 - 7 мм. Середній радіус пор для гранул кулькової й циліндричної форми становить  $(3-4) \cdot 10^{-9}$  та  $(6-10) \cdot 10^{-9}$  м відповідно, питома поверхня алюмогелей становить 170 - 220  $\text{м}^2/\text{г}$ .

Алюмогелі переважно застосовують для осушування газів від вологи, а також для вилучення вуглеводневих газів. Алюмогелі більш міцні, ніж силікагелі, вони здатні поглинати від 4 до 10 % вологи відносно власної маси. Десорбцію пари вологи з алюмогелей проводять гарячим повітрям при температурах 150 - 250 °C.

Цеоліти - молекулярні сита - порівняно новий тип адсорбентів, що являють собою тверді кристалічні матеріали з мілкопористою структурою, в яких розміри пор - вхідних вікон - близькі до розмірів молекул речовин, що поглинаються. Цеоліти мають молекулярно-ситову дію: одні молекули проходять у "вікна" й адсорбуються в порах цеоліту; інші, більші молекули, залишаються в газовій суміші - носії, відповідно при пропусканні газової суміші відбувається "просіювання" молекул різних речовин, що визначило назву адсорбентів - молекулярні сита .

Природні цеоліти являють собою каркасні алюмосилікати ланцюжкової структури з об'ємними й сполученими між собою порожнинами, що містять у своєму хімічному складі оксиди алюмінію, кремнію, лужних і лужноземельних металів, а також молекули води.

Хімічний склад цеолітів звичайно виражають загальною формулою  $Me_{2/n}O \cdot Al_2O_3 \cdot x SiO_2 \cdot y H_2O$  (де Me - катіон металу K, Ca, Na; n - валентність металу; y - число молекул води від 2 до 24). Катіони металу, що входять до складу цеолітів, можуть бути замінені на різні інші катіони. Вода, що входить до складу цеолітів, при нагріванні порівняно легко видаляється без порушення кристалічної структури мінералів. Збезводнені цеоліти здатні знову легко поглинати воду або замість її адсорбувати молекули речовин, розмір молекул яких менший розміру каналів "вхідних вікон".

Синтетичні цеоліти характеризуються високою однорідністю хімічного складу й мікропористої структури, що є основною перевагою їх порівняно із природними. Крім того, синтетичні цеоліти виготовляють із врахуванням їхніх селективних властивостей щодо адсорбованих речовин, що значно розширює сферу їхнього використання.

Найбільше практичне застосування одержали цеоліти наступних марок: KA, NaA, CaA, CaX, NaX, у яких перший індекс відповідає формі катіона, а другий - типу кристалічної решітки.

Синтетичні цеоліти в промисловості виробляють у формі сферичних або циліндричних гранул діаметром та довжиною 2 - 6 мм.

Цеоліти мають високу вологовбирну здатність (щодо пари води приблизно в 2 - 3 рази вищу, ніж силікагелі й алюмогелі), що обумовило їх переважне застосування для глибокого осушування газів до температур точки роси (-70 ; -90) °С. Для цеолітів характерною є висока адсорбційна ємність при низьких концентраціях адсорбату й підвищених температурах.

Цеоліт КА застосовують для адсорбції водню й кисню; цеоліт NaA широко використовують для поглинання домішок кислих газів ( $H_2S$ ,  $CS_2$ ,  $CO_2$  та ін.), при низьких температурах його використовують для адсорбції азоту, метану, а також інертних газів (аргону, неону, криптону, ксенону), розмір молекул яких не перевищує 4,0 [11].

Цеоліти типу CaX адсорбують насичені й ненасичені вуглеводні складу  $C_2 - C_4$ , що дозволяє їх широко використовувати для розділення природних газів і продуктів нафтохімічного виробництва.

Регенерацію цеолітів на газопереробних заводах проводять за допомогою відібраної частини вихідного газу, підігрітого в теплообмінниках до температури 230 - 280 °С, при цьому, чим вища температура регенерації цеоліту, тим нижча досягнута температура точки роси осушуваного газу.

Завдяки високій активності цеолітів їх широко використовують у нафтохімії як носії каталізаторів.

#### 1.4 Кінетика адсорбції

Кінетика адсорбції вивчає швидкість процесу переміщення речовини, що поглинається, у взаємодіючих фазах залежно від гідродинамічних, фізико-хімічних і дифузійних властивостей адсорбтива й адсорбента. Адсорбція є типовим багатостадійним дифузійним процесом і йому властиві

всі кінетичні закономірності масообмінних процесів, при цьому швидкість адсорбції в цілому визначається швидкістю самої повільної стадії.

Швидкість перенесення речовини, що поглинається, з потоку газу - носія в ядро пористої структури гранул адсорбенту залежить від швидкості окремих стадій процесу, основними з яких є:

- підведення речовини, що поглинається, з ядра потоку газу до поверхні часток адсорбента - стадія зовнішньої конвективної дифузії;
- переміщення молекул адсорбтива усередині пор і каналів адсорбента - стадія внутрішньої дифузії;
- процес міжмолекулярної взаємодії молекул адсорбтива з поверхнею адсорбента - стадія власне адсорбції.

Стадія власне адсорбції є різновидом фізико-хімічної реакції й відбувається майже миттєво, тому вона звичайно не є лімітуючою.

Швидкість стадії зовнішньої дифузії звичайно залежить від гідродинамічних факторів процесу (швидкості руху потоку газу, густини газу, діаметра зерен і режиму їхнього обтікання потоком), а також від фізико-хімічних і дифузійних властивостей речовини при робочих параметрах процесу (температурі й тиску).

Швидкість стадії внутрішньої дифузії речовини залежить від швидкості переміщення речовини усередині пор і каналів адсорбенту й визначається як дифузійними властивостями адсорбтива, так і властивостями адсорбента (маркою, активністю, сорбційною ємністю при робочих параметрах процесу, пористістю і діаметром пор та ін.).

Коефіцієнт масообміну в порах адсорбенту визначають за формулою:

$$\beta_n = 10D_n l d_n, \quad (1.6)$$

де  $D_n$  - коефіцієнт дифузії адсорбтива в порах адсорбента;

$d_n$  - діаметр пор адсорбента.

Коефіцієнт дифузії абсорбтива в порах визначають за формулою:

$$D_n = \frac{\varepsilon_y D_y}{2} \left[ 1 - \exp\left(-\frac{2d_y}{3D_y} \sqrt{\frac{8RT}{M}}\right) \right], \quad (1.7)$$

де  $\varepsilon_y$  - пористість часток адсорбенту,  $\varepsilon_y = 1 - \rho_{ч} / \rho_{т}$  ;

$\rho_{ч}$ ,  $\rho_{т}$  - густина власне зерен і істинна густина матеріалу (адсорбенту) відповідно, кг/м<sup>3</sup>;

$D_y$  - коефіцієнт молекулярної дифузії абсорбтиву в газовій фазі;

$M$  - молекулярна маса абсорбтиву.

Отже, швидкість процесу адсорбції в цілому може лімітуватися стадією або зовнішньої, або внутрішньої дифузії, або одночасно швидкістю обох стадій, коли їх швидкості близькі (одного порядку).

Сумарна швидкість процесу адсорбції визначається з основного рівняння масопередачі:

$$\Delta M_a = k_a \Delta p_c F, \quad (1.8)$$

де  $\Delta M_a$  - масовий потік речовини, що поглинається, кг/с ;

$k_a$  - коефіцієнт масопередачі при адсорбції;  $\Delta$

$p_c$  - середня рушійна сила процесу;

$F$  - площа поверхні контакту фаз (поверхні зерен адсорбенту), м<sup>2</sup>.

Звичайно коефіцієнт масопередачі при адсорбції в загальному випадку розраховують за відомою залежністю:

$$k_a = \frac{1}{\left(\frac{1}{\beta_r}\right) + \left(\frac{1}{\beta_n}\right)}, \quad (1.9)$$

де  $\beta_{\Gamma}$  - швидкість масообміну для стадії зовнішньої дифузії;

$\beta_{\Pi}$  - швидкість масообміну для стадії внутрішньої дифузії.

Численними експериментальними дослідженнями встановлено, що дифузійний опір усередині пор і каналів адсорбенту значно менший порівняно з дифузійним опором стадії зовнішньої дифузії, тому в розрахунках часто приймають  $k_a \approx \beta_{\Gamma}$ .

Числену величину коефіцієнтів масовіддачі стадії зовнішньої дифузії визначають за допомогою критеріальних рівнянь, отриманих на основі обробки експериментальних даних для різних варіантів проведення процесу адсорбції з різними адсорбентами.

При адсорбції пари поширених речовин з газового потоку, що рухається зі швидкістю  $w_{\Gamma} = 0,2 - 2$  м/с у стаціонарному шарі активного вугілля з розміром гранул  $d = 1,7 - 2,2$  мм (при  $Re_{\Gamma} < 40$ ) рекомендовано застосовувати критеріальне рівняння:

$$Nu_{\partial} = 1,6Re^{0,54} \quad (1.10)$$

Підставленням в рівняння величин, що впливають на процес, отримана залежність швидкості адсорбції від факторів:

$$\beta_{\Gamma} = 1,6D(\omega_{\Gamma}\rho_{\Gamma})^{0,54}/(\mu^{0,54}d^{0,54}), \quad (1.11)$$

де  $D$  - коефіцієнт дифузії адсорбтива в газовій суміші;

$\rho_{\Gamma}$ ,  $\mu_{\Gamma}$  - густина і в'язкість газоповітряної суміші при робочих умовах процесу відповідно.

Для процесу адсорбції в псевдозрідженому шарі мілкодисперсного адсорбенту рекомендовано застосовувати рівняння:

$$Nu_{\partial} = 4,625 \cdot 10^{-5} Re^{1,65} \quad (1.12)$$



При адсорбції в нерухомому шарі адсорбенту рекомендовано використовувати рівняння:

- для діапазону чисел Рейнольдса ( $2 < Re_r < 30$ ):

$$Nu_{\partial} = 0,725 Re_r^{0,47} Pr_{\partial}^{0,33} \quad (1.13)$$

- для чисел Рейнольдса ( $Re_r > 30$ ):

$$Nu_{\partial} = 0,395 Re_r^{0,64} Pr_{\partial}^{0,33}, \quad (1.14)$$

де  $Nu_{\partial}$  - дифузійний критерій (число) Нуссельта,  $Nu_{\partial} = \beta V_r d_{2\varepsilon}/D_r$  ;

$\beta V_r$  - коефіцієнт стадії зовнішньої дифузії, віднесений до одиниці об'єму шару адсорбенту;

$d_{2\varepsilon}$  - еквівалентний діаметр зерен адсорбенту,  $d_{2\varepsilon} = 4\varepsilon/\sigma$  ;

$\varepsilon$  - порізність шару сферичних часток адсорбенту;

$\sigma$  - питома поверхня зерен адсорбенту без врахування їхньої пористості,  $\sigma = 6(1 - \varepsilon)/d$  ;

$D_r$  - коефіцієнт молекулярної дифузії адсорбтиву в газовій фазі;

$Re$  - модифікований критерій (число) Рейнольдса,  $Re = wd\varepsilon\rho/\varepsilon\mu$  ;

$w$  - швидкість газового потоку, віднесена до вільного перетину апарата;

$\rho, \mu$  - густина і в'язкість газового потоку відповідно;

$Pr_d$  - дифузійний критерій Прандтля,  $Pr_d = \mu/\rho D_r$  .

При адсорбції пари води на гранулах цеоліту Na з діаметром часток  $d = 3,3$  мм експериментальні величини коефіцієнта зовнішньої масовіддачі корелюються критеріальними рівняннями:

- для діапазону чисел  $5 < Re < 80$ :

$$Nu_{\partial} = 0,81 Re^{0,4} \quad (1.15)$$

- для діапазону чисел  $80 < Re < 500$ :

$$Nu_d = 0,7Re^{0,46} \quad (1.16)$$

Подібного типу критеріальні залежності отримані й для інших випадків масообміну при адсорбції різними адсорбентами.

На базі обчислених за критеріальними рівняннями чисел Нуссельта дифузійного, визначають об'ємний коефіцієнт масовіддачі стадії зовнішньої дифузії за залежністю:

$$\beta v_r = Nu_d D_r / d_2^2, \quad (1.17)$$

де  $D_o$ ,  $D_r$  - коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається, у газовій суміші при нормальних і робочих умовах процесу відповідно,  $D_r = D_o (P_o/P) (T/T_o)^{1,5}$ ;

$d_2$  - еквівалентний діаметр зерен адсорбенту.

На основі рівняння масопередачі звичайно визначають об'ємну витрату адсорбенту за такою залежністю:

$$V_a = \frac{\Delta M}{k_{av} \Delta p_c}, \quad (1.18)$$

де  $k_{av}$  - об'ємний коефіцієнт масопередачі;

$\Delta p_c$  - середня рушійна сила процесу адсорбції.

Фактичну витрату адсорбенту звичайно приймають на 10 - 20% більшою щодо розрахованої.

### 1.5 Динаміка адсорбції

Динаміка адсорбції описує розвиток процесу в часі залежно від характеру протікання процесу (періодичний або безперервний), стану шару (нерухомий, такий, що повільно рухається або псевдозріджений), а також властивостей взаємодіючих фаз.

При продувці нерухомого шару адсорбенту потоком газу основна частка адсорбтиву поглинається першими в напрямку руху газу шарами часток адсорбенту, при цьому через деякий час цей шар адсорбенту насичується адсорбтивом. Завданням розрахунку процесу адсорбції є визначення часу, протягом якого шар адсорбенту певної висоти здатний із газової суміші вилучати адсорбат і при цьому його концентрація на виході із шару не перевищувала б заданої величини.

Кількість адсорбтиву, поглиненого одиницею маси адсорбенту в умовах руху газу, називають динамічною активністю адсорбенту, і звичайно вона завжди менша поглинальної здатності адсорбенту в умовах статичної рівноваги. Для промислових адсорберів з активованим вугіллям динамічна активність становить 85 - 90 % від статичної (рівноважної) концентрації.

Час, протягом якого відбувається динамічне насичення шару адсорбенту поглиненою речовиною, називають часом захисної дії шару адсорбенту. Максимальна концентрація адсорбату в газі, що допускається умовами процесу, одержала назву проскокової концентрації.

Природньо, що час захисної дії залежить від властивостей й активності застосовуваного адсорбенту, швидкості подачі газу, вихідної концентрації речовини, що поглинається, у газовій суміші й величини проскокової концентрації.

Періодична адсорбція. Розглянемо процес періодичної адсорбції у вертикальному апараті в нерухомому шарі адсорбенту (рис. 1.2), через який в напрямку знизу вгору продувається газовий потік з заданою швидкістю  $w$ .

Концентрація адсорбату у вихідному (початковому) газовому потоці дорівнює  $C_H$ , припустима (проскокова) концентрація адсорбату в газовому потоці, що виводиться з апарата, дорівнює  $C_K$ .

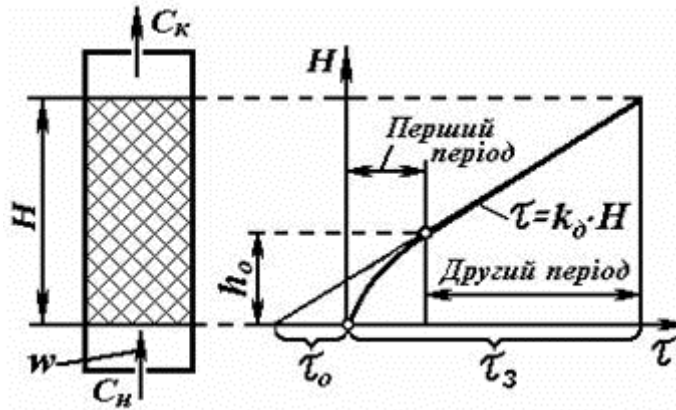


Рисунок 1.2 - Тривалість часу захисної дії адсорбенту від висоти шару для періодичного процесу

При розрахунках процесу періодичної адсорбції використовують модель пошарового відпрацювання адсорбенту, запропоновану М.О. Шиловим.

На базі цієї моделі процес періодичної адсорбції складається із двох періодів: періоду зменшуваної швидкості адсорбції й періоду постійної швидкості переміщення фронту адсорбції. Фронтом адсорбції називають розподіл концентрацій речовини, що поглинається, у фазах залежно від часу в локальному перетині по висоті шару адсорбенту.

В першому періоді з газу - носія, що надходить у нерухомий шар, зерна адсорбента починають поглинати адсорбтив й деяка (лобова) частина шару швидко ним насичується до граничної величини - динамічної активності адсорбента. Процес насичення перших рядів зерен адсорбента відбувається з падаючою швидкістю, тому що в міру підвищення концентрації адсорбтива в шарі безперервно зменшується рушійна сила процесу. Тільки після насичення лобової частини шару адсорбента й утворення стабільного фронту

адсорбції настає другий період, у якому поглинання адсорбтива відбувається з постійною швидкістю, що дорівнює швидкості переміщення фронту адсорбції.

Швидкість переміщення фронту адсорбції визначають за формулою:

$$u = wC_n/a_{\partial} \quad (1.19)$$

Величина, зворотна швидкості фронту адсорбції, називається коефіцієнтом захисної дії шару адсорбента, при цьому:

$$k_{\partial} = \frac{1}{u} = \frac{a_{\partial}}{wC_n}, \quad (1.20)$$

де  $w$  - швидкість газового потоку у вільному перетині апарата;

$C_n$  - початкова концентрація адсорбтива в газі;

$a_{\partial}$  - динамічна адсорбційна здатність адсорбента у відношенні до адсорбтива.

Відзначимо, що коефіцієнт захисної дії шару адсорбента обернено пропорційний швидкості газового потоку в апараті.

Висота шару адсорбента, у якій відбувається насичення його адсорбтивом, називається висотою працюючого шару ( $h_0$ ).

Час, протягом якого досягається насичення лобової ділянки працюючого шару, називається періодом формування фронту адсорбції ( $t_0$ ).

Починаючи з висоти  $h_0$  і моменту  $t_0$ , у шарі адсорбента створюється певний розподіл концентрацій в обох фазах (фронт адсорбції), що переміщується по висоті шару з постійною швидкістю.

Відрізок часу від моменту формування фронту адсорбції до моменту проскакування адсорбента називається часом поглинальної дії шару з постійною швидкістю адсорбції, при цьому:

$$\tau_{\rho} = \frac{H-h_0}{u} = \frac{a_{\partial}(H-h_0)}{wC_n} = k_{\partial}(H-h_0) \quad (1.21)$$

Відрізок часу від моменту входу газового потоку в шар адсорбента до виходу газу із шару із заданою кінцевою (проскоковою) концентрацією, називається часом захисної дії шару адсорбента заданої висоти й відповідно дорівнює:

$$\tau_3 = \tau_0 + \tau_{\rho} = \tau_0 + (H-h_0)k_{\partial} \quad (1.22)$$

Час формування фронту адсорбції звичайно невеликий і якщо прийняти, що швидкість адсорбції в момент формування фронту адсорбції дорівнює швидкості адсорбції в другому періоді, то час формування шару адсорбції в перший період дорівнює:

$$\tau_0 = \frac{h_0}{u} = h_0 \frac{a_{\partial}}{(C_H - C_K)}, \quad (1.23)$$

де  $C_H$ ,  $C_K$  - початкова й кінцева (проскокова) концентрації адсорбату в газовій суміші відповідно;

$w$  - швидкість руху потоку газу у вільному перетині апарата.

Тривалість часу формування фронту адсорбції (або висоти захисного шару) визначають експериментально залежно від властивостей адсорбтива й адсорбента при робочих параметрах процесу. Зазначимо, що в реальному процесі періодичної адсорбції час формування шару адсорбції набагато разів менший часу поглинальної дії, відповідно висота лобового шару значно менша від робочої висоти шару адсорбенту. Тому для високих шарів адсорбенту час захисної дії визначають за спрощеною формулою, що не враховує час формування фронту адсорбції:

$$\tau_3 = \frac{a_{\partial} H}{[w(C_n - C_H)]} \quad (1.24)$$

Безперервна адсорбція у рухомому шарі адсорбенту. В апаратах безперервної дії з повільно рухомим шаром адсорбента, внаслідок руху зерен адсорбенту та більш розвинутої їхньої поверхні, час захисної дії зменшується.

У цьому разі рівняння матеріального балансу процесу безперервної адсорбції має вигляд:

$$\Delta M = w(C_n - C_H)S = a_{\partial} w_a \rho_H S, \quad (1.25)$$

де  $\Delta M$  - маса поглиненого адсорбтива, кг/с;

$C_n$ ,  $C_k$  - початкова й кінцева (проскокова) концентрація речовини, що поглинається, у газовій суміші, кг/м<sup>3</sup> ;

$w$  - швидкість газу у вільному перетині апарата, м/с;

$w_a$  - швидкість руху адсорбента в апараті, м/с;

$S$  - площа поперечного перерізу апарата;  $a_{\partial}$  - динамічна активність адсорбенту, кг адсорбтива/кг адсорбенту;

$\rho_H$  - насипна густина шару адсорбенту, кг/м<sup>3</sup>.

Із рівняння (1.23) випливає, що швидкість руху шару адсорбента можна визначити за формулою:

$$w_a = \frac{w(C_n - C_H)}{a_{\partial} \rho_H} = \frac{w(C_n - C_H)}{a_{\partial} \rho_H (1 - \varepsilon)}, \quad (1.26)$$

де  $\rho_H$ ,  $\rho_{\text{ч}}$  - насипна й істинна густина зерен адсорбенту, кг/м<sup>3</sup>;

$\varepsilon$  - порізність зернистого шару адсорбенту,  $\varepsilon = 1 - (\rho_H / \rho_{\text{ч}})$  .

Об'ємна витрата адсорбента відповідно дорівнює:

$$V_a = w_a S = V(C_H - C_K) / a_{\partial} \rho_{\text{ч}} (1 - \varepsilon), \quad (1.25)$$

де  $V$  - об'ємна витрата інертного газу - носія в робочих умовах, м<sup>3</sup>/с;  
 $C_n$ ,  $C_k$  - початкова й кінцева концентрації адсорбтива в газі - носії,  
 кг/м<sup>3</sup>;

$S$  - площа поперечного перерізу апарата.

Рівняння носять наближений характер, тому що вони не враховують позовжнього перемішування зерен адсорбенту в рухомому шарі. Швидкість руху газового потоку в адсорбері звичайно становить 0,1 - 0,3 м/с, швидкість руху адсорбента визначається його поглинальною здатністю, густиною й порізністю шару.

#### 1.6 Адсорбційні установки та конструкції адсорберів з нерухомим шаром адсорбенту

Адсорбенти, які використовуються в процесах очищення газів, що відходять, повинні відповідати таким вимогам: мати велику адсорбційну здатність при поглинанні компонентів при невеликих концентраціях їх у газових сумішах; володіти високою селективністю; мати високу механічну міцність; мати здатність до регенерації; мати низьку вартість [23].

Як адсорбенти найбільшого поширення знайшли такі матеріали, як активоване вугілля, силікагель, алюмогели і цеоліти.

Основне завдання адсорберів - забезпечити інтенсивний контакт газу, що очищається з адсорбентом. Залежно від стану адсорбенту розрізняють три групи адсорберів: з нерухомим шаром сорбенту, з рухомим шаром сорбенту, з киплячим шаром сорбенту [24].

Адсорбер з нерухомим шаром (рис.1.3) являє собою циліндр. Вертикальної або горизонтальної ємності, заповнені шаром абсорбенту. Адсорбент розташовують на решітках, а подачу газу здійснюють зверху вниз. При необхідності адсорбент розташовують декількома шарами на полицях.



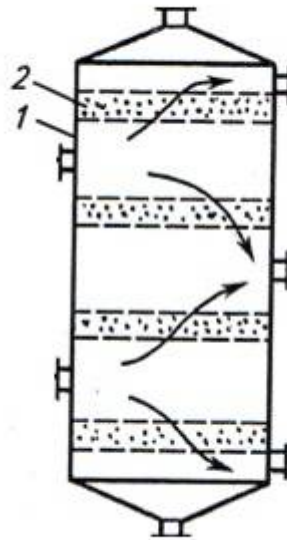


Рисунок 1.3 - Адсорбер з нерухомим шаром адсорбенту  
1 - корпус; 2 - шари адсорбенту

Щоб забезпечити безперервність процесу необхідно встановлювати кілька адсорбційних апаратів, кожен з яких періодично працює в режимі адсорбції або регенерації [25]. Можлива робота по двох або чотирьох стадійному циклу. При чотирьох стадійному циклі робота здійснюється за такими стадіями: адсорбція; десорбція - припиняють подачу парогазової суміші і подають теплоносій (пар), в результаті нагрівання відбувається десорбція поглинених компонентів, які разом з паром видаляються з апарату поділу; сушка адсорбенту-припиняється подача пара і замість нього подається гаряче повітря; охолодження адсорбенту - замість гарячого подається холодне повітря. При двох стадійному режимі процеси сушіння і охолодження здійснюються одночасно з процесом адсорбції. Процеси конденсації та рекуперації продуктів проводять в виносних апаратах. Запропоновано конструкції, в яких стадії адсорбції і десорбції суміщені в одному корпусі.

Адсорбер з рухомим шаром (рис.1.4) адсорбенту- адсорбер цього класу позбавлені недоліків адсорберів з нерухомим шаром, в них можливе забезпечення безперервності процесу, більш повно використовується адсорбційна ємність адсорбенту, в одному апараті може бути сполучено кілька стадій, за рахунок чого зменшується займана площа. Крім того, у нього менше гідравлічний опір і він більш простий в управлінні і автоматизації. До недоліків можна віднести стирання адсорбентів і необхідність суворого дотримання гідродинамічних характеристик процесу при експлуатації установок.

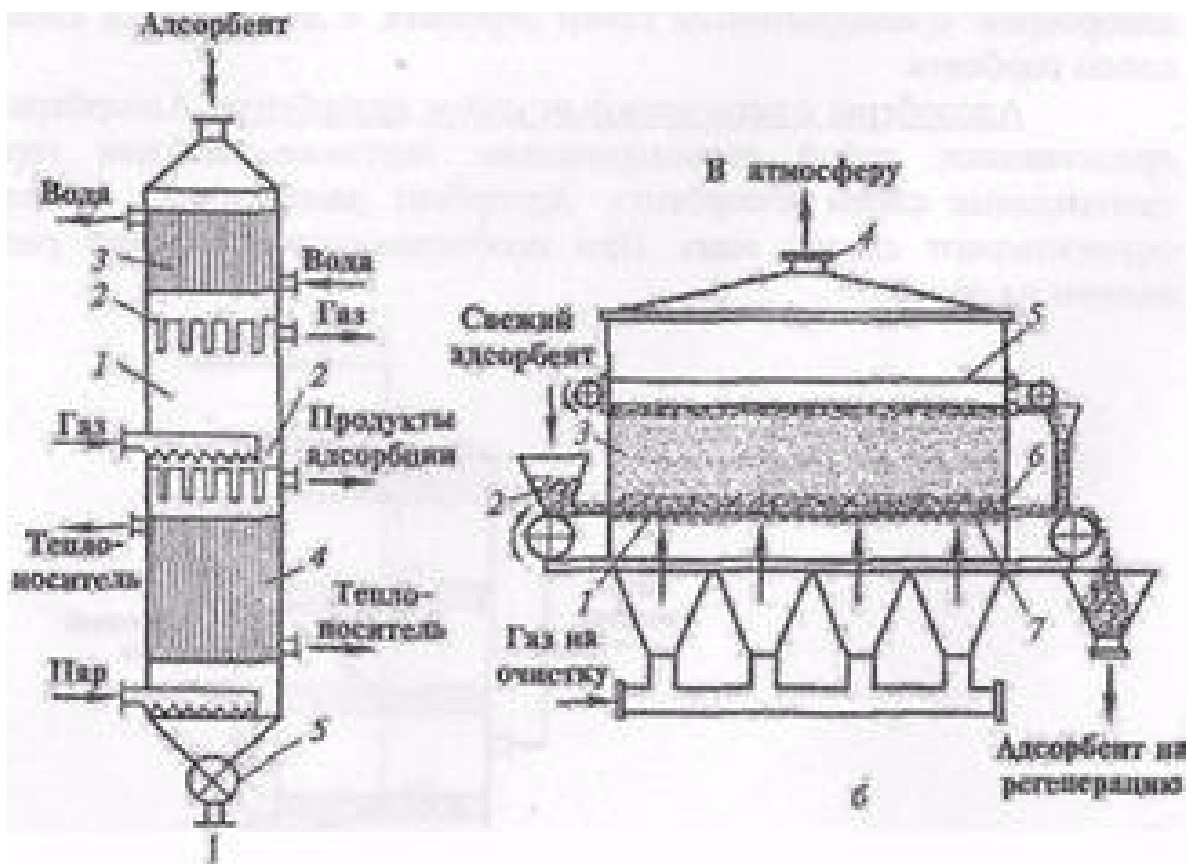


Рисунок 1.4 - Адсорбер з рухомим шаром адсорбенту

1 - зона адсорбції; 2 - розподільні тарілки; 3 - холодильник; 4 - підігрівач; 5 - затвор;

Адсорбер з рухомим шаром адсорбенту, в якому поєднуються стадії в одному корпусі, є одними з найбільш перспективних.

Адсорбер з киплячим шаром адсорбенту(рис 1.5). Для інтенсифікації роботи адсорберів можливе використання киплячого (зваженого) шару, коли розміри частинок менше, ніж в нерухомому шарі [27]. Це дозволяє зменшувати опір і збільшувати допустиму швидкість газу.

Апарати з киплячим шаром можуть бути як періодичного, так і безперервної дії.

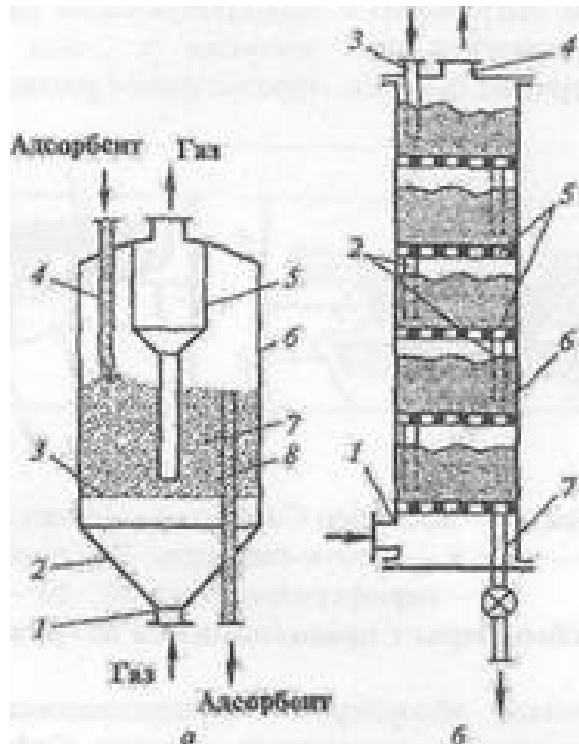


Рисунок 1.5 - Апарати з киплячим шаром

а- однокамерний адсорбер: 1 - нижній штуцер; 2 - конусний днище; 3 - решітка; 4 патрубок для введення адсорбенту; 5 циклонів пристрій; 6 -целіндр;

7- адсорбент; 8- патрубок для виведення адсорбенту;

б-багатоступінчастий адсорбер: 1 - штуцер; 2 переточні трубки; 3 - вхідна труба; 4 -штуцер вихідний; 5 перфоровані тарілки; 6 - корпус; 7- вихідна труба

## 1.7 Осушення газів

Сутність адсорбційної осушення складається у виборчому поглинанні поверхнею пір твердого адсорбенту молекул води з подальшим витяганням їх з пір зовнішніми впливами (підвищенням температури адсорбенту або зниженням тиску середовища)[28].

Осушення газу твердими осушувачами здійснюється в апаратах періодичної дії з нерухомим шаром осушувача.

Повний цикл процесу осушення складається зі стадій адсорбції, регенерації та охолодження адсорбенту. Як осушувачі застосовують силікагелі, алюмосілікагелі, активоване оксид алюмінію, боксити і молекулярні сита (цеоліти). Їх адсорбційна ємність істотно залежить від розміру пір і відповідно питомої поверхні останніх. Особливість молекулярних сит полягає в здатності поглинати не тільки вологу, але і сірководень і вуглекислоту, тобто очищати газ від кислих компонентів. Для зменшення опору руху газу адсорбенти виготовляють у вигляді кульок або гранул. Вимоги до осушувачу дуже жорсткі: він повинен швидко поглинати вологу з газу і легко регенеруватися, витримувати багаторазову регенерацію без істотної втрати активності та міцності, мати високу механічну міцність і поглинальну здатність, надавати малий опір потоку газу, мати невисоку вартість. Іноді застосовують комбінацію двох осушувачів в одному апараті, наприклад, силікагелю і активованого оксиду алюмінію, що дозволяє поєднувати високу поглинальну здатність силікагеля з високим ступенем осушення газу оксидом алюмінію. Для регенерації осушувача використовують нагріте газ. Температура десорбції зазвичай дорівнює 160-180oC (для молекулярних сит - 280 - 290oC).

Установка осушки (рис.1.6) складається, як мінімум, з двох адсорбційних апаратів.

Вологий газ надходить зверху в один з адсорберів і проходить його наскрізь. Інший адсорбер в цей час знаходиться на стадії регенерації або охолодження. Осушений газ надходить на подальшу переробку або в газопровід. Частина вихідного газу, пройшовши через трубчастий підігрівач, направляється в низ іншого адсорбера для регенерації осушувача. Газ з регенерації проходить теплообмінник для охолодження, сепаратор для відділення води і змішується з основним потоком вологого газу.

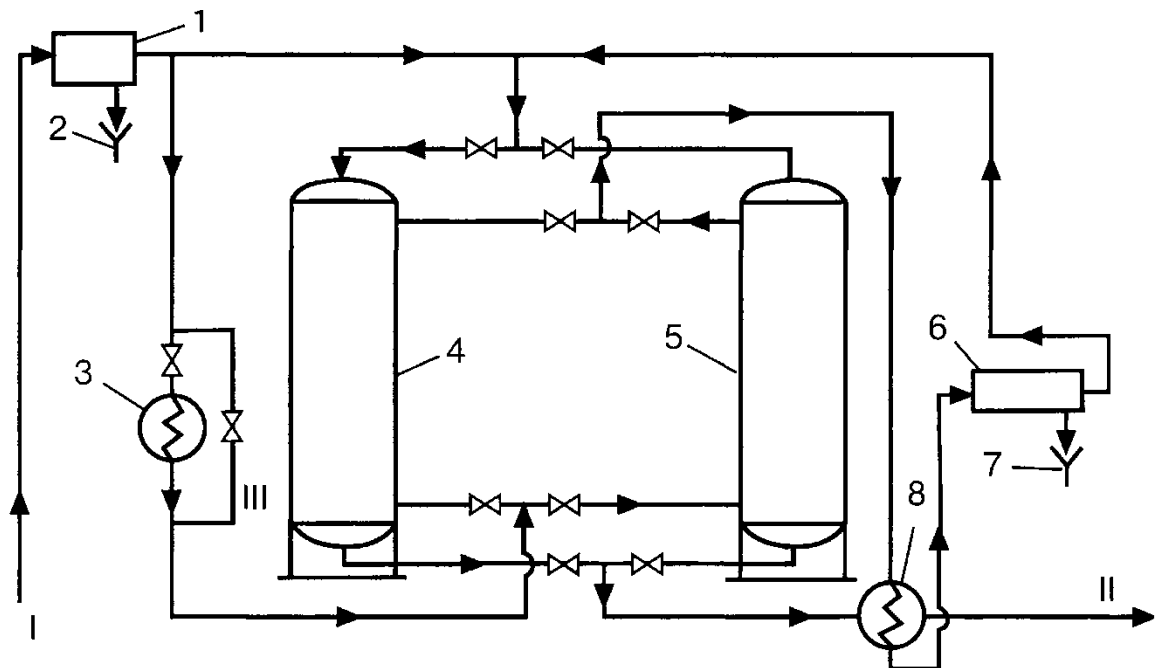


Рисунок 1.6 - Технологічна схема осушки газу твердими поглиначами:  
 1-водовідбійник; 2, 7 - воронка; 3 - трубчастий нагрівач; 4, 5 - адсорбер;  
 6 - сепаратор; 8 теплообмінник;  
 потоки: I - вологий газ; II- осушене газ; III - обвідна лінія.

Повний цикл роботи одного апарату включає чотири наступних періоди:

1-адсорбція при температурі  $35 - 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$ , тиску 8-12 МПа, тривалості контакту газу з адсорбентом не менше 10 с (швидкість газу в апараті 0,15 - 0,30 м / с). Тривалість адсорбції вибирають виходячи з адсорбційної ємності

поглинача, початкової і кінцевої вологості газу, завантаження адсорбенту в апараті;

2-нагрів адсорбенту, який проводиться після перемикання апарату з режиму адсорбції на десорбції. Нагрівання ведеться гарячим газом з трубчастого нагрівача зі швидкістю не більше  $60^{\circ}\text{C}$  в годину. Час, що витрачається на нагрів, становить 0,6 - 0,65 від періоду адсорбції;

3-десорбція - витіснення з пір адсорбенту поглиненої води і відновлення його адсорбційної активності. Вона починає відбуватися, коли температура адсорбенту досягне  $200 - 250^{\circ}\text{C}$  (для силикагелей) або  $300 - 350^{\circ}\text{C}$  (для цеолітів). Гарячий газ в періоді нагріву і десорбції проходить шар адсорбенту в напрямку, протилежному напрямку осушуваного газу в періоді адсорбції (т. Е. Від низу до верху);

4-охолодження адсорбенту, його починають після завершення десорбції і переводити його на режим адсорбції (осушення). Охолодження ведуть вихідним холодним газом. Період охолодження займає 0,35 - 0,40 від часу, що витрачається на адсорбцію.

При адсорбційної осушення наявність в газі вуглеводнів від бутанів і вище ускладнює процес, тому що ці вуглеводні поглинаються в стадії адсорбції на вихідній частини шару адсорбенту і при десорбції води при високій температурі схильні до утворення коксових відкладень в порах адсорбенту. Поступове закоксовання адсорбенту веде до зниження його адсорбційної ємності, тому потрібно періодично регенерувати адсорбент.

При осушенні газів, що містять кислі компоненти, найбільш надійними в роботі є цеоліти.

Відмінною особливістю адсорбційного методу осушення в порівнянні з абсорбційним є високий ступінь осушення газу незалежно від його параметрів, компактність установки, малі капітальні витрати для установок малої потужності. Недоліками методу є великі витрати на адсорбент, високий

опір потоку газу і великі витрати при будівництві установок великої потужності.

Розвиток адсорбційного методу йде в напрямку розробки короткоциклової процесів осушення газів.

Тривалість циклів адсорбції і десорбції становить 1,5-10 год, причому адсорбція ведеться при підвищеному тиску і температурі навколишнього повітря, а десорбція - при атмосферному тиску і тій же температурі. Перевага короткоциклової адсорбції полягає в підвищенні продуктивності і можливості повної автоматизації процесу.

Адсорбційна осушення дозволяє досягти депресію точки роси до  $100^{\circ}\text{C}$  (точка роси до мінус  $90^{\circ}\text{C}$ ). Тому цей метод застосовують, коли потрібна висока глибина осушення. Очищений природний газ, що направляється, наприклад, на гелевий завод, обов'язково піддають адсорбційної осушення на цеолітах, так як до сировини установок низькотемпературної переробки висуваються жорсткі вимоги щодо утримання вологи (точка роси повинна бути не вище мінус  $70^{\circ}\text{C}$ ).

## 2 НОВИЙ АДСОРБЕР ОСУШЕННЯ ГАЗІВ З НЕРУХОМИМ ШАРОМ АДСОРБЕНТУ

В хімічній промисловості для проведення адсорбції використовують адсорбери.

Розглянемо роботу адсорберу с нерухомим шаром адсорбенту (рис.2.1).

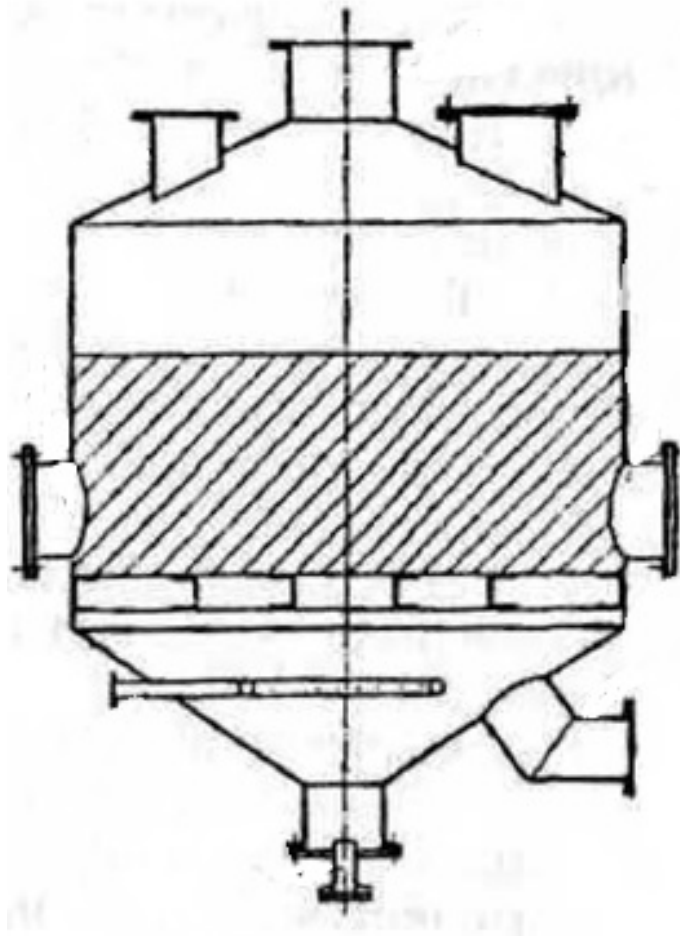


Рисунок 2.1 - Промисловий адсорбер с нерухомим шаром адсорбенту.

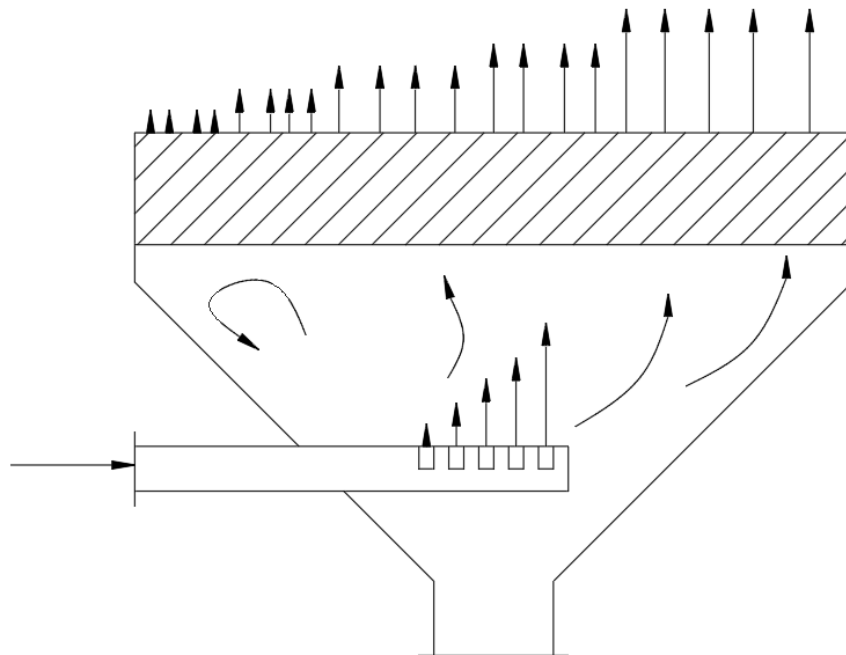
Адсорбер з нерухомим шаром адсорбенту представляє собою порожній вертикальний або горизонтальний апарат, в якому розміщений адсорбент. Пароповітряна або газова суміш, що підлягає поділу, подається всередину корпусу адсорбера через спеціальний штуцер. Усередині адсорбера суміш проходить через шар адсорбенту, покладеного на решітці. Зерна адсорбенту



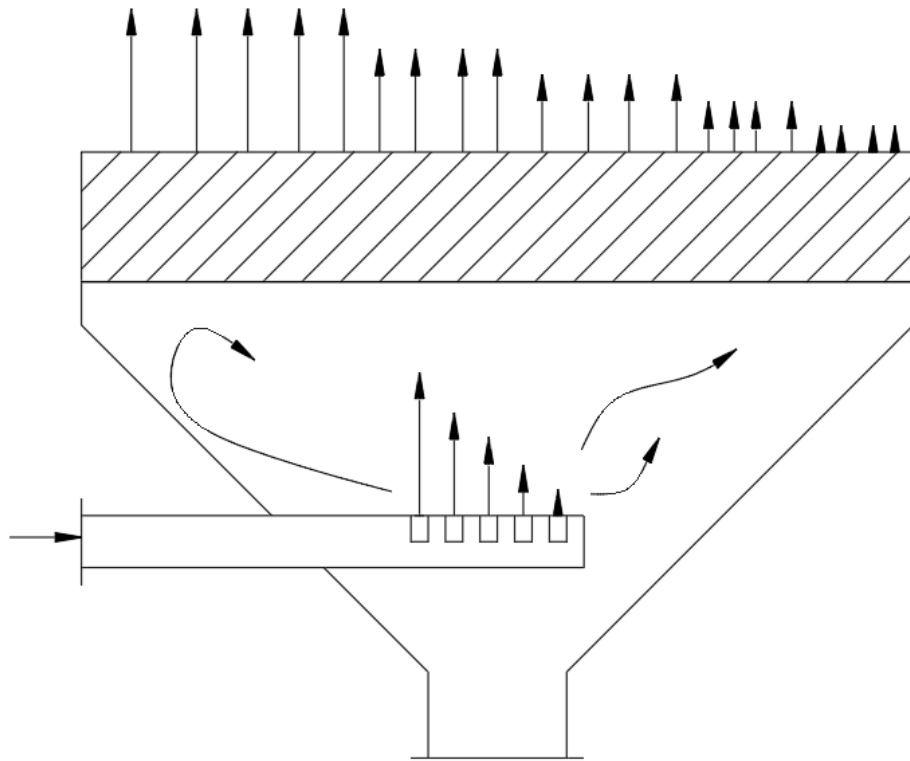
поглинають з суміші певний компонент. Після цього газова суміш видаляється з адсорбера через вихлопної патрубков.

Адсорбент може поглинати витягуємий компонент до певної межі насичення, після якого проводять процес десорбції. З цією метою припиняють подачу пароповітряної суміші в адсорбер, а потім в апарат подають перегрітий водяний пар (або інший витісняємий агент), який рухається в напрямку, протилежному руху пароповітряної суміші. Парова суміш (суміш парів води і витягуємого компонента) видаляється з адсорбера і надходить на поділ в колону ректифікації або відстійник.

Після десорбції, що триває приблизно однакове з процесом адсорбції час, через шар адсорбенту пропускають гаряче повітря(рис 2.2), яким адсорбент підсушується. Повітря входить в апарат через паровий штуцер, а віддаляється через штуцер для парової суміші (рис 2.3) .



a)



б)

Рисунок 2.2 - Схема розподілу швидкостей по перерізу адсорберу:

а) При високій подачі повітря. б) При низькій подачі повітря.

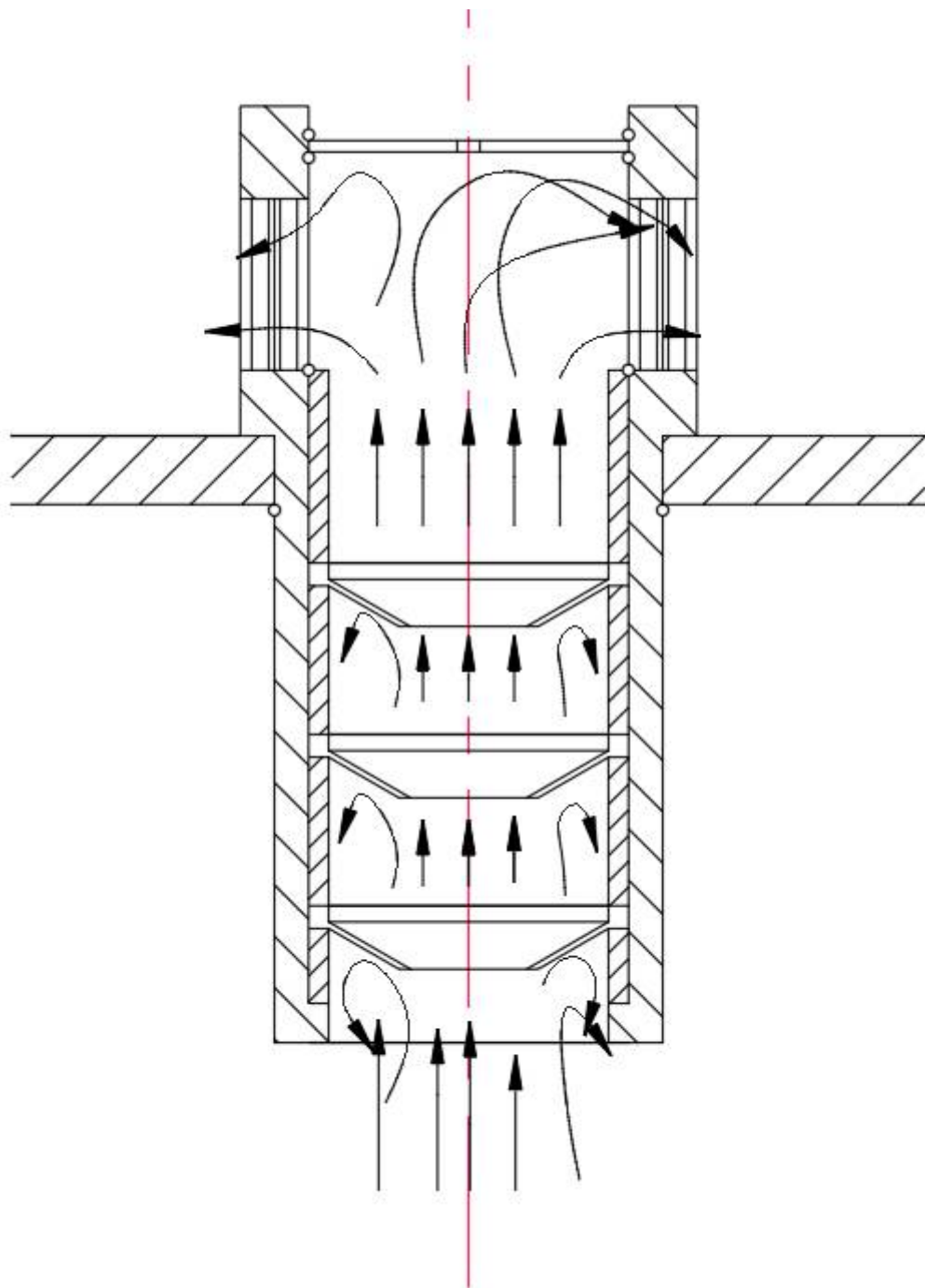


Рисунок 2.3 - Розподіл повітря у патрубку.

Але зображений адсорбер не має рівномірного профілю розподілу швидкостей по поперечному перерізу адсорбера (рис 2.2). На поганий розподіл потоку пари впливає проблема яка полягає в тому що, пара при вході в адсорбер розподіляється не рівномірно, тим самим пара не рівномірно

проходить крізь шар адсорбенту і тому частина адсорбенту майже не приймає участь у процесі адсорбції. Основне рівняння масопередачі полягає у тому, що: «Кількість речовини, що поглинається в одиницю часу при адсорбції або виділяється при десорбції, прямо пропорційно поверхні контакту газової і рідкої фаз». Тому ми збільшуємо поверхню контакту фаз, тим самим збільшуємо коефіцієнт масопередачі.

Для вирішення цієї проблеми було розроблено розподільники різних типів (рис 2.3).

Розподільник складається з патрубків з вмонтованим дифузorzом. Патрубок працює наступним чином: потік пари входить в трубку, далі потік контактує з дифузorzом, при цьому йде втрати потоку на утворення вихорів на стінках дифузorzора, потік звужується. Після проходження дифузorzора потік розширюється заповнюючи переріз патрубка.

Якщо встановити певну кількість розподільних патрубків, то розподіл повітря буде проводитись наступним чином. У першому патрубку утвориться «повітряний клапан», надлишок повітря піде до другого патрубка і так всі патрубки заповняться, утворюючи рівномірний потік повітря в адсорбері. Для того щоб адсорбент не потрапляв до патрубків, ми пропонуємо заварити верхній отвір, та просвердлити отвори на стінці трубки яка знаходиться зверху розподільній решітці (рис 2.4). Якщо збільшити подачу повітря, то на стінках дифузorzора будуть утворюватись сильніші вихори, які будуть утворювати «повітряний клапан», який буде пропускати лише певну кількість повітря.

Пропонуємо вмонтувати певну кількість розподільних патрубків у розподільну решітку (рис 2.5).

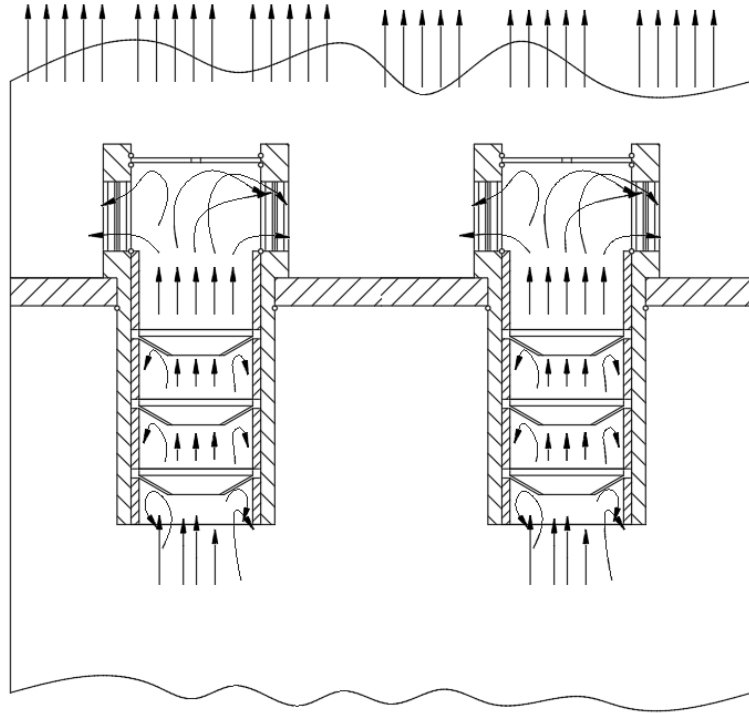


Рисунок 2.4 - Схема проходження потоку через патрубок з дифузором.

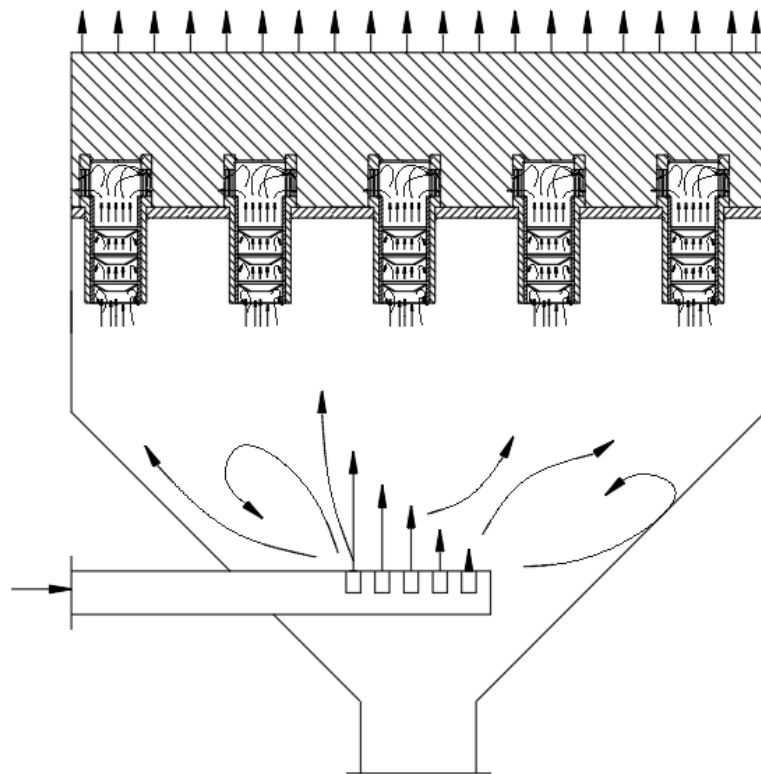


Рисунок 2.5 - Новий адсорбер очищення газів з нерухомим шаром адсорбенту.

### 3 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ

#### 1.1 Схема експериментальної установки

Установка (рис.3.1) складається з компресору 1 , який подає повітря по трубопроводу з вентиля 2 для регулювання подачі повітря, до ротаметру 3, з ротаметру повітря надходить по трубопроводу до патрубку подачі повітря 4, який знаходиться на деякій відстані від патрубку прийому повітря 5 . Ці трубки не з'єднані , бо діафрагма пропускає лиш частину повітря , а інша частина відштовхується.

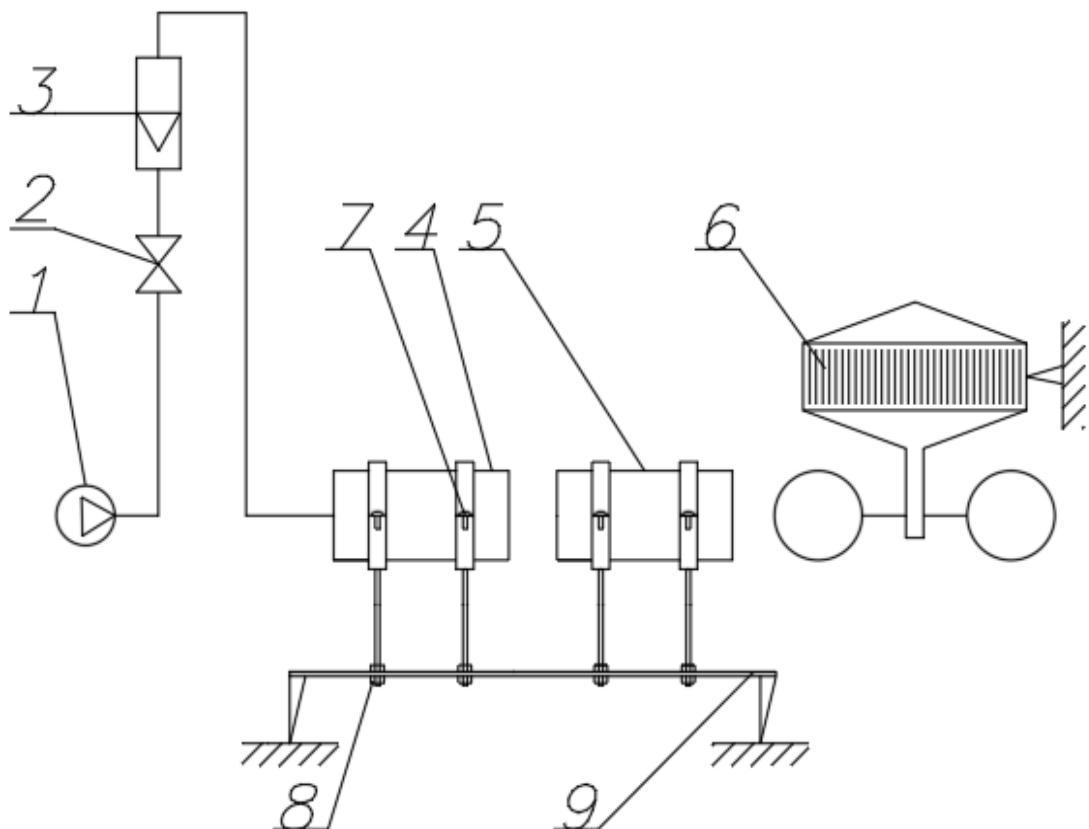


Рисунок 3.1 - Схема лабораторної експериментальної установки:

1-компресор, 2- вентиль, 3-ротаметр, 4-патрубок подачі повітря, 5-патрубок прийому повітря, 6-анемометр, 7,8-регулювочні гайки, 9-стілниця.

Далі повітря надходить до анемометру 6 , де ми знімаємо показання. Фото установки зображене на (рис.3.2).Для того щоб результати експерименту були точними , була виготовлена стільниця 9 , в якій були зроблені отвори для регулювання патрубків прийому та подачі повітря , а також були використані регулювальні гайки 7,8 для регулювання по горизонталі та по вертикалі .

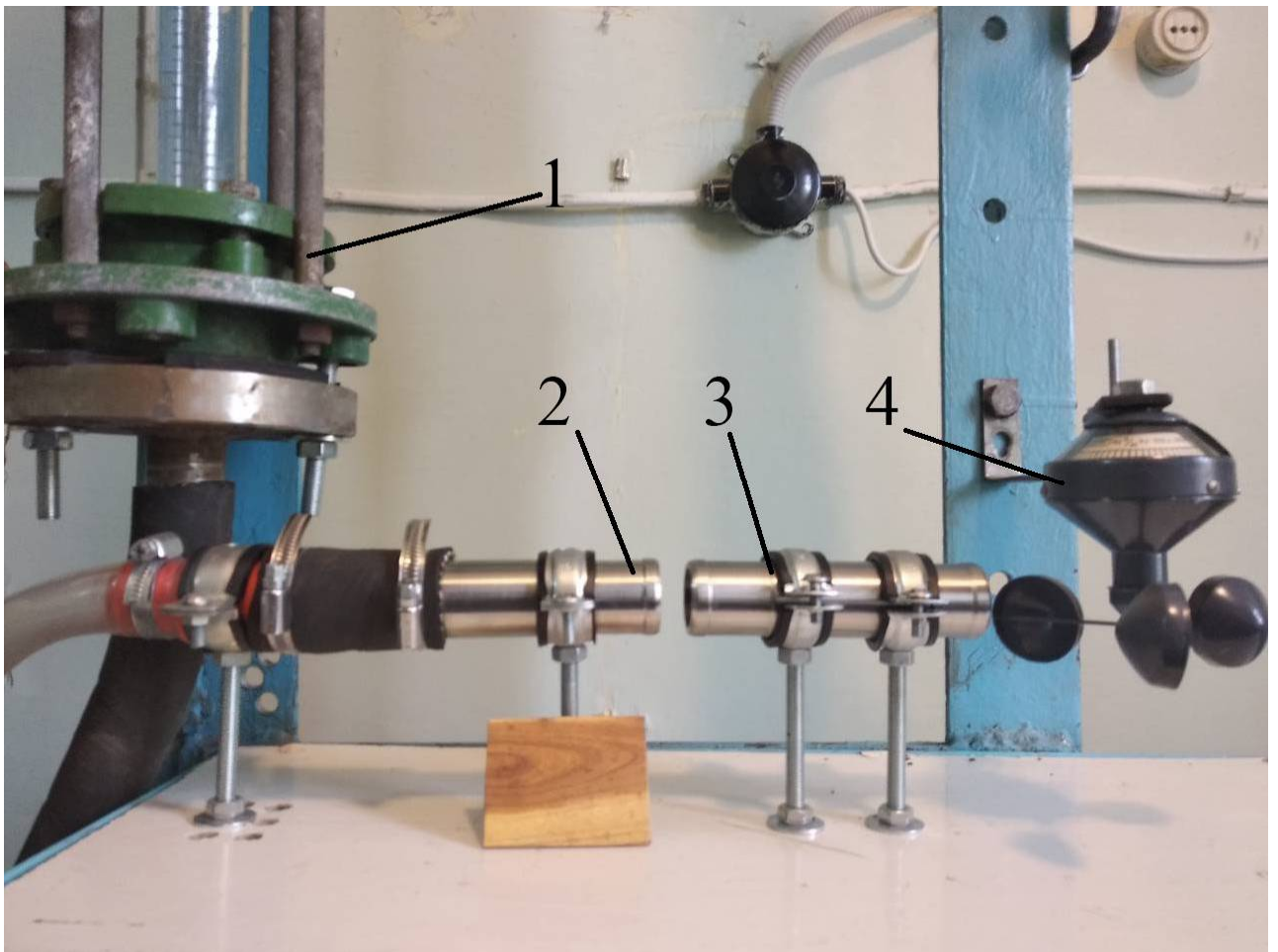


Рисунок 3.2 – Основні елементи лабораторної експериментальної установки  
1-ротаметр, 2- патрубок подачі повітря , 3- патрубок прийому повітря ,  
4- анемометр

### 3.2 Техніка проведення експерименту

Перед проведенням експерименту слід ознайомитись з технікою безпеки та з інструкціями використання до ротаметру й анемометру.

Проводити експеримент доцільно у двох . З першу встановлюємо необхідну діафрагму в трубку потім цю трубку встановлюємо між патрубком подачі та анемометром , для кожної діафрагми проводимо три експерименти на відстані 3 мм (1/2 площа поперечного перерізу трубки ) між полою трубкою та трубкою з діафрагмою та три експерименти на відстані 6 мм (дорівнює площі поперечного перерізу трубки). Відцентровуємо трубки з анемометром . Вмикаємо установку та встановлюємо поплавков ротаметру на відмітці 15 , чекаємо приблизно 10-15 секунд поки анемометр розкрутиться , знімаємо показання з анемометру. Далі с шагом 5 відміток на ротаметрі повторюємо експеримент і так до 55 відмітки ротаметру. Після проведення всіх експериментів обробляємо данні за наступним алгоритмом:

Густина повітря при робочих умовах:

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

Об'ємні витрати повітря згідно рівнянню градування ротаметру:

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

Об'ємні витрати повітря при робочих умовах :

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

Площа поперечного перерізу трубки:

$$S = \frac{\pi \cdot D_1^2}{4}, \text{ м}^2$$



Швидкість потоку повітря в трубці:

$$W = \frac{V}{S}, \text{ м/с}$$

Коефіцієнт динамічної в'язкості повітря при робочих умовах :

$$\mu = \mu_0 \cdot \frac{(273 + C)}{(T + C)} \cdot \left(\frac{T}{273}\right)^{3/2}, \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Коефіцієнт кінематичної в'язкості повітря:

$$\vartheta = \frac{\mu}{\rho_{p,y}}, \text{ м}^2/\text{с}$$

Число Рейнольдса

$$Re = \frac{W \cdot D}{\vartheta}$$

Розрахунок ступення відображення потоку

$$(V_p - V_a) / V_p$$

переводимо показання ротаметру та анемометру у витрати , знаходимо величину похибки та будуємо графіки).

### 3.3 Прибори та вимірювальна техніка

Основними приборами та вимірювальною технікою є: поплавковий ротаметр, анемометр та патрубок прийому повітря з дифузорами.

Ротаметр - прилад для вимірювання швидкості та витрати рідини або газу при постійному перепаді тиску.

Ротаметри мають ряд переваг: простота пристрою; можливість вимірювання малих витрат рідин і газів в трубопроводах малих діаметрів; висока точність при індивідуальній градуировке приладу; мала втрата тиску; практично рівномірна шкала; динамічний діапазон  $G_{в.п} / G_{н.п}$  досягає десяти.

Недоліками ротаметрів є необхідність установки тільки на вертикальних ділянках трубопроводів; труднощі дистанційної передачі показань і записи; непридатність для вимірювання витрати середовищ з високими тиском і температурою.

У найпростішому вигляді ротаметр (рис. 3.2) представляє собою вертикальну конічну скляну трубку 1, всередині якої розташовується поплавець 2. Поплавки можуть мати різну форму. Одна з форм - циліндрична з нижньої конічної частиною і верхнім бортиком з вирізаними на ньому косими канавками. Контрольована середовище за протіканні через ці канавки забезпечує обертання поплавця, при цьому він центрується по осі трубки і усувається його тертя об стінки.

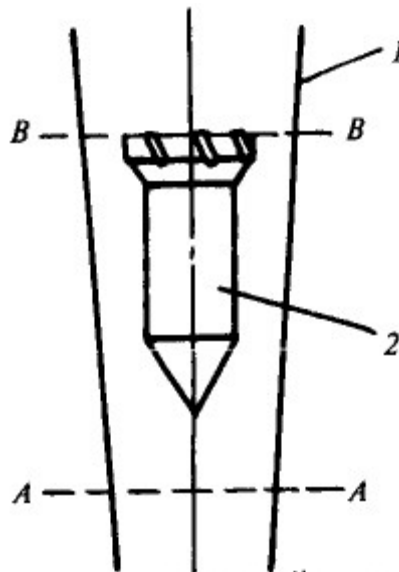


Рисунок 3.3 - Схема ротаметра: 1 - скляна трубка; 2 - поплавок

Анемометр (рис.3.4) -прилад для вимірювання швидкості руху газів, повітря в системах.



Рисунок 3.4 - Анемометр

За принципом дії розрізняють механічні анемометри, в яких рух газу приводить в обертання чашковими колесо або крильчатку, теплові анемометри, принцип дії яких заснований на вимірюванні зниження температури нагрітого тіла, ультразвукові анемометри, засновані на вимірюванні швидкості звуку в газі в залежності від руху.

Найбільш поширений тип анемометра - це чашковий анемометр. Складається з декількох напівсферичних чашок, симетрично насаджених на хрестоподібні спиці ротора, що обертається на вертикальній осі.

Обертання ротора в найпростіших анемометрах передається на механічний лічильник числа оборотів. Швидкість підраховується за кількістю оборотів за заданий час.

У більш досконалих анемометрах ротор пов'язаний з тахогенератором, вихідний сигнал якого (напруга) подається на вторинний вимірювальний прилад (вольтметр), або використовуються тахометри, засновані на інших

принципах. Такі анемометри відразу показують миттєву швидкість вітру, без додаткових обчислень, і дозволяють стежити за змінами швидкості вітру в реальному часі.

Також було використано патрубок прийому повітря з дифузорами, які зображені на наступних рисунках (рис.3.5 – 3.7).

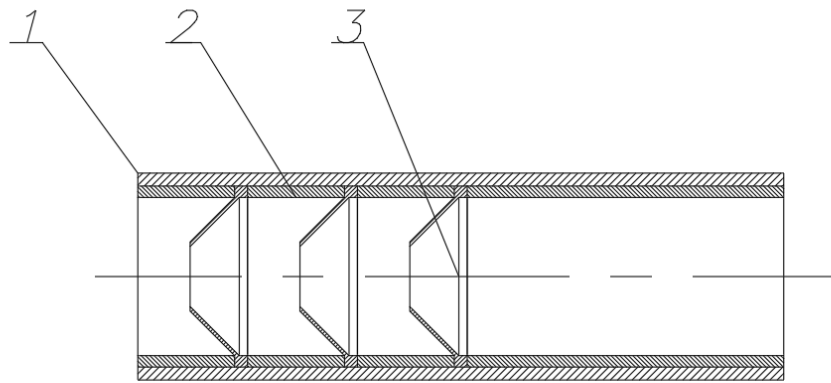


Рисунок 3.5 - Патрубок прийому повітря:

1-патрубок, 2-кільця, 3-дифузори.

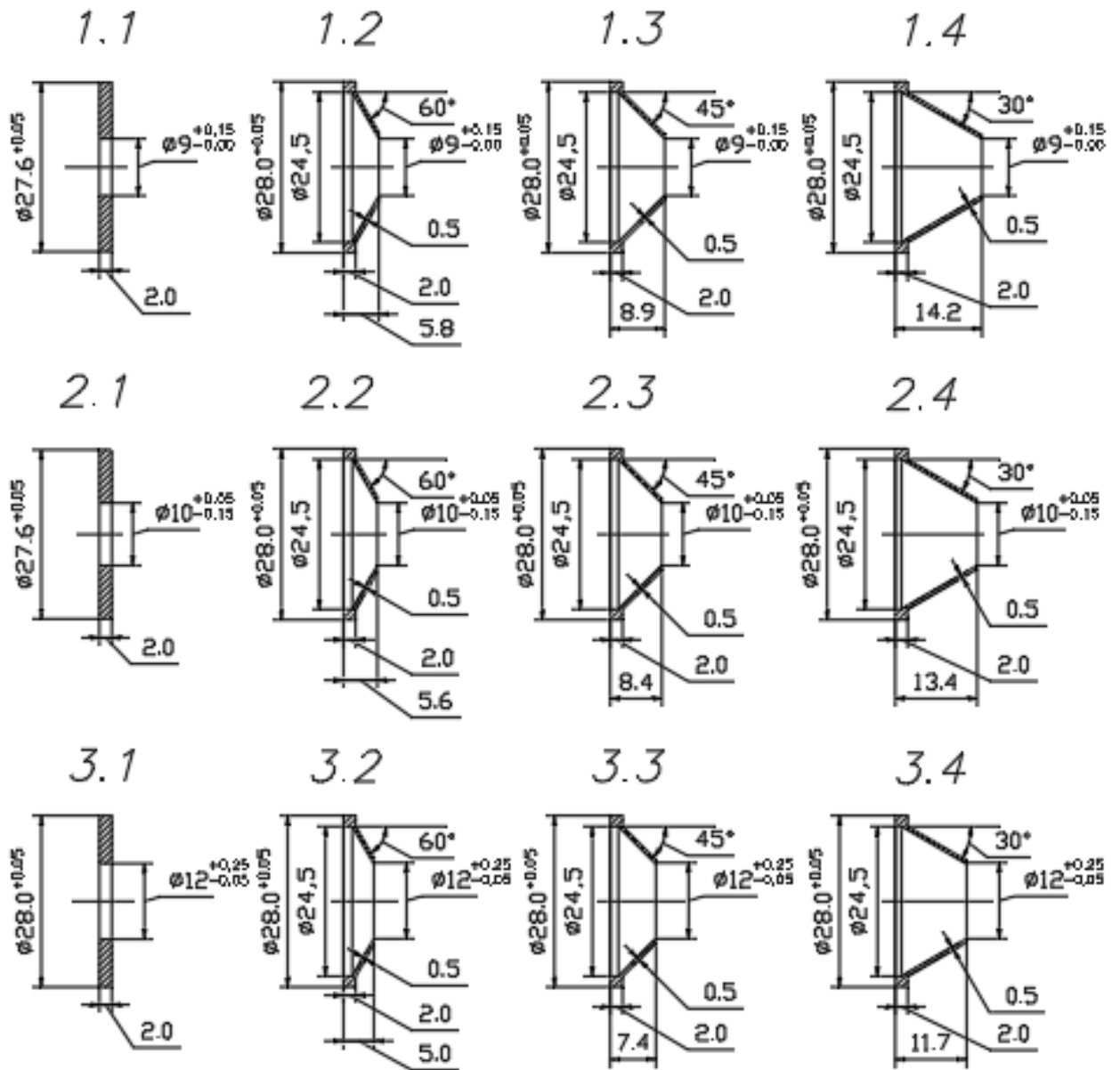


Рисунок 3.6 - Конструктивні розміри елементів (діафрагм та дифузорів), що досліджуються.



Рисунок 3.7 - Елементи (діафрагми та дифузори), що досліджуються.

### 3.4 Узгодження витрат анемометра за ротаметром

Мета експерименту – калібрування витрат анемометра за витратами ротаметру.

Дата проведення експерименту : 18.08.18

$P_{роб} = 1,011 \cdot 10^5$  Па- атмосферний тиск;

$t_{роб} = 20^\circ\text{C}$  -робоча температура повітря;

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

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

$\rho_{роб} = 1,2041$ кг/м<sup>3</sup>-густина повітря при робочих умовах;

$D_1 = 0,024$  м-діаметр трубки;

$C=111$  – коефіцієнт Сатерленда ;

Таблиця 3.1 - Результати експерименту

N/з.п	Ротаметр N4111208,число поділок	Показання анемометра (м/с)		
		Експ.1	Експ.2	Експ.3
1	15	6	6	6
2	20	7,1	7,1	7,1
3	25	8,9	8,9	8,6
4	30	10,3	10,1	10,1
5	35	12	12	12
6	40	13,1	13,2	13,1
7	45	15	15	15
8	50	16,5	16,5	16,5
9	55	17,7	18	17,9

Таблиця 3.2 - Результати експерименту (за масовими витратами)

N/з.п	Ротамерт N4111208 (м <sup>3</sup> /с)	Показання анемометра (м <sup>3</sup> /с)			δ
		Експ.1	Експ.2	Експ.3	%
1	0,002886803	0,002713	0,002713	0,002713	6,021983
2	0,003486386	0,00321	0,00321	0,00321	7,917944
3	0,004085969	0,003889	0,004024	0,004024	2,617773
4	0,004685553	0,004657	0,004567	0,004567	1,890764
5	0,005285136	0,005426	0,005426	0,005426	2,663770
6	0,005884719	0,005923	0,005969	0,005923	0,911658
7	0,006484303	0,006782	0,006782	0,006782	4,597213
8	0,007083886	0,007461	0,007461	0,007461	5,318463
9	0,007683469	0,008003	0,008139	0,008094	5,1425018

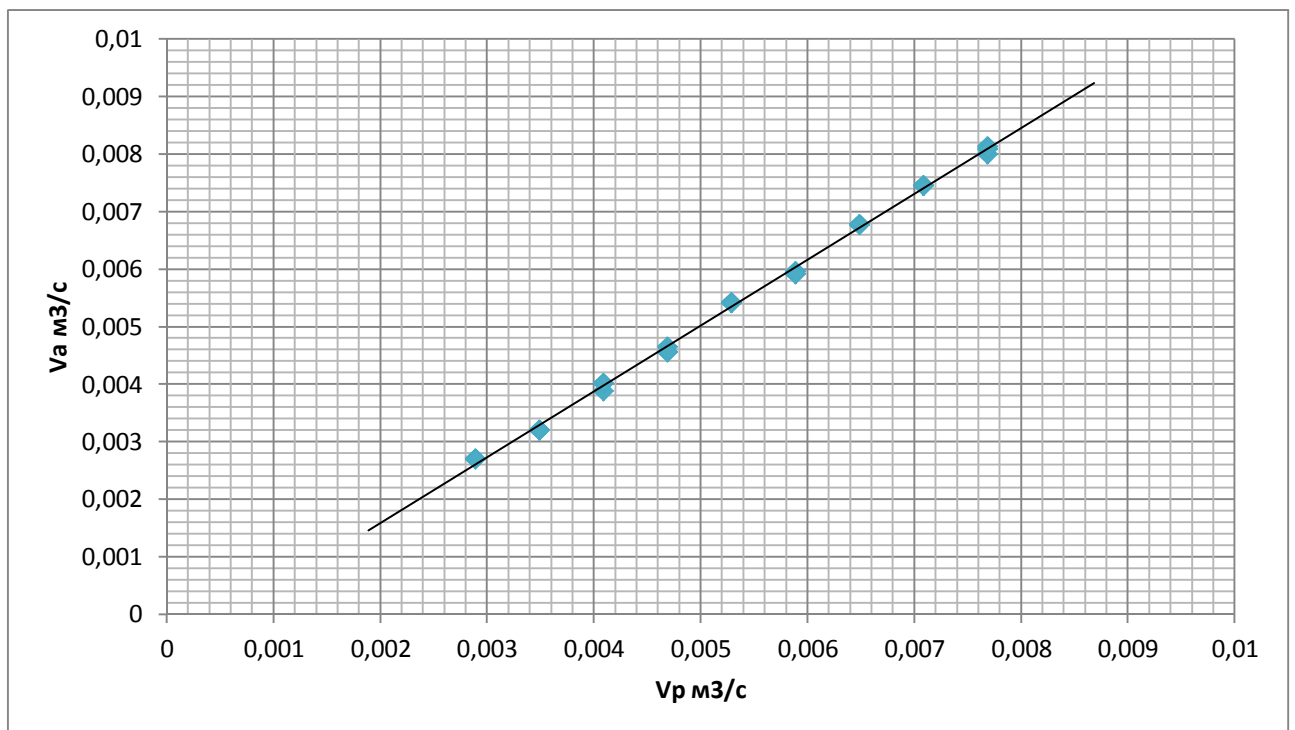


Рисунок 3.8 - Узгодження витрат анемометра за ротамером



### 3.5 Результати експериментальних досліджень

Графічно проходження потоку повітря через дифузори зображено (рис.3.9 – 3.38).

Графічно результати досліджень приводяться у 4 розділі (рис. 4).

#### 3.5.1 Залежність відображення потоку повітря від кута нахилу елементів дослідження

У ході цього експерименту ми перевіряли відображення потоку повітря змінюючи дифузори з різними діаметрами у трубці.

Дата проведення експерименту : 29.08.18

$P_{роб} = 1,014 \cdot 10^5$  Па- атмосферний тиск;

$t_{роб} = 21,5^\circ\text{C}$  -робоча температура повітря;

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

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

$\rho_{роб} = 1,2041$ кг/м<sup>3</sup>-густина повітря при робочих умовах;

$D_1 = 0,024$  м-діаметр трубки;

$C=111$  – коефіцієнт Сатерленда ;

Результати вимірів для дифузорів з розміром отвору  $d=9$  мм наведені у таблицях 3.3-3.6

Результати вимірів для дифузорів з розміром отвору  $d=10$  мм наведені у таблицях 3.7-3.10

Результати вимірів для дифузорів з розміром отвору  $d=12$  мм наведені у таблицях 3.11-3.14.

Таблиця 3.3 - Результати експерименту для діафрагми поз.1.1

N/з.п	d=9 мм, $\alpha=90^0$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротаметр (поділка)	Анеометр(м/с)	Vp(м <sup>3</sup> /с)	Va(м <sup>3</sup> /с)	(Vp- Va)/Vp	Re <sub>p</sub>
1	30	1	0,004697	0,000452	0,90374	15395,64
2	35	1,9	0,005298	0,000859	0,837855	17365,73
3	40	2	0,005899	0,000904	0,846711	19335,82
4	45	2,2	0,006501	0,000995	0,846974	21305,91
5	50	2,5	0,007102	0,00113	0,840825	23276
6	55	3	0,007703	0,001356	0,823895	25246,09

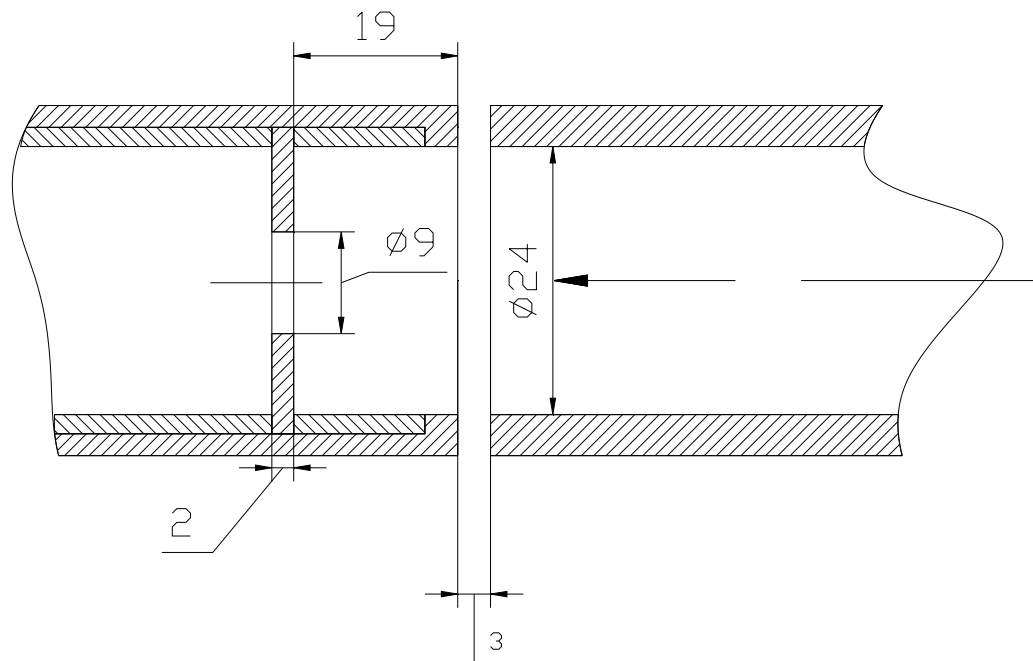


Рисунок 3.9 - Проходження потоку повітря через діафрагму поз.1.1

Таблиця 3.4 - Результати експерименту дифузора поз.1.2

N/з.п	d=9 мм, $\alpha=60^0$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр (м/с)	Vp(м <sup>3</sup> /с)	Va(м <sup>3</sup> /с)	(Vp- Va)/Vp	Re <sub>p</sub>
1	15	0,8	0,002894	0,000362	0,875009	9485,362
2	20	1	0,003495	0,000452	0,870631	11455,45
3	25	1,1	0,004096	0,000497	0,878576	13425,54
4	30	1,2	0,004697	0,000543	0,884488	15395,64
5	35	1,8	0,005298	0,000814	0,846389	17365,73
6	40	2	0,005899	0,000904	0,846711	19335,82
7	45	2,1	0,006501	0,00095	0,853929	21305,91
8	50	2,4	0,007102	0,001085	0,847192	23276
9	55	2,8	0,007703	0,001266	0,835636	25246,09

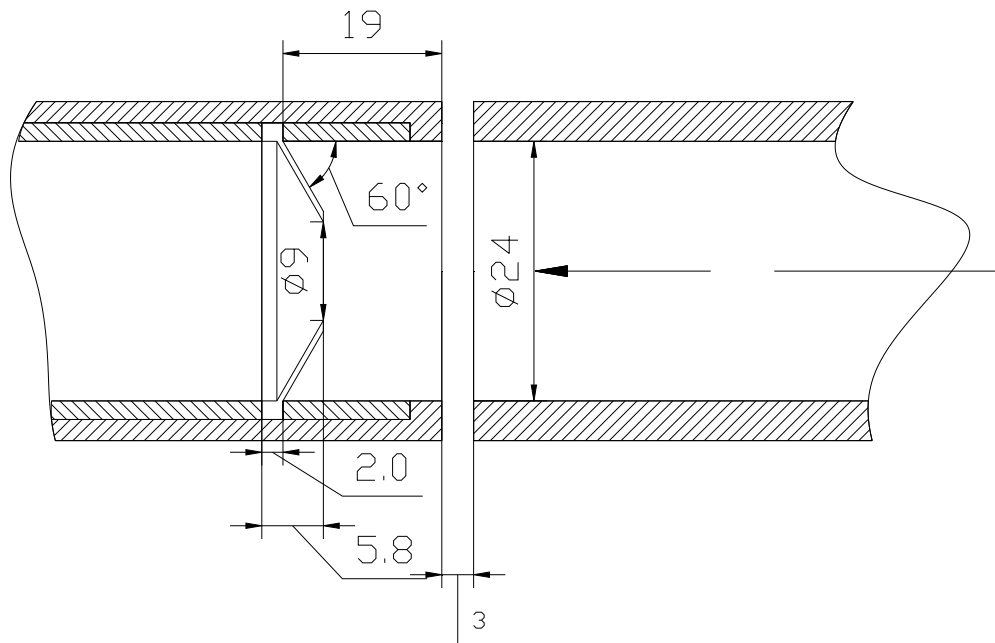


Рисунок 3.10 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.1.2

Таблиця 3.5 - Результати експерименту для дифузора поз.1.3

N/з.п	d=9 мм, $\alpha=45^0$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротаметр (поділка)	Анеометр (м/с)	Vp(м <sup>3</sup> /с)	Va(м <sup>3</sup> /с)	(Vp- Va)/Vp	Re <sub>p</sub>
1	30	0,9	0,004697	0,000407	0,913366	15395,64
2	35	1	0,005298	0,000452	0,91466	17365,73
3	40	1,2	0,005899	0,000543	0,908027	19335,82
4	45	1,7	0,006501	0,000769	0,881752	21305,91
5	50	2	0,007102	0,000904	0,87266	23276
6	55	2,1	0,007703	0,00095	0,876727	25246,09

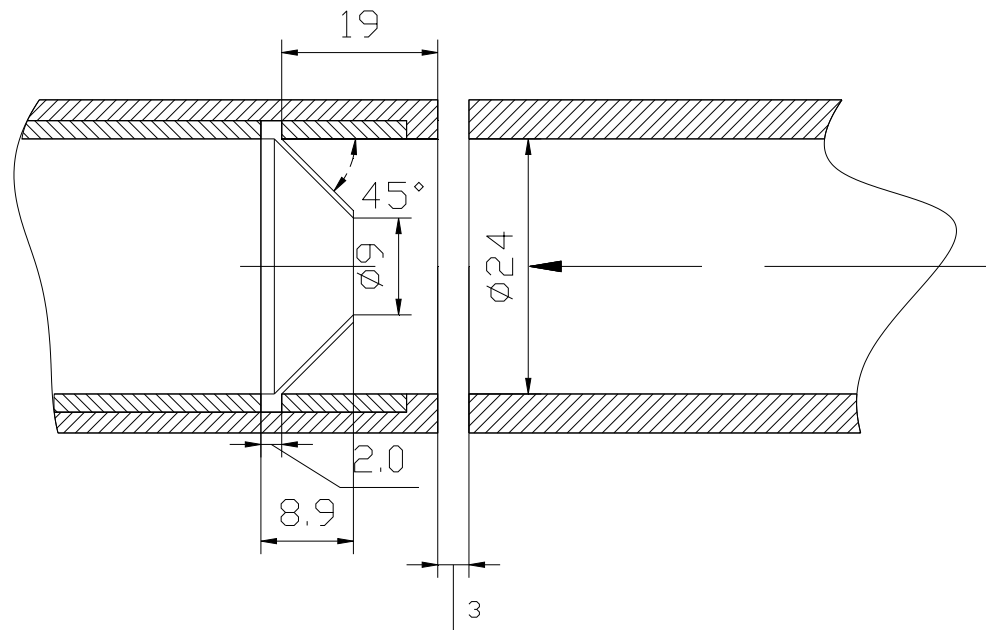


Рисунок 3.11 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.1.3

Таблиця 3.6 - Результати експерименту для дифузора поз.1.4

N/з.п	d=9 мм, $\alpha=30^0$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротамер (поділка)	Анеометр(м/с)	Vp(м <sup>3</sup> /с)	Va(м <sup>3</sup> /с)	(Vp-Va)/Vp	Re <sub>p</sub>
1	30	1	0,004697	0,000452	0,90374	15395,64
2	35	1,1	0,005298	0,000497	0,906126	17365,73
3	40	1,5	0,005899	0,000678	0,885033	19335,82
4	45	1,9	0,006501	0,000859	0,867841	21305,91
5	50	2	0,007102	0,000904	0,87266	23276
6	55	2,1	0,007703	0,00095	0,876727	25246,09

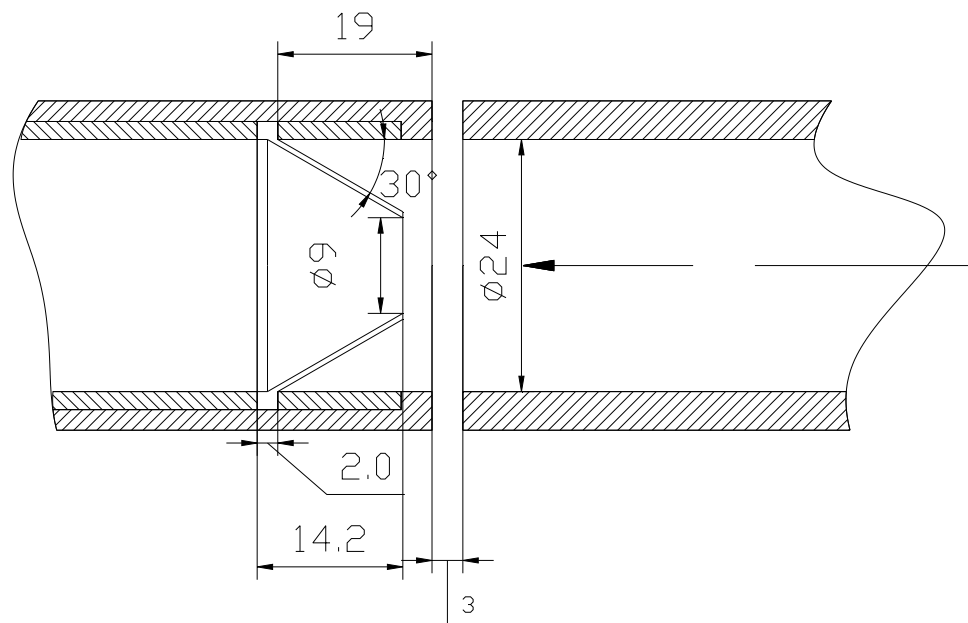


Рисунок 3.12 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.1.4

Таблиця 3.7 - Результати експерименту для діафрагми поз.2.1

N/з.п	d=10 мм, $\alpha=90^0$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр(м/с)	V <sub>p</sub> (м <sup>3</sup> /с)	V <sub>a</sub> (м <sup>3</sup> /с)	(V <sub>p</sub> - V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>	Re <sub>p</sub>
1	15	0,9	0,002894	0,000407	0,859385	9485,362
2	20	1	0,003495	0,000452	0,870631	11455,45
3	25	1,5	0,004096	0,000678	0,834422	13425,54
4	30	2	0,004697	0,000904	0,80748	15395,64
5	35	2,1	0,005298	0,00095	0,820787	17365,73
6	40	2,5	0,005899	0,00113	0,808389	19335,82
7	45	3	0,006501	0,001356	0,791328	21305,91
8	50	3,2	0,007102	0,001447	0,796256	23276
9	55	3,8	0,007703	0,001718	0,776934	25246,09

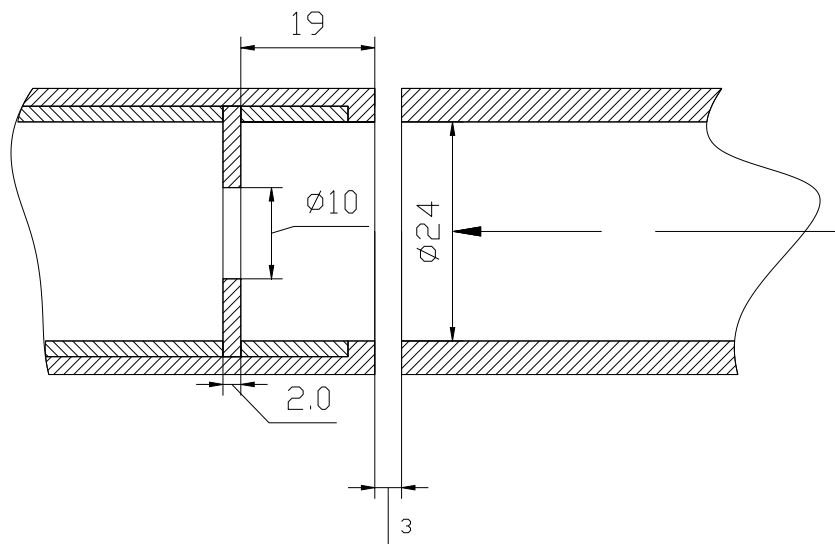


Рисунок 3.13 - Проходження потоку повітря через діафрагму поз.2.1

Таблиця 3.8 - Результати експерименту для дифузора поз.2.2

N/з.п	d=10 мм, $\alpha=60^0$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр(м/с)	Vp(м <sup>3</sup> /с)	Va(м <sup>3</sup> /с)	(Vp- Va)/Vp	Re <sub>p</sub>
1	20	1	0,003495	0,000452	0,870631	11455,45
2	25	1,1	0,004096	0,000497	0,878576	13425,54
3	30	1,5	0,004697	0,000678	0,85561	15395,64
4	35	1,9	0,005298	0,000859	0,837855	17365,73
5	40	2,1	0,005899	0,00095	0,839046	19335,82
6	45	2,7	0,006501	0,001221	0,812195	21305,91
7	50	3	0,007102	0,001356	0,80899	23276
8	55	3,1	0,007703	0,001402	0,818025	25246,09

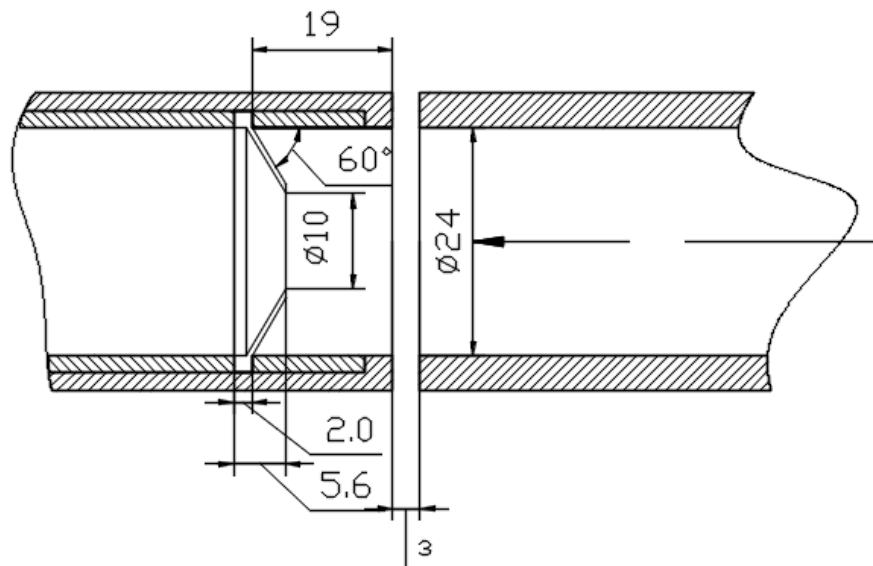


Рисунок 3.14 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.2.2

Таблиця 3.9 - Результати експерименту для дифузора з отвором поз.2.3

N/з.п	d=10 мм, $\alpha=45^{\circ}$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр(м/с)	V <sub>p</sub> (м <sup>3</sup> /с)	V <sub>a</sub> (м <sup>3</sup> /с)	(V <sub>p</sub> - V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>	Re <sub>p</sub>
1	20	1	0,003495	0,000452	0,870631	11455,45
2	25	1,2	0,004096	0,000543	0,867537	13425,54
3	30	1,8	0,004697	0,000814	0,826732	15395,64
4	35	2	0,005298	0,000904	0,829321	17365,73
5	40	2,2	0,005899	0,000995	0,831382	19335,82
6	45	2,8	0,006501	0,001266	0,805239	21305,91
7	50	3	0,007102	0,001356	0,80899	23276
8	55	3,1	0,007703	0,001402	0,818025	25246,09

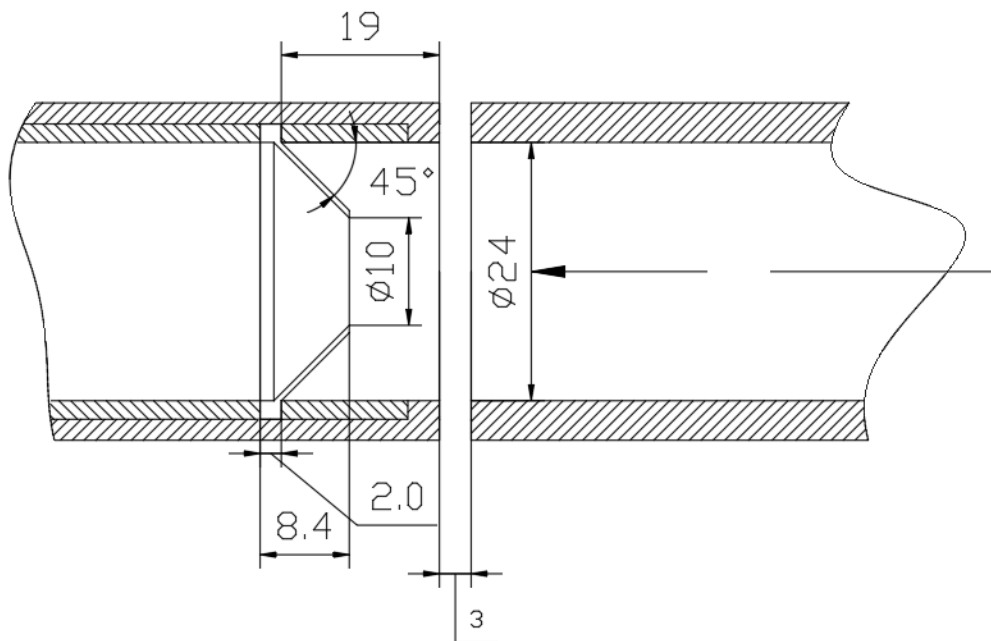


Рисунок 3.15 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.2.3



Таблиця 3.10 - Результати експерименту для дифузора поз.2.4

N/з.п	d=10 мм, $\alpha=30^0$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротаметр (поділка)	Анеометр(м/с)	Vp(м <sup>3</sup> /с)	Va(м <sup>3</sup> /с)	(Vp- Va)/Vp	Re <sub>p</sub>
1	20	1	0,003495	0,000452	0,870631	11455,45
2	25	1,1	0,004096	0,000497	0,878576	13425,54
3	30	1,5	0,004697	0,000678	0,85561	15395,64
4	35	2	0,005298	0,000904	0,829321	17365,73
5	40	2,1	0,005899	0,00095	0,839046	19335,82
6	45	2,5	0,006501	0,00113	0,826106	21305,91
7	50	3	0,007102	0,001356	0,80899	23276
8	55	3,1	0,007703	0,001402	0,818025	25246,09

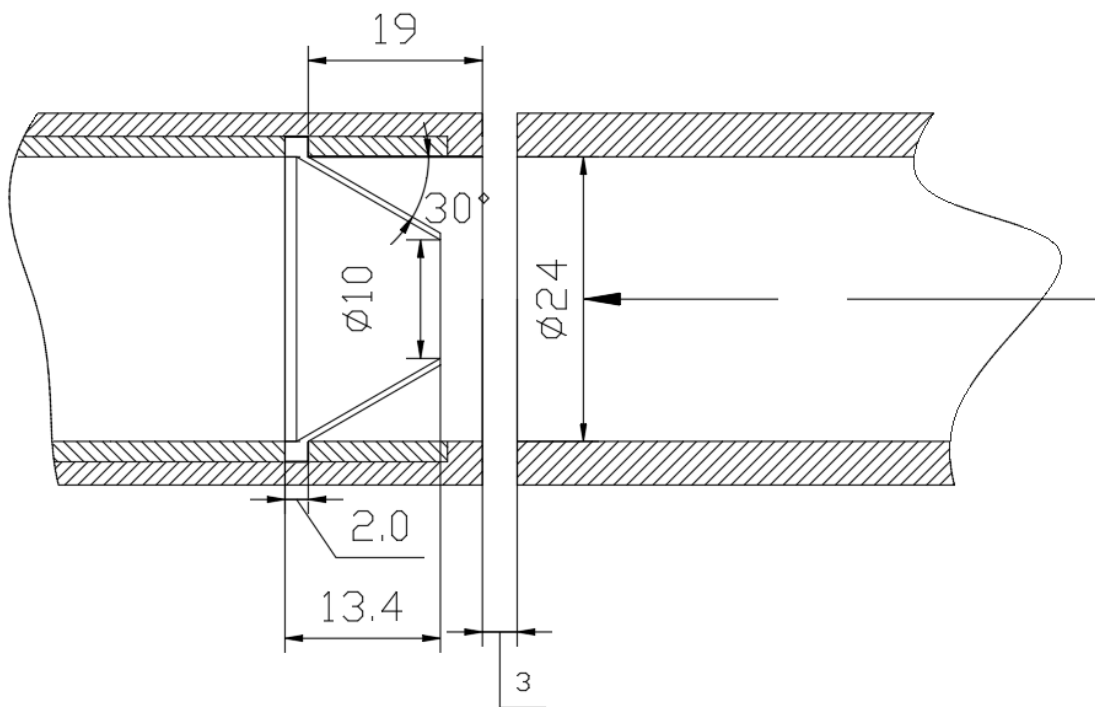


Рисунок 3.16 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.2.4

Таблиця 3.11 - Результати експерименту для діафрагми поз.3.1

N/з.п	d=12 мм, $\alpha=90^0$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротамер (поділка)	Анеометр(м/с)	V <sub>p</sub> (м <sup>3</sup> /с)	V <sub>a</sub> (м <sup>3</sup> /с)	(V <sub>p</sub> -V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>	Re <sub>p</sub>
1	15	1,1	0,002894	0,000497	0,828137	9485,362
2	20	2	0,003495	0,000904	0,741261	11455,45
3	25	2,6	0,004096	0,001176	0,712998	13425,54
4	30	3	0,004697	0,001356	0,71122	15395,64
5	35	3,9	0,005298	0,001763	0,667175	17365,73
6	40	4,2	0,005899	0,001899	0,678093	19335,82
7	45	5	0,006501	0,002261	0,652213	21305,91
8	50	5,2	0,007102	0,002351	0,668915	23276
9	55	6	0,007703	0,002713	0,647791	25246,09

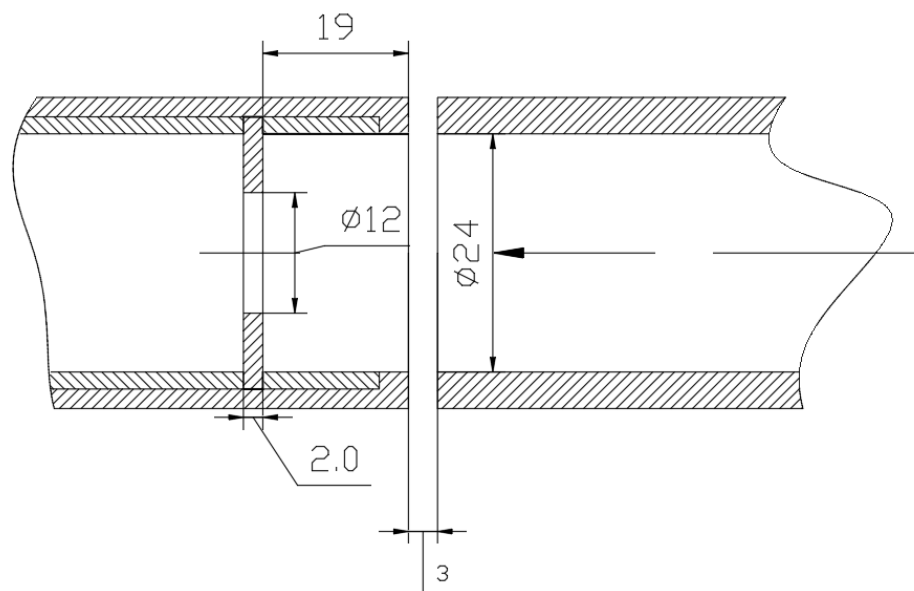


Рис. 3.17 - Проходження потоку повітря через діафрагму поз.3.1

Таблиця 3.12 - Результати експерименту для дифузора з отвором поз.3.2

N/з.п	d=12 мм, $\alpha=60^0$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр(м/с)	Vp(м <sup>3</sup> /с)	Va(м <sup>3</sup> /с)	(Vp- Va)/Vp	Re <sub>p</sub>
1	15	1,1	0,002894	0,000497	0,828137	9485,362
2	20	1,5	0,003495	0,000678	0,805946	11455,45
3	25	2	0,004096	0,000904	0,779229	13425,54
4	30	2,6	0,004697	0,001176	0,749724	15395,64
5	35	3	0,005298	0,001356	0,743981	17365,73
6	40	3,5	0,005899	0,001583	0,731744	19335,82
7	45	4	0,006501	0,001809	0,72177	21305,91
8	50	4,9	0,007102	0,002216	0,688017	23276
9	55	5,1	0,007703	0,002306	0,700622	25246,09

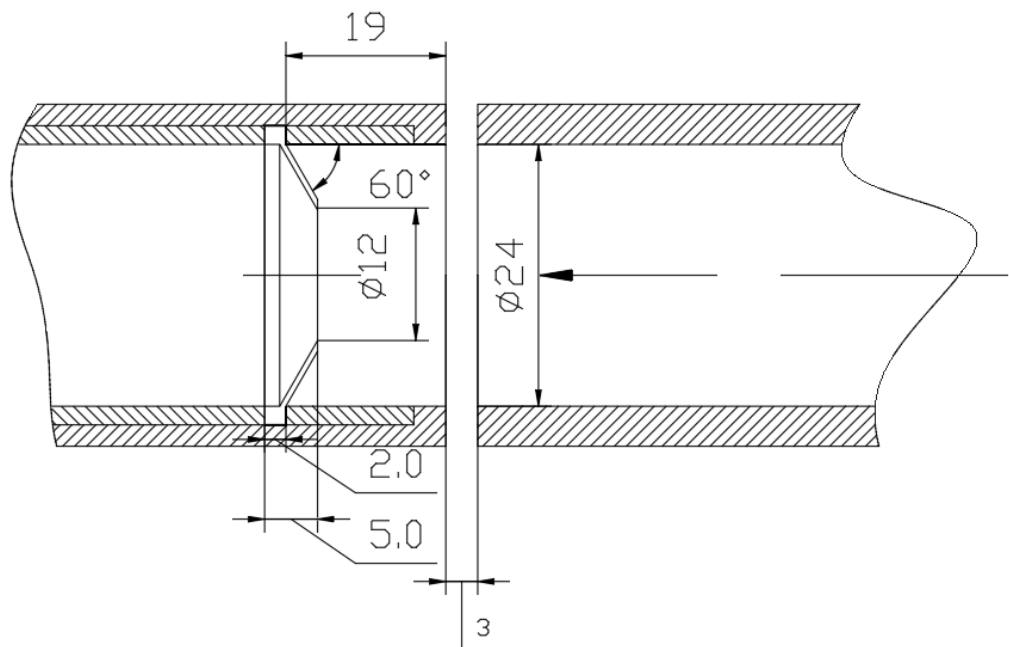


Рисунок 3.18 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.3.2

Таблиця 3.13 - Результати експерименту для дифузора поз.3.3

N/з.п	$d=12 \text{ мм}, \alpha=45^{\circ}$					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4 \text{ МПа}$					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	15	1	0,002894	0,000452	0,843761	9485,362
2	20	2	0,003495	0,000904	0,741261	11455,45
3	25	2,2	0,004096	0,000995	0,757152	13425,54
4	30	2,8	0,004697	0,001266	0,730472	15395,64
5	35	3,1	0,005298	0,001402	0,735447	17365,73
6	40	3,6	0,005899	0,001628	0,72408	19335,82
7	45	4,1	0,006501	0,001854	0,714814	21305,91
8	50	5	0,007102	0,002261	0,681649	23276
9	55	5,6	0,007703	0,002532	0,671271	25246,09

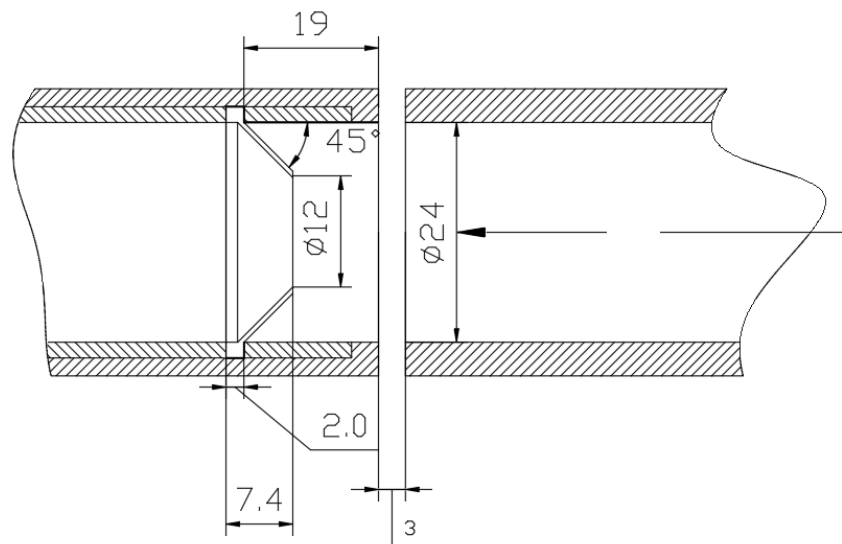


Рисунок 3.19 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.3.3

Таблиця 3.14 - Результати експерименту для дифузора поз.3.4

N/з.п	d=12 мм, $\alpha=30^0$					
	29.08.18 t = 21,5°C P=101,4 МПа					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр(м/с)	V <sub>p</sub> (м <sup>3</sup> /с)	V <sub>a</sub> (м <sup>3</sup> /с)	(V <sub>p</sub> - V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>	Re <sub>p</sub>
1	15	1	0,002894	0,000452	0,843761	9485,362
2	20	1,8	0,003495	0,000814	0,767135	11455,45
3	25	2	0,004096	0,000904	0,779229	13425,54
4	30	2,5	0,004697	0,00113	0,75935	15395,64
5	35	3	0,005298	0,001356	0,743981	17365,73
6	40	3,2	0,005899	0,001447	0,754737	19335,82
7	45	4	0,006501	0,001809	0,72177	21305,91
8	50	4,5	0,007102	0,002035	0,713485	23276
9	55	5	0,007703	0,002261	0,706492	25246,09

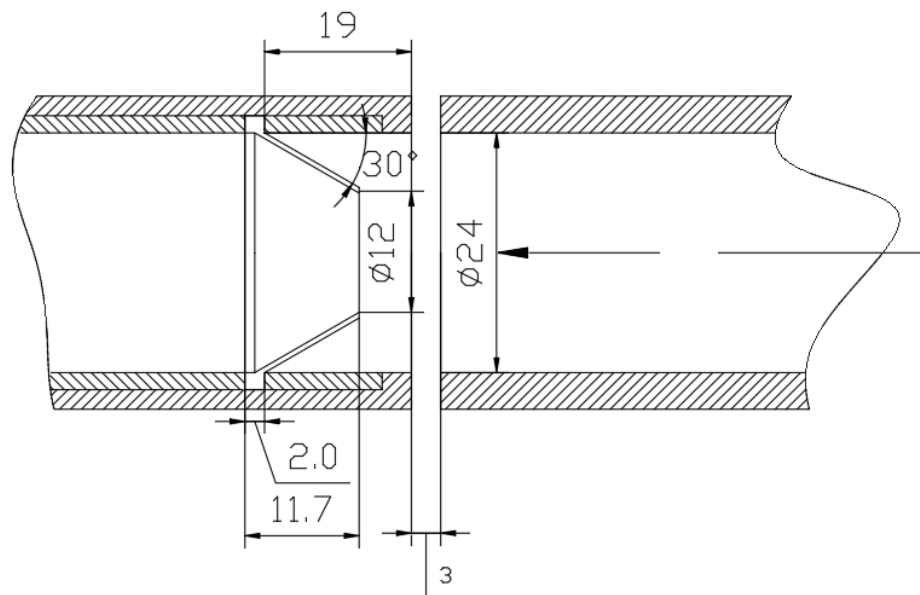


Рисунок 3.20 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.3.4

### 3.5.2 Залежність відображення потоку повітря від діаметра отвору елементів дослідження .

У ході цього експерименту ми перевіряли відображення потоку повітря змінюючи дифузори за кутом відображення .

Дата проведення експерименту : 29.08.18

$P_{роб} = 1,014 \cdot 10^5$  Па- атмосферний тиск;

$t_{роб} = 21,5^{\circ}\text{C}$  -робоча температура повітря;

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

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

$\rho_{роб} = 1,2041$ кг/м<sup>3</sup>-густина повітря при робочих умовах;

$D_1 = 0,024$  м-діаметр трубки;

$C=111$  – коефіцієнт Сатерленда ;

Результати вимірів для дифузорів з кутом відображення  $\alpha=90^{\circ}$  наведені у таблицях 3.15-3.17

Результати вимірів для дифузорів з кутом відображення  $\alpha=60^{\circ}$  наведені у таблицях 3.18-3.20

Результати вимірів для дифузорів з кутом відображення  $\alpha=45^{\circ}$  наведені у таблицях 3.21-3.23

Результати вимірів для дифузорів з кутом відображення  $\alpha=90^{\circ}$  наведені у таблицях 3.24-3.25

Таблиця 3.15 - Результати експерименту для діафрагми поз.1.1

N/з.п	$\alpha=90^0, d=9 \text{ мм}$					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4 \text{ МПа}$					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	30	1	0,004697	0,000452	0,90374	15395,64
2	35	1,9	0,005298	0,000859	0,837855	17365,73
3	40	2	0,005899	0,000904	0,846711	19335,82
4	45	2,2	0,006501	0,000995	0,846974	21305,91
5	50	2,5	0,007102	0,00113	0,840825	23276
6	55	3	0,007703	0,001356	0,823895	25246,09

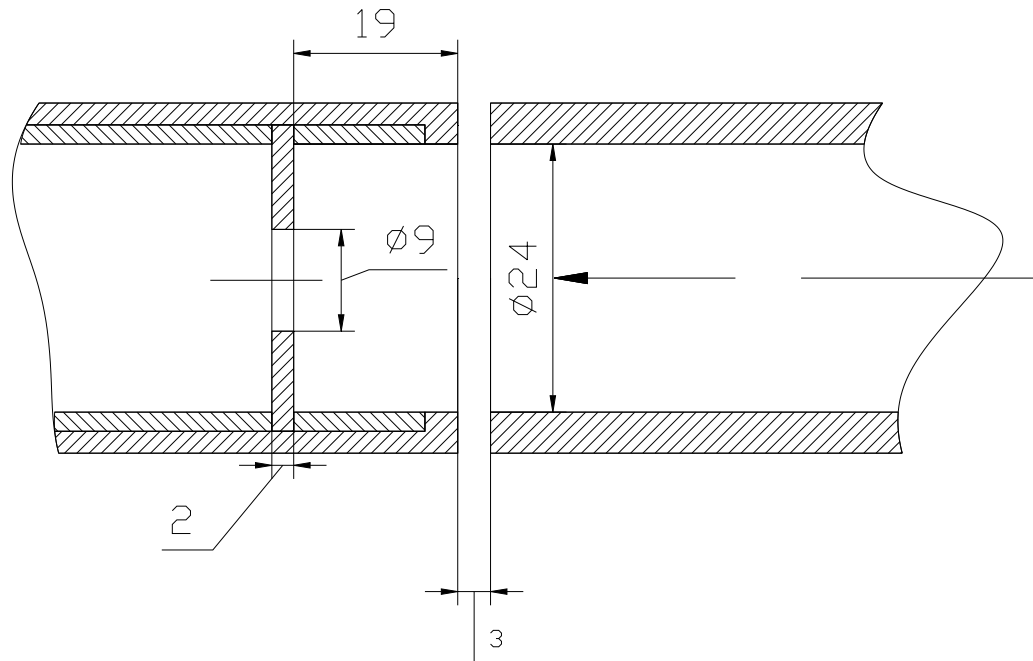


Рисунок 3.21 - Проходження потоку повітря через діафрагму поз.1.1

Таблиця 3.16 - Результати експерименту для діафрагми поз.2.1

N/з.п	$\alpha=90^0, d=10 \text{ мм}$					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4 \text{ МПа}$					
	Ротаметр (поділлка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	15	0,9	0,002894	0,000407	0,859385	9485,362
2	20	1	0,003495	0,000452	0,870631	11455,45
3	25	1,5	0,004096	0,000678	0,834422	13425,54
4	30	2	0,004697	0,000904	0,80748	15395,64
5	35	2,1	0,005298	0,00095	0,820787	17365,73
6	40	2,5	0,005899	0,00113	0,808389	19335,82
7	45	3	0,006501	0,001356	0,791328	21305,91
8	50	3,2	0,007102	0,001447	0,796256	23276
9	55	3,8	0,007703	0,001718	0,776934	25246,09

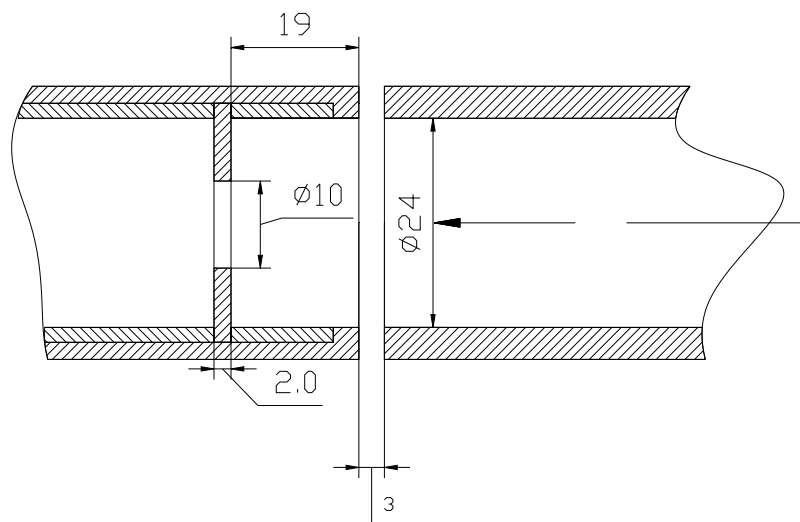


Рисунок 3.22 - Проходження потоку повітря через діафрагму поз.2.1



Таблиця 3.17 - Результати експерименту для діафрагми поз.3.1

N/з.п	$\alpha=90^0, d=12 \text{ мм}$					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4 \text{ МПа}$					
	Ротаметр (поділлка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	15	1,1	0,002894	0,000497	0,828137	9485,362
2	20	2	0,003495	0,000904	0,741261	11455,45
3	25	2,6	0,004096	0,001176	0,712998	13425,54
4	30	3	0,004697	0,001356	0,71122	15395,64
5	35	3,9	0,005298	0,001763	0,667175	17365,73
6	40	4,2	0,005899	0,001899	0,678093	19335,82
7	45	5	0,006501	0,002261	0,652213	21305,91
8	50	5,2	0,007102	0,002351	0,668915	23276
9	55	6	0,007703	0,002713	0,647791	25246,09

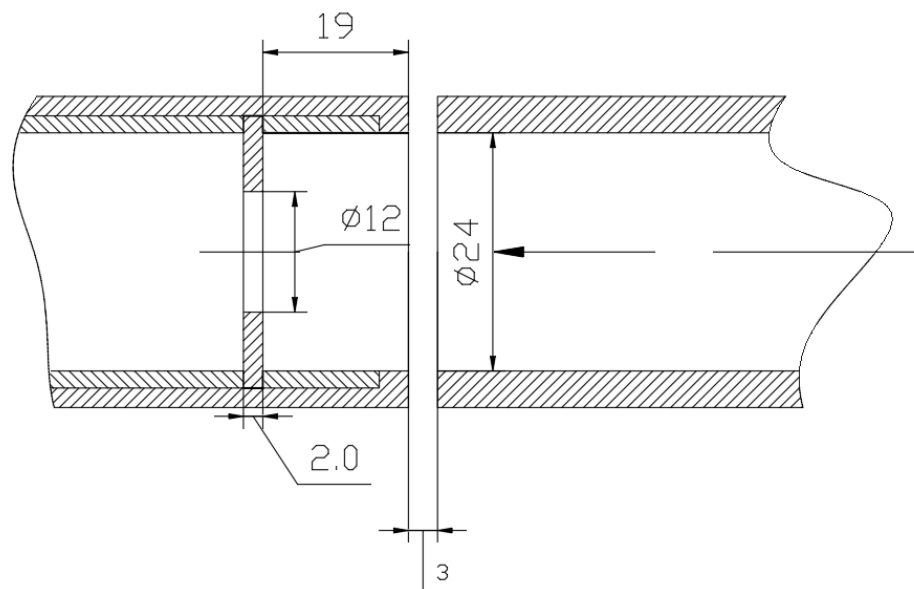


Рисунок 3.23 - Проходження потоку повітря через діафрагму поз.3.1

Таблиця 3.18 - Результати експерименту для дифузора поз.1.2

N/з.п	$\alpha=60^0, d=9 \text{ мм}$					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4 \text{ МПа}$					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	15	0,8	0,002894	0,000362	0,875009	9485,362
2	20	1	0,003495	0,000452	0,870631	11455,45
3	25	1,1	0,004096	0,000497	0,878576	13425,54
4	30	1,2	0,004697	0,000543	0,884488	15395,64
5	35	1,8	0,005298	0,000814	0,846389	17365,73
6	40	2	0,005899	0,000904	0,846711	19335,82
7	45	2,1	0,006501	0,00095	0,853929	21305,91
8	50	2,4	0,007102	0,001085	0,847192	23276
9	55	2,8	0,007703	0,001266	0,835636	25246,09

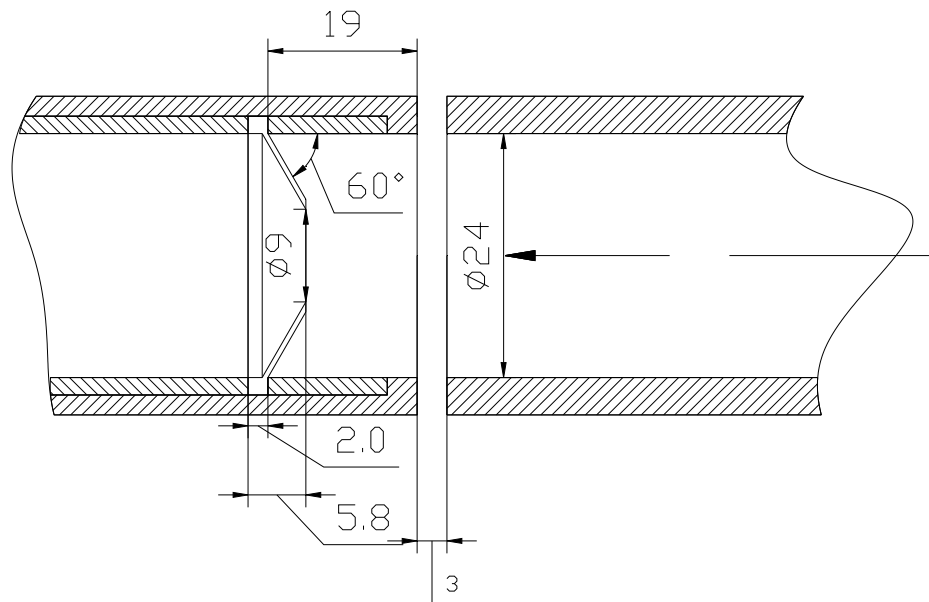


Рисунок 3.24 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.1.2

Таблиця 3.19 - Результати експерименту для дифузора поз.2.2

N/з.п	$\alpha=60^0, d=10 \text{ мм}$					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4 \text{ МПа}$					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	20	1	0,003495	0,000452	0,870631	11455,45
2	25	1,1	0,004096	0,000497	0,878576	13425,54
3	30	1,5	0,004697	0,000678	0,85561	15395,64
4	35	1,9	0,005298	0,000859	0,837855	17365,73
5	40	2,1	0,005899	0,00095	0,839046	19335,82
6	45	2,7	0,006501	0,001221	0,812195	21305,91
7	50	3	0,007102	0,001356	0,80899	23276
8	55	3,1	0,007703	0,001402	0,818025	25246,09

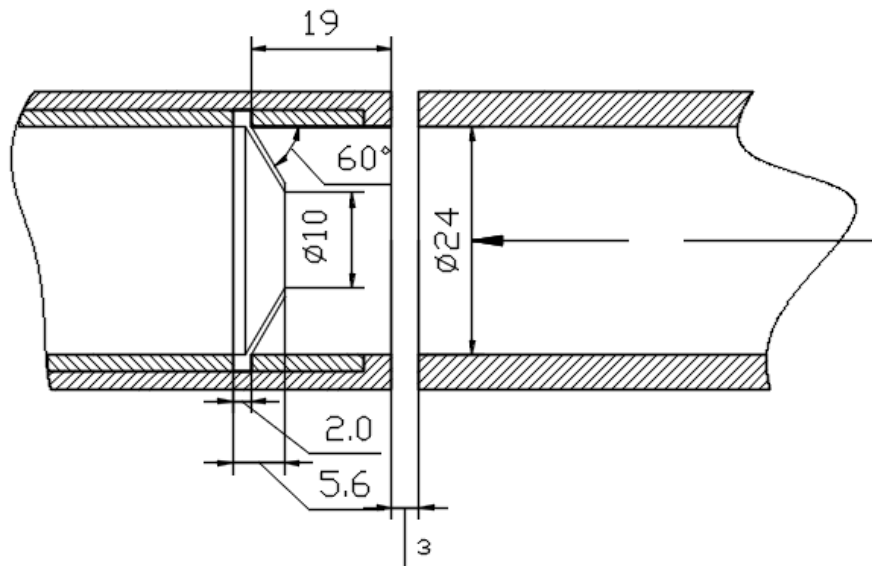


Рисунок 3.25 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.2.2

Таблиця 3.20 - Результати експерименту для дифузора поз.3.2

N/з.п	$\alpha=60^{\circ}$ , $d=12$ мм					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4$ МПа					
	Ротамерт (поділка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	15	1,1	0,002894	0,000497	0,828137	9485,362
2	20	1,5	0,003495	0,000678	0,805946	11455,45
3	25	2	0,004096	0,000904	0,779229	13425,54
4	30	2,6	0,004697	0,001176	0,749724	15395,64
5	35	3	0,005298	0,001356	0,743981	17365,73
6	40	3,5	0,005899	0,001583	0,731744	19335,82
7	45	4	0,006501	0,001809	0,72177	21305,91
8	50	4,9	0,007102	0,002216	0,688017	23276
9	55	5,1	0,007703	0,002306	0,700622	25246,09

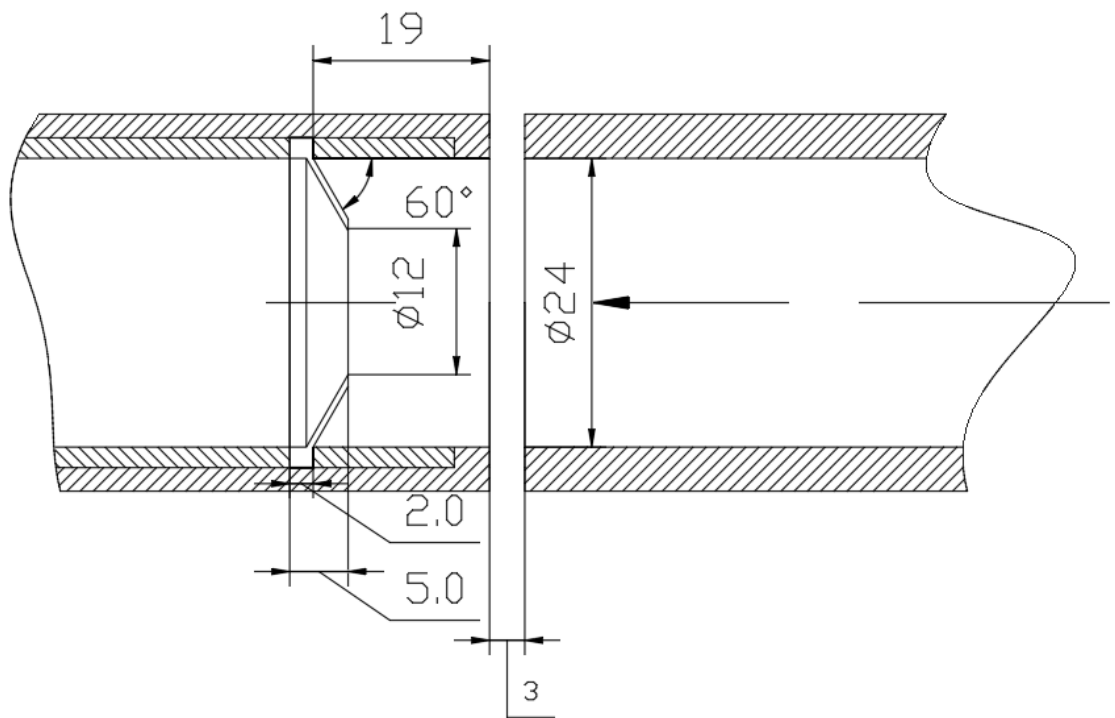


Рисунок 3.26 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.3.2

Таблиця 3.21 - Результати експерименту для дифузора поз.1.3

N/з.п	$\alpha=45^{\circ}$ , $d=9$ мм					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4$ МПа					
	Ротаметр (поділка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
4	30	0,9	0,004697	0,000407	0,913366	15395,64
5	35	1	0,005298	0,000452	0,91466	17365,73
6	40	1,2	0,005899	0,000543	0,908027	19335,82
7	45	1,7	0,006501	0,000769	0,881752	21305,91
8	50	2	0,007102	0,000904	0,87266	23276
9	55	2,1	0,007703	0,00095	0,876727	25246,09

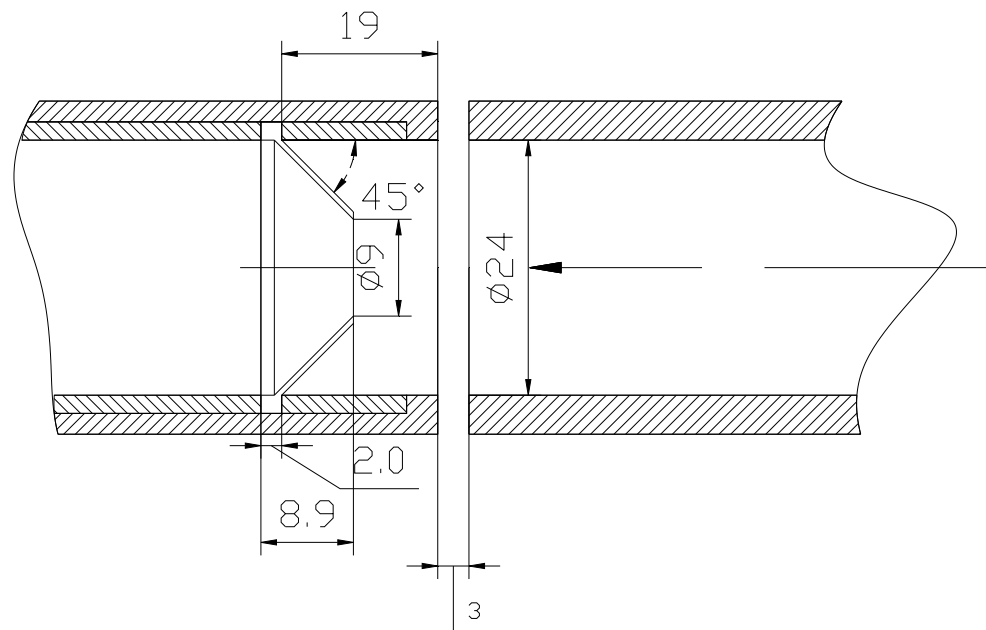


Рисунок 3.27 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.1.3

Таблиця 3.22 - Результати експерименту для дифузора поз.2.3

N/з.п	$\alpha=45^0, d=10 \text{ мм}$					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4 \text{ МПа}$					
	Ротаметр (поділка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	20	1	0,003495	0,000452	0,870631	11455,45
2	25	1,2	0,004096	0,000543	0,867537	13425,54
3	30	1,8	0,004697	0,000814	0,826732	15395,64
4	35	2	0,005298	0,000904	0,829321	17365,73
5	40	2,2	0,005899	0,000995	0,831382	19335,82
6	45	2,8	0,006501	0,001266	0,805239	21305,91
7	50	3	0,007102	0,001356	0,80899	23276
8	55	3,1	0,007703	0,001402	0,818025	25246,09

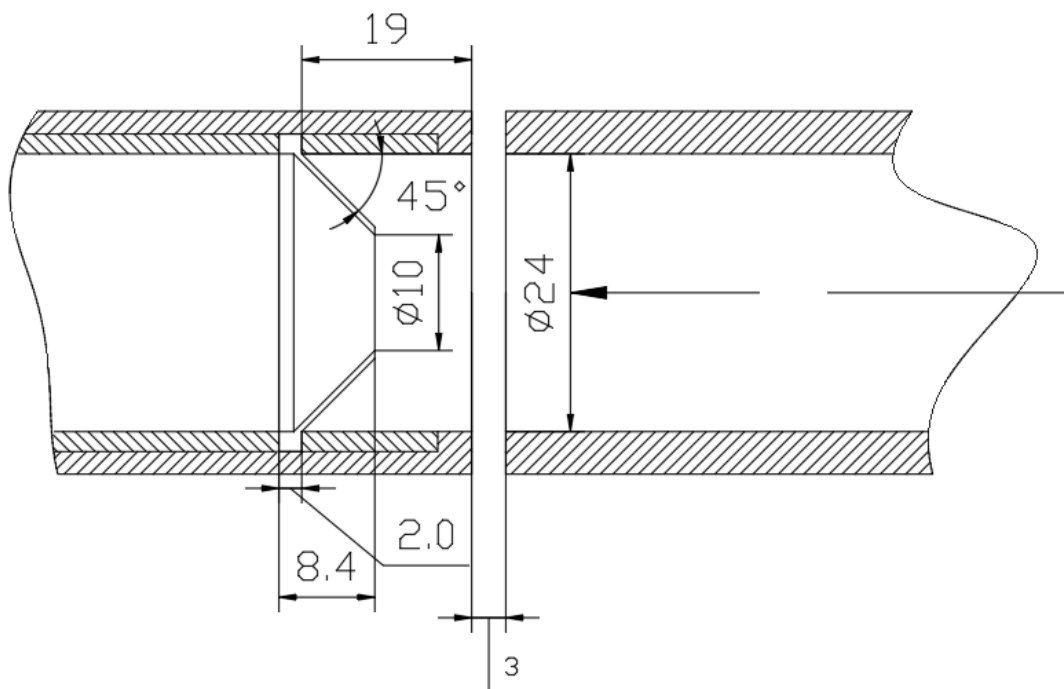


Рисунок 3.28 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.2.3

Таблиця 3.23 - Результати експерименту для дифузора поз.3.3

N/з.п	$\alpha=45^{\circ}$ , $d=12$ мм					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4$ МПа					
	Ротаметр (поділка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	15	1	0,002894	0,000452	0,843761	9485,362
2	20	2	0,003495	0,000904	0,741261	11455,45
3	25	2,2	0,004096	0,000995	0,757152	13425,54
4	30	2,8	0,004697	0,001266	0,730472	15395,64
5	35	3,1	0,005298	0,001402	0,735447	17365,73
6	40	3,6	0,005899	0,001628	0,72408	19335,82
7	45	4,1	0,006501	0,001854	0,714814	21305,91
8	50	5	0,007102	0,002261	0,681649	23276
9	55	5,6	0,007703	0,002532	0,671271	25246,09

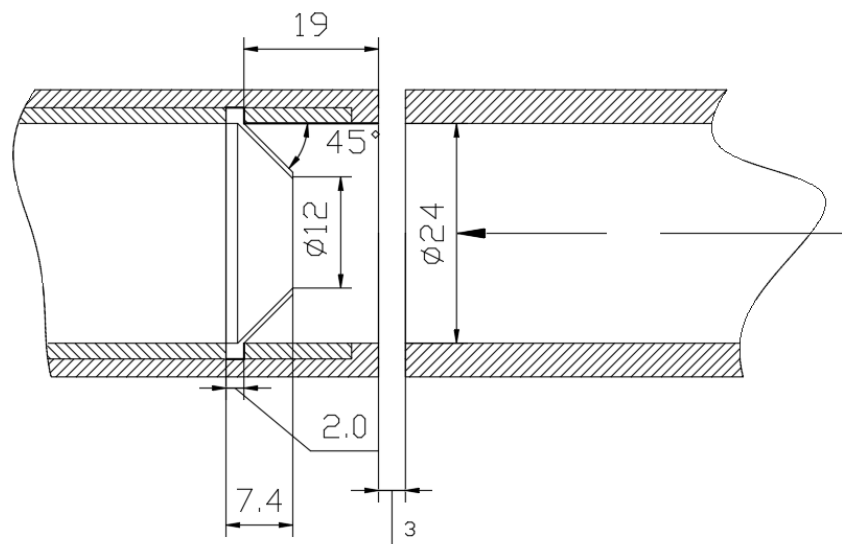


Рисунок 3.29 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.3.3

Таблиця 3.24 - Результати експерименту для дифузора поз.1.4

N/з.п	$\alpha=30^{\circ}$ , $d=9$ мм					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4$ МПа					
	Ротаметр (поділлка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	30	1	0,004697	0,000452	0,90374	15395,64
2	35	1,1	0,005298	0,000497	0,906126	17365,73
3	40	1,5	0,005899	0,000678	0,885033	19335,82
4	45	1,9	0,006501	0,000859	0,867841	21305,91
5	50	2	0,007102	0,000904	0,87266	23276
6	55	2,1	0,007703	0,00095	0,876727	25246,09

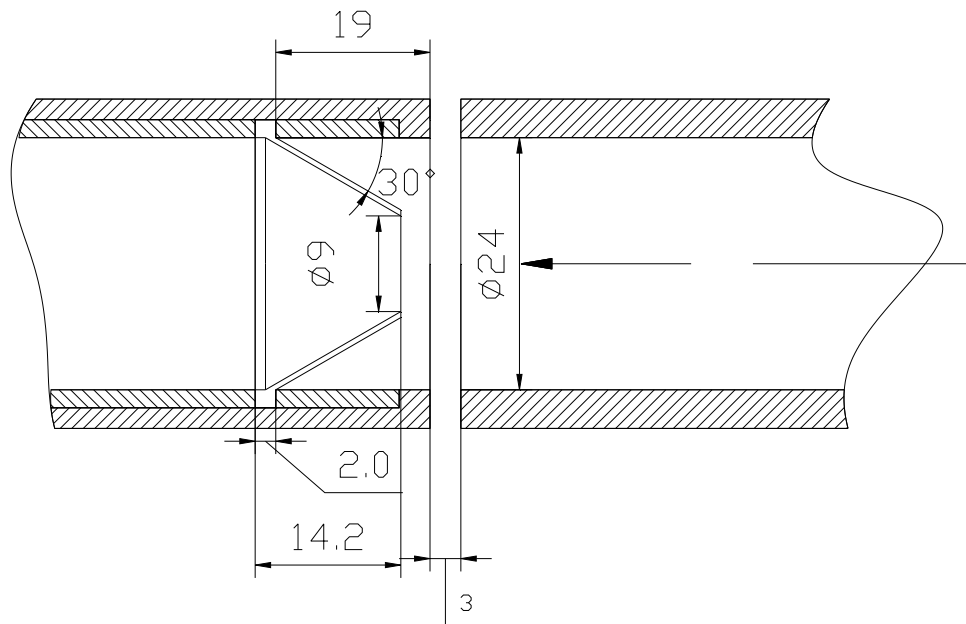


Рисунок 3.30 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.1.4



Таблиця 3.25 - Результати експерименту для дифузора поз.2.4

N/з.п	$\alpha=30^{\circ}$ , $d=10$ мм					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4$ МПа					
	Ротаметр (поділка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	20	1	0,003495	0,000452	0,870631	11455,45
2	25	1,1	0,004096	0,000497	0,878576	13425,54
3	30	1,5	0,004697	0,000678	0,85561	15395,64
4	35	2	0,005298	0,000904	0,829321	17365,73
5	40	2,1	0,005899	0,00095	0,839046	19335,82
6	45	2,5	0,006501	0,00113	0,826106	21305,91
7	50	3	0,007102	0,001356	0,80899	23276
8	55	3,1	0,007703	0,001402	0,818025	25246,09

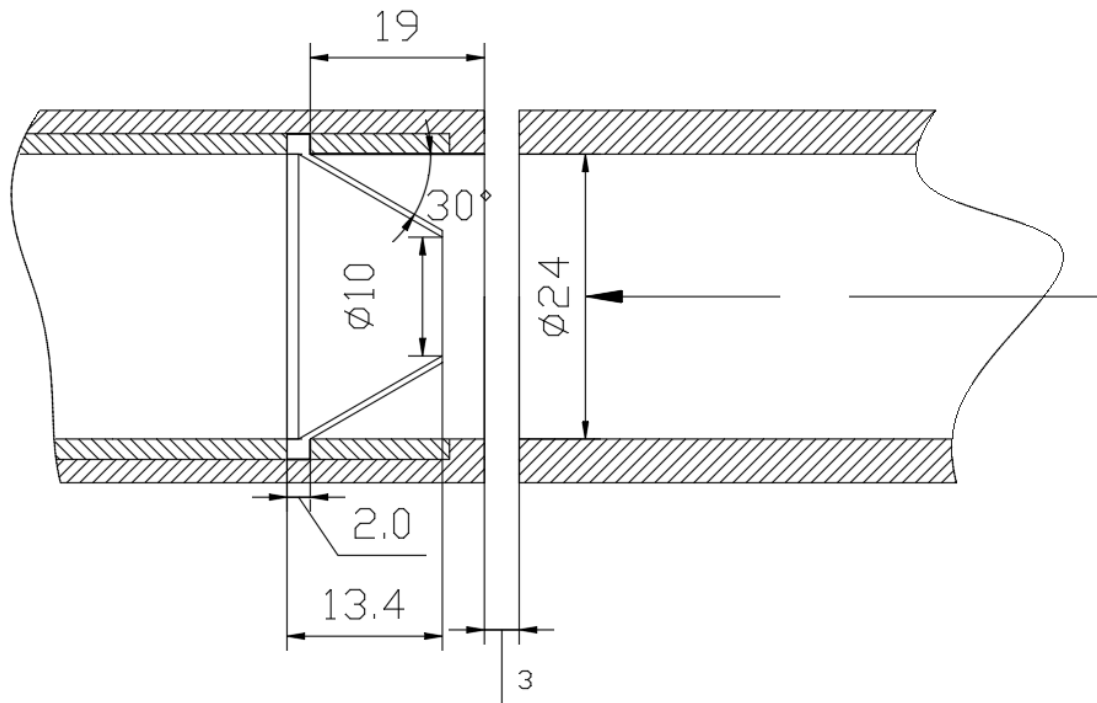


Рисунок 3.31 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.2.4

Таблиця 3.25 - Результати експерименту для дифузора поз.3.4

N/з.п	$\alpha=30^{\circ}$ , $d=12$ мм					
	29.08.18 $t = 21,5^{\circ}\text{C}$ $P=101,4$ МПа					
	Ротамер (поділка)	Анеометр(м/с)	$V_p(\text{м}^3/\text{с})$	$V_a(\text{м}^3/\text{с})$	$(V_p - V_a)/V_p$	$Re_p$
1	15	1	0,002894	0,000452	0,843761	9485,362
2	20	1,8	0,003495	0,000814	0,767135	11455,45
3	25	2	0,004096	0,000904	0,779229	13425,54
4	30	2,5	0,004697	0,00113	0,75935	15395,64
5	35	3	0,005298	0,001356	0,743981	17365,73
6	40	3,2	0,005899	0,001447	0,754737	19335,82
7	45	4	0,006501	0,001809	0,72177	21305,91
8	50	4,5	0,007102	0,002035	0,713485	23276
9	55	5	0,007703	0,002261	0,706492	25246,09

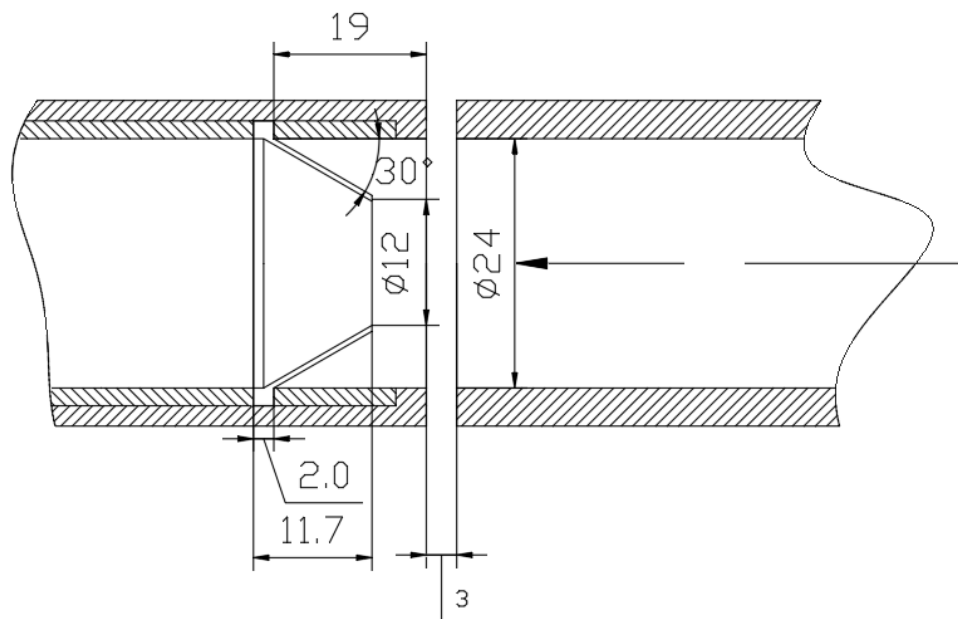


Рисунок 3.32 - Проходження потоку повітря через дифузор поз.3.4

### 3.5.3 Залежність відображення потоку повітря від відстані дифузора у патрубку прийому повітря .

У ході цього експерименту ми брали дифузори поз.2.3 і по довжині трубки на відстані: 4 мм, 19 мм, 34 мм, 49 мм, 59 мм, 69 мм, 79 мм, 89 мм, 118 мм.

Дата проведення експерименту : 29.09.18

$P_{роб} = 0,995 \cdot 10^5$  Па- атмосферний тиск;

$t_{роб} = 20,5^{\circ}\text{C}$  -робоча температура повітря;

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

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

$\rho_{роб} = 1,2041$ кг/м<sup>3</sup>-густина повітря при робочих умовах;

$D_1 = 0,024$  м-діаметр трубки;

$C=111$  – коефіцієнт Сатерленда ;

Результати вимірів наведені у таблиці 3.26

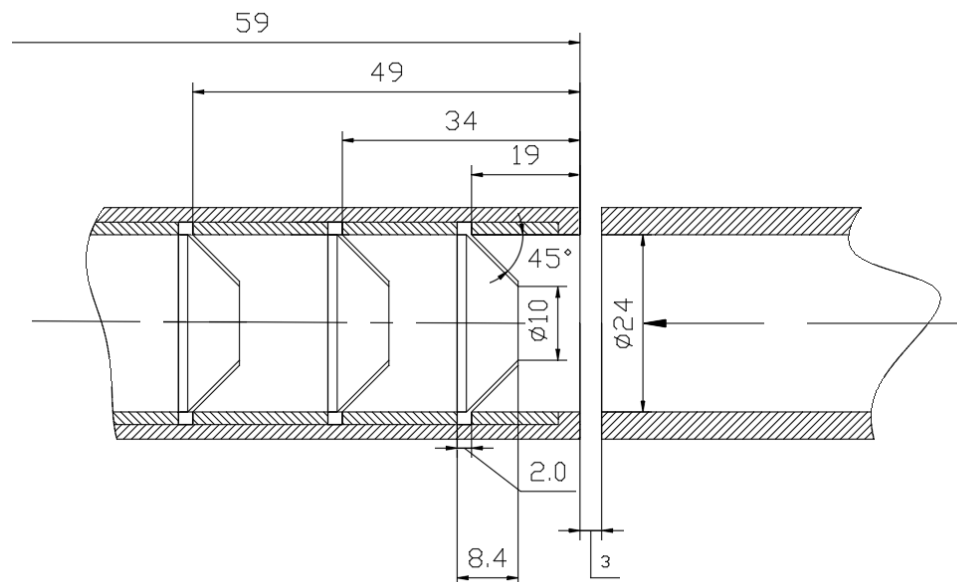


Рисунок 3.33 – Положення дифузора у трубці

Таблиця 3.26 - Результати експерименту

Ротаметр	$(V_p - V_a)/V_p$								
	4 мм	19мм	34мм	49мм	59мм	69мм	79мм	89мм	118мм
15	0,8451	0,8684	0,8916	0,9303	0,9690	0,9690	0,8199	0,6712	0,3817
20	0,8269	0,8589	0,8718	0,8910	0,9102	0,8846	0,7278	0,6046	0,3390
25	0,7921	0,8413	0,8742	0,8906	0,8906	0,8031	0,6627	0,5521	0,3143
30	0,7806	0,8187	0,8187	0,8569	0,8330	0,7853	0,6190	0,5178	0,2911
35	0,7547	0,8308	0,8308	0,8266	0,8224	0,7463	0,6280	0,4870	0,2348
40	0,7493	0,8405	0,8405	0,7873	0,7683	0,7189	0,6122	0,4893	0,2359
45	0,7208	0,8242	0,8242	0,7897	0,7690	0,7242	0,5853	0,5017	0,2334
50	0,7255	0,8107	0,8107	0,7791	0,7507	0,7160	0,5949	0,4897	0,2345
55	0,7149 71	0,8167 67	0,8138 59	0,7644 15	0,7615 06	0,7033 37	0,5883 34	0,4707 16	0,2325 38

#### 3.5.4 Залежність відображення потоку повітря від трьох дифузорів у трубці.

У ході цього експерименту спочатку ми перевірили відображення потоку для трьох дифузорів з початку окрему друг від друга та для трьох дифузорів разом у трубці.

Дата проведення експерименту : 11.06.18

$P_{роб} = 1,002 \cdot 10^5$  Па- атмосферний тиск;

$t_{роб} = 21,0^\circ\text{C}$  -робоча температура повітря;

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

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

$\rho_{роб} = 1,2041$ кг/м<sup>3</sup>-густина повітря при робочих умовах;

$D_1 = 0,024$  м-діаметр трубки;

$C=111$  – коефіцієнт Сатерленда ;

Результати вимірів наведені у таблиці 3.27-3.30

Таблиця 3.27 - Результати експерименту

N/з.п	Дифузор 2.3			
	Ротамер (поділка)	Анемометр(м/с)	$Re_p$	$(V_p-V_a)/V_p$
1	15	0,9	9318,842	0,860948
2	20	1	11254,35	0,872069
3	25	1,5	13189,85	0,836262
4	30	2	15125,36	0,80962
5	35	2,2	17060,86	0,822779
6	40	2,6	18996,37	0,802939
7	45	3	20931,87	0,793647
8	50	3,2	22867,38	0,804817
9	55	3,5	24802,89	0,796828

Таблиця 3.28 - Результати експерименту

N/з.п	Дифузор 1.3			
	Ротаметр (поділка)	Анемометр(м/с)	Re <sub>p</sub>	(V <sub>p</sub> -V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>
1	15	0,5	9318,842	0,922749
2	20	1	11254,35	0,872069
3	25	1,5	13189,85	0,836262
4	30	2	15125,36	0,80962
5	35	2,1	17060,86	0,822779
6	40	2,4	18996,37	0,818098
7	45	2,9	20931,87	0,800526
8	50	3,1	22867,38	0,804817
9	55	3,5	24802,89	0,796828

Таблиця 3.29 - Результати експерименту

N/з.п	Дифузор 3.3			
	Ротаметр (поділка)	Анемометр(м/с)	Re <sub>p</sub>	(V <sub>p</sub> -V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>
1	15	1,9	9318,842	0,706445
2	20	2	11254,35	0,744137
3	25	2,5	13189,85	0,727104
4	30	3	15125,36	0,71443
5	35	3,4	17060,86	0,71307
6	40	4,2	18996,37	0,681671
7	45	5	20931,87	0,656079
8	50	5,5	22867,38	0,653707
9	55	6,1	24802,89	0,645901

Таблиця 3.30 - Результати експерименту

N/з.п	Три дифузора (3.3,2.3,1.3)			
	Ротаметр (поділлка)	Анемометр(м/с)	Re <sub>p</sub>	(V <sub>p</sub> -V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>
1	15	0,3	9318,842	0,953649
2	20	0,8	11254,35	0,897655
3	25	1,1	13189,85	0,879926
4	30	1,9	15125,36	0,819139
5	35	2	17060,86	0,831218
6	40	2,4	18996,37	0,818098
7	45	3	20931,87	0,793647
8	50	3,1	22867,38	0,804817
9	55	3,5	24802,89	0,796828

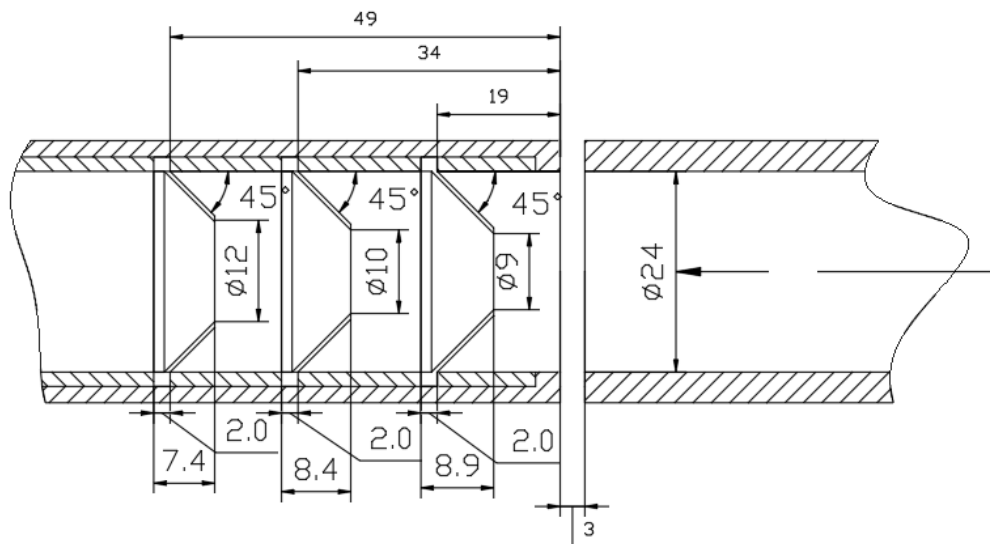


Рисунок 3.34 - Проходження потоку повітря через три дифузори

### 3.5.5 Залежність відображення потоку повітря від трьох дифузорів у трубці.

У ході цього експерименту спочатку ми перевірили відображення потоку для трьох дифузорів з початку окрему друг від друга та для трьох дифузорів разом у трубці.

Дата проведення експерименту : 29.08.18

$P_{роб} = 1,015 \cdot 10^5$  Па- атмосферний тиск;

$t_{роб} = 22,0^\circ\text{C}$  -робоча температура повітря;

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

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

$\rho_{роб} = 1,2041$ кг/м<sup>3</sup>-густина повітря при робочих умовах;

$D_1 = 0,024$  м-діаметр трубки;

$C=111$  – коефіцієнт Сатерленда ;

Результати вимірів наведені у таблиці 3.31-3.34

Таблиця 3.31 - Результати експерименту

N/з.п	Дифузор 1.3			
	Ротамер (поділка)	Анемометр(м/с)	$Re_p$	$(V_p - V_a)/V_p$
1	30	0,9	15125,36	0,91432
2	35	1	17060,86	0,91560
3	40	1,2	18996,37	0,90904
4	45	1,7	20931,87	0,88306
5	50	2	22867,38	0,87407
6	55	2,1	24802,89	0,87809



Таблиця 3.32 - Результати експерименту

N/з.п	Дифузор 2.3			
	Ротамер (поділка)	Анемометр(м/с)	Re <sub>p</sub>	(V <sub>p</sub> -V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>
1	20	1	11254,35	0,872069
2	25	1,2	13189,85	0,869009
3	30	1,8	15125,36	0,828657
4	35	2	17060,86	0,831217
5	40	2,2	18996,37	0,833256
6	45	2,8	20931,87	0,807403
7	50	3	22867,38	0,811111
8	55	3,1	24802,89	0,820047

Таблиця 3.33 - Результати експерименту

N/з.п	Дифузор 3.3			
	Ротамер (поділка)	Анемометр(м/с)	Re <sub>p</sub>	(V <sub>p</sub> -V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>
1	15	1	9318,842	0,845497
2	20	2	11254,35	0,744137
3	25	2,2	13189,85	0,759851
4	30	2,8	15125,36	0,733467
5	35	3,1	17060,86	0,738387
6	40	3,6	18996,37	0,727146
7	45	4,1	20931,87	0,717984
8	50	5	22867,38	0,685188
9	55	5,6	24802,89	0,674925

Таблиця 3.34 - Результати експерименту

N/з.п	Три дифузора (1.3,2.3,3.3)			
	Ротамер (поділка)	Анемометр(м/с)	Re <sub>p</sub>	(V <sub>p</sub> -V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>
1	15	0,5	9318,842	0,922749
2	20	0,8	11254,35	0,897655
3	25	1	13189,85	0,890842
4	30	1,4	15125,36	0,866734
5	35	1,9	17060,86	0,839657
6	40	2,1	18996,37	0,840836
7	45	2,5	20931,87	0,828039
8	50	2,9	22867,38	0,817409
9	55	3,1	24802,89	0,820048

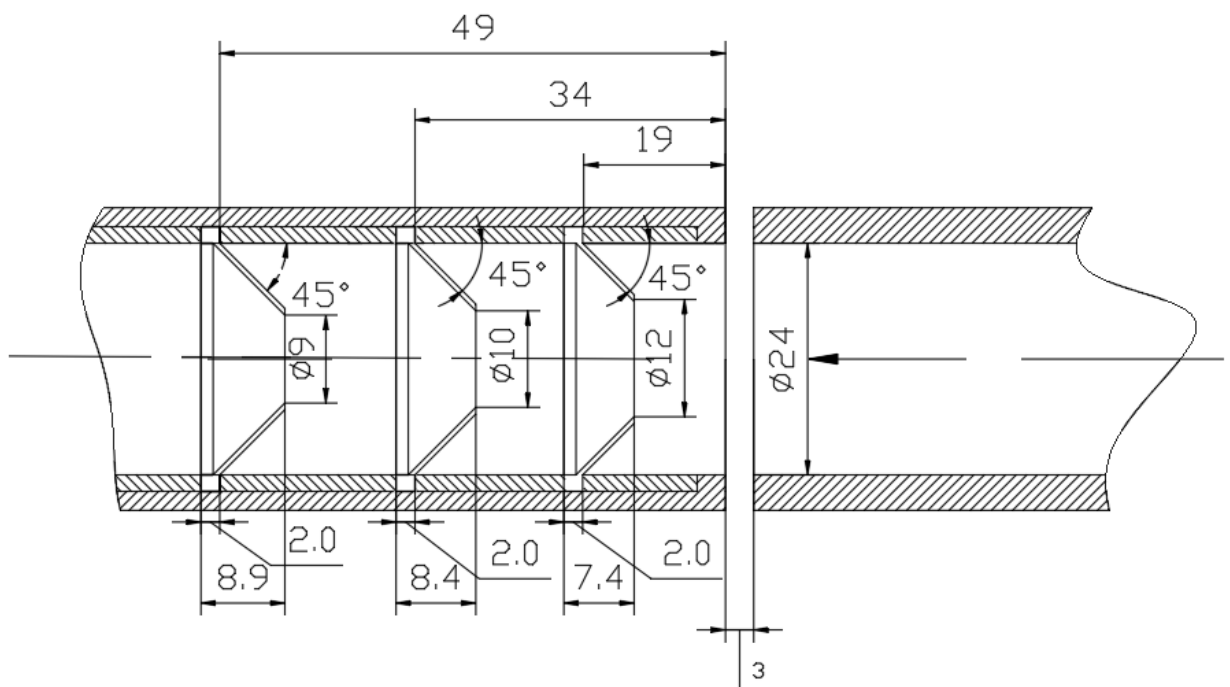


Рисунок 3.35 - Проходження потоку повітря через три дифузори

### 3.5.6 Залежність відображення потоку повітря від трьох дифузорів у трубці при збільшенні кута відображення потоку .

У ході цього експерименту спочатку ми перевірили відображення потоку для трьох дифузорів .

Дата проведення експерименту : 26.06.18

$P_{роб} = 1,00 \cdot 10^5$  Па- атмосферний тиск;

$t_{роб} = 24,0^\circ\text{C}$  -робоча температура повітря;

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

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

$\rho_{роб} = 1,2041$ кг/м<sup>3</sup>-густина повітря при робочих умовах;

$D_1 = 0,024$  м-діаметр трубки;

$C=111$  – коефіцієнт Сатерленда ;

Результати вимірів наведені у таблиці 3.35-3.37

Таблиця 3.35 - Результати експерименту

N/з.п	Дифузор 1.2, 2.2, 3.2			
	Ротамер (поділлка)	Анемометр(м/с)	$Re_p$	$(V_p - V_a)/V_p$
1	15	0,4	9318,842014	0,93819901
2	20	0,7	11254,34741	0,910448036
3	25	1,1	13189,85281	0,879925682
4	30	1,6	15125,35821	0,847695861
5	35	2	17060,8636	0,831217904
6	40	2,3	18996,369	0,825677024
7	45	2,7	20931,8744	0,814282411
8	50	3	22867,3798	0,811112925
9	55	3,5	24802,88519	0,796828291

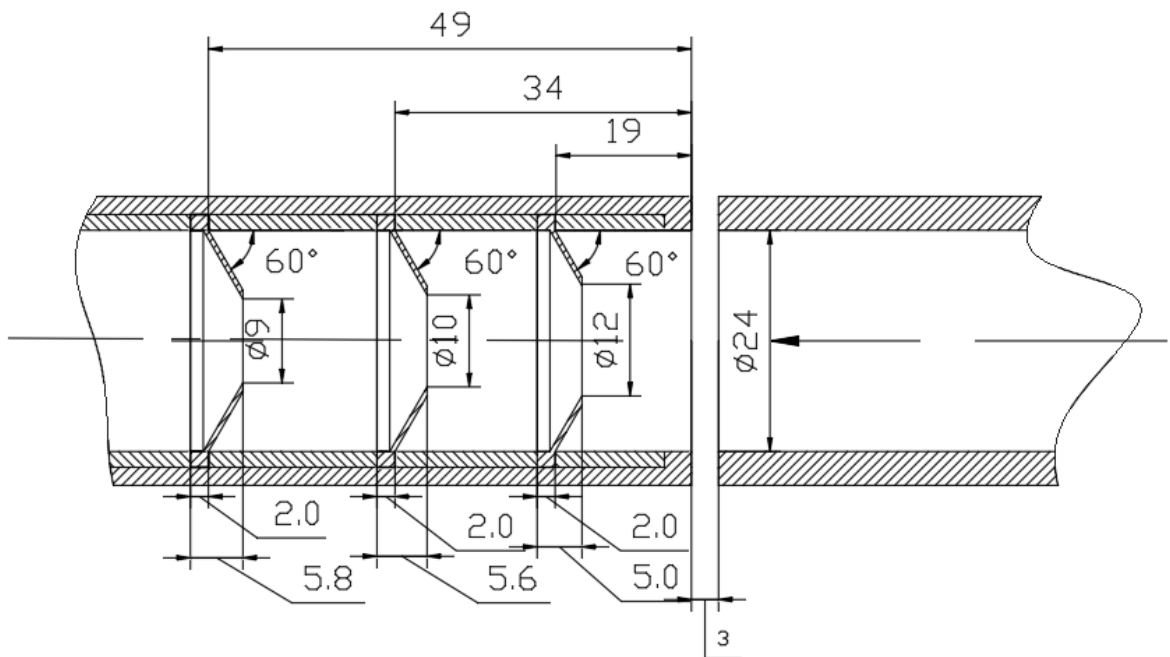


Рисунок 3.36 - Проходження потоку повітря через три дифузора

Таблиця 3.36 - Результати експерименту

N/з.п	Дифузор поз.1.3 поз.2.3 поз.3.3			
	Ротамер (поділка)	Анемометр(м/с)	Re <sub>p</sub>	(V <sub>p</sub> -V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>
1	15	0,5	9318,842014	0,922748762
2	20	0,8	11254,34741	0,897654898
3	25	1	13189,85281	0,890841529
4	30	1,4	13189,85281	0,866733878
5	35	1,9	15125,35821	0,839657008
6	40	2,1	17060,8636	0,840835544
7	45	2,5	18996,369	0,82803927
8	50	2,9	20931,8744	0,817409161
9	55	3,1	22867,3798	0,820047915

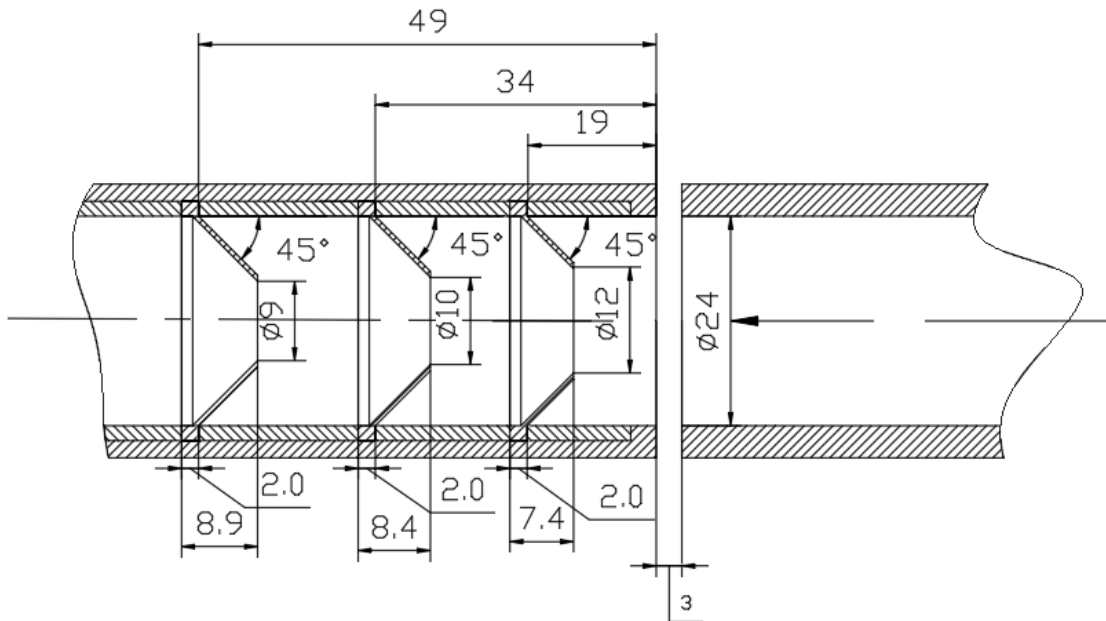


Рисунок 3.37 - Проходження потоку повітря через три дифузора

Таблиця 3.37 - Результати експерименту

N/з.п	Дифузор поз.1.4, поз.2.4, поз.3.4			
	Ротаметр (поділлка)	Анемометр(м/с)	Re <sub>p</sub>	(V <sub>p</sub> -V <sub>a</sub> )/V <sub>p</sub>
1	15	0,3	9318,842014	0,953649257
2	20	1	11254,34741	0,872068623
3	25	1,1	13189,85281	0,879925682
4	30	1,5	15125,35821	0,85721487
5	35	2	17060,8636	0,831217904
6	40	2,3	18996,369	0,825677024
7	45	3	20931,8744	0,793647124
8	50	3,1	22867,3798	0,804816689
9	55	3,1	24802,88519	0,820047915

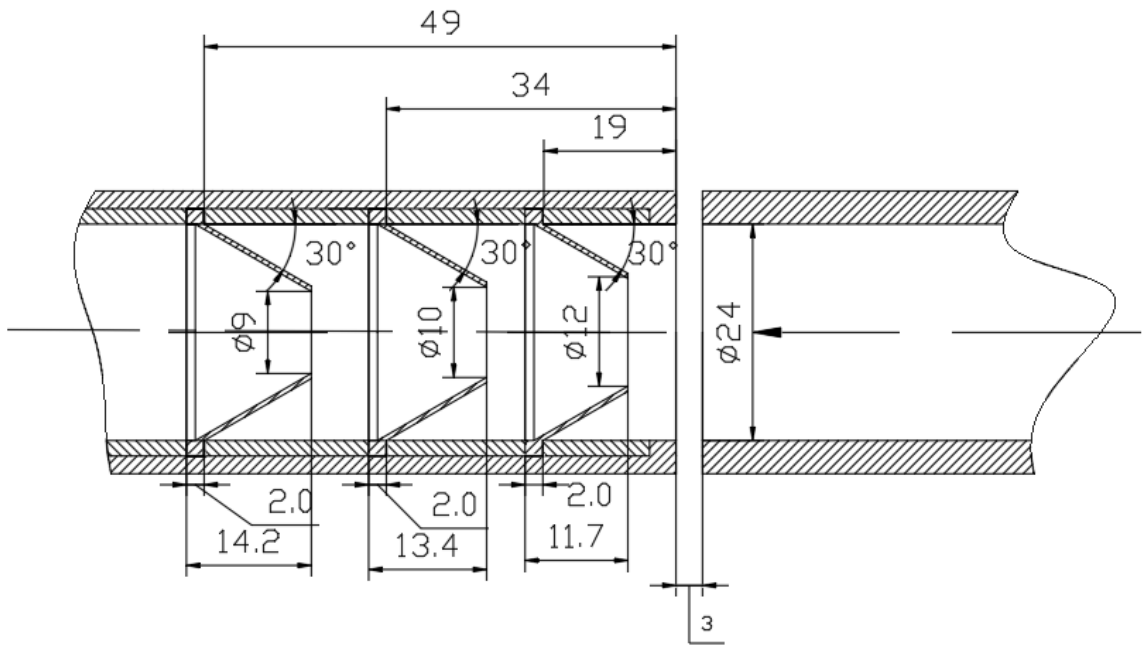


Рисунок 3.38 - Проходження потоку повітря через три дифузори

#### 4 УЗАГАЛЬНЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕННЯ

Головною характеристикою осушення адсорбенту є коефіцієнт масопередачі.

Від величини коефіцієнту масопередачі залежить періодичність заміни адсорбенту та тривалість безперервної роботи адсорберу, що впливає на експлуатаційні витрати. У розподільному пристрої встановленні дифузори, які слугують для рівномірного розподілення потоку пари в адсорбері. Далі представлені графічні залежності – від кута нахилу елементів дослідження, від діаметру, від кількості елементів дослідження.

На рис. 4.1 зображено графік залежності відображення потоку повітря від кута нахилу елементів дослідження.

На рис. 4.2 зображено графік залежності відображення потоку повітря від діаметра елементів дослідження.

На рис. 4.3, 4.4 зображено графік залежності відображення потоку повітря від положення елементів дослідження у патрубку прийому повітря.

На рис. 4.5 зображено графік залежності відображення потоку для двох елементів дослідження у патрубку прийому повітря.

На рис. 4.6 зображено графік залежності відображення потоку для трьох елементів дослідження у патрубку прийому повітря.

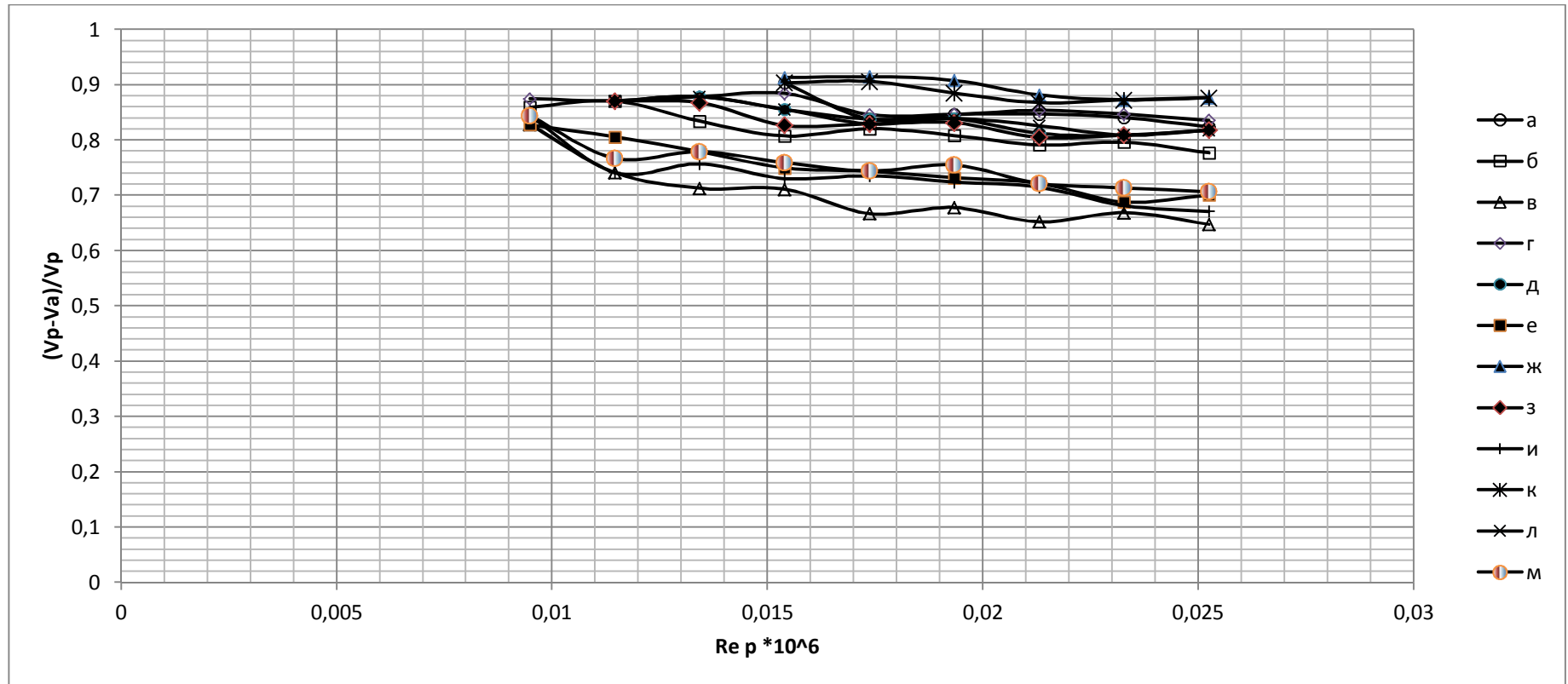


Рисунок 4.1 – Графік залежності відображення потоку повітря від кута нахилу елементів дослідження:

а- поз.1.1, б- поз.2.1, в- поз.3.1, г- поз.1.2, д- поз.2.2, е- поз.3.2,  
ж- поз.1.3, з- поз.2.3, и- поз.3.3, к- поз.1.4, л- поз.2.4, м- поз.3.4



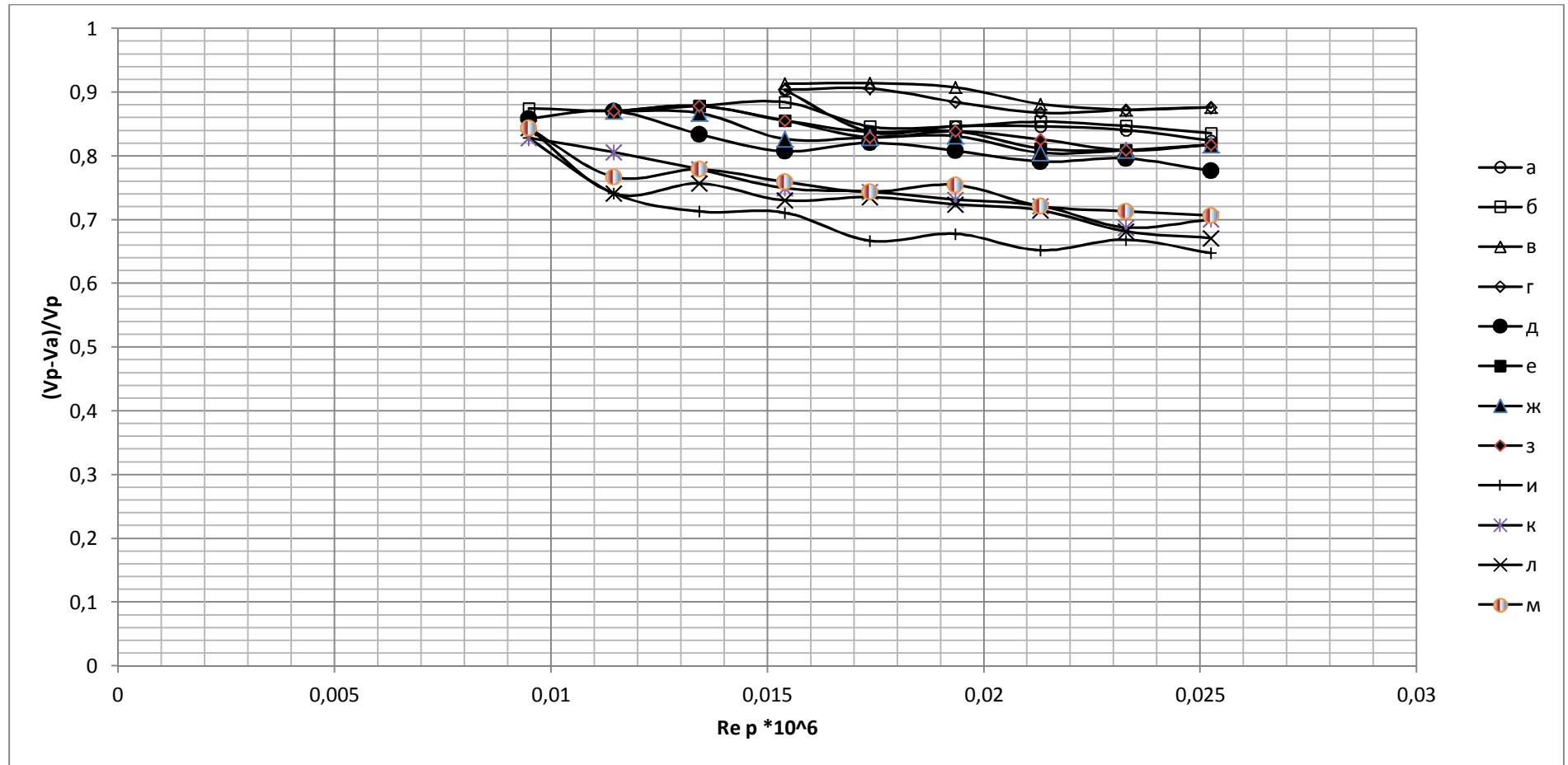


Рисунок 4.2 – Графік залежності відображення потоку повітря від діаметра елементів дослідження:

а- поз.1.1, б- поз.1.2, в- поз.1.3, г- поз.1.4, д- поз.2.1, е- поз.2.2,  
ж- поз.2.3, з- поз.2.4, и- поз.3.1, к- поз.3.2, л- поз.3.3, м- поз.3.4

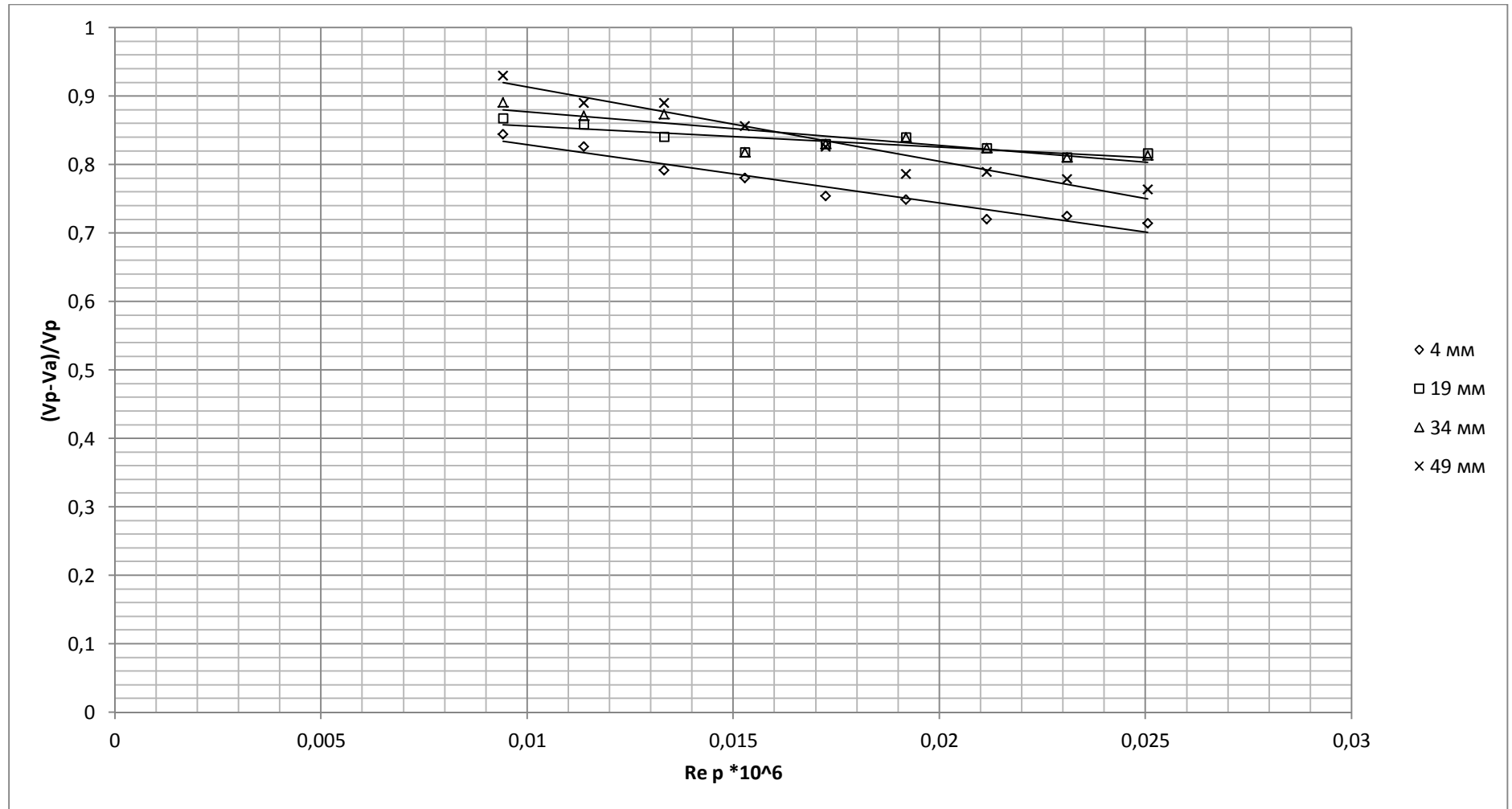


Рисунок 4.3 – Графік відображення потоку повітря дифузорами в залежності від положення дифузоров у трубці

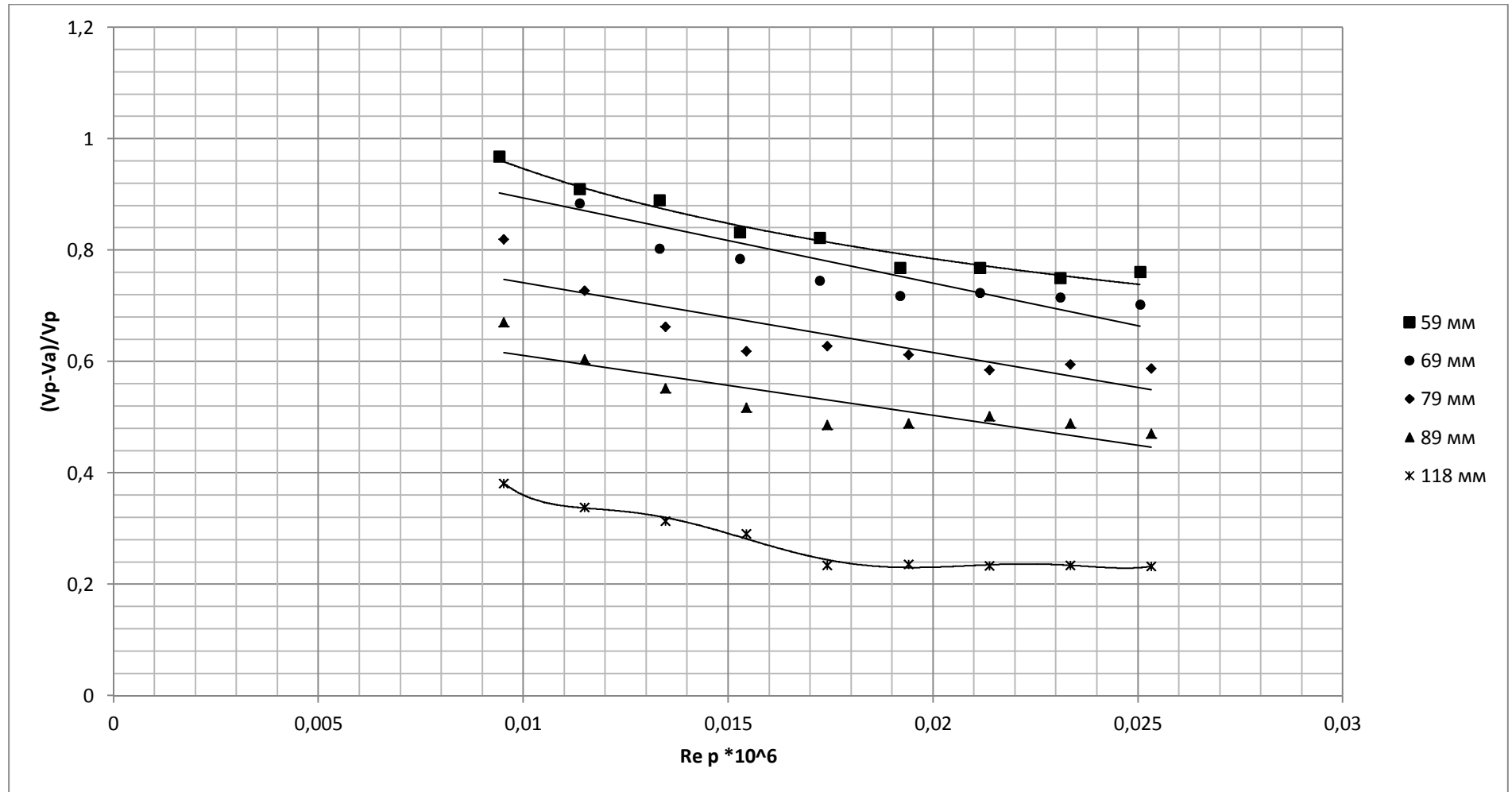


Рисунок 4.4 – Графік відображення потоку повітря дифузорами в залежності від положення дифузоров у трубі

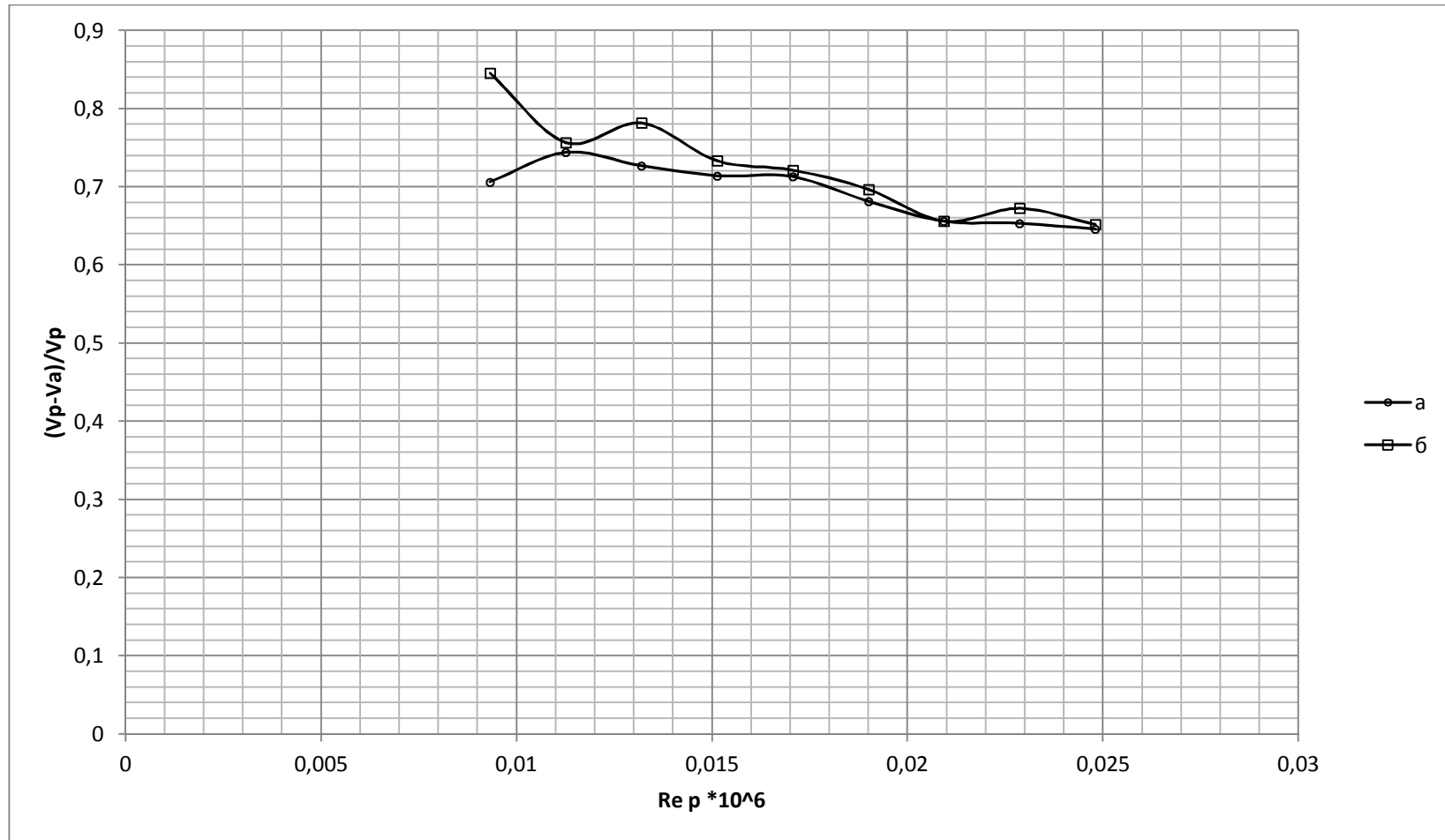


Рисунок 4.5 – Графік залежності відображення потоку повітря для двох елементів дослідження у патрубку прийому повітря:  
а- поз.3.3, б- поз.3.2 та поз.3.3.

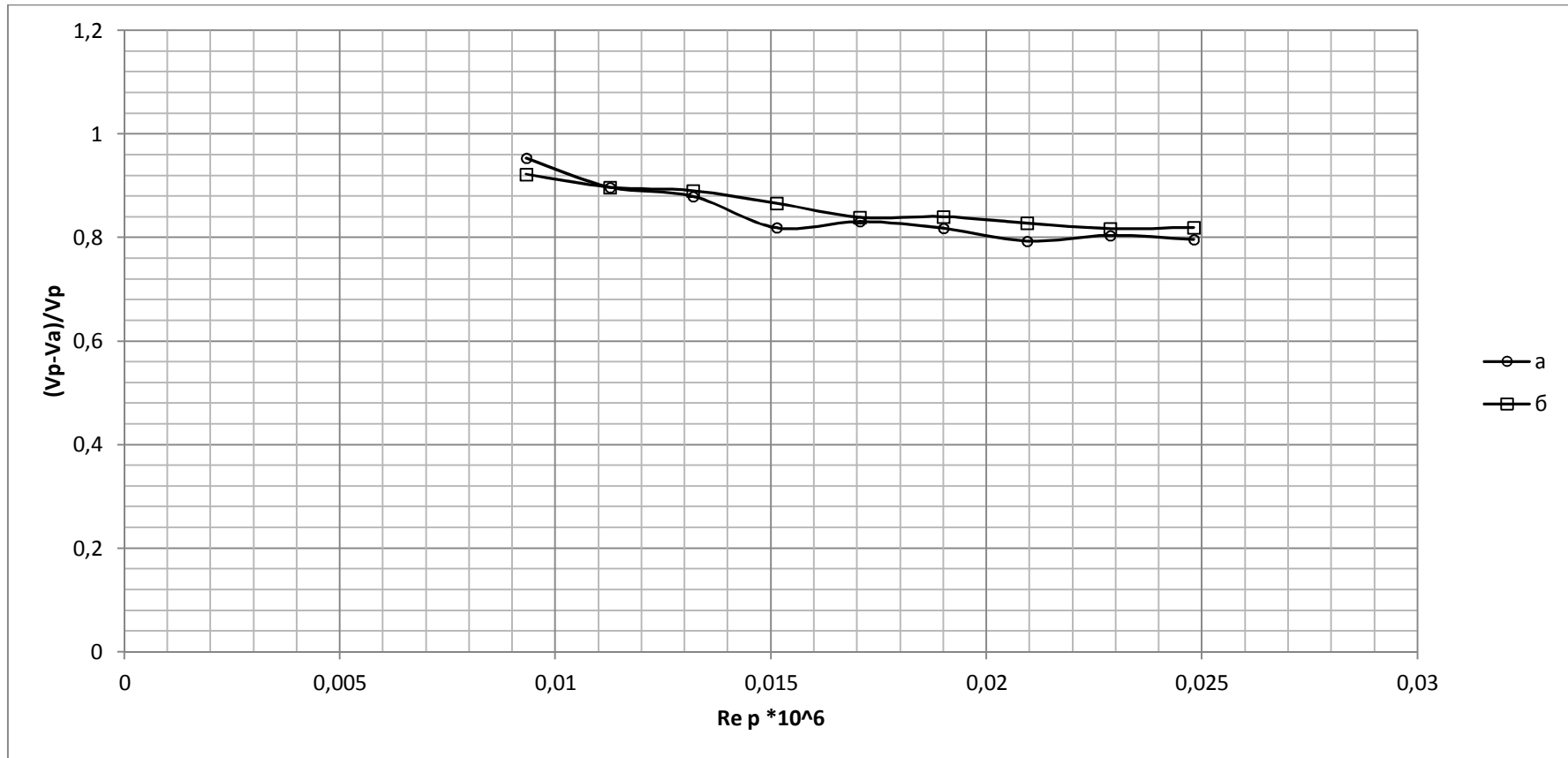


Рисунок 4.6 – Графік залежності відображення потоку для трьох елементів дослідження у патрубку прийому повітря:

а- поз.3.3,2.3,1.3, б- поз.1.3,2.3,3.3.

## ВИСНОВКИ

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

1. Провівши літературний огляд процесу адсорбції, конструкції адсорберів і конструкцій вводу пари у адсорбер, було виявлено негативні наслідки нерівномірності потоку на ефективність роботи адсорбера, це наштовхнуло на розробку та створення нового розподільника пари.
2. Розроблено новий розподільник пари (газу) та створено новий адсорбер з розподільником у середині апарату.
3. Розроблена схема експериментальної установки та конструкцію експериментального блоку, а також методику постановки та обробки експерименту для дослідження коефіцієнту гідравлічного опору коротких дифузорів, що вмонтовані у короткі трубки. Виконано експериментальні підготовчі роботи з метою визначення достовірності подальших результатів експериментів, порівнявши експериментальні коефіцієнти гідравлічних опорів дифузорів з теоретично визначеними за літературними джерелами. Експериментально одержали коефіцієнти гідравлічного опору коротких дифузорів.
4. Проведено порівняльний аналіз одержаних результатів з метою подальшого прогнозування коефіцієнтів опорів інших типорозмірів коротких дифузорів, що вмонтовані у короткі патрубки.

## ЛИТЕРАТУРА

1. Серпионова Е.Н., Промышленная адсорбция газов и паров
2. В.М. Рамм. «Абсорбция газов». М., «Химия», 1976г.
3. «Расчет тарельчатых абсорбционных колонн» под ред. В. А. Иванова, Москва, 1985.
4. «Основные процессы и аппараты химической технологии», пособие по проектированию под ред. Ю. И. Дытнерского. М, «Химия» 1991 г.
5. К.Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. «Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии». Л., «Химия», 1976г.
6. А. А. Лазинский, А. Р. Толчинский. «Основы конструирования и расчета химической аппаратуры». М, 1968г.
7. Отраслевой стандарт ОСТ 26-808-73.
8. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах. - М.: Химия, 1981 - 812 с.
9. Скобло А.И., Трегубова И.А., Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. - М.: Химия, 1982 - 584 с.
10. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 1973 - 752 с.
11. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов. Изд. 2-ое. В 2-ух кн. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты. - М.: Химия, 1995 - 368 с.
12. Статья «Абсорбционно-биохимические установки для очистки вентиляционного воздуха в местах применения смол, клеев, лакокрасочных материалов и другой органики». Шаповалов Ю.П., УП «Промышленные экологические системы», г. Минск.
13. Шаповалов Ю.П., УП «Промышленные экологические системы», г. Минск.
14. Павлов К.В., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. - М.: Химия, 1981. -560 с.

15. Плановский А.Н., Рамм В.М., Кагаз С.З. Процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 1968. -847 с.
16. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под ред. Ю.И. Дытнерского. - М.: Химия, 1983. -272 с
17. Лацинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов. - Л.: Машиностроение, 1981. -383с.
18. Производство аммиака / Под ред. В.П. Семенова. - М.: Химия, 1985. - 368 с.
19. Справочник азотчика. Кн. 1. - М.: Химия, 1985. - 404 с.
20. Очистка технологических газов / Под ред. Т.А. Семеновой, И.Л. Лейтеса. - М.: Химия, 1977. - 487 с.
21. Материалы семинара по очистке газов от  $H_2S$  и  $CO_2$  абсорбентами на основе метилэтанолamina / Современные методы очистки газов от сероводорода и диоксида углерода // Химическая промышленность. - 2002. - №5. - С 7-16.
22. Н.И. Елисеева., В.С. Войтик., В.С. Тихонов. Новая антипенная добавка к щелочным абсорбционным растворам для стадии очистки конвертированного газа от  $CO_2$  // Химическая промышленность. - 1999. - №10.- С 28-29.
23. Малина И.К. Развитие исследований в области синтеза аммиака. - М., Химия, 1993.- 190 с.
24. Андреев Ф.А., Карган С.И., Козлов Л.И., Приставко В.Ф. Технология связанного азота. - М., 2008. - 384 с.
25. Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г. Общая химическая технология. - М., Высшая школа, 2000. - 520 с.
26. Синтез аммиака / Под ред. Л.Д. Кузнецова. - М. : Химия, 1982. - 296 с.
27. Дытнерский Ю.И, Борисов Г.С, Брыков В.П. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 2008.-496с.
28. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. - Л.: Химия, 1987. - 576с.
29. Кузнецов А.А., Судаков Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов, 1983.- М.: Химия. - 224с.



30. Кинле Х., Бадер Э. Активные угли и их промышленное применение, пер. с нем., Л.: 1984. 214 с.
31. Фенелонов В.Б. Пористый углерод. Новосибирск, изд-во Института катализа СО РАН, 1995, 518с.
32. Мухин В.М., Тарасов А.В., Клушин В.Н. Активные угли России. - М.: Металлургия, 2000 г. - 352.
33. Богданович Н.И. Ресурсосбережение и повышение экологической безопасности предприятий химико-лесного комплекса с применением методов пиролиза. Дисс. в виде научн. доклада на соиск. уч. степ. докт. техн. наук, Архангельск, АГТУ, 1998, 56 с.
34. Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. 2-е изд. М.: Химия. 1984. 592с.
35. Устинов Е.А. Адсорбция, адсорбенты и адсорбционные процессы в нанопористых материалах. -М.: Издательская группа «Граница», 2011. С.208.
36. Самонин В.В., Подвязников М.Л. Адсорбция, адсорбенты и адсорбционные процессы в нанопористых материалах. -М.: Издательская группа «Граница», 2011. С.447.
37. Комаров В.С. Адсорбенты и их свойства. Минск: Наука и техника. 1977. 248с.
38. Kresge C.T., Leonovich M.E., Roth W.J., Vartuli J.C., Beck J.S. //Nature. 1992.. V.359. P.68.
39. Ustinov E.A.//Langmuir. 2008. V.13. P.6668.
40. Тарасевич Ю.И. Адсорбция, адсорбенты и адсорбционные процессы в нанопористых материалах. -М.: Издательская группа «Граница», 2011. С.190.
41. Воюцкий, С.С. Курс коллоидной химии / С. С. Воюцкий. – М.: Химия, 1974. – 493 с.
42. Грег, С. Адсорбция, удельная поверхность, пористость / С. Грег, К. Синг. – М.: Мир, 1984. – 310 с.

43. Евстратова, К. И. Физическая и коллоидная химия / К. И. Евстратова, А. А. Кижин, Е. Г. Молохова. – М.: Высшая школа, 1990. – 487с.
44. Зимон, А.Д. Занимательная коллоидная химия, 3-е изд. / А. Д. Зимон. – М.: Агар, 2002. – 167с.
45. Зимон, А.Д. Коллоидная химия / А. Д. Зимон, А. Ф. Лещинко. – М.: Агар, 2001. – 317с.
46. Киселев, А.В. Межмолекулярные взаимодействия в адсорбции и хроматографии / А. В. Кисилёв. – М.: Высш. шк., 1986. – 360 с.
47. Фролов, Ю.Г. Курс коллоидной химии. Поверхностные явления и дисперсные системы / Ю. Г. Фролов. – М.: Химия, 1989. – 463с.