

УДК 66.021.1:532.5

УКПП

№ держреєстрації 0117U003931

Інв. №

Міністерство освіти і науки України  
Сумський державний університет  
40007, м. Суми, вул. Р–Корсакова, буд. 2;  
тел. (0542) 33-41-08/33-40-49

ЗАТВЕРДЖУЮ

проректор з наукової роботи  
д-р. фіз.-мат. наук, професор  
\_\_\_\_\_ А.М. Чорноус

ЗВІТ

ПРО НАУКОВО-ДОСЛІДНУ РОБОТУ

Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв  
для нафтогазового та очисного обладнання

АПРОБАЦІЯ ТА ВПРОВАДЖЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ  
ДОСЛІДНО-КОНСТРУКТОРСЬКИХ РОБІТ  
(остаточний)

Керівник НДР

д-р. техн. наук, професор








О. О. Ляпощенко





2020

Рукопис закінчено 21.09.2020 р.

Результати цієї роботи розглянуті науковою радою, протокол від 24.09.2020р. №\_\_

## СПИСОК АВТОРІВ

- |   |  |   |
|---|--|---|
| Керівник НДР<br>головний науковий співробітник<br>д-р. техн. наук |     | О.О. Ляпощенко<br>(реферат, вступ, висновки,<br>додатки)    |
|   | 21.09.2020   |   |
| Відповідальний виконавець<br>науковий співробітник                |     | М.М. Дем'яненко<br>(вступ, розділи 1-3,<br>висновки)        |
|   | 21.09.2020   |   |
| Старший науковий співробітник<br>д-р. техн. наук                  |     | В.О. Іванов<br>(розділ 3, підрозділи 4.2,<br>4.3, висновки) |
|   | 21.09.2020   |   |
| Старший науковий співробітник<br>д-р. техн. наук                  |    | І.В. Павленко<br>(розділи 1, 3, висновки)                   |
|   | 21.09.2020   |   |
| Старший науковий співробітник<br>канд. техн. наук                 |   | М.С. Скиданенко<br>(розділи 2, 3, висновки,<br>додатки)     |
|   | 21.09.2020   |   |
| Старший науковий співробітник<br>канд. техн. наук                 |  | Р.О. Острога<br>(розділ 3, підрозділ 4.1,<br>висновки)      |
|   | 21.09.2020   |   |
| Інженер   |   | О.Ю. Маренок<br>(розділи 2, 4, додатки)                     |
|   | 21.09.2020   |   |

Виконавець договору	цивільно-правового		О.Є. Старинський (розділи 2-4, додатки)
		21.09.2020	
Виконавець договору	цивільно-правового		І.Є. Дегтярьов (розділ 2, додатки)
		21.09.2020	
Виконавець договору	цивільно-правового		О.О. Голохвост (підрозділ 4.2, додатки)
		21.09.2020	
Виконавець договору	цивільно-правового		В.А. Шматенко (підрозділ 4.2, додатки)
		21.09.2020	

## РЕФЕРАТ

Звіт про НДР: 317 с., 85 рис., 7 табл., 100 джерел.

СЕПАРАЦІЯ, СЕПАРАЦІЙНЕ ОБЛАДНАННЯ, ДОСЛІДНИЙ (ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИЙ) ЗРАЗОК, МОДУЛЬНИЙ СЕПАРАЦІЙНИЙ ПРИСТРІЙ, ПРОЕКТУВАННЯ, ВИПРОБУВАННЯ, ВПРОВАДЖЕННЯ.

Об'єкт дослідження – процеси сепарації гетерогенних систем та сепараційне обладнання.

Мета роботи – вдосконалення технології інерційно-фільтруючої сепарації двофазних потоків, моделювання динамічних процесів сепарації гетерогенних систем з аналізом впливу вібрації (акустичних коливань) та сполученого тепломасообміну, розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв.

Методи дослідження: диференціальні методи математичного аналізу та інтегрального обчислення з застосуванням CAS-систем комп'ютерної алгебри; методи експериментальної гідродинаміки, CFD-методи обчислювальної гідродинаміки; методи теорії подібності, а також методи фізичних моделювань, що ґрунтуються на фундаментальних положеннях механіки рідини і газу, класичних положеннях теорії гідродинаміки та гідроаеропружності; базові принципи технологічної підготовки виробництва і технологій хімічного та нафтогазового машинобудування.

Розроблено комплект документації у відповідності до стадій розробки (ескізний проект, технічний проект, робоча конструкторська документація), програму та методика випробувань дослідних (експериментальних) зразків модульних сепараційних пристроїв. Виготовлено дослідні зразки на основі доопрацьованих експериментальних зразків сепараційних пристроїв, проведено попередні та приймальні випробування. Розроблено науково обґрунтовані практичні рекомендації до проектування та інженерних методик для розрахунку багатofункціональних сепараторів з метою підвищення ефективності сепарації та зниження гідравлічного опору з визначенням оптимальних конструктивних параметрів модульних сепараційних елементів.

## ЗМІСТ

с.

Вступ.....	8
1 Практичні рекомендації до проектування та інженерних методик для розрахунку багатofункціональних сепараторів.....	9
1.1 Методика проектування сепараційних пристроїв з використанням штучних нейронних мереж (ШНМ) та результатів числових моделювань (багатофакторних експериментів) .....	9
1.2 Узагальнена методика визначення гідравлічного опору та прогнозування ефективності сепарації (ступеня розділення) сепараційних пристроїв .....	13
1.3 Визначення необхідної кількості модульних сепараційних пристроїв (МСП) за коефіцієнтами ефективності окремих ступенів сепарації, їх оптимізаційне компонування в багатofункціональних апаратах (сепараторах) .....	22
1.4 Висновки до першого розділу.....	26
2 Програма та методика приймальних (попередніх) випробувань дослідних (експериментальних) зразків .....	27
2.1 Об'єкт та мета випробувань.....	27
2.2 Порядок, місце та умови проведення випробувань. Необхідне обладнання, прилади та матеріали.....	32
2.3 Технічні вимоги, вимоги техніки безпеки, підготовка до випробувань.....	35
2.4 Програма та методика проведення випробувань.....	37
2.5 Висновки до другого розділу.....	43
3 Узагальнення і оцінювання результатів теоретичних та експериментальних досліджень.....	44
3.1 Математичні моделі явищ та супутніх процесів які виникають під час інерційно-фільтруючої, динамічної та інерційно-вібраційної сепарації.....	44
3.1.1 Модель міграції сепарованої рідини у інерційно-фільтруючих сепараційних каналах.....	44

3.1.2 Модель руху плівки вловленої рідини з урахуванням її взаємодії з турбулентним газовим потоком.....	52
3.1.3 Дослідження механіки взаємодії газорідинного потоку з відбійними динамічними сепараційними елементами, які мають форму параболічного похилого зрізаного напівциліндра.....	59
3.1.4 Визначення поверхні контакту фаз при сепарації багатокомпонентних двофазних систем зі сполученим тепломасоперенесенням.....	67
3.1.5 Гідродинамічні особливості руху газорідинного потоку в плоскому каналі сепараційного пристрою з вібруючою стінкою.....	77
3.2 Математичні (числові) моделювання процесів інерційно-фільтруючої, динамічної і вібраційної сепарації та супутніх процесів.....	87
3.2.1 Числові моделювання процесів розділення у динамічних сепараційних пристроях.....	87
3.2.2 Числові розв'язання взаємодії газорідинного потоку з відбійними елементами динамічних сепараційних пристроїв, які мають прямокутну форму.....	103
3.2.3 Математичне моделювання процесів сепарації двофазних систем типу рідина-рідина.....	109
3.2.4 Математичні моделювання процесів сепарації у гідроциклонному SPR-сепараторі.....	121
3.2.5 Моделювання процесу міжфазного тепломасообміну при розділенні рідини та газу.....	126
3.3 Висновки до третього розділу.....	133
4 Випробування дослідних зразків, апробація та впровадження науково-технічних результатів.....	134
4.1 Аналіз та узагальнення результатів приймальних (попередніх) випробувань дослідних (експериментальних) зразків МСП .....	134
4.2 Розрахунки, що підтверджують працездатність і надійність конструкцій дослідних (експериментальних) зразків .....	139

4.3 Впровадження розробок МСП і перспективи використання отриманих науково-технічних результатів.....	166
4.4 Висновки до четвертого розділу .....	170
Висновки.....	171
Перелік джерел посилання.....	173
Додатки	

## ВСТУП

На попередніх етапах виконання науково-дослідної роботи були розроблені нові та вдосконалені існуючі математичні моделі які описують основні та вторинні процеси при динамічній, інерційно-фільтруючій та вібраційно-інерційній сепарації гетерогенних систем, що протікають у нафтогазовому та очисному обладнанні, такі як модель стікання плівки по робочій поверхні сепараційного пристрою, модель поширення сепарованої рідини у фільтруючому шарі та модель визначення поверхні контакту фаз при сепарації двофазних систем, а також досліджена взаємодія стінки динамічного сепараційного пристрою з газорідним потоком та поведінка газорідного потоку у пласкому каналі з вібруючою стінкою.

При цьому також проведені математичні та фізичні моделювання вищезазначених процесів, а саме моделювання процесів сепарації у динамічних сепараційних пристроях, запропоновано чисельне розв'язання задачі гідроаеропружності, проведено моделювання процесу розділення систем рідина-рідина і чисельне дослідження супутніх тепломасообмінних процесів при сепарації, а також змодельовано гідродинаміку багатофазних потоків у сепараційному обладнанні. Додатково проведені оптимізаційні моделювання хіміко-технологічних процесів у відповідному технологічному обладнанні. На основі даних моделювань запропоновані способи оптимізаційного гідродинамічного профілювання сепараційних каналів та компонування модульних сепараційних пристроїв.

Виходячи з нових наукових та практичних результатів отриманих раніше, метою даної роботи є аналіз та узагальнення результатів досліджень, розробка практичних рекомендацій щодо проектування та науково-обґрунтованих інженерних методик розрахунку сепараційного обладнання, розробка програми та методики випробувань і проведення попередніх та приймальних випробувань енергоефективних модульних сепараційних пристроїв з метою підтвердження їх ефективності та переваг у порівнянні з аналогами, а також впровадження наукових розробок та огляд перспектив використання отриманих результатів.



# **1 ПРАКТИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ ДО ПРОЕКТУВАННЯ ТА ІНЖЕНЕРНИХ МЕТОДИК ДЛЯ РОЗРАХУНКУ БАГАТОФУНКЦІОНАЛЬНИХ СЕПАРАТОРІВ**

## **1.1 Методика проектування сепараційних пристроїв з використанням штучних нейронних мереж (ШНМ) та результатів числових моделювань (багатофакторних експериментів)**

При моделюванні процесу оброблення інформації нервовою системою людини виникли штучні нейронні мережі (ШНМ). На сьогоднішній день вони ефективно застосовуються для розв'язання різноманітних прикладних задач, таких як: здійснення електронного пошуку потенційних постачальників продукції [1], підвищення надійності систем управління [2], оптимізація виробничих процесів [3–5] і т. д. Найбільшою перевагою ШНМ перед традиційним регресійним аналізом, та застосовується для випадків складної природи явища являється можливість самостійного визначення регресійної залежності; визначення параметрів на основі лише введених параметрів вибірки; здатність до узагальнення.

Застосування ШНМ для створення математичних моделей процесів розділення гетерогенних систем з використанням модульних сепараційних пристроїв необхідно провести узагальнення процедури розв'язання широкого спектру прикладних дослідницьких проблем. Необхідно виділити, що використання ШНМ для вирішення задач ідентифікації параметрів математичних моделей динаміки механічних і гідромеханічних систем можна поділити на дві категорії: розв'язання прямої задачі із застосуванням ШНМ як узагальненої регресійної процедури; розв'язання оберненої задачі для ідентифікації невідомих параметрів достовірних математичних моделей. Вказані типи задач можна розв'язати з припущення що ШНМ здатна до навчання та/або самонавчання за початковими (емпіричними або аналітичними) даними [6–8]. У галузь машинобудування вперше було впроваджено ШНМ для випадку континуальних механічних систем [9] та для розв'язання складних інженерних задач проектування конструкцій [10].

У [11-12] було вперше запропоновано розрахункові схеми застосування ШНМ для обох вказаних вище задач, схеми наведено на рисунку 1.1. Розв'язання прямої задачі являється доцільним при числовому моделюванні механічних систем, в свою чергу обернені задачі – для оцінювання параметрів комплексної міждисциплінарної задачі.

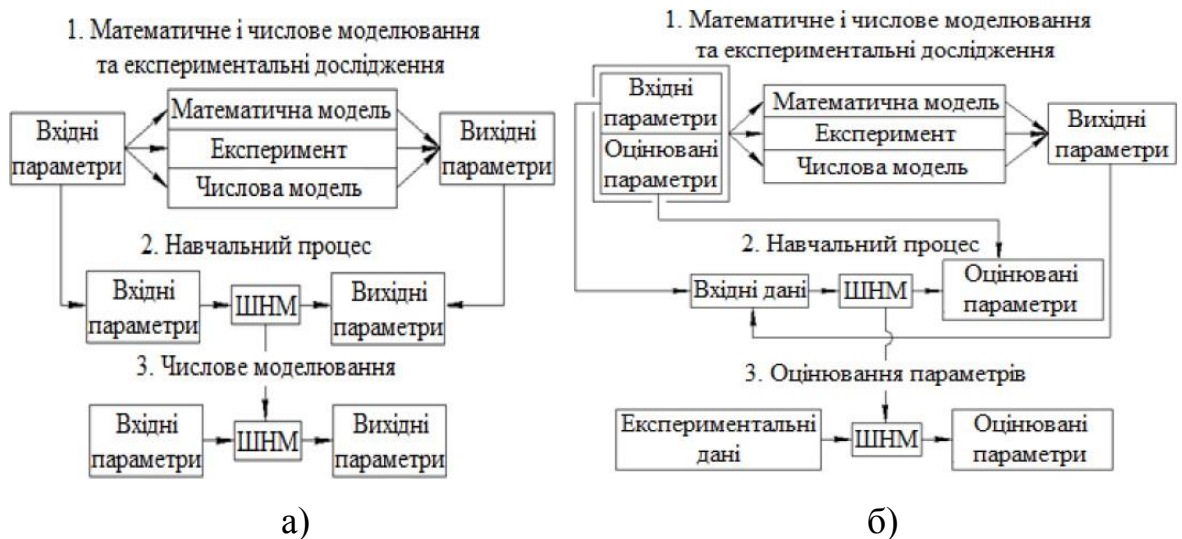


Рисунок 1.1 - Функціональна схема застосування штучних нейронних мереж для спрямованих досліджень (а) і для розв'язання оберненої задачі (б)

В попередніх звітах [13, 14] та роботах [15-21] були наведені математичні моделі гідромеханічних та тепломасообмінних процесів, що протікають у сепараційному обладнанні, для оцінювання їх параметрів, які мають періодичний характер можуть бути застосовані ШНМ. Відповідні розроблені розрахункові схеми вказані на рисунку 1.2. Зокрема, представлено схему застосування ШНМ для дослідження процесу взаємодії газорідинний потік-пружні елементи (оцінювання приєднаної маси), а також динаміки гідромеханічної системи «багатофазний потік – пружний елемент» динамічного сепараційного пристрою [22].

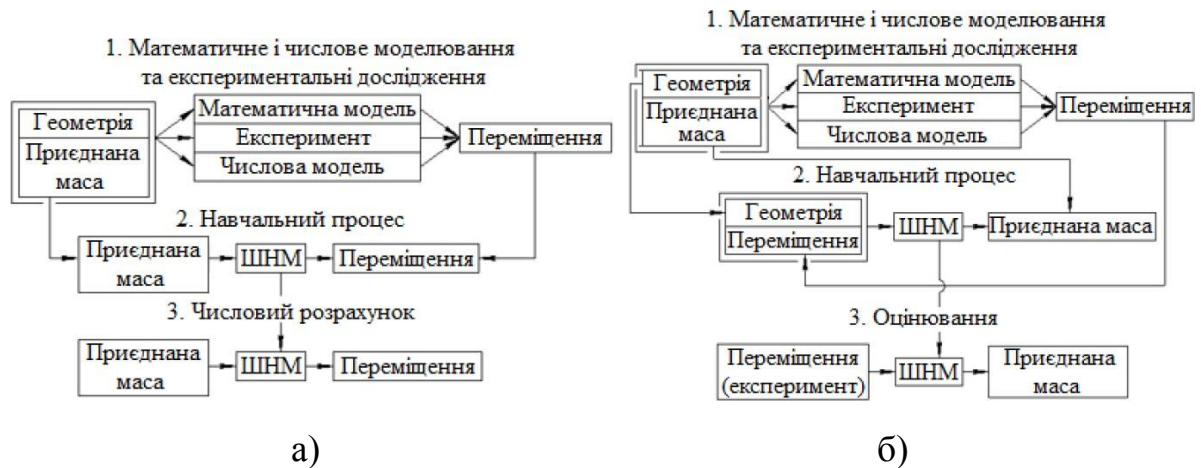


Рисунок 1.2 - Розрахункові схеми дослідження динаміки гідромеханічної системи (а) і оцінювання приєднаної маси (б) із застосуванням ШНМ

Розглянемо більш детально процес дослідження динамічних сепараційних пристроїв із застосуванням ШНМ, що складається з шести кроків. На першому кроці аналізують вільні коливання пружних елементів динамічних сепараційних пристроїв застосовуючи систему комп'ютерної алгебри MathCAD. Наступним кроком являється варіювання жорсткістю з певним кроком у визначеному діапазоні для отримання критичної частоти. Дані, що було отримано використовуються для навчання першої ШНМ, із застосуванням програмного продукту "Visual Gene Developer". Третім кроком являється оцінювання коефіцієнтів жорсткості, за критичними частотами отриманими за результатами експерименту. На четвертому кроці проводиться дослідження вимушених коливань із застосуванням MathCAD. При цьому варіюючи значенням зовнішніх сил з певним кроком у заданому діапазоні дозволяє отримати амплітуди деформацій, що використовуються на наступному кроці для навчання другої ШНМ. Після цього на останньому кроці оцінюється вплив зовнішніх вібрацій, що заснований на розрахунку вихідних параметрів ШНМ за експериментальними значеннями динамічних прогинів у точках їх вимірювання.

В тому числі ШНМ може бути використана для визначення гідравлічного опору розроблених при виконанні НДР динамічних сепараційних пристроїв, що працюють як система автоматичного регулювання де пружині сили - керуюча дія та гідравлічний опір - об'єкт регулювання. Збільшення швидкості потоку призводить до збільшення

динамічного тиску у газорідинному потоці та як наслідок зміни форми пластин, а отже і внутрішніх напружень. У результаті збільшення прогину пластин і, відповідно, площі вільно перетину каналу, а отже, коефіцієнт гідравлічних втрат також зменшується.

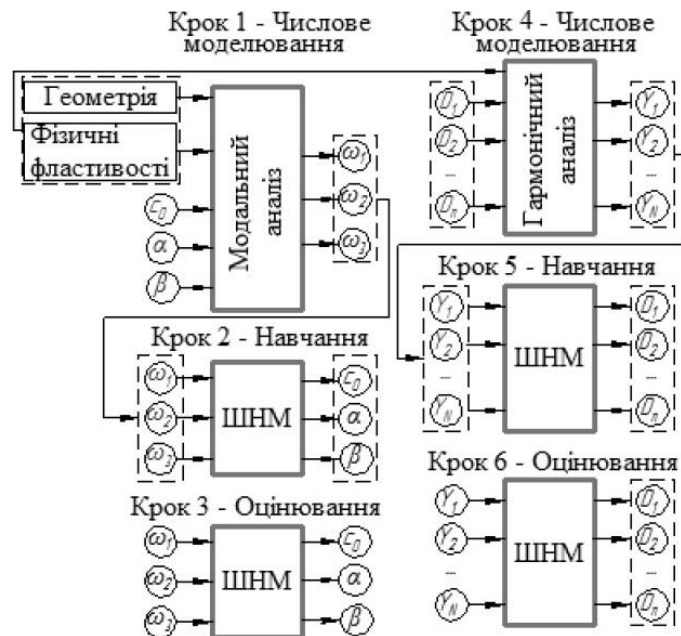


Рисунок 1.3 – Розрахункова схема комплексного застосування числового моделювання із застосуванням системи комп’ютерної алгебри та ШНМ

В попередньому звіті [14] та у роботі [23] було проведене числове моделювання аеропружної взаємодії пружних елементів динамічних сепараційних пристроїв з газорідинним потоком. В результаті був визначений коефіцієнта гідравлічного опору  $\zeta$  від швидкості потоку  $V$  за допомогою наступного виразу:

$$\zeta = \frac{2\Delta p(v)}{\rho_m v^2}, \quad (1.1)$$

де  $\rho_m$  - густина газорідинної суміші;

$\Delta p(v)$  – різниця тисків, нелінійної аналітично невизначеної функції від швидкості потоку  $v$ .

Для вибору аналітичної функції, що описує отримані дані з найбільшою дисперсією адекватності, були використані степенева, експоненціальна, логарифмічна, гіперболічна та раціональна залежності. В результаті було доведено, що гіперболічна функція найкраще описує залежність перепаду тиску від швидкості вхідного газорідного потоку. У зв'язку зі складністю прогнозування цих даних з використанням регресійної процедури необхідно впроваджувати ШНМ до цієї моделі для вирішення проблеми ідентифікації параметрів процесу сепарації газорідного потоку [24]. Слід зазначити, що проблеми ідентифікації параметрів гідромеханічних систем присвячена значна кількість робіт [25-29]. На рисунку 1.5 представлено конструктивні схеми застосування ШНМ для динамічного аналізу гідромеханічної системи «двофазний потік – динамічний сепараційний елемент», зокрема для оцінювання коефіцієнта гідравлічних втрат.

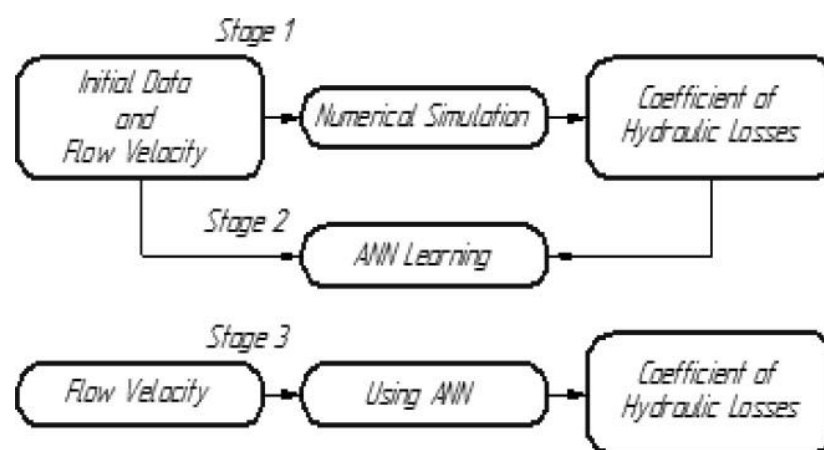


Рисунок 1.5 - Схема застосування ШНМ для динамічного аналізу гідромеханічної системи «багатофазний потік – деформований елемент»

## 1.2 Узагальнена методика визначення гідравлічного опору та прогнозування ефективності сепарації (ступеня розділення) сепараційних пристроїв

Ступінь розділення  $\eta$  – основна характеристика, що визначає ефективність сепараційного пристрою визначається за допомогою залежностей запропонованих у роботах [30, 31]. При проектуванні сепараційного обладнання цей параметр

визначається як відношення кількості відсепарованої рідини до її кількості у газорідинній суміші на вході до сепаратора [32]:

$$\eta = \frac{G_1 - G_2}{G_1} \quad (1.2)$$

де  $G_1$ ,  $G_2$ ,  $G_3$  – масова витрата дисперсної рідини, що надходить до сепаратора, залишилася у газовій фазі на виході із сепаратора, та видалена із сепаратора відповідно, кг/с.

За іншою методикою, наведеною у роботі [24], ефективність сепарації сумішей визначається як значення фракційної ефективності від часток визначеного розміру:

$$H_f = \sum_{k=1}^n \eta_f^{<k>} c_f^{<k>} \quad (1.3)$$

де  $c_f^{<k>}$  – вміст частинок  $k$ -ї фракції у суміші;

$\eta_f^{<k>}$  – фракційна ефективність  $k$ -ї фракції.

При розділенні гетерогенних систем у  $N$  послідовно розташованих у апараті модульних сепараційних пристроях різного типу для визначення сумарної ефективності розділення використовується наступна залежність:

$$\eta = 1 - \prod_{i=1}^N (1 - \eta_i) \quad (1.4)$$

де  $\eta_i$  – коефіцієнт ефективності окремого,  $i$ -го ступеня.

Слід зазначити, що за допомогою формули (1.4) можна визначати кількість блоків сепараційного пристрою при їх послідовному встановленні. Зокрема, для ефективності сепарації одного блоку  $\eta_0$  мінімально необхідна кількість таких блоків становить:

$$N_{min} = \frac{\ln(1-\eta)}{\ln(1-\eta_0)} \quad (1.5)$$

Так, наприклад, для досягнення ефективності сепарації  $\eta = 0,999$  необхідно послідовно встановити  $N = 3$  блоки ( $N_{min} = 2,8$ ), кожний з яких має ефективність  $\eta_0 = 0,8$ . При використанні даних підходів виникають певні складнощі, пов'язані з відсутністю точних інженерних методик, які б ураховували фактори протікання процесу. Крім того в сепараторах з модульними пристроями використовуються різні методи розділення, тому необхідно розглядати комбінацію цих процесів.

Гідравлічний опір є одним із показників процесу сепарації. При підвищенні коефіцієнту ефективності розділення у певний момент настає режим при якому різко зростає гідравлічний опір при незначному зростанні ефективності сепарації. У таких випадках доцільно застосовувати гравітаційно-інерційні сепараційні пристрої які мають незначний гідравлічний опір при ефективності розділення  $\eta = 0,3-0,7$ .

Порівняння фракційного розподілу дисперсної фази до та після первинної та основної сепарації показує, що у газовому потоці залишається дрібнодисперсна краплинна рідина. Тому на наступних стадіях розділення виникає необхідність відділяти більш дрібну фракцію, що обумовлює застосування способів розділення з високою ефективністю  $\eta = 0,995-0,999$ , які при цьому мають значний гідравлічний опір, такі як фільтрування та відцентрова сепарація.

У зв'язку з вищесказаним питомі витрати на основний процес сепарації перевищують витрати на його реалізацію [33]. У даній роботі запропонована загальна методика для оцінки ефективності сепарації, яка базується на комплексному застосування штучного інтелекту параметричної квазілінійної регресійної моделі. За основу модулювання обрана аналітична залежність [24]:

$$y = \alpha \prod_{k=1}^m x_k^{\beta k}, \quad (1.6)$$

де  $y$  – кількісний параметр ефективності процесу (ступінь вловлювання дисперсної фази, гідравлічний опір тощо);  $x_k$  – набір  $m$  параметрів (геометричних, фізичних, технологічних тощо), що визначають ефективність процесу ( $k = 1, 2, \dots, m$ );  $\alpha$  – невідомий коефіцієнт.

Формула (1.6) містить  $(m + 1)$  невідомих параметрів (коефіцієнт  $\alpha$  та показники степенів  $\beta_k$ ), які визначаються окремо для заданих умов процесу. Визначення кількісних значень параметрів даної залежності можливо за допомогою послідовної реалізації етапів дослідження, наведених нижче [24]:

1. Розробка методики проведення віртуального експерименту з визначення параметра ефективності у залежно від масиву  $m$  параметрів:
  - 1.1. Формування таблиці вхідних даних для діапазону зміни параметрів, що впливають на ефективність;
  - 1.2. Генерування масиву експериментальних даних як вибірку достатньо великої кількості  $n$  випадкових наборів вхідних параметрів:
    - 1.2.1. Створення підпрограми визначення загальної кількості кожного вхідного параметра;
    - 1.2.2. Генерування набору  $n$  комбінацій значень  $m$  вхідних параметрів із наперед заданою відносною похибкою  $\delta$ ;
    - 1.2.3. Розрахунок  $n$  значень параметра ефективності як результату проведення віртуального експерименту;
    - 1.2.4. Визначення максимальних значень кожного вхідного параметра ефективності  $u$ ;
2. Застосування засобів штучного інтелекту для ідентифікації параметрів математичної моделі за даними експериментальних досліджень:
  - 2.1. Нормування вхідних і вихідних параметрів;
  - 2.2. Створення штучної нейронної мережі та налаштування її параметрів;
  - 2.3. Навчання штучної нейронної мережі за масивом нормованих даних експериментальних досліджень;
  - 2.4. Визначення точності оцінювання значення ефективності для довільного набору вхідних параметрів
3. Створення достовірної узагальненої математичної моделі оцінювання  $(m + 1)$  параметрів, що визначають ефективність процесу, із застосуванням багато параметричного квазілінійного регресійного аналізу:



- 3.1. Створення матричного співвідношення для визначення ефективності процесу за даними експериментальних досліджень;
- 3.2. Формування матриці жорсткості та вектор-стовпця зовнішнього впливу:
  - 3.2.1. Формування субвектор-стовпців зовнішнього впливу і локальних параметрів жорсткості;
  - 3.2.2. Формування субматриці жорсткості;
  - 3.2.3. Глобалізація субматриці та субвекторів-стовпців до загальної матриці жорсткості;
- 3.3. Застосування методу оберненої матриці для оцінювання  $(m + 1)$  невідомих параметрів;
- 3.4. Формування співвідношення для розрахунку ефективності процесу за визначеними коефіцієнтом і показниками степенів та порівняння отриманої залежності з емпіричною формулою;
- 3.5. Визначення відносних похибок оцінювання невідомих коефіцієнтів регресійної моделі;
- 3.6. Оцінювання сумарної похибки визначення ефективності процесу.

Слід зазначити, що експериментальні дослідження ефективності процесу необхідно проводити для діапазону значень  $[x^{min}, x^{max}]$  і кроку  $\Delta x_k$  усіх параметрів  $x_k$  ( $k = 1, 2, \dots, m$ ), що впливають на відповідний показник  $y$ . У результаті складається таблиця, що містить набори вищезазначених параметрів.

За допомогою спеціальних підпрограм можливо випадковим способом згенерувати набір комбінацій значень вхідних параметрів з таблиці експериментальних даних.

Для обраної загальної кількості експериментів  $n$  з відносною похибкою  $\delta_k$  визначення кожного з  $m$  параметрів, що впливають на ефективність процесу, встановлюється масив  $n \times (m + 1)$  параметрів, який має наступну структуру:

$$[M] = \begin{bmatrix} x_1^{<1>} & x_m^{<1>} & \dots & x_m^{<1>} | y^{<1>} \\ x_1^{<2>} & x_2^{<2>} & \dots & x_m^{<2>} | y^{<2>} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ x_1^{<n>} & x_2^{<n>} & \dots & x_m^{<n>} | y^{<n>} \end{bmatrix} \quad (1.7)$$

де  $x_k^{<i>}$  –  $k$ -й параметр  $i$ -го експерименту ( $k = 1, 2, \dots, m; i = 1, 2, \dots, n$ );  
 $y^{<i>}$  – значення параметра ефективності, визначене у результаті проведення  $i$ -го експерименту.

Для застосування штучних нейронних мереж, попередньо проводиться процедура нормалізації усіх елементів масиву експериментальних даних:

$$\hat{x}_k^{<i>} = \frac{x_k^{<i>}}{x_{max}^{<i>}}; \hat{y}^{<i>} = \frac{y^{<i>}}{y_{max}} \quad (1.8)$$

де  $y_{max}$  – максимально можливе значення показника ефективності. При цьому максимальні значення  $x_{k_{max}}$  кожного вхідного параметра  $x_k$  визначаються з таблиці експериментальних даних.

У результаті чого отримуємо масив  $n \times (m + 1)$  нормалізованих параметрів наступної структури:

$$[\hat{M}] = \begin{bmatrix} \hat{x}_1^{<1>} & \hat{x}_m^{<1>} & \dots & \hat{x}_m^{<1>} | \hat{y}^{<1>} \\ \hat{x}_1^{<2>} & \hat{x}_2^{<2>} & \dots & \hat{x}_m^{<2>} | \hat{y}^{<2>} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{x}_1^{<n>} & \hat{x}_2^{<n>} & \dots & \hat{x}_m^{<n>} | \hat{y}^{<n>} \end{bmatrix} \quad (1.9)$$

Далі для навчання ШНМ створюється масив нормалізованих значень з набору експериментальних значень. Приклад мережі, створеної із застосування програмного продукту “Visual Gene Developer”®, наведено на рисунку 1.6 [24].

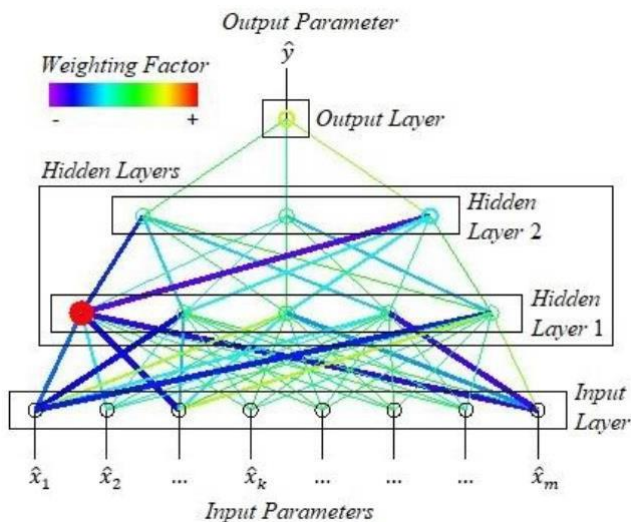


Рисунок 1.6 – Архітектура штучної нейронної мережі

Дана мережа має наступну структуру –вхідний шар з кількістю нейронів, що відповідає кількості невідомих параметрів, приховані шари з різною кількістю нейронів та вихідний шар з одним нейроном що відповідає параметру ефективності процесу сепарації.

Налаштування що були обрані для навчання штучної нейронної мережі наступні: learning rate – 0.01; momentum coefficient – 0.1; transfer function – hyperbolic tangent; maximum number of training cycles –  $1 \cdot 10^6$ ; target error –  $1 \cdot 10^{-5}$ ; initialization method of threshold – random; initialization method of weighting factor – random; analysis update interval – 500 cycles.

Під час навчання ШНМ потрібно забезпечити такі параметри збіжності як “sum of error” та “average error per output per dataset”, значення показують точність навчання штучної нейронної мережі. Необхідно відмітити, що такі характеристики як “regression coefficient”, “slope” та “y-intercept” також свідчать про високу точність оцінювання ефективності процесу. В свою чергу значення цих параметрів доводить достовірність згенерованої регресійної моделі.

При цьому встановити функціональну залежність параметру ефективності від масиву вхідних даних за допомогою даного способу неможливо, не зважаючи на його високу точність. Але за допомогою багатопараметричної квазілінійної регресійної процедури цю проблему можливо вирішити.

У зв'язку з тим, що співвідношення (1.6) є нелінійним, для оцінки його параметрів  $\alpha$ ,  $\beta_k$  здійснюється процедура логарифмування, результатом якої є відповідну квазілінійна модель:

$$\bar{y} = \bar{\alpha} + \sum_{k=1}^m \beta_k \bar{x}_k \quad (1.10)$$

де введені такі позначення:

$$\bar{y} = \ln y; \quad \bar{\alpha} = \ln \alpha; \quad \bar{x}_k = \ln x_k. \quad (1.11)$$

Параметри  $\bar{\alpha}$ ,  $\bar{x}_k$  оцінюються шляхом мінімізації цільової функції як сумарного квадратичного відхилення:

$$R(\bar{\alpha}, \{\bar{\beta}\}) = \sum_{i=1}^n \left( \bar{\alpha} + \sum_{k=1}^m \bar{x}_k^{(i)} \beta_k \right)^2 \quad (1.12)$$

де  $\{\bar{\beta}\}$  – вектор-стовпець оцінюваних показників степенів  $\beta_k$ ;  $\bar{x}_k^{(i)}$  – логарифм від значення  $k$ -го вхідного параметра у межах  $i$ -го експерименту.

Умовою мінімуму цільової функції  $R$  є система рівнянь:

$$\begin{cases} \frac{\partial R}{\partial \bar{\alpha}} = 0 \\ \frac{\partial R}{\partial \{\bar{\beta}\}} = 0 \end{cases} \quad (1.13)$$

яка з урахуванням формули (1.8) набуває наступного розгорнутого вигляду:

$$\begin{cases} \sum_{i=1}^n \left( \bar{\alpha} + \sum_{k=1}^m \bar{x}_k^{(i)} \beta_k \right) = 0; \\ \sum_{i=1}^n \left( \bar{\alpha} + \sum_{k=1}^m \bar{x}_k^{(i)} \beta_k \right) \bar{x}_k^{(i)} = 0, \end{cases} \quad (1.14)$$

де  $j$  – номер вхідного параметра ( $j = 1, 2, \dots, m$ ).

Система  $(m + 1)$  лінійних алгебраїчних рівнянь відносно параметрів  $\bar{\alpha}$ ,  $\beta_k$  ( $k = 1, 2, \dots, m$ ) може бути записана у наступному матричному вигляді:

$$[C]\{X\}=\{Y\}, \quad (1.15)$$

де  $[C]$ ,  $\{X\}$ ,  $\{F\}$  – матриця жорсткості, вектор-стовпець шуканих параметрів  $\bar{\alpha}$  відповідно,  $\beta_k$  та вектор-стовпець зовнішньої дії:

$$[C] = \left[ \begin{array}{c|c} n & \\ \hline \{S\}^T & \{B\} \end{array} \right]; \{X\} = \{ \bar{\alpha} \}; \{F\} = \{ Y_0 \}, \quad (1.16)$$

$$\{S\} \quad | \quad \overline{[D]} \quad \{B\} \quad \{Y\}$$

які у своїй структурі містять елемент  $Y_0$ , а також субматрицю  $[D]$  і субвектори-стовпці  $\{S\}$  та  $\{Y\}$ , елементи яких визначаються за наступними формулами:

$$Y_0 = \sum_{i=1}^n \bar{y}^{<i>}; Y_k = \sum_{i=1}^n \bar{y}^{<i>} \bar{x}_k^{<i>}; S_k = \sum_{i=1}^n \bar{x}_k^{<i>}; D_{j,k} = \sum_{i=1}^n \bar{x}_j^{<i>} \bar{x}_k^{<i>} \quad (1.17)$$

Застосування формули лінійної регресії дозволяє встановити вектор-стовпці значень шуканих параметрів:

$$\{X\} = ([C]^T[C])^{-1}[C]^T\{Y\}. \quad (1.18)$$

При від'ємних значеннях деяких показників степенів  $\beta_k$  підтверджується обернено пропорційна залежність ефективності процесу від відповідних параметрів  $x_k$ . Сумарна похибка оцінювання ефективності процесу визначається  $\delta_y$  за формулою:

$$\delta_y = \frac{1}{y} \sqrt{(\alpha \frac{\partial y}{\partial a} \delta_a)^2 + \sum_{k=1}^m \beta_k \frac{\partial y}{\partial \beta_k} \delta_{\beta k}}^2 \quad (1.19)$$

яка з урахуванням виразу (1.5) після тотожних перетворень набуває наступного вигляду:

$$\delta_y = \sqrt{\delta^2 + \sum_{k=1}^m \frac{(\beta_k \ln x_k)^2 \delta^2}{\beta_k}} \quad (1.20)$$

Програмний код реалізації вищезазначеної методики наведено на рисунку 1.7.

$$\begin{array}{l}
 i := 1..cols(M_0) \quad M := \text{augment}(M, \text{ceil}(P_z)) \quad j := 1..cols(M) - 1 \\
 s_{\text{sign}}^{\langle \hat{\nu} \rangle} := \text{sign}(M_0^{\langle \hat{\nu} \rangle}) \quad k := 1..n \quad k := 1..cols(M) - 1 \\
 j := \left\{ \begin{array}{l} \text{for } i \in 1..cols(M_0) \\ j^{\langle \hat{\nu} \rangle} \leftarrow 0 \\ \text{for } i \in 1..cols(M_0) \\ \text{for } r \in 1..rows(M_0) \\ j^{\langle \hat{\nu} \rangle} \leftarrow j^{\langle \hat{\nu} \rangle} + (s^{\langle \hat{\nu} \rangle})_r \end{array} \right. \quad \begin{array}{l} i := 1..cols(M_0) \\ \text{Max}_i := \max[M_0^{\langle \hat{\nu} \rangle}] \\ \text{Max}_{cols(M_0)+1} := P_z\_max \\ i := 1..cols(M_0) + 1 \\ N_{\text{max}}^{\langle \hat{\nu} \rangle} := \frac{M^{\langle \hat{\nu} \rangle}}{\text{Max}_i} \end{array} \quad \begin{array}{l} P_0 := \sum_{i=1}^{rows(M)} \ln[M^{\langle cols(M) \rangle}_i] \\ P_k := \sum_{i=1}^{rows(M)} [\ln[M^{\langle cols(M) \rangle}_i] \cdot \ln[M^{\langle k \rangle}_i]] \\ SS_k := \sum_{i=1}^{rows(M)} \ln[M^{\langle k \rangle}_i] \\ D_{j,k} := \sum_{i=1}^{rows(M)} [\ln[M^{\langle j \rangle}_i] \cdot \ln[M^{\langle k \rangle}_i]] \\ Y := \text{stack}(P_0, P) \\ C_{\text{ss}} := \text{stack}(\text{augment}(n, SS^T), \text{augment}(SS, D)) \\ X := C^{-1} \cdot Y \\ \alpha := e^{X_1} \\ \beta := \text{submatrix}(X, 2, cols(M), 1, 1) \end{array} \\
 M := \left\{ \begin{array}{l} \text{for } i \in 1..cols(M_0) \\ M^{\langle \hat{\nu} \rangle} \leftarrow 0 \\ \text{for } k \in 1..n \\ \left\{ \begin{array}{l} \text{for } m \in 1..cols(M_0) \\ i_1, m \leftarrow \text{ceil}(\text{md}(1):j_{1,m}) \\ a_{1,m} \leftarrow M_{0_{i_1, m}, m} \\ M \leftarrow \text{stack}(M, a) \end{array} \right. \\ M \leftarrow \text{submatrix}(M, 2, n + 1, 1, 8) \end{array} \right. \quad \begin{array}{l} i := 1..cols(M) - 1 \\ \delta_{\beta_i} := \left| \frac{\beta_i}{\beta_{0_i}} - 1 \right| \cdot 100 \end{array} \\
 \delta_{y_i} := \sqrt{\delta_{\alpha}^2 + \sum_{k=1}^{cols(M_0)} [(\beta_k \cdot \ln[M^{\langle k \rangle}_i] \cdot \delta_{\beta_k})^2]}
 \end{array}$$

Рисунок 1.7 – Програмний код методики оцінювання ефективності сепарації [15].

### 1.3 Визначення необхідної кількості модульних сепараційних пристроїв (МСП) за коефіцієнтами ефективності окремих ступенів сепарації, їх оптимізаційне компоновання в багатофункціональних апаратах (сепараторах)

У роботі [34] був досліджений процес стікання плівки вловленої рідини з поверхні сепараційного елемента, результати даного дослідження можуть бути

використані при визначенні необхідної кількості пристроїв у сепараційному обладнанні. Так, для  $j$ -го елемента  $i$ -ої секції довжиною  $L_i^{<j>}$  і шириною  $H_i^{<j>}$  (рисунок 1.8) концентрація дисперсної фази:

$$c_{i+1}^{<j>} = c^* + (c_i^{<j>} - c^*) \exp\left(-\frac{k_c L_i^{<j>}}{w_i^{<j>}}\right), \quad (1.21)$$

де  $c_i^{<j>}$  – концентрація на вході в пристрій;

$c_{i+1}^{<j>}$  – концентрації на виході з пристрою;

$c^*$  – гранична концентрація (процес протікає за умови  $c_i^{<j>} \neq c^*$ );

$k_c$  – емпіричний коефіцієнт;  $w_i^{<j>}$  – середня швидкість на поверхні розділення фаз:

$$w_i^{<j>} = \frac{k\tau\delta_0}{2c_3\mu L_i^{<j>} H_i^{<j>}} \left( \frac{c_3 L_i^{<j>}}{k} - 1 \right) (1 - e^{c_3 H_i^{<j>}}) \quad (1.22)$$

Даний вираз має параметри моделі стікання плівки вловленої рідини у сепараційних пристроях у тривимірній постановці.

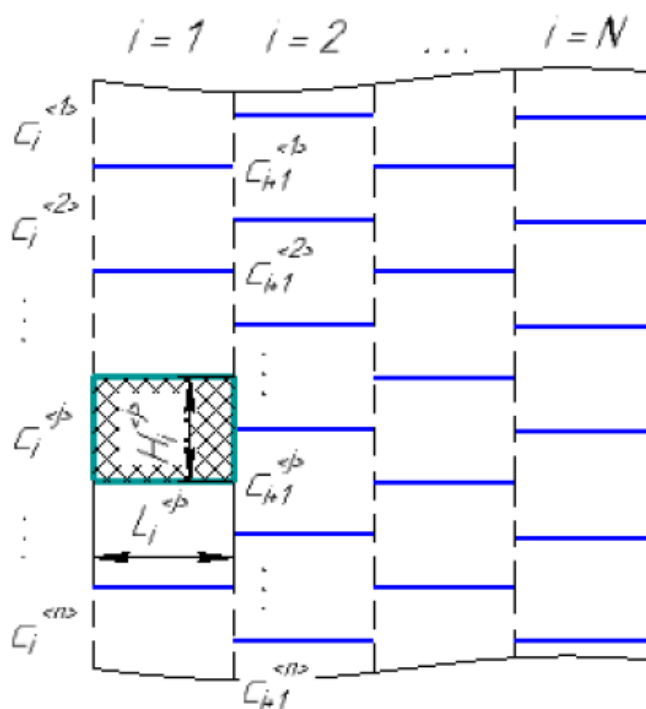


Рисунок 1.8 – Розрахункова схема [15].

Середня концентрація дисперсної фази у  $i$ -му блоці сепараційного пристрою, який складається з  $n$  елементів ( $j = 1, 2, \dots, n$ ):

$$c_i = \frac{1}{n \sum_{j=1}^n \frac{1}{c_{i+1}^{<j>}}} \quad (1.23)$$

У випадку однакових секцій вираз (7.3.1) набуває вигляду:

$$c_{i+1} = c^*(1 - e^{-\lambda}) + c_i e^{-\lambda}, \quad (1.24)$$

який містить параметр:

$$\lambda = \frac{k_c L}{w}. \quad (1.25)$$

Отже, сукупність виразів (1.21), послідовно визначених для усіх  $N$  секцій ( $i = 1, 2, \dots, N$ )

$$\begin{aligned} c_1 &= c^*(1 - e^{-\lambda}) + c_0 e^{-\lambda}; \\ c_2 &= c^*(1 - e^{-\lambda}) + c_1 e^{-\lambda} = c^*(1 - e^{-2\lambda}) + c_0 e^{-2\lambda}; \\ c_N &= c^*(1 - e^{-\lambda}) + c_{N-1} e^{-\lambda} = c^*(1 - e^{-N\lambda}) + c_0 e^{-N\lambda} \end{aligned} \quad (1.26)$$

дозволяє встановити рекуперативне співвідношення для концентрації дисперсної фази у останній секції:

$$c_N = c^* + (c_0 - c^*)e^{-N\lambda}, \quad (1.27)$$

де  $c_0$  – концентрація дисперсної фази на вході у сепараційний пристрій.

Формулу для розрахунку мінімально необхідної кількості секцій можна отримати з останнього виразу:



$$N_{min} = \frac{1}{\lambda} \ln \frac{c_0 - c^*}{c_N - c^*} \quad (1.28)$$

Для випадку незначної граничної концентрації ( $c^* \rightarrow 0$ ) отримаємо:

$$N_{min} = \frac{1}{\lambda} \ln \frac{c_0}{c_N} \quad (1.29)$$

а емпіричний параметр  $\lambda$  можна експериментально оцінити лише для однієї секції. Так, для  $N = 1$  після тотожних перетворень останнього виразу, введення зміни концентрації  $\Delta c = (c_0 - c_1)$  та розкладання логарифмічної функції до ряду Маклорена відносно малого параметра  $\Delta c/c_0 \ll 1$  матимемо:

$$\lambda = \ln \frac{c_0}{c_1} = \ln \left( \frac{c_0}{c_1 - \Delta c} \right) = -\ln \left( 1 - \frac{\Delta c}{c_0} \right) \approx \frac{\Delta c}{c_0} \quad (1.30)$$

а оцінюваний параметр  $k_c$  формули (1.21) з урахуванням виразу (1.25) становитиме:

$$k_c = \frac{w \Delta}{L c_0} \quad (1.31)$$

Основні етапи розрахунку модульного сепараційного пристрою [24].

1. Задання розмірів елемента сепараційного елемента  $L \times H$ ;
2. Задання граничної концентрації  $c^*$ , а також концентрації дисперсної фази на вході та виході з сепараційного пристрою (відповідно  $c_0$  та  $c_N$ );
3. Визначення зміни концентрації дисперсної фази експериментальним шляхом  $\Delta c = (c_0 - c_1)$  у межах однієї секції;
4. Визначення середньої швидкості  $w$  на поверхні розділення фаз (аналітичним, числовим або експериментальним способом);
5. Визначення коефіцієнта  $k_c$  за формулою (1.31);
6. Визначення мінімальної кількості секцій  $N_{min}$  за формулою (1.28) або (1.29) залежно від значення граничної концентрації;

7. Обрання необхідної кількості секцій з умови  $N \geq N_{min}$ ;
8. Перерахунок концентрації дисперсної фази на виході з сепараційного пристрою з формулою (1.27).

#### **1.4 Висновки до першого розділу**

У даному розділі представлено методики визначення гідравлічного опору та ефективності сепарації, як окремих секцій так і пристрою взагалі, що ґрунтуються на комплексному підході із застосуванням засобів штучного інтелекту і багато параметричного квазілінійного регресійного моделювання.

Узагальнення отриманих результатів дає можливість поліпшити методику розрахунку модульного сепараційного пристрою, що у свою чергу дозволяє обирати оптимальні конструктивні параметри сепараційних пристроїв та визначати їх кількість за ефективністю вловлювання рідини та енергоефективністю.

## **2. ПРОГРАМА ТА МЕТОДИКА ПРИЙМАЛЬНИХ (ПОПЕРЕДНІХ) ВИПРОБУВАНЬ ДОСЛІДНИХ (ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ) ЗРАЗКІВ**

### **2.1 Об'єкт та мета випробувань**

При розробці експериментального стенду для дослідження модульних динамічних пристроїв, в яких вловлювання краплинної рідини протікає під дією сил інерції та регулювання поперечного перетину каналу, а як наслідок і гідравлічного опору, здійснюється за рахунок статичної аерогідропружної взаємодії потоку та пружних елементів, а при втраті динамічної стійкості підвищення ефективності за рахунок накладання на газорідинний потік механічних коливань. Враховуючи вищесказане процес роботи розділення динамічних сепараційних пристроїв можна розділити на наступні етапи:

- до втрати динамічної стійкості – динамічний сепараційний пристрій працює як система автоматичного регулювання. При зміні швидкості газорідинного потоку змінюється значення динамічного тиску на пружні елементи з боку потоку, а отже змінюється і площа поперечного перетину через яку проходить потік в результаті деформації пружних елементів;

- після втрати динамічної стійкості – виникають коливання пружних елементів, в зв'язку з флатером або бафтингом. При цьому механічні коливання можуть викликати як коагуляцію так і диспергацію краплин в залежності від співвідношення частоти коливань пружних елементів та розміру дисперсних часток.

Необхідно відмітити, що використання динамічного сепараційного пристрою на кожному етапі має свої яскраво виражені особливості. Отже, об'єктом дослідження є модульний динамічний сепараційний пристрій, а метою - визначення оптимальних розмірів динамічного сепараційного пристрою на кожному з етапів його роботи для забезпечення ефективності. Таким чином для поставленої мети необхідно вирішити дві задачі інтерполяційну та екстремальну.

Зважаючи на велику кількість факторів від яких залежить процес розділення необхідно проводити багатофакторний експеримент. Для визначення мінімальної

кількості випробувань та умов їх проведення, вибору методу математичної обробки результатів та прийняття рішень виконується планування експерименту.

Розглянемо параметри, що впливають на процес розділення в сепараційних пристроях, що засновані на дії сили інерції. Одним з найголовніших параметрів, що впливають на основний процес є гідравлічний опір, при цьому його збільшення приводить до підвищення ефективності лише до певного моменту, у разі подальшого збільшення ефективність знижується. В свою чергу значення гідравлічного опору залежить від витрат газорідного потоку співвідношенню між газовою та рідкою фазами та їх густин, лінійних розмірів елемента. При цьому залежність даного параметру від вищевказаних характеристик ускладнюється можливістю зміни поперечного перетину та втрати динамічної стійкості.

Слід зазначити, що для врахування вищевказаних факторів, що впливають на процес динамічної сепарації був розглянутий досвід нижче перелічених авторів, дослідження яких можна умовно розділити на дві тематики: проведення експериментальних досліджень, що стосуються саме задач аеропружності та дослідження напрямлені на визначення впливу окремих факторів на ефективність розділення гетерогенних систем. В роботах [35-39] проводились експериментальні дослідження плоских тіл різної форми для визначення критичних швидкостей, що викликають різні види їх не стійкості. При цьому головними елементами стендів були прилади для визначення частоти коливань, векторів швидкості потоку, що набігає на тіла. При цьому в роботах [36, 38] крім фізичного експерименту проводився числовий, для визначення додаткових параметрів моделі, таких як розподіл тисків. проведення досліджень тіл з іншими геометричними розмірами. В даних випадках фізичний експеримент використовувався для підтвердження фізичного. В [40, 41] дані отримані з проведених експериментальних досліджень застосовувались для проведення математичної ідентифікації параметрів моделі, такого наприклад, як жорсткість досліджуваного тіла. В роботах [42-45] досліджувалась ефективність розділення гетерогенних систем звичайно, що головними параметрами, що визначались були такі параметри, як гідравлічний опір сепараційних пристроїв, об'ємна частка рідини на вході та виході з них. Також широко розповсюджених

являлось таке високовартісне лабораторне обладнання, як PIV (Particle Image Velocimetry), що застосовувалось для визначення траєкторії дисперсної фази. Вказані дані використовувались для профілювання сепараційних каналів.

Процес дослідження даних сепараційних пристроїв можна розділити на три етапи: перший етап - врахування тільки газової фази; другий етап - врахування дисперсної фази та третій етап – дослідження впливу механічних коливань на ефективність розділення. На рисунку 2.1 наведена спрощена схема досліджень.

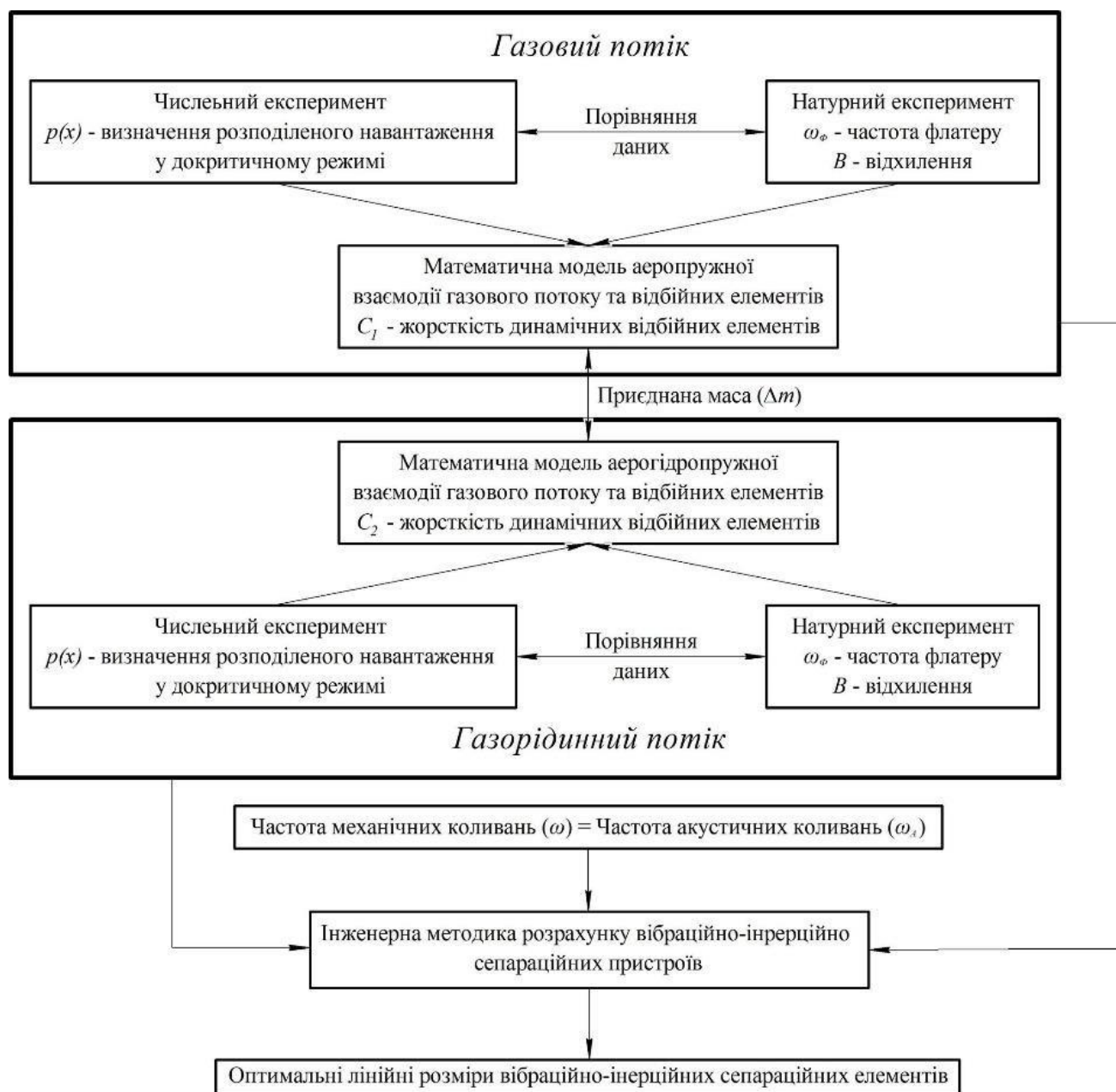


Рисунок 2.1 - Схема досліджень динамічних сепараційних елементів

На кожному з даних етапів являється необхідним проведення експериментальних досліджень. А отже, розроблюваний експериментальний стенд повинен забезпечувати на кожному етапі визначення ряду параметрів в залежності від цілей етапу. У попередніх дослідженнях, науковцями Сумського державного університету, було розроблено математичні моделі для дослідження аерогідропружної взаємодії газорідного потоку та пружних відбійних елементів модульних динамічних сепараційних пристроїв:

- математична модель статичного розрахунку динамічних відбійних елементів за допомогою якої є можливість визначити форму прогину попередньо здеформованих пружних відбійних елементів за допомогою квадратичного або кубічного поліному;

- математичне розв'язання статичної задачі аерогідропружної взаємодії газорідного потоку та пружних відбійних елементів за допомогою якого можливо визначити критичну швидкість газорідного потоку, за якої виникає явище дивергенції динамічних відбійних елементів сепараційних пристроїв та вирази для узагальнених сил для системи «газорідний потік – динамічний відбійний елемент»;

- математичне розв'язання статичної задачі аерогідропружної взаємодії для визначення критичної швидкості флатеру та дивергенції.

При цьому для їх використання необхідно засобами математичної ідентифікації визначити внутрішні параметри моделі, що можливо зробити за рахунок проведення експериментальних досліджень. Для розробки експериментального стенду визначимо його завдання на кожному з етапів досліджень. На першому етапі буде досліджуватись взаємодія тільки газового потоку та пружних відбійних елементів та в якості ідентифікуемого внутрішнього параметру була обрана жорсткість пружних елементів. При цьому залишається не визначеним розподіл тиску створюваного потоком на пружні елементи, що являється не можливим при проведенні лише фізичного експерименту. Тому воно було визначено за допомогою проведення чисельного експерименту з використанням програмного комплексу ANSYS Workbench, а саме його модулів Fluent Flow та Transient Structural в поєднанні модулем System Coupling, а також частоти коливань пружних відбійних елементів для

швидкостей входу від 3 до 6 м/с [46]. Необхідно відміти, що числовий експеримент завжди потребує підтвердження фізичним, яке будимо проводити на основі наступних параметрів:

- порівняння частоти коливань, що може бути виміряно за допомогою стробоскопу;
- вимірювання відхилень пружних елементів в трьох контрольних точках за допомогою шкали нанесеної на поверхню прозорого корпусу дослідно-експериментального стенду;
- вимірювання амплітуди коливань за допомогою стробоскопу та описаної вище шкали в трьох контрольних точках;
- вимірювання надлишкового тиску перед входом потоку в канал та після проходження через нього;
- вимірювання статичних та динамічних напружень за допомогою тензодатчиків.

На другому етапі планується проводити математичну ідентифікацію поправочного коефіцієнту для врахування впливу на пружні елементи від стікаючої плівки рідини, що була вловлена на них. Даний поправочний коефіцієнт було вирішено ввести для жорсткості пружних елементів, яка в такому випадку буде залежати, крім матеріалу пружних елементів та їх геометричних розмірів, від швидкості газорідного потоку та різної концентрації рідини. Враховуючи, що на даному етапі досліджується саме газорідна суміш, а отже для введення її в потік буде використаний туманогенератор, що забезпечуватиме дисперсність вхідної газорідної суміші від 5 до 50 мкм. Також необхідним являється вимірювання ефективності розділення газу та рідини за рахунок використання модульних динамічних сепараційних пристроїв. Для цього достатньо знайти відношення між кількістю вловленої рідини та її кількістю на вході. На третьому етапі заплановано дослідити саме вплив механічних коливань пружних елементів на газорідний потік. Очікуваним ефектом являється коагуляція краплин, а отже і збільшення ефективності їх розділення, аналогічно до ефекту акустичної коагуляції. Але згідно з особливостями вказаного ефекту можна спостерігати як злиття краплин так і їх

руйнування в залежності від комбінації наступних параметрів: швидкості газорідного потоку, частоти коливань пружних елементів та дисперсності краплин. Тому для вивчення впливу механічних коливань на потік використаємо математичну модель в яку засобами ідентифікації були внесені всі необхідні коефіцієнти та параметри, для знаходження розмірів сепараційного пристрою, що забезпечить підвищення ефективності розділення вхідної газорідної суміші за рахунок коагуляції краплин. За даними розмірами необхідно виготовити інший сепараційний елемент, що дозволить дослідити саме вплив механічних коливань.

## **2.2 Порядок, місце та умови проведення випробувань. Необхідне обладнання, прилади та матеріали**

На рисунку 2.2 зображена принципова схема дослідно-експериментального стенду, на рисунку 2.3 зовнішній вигляд стенду. Експериментальний стенд має наступний принцип дії та складові частини: дрібнодисперсна рідина з генератора холодного туману Longray 2680A-II (1) подається до відцентрової газодувки, де змішується з газовим потоком та під дією тиску, що створюється газодувкою і направляється до тестової секції. Витрата повітря відцентрової газодувки регулюється за допомогою регулятора частоти Aqua Drive FC 200. Генератор холодного туману Longray 2680A-II дозволяє регулювати дисперсність рідини у межах від 5 мкм до 50 мкм, що дозволить визначити ефективність розділення для різних за розміром дисперсних часток. У тестовій секції (3) газорідний потік минає модульний динамічний сепараційний пристрій (4), де відбувається уловлювання дисперсних частинок. Вловлена рідина відводиться з сепаратору у вигляді плівки, а очищений газ розділяється на два потоки, один з яких направляється в атмосферу а інший до лічильника часток Grimm Model 1.108/1.109, де визначається фракційний склад дисперсної рідини що може залишитись після очищення у вихідному газовому потоці (унесення дисперсної рідини). Порівнявши вміст та фракційний склад рідини на виході з відцентрової газодувки з фракційним складом дисперсної рідини, що визначається у імпактора можна розрахувати ефективність сепарації.



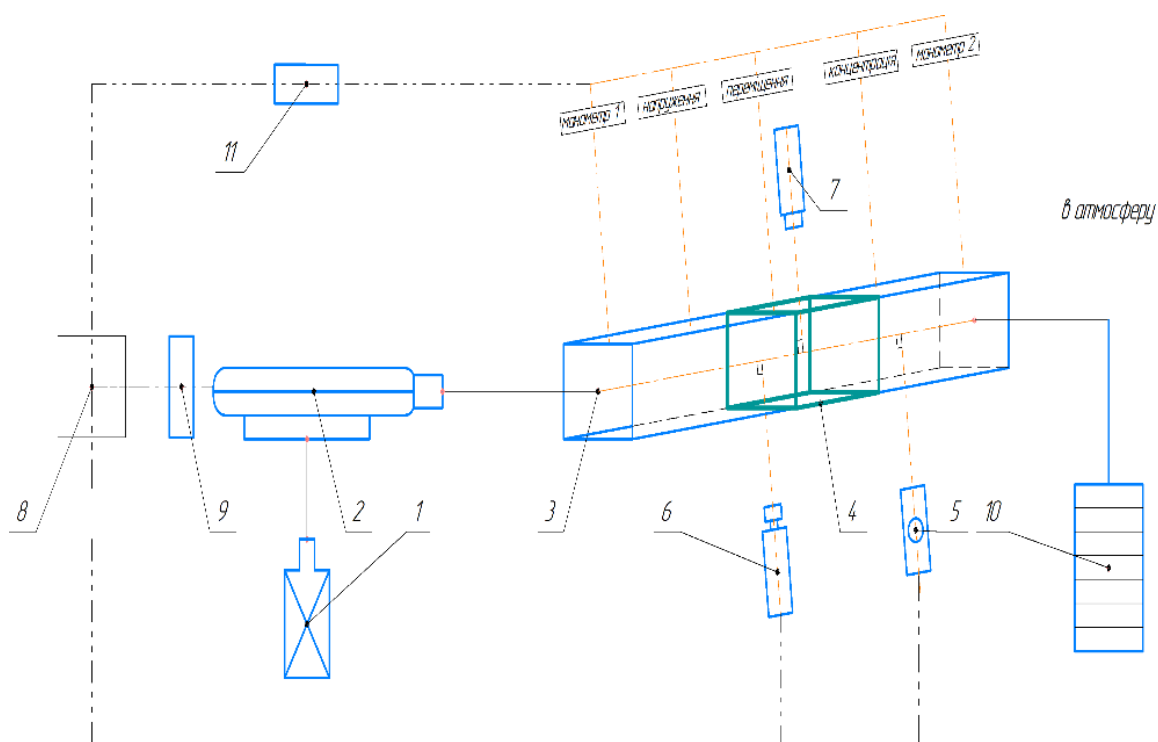


Рисунок 2.2 – Принципова схема експериментального стенду для дослідження динамічних МСП (1 – генератор холодного туману Longray 2680A-II; 2 – відцентрова газодувка; 3 – тестова секція; 4 – модель динамічного МСП; 5 – анемометр; 6 – високошвидкісна камера; 7 – стробоскоп; 8 – ноутбук; 9 – регулятор частоти обертів Aqua Drive FC 200; 10 – лічильник часток Grimm Model 1.108/1.109; 11 – блок перетворення сигналу з аналогового в цифровий)

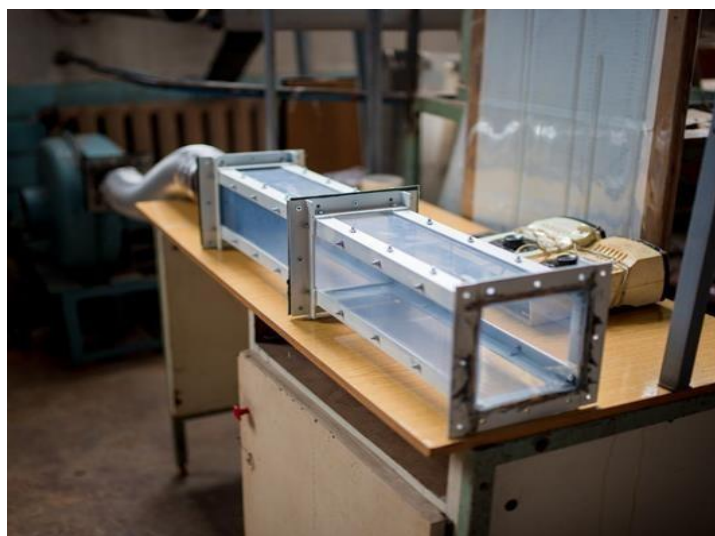


Рисунок 2.3 – Зовнішній вигляд аеродинамічного каналу експериментального стенду для дослідження динамічних МСП

Слід відмітити, що було передбачено використання інших вимірювальних приладів таких як термоанемометр, для визначення швидкості газорідного потоку у тестовій секції та його температури, стробоскоп, для визначення частот коливань відбійних елементів динамічних МСП та високошвидкісна камера для наочного спостереження за процесом розділення.

Також розглянута можливість використання датчиків для вимірювання тиску на вході та виході з тестової секції з метою визначення залежності гідравлічного опору від швидкості потоку та конфігурації динамічного МСП, тензодатчики з метою визначення напружень що виникають в деформованих елементах МСП, датчик для вимірювання концентрації дисперсної рідини у тестовій секції та датчик для вимірювання переміщення деформованих елементів.

При виготовленні тестової секції експериментального стенду найважливішим являється створення геометрії з умови забезпечення безвідривної течії, герметичності та легкості заміни моделей сепараційних пристроїв. Слід зазначити що, під час вибору технологій виготовлення складових частин дослідно-експериментального стенду було запропоновано використовувати способи виготовлення деталей та пристосування у роботах [47-49]. Матеріал з якого виготовлятимуться корпусні деталі повинен бути прозорим (для отримання фотознімків картини течії) та гідрофобним. Розміри тестової секції 125x125x800 обрані з розрахунку забезпечення рівномірного розподілу швидкостей вздовж секції та у її поперечних перетинах. Рама стенду виготовлена з кутків, а стінки з прозорого ПВХ пластику (рисунок 2.4 б). При цьому корпус складається з двох частин, які з'єднуються між собою плоскими фланцями, що дозволяє легко змінювати МСП.

Подача газорідного потоку з відцентрової газодувки до тестової секції буде здійснена через гнучку гофровану шлангу, яка створює завихрення потоку, тому перед тестовою секцією, для вирівнювання векторів швидкостей потоку та уникнення турбулентних вихорів пропонується встановити перехідну насадку. Основні розміри перехідної насадки, а саме довжина та кут розкриття конусу були розраховані за залежностями наведеними в довіднику [50].



а)

б)

в)

Рисунок 2.4 – Складові частини аеродинамічного каналу  
дослідно-експериментального стенду

(а – відцентрова газодувка; б – проточна частина; в – перехідник)

Розроблений універсальний експериментальний стенд для дослідження динамічних МСП. При виготовленні основних деталей стенду була приділена увага питанню забезпечення безвідривності течії, тому основні її розміри розраховувались саме з цієї умови. Робочі креслення корпусу тестової секції та перехідної насадки згенеровані автоматично з твердотільних моделей (Додаток А). При цьому твердотільна модель перехідної насадки виконана за допомогою листового моделювання, що дозволило автоматично створити її розгортку. Також запропонована вимірювальна система для визначення параметрів процесу розділення при дослідженні динамічних МСП в універсальному експериментальному стенді.

### 2.3 Технічні вимоги, вимоги техніки безпеки, підготовка до випробувань

#### 1. Технічні вимоги

1.1. Модульні сепараційні пристрої повинні бути виготовлені у відповідності до технічних вимог ГОСТУ 3-17-191-2000 “Посудини та апарати сталеві зварні. Загальні технічні умови” та по кресленням затвердженим у відповідному порядку.

1.2. Модульні сепараційні пристрої підкорюються дії ДНАОП 0.00-1.07-94 “Правила будови і безпечної експлуатації посудин, що працюють під тиском”.

1.3. Ступінь очищення газорідинних сумішей модульними сепараційними пристроями повинна бути не менше 99%.

1.4. Вміст рідини у газовому потоці на вході до модульного сепараційного пристрою не більше  $200 \text{ см}^3/\text{м}^3$ .

2. Вимоги техніки безпеки та охорони навколишнього середовища

2.1. Загальні вимоги безпеки за ДНАОП 0.00-1.07-94 “Правила устроювання и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением” та ДНАОП “Правила безпеки систем газопостачання України”.

2.2. При проведенні випробувань необхідно дотримуватись наступних вимог безпеки:

1) роботи по підготовці та проведенню випробувань повинні проводитись тільки робітниками ІТР, що досягли 18-літнього віку та пройшли інструктаж з техніки безпеки;

2) при випробуваннях модульних сепараційних пристроїв повинні дотримуватись інструкції з експлуатації, вимоги технічних описів на засоби вимірів.

2.3. При проведенні випробувань необхідно дотримуватись вимог безпеки, зазначених в технічній документації на модульний сепараційний пристрій та випробувальний стенд (технологічному регламенті).

2.4. Не допускається застосування засобів вимірювання, що не пройшли перевірку і атестацію в строки, встановлені технічною документацією.

3. Підготовка до випробувань

3.1. Схема дослідно-експериментального стенду та встановленого у ньому модульного сепараційного пристрою представлена у додатку Б.

3.2. При підготовці випробування модульного сепараційного пристрою на дослідно-експериментальному стенді необхідно виконати наступне:

1) перевірити відповідність модульного сепараційного пристрою технічній документації методом візуального контролю;

2) перевірити дослідно-експериментальний стенд на відповідність технологічній схемі та працездатність;

3) перевірити наявність і працездатність вимірювальних пристроїв відповідно до технічної документації;

4) встановити необхідні додаткові засоби та пристрої для вимірювання показників;

5) провести підготовку дослідно-експериментального стенду та модульного сепараційного пристрою, що випробовується, до пуску відповідно до вимог “Правила безпеки в нафтовій та газовій промисловості” (РД 08-200-98) і вимог до монтажу та експлуатації модульного сепараційного пристрою.

3.3. Перед проведенням випробувань необхідно:

1) перевірити зовнішнім оглядом дослідно-випробувальний стенд та модульний сепараційний пристрій;

2) провести перевірку вимірювальних приладів на наявність діючих свідчень перевірки.

3.4. Перевірити робочі значення основних технологічних параметрів дослідно-експериментального стенду;

3.5. Перед початком випробувань у протоколі повинно бути записано дату випробувань та прізвища осіб що проводять випробувань.

## **2.4 Програма та методика проведення випробувань**

Програма та методика випробувань сформовані у відповідності до ГОСТ 19.301-79 “Програма і методика випробувань. Вимоги до змісту і оформлення” [51].

1. Об’єкт випробування.

1.1.1. Типова програма та методика випробувань встановлює основні вимоги до проведення приймальних випробувань дослідних зразків динамічних, інерційно-фільтруючих та вібраційно-інерційних модульних сепараційних пристроїв, що застосовуються у нафтогазовому та очисному обладнанні і призначені для розділення гетерогенних багатокomпонентних систем.

1.1.2. Програма та методика випробувань може бути використана при попередніх випробуваннях і при визначенні основних показників призначення при періодичних випробуваннях.

1.1.3. Програма та методика визначає обсяг та методику дослідних випробувань енергоефективних модульних сепараційних пристроїв.

1.1.4. Об'єктом випробувань є динамічні, інерційно-фільтруючі та вібраційно-інерційні модульні сепараційні пристрої, які пройшли попередні випробування, після усунення всіх недоліків у їх конструкції та технічній документації, виявлених у результаті попередніх випробувань.

1.1.5. Вимоги цієї програми та методики випробувань можуть бути використані розробником, підприємством-виготовлювачем та замовником.

## 2. Мета випробувань

2.1.1. Приймальні випробування проводяться з метою визначення відповідності продукції технічному завданню, вимогам стандарту, технічних умов, оцінки технічного рівня та визначення можливості поставки продукції на виробництво.

2.1.2. Дослідні випробування проводяться з метою підтвердження гідродинамічних показників розділення модульних сепараційних пристроїв, таких як ефективність сепарації, гідравлічний опір, та параметрів коливань (амплітуда, частота) в залежності від характеристик вихідного потоку (швидкість, концентрація та фракційний склад дисперсної фази).

## 3. Порядок, місце та умови проведення випробувань

3.1.1. Випробування проводяться персоналом розробника, або сумісно з персоналом підприємства на якому проводяться випробування. Персонал, що проводить випробування, має бути спеціально навчений та атестований.

До виконання випробувань і обробки результатів випробувань можуть бути допущені особи, що мають вищу або середньотехнічну освіту, та пройшли інструктаж з техніки безпеки і охорони навколишнього середовища, які детально ознайомились та вивчили технічну документацію, правила експлуатації й обслуговування, методи вимірювань та методи їх обробки.

3.1.2. Випробування модульних сепараційних пристроїв проводяться на спеціальному дослідно-експериментальному стенді, що призначений для створення умов подібних до умов експлуатації нафтогазового та очисного обладнання.

3.1.3. Приймальні випробування здійснюються в присутності інженера з охорони праці, що здійснює нагляд за безпекою праці та охороною здоров'я.

3.1.4. До початку випробувань пред'являються наступні документи:

- 1) документ, що визначає склад комісії та розробку організаційно-технічних заходів щодо забезпечення проведення дослідних випробувань;
- 2) програма та методика дослідних випробувань;
- 3) нормативні документи на технологію, технічні засоби та свідчення перевірки обладнання та приладів для проведення випробувань динамічних, інерційно-фільтруючих та вібраційно-інерційних модульних сепараційних пристроїв;
- 4) комплект конструкторської документації;
- 5) технічні умови на використання модульних сепараційних пристроїв;

3.1.5. Визначення технічних характеристик модульних сепараційних пристроїв проводиться в умовах, максимально наближених до промислових умов експлуатації нафтогазового та очисного сепараційного обладнання.

3.1.6. Робоче середовище – повітря, краплинна рідина (вода).

3.1.7. Випробування проводяться в умовах сталого технологічного режиму, коли значення показників не змінюються більше встановлених технічними умовами гранично припустимих значень цих показників, при цьому значення об'ємної продуктивності по газовій фазі не повинно змінюватись протягом випробувань більше ніж  $\pm 2,5 \%$ .

3.1.8. Умови що впливають:

- 1) температура газової фази, °C;
- 2) густина газу, кг/м<sup>3</sup>;
- 3) фракційний склад газорідинної суміші.

3.1.9. У процесі випробувань вимірюють:

- 1) робочий тиск, Па;
- 2) температуру газової фази, °C;

- 3) об'ємну продуктивність по газовій фазі, м<sup>3</sup>/год;
- 4) гідравлічний опір модульного сепараційного пристрою, Па;
- 5) об'єм краплинної рідини, м<sup>3</sup>;
- 6) тривалість вимірювань, хв;
- 7) унесення рідини, мг/м<sup>3</sup>;
- 8) вагову концентрацію рідини на виході, мг/м<sup>3</sup>;
- 9) амплітуду коливань віброуючих поверхонь модульних сепараційних пристроїв, мм;
- 10) Частота коливань віброуючих поверхонь модульних сепараційних пристроїв, Гц;
- 11) Граничні значення показників модульного сепараційного пристрою при забезпеченні необхідної якості очистки.

3.1.10. У процесі випробувань визначають:

- 1) показники ефективності сепарації;
- 2) показники надійності;
- 3) вагу та габаритні розміри модульного сепараційного пристрою.

3.1.11. Тривалість випробування визначається часом накопичення необхідної маси рідини у мірній ємності. При цьому на кожному режимі роботи модульного сепараційного пристрою вимірювання показників здійснюється не менше 3 разів.

3.1.12. Випробування припиняють при виявленні невідповідності числових значень показникам, встановленим у технічних умовах.

3.1.13. Після усунення всіх дефектів проводять повторні випробування у обсязі цієї програми та методики випробувань.

3.1.14. Результати повторних випробувань є остаточними.

4. Необхідне обладнання, прилади та матеріали

4.1.1. Тиск газу на вході та на виході з модульного сепараційного пристрою вимірюють манометром, клас точності не менше 1,5 за ГОСТ 2405-88, МПа, верхня межа виміру повинна бути на середній третині шкали.

4.1.2. Температуру газу вимірюють тепловізором, термоанемометром, або ртутним термометром з похибкою не більше  $\pm 1$  °С.



4.1.3. Об'ємну продуктивність по газу вимірюють за допомогою термоанемометра, з похибкою не більше  $\pm 0,5\%$ .

4.1.4. Гідравлічний опір модульного сепараційного пристрою вимірюють за допомогою дифманометра з класом точності не менше 1,5 за ГОСТ 2405-88, МПа.

4.1.5. Об'єм рідини визначають методом виміру в циліндрі 2-25 за ГОСТ 1770-98.

4.1.6. Тривалість випробування визначають секундоміром по ТУ 25-1819.0021-90.

4.1.7. Унесення рідини визначають за допомогою лічильника часток Grimm Model 1.108/1.109, або аналогічного приладу.

4.1.8. Масову концентрацію рідини на вході та на виході модульного сепараційного пристрою визначають за допомогою лічильника часток Grimm Model 1.108/1.109, або аналогічного приладу.

4.1.9. Амплітуду коливань віброуючих поверхонь модульних сепараційних пристроїв визначають за допомогою шкали, нанесеної на прозору частину корпусу дослідно-експериментального стенду, з похибкою 0,5 мм.

4.1.10. Частоту коливань віброуючих поверхонь модульних сепараційних пристроїв визначають за допомогою стробоскопа.

4.1.11. Граничні значення показників модульних сепараційних пристроїв при забезпеченні необхідної якості очистки газорідинної суміші знаходять, випробовуючи пристрій при значеннях об'ємної продуктивності по газовій фазі, що відповідає верхньому і нижньому граничним значенням об'ємної продуктивності, встановленим стандартом, технічними умовами при змінних значеннях тиску, температури та масової концентрації рідини і її фракційного складу на вході в модульний сепараційний пристрій.

4.1.12. Оцінювання показників надійності модульних сепараційних пристроїв проводять, зіставляючи дані, що характеризують надійність ідентичних пристроїв, перевірених в експлуатації, із значеннями показників надійності зазначеними в технічній документації на випробувальний виріб. Відхилення значень показників

надійності виробу що випробовується від значень показників надійності ідентичних пристроїв не повинно перевищувати 10% у меншу сторону.

## 5. Програма та методика проведення випробувань

5.1.1. Встановити та закріпити модульний сепараційних пристрій у дослідно-експериментальний стенд при вимкненому джерелі газорідного потоку.

5.1.2. Під'єднати та налаштувати вимірювальні прилади при вимкненому джерелі газорідного потоку.

5.1.3. Після запуску дослідно-експериментально-стенду встановлюється технологічний режим при якому значення об'ємної продуктивності по газовій фазі будуть відповідати значенням, встановленим в технічних умовах.

5.1.4. Після досягнення необхідного технологічного режиму показники вимірюють протягом рівних проміжків часу.

5.1.5. Вимірювання параметрів здійснюють у точках, зазначених на технологічній схемі дослідно-експериментального стенду (додаток Б).

5.1.6. Вимір показників здійснюють у наступні послідовності:

1) надлишковий тиск на вході та на виході з модульного сепараційного пристрою;

2) температуру газорідного потоку;

3) об'ємну продуктивність по газовій фазі;

4) гідравлічний опір;

5) частоту та амплітуду коливань динамічних елементів.

5.1.7. Під час випробування на дослідно-експериментальному стенді на одному технологічному режимі об'ємна продуктивність по газу не повинна змінюватись більше ніж  $\pm 5\%$ .

5.1.8. Результати випробувань вносять в журнал випробувань.

5.1.9. Дані вимірів та визначень вносять в журнал випробувань. Журнал випробувань є підставою для складання протоколу випробувань.

5.1.10. Число значущих цифр результатів вимірів показників повинно відповідати числу значущих цифр цих показників у відповідності зі стандартом або технічними умовами.

5.1.11. За результат випробувань приймають середнє арифметичне за результатами трьох вимірів (визначень), розбіжності між якими не перевищують  $\pm 1,5\%$  при рівні довірчої ймовірності щодо обумовленого показника 0,95. Середнє арифметичне округляють до числа значущих цифр вимірюваного показника, встановленого стандартом або технічними умовами.

5.1.12. Точність методу випробувань (збіжність).

5.1.13. Основними показниками призначення, що характеризують технічний рівень, є:

- 1) Об'ємна продуктивність по газу,  $\text{м}^3/\text{год}$  (у перерахунку на н. у.);
- 2) Гідравлічний опір, Па;
- 3) Унесення рідини,  $\text{мг}/\text{м}^3$ ;
- 4) Масова концентрація рідини на вході в модульний сепараційний пристрій,  $\text{мг}/\text{м}^3$ ;
- 5) Граничні значення показників при забезпечення необхідної якості очистки газорідинної суміші.

## **2.5 Висновки до другого розділу**

У даному розділі представлено обґрунтування конструкції та матеріалів основних елементів експериментального стенду для проведення багатофакторних досліджень у відповідності до задач, які необхідно вирішити для вивчення процесів, що протікають у динамічних модульних сепараційних пристроях. Детально описано складові частини та принцип дії стенду.

Розроблені вимоги техніки безпеки при проведенні випробувань та програма і методика випробувань модульних сепараційних пристроїв різного типу, що дозволить провести попередні та приймальні випробування розроблених та виготовлених зразків модулів, а також визначити їх технічний рівень та показники ефективності розділення.

### 3. УЗАГАЛЬНЕННЯ І ОЦІНЮВАННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ТЕОРЕТИЧНИХ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

#### 3.1 Математичні моделі явищ та супутніх процесів які виникають під час інерційно-фільтруючої, динамічної та інерційно-вібраційної сепарації

##### 3.1.1 Модель міграції сепарованої рідини у інерційно-фільтруючих сепараційних каналах

В інерційно-фільтруючих сепараційних пристроях основний процес розділення газорідинного потоку протікає під дією сил інерції. В свою чергу для запобігання вторинному бризко винесенню та відведенню вже вловленої рідини в канали пристроїв даного типу встановлені тонкошарові фільтруючі модулі. Для визначення оптимальних геометричних розмірів модулю, з умови насичення вільного об'єму шару фільтру, була розроблена математична модель міграції сепарованої рідини в шарі волокнистого фільтруючого елементу [52]. Розрахункова схема вказана на рисунку 3.1. Розглянемо утримувальну здатність та на підставі залежності для розрахунку швидкості вільного стікання рідини в шарі фільтру представляється можливим визначення потрібної площі перетину  $S_\phi$ , м<sup>2</sup>, тонкошарового фільтруючого елементу (рисунок 3.1 а), яка геометрично визначається, площею сегменту за залежністю:

$$S_\phi = \frac{1}{2} \left( \pi r^2 \frac{\varphi}{180} - B \left( r - \delta_\phi \right) \right), \quad (3.1)$$

де  $r_2$  – зовнішній радіус криволінійного сепараційного каналу, м;

$\varphi = \varphi_2 - \varphi_1$  – кут сегменту, град;  $\delta_\phi$  – ширина полоси та товщина шару фільтруючого елементу, м.

Геометричні розміри фільтруючих елементів, що визначають загальний об'єм з урахуванням вільного об'єму та структури волокнистих матеріалів, регламентують поглинальну здатність фільтрів, тобто максимально можливу кількість утримуваної

рідини без виходу на режими захлинання з подальшим вторинним бризковинесенням внаслідок критичного накопичення сепарованої рідини у шарі фільтру на певній висоті каналу  $h$ , м, з появою плівки рідини на поверхні смуг фільтр-елементів (рисунок 3.1 в). Можлива неоднорідність структури шару волокнистого фільтру обумовлює локальне накопичення рідини та формування шляхів вимушеного відведення її з шару під напором і тиском газового потоку. Тому розглядаючи умови насичення вільного об'єму шару фільтру та умови стікання рідини однією з задач є визначення оптимальної висоти розташування переливних жолобів  $h$ , м, в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах для відведення сепарованої рідини до дренажних каналів по мірі насичення шару фільтру по висоті сепараційного каналу  $H$ , м, (рисунок 3.1).

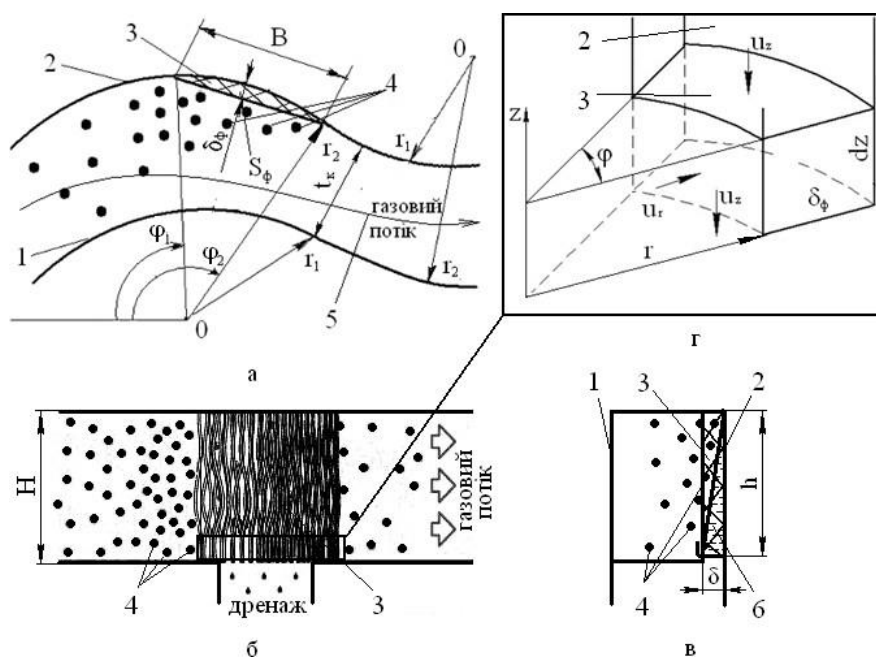


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема тонкошарового фільтруючого елемента на криволінійній ділянці сепараційного каналу [36,37]: а, б та в – горизонтальний та вертикальні перетини криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу відповідно; г – нескінченно малий елемент (елементарного об'єму) в смузі фільтр-елементу; 1, 2 – внутрішня та зовнішня стінки на відповідних криволінійних ділянках каналу відповідно; 3 – тонкошаровий фільтруючий елемент; 4 – дисперсні частки (краплі); 5 – лінія току газового потоку; 6 – плівка сепарованої рідини

В процесі інерційно-фільтруючої сепарації можна виділити дві стадії. Перша стадія - початкова (нестационарна), на якій відбувається вловлювання фільтруючими елементами високодисперсної краплинної рідини, яке супроводжується зміною їх структури. Після якої настає друга стадія –стационарна фільтрація (режим самоочищення), яка є результатом підвищення перепаду тиску у шарі фільтру, а отже і зміни ефективності сепарації. В режимі самоочищення інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв гідравлічний опір  $\Delta p$ , Па, ефективність сепарації  $\eta$ , кількість утримуваної рідини в шарі фільтру та кількість рідини, що з нього стікає  $G_L$ , кг/с, залишаються незмінними з часом при незмінній витраті газорідинного потоку  $V$ , м<sup>3</sup>/с, та вмісті дисперсної фази  $C_L$ , кг/м<sup>3</sup>, на вході до інерційно-фільтруючого сепараційного каналу, а також постійній швидкості фільтрації  $u$ , м/с, при цьому кількість мігруючої (дренованої) рідини  $q_{z+dz}$ , кг/с, дорівнює кількості рідини, що потрапляє в елементарний об'єм  $dV$ , м<sup>3</sup>, шару фільтру (елементи з волокнистого матеріалу) з криволінійного сепараційного каналу  $q_r$ , кг/с, та вище розташованих шарів фільтру  $q_z$ , кг/с (рисунок 3.1 г):

$$q_{z+dz} = q_r + q_z. \quad (3.2)$$

При розробці математичної моделі розподілу та міграції рідини в нескінченно малому елементі (рисунок 3.1 г) шару фільтру (модель плин у волокнистому середовищі) прийнято наступні спрощення та припущення [53-55]:

- фільтруючі елементи працюють в режимі самоочищення ( $q_{z+dz} = q_r + q_z$ );
- розподіл рідини по висоті фільтруючого шару в межах елементарного елемента волокнистого фільтру рівномірний, структура волокнистого матеріалу регулярна;
- товщина шару фільтруючих елементів незначна в порівнянні з шириною криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу ( $\delta\phi \ll t_k$ , рисунок 3.1), що дозволяє не враховувати стиснення газового потоку в криволінійному каналі;
- в області фільтруючих елементів вся рідина стікає під дією сили тяжіння крізь шар фільтру;
- модель фільтрації ізотермічна, описується рівняннями збереження маси та

законом Дарсі.

Математичні формулювання, що описують ізотермічне фільтрування стисливого газодисперсного потоку в волокнистих фільтр-елементах інерційно-фільтруючих сепараційних каналів, базуються на диференціальному рівнянні нерозривності та законі Дарсі [56]:

$$\frac{\partial m\rho}{\partial t} + \operatorname{div}\rho\vec{u} = 0, \quad (3.3)$$

$$\vec{u} = -\frac{k}{\mu} \operatorname{grad}p, \quad (3.4)$$

де  $m$  – пористість волокнистого матеріалу фільтр-елементу;  $\vec{u}$  – вектор швидкості фільтрування, м/с;  $k$  – проникність волокнистого матеріалу фільтр-елементу, м<sup>2</sup>.

Вводячи вищепераховані спрощення та допущення, користуючись функцією Лейбензона у явному вигляді отримаємо систему рівнянь:

$$\left\{ \begin{array}{l} \Delta P_k = 0, \\ \rho\vec{u} = -\frac{k}{\mu} \operatorname{grad}P, \\ \rho = \rho(p), \\ P = \int \rho dp. \end{array} \right. \quad (3.5)$$

Таким чином, визначити розподіл швидкостей та тисків у шарі фільтру при усталеному режимі фільтрування можна після інтегрування першого рівняння з системи (3.5) — рівняння Лапласа відносно функції Лейбензона [56].

Проводячи аналогію моделей моделей фільтрування рідини та газу, математична модель для розв'язання задачі з визначення характеристик (розподілу тиску  $p$ , Па, та швидкості фільтрування  $u$ , м/с) усталеного фільтраційного руху рідини в шарі фільтр-елементу задається системою рівнянь: в проекціях на циліндричну систему координат (рисунок 3.1):

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial p}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \left( \frac{\partial^2 p}{\partial \varphi^2} \right) + \frac{\partial^2 p}{\partial z^2} = 0, \\ u = - \frac{k}{\mu} \left( \frac{\partial p}{\partial r} + \rho g \right), \\ \left. \begin{array}{l} r \\ \mu \frac{\partial}{\partial r} \\ \varphi \\ \mu \frac{\partial}{\partial \varphi} \\ z \\ \mu \frac{\partial}{\partial z} \end{array} \right\} \end{array} \right. \quad (3.6)$$

Враховуючи, що розглядається нескінченно малий елемент шару волокнистого фільтру (рисунок 3.1 г) та з умови анізотропності матеріалу волокнистого фільтру

$$\frac{\partial p}{\partial \varphi} = 0, p = p(r; z), u_{\varphi} = 0, u_r = u(z), u_z = u(r; z).$$

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial p}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 p}{\partial z^2} = 0, \quad (3.7)$$

$$u = - \frac{k}{\mu} \frac{\partial p}{\partial r}, \quad (3.8)$$

$$u = \frac{k}{\mu} \left( \frac{\partial p}{\partial z} + \rho g \right). \quad (3.9)$$

Процес розглядається усталений, а отже для випадку безнапірного фільтраційного руху нестисливої рідини з вільною поверхнею тиск у верхніх шарах волокнистого фільтр-елементу та на його поверхні з боку каналу постійний та дорівнює тиску в інерційно-фільтруючому сепараційному каналі  $p_r$ , Па, а тиск в плівці рідини вздовж вісі  $z$  (по висоті шару фільтру) розподіляється по гідростатичному закону:

$$p = p_r + \rho g z, \quad (3.10)$$

З припущення про лінійну залежність зміни тиску  $p$ , Па, в напрямку вздовж вісі  $r$  (в плівці рідини по товщині шару фільтру):

$$p = p(r; z) = a(z) + b(z)r. \quad (3.11)$$

Враховуючи граничні умови в плівці рідини на стінці каналу ( $r = r_2$ ) та вільній



поверхні сепарованої рідини (поверхні висачування) в шарі фільтру ( $r = r_2 - \delta$ ), визначається залежність для розподілу тиску  $p(r; z)$ , Па, в плівці сепарованої рідини:

$$p|_{r=r_2} = a + br_2 = p_r + \rho gz, \quad (3.12)$$

$$p|_{r=r_2} = a + b(r_2 - \delta) = p_r, \quad (3.13)$$

$$b = \frac{\rho gz}{\delta(z)}, a = p_r + \rho gz - \frac{\rho gz}{\delta(z)} r, \quad (3.14)$$

$$p(r; z) = p_r + \rho gz \left( 1 - \frac{r_2 - r}{\delta(z)} \right), \quad (3.15)$$

де  $\delta(z)$  – товщина плівки сепарованої рідини в шарі фільтру на висоті  $z$  (у відповідності до розрахункової схеми рисунок 3.1 г,  $\delta(z) = r_2 - r$ ), м.

У відповідності до припущення про характер розподілу тиску в плівці сепарованої рідини по товщині шару волокнистого фільтру (вздовж  $r$ ) та на вільній поверхні розмежування фаз, система рівнянь (3.6) матиме вигляд:

$$u_r(z) = \frac{k \rho gz}{\mu \delta(z)}, \quad (3.16)$$

$$u_z(r; z) = \frac{k}{\mu} \rho g \left( 1 - \frac{r - r_2}{\delta(z)} + z \frac{d\delta(z)}{dz} \frac{r - r_2}{\delta^2(z)} \right). \quad (3.17)$$

Враховуючи вираз число Рейнольдса для плівки рідини витікає, що  $\frac{\partial u_r}{\partial r} = 0$ , тоді

$u_z = \text{const}$ , а на межі  $r_2 - r = \delta$ :

$$u_z = \frac{k}{\mu} \rho g \frac{z}{\delta} \frac{d\delta}{dz} = \text{const}. \quad (3.18)$$

З урахуванням, що  $u_z = \text{const}$

$$\frac{d\delta}{\delta} = \frac{\mu}{k\rho g} u_z \frac{dz}{z}, \quad (3.19)$$

після інтегрування

$$\ln \delta = \frac{\mu}{k\rho g} u_z \ln z + \ln C, \quad (3.20)$$

$$\delta = Cz^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}. \quad (3.21)$$

Виходячи з граничної умови, коли шар волокнистого фільтру повністю насичується плівкою вловленої рідини ( $\delta = \delta_\phi$ ) на відповідній оптимальній висоті встановлення переливних жолобів ( $z = h$ ) для відведення сепарованої рідини з інерційно-фільтруючих до дренажних каналів:

$$\delta_\phi = Ch^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}. \quad (3.22)$$

З останнього співвідношення витікає залежність для визначення константи інтегрування  $C$ :

$$C = \frac{\delta_\phi}{h^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}}. \quad (3.23)$$

Отримана залежність для визначення розподілу рідини в шарі волокнистого фільтру:

$$\delta = \delta_\phi \left( \frac{z}{h} \right)^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}. \quad (3.24)$$

З рівняння витрати для кількості краплинної рідини  $q_r$ , кг/с, що потрапляє в шар фільтру з криволінійного сепараційного каналу, та кількості сепарованої рідини, що плівкою стікає з вище розташованих шарів фільтру  $q_z$ , кг/с (рисунок 3.1 г), можна отримати залежність для визначення необхідної висоти розташування переливних жолобів  $h$ , м, для відведення сепарованої рідини з інерційно-фільтруючих до дренажних каналів:

$$h = \sqrt{\frac{\mu}{k} \frac{q_r}{\rho^2 g r \varphi} \left( 2 - \frac{\mu}{k \rho g} u_z \right) \delta_\phi} . \quad (3.25)$$

Питома витрата рідини  $dq_r$ , кг/с, що потрапляє в елементарний об'єм  $dV$ , м<sup>3</sup>, шару фільтру з криволінійного сепараційного каналу, визначається у відповідності до формули Дюпюї [56], з системи рівнянь для одномірного плоско радіального фільтраційного потоку нестисливої рідини крізь бокову поверхню волокнистого фільтр-елементу:

$$dq = \frac{2\pi\phi k}{360\mu} \frac{(p_r - p(z)) dz}{\ln\left(\frac{r}{r}\right)} . \quad (3.26)$$

Питома витрата сепарованої рідини  $q_z$ , кг/с, що відводиться з фільтр-елементу інерційно-фільтруючого сепараційного каналу до дренажних каналів:

$$q_z = \rho u S_\phi = \rho u \frac{1}{2} \left( \frac{\pi r^2 \varphi}{180} - B \left( \frac{r - \delta}{\phi} \right) \right) . \quad (3.27)$$

При відомому значенні ефективності сепарації  $\eta$  газокраплинного потоку, з рівняння (3.27) можна визначити потрібну площу перетину  $S_\phi$  тонкошарового фільтруючого елементу, яка забезпечить ефективне відведення плівки сепарованої рідини уникаючи прямого контактування з газокраплинним потоком в інерційно-

фільтруючому сепараційному каналі.

### 3.1.2 Модель руху плівки вловленої рідини з урахуванням її взаємодії з турбулентним газовим потоком

Розглянемо плівку рідини, яка стікає по вертикальній стінці сепараційного каналу під дією сили тяжіння, враховуючи її взаємодію з поверхнею стінки та газорідинним потоком. Рух плівки будемо описувати за допомогою системи рівнянь Нав'є-Стокса, для замикання якої скористаємося рівнянням нерозривності. В загальному випадку вказана система рівнянь в декартовій системі координат має вигляд:

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho \left( \frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} \right) = \rho g - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \nabla^2 u + \frac{1}{3} \mu \frac{\partial}{\partial x} \operatorname{div} V; \\ \rho \left( \frac{\partial v}{\partial t} + u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} + w \frac{\partial v}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial y} + \mu \nabla^2 v + \frac{1}{3} \mu \frac{\partial}{\partial y} \operatorname{div} V; \\ \rho \left( \frac{\partial w}{\partial t} + u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \nabla^2 w + 3 \mu \frac{\partial}{\partial z} \operatorname{div} V; \\ \frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial \rho u}{\partial x} + \frac{\partial \rho v}{\partial y} + \frac{\partial \rho w}{\partial z} = 0, \end{array} \right. \quad (3.28)$$

де  $V$  – швидкість руху рідини, м/с;  $u, v, w$  – складові швидкості рідини  $V$  в проекціях на осі координат  $x, y$  та  $z$  відповідно, м/с;  $\rho$  – густина рідини, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu$  – динамічна в'язкість рідини, Па·с;  $p$  – динамічний тиск рідини, Па;  $g$  – прискорення вільного падіння, м/с<sup>2</sup>.

Для вирішення даної системи рівнянь введемо ряд спрощень та допущень:

- процес стікання плівки є ізотермічним та рідина є нестискаємою ( $\rho = \text{const}$ , а отже  $\operatorname{div} V = 0$ );

- розглядається течія плівки рідини вздовж стінки сепараційного каналу з урахуванням між фазного тертя, а отже вона буде стікати не вертикально вниз, а під деяким кутом до напрямку сили тяжіння. Тому буде розглядатись двомірний рух

плівки вздовж двох осей  $x$  та  $z$ , які направлені відповідно вертикально вниз та вздовж стінки, розрахункова схема вказана на рисунку 3.2;

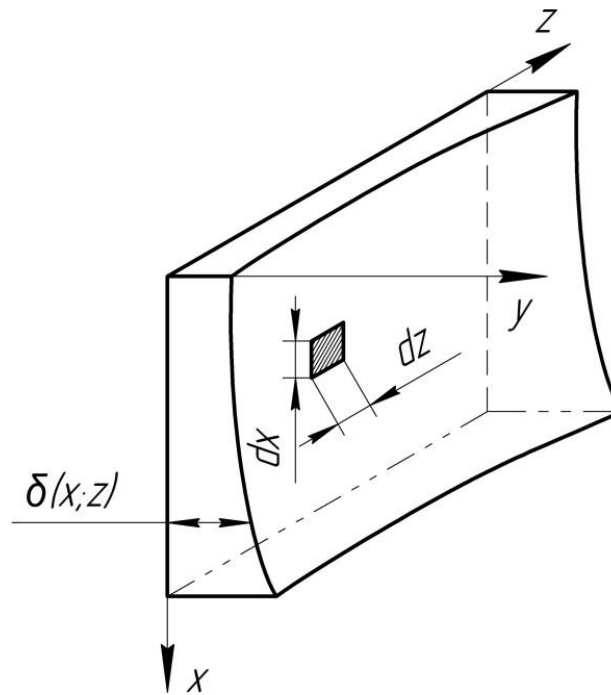


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема

- рух рідини є усталеним  $\left( \frac{\partial u}{\partial t} = 0; \frac{\partial v}{\partial t} = 0; \frac{\partial w}{\partial t} = 0; \frac{\partial \rho}{\partial t} = 0 \right)$ , та плівка рухається без

хвилеутворення;

- товщина плівки рідини  $\delta$ , як вказано на рисунку 1 змінюється по висоті каналу та по його довжині  $L$ , але її товщина являється достатньо малою порівняно з її протяжністю ( $\delta \ll L$ ). При цьому припускаємо, що зміни товщини плівки рідини являються малими, тому і складова її швидкості по нормалі до поверхні в порівнянні з складовими в основному напрямку потоку є малими. Саме тому розглядаємо рух плівки лише відносно двох осей координат, яка направлена вертикально вниз  $x$  та по довжині стінки каналу  $z$ ;

- тиск практично не змінюється по висоті стінки сепараційного каналу, по якій стікає рідина, а отже  $\frac{\partial p}{\partial x} = 0$ ;

- напруження внутрішнього тертя  $\tau$  є постійним по всій довжині плівки.

Після врахування усіх введених спрощень та допущень, проведення оцінки порядку малості коефіцієнтів, набирає вигляду початкова система рівнянь 3.28:

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho \left( u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} \right) = \rho g + \mu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2}; \\ 0 = - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \frac{\partial^2 w}{\partial y^2}; \\ \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0. \end{array} \right. \quad (3.29)$$

Розглянемо перше рівняння системи з якого знайдемо вираз для складової швидкості  $u$ . Припустимо, що профіль швидкості виражається у вигляді поліному третього степеню. Для визначення невідомих коефіцієнтів, що входять до виразу швидкості скористаємось наступними граничними умовами:

1) на поверхні плівки рідини вертикальна складова швидкості не змінюється в

залежності від її ширини  $\left. \frac{\partial u}{\partial y} \right|_{y=\delta(x,z)} = 0$ . З цієї умови отримуємо:

$$a + 2b\delta + 3c\delta^2 = 0; \quad (3.30)$$

2) на поверхні стінки відбувається прилипання рідини, тому складові швидкості  $u$  та  $v$  будуть рівними нулю. Тоді перше рівняння матиме вигляд:

$$\mathcal{G} \left. \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \right|_{y=0} = -g, \quad (3.31)$$

де  $\mathcal{G}$  – кінематична в'язкість рідини плівки,  $\text{м}^2/\text{с}$ .

Враховуючи умову прилипання рідини до стінки та розділивши обидві частини виразу на кінетичну в'язкість, профіль складової швидкості направленої в бік сили тяжіння матиме вигляд, та перегруповуючи складові:

$$u = \frac{g}{2} y \left( \delta - \frac{y}{2} \right) + cy(y^2 - 3\delta^2). \quad (3.32)$$

Розглянемо друге рівняння системи для знаходження складової швидкості направленої вздовж стінки по якій стікає плівка. Враховуючи, що рух плівки при відсутності хвилеутворення характеризується ламінарним режимом та у випадку її стікання під дією сил тяжіння вони перевищують сили інерції в рідині, можна записати наступне співвідношення:

$$\frac{\partial p}{\partial z} = - \left( \frac{1 - \rho_{\text{сум}}}{\rho} \right) g, \quad (3.33)$$

де  $\rho_{\text{сум}}$  - густина газорідинної суміші, кг/м<sup>3</sup>.

Введемо замість виразу  $\left( \frac{1 - \rho_{\text{сум}}}{\rho} \right)$  константу  $k$ , отримаємо:

$$g \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} = -kg. \quad (3.34)$$

Після інтегрування рівняння та ділення обох його частин на кінематичну в'язкість одержимо:

$$w = \frac{\tau}{\mu} y - \frac{kg}{2g} (\delta - y)^2 + c_2. \quad (3.35)$$

Дану константу знайдемо з умови прилипання на стінці  $w|_{y=0} = 0$ :

$$c_2 = \frac{kg\delta^2}{2g}. \quad (3.36)$$

Отже, вираз для поздовжньої швидкості:

$$w = \left[ \frac{\tau}{\mu} + \frac{kg(\delta - y)}{\vartheta} \right] y. \quad (3.37)$$

Рівняння товщини плівки стікаючої рідини отримана за рахунок проведення математичних перетворень та вираження її як добутку даних двох функцій вказана нижче:

$$\delta = \delta_0 e^{\frac{c(z-x)}{k}}. \quad (3.38)$$

де  $\delta_0 = c_4 c_5$  - товщина плівки рідини в точці початку координат  $\delta_0 = \delta(0;0)$ .

Враховуючи вираз для константи  $c$  рівняння, яке виражає залежність вертикальної складової швидкості  $u$  від координат  $x, y, z$ , буде мати вигляд:

$$u(x, y, z) = \frac{g}{\vartheta} y \left[ \delta - \frac{y}{2} + \frac{0,093}{c \delta^2} (y^2 - 3\delta^2) \left( 1 - \frac{2c_3 z}{k} \right) e^{-2c_3 x} \right]. \quad (3.39)$$

В результаті знаходження останньої невідомої константи було знайдено число, являється критерієм форми:

- якщо  $\frac{\tau}{\rho g L} > 0,232$ , то товщина плівки рідини зменшується в бік збільшення

координати  $x$  (вертикально вгору) та збільшується горизонтально в бік зростання координати  $z$ ;

- якщо  $\frac{\tau}{\rho g L} = 0,232$ , то товщина плівки рідини не змінюється по всій поверхні її

стікання  $\delta = \delta_0$ ;



- якщо  $\frac{\tau}{\rho g L} < 0,232$ , то товщина плівки рідни збільшується в бік зростання

координати  $x$  (вертикально вниз) та зменшується горизонтально в бік зростання координати  $z$ .

Підставляючи отримані рівняння в початкові запишемо вираз для товщини плівки та складових швидкості вертикальної та поздовжньої відповідно

$$\delta = \delta_0 \left( \frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{z-kx}{2L}}, \quad (3.40)$$

$$u(x, y, z) = \frac{g}{g} y \left[ \delta_0 \left( \frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{z-kx}{2L}} - \frac{y}{2} + \frac{0,186L}{k \delta_0^2 \ln \left( \frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)} \left( y^2 - 3 \delta_0^2 \left( \frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{z-kx}{2L}} \right) \right] \quad (3.41)$$

$$w(x, y, z) = \left[ \frac{\tau}{\mu} + \frac{kg}{g} \left( \delta_0 \left( \frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{z-kx}{2L}} - \frac{y}{2} \right) \right] \left[ \frac{2z}{k} \left( \frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{z-kx}{2L}} \right] \left[ \frac{4,31\tau}{\rho g L} \right]^{-\frac{kx}{L}} \quad (3.42)$$

Враховуючи отримані вирази для товщини плівки та дані, що наведені, вище побудуємо графіки її форми на границях. На рисунку 3.3 а наведена форма плівки на її початку та в кінці, на рисунку 3.3 б – форма плівки вгорі та внизу.

Проаналізувавши отримані результати маємо, що по висоті поверхні осадження, а саме на її початку  $\delta(x, 0)$  товщина плівки змінюється в діапазоні [1,048 мм; 1,048 мм] тобто на 4,8% збільшується, в її кінці  $\delta(x, L)$  [0,812 мм; 0,851 мм] – збільшується на 4,8%; по довжині поверхні осадження вгорі  $\delta(0, z)$  [1 мм; 0,812 мм] – зменшується на 18,8 %, внизу  $\delta(H, z)$  [1,048 мм; 0,851 мм] – зменшується на 18,8%. На рисунку 3.3 наведена площина, яка являється границею розділу фаз.

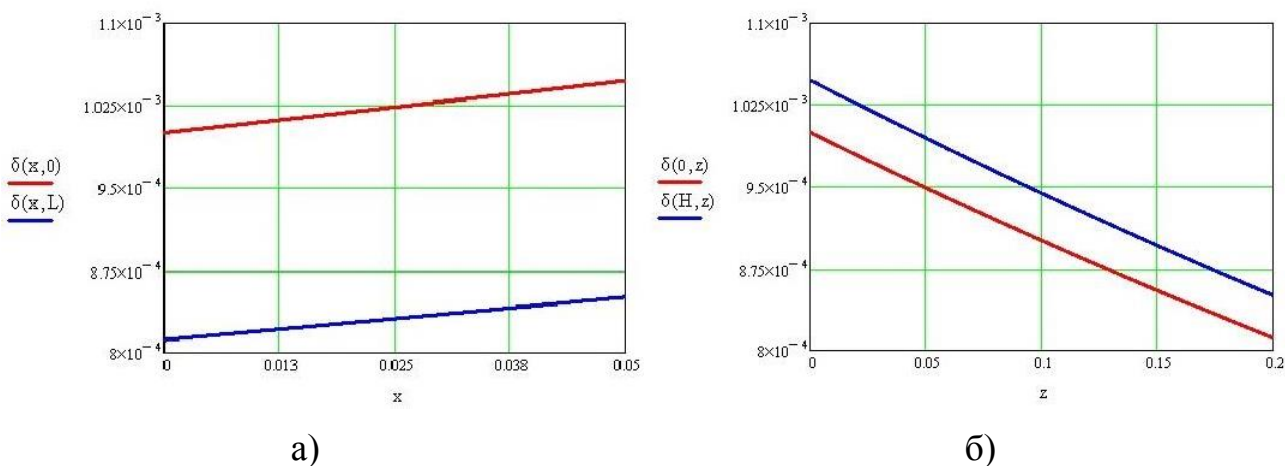


Рисунок 3.3 – Форма плівки на її границях:

а) по висоті на початку поверхні осадження  $\delta(x, 0)$  та в її кінці  $\delta(x, L)$ ; б) по довжині внизу поверхні осадження  $\delta(H, z)$  та вгорі  $\delta(0, z)$

Компоненти швидкості по товщині плівки представляють інтерес їх значення на поверхні розділу фаз:

$$w(x, z) = w(x, \delta(x, y), z) = k \cdot g \delta^2 \cdot \left( 1 + \frac{2 \tau}{\rho g \delta} \right), \quad (3.43)$$

$$u(x, z)_s = u(x, \delta(x, y), z) = \frac{g \delta^2}{2\nu} \cdot \left( 1 - \frac{0,372 \delta}{C_3 \delta_0^2} e^{-2C_3 x} \right). \quad (3.44)$$

В тому числі був визначений кут нахилу ліній току до вертикалі:

$$\alpha_0 = \arctg \frac{2 \tau}{\rho g \delta_0}. \quad (3.45)$$

Необхідно відмітити, що до даного виразу входить квадрат поздовжньої швидкості на поверхні розділу фаз. Даний кут складає  $\alpha_0 = 89^\circ$  для даних наведених вище для прикладу.

### 3.1.3 Дослідження механіки взаємодії газорідного потоку з відбійними динамічними сепараційними елементами, які мають форму параболічного похилого зрізаного напівциліндра

Статичний розрахунок динамічних відбійних елементів сепараційних пристроїв. Попередній zdeформований стан динамічного відбійного елемента сепараційного пристрою моделюється із застосуванням аналітичних залежностей методу скінченних елементів [57]. Зокрема, динамічний відбійний елемент представлений двовузловим скінченим елементом  $e(i, j)$  з шістьма ступенями вільності [58]. Розрахункова схема попереднього zdeформованого стану динамічного відбійного елемента сепараційного пристрою представлена на рисунок 3.4.

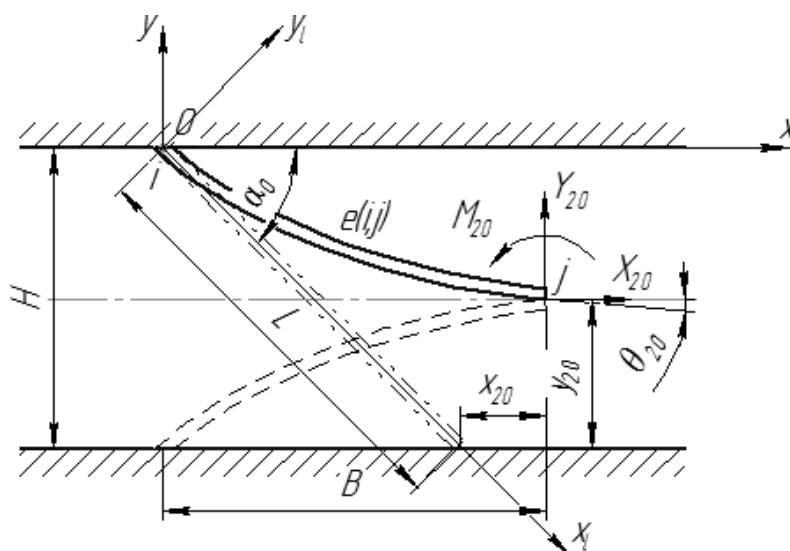


Рисунок 3.4 – Розрахункова схема попереднього zdeформованого стану динамічного відбійного елемента сепараційного пристрою

Локальна система координат  $x_l - y_l$  пов'язана із недеформованою серединною поверхнею динамічного відбійного елемента, глобальна система координат  $x - y$  – із нерухомим корпусом.

Модель передбачає застосування функції прогину серединної поверхні у вигляді кубічного полінома, представленого у матричній формі:

$$y_l(x_l) = \{\Phi\}\{U\}_{0l}, \quad (3.46)$$

де  $\{U\}_{0l} = \{y_{10l}, \theta_{10l}, y_{20l}, \theta_{20l}\}^T$  – вектор-стовпець вузлових переміщень;  $\{\Phi\}$  – вектор-рядок ортогональних функцій форми (інтерполяційна матриця).

Зв'язок між переміщеннями відбійного елемента і силами, що спричинили його деформацію, визначається матричним рівнянням пружної рівноваги:

$$[C]_l \{U\}_{0l} = \{F\}_{0l}, \quad (3.47)$$

де  $\{F\}_{0l} = \{Y_{10l}, M_{10l}, Y_{20l}, M_{20l}\}^T$  – вектор узагальнених сил, елементами якого є поперечні сили  $Y_{10l}, Y_{20l}$ , прикладені у вузлах  $i, j$ , та відповідні моменти  $M_{10l}, M_{20l}$ ;

$[C]_l$  – локальна матриця жорсткості, елементи якої визначаються як другі похідні за відповідними узагальненими переміщеннями від квадратичної форми потенціальної енергії деформації пластини:

$$C_{l_{i,j}} = \frac{\partial^2}{\partial U_{li} \partial U_{lj}} \int_0^l \frac{1}{2} EI \left[ \frac{d^2}{dx^2} \left( \begin{Bmatrix} \Phi \\ U_l \end{Bmatrix} \right) \right]^T \frac{d^2}{dx^2} \left( \begin{Bmatrix} \Phi \\ U_l \end{Bmatrix} \right) dx, \quad (3.48)$$

де  $E$  – модуль пружності 2-го роду матеріалу пластини;

$I = b^3 \cdot h / 12$  – момент інерції перерізу для пластини прямокутного перерізу висотою  $b$  і товщиною  $h$ .

Останній вираз не враховує енергію поздовжньої деформації динамічного відбійного елемента з огляду на його достатню гнучкість, і локальна матриця жорсткості набуває наступного вигляду:

$$[C]_l = \frac{EI}{l^3} \begin{bmatrix} 12 & 6L & -12 & 6L \\ 6l & 4L^2 & -6L & 2L^2 \\ -12 & -6L & 12 & -6L \\ 6L & 2L^2 & -6L & 4L^2 \end{bmatrix}. \quad (3.49)$$

Перехід від локальної до глобальної матриці жорсткості здійснюється за наступною формулою:

$$[C] = [T]^T [C]_l^E [T], \quad (3.50)$$

де  $[T]$  – матриця трансформації:

$$[T] = \begin{bmatrix} \cos \alpha_0 & -\sin \alpha_0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \sin \alpha_0 & \cos \alpha_0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \cos \alpha_0 & -\sin \alpha_0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \sin \alpha_0 & \cos \alpha_0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}; \quad (3.51)$$

$[C]_l^E$  – локальна матриця жорсткості, розширена до розміру  $6 \times 6$  шляхом уведення значень, що відповідають за поздовжню деформацію:

$$[C]_l^E = \begin{bmatrix} \frac{EA}{L} & 0 & 0 & -\frac{EA}{L} & 0 & 0 \\ 0 & \frac{12EI}{L^3} & \frac{6EI}{L^2} & 0 & -\frac{12EI}{L^3} & \frac{6EI}{L^2} \\ 0 & \frac{6EI}{L^2} & \frac{4EI}{L} & 0 & -\frac{6EI}{L^2} & \frac{2EI}{L} \\ -\frac{EA}{L} & 0 & 0 & \frac{EA}{L} & 0 & 0 \\ 0 & -\frac{12EI}{L^3} & -\frac{6EI}{L^2} & 0 & \frac{12EI}{L^3} & -\frac{6EI}{L^2} \\ 0 & \frac{6EI}{L^2} & \frac{2EI}{L} & 0 & -\frac{6EI}{L^2} & \frac{4EI}{L} \end{bmatrix}; \quad (3.52)$$

$A = b \cdot h$  – площа перерізу пластини.

Випадок гнучкого відбійного елемента дозволяє не враховувати у формулі поздовжню жорсткість  $EA/L$ . Урахування кінематичних граничних умов для вузла  $i$  ( $x_{10} = y_{20} = 0; \theta_{10} = 0$ ) дозволяє розкласти рівняння пружної рівноваги динамічного відбійного елемента на два матричних рівняння – окремо для вузлів  $i$  та  $j$ . В результаті

стає можливим визначити внутрішні сили і момент, що виникають у закріпленні відбійного елемента в корпусі сепараційного пристрою, у розгорнутому вигляді:

$$\begin{aligned} X_{10} &= -\frac{6EI}{L^3} (2x_{20} \sin^2 \alpha_0 + y_{20} \sin 2\alpha_0 - \theta_{20} L \sin \alpha_0); \\ Y_{10} &= -\frac{6EI}{L^3} (x_{20} \sin 2\alpha_0 + 2y_{20} \cos^2 \alpha_0 - \theta_{20} L \cos \alpha_0); \\ M_{10} &= -\frac{2EI}{L^2} (3x_{20} \sin \alpha_0 + 3y_{20} \cos \alpha_0 - 2\theta_{20} L). \end{aligned} \quad (3.53)$$

Визначаючи внутрішні сили, що діють на вільний край відбійного елемента у результаті його попередньої деформації (при монтажу), обираючи у подальшому матриця  $[C]_j$  за основну матрицю жорсткості системи, та враховуючи рівняння, що визначає деформований стан динамічного відбійного елемента, отримаємо у розгорнутому вигляді:

$$\begin{aligned} X_{20} &= \frac{6EI}{L^3} (2x_{20} \sin^2 \alpha_0 + y_{20} \sin 2\alpha_0 - \theta_{20} L \sin \alpha_0); \\ Y_{20} &= \frac{6EI}{L^3} (x_{20} \sin 2\alpha_0 + 2y_{20} \cos^2 \alpha_0 - \theta_{20} L \cos \alpha_0); \\ M_{20} &= -\frac{2EI}{L^2} (3x_{20} \sin \alpha_0 + 3y_{20} \cos \alpha_0 - 4\theta_{20} L). \end{aligned} \quad (3.54)$$

Отримані компоненти вектора переміщень  $\{U\}_0$  визначаються геометрично за наступними залежностями:

$$\begin{aligned} x_{20} &= B - L \cos \alpha_0; \\ y_{20} &= L \sin \alpha_0 - \frac{H}{2}; \\ \theta_{20} &= \arctg \left( \frac{H}{B} - \operatorname{tg} \alpha_0 \right), \end{aligned} \quad (3.55)$$

де кут  $\theta_{20}$  визначається наближено для параболічної форми вигину пластини; ширина  $B$  для zdeформованої пластини знаходиться у діапазоні  $(B_{\min}, B_{\max})$  граничні значення якого визначаються за такими залежностями:

$$\begin{aligned} B_{\min} &= L - \frac{H}{2}; \\ B_{\max} &= \sqrt{L^2 - \frac{H^2}{4}}. \end{aligned} \quad (3.56)$$

Найменше значення  $B_{\min}$  відповідає умові максимально можливої деформації елемента, найбільше значення  $B_{\max}$  – повороту прямолінійної форми елемента.

Подальші дослідження ґрунтуються на застосуванні аналітичних залежностей методу скінченних елементів [58, 59]. Зокрема, деформація динамічних відбійних елементів у результаті дії газорідного потоку у глобальній системі координат  $x - y$  можуть бути описані матричним рівнянням:

$$[C]\{U\} = \{F\}, \quad (3.57)$$

де  $[C]$  – матриця жорсткості динамічного відбійного елемента, яка була визначена в [59].

Вектор узагальнених вузлових сил  $\{F\}$  можна представити у вигляді суми вектора узагальнених сил  $\{F\}_0$ , визначених у результаті попереднього статичного розрахунку, і вектора  $\{\delta F\}$  стаціонарних складових узагальнених зовнішніх сил:

$$\{F\} = \{F\}_0 + \{\delta F\}. \quad (3.58)$$

Останній визначається через розподілене навантаження  $p(x)$ , отримане шляхом інтегрування по висоті пластини тиску, отриманого у результаті експериментальних досліджень або у результаті числового моделювання взаємодії газорідного потоку з динамічним відбійним елементом сепараційного пристрою у до критичному режимі, коли швидкість потоку не спричиняє появу флатера.

Для урахування навантаження, розподіленого по довжині zdeформованого відбійного елемента за довільним (або заданим) законом  $p_s(x)$ , здійснюється перехід до еквівалентної системи сил у вузлі  $j$ . Для цього необхідно, щоб робота дійсної системи навантаження на відповідних переміщеннях дорівнювала роботі еквівалентної системи сил і моментів на переміщеннях вузла  $j$ .

Вектор узагальнених вузлових сил скінченного елемента у локальній системі координат визначається за наступною формулою:

$$\{\delta F\}_{sl} = \int_0^L \Phi^T p(x) dx. \quad (3.57)$$

У стаціонарній постановці задачі з достатнім для практичних цілей представленням функції розподілу навантаження у вигляді квадратичного полінома.

Після інтегрування компоненти вектора узагальнених вузлових сил  $\{\delta F\}_{sl} = \{\delta Y_{1l}, \delta M_{1l}, \delta Y_{2l}, \delta M_{2l}\}^T$  визначаються такими залежностями:

$$\begin{aligned} \delta Y_{1l} &= \frac{1}{2} L \left( -0.3\Delta p + \frac{a}{12} \right); & \delta Y_{2l} &= \frac{1}{2} L \left( p - 0.7\Delta p + \frac{a}{12} \right); \\ \delta M_{1l} &= \frac{1}{12} L \left( p_1 - 0.4\Delta p + \frac{a}{10} \right); & \delta M_{2l} &= \frac{1}{12} L \left( p_1 - 0.6\Delta p + \frac{a}{10} \right) \end{aligned} \quad (3.58)$$

У глобальній системі координат компоненти вектора узагальнених вузлових сил  $\{\delta F\}_s = \{\delta X_1, \delta Y_1, \delta M_1, \delta X_2, \delta Y_2, \delta M_2\}^T$ , що визначається за формулою

$$\{F\}_s = [T]\{F\}_{sl}, \quad (3.59)$$

набувають наступного вигляду:



$$\begin{aligned}
\delta X &= -\frac{1}{2} \left( -0.3\Delta p + \frac{a}{12} \right) \sin \alpha; & \delta M &= \frac{1}{12} \left( -0.4\Delta p + \frac{a}{10} \right); \\
\delta Y &= \frac{1}{2} \left( -0.3\Delta p + \frac{a}{12} \right) \cos \alpha; & \delta X &= -\frac{1}{12} \left( -0.7\Delta p + \frac{a}{10} \right) \sin \alpha; \\
\delta Y &= \frac{1}{2} \left( -0.7\Delta p + \frac{a}{12} \right) \cos \alpha; & \delta M &= -\frac{1}{12} \left( -0.6\Delta p + \frac{a}{10} \right).
\end{aligned} \quad (3.60)$$

Дослідження процесу розділення багатоконпонентних сумішей нерозривно пов'язане із розв'язанням задачі гідроаеропружної взаємодії газорідинного потоку із динамічними відбійними елементами сепаратора. З цією метою математичну модель необхідно доповнити виразом, що описує залежність вектора  $\{F\}_s$  узагальнених динамічних складових сил від вектора переміщень  $\{U\}_s$  і швидкості потоку  $u$ .

У подальшому буде розглядатись системи з двома ступенями вільності – поперечного переміщення  $\delta y$  і кута повороту перерізу  $\delta\theta$ . При такому підході матриця жорсткості набуває наступного вигляду:

$$[C] = \frac{EI}{L^3} \begin{bmatrix} 12 \cos^2 \alpha_0 & -6L \cos \alpha_0 \\ -6L \cos \alpha_0 & 4L^2 \end{bmatrix}. \quad (3.61)$$

Зменшення кількості ступенів вільності механічної системи «газорідинний потік – динамічний відбійний елемент» обумовлено розглядом переважаючих поперечних деформацій пластини, дозволяє спростити математичну модель.

З позицій теорії гідроаеропружності [60] вектор узагальнених стаціонарних сил можна представити наступною залежністю:

$$\{\delta F\}_s = [\Delta C] \{\delta U\}_s, \quad (3.62)$$

де  $[\Delta C]$  – матриця приєднаної жорсткості, елементи якої є функцією швидкості потоку  $u$ .

За основу для визначення компонентів цієї матриці береться теорія обтікання тіла потоком рідини. Ця задача розв'язується методами конформних перетворень

[61], гідродинамічних особливостей, операційного числення [62] із застосуванням перетворень Лапласа [63,64] і Фур'є.

Питомі значення узагальнених сил для системи «газорідинний потік – динамічний відбійний елемент», визначаються такою залежністю [65]:

$$\delta Y = 2\pi\rho u^2 c(k) \delta\theta; \delta M = -\pi\rho u^2 c(k) \delta\theta, \quad (3.63)$$

де  $\rho$  – густина рідини;  $c(k)$  – функція Теодорсена, що може бути визначена через функції Бесселя або Ханкеля.

У загальному випадку компоненти вектора узагальнених сил можна записати у такому вигляді:

$$\delta Y = c_1 u^2 \delta\theta; \delta M = c_2 u^2 \delta\theta, \quad (3.64)$$

де  $c_1, c_2$  – коефіцієнти приєднаної жорсткості, які можуть бути розраховані методами теорії оцінювання на підставі результатів фізичного експерименту, числового моделювання або їх комбінації.

Рівняння стаціонарної гідроаеропружності динамічних сепараційних елементів з урахуванням формул вищеперахованого набуває наступного вигляду:

$$[C]_{\Sigma} \{\delta U\}_s = \{0\}, \quad (3.65)$$

де  $\{0\}$  – нульовий вектор-стовпець;  $[C]_{\Sigma}$  – матриця сумарної жорсткості системи:

$$[C]_{\Sigma} = [C] - [\Delta C] = \begin{bmatrix} \frac{12EI}{L^3} \cos^2 \alpha & -\left( \frac{6EI}{L^2} \cos \alpha + c u^2 \right) \\ 0 & \left( \frac{L^2}{4EI} - c u^2 \right) \\ -\frac{6EI}{L^2} \cos \alpha & \frac{L}{2} \\ 0 & 0 \end{bmatrix}; \quad (3.66)$$

Матричне рівняння (3.65) може бути переписане у розгорнутому вигляді як система алгебраїчних рівнянь сумісних поперечних і крутильних деформацій динамічного відбійного елемента сепараційного пристрою:

$$\begin{cases} \left( \frac{12EI}{L^3} \cos^2 \alpha \delta y - \left( \frac{6EI}{L} \cos \alpha + c u^2 \right) \delta \theta = 0; \\ - \frac{6EI}{L^2} \cos \alpha \delta y + \left( \frac{4EI}{L} - c u^2 \right) \delta \theta = 0. \end{cases} \quad (3.67)$$

Ця система рівнянь дозволяє визначити критичну швидкість газорідного потоку, за якої виникає явище дивергенції динамічних відбійних елементів сепараційних пристроїв. З умови існування нетривіальних розв'язків системи рівнянь (3.67) маємо:

$$\det[C]_{\Sigma} = \begin{vmatrix} \frac{12EI}{L^3} \cos^2 \alpha_0 & - \left( \frac{6EI}{L} \cos \alpha_0 + c_1 u^2 \right) \\ - \frac{6EI}{L^2} \cos \alpha_0 & \frac{4EI}{L} - c_2 u^2 \end{vmatrix} = 0, \quad (3.68)$$

звідки визначається критична швидкість дивергенції:

$$u_{div} = \sqrt{\frac{EI/L}{c_2 + 0,5 c_1 L \sec \alpha_0}}. \quad (3.69)$$

### 3.1.4 Визначення поверхні контакту фаз при сепарації багатокomпонентних двофазних систем зі сполученим тепломасоперенесенням

Протікання таких процесів як абсорбція, ректифікація та сепарація супроводжується тепломасоперенесенням [66]. А як відомо перенос тепла та маси проходить через поверхню контакту фаз, що утворена поверхнями дисперсних часток газу/рідини у суцільній несучій фазі. Величина площі поверхні контакту фаз є основним гідродинамічним показником та визначальною характеристикою при

проектуванні тепломасообмінного та сепараційного обладнання. Розрахунки технологічних режимів масообмінних та сепараційних процесів, лінійних розмірів окремих контактних і сепараційних секцій, їх кількості, та відповідно основних габаритних розмірів апаратів базуються саме на цій величині. У науковій літературі пропонується визначати питому поверхню контакту фаз ( $a$ ) на одиницю об'єму в залежності від діаметру дисперсних часток ( $d_c$ ) та газовмісту ( $\varphi$ ) за наступною залежністю:

$$a = \frac{6 \cdot \varphi}{d_c}; \quad (3.70)$$

З цього рівняння, шляхом підстановок інших величин та перетворень, також можливо визначати питомі поверхні контакту фаз для окремих випадків, наприклад розрахунок питомої поверхні контакту на одиницю площі тарілки або для визначання поверхні контакту у барботажних абсорберах з механічним перемішуванням.

Але обчислення площі поверхні контакту фаз ускладнене у зв'язку з неможливістю точного визначення діаметру окремої дисперсної частки та визначення їх кількості на одиницю об'єму, а також неоднорідною структурою між фазного шару. Розрахувати точне значення діаметру краплини майже неможливо, оскільки під дією сил тяжіння, виштовхування, поверхневого натягу, опору суцільної фази та ін., форма краплини постійно змінюється, як і її розмір внаслідок розпаду або злиття з іншою краплиною.

Для обчислення поверхні контакту фаз у сепараційному та масообмінному обладнанні існує значна кількість експериментальних методів, при цьому визначається не дійсна поверхня з врахуванням різної активності дисперсних часток, а деякого її усередненого значення – ефективної поверхні. Дані методи умовно діляться на три групи за призначенням. До першої групи відносяться методи що застосовуються до апаратів з фіксованою поверхнею контакту фаз, до другої – методи призначені для барботажних апаратів і в деяких випадках для розпилювальних, до третьої – хімічні методи, найбільш універсальні для апаратів будь-яких типів. При

цьому не було виявлено аналітичних або математичних методів для визначення площі поверхні контакту фаз.

Тому для створення достовірних методів розрахунку сепараційного обладнання важливе значення мають дослідження спрямовані на створення аналітичних або математичних способів визначення поверхні контакту фаз при сепарації багатокомпонентних двофазних систем і врахуванням фракційного розподілу дисперсних часток. Враховуючи існуючі тенденції щодо створення нових способів сепарації, розробку модульних сепараційних пристроїв, змочуваних і незмочуваних поверхонь та мембран, які дозволяють суттєво підвищити ефективність та інтенсивність процесів, що протікають у сепараційному обладнанні за умови оптимального їх компонування, та беручи до уваги дослідження дисперсних часток, які значно спрощують визначення діаметру та площі поверхні окремої бульбашки/краплини, актуальною задачею є створення математичної моделі для визначення поверхні контакту фаз при сепарації багатокомпонентних двофазних систем.

Розглянемо двофазну гідромеханічну систему, що складається із обмеженої сукупності частинок сферичної форми загальною кількістю  $N$ , кожна з яких має радіус  $R_i$  ( $i = 1, 2, \dots, N$ ), в обмеженому об'ємі  $V$  середовища (рисунок 3.7).

Загальний об'єм дисперсної фази визначається наступною залежністю:

$$V = \sum_{i=1}^N \frac{4}{3} \pi R_i^3 = \frac{4\pi}{3} \sum_{j=1}^P \sum_{i=1}^{N_j} R_i^3 = \frac{4\pi}{3} \sum_{j=1}^P n_j R_j^3, \quad (3.71)$$

де  $j = 1, 2, \dots, P$  – індекс сукупності частинок одного розміру;  $P$  – кількість дисперсних складів;  $n_j$  – частота знаходження частинок дисперсної фази із сукупності  $j$  визначається як відношення їх кількості  $N_j$  до загальної кількості  $N$  усіх частинок гідромеханічної системи (рисунок 3.7):

$$n_j = \frac{N_j}{P} = \frac{N_j}{N}. \quad (3.72)$$

При цьому має виконуватись основна тотожність:

$$\sum_{j=1}^P n_j = 1. \quad (3.73)$$

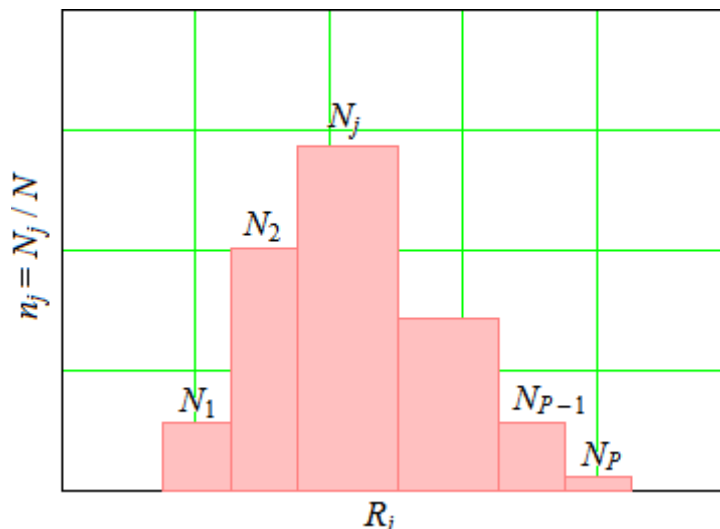


Рисунок 3.7 – Частота розподілу частинок дисперсної фази

Поверхня розділу фаз визначається як сума поверхонь усіх частинок гідромеханічної системи:

$$S = \sum_{i=1}^N 4\pi R_i^2 = 4\pi \sum_{j=1}^P \sum_{i=1}^{N_j} R_i^2 = 4\pi \sum_{j=1}^P n_j R_j^2. \quad (3.74)$$

Об'ємна концентрацію дисперсної фази як відношення сумарного об'єму частинок до об'єму середовища:

$$c = \frac{V_0}{V}, \quad (3.75)$$

з урахуванням виразу (3.71) може бути переписаний у наступному вигляді:

$$c = \frac{4\pi}{3V} \sum_{j=1}^P \sum_{i=1}^{N_j} R_i^3 = \frac{4\pi}{3V} \sum_{j=1}^P n_j R_j^3. \quad (3.76)$$

Оскільки сумарна поверхня розділу фаз пропорційна квадрату радіуса частинок, а сумарний об'єм дисперсної фази – їх кубу, то доцільним є введення наступного коефіцієнту поверхні розділу фаз:

$$\alpha = \frac{S}{V_0^{2/3}}, \quad (3.77)$$

який з урахуванням виразів (3.74) і (3.76) набуває наступного вигляду:

$$\alpha = 4,84 \cdot \frac{\sum_{j=1}^P \sum_{i=1}^{N_j} R_i^2}{\left( \sum_{j=1}^P \sum_{i=1}^{N_j} R_i^3 \right)^{2/3}} = 4,84 \cdot \frac{\sum_{j=1}^P n_j R_j^2}{\left( \sum_{j=1}^P n_j R_j^3 \right)^{2/3}}, \quad (3.78)$$

що містить коефіцієнт  $\sqrt[3]{36\pi} \approx 4,84$ , який дорівнює коефіцієнту поверхні розділу фаз для однієї частинки.

Слід зазначити, що цей безрозмірний коефіцієнт залежить від закону розподілу частинок дисперсної фази за їх розмірами. Він також може визначатись емпірично. Крім того, введення цього коефіцієнта дозволяє встановити наступну універсальну залежність для визначення сумарної поверхні контакту фаз при сепарації багатоконпонентних двофазних систем зі сполученим тепломасоперенесенням. Так, з формули (3.74) з урахуванням виразу (3.75), можна встановити:

$$S = \alpha V_0^{2/3} = \alpha (cV)^{2/3}. \quad (3.79)$$

Таким чином, сумарна поверхня розділу фаз залежить від об'єму середовища і концентрації дисперсної фази у ньому, та напряму не залежить від розміру частинок, а лише від закону їх розподілу, що визначає значення коефіцієнта  $\alpha$ .

### 3.1.4.1 Статистичний підхід до створення континуальної математичної моделі для визначення поверхні тепло масообміну

Зазначений вище детермінований підхід до визначення сумарної поверхні розділу фаз обмежений дискретною структурою розподілу частинок різного розміру, а також сумарною їх кількістю. Цей недолік усувається шляхом розгляду умовно нескінченної множини частинок з неперервним законом розподілу за їх розміром. У цьому разі вводиться густина імовірності розподілу частинок (рисунок 3.8):

$$p(R) = \lim_{P \rightarrow \infty} n_j, \quad (3.80)$$

яка відповідає умові нормалізації

$$\int_{R_{\min}}^{R_{\max}} p(R) dR = 1 \quad (3.81)$$

для усього діапазону  $[R_{\min}, R_{\max}]$  розмірів частинок дисперсної фази.

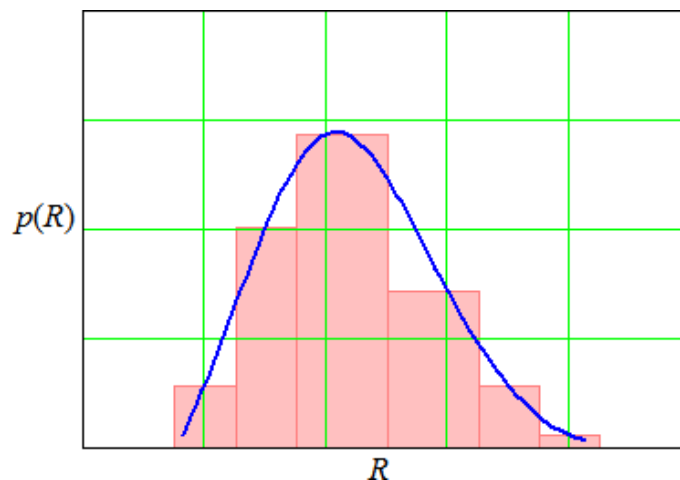


Рисунок 3.8 – Густина розподілу частинок дисперсної фази



У цьому випадку сума дискретних величин для поверхні розділу фаз замінюється на визначений інтеграл, а вираз (3.14) набуває наступного вигляду:

$$S = 4\pi \int_{R_{\min}}^{R_{\max}} R^2 p(R) dR. \quad (3.82)$$

Аналогічно, вираз (1.6) для концентрації

$$c = \frac{4\pi}{3V} \int_{R_{\min}}^{R_{\max}} R^3 p(R) dR. \quad (3.83)$$

Коефіцієнт поверхні розділу фаз (3.68) при цьому визначається за наступною формулою:

$$\alpha = 4,84 \cdot \frac{\int_{R_{\min}}^{R_{\max}} R^2 p(R) dR}{\left[ \int_{R_{\min}}^{R_{\max}} R^3 p(R) dR \right]^{2/3}}, \quad (3.84)$$

а універсальна залежність для визначення сумарної поверхні контакту фаз при сепарації багатоконпонентних двофазних систем зі сполученим тепломасоперенесенням залишається незмінною.

Таким чином, застосування імовірнісного підходу до створення континуальної моделі, задача про визначення поверхні розділу фаз зводиться до визначення коефіцієнта  $\alpha$ , який залежить від функції розподілу густини імовірності випадкової величини, що описує розподіл частинок дисперсної фази за їх розмірами.

### 3.1.4.2 Окремі випадки визначення коефіцієнта поверхні розділу фаз

**Рівномірний закон розподілу.** Розглянемо рівномірний закон розподілу неперервної випадкової величини, що описує розподіл частинок. У цьому випадку густина імовірності визначається за наступною формулою:

$$p(R) = 1/(R_{\max} - R_{\min}) = \text{const.} \quad (3.85)$$

Підстановка цієї залежності до формули (3.14) дозволяє встановити вираз для коефіцієнта поверхні розділу фаз. У результаті можна отримати наступний вираз (рисунок 3.9):

$$\alpha = 4,06 \cdot \frac{1 + \frac{R_{\min}}{R_{\max}} + \left(\frac{R_{\min}}{R_{\max}}\right)^2}{\left(1 + \frac{R_{\min}}{R_{\max}}\right) \left[1 + \left(\frac{R_{\min}}{R_{\max}}\right)^2\right]}. \quad (3.86)$$

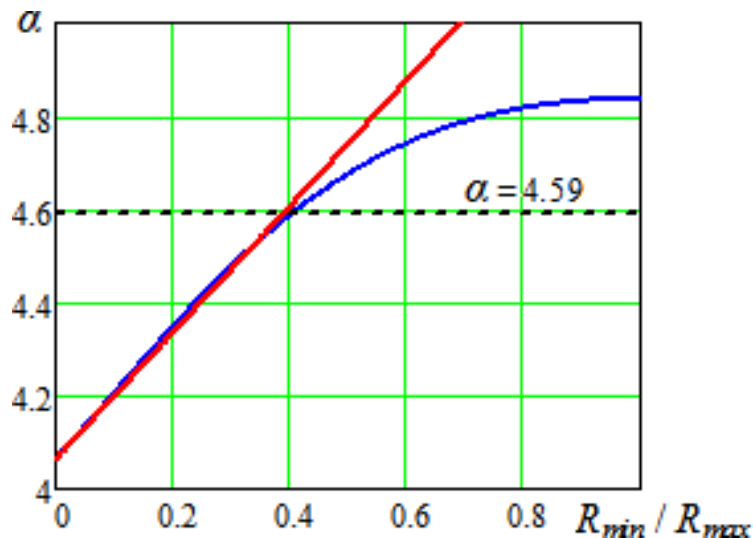


Рисунок 3.9 – Залежність коефіцієнта поверхні розділу фаз від коефіцієнта варіації для рівномірного закону розподілу

Таким чином, для усього діапазону зміни відношення  $R_{min} / R_{max}$  значення коефіцієнта поверхні розділу фаз змінюється несуттєво у діапазоні  $\alpha = 4,06\text{--}4,84$ . Точні значення границь цього діапазону:  $\alpha_{min} = 4^3\sqrt{9\pi} \approx 4,06$  – для максимально широкого діапазону зміни розмірів частинок ( $R_{min} / R_{max} \rightarrow 0$ );  $\alpha_{max} = 4^3\sqrt{36\pi} \approx 4,84$  – для максимально вузького діапазону зміни розміру частинок ( $R_{min} / R_{max} \rightarrow 1$ ). При цьому середнє інтегральне значення для усього діапазону зміни відношення  $R_{min} / R_{max}$ :

$$\alpha = \int_0^1 4,06 \cdot \frac{1 + \frac{R_{min}}{R_{max}} + \left(\frac{R_{min}}{R_{max}}\right)^2}{\left(1 + \frac{R_{min}}{R_{max}}\right) \left(1 + \left(\frac{R_{min}}{R_{max}}\right)^2\right)} d\left(\frac{R_{min}}{R_{max}}\right) \approx 4,59. \quad (3.87)$$

Слід зазначити, що для випадку наявності у середовищі частинок із відносно широким діапазоном зміни їх розміру ( $R_{min} / R_{max} < 0,4$ ), доцільним є представлення виразу для коефіцієнта поверхні розділу фаз у лінеаризованому вигляді. Так, застосувавши ряд Маклорена відносно відношення  $R_{min} / R_{max}$  з утриманням членів першого порядку малості, можна отримати (рисунок 3.9):

$$\alpha \approx 4,06 \cdot \left(1 + \frac{1}{3} \frac{R_{min}}{R_{max}}\right). \quad (3.88)$$

Таким чином, для відносно широкого діапазону зміни розміру частинок ( $R_{min} / R_{max} \rightarrow 0$ ) можна з достатньою для практичних цілей точністю обирати значення коефіцієнта поверхні розділу фаз  $\alpha = 4,06$ .

Нормальний закон розподілу. Для нормального закону розподілу неперервної випадкової величини, що описує розподіл частинок, густина імовірності визначається за наступною формулою:

$$p(R) = \frac{a}{\sqrt{2\pi\sigma}} \exp\left[-\frac{(R - R)^2}{2\sigma^2}\right], \quad (3.89)$$

де  $\bar{R}$  – математичне очікування неперервної випадкової величини як середній радіус частинок;  $\sigma$  – середньоквадратичне відхилення, яке традиційно визначається за формулою:

$$\sigma = \kappa \bar{R}, \quad (3.90)$$

де  $\kappa$  – коефіцієнт варіації.

Нормалізуючий множник  $a$  введений з огляду на те, що розміри частинок дисперсної фази змінюються у діапазоні  $[R_{min}, R_{max}]$  замість традиційного  $[0, \infty)$ .

З урахуванням виразу (3.71), нормалізуючий множник визначається за наступною формулою:

$$a = \frac{\sqrt{2\pi}\sigma}{\int_{R_{min}}^{R_{max}} \exp\left[-\frac{(R-\bar{R})^2}{2\sigma^2}\right] dR}. \quad (3.91)$$

Підстановка цієї залежності до формули (3.74) дозволяє встановити вираз для коефіцієнта поверхні розділу фаз. З огляду на достатню складність цієї залежності, доцільним є використання правила  $3\sigma$  для визначення границь діапазону найбільш імовірних значень розмірів частинок.

$$\begin{aligned} R_{min} &= \bar{R} - 3\sigma = (1 - 3\kappa)\bar{R}; \\ R_{max} &= \bar{R} + 3\sigma = (1 + 3\kappa)\bar{R}. \end{aligned} \quad (3.92)$$

При цьому можна показати, що вираз для коефіцієнту поверхні розділу фаз не залежить від розміру частинок, а лише від коефіцієнта варіації, та з точністю до членів другого порядку малості він може бути представлений наступною аналітичною залежністю:

$$\alpha = 4,84 \cdot (1 - 0,52\kappa^{5/3}). \quad (3.93)$$

Слід зазначити, що у максимально можливому діапазоні зміни коефіцієнта варіації  $\kappa = [0, 1/3]$  значення коефіцієнта поверхні розділу фаз змінюється несуттєво у діапазоні  $\alpha = 4,44\text{--}4,84$ . При цьому середнє інтегральне значення для усього діапазону зміни коефіцієнта варіації (рисунок 3.10):

$$\alpha = 4 \cdot \int_0^{1/3} 4,84 \cdot (1 - 0,52\kappa^{5/3}) d\kappa \approx 4,69. \quad (3.94)$$

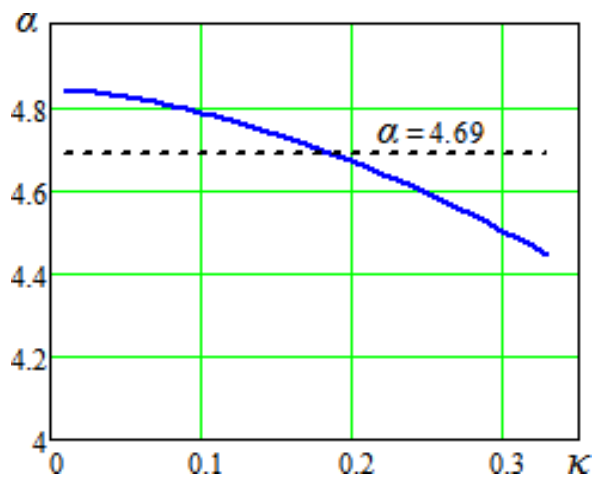


Рисунок 3.10 – Залежність коефіцієнта поверхні розділу фаз від коефіцієнта варіації для нормального закону розподілу

Таким чином, для достатньою для практичних цілей точністю можна обирати значення коефіцієнту поверхні розділу фаз  $\alpha = 4,69$ .

### 3.1.5 Гідродинамічні особливості руху газорідного потоку в плоскому каналі сепараційного пристрою з вібруючою стінкою

Процеси сепарації багатоконпонентних гетерогенних систем є одними з найскладніших при фізичному і математичному описі, в той же час вони широко використовуються в хімічній та нафтогазовій промисловості [67]. Високотехнологічне обладнання повинно мати високі показниками

енергоефективності та надійності. Проблема запобігання аварійних ситуацій в існуючому компресорному обладнанні, а також збільшення зносу робочих частин машин і апаратів є актуальною в хімічній і нафтовій промисловості, насосній і компресорній техніці. Перші спроби впровадження інерційних і фільтруючих способів сепарації та відповідних сепараційних пристроїв були зроблені Сумським державним університетом у 2003 році. У 2007 році SulzerAG (Mellachevron®) і Koch-Glitsch (FLEXICHEVRONTM) запропонували свої технічні рішення для проектування подвійних жалюзійних пакетів, пасток і дренажних каналів, які були введені в масове виробництво в 2013 році.

На основі аналізу можливих шляхів поліпшення існуючого сепараційного обладнання запропонована нова технологія вібраційного і інерційного розділення газорідних потоків, представлена в роботі [54]. Однак існуючі математичні моделі не охоплюють всі аспекти опису фізичних особливостей робочих процесів гідромеханіки, тепломасопереносу в відповідному обладнанні для розділення і очищення. Більш того, всі останні дослідження засновані на складних нелінійних моделях, які не можуть бути вирішені безпосередньо. У зв'язку з цим, існує велика різноманітність обчислювальних методів дослідження і підходів чисельного моделювання. Однак вони не дозволяють прогнозувати поведінку комплексної гідромеханічної системи в широкому діапазоні її робочих параметрів.

У зв'язку з вищевикладеним, представлена нижче методологія досліджень, намагається узагальнити останні підходи, зберігаючи в якості переваги порівняльну простоту і ясність запропонованого підходу. Метою дослідження є підвищення ефективності сепарації шляхом впливу вібрації на газорідний потік. Мета досягається шляхом застосування явища виборчої коагуляції краплин рідини шляхом вирішення наступних завдань: створення математичної моделі гідромеханічної системи «вібруюча стінка - газорідний потік»; ідентифікація залежностей для товщини пристінкового шару; оцінка зон по мінімальному тиску; обґрунтування явища коагуляції рідинних крапель. Наукова новизна за пропонованого підходу в порівнянні з вищезгаданими роботами полягає в створенні математичної моделі, здатної оцінити аналітичні залежності між ефективністю процесу розділення і

початковими параметрами сепараційного пристрою, тим самим визначається товщина пристінкового шару, будуються траєкторії частинок і виявляються локальні зони мінімального тиску.

Розглядається рух газорідного потоку в плоскому напів-нескінченному каналі між двома паралельними стінами. Одна зі стінок є жорсткою, друга - моногармонійно коливається з амплітудою швидкості коливань  $a$  (м/с), кутовою частотою  $\omega_0$  (рад/с) і хвилі довжиною  $L = 2\pi/\lambda$ , де  $L$  - параметр хвилі ( $\text{м}^{-1}$ ). Всі сили негідродинамічної природи в газорідному потоці вважаються відсутні, або їх вплив на рух крапель рідини досить незначний. Розрахункова схема представлена на рисунку 3.11.

У науково-дослідній роботі [68] показано, що лінії струму в такому каналі визначаються з використанням такої системи нелінійних і нестационарних параметричних рівнянь з повторюванням за часом  $t$  (с) і за координатами  $x, y$  (м) частинки що досліджується в газорідному потоці:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dx}{dt} = \frac{6y}{h^3} (h-y) \left[ q_0 + \frac{a}{\lambda} (1 - \cos \lambda x) \sin \omega_0 t \right]; \\ \frac{dy}{dt} = \frac{a}{h^3} (h-y)^2 (2y+h) \sin \lambda x \sin \omega_0 t, \end{array} \right. \quad (3.95)$$

де;  $h$  - ширина каналу (м);  $q_0$  - питома швидкість потоку ( $\text{м}^2 / \text{с}$ ).

У цьому рівнянні швидкість на вході  $u_0$  (м/с) залежить від вертикальної координати  $y$  [69]:

$$u_0 = \frac{6q_0}{h^3} y(h-y). \quad (3.96)$$

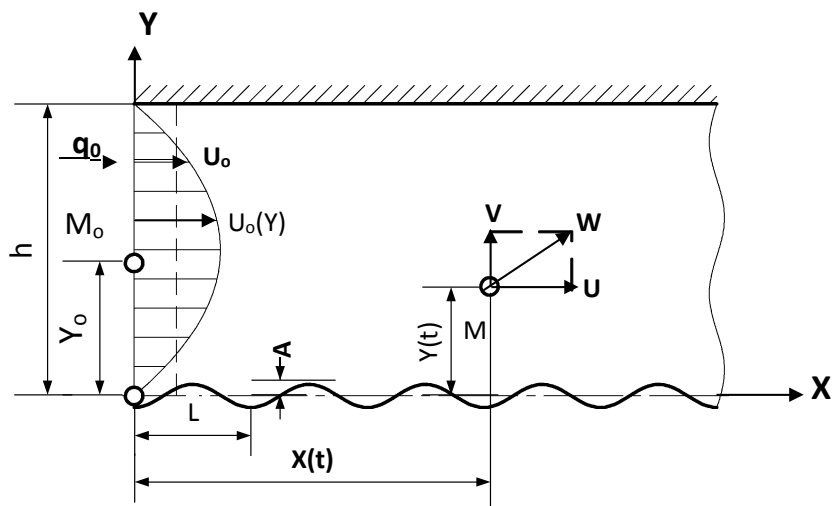


Рисунок 3.11 - Розрахункова схема

$A = a/\omega_0$  - амплітуда коливань (м);  $M_0$  - початкове положення частинки;  $u, v$  - компоненти повної швидкості  $w$  (м/с).

Система є нелінійною і не може бути вирішена безпосередньо. Таким чином, необхідно розглядати частковий випадок для отримання достатнього наближення аналітичного рішення з якісно допустимою відносною похибкою в порівнянні з результатами чисельного моделювання. Практично цінний приклад стосується випадку, коли швидкість потоку  $q_0$  домінує амплітуду  $\Delta q_a = 2a/\lambda$  швидкості потоку коливань  $\Delta q = a/\lambda \cdot (1 - \cos \lambda x) \sin \omega_0 t$  в результаті впливу стінки що коливається на газорідний потік. У зв'язку з вищевикладеним в якості відношення значення амплітуди додаткової витрати  $\Delta q_a$  до питомої витрати  $q_0$  слід додати наступний безрозмірний критерій: потоку:

$$Cr_1 = \frac{\Delta q_a}{q_0} = \frac{2a}{\lambda q_0} = \frac{2}{\lambda h} \frac{a}{\bar{u}_0}, \quad (3.97)$$

де  $\bar{u}_0 = q_0/h$  середня швидкість на вході як співвідношенні витрати  $q_0$  і висоти  $h$  каналу поділу, (м/с).

У разі  $Cr_1 \ll 1$ , система (3.95) приймає наступну спрощену форму:



$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = \frac{6y}{h^3} (h-y) q_0; \\ \frac{dy}{dt} = \frac{\kappa_2 a}{h^3} (h-y) (2y+h) \sin \lambda x \sin \omega_0 t. \end{cases} \quad (3.98)$$

Оскільки вплив стінки, що коливається на потік переважає в тісній області  $y/h \ll 1$ , останню систему можна спростити, використовуючи послідовне розширення, що зберігає члени першого порядку:

$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = \frac{6\kappa_1}{h} q_0; \\ \frac{dy}{dt} = \kappa_2 a \sin \lambda x \sin \omega_0 t, \end{cases} \quad (3.99)$$

де безрозмірний  $\kappa_1, \kappa_2$  набувають наступної форми:

$$\kappa_1 = \frac{y_0}{h} \left( 1 - \frac{y_0}{h} \right); \quad \kappa_2 = \left( 1 - \frac{y_0}{h} \right) \left( 1 + \frac{2y_0}{h} \right), \quad (3.100)$$

і  $y_0 = y(0)$  є початкова координата в якості початкової висоти частки.

Рішення системи (3.99) при початкових умовах  $x(0) = 0$  і  $y(0) = y_0$  дозволяє отримати аналітичний розв'язок швидкісних складових газорідного потоку:

$$\begin{cases} x(t) = u_0 t; \\ y(t) = y_0 + \frac{1}{2} \frac{\kappa_2 a}{\omega_0} \left( \frac{\sin \omega_1 t}{\omega_1} - \frac{\sin \omega_2 t}{\omega_2} \right), \end{cases} \quad (3.101)$$

де введені такі частоти:

$$\omega_1 = \omega_0 - \lambda u_0; \quad \omega_2 = \omega_0 + \lambda u_0. \quad (3.102)$$

Таким чином, рішення (3.101) вказує на наявність бігармонічних коливань частинок з частотами  $\omega_{2,1} = \omega_0 \pm \lambda u_0$  і, відповідно, періоди  $T_{2,1} = 2\pi/(\omega_0 \pm \lambda u_0)$ .

Наступний критерій

$$Cr_2 = \lambda u_0 / \omega_0 \quad (3.103)$$

дозволяє розглядати два різних випадку. Для малих довжин хвиль ( $Cr_2 \gg 1$ ), розкладання правій частині рівняння (3.103) у ряд Тейлора по відношенню до частоти  $C_0$  з точністю першого порядку дозволяє отримання наступної апроксимації:

$$\begin{cases} x(t) = u_0 t; \\ y(t) = y_0 - \frac{\kappa a}{\lambda u_0} \sin \lambda u_0 t \cos \omega_0 t. \end{cases} \quad (3.104)$$

В іншому випадку, коли  $Cr_2 \ll 1$  (випадок щодо довгих хвиль) може бути знайдений:

$$\begin{cases} x(t) = u_0 t; \\ y(t) = y_0 - \frac{\kappa a}{\omega_0} \sin \lambda u_0 t \cos \omega_0 t. \end{cases} \quad (3.105)$$

Товщина пристінного шару. Аналіз вищевказаних формул дозволяє сказати, що частинки досягають стінки, що коливається в разі, коли початкова координатою  $y_0$  не перевищує граничне значення  $y_0^b$ . Аналітично введення безрозмірного параметру  $\kappa_3 = a/(\omega_0 h)$  дозволяє отримати наступні залежності для визначення діапазону товщини пристінного шару:

$$\begin{aligned} y_{0 \min}^b &= \kappa_3 h \left(1 - 3\kappa_3^2\right); \\ y_{0 \max}^b &= 0,29h \sqrt{Cr_1}. \end{aligned} \quad (3.106)$$

Траєкторії часток. Траєкторії часток можна описати таким рівнянням:

$$y(x) = y_0 + \frac{1}{2} \kappa_2 a \left( \frac{\sin \lambda_1 x}{\lambda_1} - \frac{\sin \lambda_2 x}{\lambda_2} \right) \quad (3.107)$$

де введені параметри хвилі:

$$\lambda_{1,2} = \lambda \mp \frac{\omega_0}{u^0} = \left( 1 \mp \frac{1}{Cr^2} \right) \lambda. \quad (3.108)$$

Таким чином, в загальному випадку, частки рідин проводять бігармонічні коливання з довжинами хвиль  $L_{1,2} = 2\pi/\lambda_{1,2}$ , які відрізняються від природної довжиною хвилі  $L = 2\pi/\lambda$  коливання стінки.

Більш точно визначення траєкторій може бути реалізовано для відносних координат:

$$\begin{aligned} \xi(t) &= \frac{\lambda h \omega_0}{6 \kappa_1 a} [x(t) - u_0 t]; \\ \eta(t) &= \frac{2 \lambda u_0}{\kappa_2 a} [y(t) - y_0] \end{aligned} \quad (3.109)$$

за допомогою методу малих збурень [70,71]. Відносні траєкторії являють собою еліпси.

Локальні області мінімального тиску. Для визначення локальних зон мінімального тиску в газорідного потоку, дослідження поля тиску як функцію координат  $x$ ,  $y$  і часу  $t$  на екстремумі реалізується з використанням методів математичного аналізу.

Функція тиску, отримана в науково-дослідній роботі [68] має такий спрощений аналітичний вигляд:

$$p(x, y, t) = p_0 - \frac{6\mu a}{h^3} \frac{(1 + Cr)^{2x}}{\lambda} - \left( \frac{y}{h} - y \right) + \frac{2}{\lambda^2} \sin \frac{x \sin \omega t}{\lambda}, \quad (3.110)$$

де безрозмірний параметр

$$Cr_3 = q_0 \lambda / a. \quad (3.111)$$

Для випадку  $Cr_3 \ll 1$  (незначні питомі швидкості потоку рідини  $q_0$  і відносно велика довжина хвилі  $L = 2\pi/\lambda$  при відносно високому значенні швидкості вібрації  $a$ ), функція тиску має наступні точки нульового градієнта тиску:

$$\begin{cases} x_n = \frac{1}{\lambda} \left( \arccos \frac{1}{1 + \lambda^2 h^2 / 8} + 2\pi n \right), & (n \in Z); \\ y_n = h/2. \end{cases} \quad (3.112)$$

Використовуючи ряд Тейлора дозволяє отримати спрощену залежність для координат  $x_n$ :

$$x_n = \frac{h}{2} - \frac{5}{192} \lambda^2 h^3 + \frac{2\pi n}{\lambda}. \quad (3.113)$$

Це доводить, що області локального мінімуму тиску зміщені щодо хвильових петель. Крім того, відстань між сусідніми зонами ( $x_{n+1} - x_n$ ) дорівнює довжині хвилі  $L = 2\pi/\lambda$ .

Цей факт, а також періодичний елемент  $\sin \omega t$  вказує на те, що вплив вібрації на потік може здійснюватися різними способами. У разі малих довжин хвиль, коли  $2\pi/(\lambda d) > 1$  ( $d$  - діаметр крапель рідини), частки, навпаки, рухаються між сусідніми областями мінімального тиску, сприяють розриву крапель більших, ніж довжина хвилі.

В іншому випадку, це призводить до коливань крапель рідини в межах сусідніх областей мінімального локального тиску. Це призводить до коагуляції крапель з діаметром  $d$  меншим довжини хвилі  $L$ .

Крім того, дані випадки дозволяють пропонувати застосування ефекту селективного поділу шляхом впливу на потік через вібрацію, які представляють собою суперпозицію двох хвиль різної довжини  $L_I$  і  $L_{II}$  ( $L_I < L_{II}$ ) зсунуті по фазі. В цьому випадку процес коагуляції крапель рідини може бути реалізований з діаметрами в діапазоні  $[L_I, L_{II}]$ .

Чисельні результати моделювання. Система нелінійних диференціальних рівнянь (3.20), що описує потік рідини в плоскому каналі з стінкою, що коливається не може бути вирішена безпосередньо за допомогою будь-яких аналітичних підходів. Тим не менш, вона може бути вирішена чисельно, зокрема, за допомогою методу Рунге-Кутта. У цьому випадку вводиться вектор рядок координат:

$$\begin{aligned} \{Y(t)\} &= \begin{Bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{Bmatrix} = \begin{Bmatrix} x(t) \\ y(t) \end{Bmatrix} \end{aligned} \quad (3.114)$$

з його початковим значенням  $\{Y\}_0 = \{Y(0)\} = \{0; y_0\}$   $T$ , а також вектор-рядок приватних похідних створюється:

$$D = \begin{Bmatrix} \left[ 6Y_2 \left( 1 - \frac{Y_2}{h} \right) \left[ q_0 + \frac{a\varphi}{2} (1 - \cos \lambda Y) \right] \right. \\ \left. \left[ 1 - \frac{Y_2}{h} \right] \left[ 1 + \frac{2Y_2}{h} \right] a\varphi \sin \lambda Y_1 \right] \end{Bmatrix} \quad (3.115)$$

де  $\varphi(t) = \sin \omega t$  є функцією часу.

Поле швидкості потоку може бути представлено в комплексній площині з наступним реальним і уявними частинками (компонентами вектора швидкості потоку):

$$u = \frac{6y}{h^2} \left(1 - \frac{y}{h}\right) \left[ q_0 + \frac{a\varphi}{\lambda} (1 - \cos \lambda x) \right];$$

$$v = \left(1 - \frac{y}{h}\right) \left(1 + \frac{2y}{h}\right) a\varphi \sin \lambda x. \quad (3.116)$$

В якості прикладу розглядається потік рідини в плоскому каналі з наступними параметрами: висота каналу  $h = 0,1$  м, початкова швидкість  $u_0^{in} = 0,1$  м / с, динамічна в'язкість середовища  $\mu = 1 \cdot 10^{-3}$  Па · с, амплітуда коливань прогинів  $A = 1 \cdot 10^{-3}$  м, частота  $F = 50$  Гц, довжина хвилі  $L = 5 \cdot 10^{-3}$  м.

В результаті виходять такі параметри: питома витрата  $q_0 = 0,01$  м / с, хвильові параметри:  $\lambda = 1257$  м<sup>-1</sup>,  $\omega_0 = 314$  рад / с; амплітуда швидкості вібрації  $a = 0,31$  м / с. Критерії безрозмірні:  $Cr_1 = 0,05$ ,  $Cr_2 = 0,6$ . Область поблизу стінки знаходиться в діапазоні  $(1,0-6,5) \cdot 10^{-3}$  м.

Для початкової координат  $y_0 = 2 \cdot 10^{-3}$  м, наступні безрозмірні коефіцієнти можуть бути обчислені:  $\kappa_1 = 0,02$ ,  $\kappa_2 = 0,99$ .

Початкова швидкість  $u_0 = 0,01$  м/с. Параметри хвиль:  $|\lambda_1| = 2,5 \cdot 10^3$  м<sup>-1</sup>,  $\lambda_2 = 2,8 \cdot 10^4$  м<sup>-1</sup>.

В результаті чисельного моделювання з використанням відповідного програмного забезпечення для автоматизованого проектування [54], можна отримати складне поле швидкостей.

Крім того, результати чисельного моделювання представлені на рисунку 3.12 в якості ліній току газорідинного потоку поблизу стінки плоского каналу, що коливається.

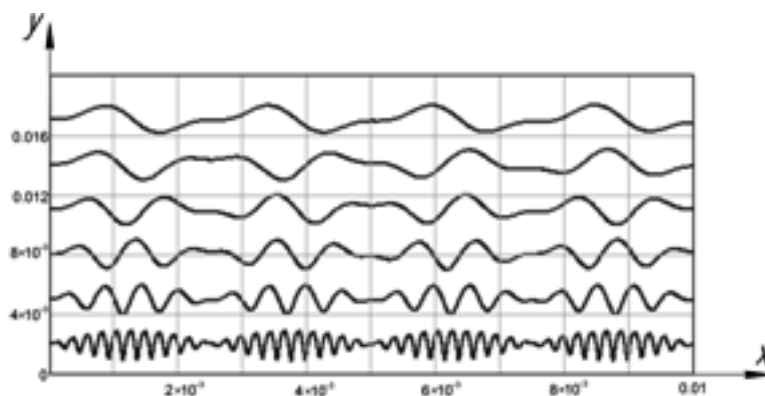


Рисунок 3.12 - Ліній току газорідинного потоку

На цьому рисунку чітко видно зменшення амплітуд коливань частинок в газорідному потоці на деякій відстані від стінки, що коливається. Крім того, частота цього вторинного процесу також знижується. Крім того, механічні удари спостерігаються в пристінній області через накладення двох коливань з близькими частотами. Той же ефект був експериментально [72] доведено.

Результати чисельних розрахунків показані на рисунку 3.12 відповідають аналітичним даним з достатньою точністю для практичних цілей, навіть для більш віддалених частинок від рухомої стінки.

## **3.2 Математичні (числові) моделювання процесів інерційно-фільтруючої, динамічної і вібраційної сепарації та супутніх процесів**

### **3.2.1 Чисельне моделювання процесів розділення у динамічних сепараційних пристроях**

Для дослідження газодинамічної сепарації [73], була виготовлена модель сепараційного елемента, за розмірами цього елемента створена тривимірна модель для розрахунку (комп'ютерного моделювання). Для спрощення розрахунків розглянемо лише один відбійний елемент динамічного сепараційного елемента, як наведено на рисунку 3.13.

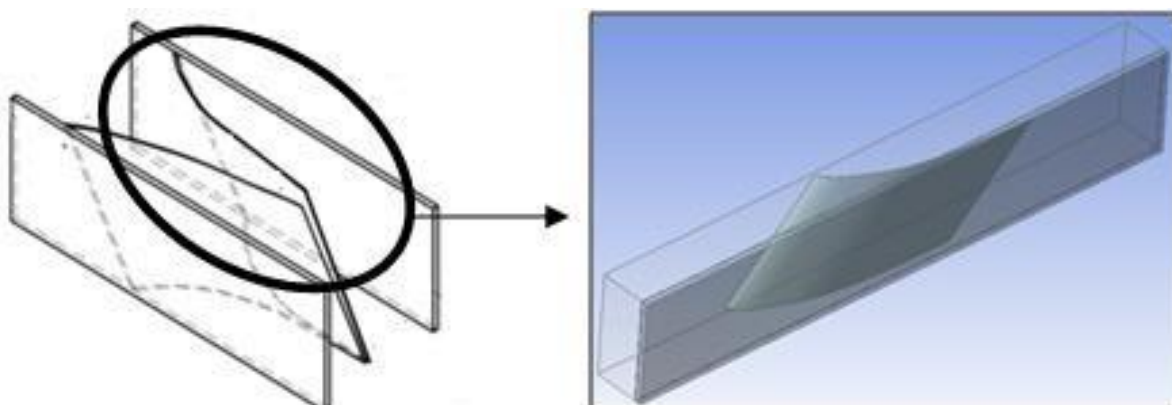


Рисунок 3.13 - Тривимірна розрахункова модель

Для розрахунку даної конструкції елемента скористаємось інструментом ANSYS, що має назву System Coupling. Моделювання в даному модулі має ряд

особливостей, наприклад використання, динамічної сітки, що автоматично перебудовується.

Оскільки, при проведенні експерименту прогноуються значні деформації відбійного елемента для розрахунку необхідно використовувати методи Remeshing, такі як: Localcell, Zone Remeshing. Для того, щоб більш доцільно використовувати ресурси обчислювальної техніки необхідно вищеперераховані методи використовувати вищеперераховані методи в комбінації з методом Smoothing, а саме Diffusion Smoothing. При перебудові сітки в наслідок деформації границі можуть виникати елементи з негативними об'ємами, наприклад в даній задачі це можливо при виході пластини з області, яка вважається рідкою. Для цього неможливо використовувати підхід з використанням додаткового інструменту - contactdetection, оскільки одна з границь, що може дотикатись являє собою границю FSI. Тож замість цього було прийнято ввести додаткову «площину» в структурному аналізі до якої буде доторкатись відбійний елемент і не буде проходити крізь неї.

Алгоритм налаштування задачі має наступний вигляд:

1) створюємо проект за схемою вказаною на рисунку 3.14;

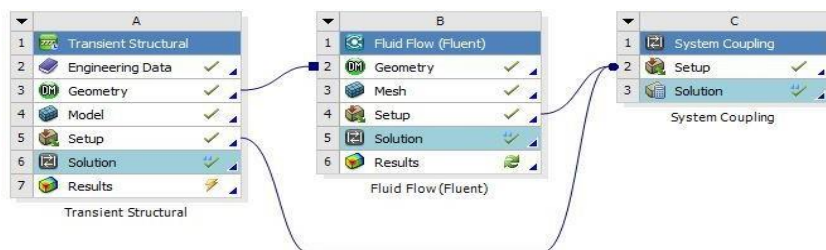


Рисунок 3.14 - Схем проекту при проведенні розрахунку за допомогою System Coupling

2) створюється розрахункова область як вказано, на рисунку 3.15, та призначуємо поверхні для вказання граничних умов, типів динамічних зон та ін.;

3) першою чергою налаштовуємо модуль Transient Structural:

3.1) налаштовуємо матеріал в Engineering data з властивостями: густина  $\rho = 910$  кг/м<sup>3</sup>; модуль Юнга  $E = 3600$  МПа; коефіцієнт Пуассона  $\nu = 0,42$ ;



3.2) для розрахунку залишаємо тільки тіла, що відносяться до структурного аналізу, генеруємо скінчено елементну розрахункову сітку, для відбійного елементу використовуємо метод Sweep. Для кращого співпадіння розрахункових сіток при даному аналізі використовуємо налаштування Free Face Mesh Type - All Tri;

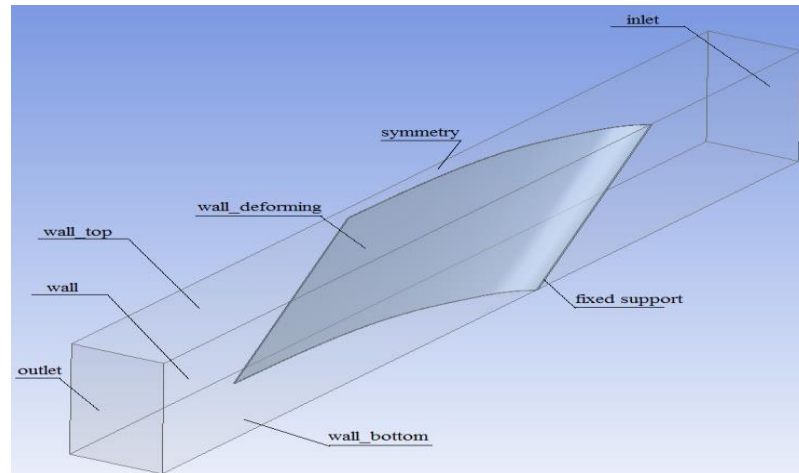


Рисунок 3.15 - Розрахункова модель для рідини та поверхні для завдання граничних умов та типів динамічних зон

3.3) потім вказуємо закріплення та поверхні на які будуть передаватись сили в модуль Fluent та з якого будуть передаватись переміщення;

3.4) налаштовуємо тривалість часу, необхідно враховувати, що він контролюється за допомогою System Coupling, але не може бути більшим за вказаний тут, також не можна використовувати автоматичні підкроки, для цього встановлюємо наступні налаштування: Auto Time Stepping - Off; Define by - Substeps ; Number off Substeps - 1;

3.5) необхідно враховувати, що файли з результатами являються дуже об'ємними тому для всіх елементів крім напружень та деформацій вимикаємо запис результатів;

3.6) налаштовуємо контакт між поверхнями, як вказано на рисунку 3.16, обираємо тип контакту Frictionless;

4) налаштовуємо модуль Fluent, для цього будуємо скінчено об'ємну розрахункову сітку;

4.1) для розрахунку обираються наступні моделі: модель турбулентності k-ε (Realizable);

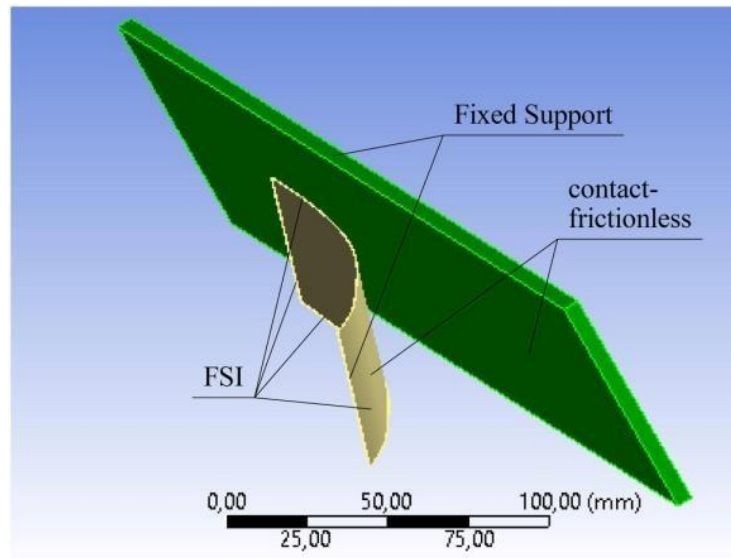


Рисунок 3.16 - Граничні умови для проведення розрахунків з використанням Transient Structural

4.2) задаються граничні умови: швидкість на вході (розрахунок проводився для значень від 3 – 6 м/с, з кроком 0,5 м/с, інтенсивність турбулентності 5% та гідравлічний діаметр 82 мм;

4.3) налаштовуються вказані методи для динамічної розрахункової сітки Remeshing, такі як: Localcell, Zone Remeshing, вказуємо зони для динамічної сітки: Stationary: inlet, outlet, symmetry, wall; Deforming: wall\_top, wall\_bottom; FSI: wall\_deforming;

4.4) обираються метод розв'язання (Scheme – Coupled; Spatial Discretization – Pressure = Simple , Momentum=Second Order Upwind, Turbulent Kinetic Energy=Second Order Upwind, Turbulent Dissipation Rate=Second Order Upwind);

4.5) проводиться ініціалізація розрахунку: Solution Initialization – Standard Initialization;

5) налаштовуємо System Coupling

5.1) налаштовуємо Analysis Settings(який буде контролювати розміри кроків для вирішувачів, та число пов'язаних ітерацій) Step Size - 0,001 с (такий шаг по часу був

обраний для коректного описання коливання відбійнику динамічного сепараційного елементу та стабільної перебудови сітки) Min. Iterations - 1, Max. Iterations - 10;

5.2) обираємо Data Transfer поверхні: wall\_deforming (Fluent) та FSI (Transient Structural);

б) запускаємо розв'язання.

В результаті проведених моделювань були знайдені траєкторії руху кромки пластини, що являється важливим для визначення частоти коливань пластини при її втраті стійкості. Вони наведені на рисунках 3.17 - 3.22.

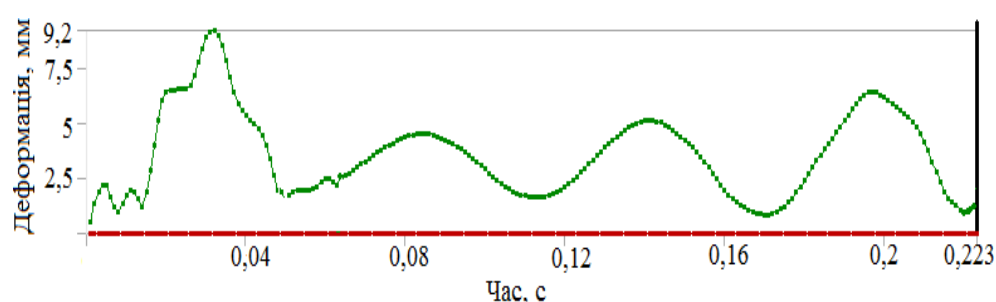


Рисунок 3.17 - Траєкторія руху кромки відбійного елементу при швидкостях входу 6 м/с

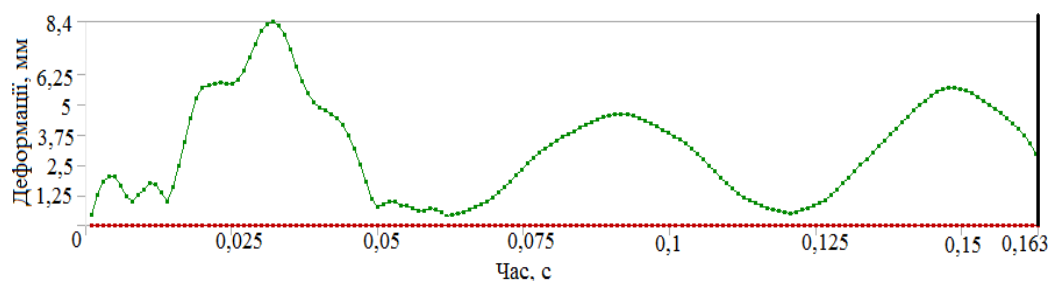


Рисунок 3.18 - Траєкторія руху кромки відбійного елементу при швидкостях входу 5,5 м/с

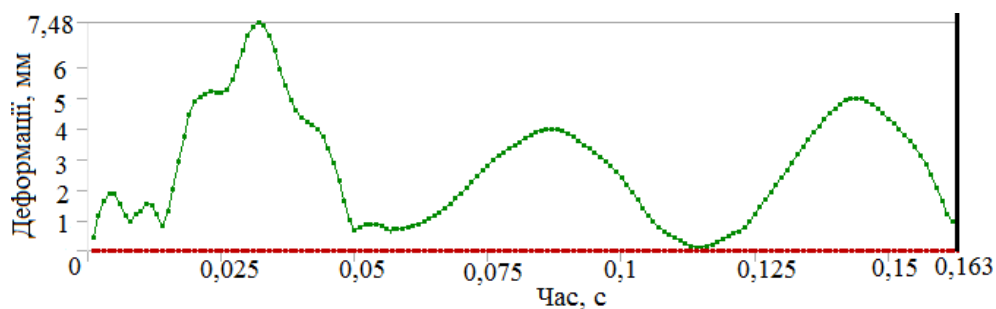


Рисунок 3.19 - Траєкторія руху кромки відбійного елементу при швидкостях входу 5 м/с

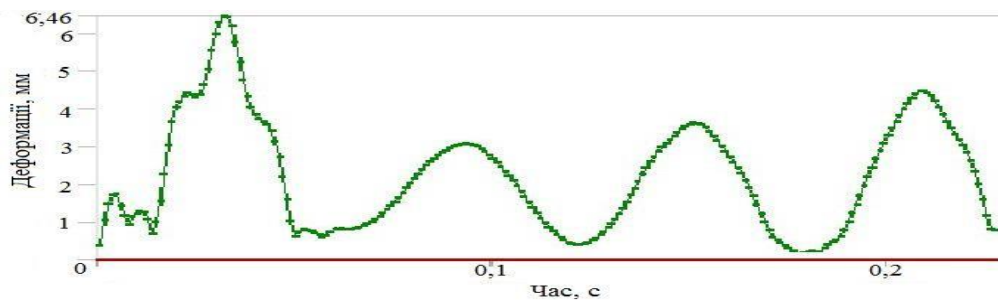


Рисунок 3.20 - Траєкторія руху кромки відбійного елемента при швидкостях входу 4,5 м/с

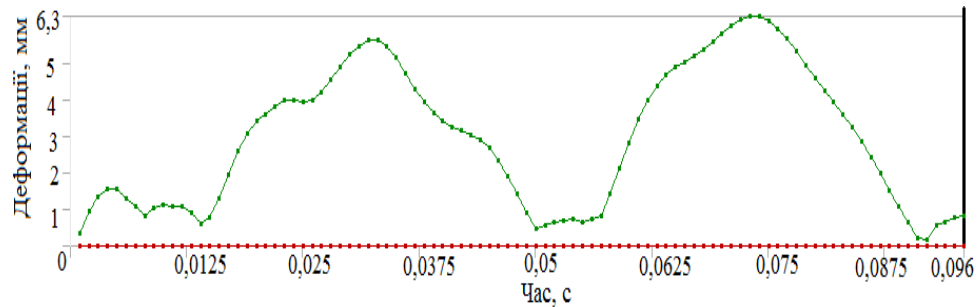


Рисунок 3.21 - Траєкторія руху кромки відбійного елемента при швидкостях входу 4 м/с

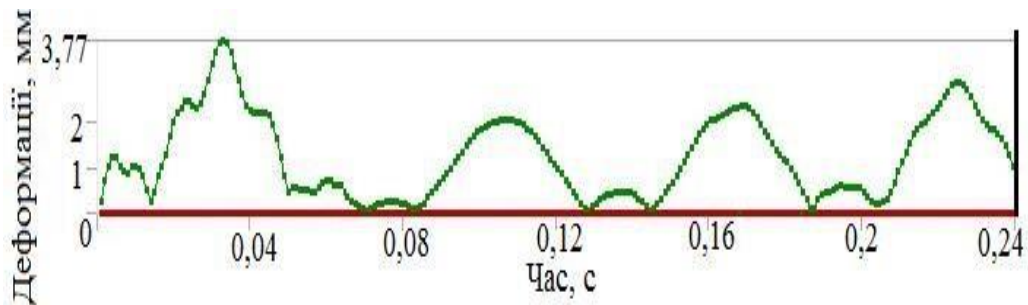


Рисунок 3.22 - Траєкторія руху кромки відбійного елемента при швидкостях входу 3 м/с

З даних траєкторій було визначена частота коливань пружних відбійних елементів, яка складає для швидкості входу 6 м/с - 105 Гц, 5,5 м/с - 110 Гц, 5 м/с - 112 Гц, 4,5 м/с - 125 Гц; 4 м/с - 153 Гц, 3 м/с - 104 Гц. Апроксимація отриманих даних забезпечується використанням поліноміальної залежності через програмне забезпечення MathCAD, отриманий графік наведений на рисунку 3.23. Як видно з рисунку 3.23, при значенні вхідного потоку швидкість 4 м/с спостерігається найбільша частота коливань, це можливо, якщо флатер має місце при цій швидкості.

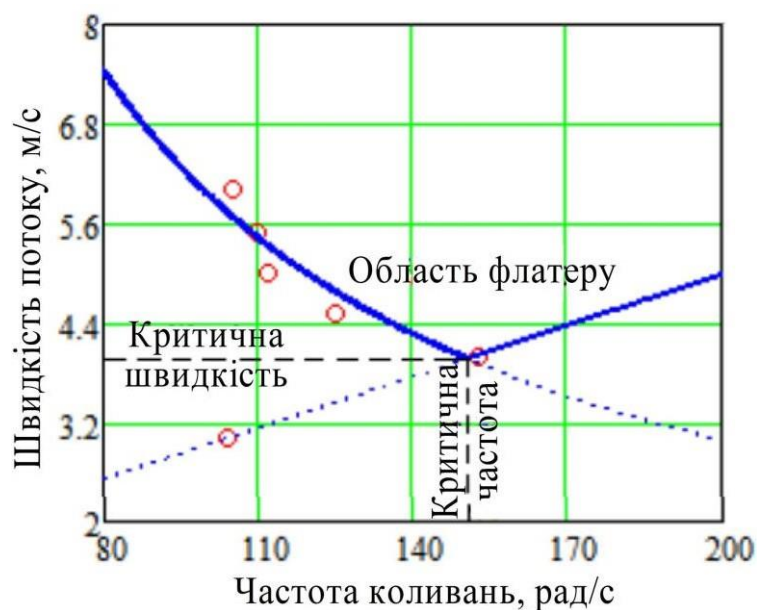


Рисунок 3.23 - Залежність між швидкістю потоку і частотою коливань деформованих елементів

Також у якості динамічного сепараційного елемента запропонований канал утворений пластинами синусоїдальної форми, що закріплені жорстко з боку входу газорідного потоку, а інший край має лише одну ступінь вільності в повздовжньому напрямку [23]. Під час проходження газорідного потоку, під дією динамічного тиску змінюють свою конфігурацію, що в свою чергу впливає на зміну параметрів потоку і навпаки. Краплини рідини, що знаходяться в потоці, потрапляючи в сепараційний канал, що має скривлену форму, під дією сил інерції відхиляються від скривленої траєкторії руху та осаджуються на стінках, формуючи плівку за рахунок дії сил поверхневого натягу. Осаджена рідина стікає під дією сил гравітації, виходячи з сепараційного пристрою через дренажні канали. На рисунку 3.24 вказана схема описаного каналу.

Враховуючи те що потік впливає на форму каналу, що в свою чергу викликає зміну параметрів потоку для розрахунку модульних сепараційних пристроїв даного типу необхідно вирішувати задачу аерогідропружності. На першому етапі досліджень актуальною задачею являється визначення залежності форми каналу від інтегрованого по поверхні каналу гідродинамічного тиску.

Для проведення чисельних моделювань аеропружної взаємодії газового потоку та пружних стінок синусоїдальної форми з врахуванням можливості виникнення динамічних ефектів за допомогою програмного комплексу ANSYS Workbench використовувались модулі Fluent, для розрахунку гідродинаміки, та Transient Structural, для дослідження напружено-деформованого стану. Дані модулі базуються на методах скінченних об'ємів та елементів, відповідно. Модулі поєднуються за допомогою двостороннього зв'язку в System Coupling.

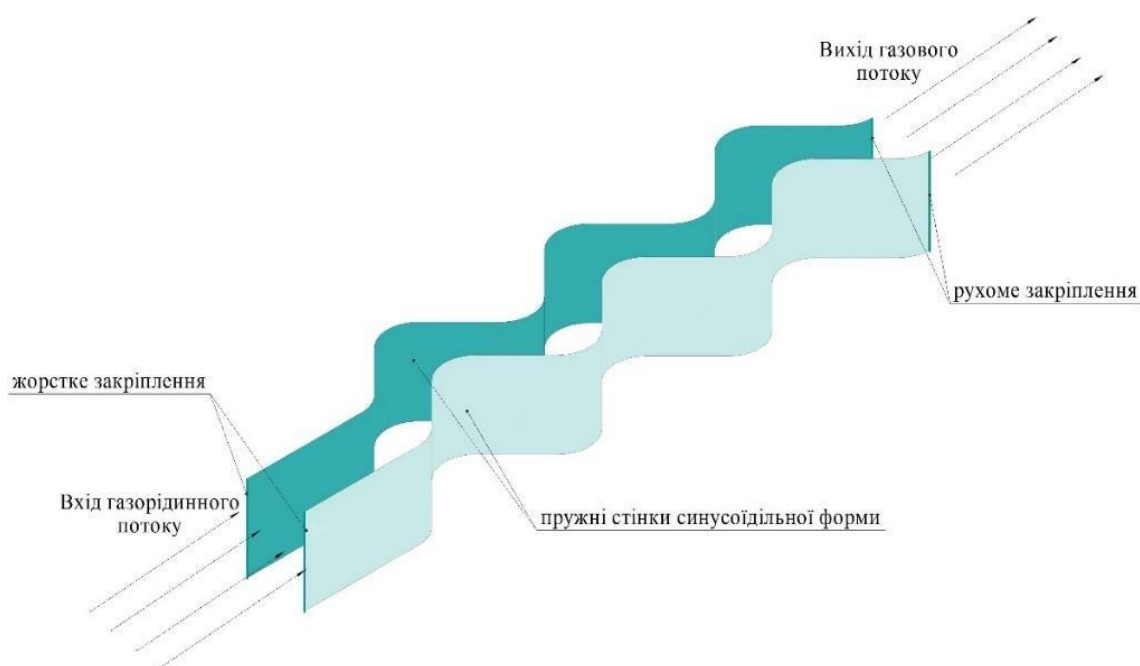


Рисунок 3.24 – Динамічний сепараційний пристрій з синусоїдальними пружними елементами

Першим етапом проведення будь-яких числових розрахунків являється створення тривимірної розрахункової моделі, що складається з fluid domain та пружних тіл (рисунок 3.25).

Другим етапом являється налаштування модулю Fluent, що починається з побудови скінченно об'ємної розрахункової сітки. Для цього були обрані наступні методи та функції форми: Sweep (Hex Dominated) – для побудови переважного гексоелементів тіла видавлювання; Curvature – для кращого описання синусоїдально форми каналу. Пограничний шар був побудований за допомогою опції – First Layer

Thickness (1 мм). Отримана розрахункова сітка має 3 мільйонна елементів, з наступними показниками якості: мінімальний Orthogonal Quality = 0,089; Skewness = 0,89. Граничні умови для проведення розрахунку гідродинаміки потоку вказані на рисунку 3.26.

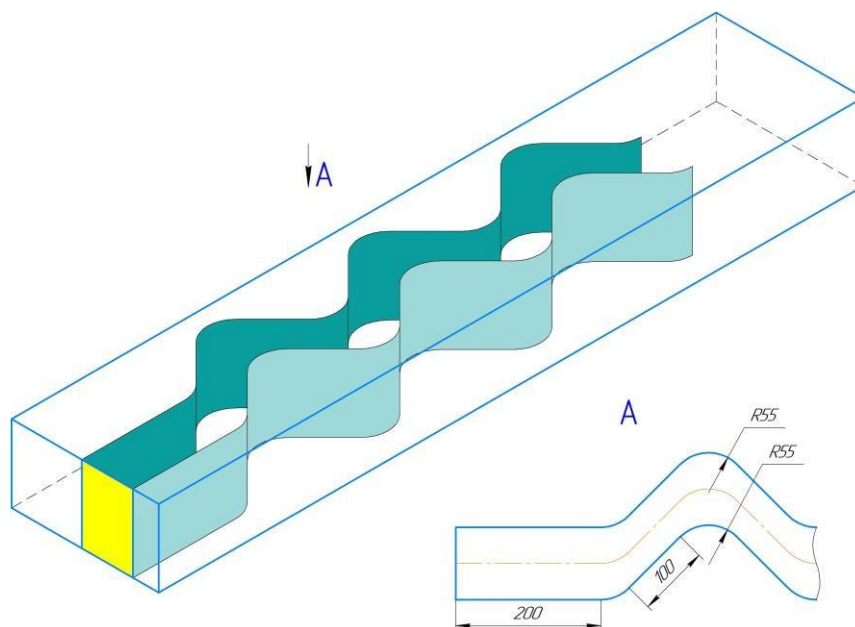


Рисунок 3.25 – Тривимірна розрахункова модель з вказанням розмірів

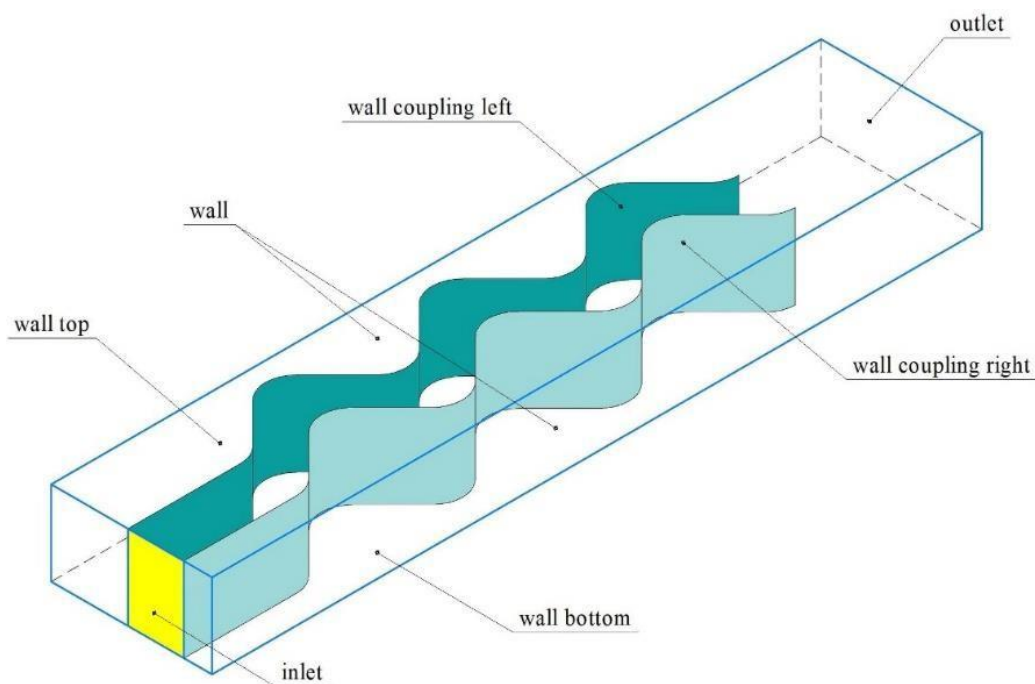


Рисунок 3.26 - Граничні умови для проведення розрахунку гідродинаміки потоку

Модель турбулентності була обрана k-ε (Standard), з стандартною функцією стінки та опцією Curvature correction для забезпечення більш високої точності розрахунку. Середовищем було нестисливе повітря. На вході граничною умовою була швидкість, що варіювалась від 5 м/с до 30 м/с, з кроком 5 м/с, інтенсивність турбулентності 5 % (відповідає середньому значенню) та гідравлічний діаметр 120 мм. На виході граничною умовою був надлишковий тиск 0 МПа, інтенсивність турбулентності 5 % та гідравлічний діаметр 220 мм.

Для забезпечення деформації fluid domain були обрані наступні методи динамічної сітки: Smoothing - Spring (число вузлів та їх зв'язки не змінюються, сітка деформується до заданих значень скошеності елементів та їх розмірів) та Remeshing – Local Cell, Zone Remeshing (сітка перебудовується якщо значення скошеності та розміри елементів перевищують задані, а отже число вузлів та зв'язки між ними не змінюються). При цьому була обрана опція Implicit Update, що перебудовує сітку повністю у випадку якщо Remeshing не вдалося перебудувати її частково. Налаштовані зони для вказаних на рисунку 3.26 поверхонь:

- System Coupling (з даних поверхонь передається сила, що діє на пружні елементи та вони деформуються разом з ними) – wall coupling left, wall coupling right. Необхідно відмітити, що для забезпечення деформації пограничного шару була обрана опція – Deform Adjacent Boundary Layer with Zone;

- Stationary (дані поверхні не деформуються, сітка не перебудовується за допомогою методу Remeshing) – inlet, outlet, wall right, wall left;

- Deforming (дані поверхні змінюються в результаті деформації пружних елементів, методи Smoothing та Remeshing) – wall right, wall left.

Третім етапом являється налаштування Transient Structural, в якому на першому етапі обираються властивості матеріалу. Був обраний ізотропний матеріал з наступними властивостями: густина  $\rho = 910 \text{ кг/м}^3$ ; модуль Юнга  $E = 1100 \text{ МПа}$ ; коефіцієнт Пуассона  $\nu = 0,42$ . Для розрахунку залишаємо тільки тіла, що відносяться до структурного аналізу та генеруємо скінчено елементну розрахункову сітку, використовуючи метод Sweep. Закріплення були вказані так як на рисунку 3.24.

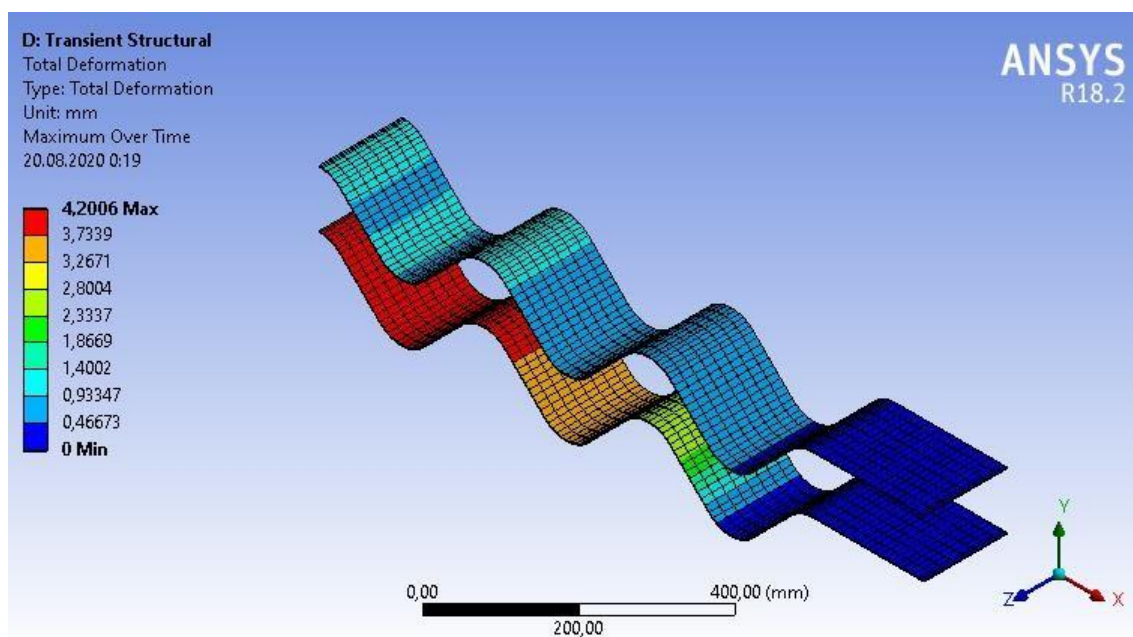


Четвертим етапом являється налаштуємо System Coupling, що керує часовим кроком в кожному з обраних модулів. Крок по часу був обраний 0,001 с для забезпечення коректного описання руху пружних елементів та перебудови динамічної сітки. Кількість ітерацій за один крок 20.

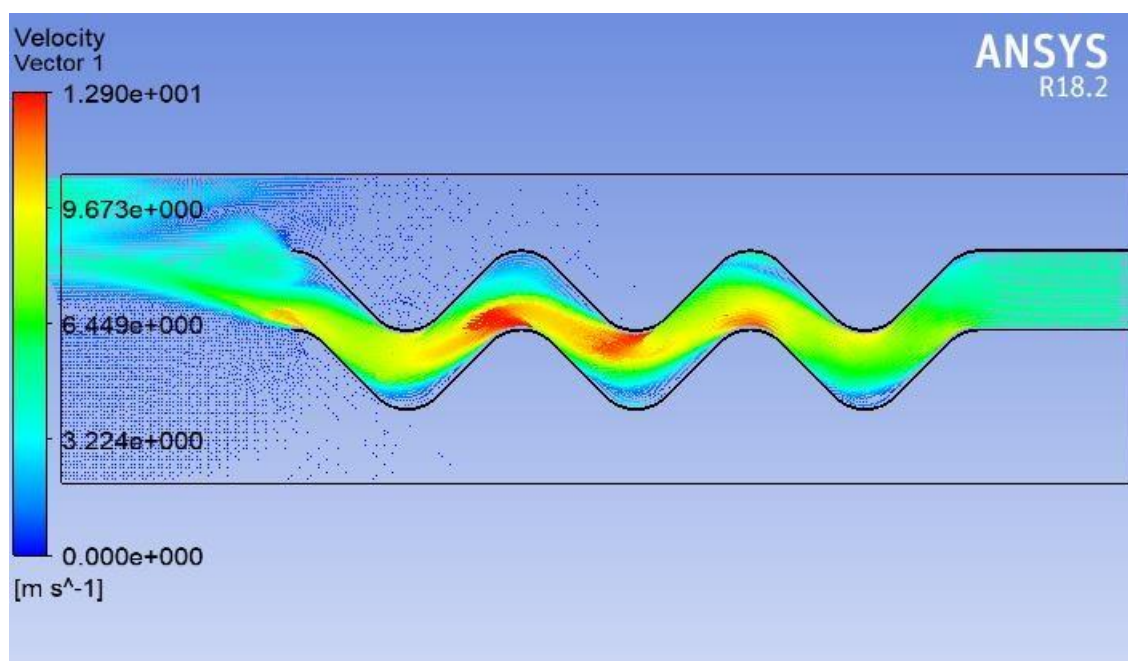
До таблиці 3.1 зведені результати числових розрахунків, а саме максимальні деформації пружних синусоїдальних каналів, інтегрована по поверхні сила в залежності від швидкості входу потоку. На рисунках 3.27 – 3.32 вказані результати числових моделювань.

Таблиця 3.1 - Максимальні деформації пружних синусоїдальних каналів, інтегрована по поверхні сила в залежності від швидкості входу потоку

Швидкість входу потоку, м/с	Максимальні поздовжні/поперечні деформації правого елемента, мм	Максимальні поздовжні/поперечні деформації лівого елемента, мм	Інтегрована по поверхні сила на правому елементі, Н	Інтегрована по поверхні сила на лівому елементі, Н
5	4,2	1	40	11
	2,8	0,5		
10	8,2	2,9	95	31
	4,7	1,7		
15	11	4,6	152	58
	6,2	2,2		
20	13,1	7,4	234	100
	7,3	3,9		
25	14,7	8,5	282	120
	8,2	4,9		
30	16,7	8,9	373	173
	9,1	3,2		

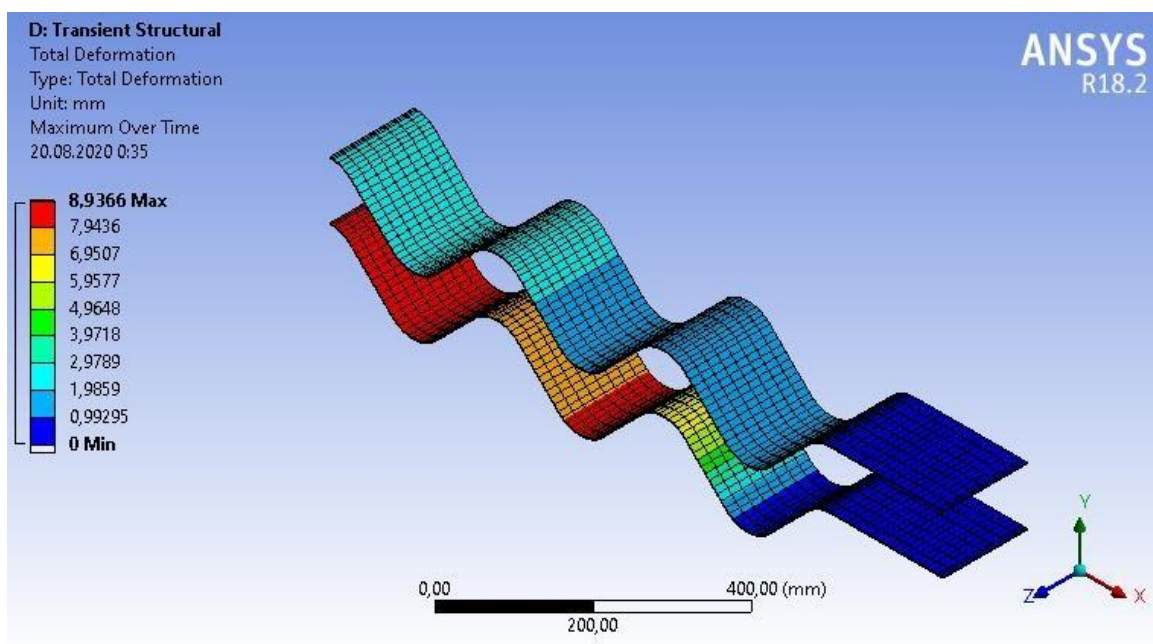


a)

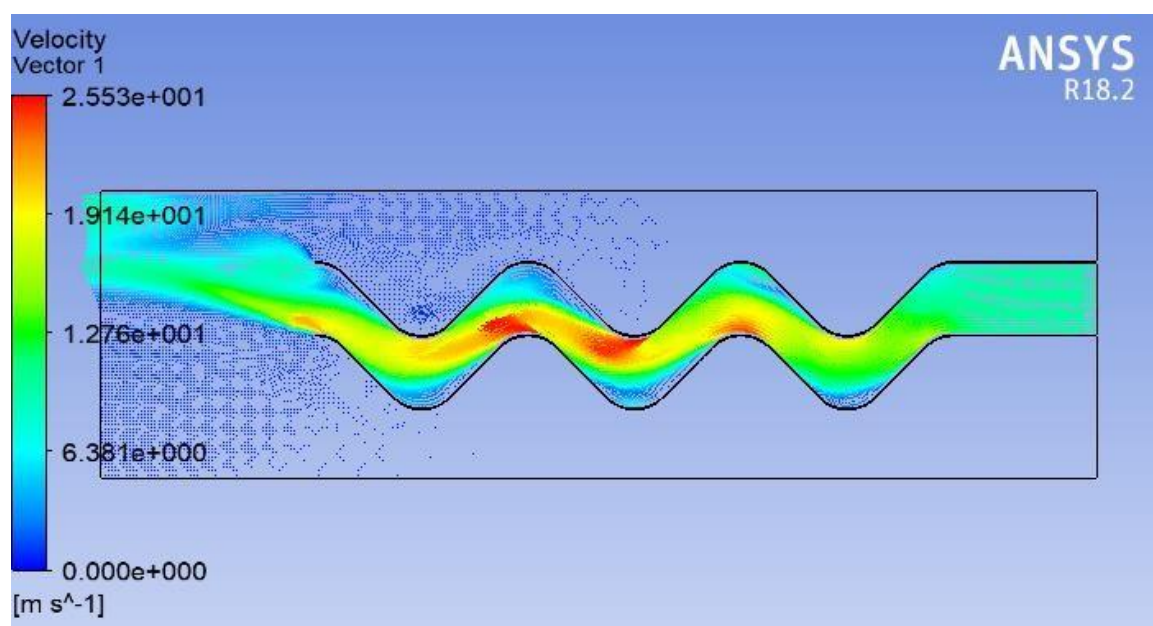


б)

Рисунок 3.27 – Деформації пружних синусоїдальних елементів (а) та поле векторів швидкості (б) для швидкості входу 5 м/с

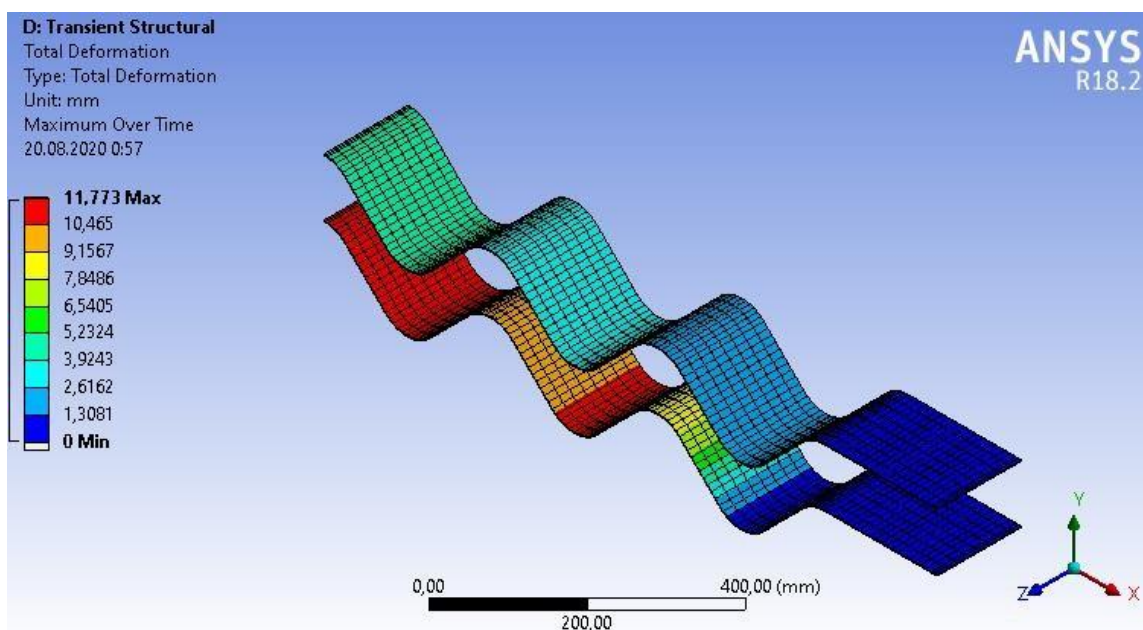


a)

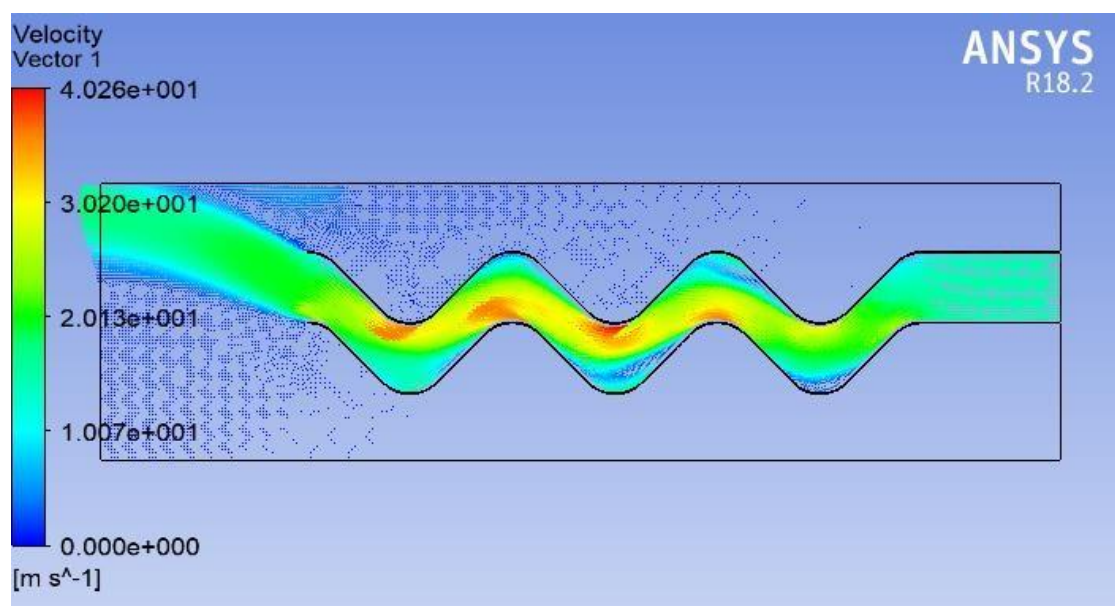


б)

Рисунок 3.28 – Деформації пружних синусоїдальних лементів (а) та поле векторів швидкості (б) для швидкості входу 10 м/с

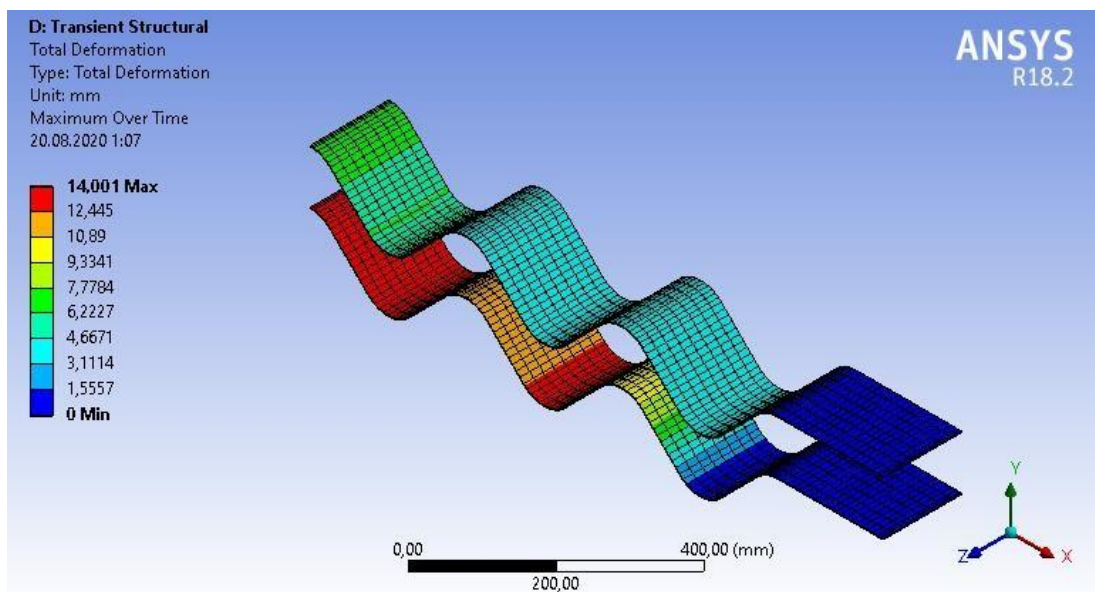


a)

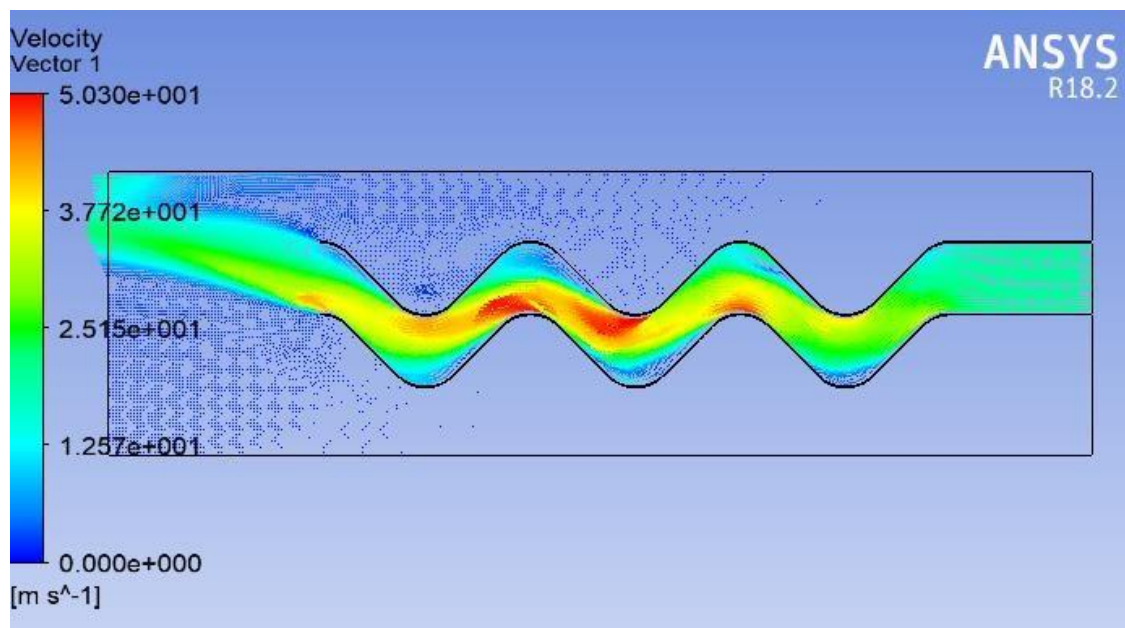


б)

Рисунок 3.29 – Деформації пружних синусоїдальних елементів (а) та поле векторів швидкості (б) для швидкості входу 15 м/с

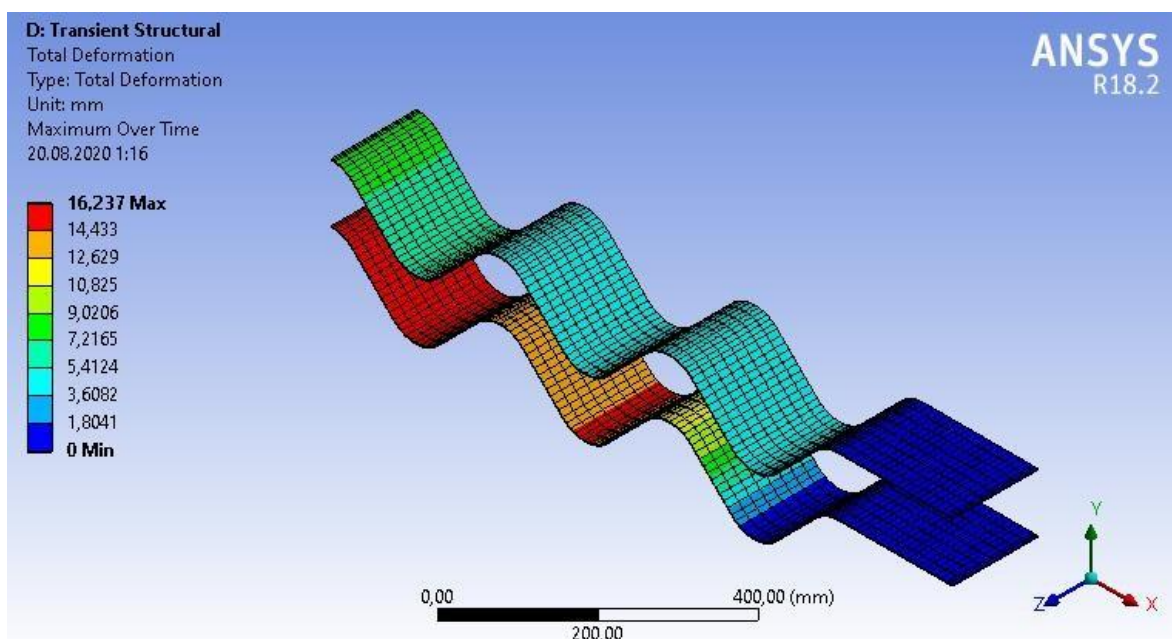


a)

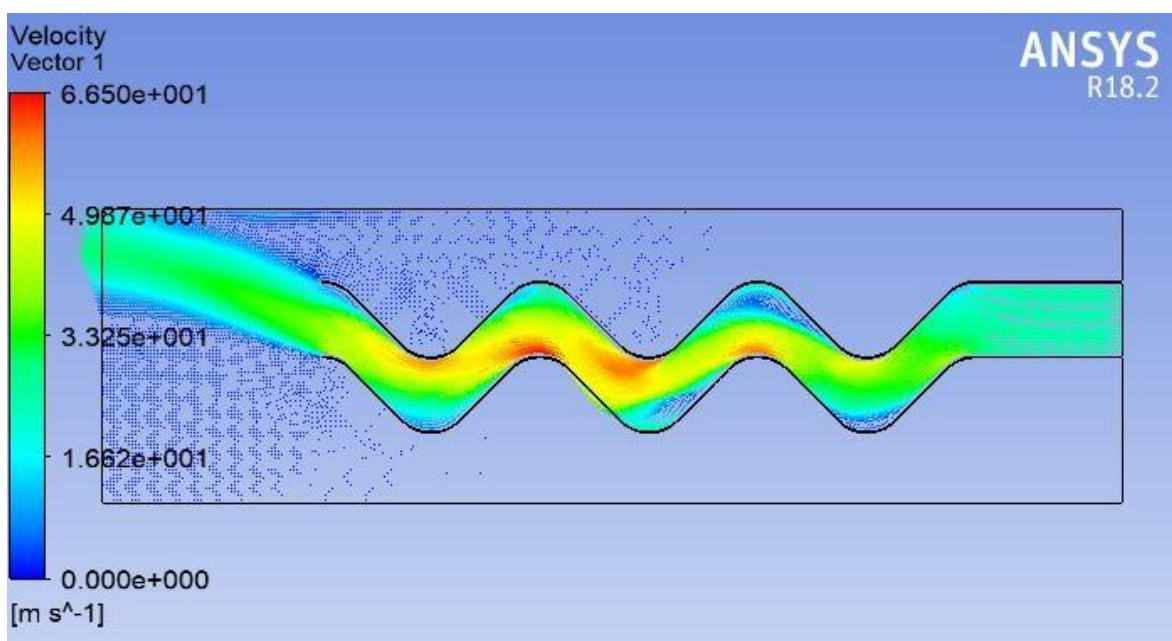


б)

Рисунок 3.30 – Деформації пружних синусоїдальних лементів (а) та поле векторів швидкості (б) для швидкості входу 20 м/с

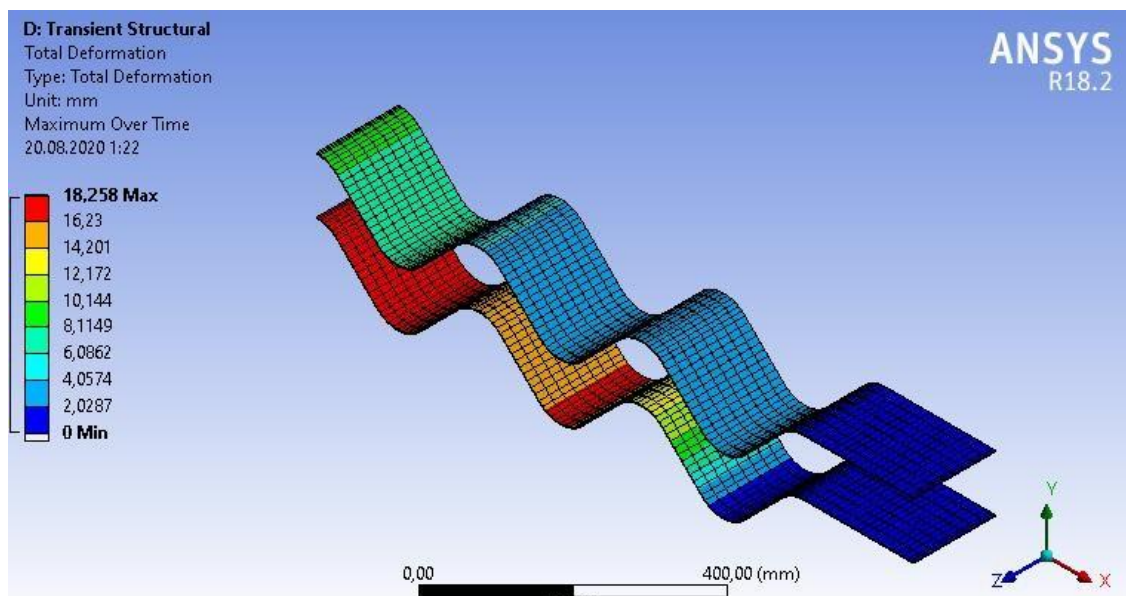


a)

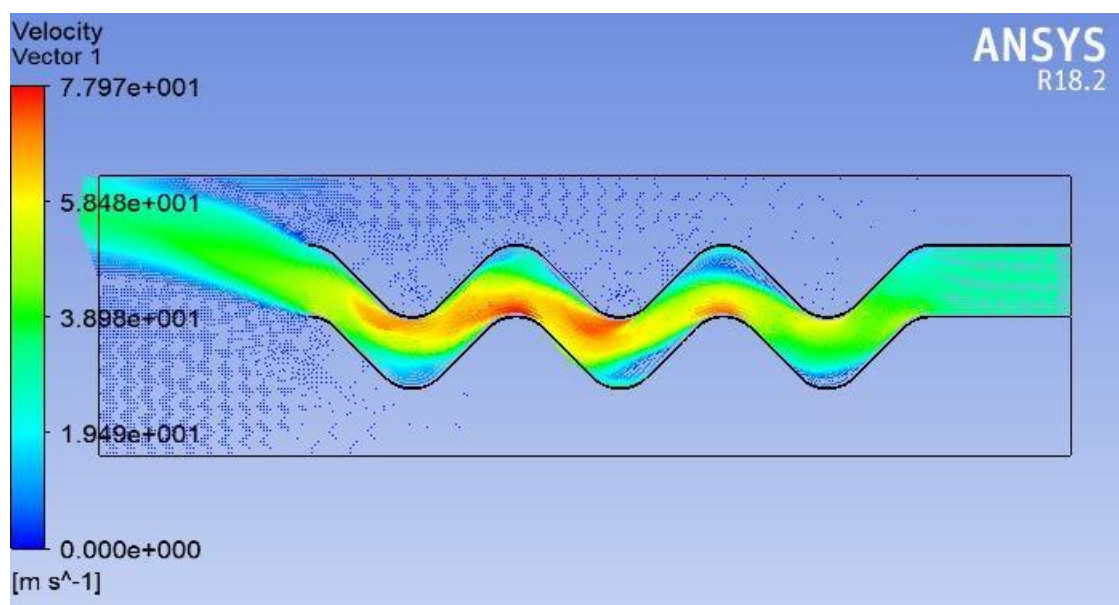


б)

Рисунок 3.31 – Деформації пружних синусоїдальних лементів (а) та поле векторів швидкості (б) для швидкості входу 25 м/с



а)



б)

Рисунок 3.32 – Деформації пружних синусоїдальних лементів (а) та поле векторів швидкості (б) для швидкості входу 30 м/с

### 3.2.2 Чисельне розв'язання взаємодії газорідного потоку з відбійними елементами динамічних сепараційних пристроїв, які мають прямокутну форму

Конструкція розглядуваного сепараційного елемента наведена на рисунку 3.33. Для спрощення розрахунків розглянемо один вхід сепараційного елемента, як вказано на рисунку 3.33.

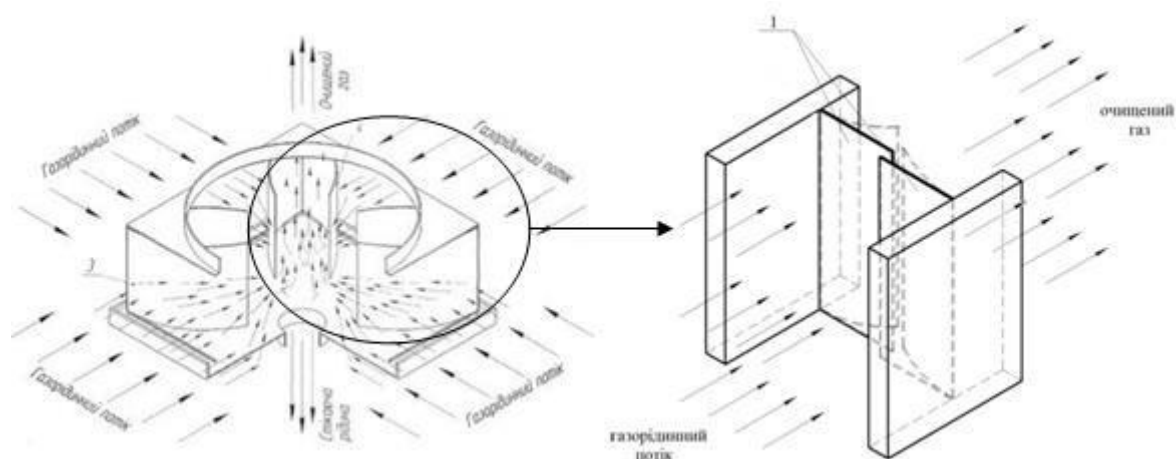


Рисунок 3.33 - Розрахункова конструкція динамічного сепараційного елемента, відбійники якого мають прямокутну форму

Моделювання починається зі створення тривимірної моделі за допомогою САПР КОМПАС-3D (рисунок 3.34). Розрахунок виконується за ітераційною процедурою.



Рисунок 3.34 – Тривимірна модель

Виконується перша ітераційна процедура за допомогою ANSYS:

- 1) обирається на робочому полі ANSYS FLOW (FLUENT), експортується зовнішня геометрія (тривимірна модель для розрахунку);
- 2) виключаються з розрахунку гнучкі лопатки, залишаючи лише поле потоку;
- 3) задаються граничні умови для рідини (рисунок 3.35): поверхні, які відповідають за вхід (inlet) і вихід (outlet), стінки (wall);



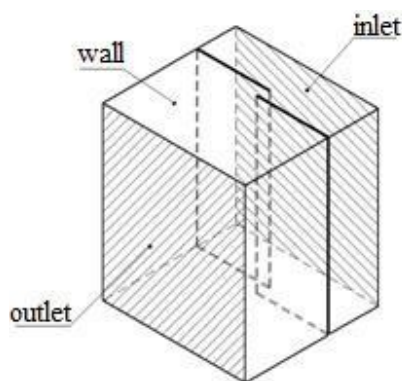


Рисунок 3.35 – Поверхні для завдання граничних умов

4) генерується скінченно елементна сітка, з використанням тривимірних елементів у формі паралелепіпедів, з уточненим пограничним шаром;

5) для розрахунку обираються такі модель турбулентності  $k-\varepsilon$  (Realizable) і модель для розрахунку багатофазних потоків Mixture;

6) задаються фази: повітря (головна фаза) та вода (другорядна фаза). Також задаються розміри водяних частинок. Розрахунок проводиться для частинок розміром 1...100 мкм;

7) задаються граничні умови: швидкість на вході (розрахунок проводився для значень від 2 - 4 м/с (з кроком 0,2 м/с), інтенсивність турбулентності (5%) та гідравлічний діаметр 82 мм, вміст рідини в суміші  $2 \cdot 10^{-4}$ ;

8) задаються параметри на виході: вміст рідини у вихідній суміші 0,0002, інтенсивність турбулентності (5%), гідравлічний діаметр 82 мм;

9) обираються метод розв'язання (Scheme – Coupled; Spatial Discretization – Pressure = PRESTO!, Volume Fraction = First Order Upwind, Momentum = Second Order Upwind, Turbulent Kinetic Energy = Second Order Upwind, Turbulent Dissipation Rate = Second Order Upwind);

10) проводиться ініціалізація розрахунку: Solution Initialization – Hybrid Initialization;

11) задається граничне число ітерацій, проводиться розрахунок і отримується відповідь;

12) підключається модуль Transient Structural для вирішення зв'язаної задачі, передаючи результати розрахунків з ANSYS FLOW (FLUENT) і геометрію та виключаючи з розрахунку всі області, окрім першої гнучкої пластинки;

13) обирається матеріал пластини (поліпропілен), попередньо створивши його в бібліотеці матеріалів, з фізичними властивостями: густина  $\rho = 910 \text{ кг/м}^3$ ; модуль Юнга  $E = 3600 \text{ МПа}$ ; коефіцієнт Пуассона  $\nu = 0,42$ ;

14) будується скінченно елементна сітка, яка складається з тривимірних елементів у формі паралелепіпедів, враховуючи що вузли відповідної сітки на поверхні рідини, що прилягає до гнучкої пластини, відповідали один одному;

15) імпортується тиск з відповідної поверхні рідини на гнучку пластину;

16) вказується місце закріплення пластини, спосіб – Fixed Support;

17) обирається вирішувач – Directional;

18) обираються параметри вирішувача: Define By – Substeps, Number of Substeps - 5;

19) результатом розв'язання є поле переміщень (деформацій) пластинки уздовж осей X, Z;

20) проводиться аналогічний розрахунок для другої лопатки.

Для проведення наступної ітерації необхідно побудувати «нову» геометрію лопаток, яка отримується шляхом побудови результатів розрахунку в ANSYS попередньої ітерації.

Для побудови «нової» геометрії необхідно обрати лінію за допомогою якої буде проводитись апроксимація. Враховуючи отримане поле переміщень обирається коло. Щоб знайти його радіус необхідно вирішити геометричну задачу рисунок 3.36, а саме за допомогою MathCad вирішується система рівнянь:

$$\begin{cases} R(1 - \cos \phi) = \Delta z \\ R\phi = l_0 \end{cases}, \quad (3.117)$$

де  $R$  – радіус кривизни апроксимуючої кривої;  $\phi$  – центральний кут дуги;  $l_0$  – довжина дуги, що являється довжиною лопатки, яка складає 38 мм.

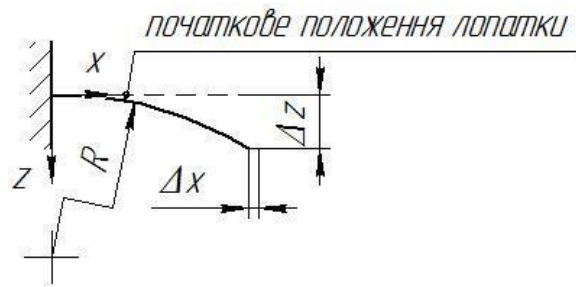


Рисунок 3.36 – Геометрична задача

Такі розрахунки проводяться до моменту виконання умови:

$$|\Delta_i - \Delta_{i-1}| \leq \delta, \quad (3.118)$$

де  $\Delta_i, \Delta_{i-1}$  - деформації у поточній і попередній ітераціях,

$\delta$  – допустима абсолютна похибка.

На рисунку 3.37 наведені ізолінії об'ємної частки рідини у серединному перерізі та поточний прогин пластин, для швидкості входу газорідного потоку 3 м/с на всіх проведених ітераціях.

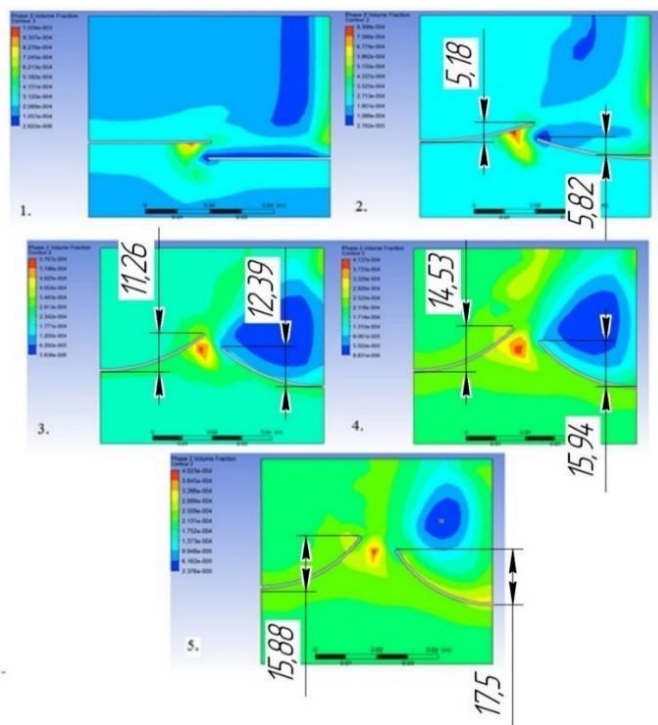


Рисунок 3.37 - Візуалізація результатів розрахунку газодинамічного пристрою для швидкості входу 3 м/с

Візуалізація результатів на останніх ітераціях для інших швидкостей входу розрахункового діапазону подано на рисунках 1 – 10 додатку В.

Значення коефіцієнту гідравлічного опору отримані в результаті чисельного розрахунку гідроаеропружної взаємодії пружних елементів газодинамічних сепараційних пристроїв зведені до таблиці 3.2.

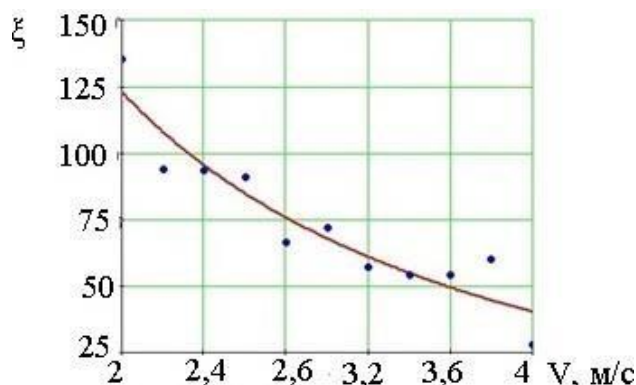


Рисунок 3.38 – Графік залежності коефіцієнту гідравлічного опору від швидкості руху газорідного потоку

Таблиця 3.2 - Результати розрахунків

№	Швидкість на вході в канал $V$ , м/с	Тиск на вході в канал $p_1$ , Па	Тиск на виході з каналу $p_2$ , Па	Гідравлічний опір $\Delta p$ , Па	Коефіцієнт гідравлічного опору
1	2	489	63	426	135
2	2,2	546	94	452	94
3	2,4	500	84	416	93
4	2,6	567	89	478	91
5	2,8	530	135	395	66
6	3	557	65	492	72
7	3,2	531	92	439	57
8	3,4	546	82	464	54
9	3,6	574	57	517	55
10	3,8	766	135	631	60
11	4	405	86	319	28

Для вибору залежності, яка найкраще апроксимує отримані значення коефіцієнту гідравлічного опору, знайдемо дисперсію адекватності для степеневі, показникової, логарифмічної, гіперболічної, дробово-лінійної та дробово-раціональної залежності. З отриманих значень дисперсії адекватності найкраще апроксимує гіперболічна залежність, отриманий графік залежності гідравлічного опору від швидкості руху газорідного потоку поданий рисунку 3.38.

### **3.2.3 Математичне моделювання процесів сепарації двофазних систем типу рідина-рідина**

Метою моделювань гідродинаміки течії у сепараційних секціях є визначення оптимального значення лінійної швидкості руху водонафтової емульсії. Задачею моделювань є симуляція потоку водонафтової емульсії у секції відстоювання підігрівача-деемульсатора. Моделювання проводиться у декілька етапів. На першому етапі розглядаємо окремий сепараційний пристрій, а саме пакет жалюзійних насадок для визначення його ефективності та локальних гідродинамічних параметрів (гідравлічний опір пакету, напрямки та величини швидкостей на виході і ефективність розділення). На другому розглядаємо геометрію наближену до експериментального стенду (рисунку 3.39) для визначення ефективності розділення пакету насадок, коефіцієнтів гідравлічного опору та подальшого співставлення з результатами фізичних експериментів. На рисунку 3.39 зображений підігрівач-деемульгатор типу Heater-Treater [74].

Для моделювання гідродинаміки потоку обираємо універсальний програмний комплекс ANSYS Workbench, а саме його модуль Fluent Flow (Fluent). Процес побудови сітки в ANSYS Meshing. Критеріями якості сітки для проведення розрахунків в модулі Fluent Flow (Fluent) являються Orthogonal Quality, Aspect Ratio, Skewness. Для гарантії точності та якості розрахунків необхідно дотримуватись наступних рекомендації до значень даних критеріїв:

- Orthogonal Quality повинен бути не менше 0,1;
- Aspect Ratio повинен бути не більше  $10^3$ ;

- Skewness максимальне значення не повинне перевищувати 0,94.

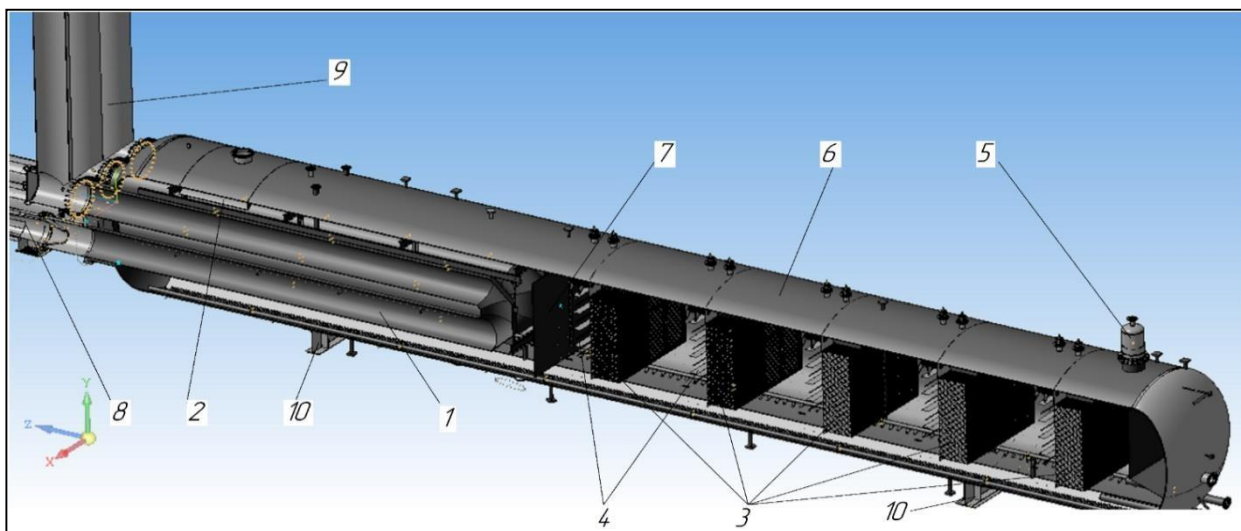


Рисунок 3.39 - Конструкція підігрівача-деемульгатора типу «Heater-Treater»: 1 - U-подібні жарові труби; 2 – поличний дефлектор; 3 – жалюзійні насадки; 4 – електродні решітки; 5 – газосепаратор; 6 – корпус; 7 – перегородка; 8 – пальники з калорифером; 9 – димові труби; 10 – опори

Необхідним являється побудова пограничного шару, враховуючи що досліджуваний апарат розраховувався з умови підтримання в ньому ламінарного режиму руху рідини, орієнтовне значення товщини пограничного шару підраховуємо за формулою [75]:

$$\delta_{99} = 4,91 \sqrt{\frac{\nu x}{V}}, \quad (3.119)$$

де  $\nu$  - значення кінематичної в'язкості,  $m^2/c$ ;  $x$  - характерний розмір, для якого розраховується шар,  $m$ ;  $V$  - швидкість вільного потоку,  $m/c$ .

Як видно з таблиці 3.3 товщина граничного шару між пластинами зникається, оскільки пластини розташовані на відстані одна від одної 20 мм. Також при побудові сітки необхідно враховувати, що по пластинам буде рухатись плівка рідини. Рух якої

можна описати за допомогою моделі “Eulerian wall film” або розв’язати на сітковому рівні. Оскільки будь-яка модель має свої допущення, для підвищення точності розрахунків приймемо описання руху рідини по пластині з розв’язанням на сітковому рівні.

Таблиця 3.3 - Результати розрахунку товщини пограничного шару

	Товщина шару, м (Гофрована пластинчата насадка)	Товщина шару, м (Гофрована листова насадка)
Характерний розмір, м	0,366	0,340
Температура 60°C		
Обводненість 20%мас.	0,109	0,105
Обводненість 90%мас.	0,032	0,031
Температура 35°C		
Обводненість 20%мас.	0,155	0,150
Обводненість 90%мас.	0,040	0,048

Тому побудуємо пограничний шар з загальною товщиною 3 мм та кількістю шарів 10 шт. Перед побудовою сітки в початковій геометрії прибираємо гострі кути (рисунок 3.41), для покращення згенерованої сітки.

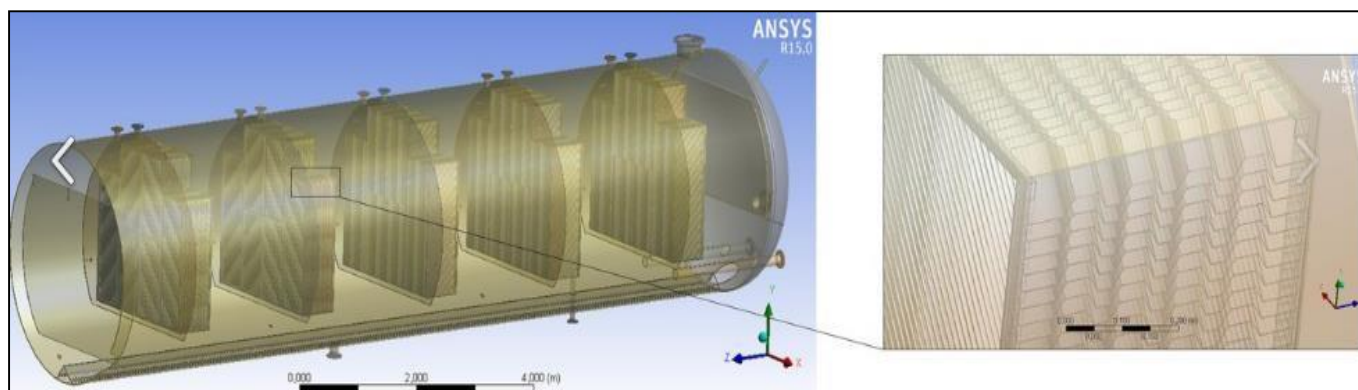


Рисунок 3.41 - Проблемні місця для генерації сітки в початковій геометрії

Для побудови розрахункової сітки використовувалась розмірна функція Proximity and Curvature. Отримана розрахункова сітка має 123 мільйони розрахункових комірок, критерії якості мають наступні значення  $Orthogonal\ Quality=0,126$ ,  $Aspect\ Ratio=1250$ ,  $Skewness=0,93$ . Для розрахунку такої сітки не враховуючи використання моделей багатофазного потоку необхідно приблизно 123 ГБ оперативної пам'яті, а отже необхідне використання потужних кластерних технологій, тривалість таких розрахунків теж буде значною.

Для моделювання всієї секції відстоювання враховуючи особливості геометрії (великі габарити секції відстоювання та малий проміжок між пластинами, що утворюють коалесційні насадки) та характер вирішуваної проблеми (багато-фазний потік) отримана скінченно об'ємна розрахункова сітка містить значну кількість елементів. Тому для зменшення кількості елементів пропонується використати модель пористого середовища, а саме замінити існуючі в розрахунковій геометрії насадкові елементи на області які мають ті ж самі контури.

На рисунку 3.42 показано як буде замінюватись насадковий блок при використанні моделі пористого тіла. Такий підхід дозволяє зменшити розрахункову сітку до 14 мільйонів розрахункових комірок, при цьому критерії якості будуть мати наступні значення  $Orthogonal\ Quality=0,24$ ,  $Aspect\ Ratio=658$ ,  $Skewness=0,85$ .

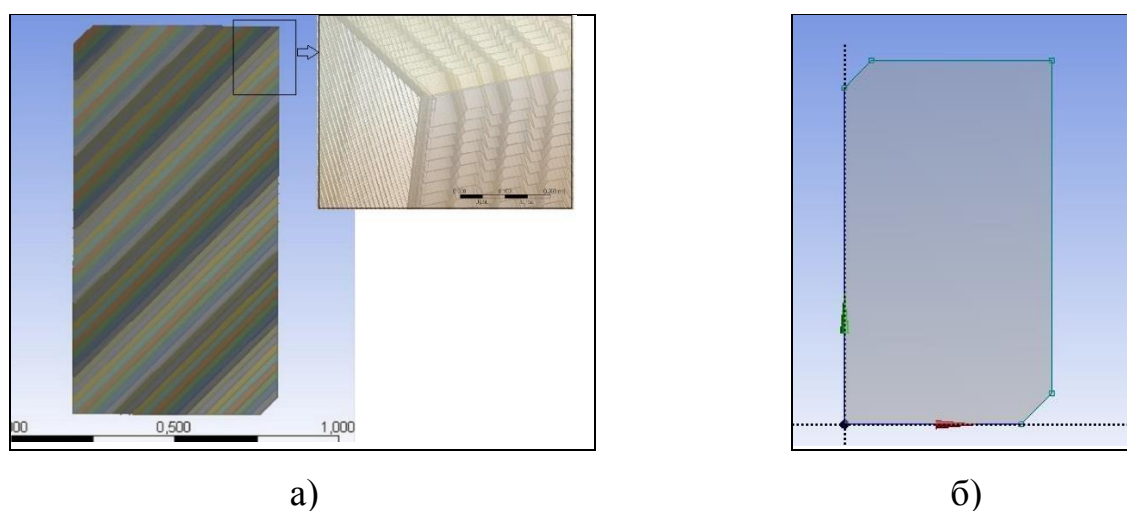


Рисунок 3.42 - Насадковий блок: а) звичайна розрахункова геометрія;  
б) розрахункова геометрія з використанням моделі пористого тіла



Чисельні моделі, які описують потік крізь пористі тіла розроблялись на протязі багатьох років, ці рівняння зазвичай базуються на емпіричних даних. Дарсі вивів рівняння для ламінарного потоку крізь пористе середовище [75]:

$$-\nabla p = \frac{150\mu(1-\varepsilon)^2 u}{d_c^2 \varepsilon^3}; \quad (3.120)$$

де  $\mu$  – динамічна в'язкість рідини, Па·с;

$\varepsilon$  - порозність пористого тіла;

$u$  – об'ємна витрата рідини на одиницю площі пористого тіла, м/с;

$\rho$  – густина пористого тіла, кг/м<sup>3</sup>;

$d_c$  – умовний середній діаметр сферичних частинок, що утворюють пористе середовище, м.

Цей закон має передбачає, що швидкість рідини в будь-якій точці пористого середовища прямо пропорційна градієнту тиску в цій точці, а інерційний опір відсутній, наявний лише в'язкісний.

Для моделювання пористого середовища в програмному комплексі Fluent Flow (Fluent) додається доданок-джерело в рівняння руху. Необхідно звернути увагу, що для багатофазних потоків рівняння для кількості маси вирішується для кожної фази окремо та для суміші, а отже необхідно обчислювати та задавати для кожної фази окремо коефіцієнти в'язкості.

В'язкісний коефіцієнт опору має вигляд:

$$\alpha = \frac{d^2}{150} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2}, \quad (3.121)$$

Пористість, що входить до даного коефіцієнту розраховується наступним чином:

$$\varepsilon = \frac{V_v}{V_0}, \quad (3.122)$$

де  $V_V$  - вільний об'єм від матеріала, що утворює пористе середовище;

$V_0$  - внутрішній об'єм пористого середовища.

Мається на увазі, що стінка матиме пористість  $\varepsilon = 0$ , лише вільний об'єм матиме пористість  $\varepsilon = 0$ . Умовним середнім діаметром сферичних частинок, що утворюють пористе середовище являється 4 відношення об'єму доступного для потоку до повної змоченої поверхні ( $S_V$ ):

$$d_c = 4 \cdot \frac{V_V}{S_V}, \quad (3.123)$$

Як зазначалось вище ці рівняння базуються на емпіричних даних, а саме константа 150 має емпіричний характер і залежать від пористості досліджуваного середовища, характеру тіл які утворюють пористе середовище. Саме тому необхідно визначати для кожного випадку ці коефіцієнти експериментально, але визначення кожного разу за результатами експерименту являється дуже затратними та трудомістким. Саме тому пропонується визначити дану константу за результатами не натурного, а числового експерименту. Для підтвердження можливості такого визначення необхідно провести ряд натурних експериментів.

Для моделювання течії водонафтової емульсії обираємо ламінарну модель потоку, враховуючи, що в апараті підтримується ламінарний режим руху. Отримана сітка має 32 мільйони розрахункових комірок, показники якості Orthogonal Quality=0,168, Aspect Ratio=18, Skewness=0,93. Для розрахунку такої сітки необхідно не менше ніж 32 ГБ оперативної пам'яті. Такі розрахунки теж можна реалізувати тільки з використанням кластерних технологій тому для зменшення розрахункової сітки пропонується розглядати тільки 16 пластин, розрахункова область зображена на рисунку 3.43.

В якості моделі багатофазного потоку обираємо Ейлерову модель, оскільки навантаження по дисперсійній фазі перевищує 10%. На першому етапі проводилось моделювання з використанням моделі Mixture (яка задовільно описує багатофазні

потоки даного типу, та є середньою по точності та ресурсоемності) та стаціонарної постановки задачі, але при цьому спостерігались не задовільні нев'язки по рівнянню нерозривності, а отже таким результат довіряти не можна. Тому було вирішено проводити моделювання процесу в нестационарній постановці. В якості моделі багатофазного потоку була обрана модель Eulerian (Multi-Fluid VOF Model) яка являється більш точною, але і більш ресурсозатратною.

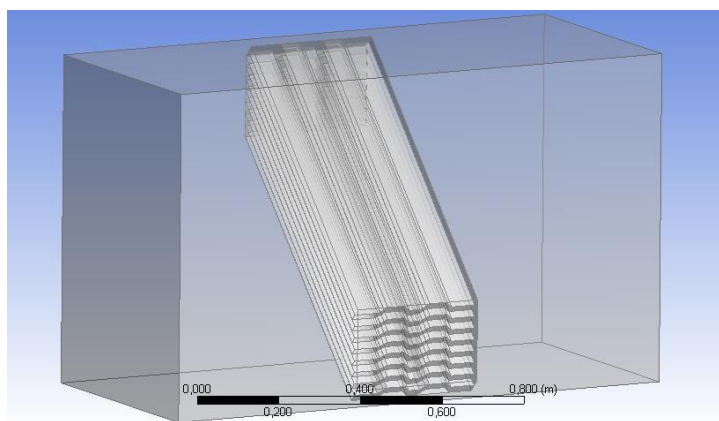


Рисунок 3.43 – Розрахункова область моделі

Необхідно враховувати, що для детального описання процесу коалесценції, дроблення краплин та деформацію між фазної поверхні через динамічне зростання дисперсної фази доцільно використовувати вищевказану модель в комбінації з моделлю Population Balance Model (PBM). Ця модель також дозволяє задавати нормальний розподіл діаметрів краплин. Модель недоступна в звичайному режимі її необхідно «викликати» за допомогою текстових команд так як вказано на рисунку 3.44.

```
> /define/models/addon-module
Fluent Addon Modules:
  0. None
  1. MHD Model
  2. Fiber Model
  3. Fuel Cell and Electrolysis Model
  4. SOFC Model with Unresolved Electrolyte
  5. Population Balance Model
  6. Adjoint Solver
  7. Single-Potential Battery Model
  8. Dual-Potential MSMD Battery Model
  9. PEM Fuel Cell Model
Enter Module Number: [0] 5
```

Рисунок 3.44 - Скріншот текстових команди для «виклику» моделі PBM

Для описання руйнування та коалесценції краплин використовувалась модель Ло. Для цієї моделі вхідним параметром являється значення поверхневого натягу.

Після побудови розрахункової сітки отримано 9,4 мільйони комірок, показники якості  $Orthogonal\ Quality=0,168$ ,  $Aspect\ Ratio=18$ ,  $Skewness=0,85$ .

В якості налаштувань вирішувача використовувались наступні параметри:

- схема зв'язку швидкості та тиску *Phase Coupled Simple*, цей алгоритм дозволяє враховувати зв'язок між фазами при розрахунку вказаних параметрів;

- просторова дискретизація градієнту *Green-Gauss Cell Based*, ця схема являється найбільш точною з огляду на якість сітки та ресурсозатратності для комп'ютера;

- просторова дискретизація рівнянь переносу *First Order Upwind*, що являється обов'язковою при виборі вказаних вище налаштувань для моделювання багатофазного потоку;

- просторова дискретизація об'ємної долі *Geo-Reconstruct*, теж являється обов'язковою для вказаних налаштувань моделювання багатофазного потоку;

- просторова дискретизація розподілу діаметрів другої фази *Second Order Upwind*, оскільки при розрахунку на тетра сітці ця схема дає більш точні результати.

Проводилась гібридна ініціалізація. Розрахунок проводився зі значеннями розміру часового кроку 0,001 с (був обраних з огляду на стабільність розрахунків), кількістю таких кроків 2500 (результатом є 2,5 с процесу), кількістю ітерацій за крок 40 (обирались з огляду на те щоб під час розрахунку одного часового кроку нев'язки по рівнянню нерозривності досягали  $10^{-4}$ ).

Оскільки навіть в такій постановці розрахунку проходять тривалий час на даний момент вони були проведені для наступних вхідних даних: значення вхідної швидкості 0,004 м/с, обводненості 20%, температури суміші 60°C, розміру краплин 250-350 мкм.

Судячи з рисунку 3.45 потік водонафтової емульсії рівномірно розподілена по всій висоті площини перетину, під час проходження гофрованих пластин краплини починають укрупнюватись на них та під дією сил тяжіння утворена плівка стікає до нижньої частини розрахункової області.

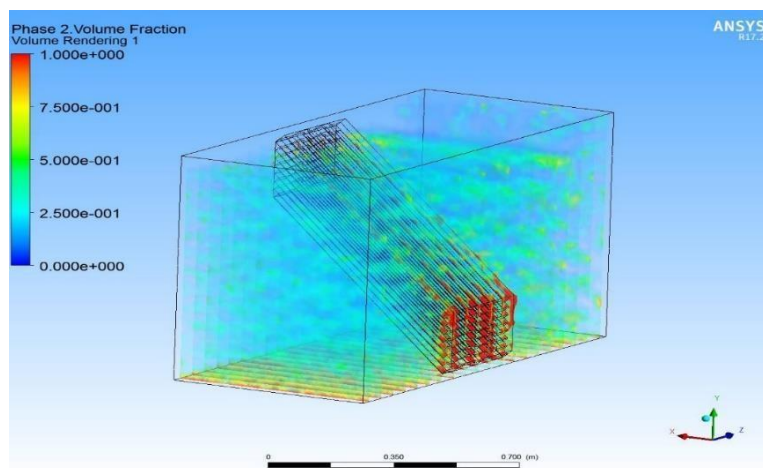


Рисунок 3.45 – Об’ємний розподіл концентрації дисперсної фази

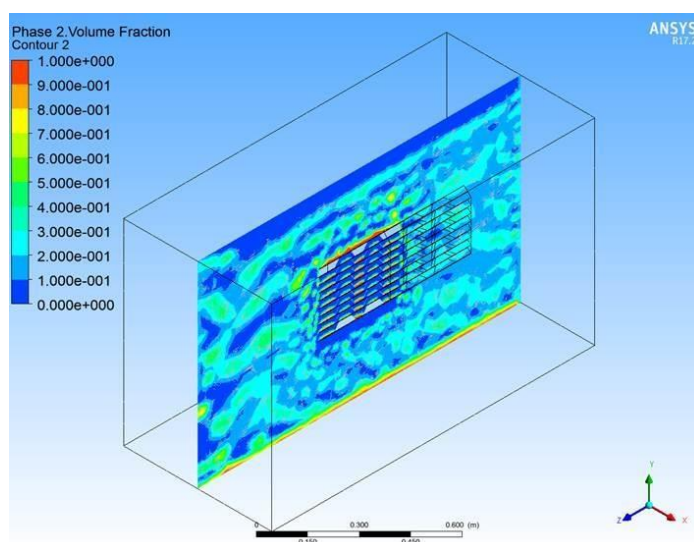


Рисунок 3.46 – Розподіл концентрації дисперсної фази у поперечному перетині каналу

За пластинами вектори швидкості краплин направлені до нижньої частини розрахункової області (рисунок 3.47), а отже краплини осаджуються. Відстежуючи розміри краплин видно, що за пластинами вони мають більший розмір. Виходячи з цього можна стверджувати, що у потоці емульсії відбувається коалесценція краплин рідни та взаємне розділення фаз.

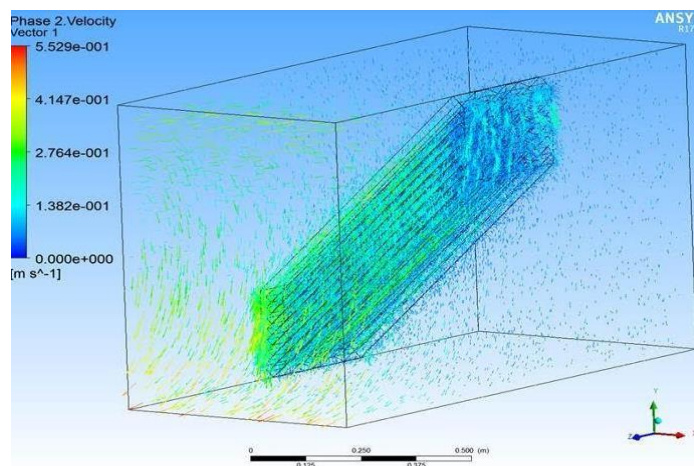


Рисунок 3.47 - Поле векторів швидкості дисперсної фази

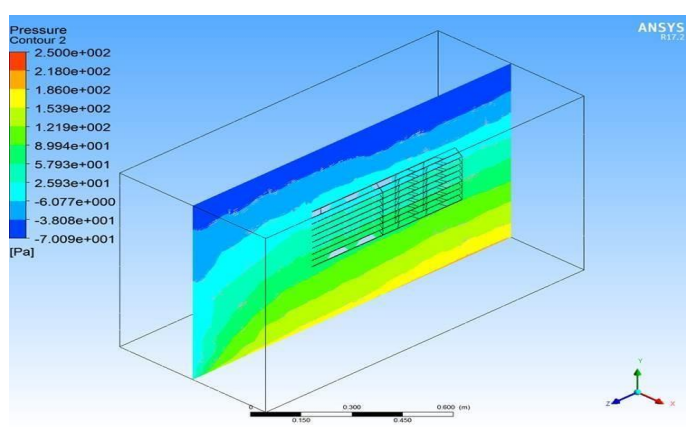


Рисунок 3.48 – Заливка за надлишковим тиском у повздовжньому перетині розрахункової області

На другому етапі досліджень в якості розрахункової геометрії приймаємо геометрію двофазного сепаратора експериментального стенду (рисунок. 3.49). Для моделювання обираємо ламінарну модель потоку, враховуючи, що в апараті підтримується ламінарний режим руху. Основна стратегія побудови розрахункової сітки залишається не змінною.

Для моделювання використовувались, як у попередньому етапі, моделі Eulerian (Multi-Fluid VOF Model) та Population Balance Model (PBM).

Розрахунок проводився зі значеннями розміру часового кроку 0,001 с (був обраних з огляду на стабільність розрахунків), кількістю таких кроків 2500 (результатом є 2,5 с процесу), кількістю ітерацій за крок 40 (обирались з огляду на те,

щоб під час розрахунку одного часового кроку нев'язки по рівнянню нерозривності досягали  $10^{-4}$ ).

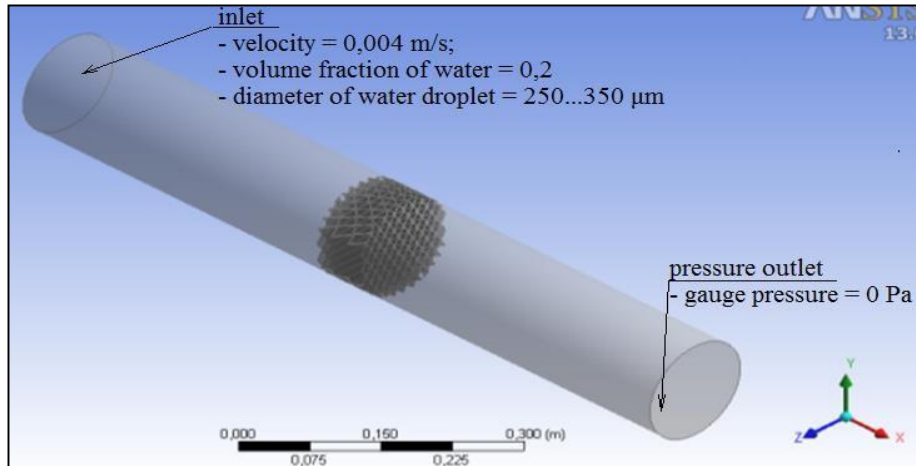


Рисунок 3.49 – Розрахункова область моделі

В результаті були отримані об'ємна концентрація води та нафти у розрахунковій області зображена на рисунку 3.50 та рисунку 3.51, об'ємний розподіл води поданий на рисунку 3.52, вектори швидкості води на рисунку 3.53.

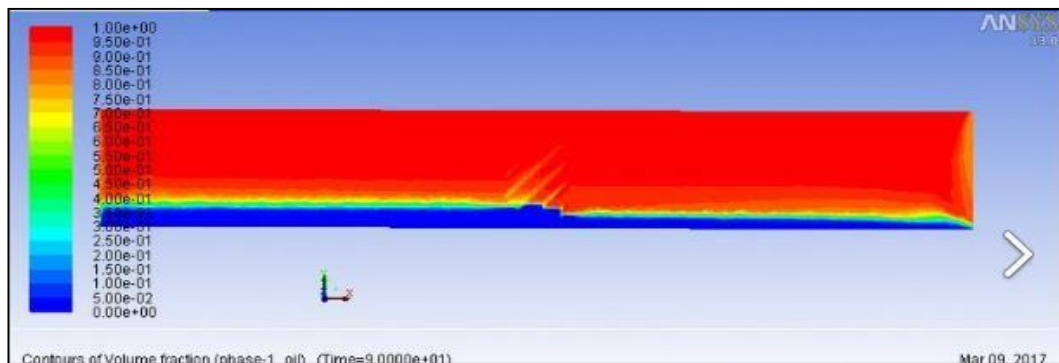


Рисунок 3.50 - Об'ємна концентрація нафти в розрахунковій області

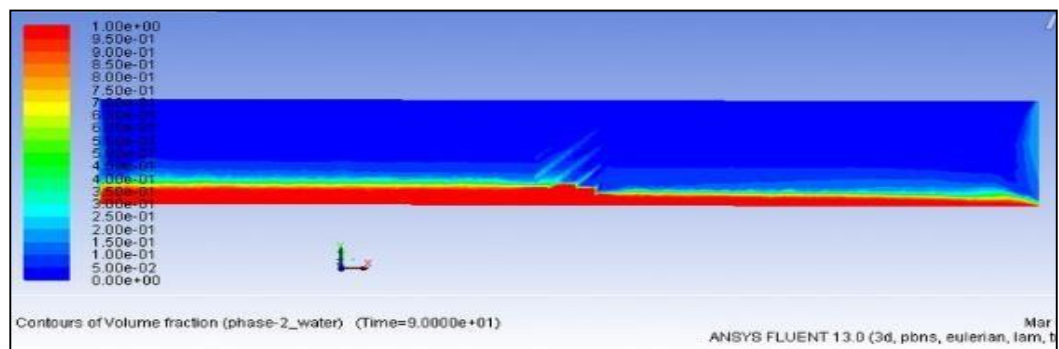


Рисунок 3.51 - Об'ємна концентрація води в розрахунковій області

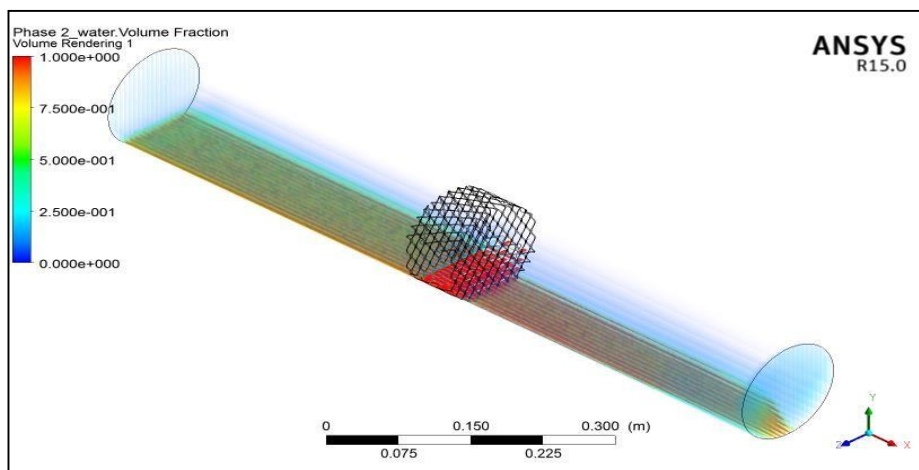


Рисунок 3.52 - Об'ємний розподіл води

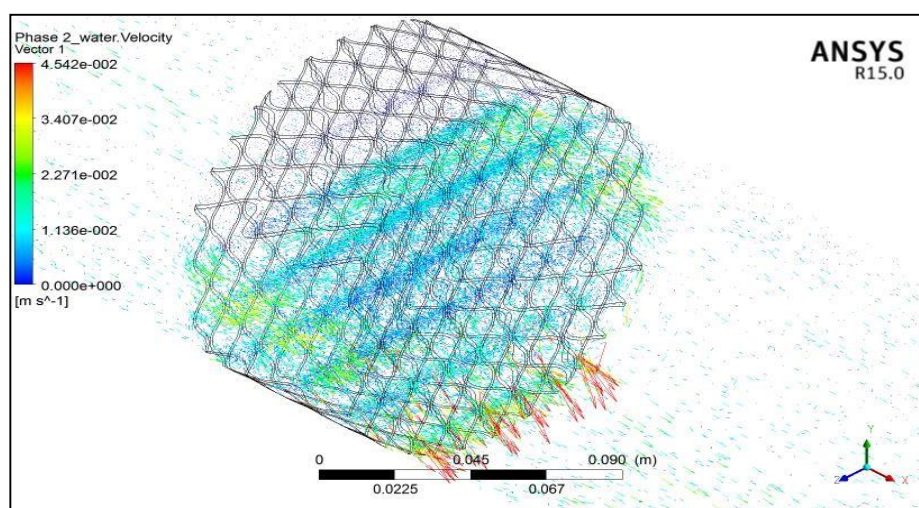


Рисунок 3.53 – Вектори швидкості води

З результатів чисельного моделювання був визначений коефіцієнт для розрахунків в рівнянні Дарсі, значення якого складає 120. На даному етапі планується проводити розрахунки саме цієї області з використанням моделі пористого середовища, для порівняння з результатами обчислень отриманих в результаті розрахунків повної моделі. Також після закінчення виробництва експериментального стенду, та проведення на ньому фізичних експериментів, буде проведено порівняння отриманих даних.



### 3.2.4 Математичні моделювання процесів сепарації у гідроциклонному SPR-сепараторі

Одним із високоефективних гідроциклонів є SPR-сепаратор зі спіральною насадкою (турбоспіральною), яка призначена для направлення вхідного потоку у радіальному напрямку та відповідно створення відцентрових сил [75]. Основною перевагою SPR-сепаратору є висока робоча швидкість рідини в корпусі відцентрового елемента, що забезпечує високу інтенсивність процесу розділення. Але при високій робочій швидкості можуть виникати явища, що негативно впливають на процес сепарації, такі як повторне перемішування дисперсних домішок та суцільної фази. Тому для забезпечення надійної і ефективної роботи даного апарату необхідно на стадії проектування виключити технологічні режими при яких відбуваються вище вказані явища. Дану задачу можна вирішити шляхом визначення зв'язку між основними конструктивними розмірами SPR-сепаратору (рисунок 3.54) та параметрами потоку, а як наслідок і ефективністю розділення вхідної гетерогенної суміші.



Рисунок 3.54 - Схема SPR-сепаратору з основними потоками [76]

Для визначення характеристик потоку в досліджуваному SPR-сепараторі було обрано програмний комплекс ANSYS Workbench, оскільки він має різні моделі для описання, як багатофазності потоку так і турбулентності, та його модуль Fluent Flow, що базується на методі скінченних об'ємів. Першим етапом розрахунку в даному модулі являється побудова тривимірної розрахункової геометрії, на якій

визначаються граничні умови, як вказано на рисунку 3.55. Як видно з рисунку 3.55 гранична умова типу «стінка» не була задана, оскільки модуль Fluent Flow автоматично призначає її для поверхонь які не визначені, як інші граничні умови.

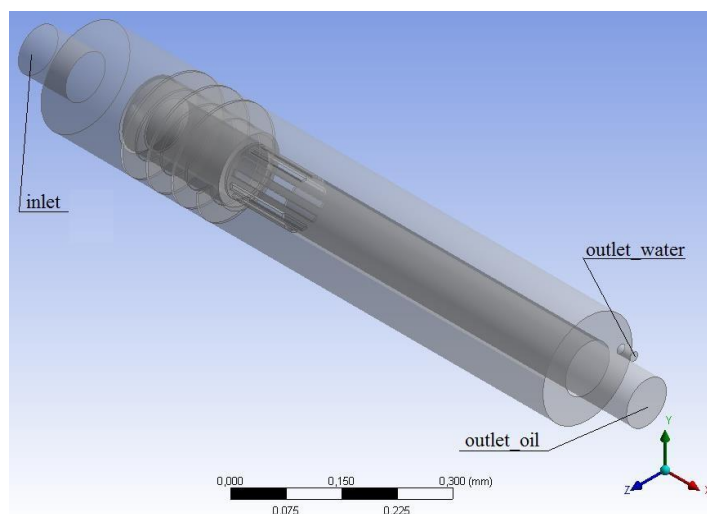


Рисунок 3.55- Тривимірна розрахункова модель, з поверхнями для задання граничних умов

Другим етапом розрахунку була побудова скінчено-об'ємної розрахункової сітки, яка повинна враховувати особливості моделі, такі як наявність кривизни поверхонь та порівняно з іншими лінійними розмірами невеликі зазори, для цього обирались глобальне налаштування Proximity and Curvature. Додатково вказувалась кількість елементів в зазорі 5 з використанням Proximity size function – Face and Edges (якщо на поверхні/грані при використанні основних заданих розмірів елементів можливо побудувати їх менше 5, то використовуються інші розміри, які визначаються в даному випадку вказаною функцією автоматично). Для забезпечення якісного описання потоку поблизу стінки був побудований пограничний шар на поверхнях які не задані як inlet та outlet. При цьому використовувалось Inflation Option – Last Aspect Ratio, до переваги якого відноситься зменшення висоти наступних шарів при необхідності (наприклад в зазорі), with First Layer Heights equivalent to 50  $\mu\text{m}$ . Також використовувались Advanced Options, а саме Collision Avoidance – Layer Compression (дозволяє зменшувати висоту першого шагу в зазорах та запобігати Stair Stepping). В результаті використання вказаних налаштувань була отримана скінчено об'ємна розрахункова сітка, що має 1,5 млн. елементів та наступні показники якості:

максимальне значення Skewness 0,93 (не перевищує допустимого 0,95); мінімальне значення Orthogonal Quality – 0,13 (не менше допустимого 0,1); значення Aspect Ratio 809, що являється задовільним при використанні Double Precision (необхідне при розрахунку багатофазних потоків). Розрахункова сітка, що була побудована вказана на рисунку 3.56.

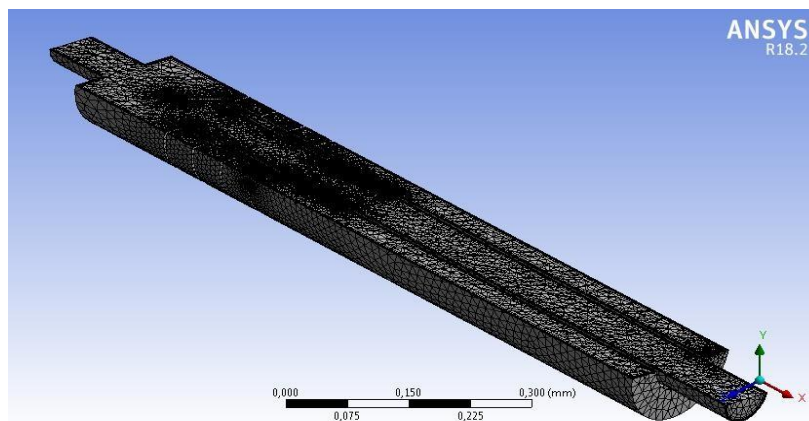


Рисунок 3.56 - Отримана скінчено-об'ємна розрахункова сітка

Наступним (тертим) етапом було налаштування модулю Fluent Flow, що починалось з внесення General Settings, до яких входило активація Double Precision, як вказано вище необхідного для багатофазних середовищ, та врахування сили тяжіння, яка необхідна, оскільки стікання плівки відсепарованої рідини проходить саме під дією сили тяжіння, що направлена вертикально вниз (від inlet до outlet) по осі X. Після цього обиралась модель для описання багатофазного потоку Eulerian (Formulation - Implicit), оскільки розглядаємо частинки води з середнім розміром 100 мкм, що знаходяться в мастилі, об'ємна доля яких складає 0,1 (а отже використання Лагранжевого підходу являється не доцільним). З огляду на значення числа Рейнольдсу ( $Re = 29146$ ) та з точки зору зменшення ресурсозатратності обчислень, в якості моделі турбулентності була обрана k- $\epsilon$  RNG з налаштуваннями Swirl Dominated Flow, Curvature Correction та Near Wall Treatment – Enhanced Wall Treatment.

Необхідним етапом було задання матеріалів для фаз, які обирались з бібліотеки:

- головна фаза – керосин (рідина), з наступними фізичними властивостями: густина  $\rho = 780 \text{ кг/м}^3$ , динамічна в'язкість  $\mu = 0.0024 \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;

• дисперсна фаза – вода (рідина), з наступними фізичними властивостями: густина  $\rho = 998 \text{ kg/m}^3$ , динамічна в'язкість  $\mu = 0.001003 \text{ Па}\cdot\text{с}$ .

В якості граничних умов на вході були задані:

• для суміші – надлишковий тиск 0,4 МПа, параметри турбулентності такі, як гідравлічний діаметр 76 мм та інтенсивність турбулентності – 5%, що відповідає середньому значенню;

• для головної фази (мастило) – швидкість на вході 1,18 м/с;

• для дисперсної фази (вода) – об'ємна доля 0,1.

В якості граничних умов на виході мастила були задані:

• для суміші – надлишковий тиск 0,4 МПа, параметри турбулентності такі, як гідравлічний діаметр 76 мм та інтенсивність турбулентності – 5%, що відповідає середньому значенню;

• для дисперсної фази (вода) – об'ємна доля в можливому зворотному тоці 0,1.

В якості граничних умов на виході води були задані:

• для суміші – надлишковий тиск 0,4 МПа, параметри турбулентності такі, як гідравлічний діаметр 15 мм та інтенсивність турбулентності – 5%, що відповідає середньому значенню;

• для дисперсної фази (вода) – об'ємна доля в можливому зворотному тоці 1.

При проведенні ініціалізації використовувалась стандартна ініціалізація. Спершу вирішувалась задача з використанням методу Pressure-Velocity Coupling - Simple з наступними параметрами Spatial Discretization: Gradient – Least Square Cell Based; Momentum – First Order Upwind; Volume Fraction - First Order Upwind; Turbulent Kinetic Energy - First Order Upwind; Turbulent Dissipation Rate - First Order Upwind. Після досягнення сходимості задачі для підвищення точності отриманих результатів використовувався метод Pressure-Velocity Coupling – Coupled з наступними параметрами Spatial Discretization: Gradient – Least Square Cell Based; Momentum – Second Order Upwind; Volume Fraction - Second Order Upwind; Turbulent Kinetic Energy - First Order Upwind; Turbulent Dissipation Rate - First Order Upwind.

В результаті проведених розрахунків були отримані ізолінії дисперсної фази в серединному перетині апарату (рисунок 3.57), ізолінії надлишкового тиску (рисунок 3.58) та вектори швидкостей води (рисунок 3.59).

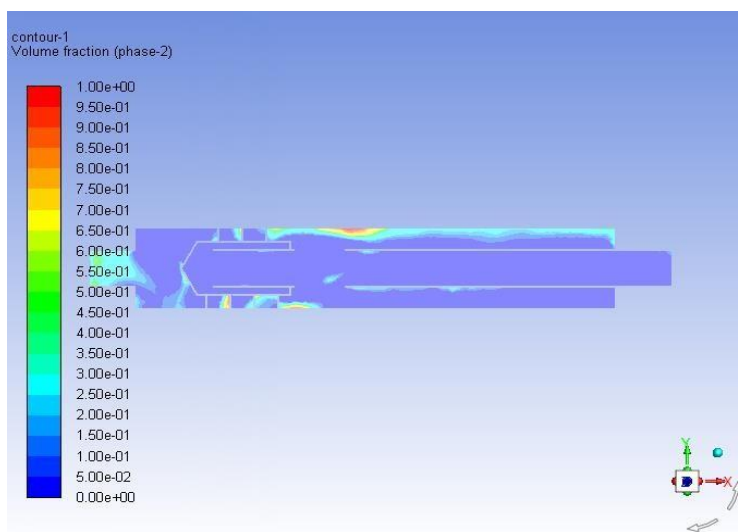


Рисунок 3.57 Ізолінії об'ємної частки рідини в серединному перетині SPR-сепаратору

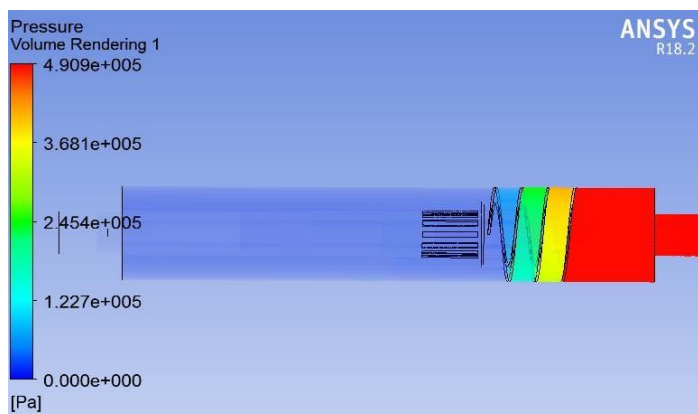


Рисунок 3.58 - Ізолінії надлишкового тиску

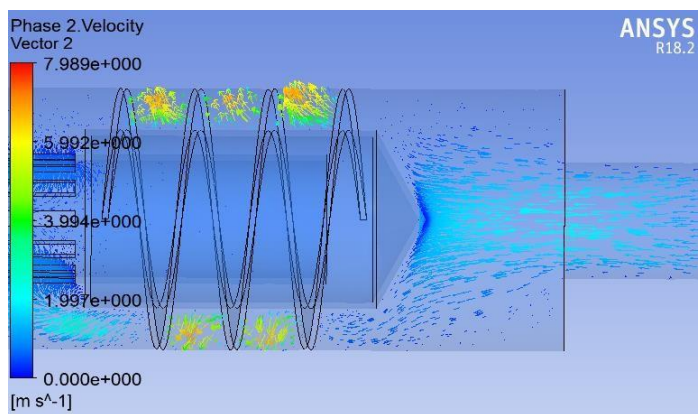


Рисунок 3.59 - Вектори швидкостей води.

На рисунку 3.57 компонент з більшим значенням густини (вода) знаходиться поблизу стінок корпусу апарату, та відсутній у центральній частині корпусу. Вектори швидкості дисперсний фази, зображені на рисунку 3.59, направлені від осі сепаратора до периферії та вздовж стінки корпусу. В свою чергу це свідчить про ефективне протікання процесу сепарації. Значення ефективності сепарації було розраховано за залежністю [57] та становить  $\eta = 95\%$

### **3.2.5 Моделювання процесу міжфазного тепломасообміну при розділенні рідини та газу**

При протіканні супутніх процесів сепарації та міжфазного тепломасообміну важко оцінити вплив окремого параметру на локальні або деякі глобальні характеристики процесу. Одним із можливих способів оцінити вплив вхідних параметрів на вихідні, та провести їх оптимізацію, це застосування нейронних мереж [77-79]. За допомогою CFD-методів представляється можливим дослідити локальні явища, що протікають в сепараційному та масообмінному обладнанні, які неможливо спостерігати проводячи експериментальні або глобальні (global) дослідження [80]. Це в свою чергу дозволяє оптимізувати конструкції вище вказано технологічного обладнання та провести комплексний параметричний аналіз, тобто визначити вплив вхідних параметрів на процес сепарації, одночасно. Тому було запропоновано провести CFD моделювання супутніх процесів сепарації та міжфазного масообміну у об'ємі сепараційного елемента, а саме у гофрованій листовій насадці. Оскільки пакет насадки має розвинену поверхню за рахунок гофр розрахункова сітка буде мати значну кількість елементів, що суттєво збільшить час обчислень. У зв'язку з цим було вирішено проводити моделювання у об'ємі між двома гофрованими пластинами. У якості робочих речовин були обрані аміак та вода, оскільки аміак добра поглинається та розчиняється у воді, і взагалі процес поглинання аміаку досить поширений у хімічній та нафтогазовій галузях.

Слід зазначити, що навіть для одного процесу існують декілька можливих способів дослідження за допомогою CFD-методів. Тому було запропоновано два

підходи для моделювання сепарації та тепломасообміну, які ґрунтуються на теоретичних уявленнях про даний процес. Процес поглинання аміаку водою складається з двох стадій, перший підхід полягає в тому, що моделюється процес масообміну та хімічна реакція у рідині, а саме реакція іонізації ( $NH_3 + H_2O = NH_4^+ OH^-$ ), між молекулами аміаку та молекулами води.

У другому способі проводиться лише моделювання процесу поглинання аміаку, без хімічної реакції. Для проведення моделювань був обраний програмний комплекс ANSYS, а саме його модуль Fluent. Розрахункова область представляла собою об'єм між двома пластинами пластинчатого теплообмінника (рисунок 3.60).

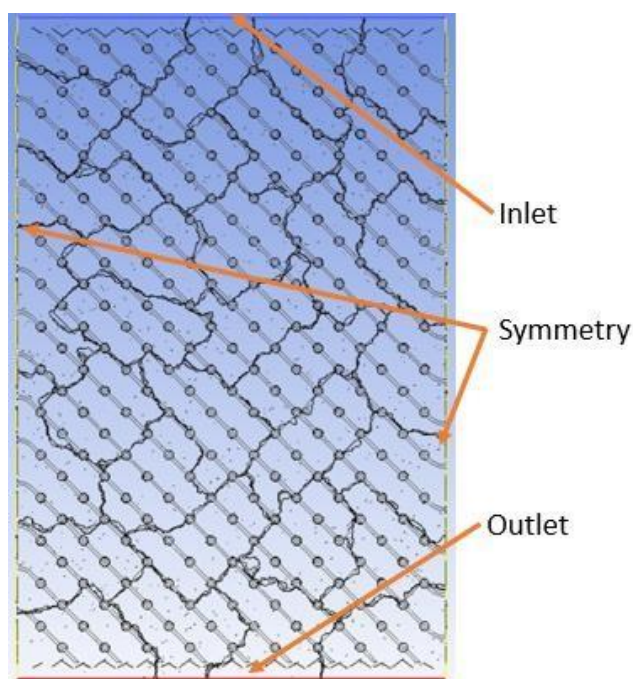


Рисунок 3.60 - Розрахункова область для моделювання процесу поглинання аміаку водою

Для даного моделювання була побудована гексагедральна розрахункова сітка. Для даних підходів були обрані спільні налаштування: General – Transient, Gravity  $Y = -9.81 \text{ m/s}^2$ . Для моделювання багатофазних систем рекомендується Eulerian - Eulerian model, оскільки вона дозволяє отримати точні результати при моделюванні процесів у яких відбувається активна взаємодія між фазами [11, 100], також були обрані додаткові налаштування Multi-Fluid VOF model - Implicit, тип моделі міжфазної поверхні (Interface Modeling Type) – Sharp. У якості моделі

турбулентності була обрана  $k - \omega$  SST model, the “per phase” turbulence multiphase model was chosen. Для моделювання газового потоку та рідинного потоку були створені дві суміші: газова суміш – аміак газоподібний та водяний пар, рідинна суміш – для першого підходу (вода, аміак газоподібний та аміачна вода); для другого (вода та аміак у вигляді рідини). У якості головної фази призначена газова суміш. Вхідні умови (inlet, outlet, walls, symmetry) зображені на рисунку 3.61.

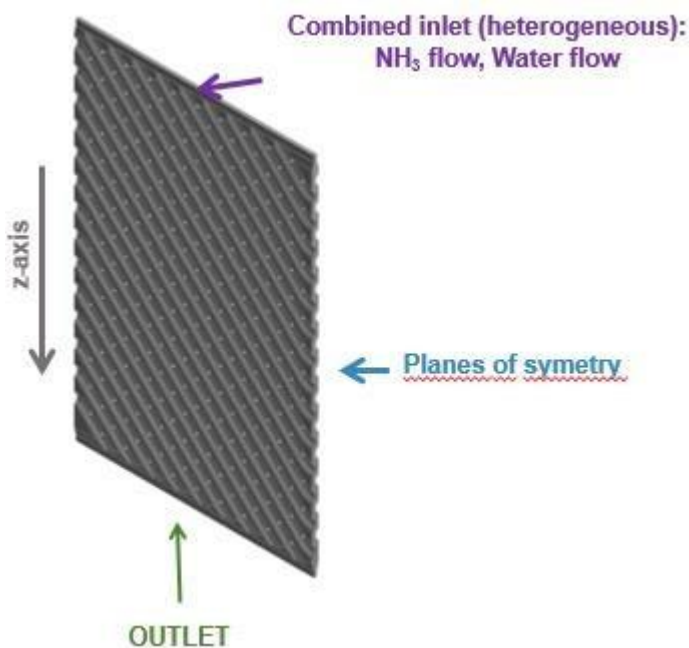


Рисунок 3.61 – Вхідні умови розрахункової області

Для обчислення теплообміну між фазами був заданий Heat Transfer Coefficient – Nusselt Number рівний 3,8, даний коефіцієнт обчислений для турбулентного режиму течій рідини та газу. Масообмін між фазами був реалізований за допомогою Species Transport, Reaction – Volumetric. Turbulence-Chemistry Interaction - Finite Rate\Eddy Dissipation was selected for obtaining the chemical reaction rate. Поверхневий натяг між фазами був заданий через Surface Tension coefficient – 0,054 N/m. Phase Interaction були налаштовані окремо для кожного підходу моделювання процесу абсорбції.

Для першого підходу був заданий перехід аміаку газоподібного з газової фази в рідину за допомогою mass transfer mechanism. From Phase - vapor (species  $\text{NH}_3$  <Gas>) to phase - liquid (species  $\text{NH}_3$  <Gas>), mechanism – Species mass transfer. Model options:



Equilibrium Ratio (Molar Concentration) – Molar concentration equilibrium ratio = 0,99, Interphase Mass Transfer Coefficient – Per Phase. Коефіцієнт масообміну між фазами розраховувався за Hugmark correlation (From Phase – Hugmark, To phase – Hugmark). Слід зазначити що для першого підходу було створено нову речовину – аміачну воду ( $\text{NH}_4\text{OH}$ ), яка відсутня у базі даних ANSYS. Аміачна вода була додана у рідинну суміш, як її компонент. Рівняння реакції між аміаком та водою задане у властивостях рідинної суміші, тобто реакція відбувається лише у рідині. Коефіцієнт швидкості реакції розраховувався за рівнянням Арреніуса.

У другому підході був заданий перехід аміаку газоподібного з газової фази в аміак рідкий у рідинну фазу за допомогою “mass transfer mechanism”. З фази - vapor (species  $\text{NH}_3$  <Gas>), до фази - liquid (species  $\text{NH}_3$  <Liquid>), механізм – Species mass transfer. Equilibrium Ratio (Molar Concentration) – Henry’s Law з Van’t Hoff correlation (Reference Henry’s constant = 0.0169; Temperature dependence = 4200). Interphase mass transfer coefficient – Hugmark correlation per phase. Слід зазначити, що у базі даних ANSYS відсутня стандартна ентальпія для аміаку рідкого, тому дану величину було додано вручну. Також молярна маса аміаку рідкого була змінена на 17, оскільки у базі даних ANSYS вказано значення молярної маси – 28. Для обчислення були обрані наступні методи вирішення: Pressure-Velocity Coupling Scheme – Coupled; Density – Second Order Upwind, Momentum – First Order Upwind, Volume Fraction – Modified HRIC; Turbulent Kinetic Energy – Second Order Upwind; Energy – First Order Upwind; Transient Formulation – First Order Implicit. Select time step for the correct description of the mass transfer between two phase and reaction in the liquid phase is 0,001 s, and other parameters are: Min. Iterations – 1, Max. Iterations – 25.

В результаті проведених моделювань процесу абсорбції були отримані масові витрати газової суміші та рідинної суміші на виході з розрахункової області, масові та об’ємні долі аміачної води та рідкого аміаку у першому та другому підходах відповідно.

Таблиця 3.4 - Вхідні данні та граничні умови для моделювання

<b>Вхід</b>		
Materials	Parameters	Value
Mixture	Supersonic/Initial Gauge Pressure	0 Pa
Vapor	Mass flow rate	0,0026 kg/s
	Total Temperature	294,65 K
	Species Mass Fractions H <sub>2</sub> O	0,003
Liquid	Mass flow rate	0,0699
	Slip velocity specification method – Volume Fraction	0,0221
	Total Temperature	312,65
	Species Mass Fractions H <sub>2</sub> O	0,634
	Species Mass Fractions NH <sub>4</sub> OH (лише для першого підходу)	0,366
<b>Вихід</b>		
Materials	Parameters	Value
Mixture	Supersonic/Initial Gauge Pressure	0 Pa
Vapor	Total Temperature	300,00 K
	Species Mass Fractions H <sub>2</sub> O	0,003
	Slip velocity specification method – Volume Fraction	0,0221
Liquid	Total Temperature	312,65
	Species Mass Fractions H <sub>2</sub> O	0,63
	Species Mass Fractions NH <sub>4</sub> OH (лише для першого підходу)	0,37
<b>Стінки</b>		
Materials	Parameters	Value
Mixture	Wall Adhesion (contact angle)	90 deg
	Sand-Grain Roughness: Roughness Height	0 m
	Roughness constant	0,5

На рисунках 3.62 і 3.63 представлені результати моделювань у вигляді ізоповерхонь об'ємної долі рідини та масової концентрації компоненту у рідині. Як можна побачити, на рисунку 3.63 б рідина розподілена рівномірно вздовж всього каналу, в той час як на рисунку 3.63 а рідина накопичується у нижній частині розрахункової області. На рисунку 3.64 б концентрація  $\text{NH}_3$  у рідині зростає рівномірно, тобто масоперенесення з газової фази в рідину відбувається вздовж всього каналу, при цьому на рисунку 3.64 концентрація  $\text{NH}_4\text{OH}$  майже однакова вздовж всього каналу, також присутні локальні зони у нижній частині каналу де концентрація  $\text{NH}_4\text{OH}$  рівна нулю. Це може бути пов'язано з утворенням рідинної пробки. До таблиці 3.5 зведені результати обчислень.

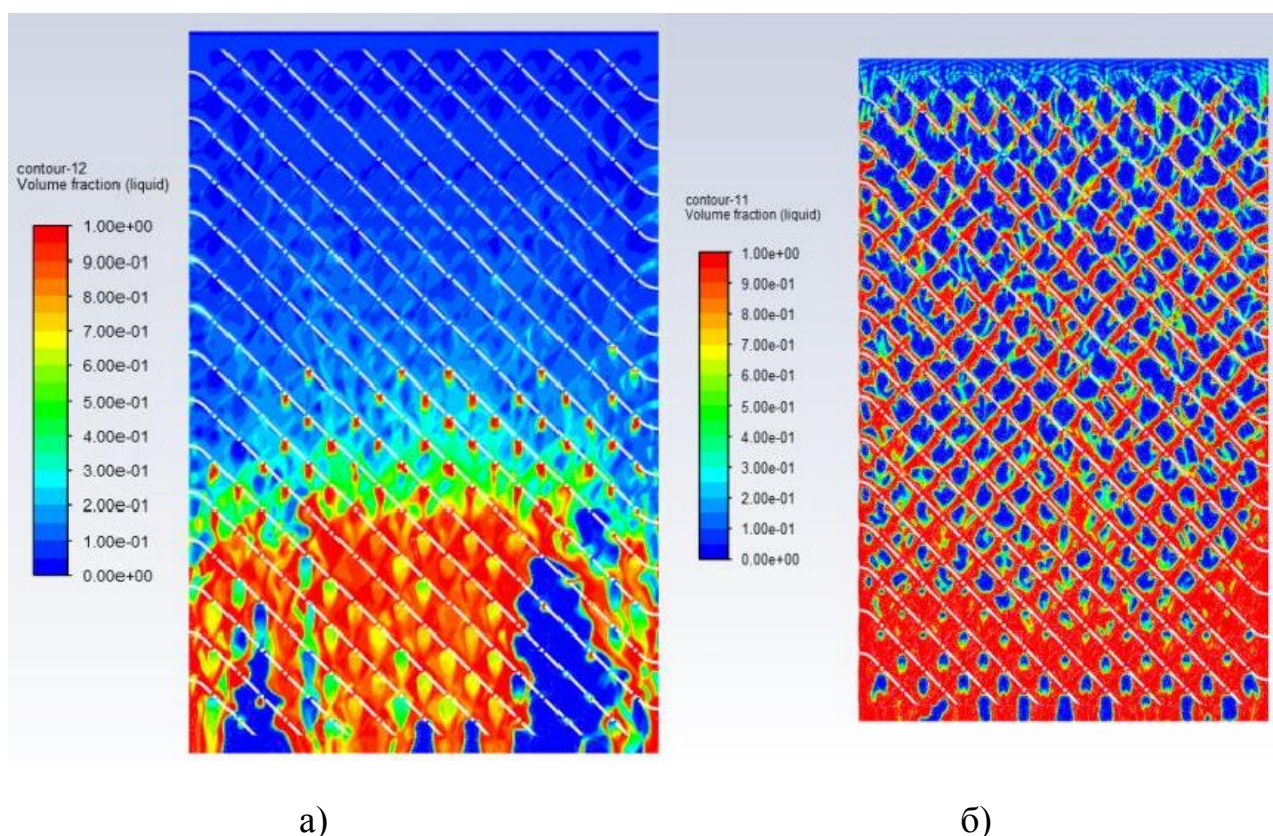


Рисунок 3.63 - а) Об'ємна доля рідини (перший підхід); б) Об'ємна доля рідини (другий підхід) [81]

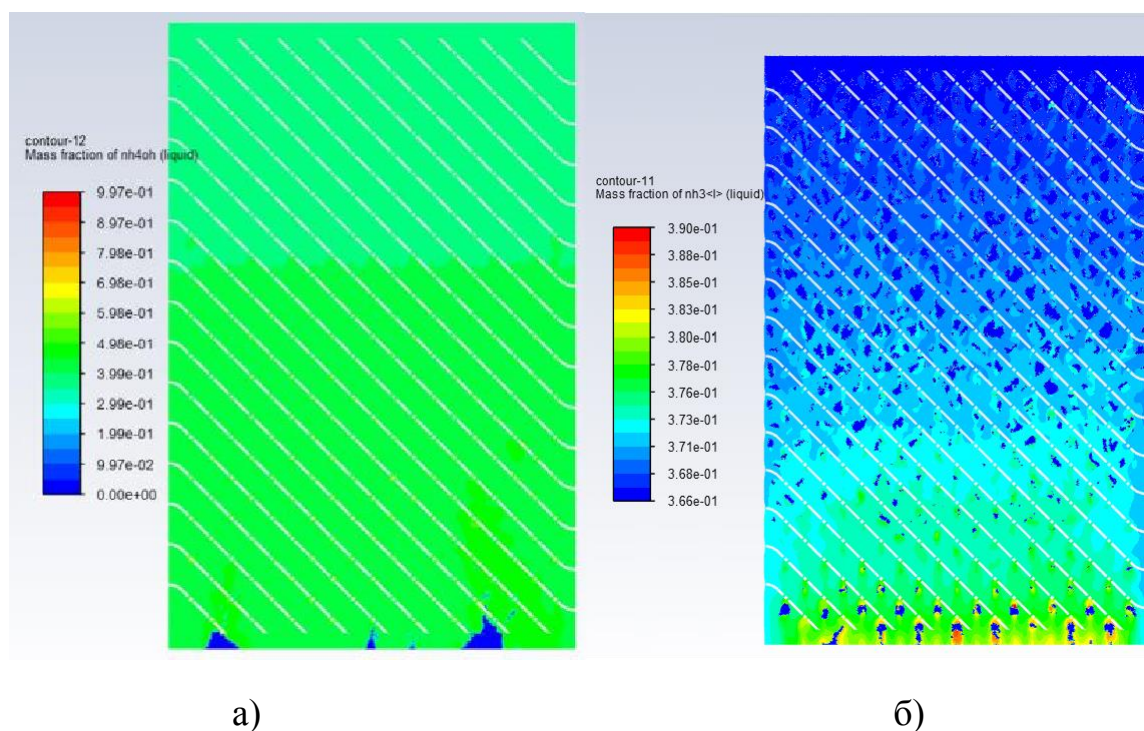


Рисунок 3.64 - а) Масова доля  $\text{NH}_4\text{OH}$ ; б) Масова доля аміаку рідкого

Таблиця 3.5 – Результати моделювання

First approach			Second approach				
Mass Flow Rate (kg/s)							
Mixture	Inlet	0,0725	Mixture	Inlet	0,0725		
	Outlet	0,094		Outlet	0,115		
Vapor	Inlet	0,0026	Vapor	Inlet	0,0026		
	Outlet	$5,7e^{-5}$		Outlet	$4,61e^{-6}$		
Liquid	Inlet	0,0699	Liquid	Inlet	0,0699		
	Outlet	0,0941		Outlet	0,115		
Mass-Weighted Average Mass (kg/kg)							
Ammonia solution ( $\text{NH}_4\text{OH}$ )				Ammonia liquid ( $\text{NH}_3$ )			
Inlet	0,366	Outlet	0,438	Inlet	0,366	Outlet	0,378

При моделюванні лише процесу поглинання аміаку водою, з використанням Henry's Law with Van't Hoff correlation, були отримані більш точні результати, а саме рівномірне зростання концентрації аміаку у рідині від входу до виходу розрахункової

області. Слід зазначити, що рідинна фаза в цілому більш рівномірно розподілена у розрахунковій області і не накопичується в локальних зонах, що відбувається при моделюванні за першим підходом. Отже, виходячи з вищесказаного можна стверджувати що другий підхід було доцільніше використовувати для моделювання супутніх процесів сепарації та масообміну.

Слід зазначити, що додатково були проведені чисельні та математичні моделювання супутніх процесів при сепарації гетерогенних багатокомпонентних систем, результати який наведені у відповідних роботах [82-85].

### **3.3 Висновки до третього розділу**

За результатами виконання НДР були отримані математичні моделі, які дозволяють розрахувати модульні динамічні сепараційні пристрої, а саме: рівняння для визначення прохідних перетинів газорідного потоку в результаті його аерогідропружної взаємодії з пружними відбійними елементами динамічних сепараційних пристроїв, критичну швидкість дивергенції. Це дозволяє визначити границю переходу від першого режиму роботи до другого (до втрати динамічної стійкості та після неї при виникненні коливань). У тому числі розроблено принципово новий пристрій для вловлювання краплин із газового потоку, що має пружні стінки синусоїдальної форми.

Було застосовано імовірнісний підхід до створення континуальної моделі визначення поверхні розділу фаз, а саме визначення коефіцієнта  $\alpha$ , який залежить від функції розподілу густини імовірності випадкової величини, що описує розподіл частинок дисперсної фази за їх розмірами.

Було вдосконалено математичні моделі, які описують траєкторію руху частинки при коливанні однієї зі стінок каналу, що порівняно із результатами чисельних розрахунків, яким відповідають аналітичні дані з достатньою точністю для практичних цілей, навіть для найбільш віддалених частинок від рухомої стінки. Розроблені методики чисельних розрахунків дозволяють проводити математичну ідентифікацію моделей із використанням класичного регресійного аналізу та нейронних мереж.

## **4 ВИПРОБУВАННЯ ДОСЛІДНИХ ЗРАЗКІВ, АПРОБАЦІЯ ТА ВПРОВАДЖЕННЯ НАУКОВО-ТЕХНІЧНИХ РЕЗУЛЬТАТІВ**

### **4.1 Аналіз та узагальнення результатів приймальних (попередніх) випробувань дослідних (експериментальних) зразків МСП**

В результаті проведених теоретичних досліджень та числових моделювань були розроблені конструкції пружних елементів динамічних модульних сепараційних пристроїв. Для перевірки їх надійності та працездатності на технологічних режимах роботи відповідного технологічного обладнання, і можливості налагодження їх виробництва та подальшого впровадження необхідним кроком є проведення попередніх та приймальних випробувань, при цьому в результаті проведених випробувань також будуть визначені гідродинамічні характеристики та реальних технічний рівень розробки.

З цією метою були виготовлені та налагоджені дослідні (експериментальні) зразки пружних елементів динамічних сепараційних пристроїв, які у попередньо-здеформованому стані мають форму параболічного напівциліндру, за відповідною робочою документацією. Вище зазначені пружні елементи пройшли лабораторні випробування в результаті який був складений відповідний акт - “Про закінчення робіт із виготовлення і налагодження дослідного зразка для подання його до попередніх випробувань” (Додаток Г).

Далі пружні елементи передані на попередні випробування, які були проведені у лабораторії грануляційного та масообмінного обладнання (ЛГМО) Сумського державного університету за програмою і методикою представленою у підрозділі 2.4 даного звіту. Під час проведення попередніх випробувань пружних елементів динамічних модульних сепараційних пристроїв було визначено відхилення пружних елементів в залежності від масової витрати повітря на вході. В тому числі визначена границя динамічної стійкості пружних елементів в залежності та частоти їх коливань при її втраті. Результати проведених випробувань представлені у таблицях 4.1 та 4.2.

Таблиця 4.1 – Результати попередніх випробувань пружних елементів МСП

Дата випробування: 02.09.2020 р., Дем'яненко М.М., Старинський О.Є.			
Характерні розміри пружних елементів динамічного модульного сепараційного пристрою: Висота – 120 мм; Товщина – 4 мм; Довжина - 200; Тип установки пластин у проточній частині* - 3; Довжина пластин у попередньо деформованому стані – 172 мм. Розміри проточної частини 125x125x800.			
№ Випробування	Показання регулятора частоти обертання повітродувки, Гц	Амплітуда коливань (зазор між пластинами), мм	Примітки
1	100	0	Пластини щільно прилягають одна до одної
2	110	1 – 1,5 (нерівномірно по висоті каналу)	Починає утворюватися зазор між пластинами (при цьому зазор між пластинами у найнижчій площині каналу менше 1 мм)
3	115	2 – 2,5 (нерівномірно по висоті каналу)	
4	120	3 (нерівномірно по висоті каналу)	
5	125	4 (нерівномірно по висоті каналу)	
6	130	5 (нерівномірно по висоті каналу)	
7	135	6 – 6,5 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу більше 1 мм
8	140	7 – 7,5 (нерівномірно по висоті каналу)	

## Продовження таблиці 4.1.

9	145	8,5 – 9 (нерівномірно по висоті каналу)	
10	150	9,5 – 10 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу більше 2 мм
11	155	10,5 – 11 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу більше 3 мм
12	160	11,5 – 12 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу 4-5 мм
13	165	13 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу 6-7 мм
14	170	13,5 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу 7-8 мм
15	175	14 (відстань між пластинами по висоті каналу вирівнюється)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу 8-10 мм
16	180	14,5 (пластини починають коливатися)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу 10 мм
17	181	Починається режим флатеру, зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 мм	
18	185	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
19	190	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
20	195	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
21	200	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	



## Продовження таблиці 4.1

22	205	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
23	210	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
24	215	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 45 – 50 мм	
25	220	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 45 – 50 мм	
26	225	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 50 – 55 мм	Початок другого режиму флатеру
27	230	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 50 – 60 мм	
28	235	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 55 – 65 мм	
29	240	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 70 – 80 мм	Права пластина починає дотикатися стінки каналу
30	245	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 80 – 100 мм	
31	250	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 80 – 100 мм	

Таблиця 4.2 – Результати попередніх випробувань пружних елементів МСП

Дата випробування: 02.09.2020 р., Дем'яненко М.М., Старинський О.Є.							
Характерні розміри пластини: Висота – 120 мм; Товщина – 4 мм; Довжина – 200; Тип установки пластин у проточній частині* - 3; Довжина пластин у попередньо деформованому стані – 172 мм. Характерні розміри каналу 125x125x800.							
№ Випробування	Показання регулятора частоти обертання повітродувки, Гц	Амплітуда коливань (зазор між пластинами), мм					Примітки
		1	2	3	4	5	
1	140	4.5	5	7.5	13.5	27	Утворюється зазор між пластинами
2	150	6	6.5	9.5	15	28.5	
3	160	8-13	9-11	14-15	17-19	30	Кінці пластин починають коливатися та зіштовхуватись один з одним (коливання пластини за довжиною мінімальні, не суттєві у порівнянні з коливанням їх кінців).
4	170	10--15	13-15	15-17	19-21	32	
5	180	13	15	17	21	32	Кінці пластин не зіштовхуються один з одним
6	190	10-20	15-17	16-19	20-22	33-34	Пластини коливаються вздовж усієї своєї довжини, при цьому амплітуда коливань незначна
7	200	30-38	22-38	18-23	20-25	35-40	Зміна амплітуди коливань
8	210	37-44					

Продовження таблиці 4.2.

9	220	45-50					
10	230	50-57					
11	240	55-60					
12	250	80 та більше					
13	Різка зміна швидкості від 180 до 280						Одна пластина відірвалась в місці закріплення

Аналіз результатів проведених випробувань дозволив зробити наступні висновки: при виготовленні пружних елементів модульних динамічних сепараційних пристроїв необхідно витримувати високу точність розмірів, щоб пари елементів були однакового розмірів та мас та уникати концентраторів напружень для запобігання руйнування елементів під постійним впливом коливань. Пружні елементи необхідно закріплювати жорстко у нерухомому корпусі, для запобігання накладання на корпус модульного сепараційного пристрою коливань. Складений відповідний акт “Попередні випробування дослідного зразка” (додаток Д).

Після проведення попередніх випробувань пружні елементи модульних сепараційних пристроїв були доопрацьовані та проведене коригування робочої документація, що засвідчує відповідний акт (Додаток Е).

#### **4.2 Розрахунки, що підтверджують працездатність і надійність конструкцій дослідних (експериментальних) зразків**

Під час виконання науково-дослідної роботи, ґрунтуючись на результатах теоретичних та експериментальних досліджень були розроблені методики розрахунку дослідних зразків сепараційного обладнання, призначеного для

розділення гетерогенних багатокомпонентних сумішей, а саме газосепараторів підігрівачів деемульсаторів та іншого технологічного обладнання.

Технологічні та конструктивні розрахунки підігрівача деемульсатору типу Heater-Treater, призначеного для очистки нафти та попутного нафтового газу представлені нижче. Розрахунки вертикального підігрівача деемульсатора та іншого технологічного обладнання представлені у додатку Ж, креслення загального вигляду даного обладнання представлені у додатках.

Вхідні данні для розрахунків: Витрата сирої нафти:  $G = 255$  т/годину; Вміст води в нафті на вході в апарат:  $X_0 = 20 \div 90$  %; Вміст води в нафті на виході з апарату:  $X_K \leq 0,5\%$ ; Витрата газу при дегазації сирої нафти:  $G_{\text{пнг}} = 1000$  нм<sup>3</sup>/годину;

Робочі параметри: тиск (надлишковий)  $P = 0,6$  МПа; температура  $T$ , від  $35^\circ\text{C}$  до  $60^\circ\text{C}$ ; основні фізико-хімічні властивості продуктів:

- густина нафти (при температурі  $20^\circ\text{C}$ )  $\rho_{20} = 848$  кг/м<sup>3</sup>;

- в'язкість нафти (при температурах  $20^\circ\text{C}$  та  $50^\circ\text{C}$  відповідно)  $\mu_{20} = 13,15 \cdot 10^{-3}$  Па·с та  $\mu_{50} = 5,48 \cdot 10^{-3}$  Па·с;

- густина пластової води  $\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 998,5 \dots 1008$  кг/м<sup>3</sup>;

- густина побічного нафтового газу  $\rho_{\text{пнг}} = 0,926 \dots 1,078$  кг/нм<sup>3</sup>;

-

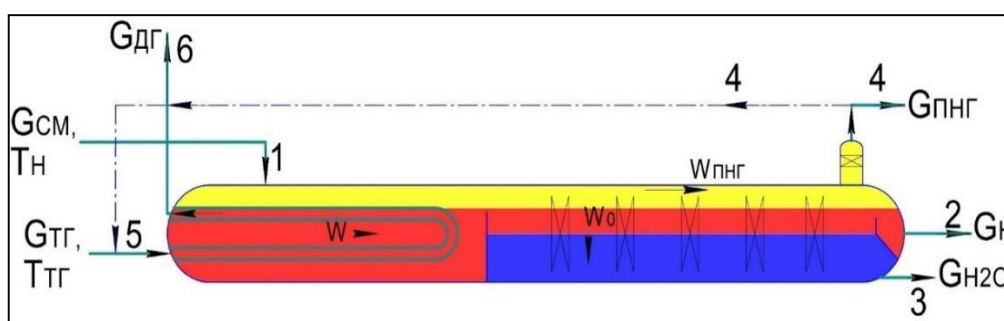


Рисунок 4.1 - Розрахункова схема апарату типу «HEATER-TREATER»; 1-обводнена сира нафта; 2 - товарна нафта; 3 - пластова вода; 4 - попутний нафтовий газ; 5 - паливний газ; 6 - димові газы

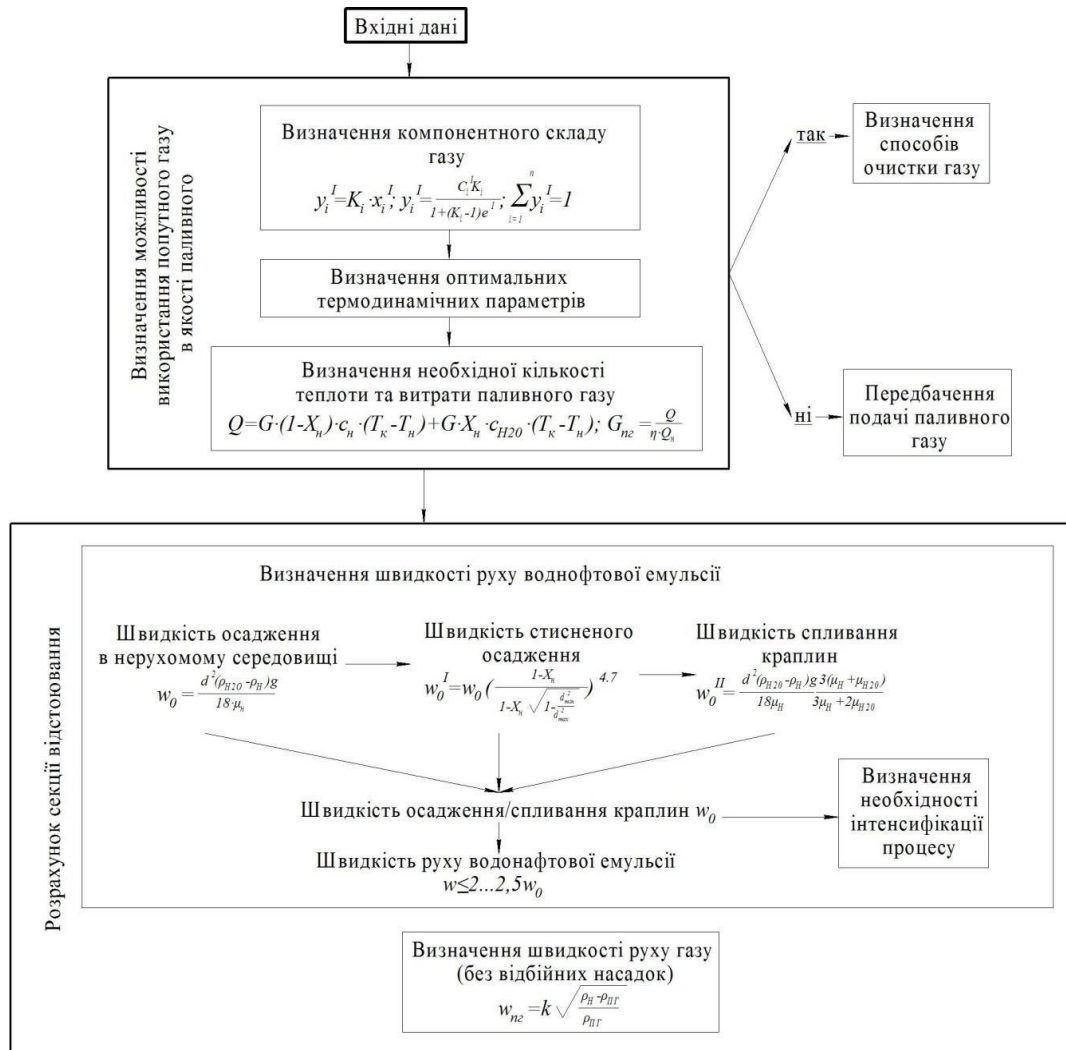


Рисунок 4.2 – Блок схема технологічного розрахунку апарату

Розрахунок процесу дегазації з достатньою для практичних цілей точністю, при незначному тиску (0,4 - 0,9 МПа), проводиться за законом Рауля-Дальтона [86]:

$$y_i' = K_i x_i' \quad (4.1)$$

де  $y_i'$ ,  $x_i'$  - мольна доля  $i$ -х компонентів в утвореній газовій фазі, яка знаходиться у рівновазі з рідинним залишком та у рідинному залишку відповідно;

$K_i$  - константа фазової рівноваги  $i$ -го компоненту при умовах сепарації (прийнятій температурі та тиску).

Для визначення компонентного складу утвореної газової фази необхідно розрахувати процес однократного випаровування/конденсації за рівнянням:

$$y_i' = C_i' K / (1 + (K_i - 1)e'), \quad (4.2)$$

де  $C_i'$  - мольна доля  $i$ -го компоненту у вихідній емульсії;  $e'$  - мольна доля відгону.

Розрахунки проводяться методом послідовних наближень мольної долі відгону  $e'$  при заданому складі вихідної суміші, тиску та температурі сепарації з використанням рівнянь (4.1), (4.2) та додаткової умови  $\sum_{i=1}^n y_i' = 1$ , з використанням інструментальних засобів чисельного моделювання хіміко-технологічних процесів на базі термодинамічного моделювання для обчислення складних та громіздких проміжних ітерацій. Результати розрахунку фазової рівноваги у процесі дегазації водонафтової емульсії представлені у додатку К.

Аналізуючи результати розрахунку можна зробити висновок, що для процесу дегазації оптимальними будуть тиск в апараті  $P = 0,6$  МПа та підігрів вхідної суміші до температури  $T = 60^\circ\text{C}$ . Для цього режиму з сирої нафти виділяється найбільша кількість нафтового газу, в складі якого мінімальний вміст компонентів, що зменшують теплоту згорання палива (азот та вуглекислий газ), який може буде використаний в якості паливного. Необхідно відмітити, що для цих цілей, з огляду на компонентний склад можна використати попутний газ, отриманий при інших граничних умовах ( $P = 0,6$  МПа,  $T = 35^\circ\text{C}$ ,  $M_{CP} = 23,9$ ), але його кількості буде недостатньо. Причому в розглянутих двох випадках вміст кислих вуглеводнів (сірководню) в складі газу буде мінімальний.

Матеріальний баланс. Розрахунками необхідно визначити витрату зневодненої нафти та витрату води. Розрахуємо витрату зневодненої нафти та води. Рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$G = G_H + G_{H_2O}; \quad (4.3)$$

При одночасному використанні двох апаратів, кожен повинен забезпечувати 70% продуктивності по витраті сирої нафти, отже:  $G_1 = G \cdot 0,7 = 255 \cdot 0,7 = 178,5\text{т/годину}$ ;

- при вмісті води в нафті  $X_0 = 20\%$

витрата води:

$$G_{H_2O} = G_1 \cdot X_0 = 178,5 \cdot 0,2 = 35,7 \text{ т/годину}; \quad (4.4)$$

витрата нафти:

$$G_H = G_1 - G_{H_2O} = 178,5 - 35,7 = 142,8 \text{ т/годину}; \quad (4.5)$$

- при вмісті води в нафті  $X_0 = 90\%$

витрата води:

$$G_{H_2O} = G_1 \cdot X_0 = 178,5 \cdot 0,9 = 160,65 \text{ т/годину}; \quad (4.6)$$

витрата нафти:

$$G_H = G_1 - G_{H_2O} = 178,5 - 160,65 = 17,85 \text{ т/годину}; \quad (4.7)$$

Розрахунок секції відстоювання. Найкращі умови для коалесценції крапель, їх осадження та розподілу фаз будуть при дотриманні ламінарного режиму течії водонафтової емульсії:

$$Re = \frac{w \cdot D \cdot \rho_{cm}}{\mu_{cm}} \leq 2300, \quad (4.8)$$

де  $w$  – швидкість руху водонафтової емульсії, м/с;  $D$  – еквівалентний гідравлічний діаметр, м;  $\rho_{cm}$  – густина водонафтової емульсії, кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_{cm}$  – в'язкість водонафтової емульсії, Па·с.

Швидкість осадження крапель – основний параметр, який визначає продуктивність нафтогазоводороздільника. Швидкість осадження краплин у нерухомому середовищі  $w_0$ , м/с, при ламінарному русі ( $10^{-4} \leq Re \leq 0,4-2,0$ ) визначається за законом Стокса [87]:

$$w_0 = \frac{d^2(\rho_{H_2O} - \rho_H)g}{18\mu_H} \quad (4.9)$$

де  $d$  – діаметр осідаючих часток (крапель води), м;

$g$  – прискорення вільного падіння, м<sup>2</sup>/с;

$\rho_{H_2O}$ ,  $\rho_H$  – густина дисперсних часток та суцільного середовища (нафти) відповідно, при робочій температурі ( $T = 60^\circ\text{C}$ ), кг/м<sup>3</sup>;

$\mu_H$  – в'язкість нафти при робочій температурі, Па·с.

$\rho_{H_2O} = 983$  кг/м<sup>3</sup> – густина води при температурі  $T = 60^\circ\text{C}$ , з довідкової інформації [88].

$\rho_H$  – густина нафти при температурі  $T = 60^\circ\text{C}$ , визначається за відомим значенням відносної густини  $\rho_4^{20}$  [86, 89]:

$$\rho_H = 1000(\rho_4^{20} - \gamma(T - 20)), \quad (4.10)$$

де  $\rho_4^{20}$  – відносна густина нафти (визначається як відношення густини нафти при  $20^\circ\text{C}$  до густини води при  $4^\circ\text{C}$ );

$\gamma$  – середня температурна поправка відносної густини на  $1^\circ\text{C}$  [86].

$$\rho_4^{20} = \rho_{20}/\rho_{H_2O} = 848/1000 = 0,848, \quad (4.11)$$

$$\gamma = 0,001838 - 0,00132 \cdot \rho_4^{20}, \quad (4.12)$$

$$\gamma = 0,001838 - 0,00132 \cdot 0,848 = 0,0007$$

$$\rho_H = 1000(0,848 - 0,0007(60 - 20)) = 820 \text{ кг/м}^3,$$

$\mu_{60}$  – в'язкість нафти при температурі  $T = 60^\circ\text{C}$ .



температурна залежність кінематичної в'язкості від температури має вигляд [86, 89]:

$$\lg \frac{\mu_1}{\mu_2} = k \lg \frac{T_2}{T_1}, \quad (4.13)$$

де  $k$  – коефіцієнт пропорційності залежності для нафти, визначений за відомими значеннями динамічної в'язкості  $\mu_{20} = 13,15 \cdot 10^{-3}$  Па·с та  $\mu_{50} = 5,48 \cdot 10^{-3}$  Па·с (при температурах  $20^\circ\text{C}$  та  $50^\circ\text{C}$  відповідно):

$$k = \lg \frac{13,15 \cdot 10^{-3}}{5,48 \cdot 10^{-3}} / \lg \frac{50}{20} = 0,955.$$

Динамічна в'язкість нафти  $\mu_{60}$ , Па·с (при  $T = 60^\circ\text{C}$ ):

$$\lg \frac{13,15 \cdot 10^{-3}}{\mu_{60}} = 0,955 \lg \frac{60}{20} = 0,456, \text{ звідки } \mu_{60} = 4,61 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}.$$

Відповідно до рекомендацій [90] приймаємо мінімальний діаметр часток води рівним 25 мкм,  $d_{\min} = 25 \cdot 10^{-6}$  м. Для отримання необхідного вмісту води ( $X_K \leq 0,5\%$ ) достатньо, щоб розміри краплин в результаті підігріву та коалесценції збільшились до 300 мкм,  $d_{\max} = 300 \cdot 10^{-6}$  м [90].

$$w_0 = \frac{(300 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (983 - 820) \cdot 9,81}{18 \cdot 4,61 \cdot 10^{-3}} = 1,73 \cdot 10^{-3} \text{ м/с},$$

Отже, значення швидкості осадження краплин води розміром більше 300 мкм, в нафті буде становити  $w_0 \geq 2 \cdot 10^{-3}$  м/с.

Перевірка придатності залежності виконується за значенням критерія Рейнольдса  $Re_0$  для осадження частинки [87]:

$$Re = \frac{w_0 \cdot d \cdot \rho_H}{\mu_H}, \quad (4.14)$$

$$\text{Re} = \frac{2 \cdot 10^{-3} \cdot 300 \cdot 10^{-6} \cdot 820}{4,61 \cdot 10^{-3}} = 0,1 \leq 0,2 ,$$

Отже залежність придатна до використання, але вона не враховує багато факторів, від яких залежить швидкість осадження [87, 91, 92].

Розрахуємо швидкість стисненого осадження крапель води в нафті  $w'_0$ , м/с, з врахуванням вмісту води в нафті по залежності [91]:

$$w'_0 = w_0 \frac{1 - X_H}{\left( \frac{1 - X_H}{1 - \left( \frac{d_{\min}}{d_{\max}} \right)^2} \right)^{0,7}} , \quad (4.15)$$

У випадку  $X_H = 0,2$ :

$$w'_0 = 1,73 \cdot 10^{-3} \frac{1 - 0,2}{\left( \frac{1 - 0,2}{1 - \left( \frac{25 \cdot 10^{-6}}{300 \cdot 10^{-6}} \right)^2} \right)^{0,7}} = 1,723 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

У випадку  $X_H = 0,9$ :

$$w'_0 = 1,73 \cdot 10^{-3} \frac{1 - 0,9}{\left( \frac{1 - 0,9}{1 - \left( \frac{25 \cdot 10^{-6}}{300 \cdot 10^{-6}} \right)^2} \right)^{0,7}} = 1,497 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Якщо початковий вміст води у нафті перевищує критичне значення (60-80%), при якому обернена емульсія переходить у пряму (нафта у воді), швидкість спливання крапель нафти  $w''_0$ , м/с, у фазі вільної води, при ламінарному русі, визначається залежністю [92]:

$$w_0'' = \frac{d^2(\rho_{H_2O} - \rho_H)g}{18\mu_H} \frac{3 \cdot (\mu_H + \mu_{H_2O})}{3\mu_H + 2\mu_{H_2O}}. \quad (4.16)$$

Залежність відрізняється лише додатковим множником, який визначає відношення в'язкості основного середовища  $\mu_{H_2O}$ , Па·с, до в'язкості дисперсного середовища  $\mu_H$ , Па·с, в робочих умовах. В таких умовах значення середньої швидкості спливання краплин нафти становить  $w_0'' = 1,78 \cdot 10^{-3}$  м/с. Так як швидкість спливання та швидкість стисненого осадження майже не відрізняються, підтримуючи ламінарний режим осадження з постійним оптимальним значенням лінійної швидкості руху суцільних середовищ можливо забезпечити високий рівень ефективності розподілу фаз у широкому діапазоні зміни вмісту води у нафті ( $20\% \leq X_H \leq 90\%$ ).

Так як для транспортування необхідно дотримуватись певних габаритних розмірів, приймаємо лінійну швидкість руху водонафтової емульсії,  $w$ , м/с, не більше ніж в 2-3,5 рази швидкості осадження крапель води  $w_0$ , м/с:

$$w \leq 2 \div 3,5 w_0, \quad (4.17)$$

В такому випадку швидкість руху водонафтової емульсії не повинна перевищувати  $w \leq 0,004 \div 0,007$  м/с.

Для ефективного відстоювання час перебування водонафтової емульсії в апараті повинен бути не менше часу, необхідного для осадження краплин води.

$$\tau \geq \tau_0, \quad (4.18)$$

Допустима швидкість газу  $w_{ПНГ}$ , м/с, в зоні відстія без відбійних насадок, при якій краплі рідини встигнуть осісти з газової фази, визначаємо за рівнянням [91]:

$$w_{ПНГ} = k \cdot \sqrt{\frac{\rho_H - \rho_{ПНГ}}{\rho_{ПНГ}}}, \quad (4.19)$$

де  $k = 0,06 \div 0,12$  м/с – коефіцієнт, який враховує пропускну здатність газу в сепараторах без відбійних насадок, та залежить від ступеня сепарації газу [91],

$\rho_{\text{ПНГ}}$  – густина побічного нафтового газу при робочих умовах, кг/м<sup>3</sup>.

$$\rho_{\text{ПНГ}} = \rho_{\text{ПНГ}_0} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{P_0 \cdot T}, \quad (4.20)$$

де  $\rho_{\text{ПНГ}_0}$  - густина побічного нафтового газу при нормальних умовах (температура  $T_0 = 0^\circ\text{C}$ , тиск  $P_0 = 0,1013$  МПа),

$T$  і  $P$  – температура та тиск (абсолютний) в робочих умовах в апараті відповідно.

$$\rho_{\text{ПНГ}} = 0,926 \cdot \frac{273 \cdot 0,7}{333 \cdot 0,1} = 5,314 \text{ кг/м}^3.$$

Допустима швидкість газу  $w_{\text{ПНГ}}$ , м/с, визначаємо за рівнянням:

$$w_{\text{ПНГ}} = (0,06 \div 0,12) \cdot \sqrt{\frac{820 - 5,314}{5,314}} = 0,743 \div 1,486 \text{ м/с}.$$

Критична швидкість газу  $w_{\text{кр}}$ , м/с, у відбійній насадці з вертикальними жалюзійними пластинами [92, 93, 31]:

$$w_{\text{кр}} = k \left( \frac{\sigma_{\text{H}}(\rho_{\text{H}} - \rho_{\text{ПНГ}})}{(\rho_{\text{ПНГ}})^2} \right)^{0,25}, \quad (4.21)$$

де  $k$  – коефіцієнт, який враховує пропускну здатність газу в сепараторах з відбійними насадками та залежить від ступені сепарації газу (для вертикального розміщення жалюзійних насадок)  $k = 0,1 \div 0,19$  м/с [92];  $\sigma_{\text{H}}$  – значення поверхневого натягу на границі фаз нафта-газ, дин/см.

$$w_{\text{кр}} = (0,1 \div 0,19) \left( \frac{26 \cdot (820 - 5,314)}{(5,314)^2} \right)^{0,25} = 0,52 \div 1 \text{ м/с}$$

Критична швидкість газу  $w_{кр}$ , м/с, в горизонтальній сітчастій відбійній насадці [90, 92]:

$$w_{кр} = k \left( \frac{g^2 \sigma_H (\rho_H - \rho_{ПНГ})}{(\rho_{ПНГ})^2} \right)^{0,25}, \quad (4.22)$$

де  $k$  – коефіцієнт, який враховує пропускну здатність газу в сепараторах з відбійними насадками та залежить від ступені сепарації газу (для горизонтального розміщення сітчастих відбійників)  $k = 0,1$  м/с [92, 93];

$$w_{кр} = 0,1 \left( \frac{9,81^2 \cdot 26 \cdot (820 - 5,314)}{(5,314)^2} \right)^{0,25} = 1,64 \text{ м/с.}$$

Розрахунок напруженості поля електростатичних коалесційних систем. Розрахуємо критичну напруженість поля, при якій відбувається електричне диспергування на безліч найдрібніших краплин розміром 0,1-0,01 мкм, з залежності [87, 94]:

$$E_{кр} = A \sqrt{\frac{2\sigma}{\epsilon d}}, \quad (4.23)$$

де  $A$  – коефіцієнт пропорційності, який залежить від концентрації емульсії (при вмісті води в нафті більше 20%  $A=403$  [87, 94]);  $\sigma$  – коефіцієнт поверхневого натягу дин/см;  $\epsilon$  – діелектрична проникність емульсії;  $d$  – діаметр краплини, м.ї

$$E_{кр} = 403 \sqrt{\frac{2 \cdot 15}{16 \cdot 3 \cdot 10^{-2}}} = 3186 \text{ В/см.}$$

Тепловий баланс. Тепловий розрахунок необхідний для знаходження кількості теплоти  $Q$ , кВт, необхідної для підігріву водонафтової емульсії до робочої

температури процесу  $T_K = 60^\circ\text{C}$ . Кількість теплоти може бути знайдена виходячи з відомих витрат води ( $G_{\text{H}_2\text{O}}$  кг/с) та нафти ( $G_{\text{H}}$  кг/с) [92]:

$$Q = G_{\text{H}} \cdot c_{\text{H}} \cdot (T_K - T_{\text{H}}) + G_{\text{H}_2\text{O}} \cdot c_{\text{H}_2\text{O}} \cdot (T_K - T_{\text{H}}); \quad (4.24)$$

де  $c_{\text{H}}$ ,  $c_{\text{H}_2\text{O}}$ , - питома теплоємність нафти та води при середній температурі відповідно, кДж/(кг·К).

Середня температура дорівнює  $T$ , °С:

$$T = \frac{(T_K + T_{\text{H}})}{2} = \frac{(60 + 35)}{2} = 47,5^\circ\text{C}; \quad (4.25)$$

Питому теплоємність нафти  $c_{\text{H}}$ , при середній температурі  $T$ , °С розраховуємо по емпіричній залежності [86]:

$$c_{\text{H}} = \frac{1,687 + 0,00399T}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}, \quad (4.26)$$

де  $\rho_{15}^{15} = 0,852$  – відносна густина нафти ( визначається як відношення густини нафти при температурі  $15,5^\circ\text{C}$  до густини води при рівній температурі), кДж/(кг·К);

$$\rho_{15}^{15} \approx \rho_{15}^{20} + 5\gamma, \quad (4.27)$$

$$\rho_{15}^{15} \approx 0,848 + 5 \cdot 0,0007 = 0,852,$$

$$c_{\text{H}} = \frac{1,687 + 0,00399 \cdot 47,5}{\sqrt{0,852}} = 1,97 \text{ кДж/(кг·К)};$$

Питома теплоємність води:  $c_{\text{H}_2\text{O}} = 4,19$  кДж/(кг·К);

Кількість теплоти, при 20%, дорівнює:

$$Q = \frac{142,8 \cdot 1000}{3600} \cdot 1970 \cdot (60 - 35) + \frac{35,7 \cdot 1000}{3600} \cdot 4190 \cdot (60 - 35) = 2,99 \text{ МВт};$$

Кількість теплоти, при 90%, дорівнює:

$$Q = \frac{17,85 \cdot 1000}{3600} \cdot 1970 \cdot (60 - 35) + \frac{160,65 \cdot 1000}{3600} \cdot 4190 \cdot (60 - 35) = 4,92 \text{ МВт};$$

Необхідну витрату паливного газу  $G_{\text{ПГ}}$ , кг/с, визначаємо з рівняння теплового балансу [91, 95]:

$$G_{\text{ПГ}} = \frac{Q}{\eta \cdot Q_{\text{H}}}, \quad (4.28)$$

де  $\eta$  – к.к.д. нагрівачого пристрою;  $Q_{\text{H}} = 48,6 \text{ МДж/кг}$  – робоча теплота згоряння палива, кДж/кг.

$$\eta = 1 - \frac{q_{\text{вх}}}{Q_{\text{H}}} - \frac{q_{\text{окр}}}{Q_{\text{H}}}, \quad (4.29)$$

де  $q_{\text{вх}}$  – теплота, втрачена з вихідними димовими газами, з одного кг газу, кДж/кг,  $q_{\text{окр}}$  – теплота, втрачена до навколишнього середовища з одного кг газу кДж/кг.

Для інженерних розрахунків допускається прийняти [95]:

$$\frac{q_{\text{вх}}}{Q_{\text{H}}} \approx 0,24, \quad \frac{q_{\text{окр}}}{Q_{\text{H}}} = 0,05,$$

$$\eta = 1 - 0,24 - 0,05 = 0,71$$

при 20%:

$$G_{\text{ПГ}} = \frac{Q}{\eta \cdot Q_{\text{H}}} = \frac{2,99 \cdot 10^6}{0,71 \cdot 48,6 \cdot 10^6} = 0,087 \text{ кг/с} \approx 313 \text{ кг/годину};$$

при 90%:

$$G_{\text{ПГ}} = \frac{Q}{\eta \cdot Q_{\text{H}}} = \frac{4,92 \cdot 10^6}{0,71 \cdot 48,6 \cdot 10^6} = 0,143 \text{ кг/с} \approx 515 \text{ кг/годину};$$

Розрахуємо об'ємну витрату паливного газу:

$$V_{\text{ПГ}} = \frac{G_{\text{ПГ}}}{\rho_{\text{ПГ}}}, \quad (4.30)$$

де  $\rho_{\text{ПГ}} = 0,932 \text{ кг/нм}^3$  – густина побічного нафтового газу;  $V_{\text{ПГ}} = \frac{313}{0,932} = 336 \text{ нм}^3/\text{годину}$ , - при 20% вмісту води в нафті;  $V_{\text{ПГ}} = \frac{515}{0,932} = 553 \text{ нм}^3/\text{годину}$ , - при 90% вмісту води в нафті;

Конструктивні розрахунки апарату. Розрахунками визначаються основні геометричні розміри корпусу апарату, внутрішніх пристроїв (жарові та димові труби, пальники, вхідний відбивач (дефлектор), переливні перегородки, електродні решітки, жалюзійні блоки, сітчастий відбійник, допоміжного обладнання (сепаратор паливного газу).

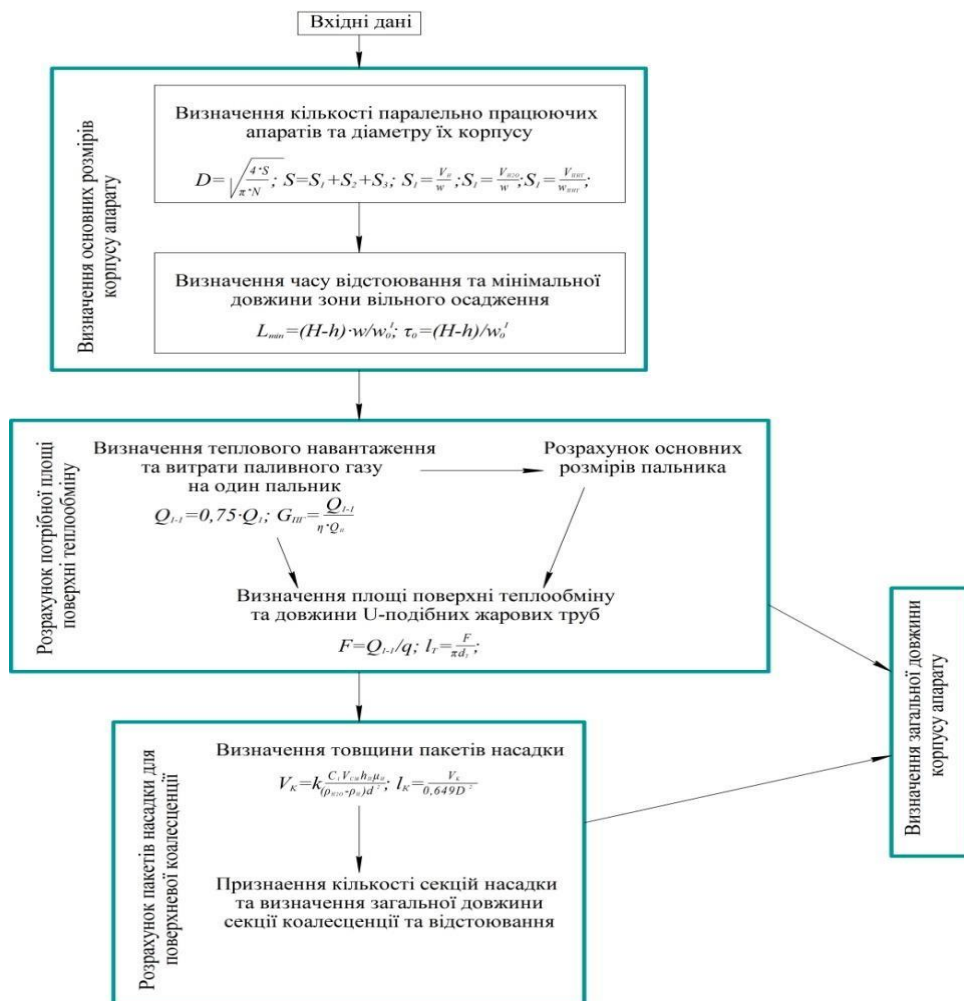


Рисунок 4.3 – Блок схема конструктивного розрахунку апарату



Визначення основних розмірів корпусу апарата. Визначимо оптимальний діаметр корпусу апарата. При проектуванні фазних роздільників розрахунок основних розмірів корпусу рекомендовано проводити виходячи з пропускної здатності апарата по кожній з фаз окремо. Розрахунковий діаметр корпусу апарата:

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi N}}, \quad (4.31)$$

де  $S$  – необхідна сумарна розрахункова площа поперечного перетину апарату,  $\text{м}^2$ ,  $N=1$  – кількість апаратів.

$$S = S_1 + S_2 + S_3, \quad (4.32)$$

де  $S_1$ ,  $S_2$ ,  $S_3$  – необхідна сумарна розрахункова площа поперечного перетину апарату, заповнена нафтою, вільною водою и побічним нафтовим газом відповідно для забезпечення їх пропускної здатності,  $\text{м}^2$ .

$$S_1 = \frac{V_H}{w}, \quad (4.33)$$

$$S_2 = \frac{V_{H_2O}}{w}, \quad (4.33)$$

$$S_3 = \frac{V_{\text{ПНГ}}}{w_{\text{ПНГ}}}, \quad (4.34)$$

де  $V_{\text{ПНГ}}$  – об'ємна витрата побічного нафтового газу при робочих умовах,  $\text{м}^3/\text{с}$ .

$$V_{\text{ПНГ}} = V_{\text{ПНГ}0} \frac{P_0 \cdot T}{P \cdot T_0}, \quad (4.35)$$

де  $V_{\text{ПНГ}0}$  - об'ємна витрата побічного нафтового газу при нормальних умовах (температура  $T_0 = 0^\circ\text{C}$ , тиск  $P_0 = 0,1013 \text{ МПа}$ ),  $\text{м}^3/\text{с}$ ,  $T$  і  $P$  – температура та тиск (абсолютний) в робочих умовах в апараті відповідно.

$$V_{\text{ПНГ}} = \frac{1000}{3600} \cdot \frac{0,1013 \cdot 333}{0,7 \cdot 273} = 0,049 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Таблиця 4.3 – Результати розрахунків з визначенням діаметра корпусу нафтогазофодорозділювача.

Назва параметра	Продуктивність апарата ( за газом, нафтою та водою):	
	$G_{\text{H}_2\text{O}} = 35,7$ т/годину $G_{\text{H}} = 142,8$ т/годину $V_{\text{ПНГ}_0} = 1000$ нм <sup>3</sup> /годину	$G_{\text{H}_2\text{O}} = 160,65$ т/годину $G_{\text{H}} = 17,85$ т/годину $V_{\text{ПНГ}_0} = 1000$ нм <sup>3</sup> /годину
Об'ємна витрата нафти $V_{\text{H}}$ , м <sup>3</sup> /с	0,0484	0,0061
Об'ємна витрата води $V_{\text{H}_2\text{O}}$ , м <sup>3</sup> /с	0,0101	0,0454
Об'ємна витрата газу $V_{\text{ПНГ}}$ , м <sup>3</sup> /с	0,113	0,113
Об'ємна витрата водо-нафтогазової суміші $V_{\text{СМ}}$ , м <sup>3</sup> /с	0,1724	0,1645
Допустима лінійна швидкість руху рідини $w$ , м/с	0,007	
Допустима швидкість газу $w_{\text{ПНГ}}$ , м/с	1,14	
Розрахункова площа поперечного перетину апарата $S$ , м <sup>2</sup> , та для забезпечення пропускної здатності:		
- за нафтою $S_1$ , м <sup>2</sup>	8,42	7,43
- за водою $S_2$ , м <sup>2</sup>	6,91	0,87
- за газом $S_3$ , м <sup>2</sup>	1,44	6,49
	0,066	0,066
Діаметр корпусу апарату $D$ , м	3,27	3,08

За результатами проектних та перевірочних технологічних та конструктивних розрахунків, та відповідно до вимог ГОСТ 9617 з стандартного ряду внутрішніх діаметрів посудин і апаратів приймаємо внутрішній діаметр апарата  $D = 3400$  мм.

Розрахуємо дійсну швидкість водонафтової емульсії у апараті:

$$w = (V_{\text{H}} + V_{\text{H}_2\text{O}})/S, \quad (4.36)$$

де  $S$  – площа поперечного перетину апарату, яку займає рідина, м<sup>2</sup>.

$$S = \frac{\pi D^2}{4} - S_3, \quad (4.37)$$

де  $S_3$  - площа поперечного перетину апарата в зоні відстію без відбійних насадок, розміщена вище рівня розподілу фаз газ-рідина, визначається з залежності:

$$S_3 = \frac{(D/2)^2}{2} (\alpha - \sin \alpha) = \frac{(3,4/2)^2}{2} (1,29 - \sin(1,29)) = 0,48 \text{ м}^2, \quad (4.38)$$

де  $\alpha$  – центральний кут, який визначає коловий сегмент, обмежений дугою кола та її хордою, рад.

$$\begin{aligned} \alpha &= 2 \arccos(H/(D/2) - 1) = \\ &= 2 \arccos(3,06/(3,4/2) - 1) = 74^\circ = 1,29 \text{ рад}. \end{aligned} \quad (4.39)$$

Приймаючи коефіцієнт заповнення апарата  $\varphi=0,9$ , розраховуємо висоту рівня рідини в апараті, обумовлену висотою переливної перегородки, яка розділює секції підігріву та відстоювання  $H$ , м:

$$\begin{aligned} H &= 0,9D = 0,9 \cdot 3,4 = 3,06 \text{ м}. \\ S &= \frac{3,14 \cdot 3,4^2}{4} - 0,48 = 8,6 \text{ м}^2. \end{aligned} \quad (4.40)$$

$$w = (0,0484 + 0,0101)/8,6 = 0,0068 \text{ м/с}.$$

Визначення довжини корпусу апарата. Найдовший шлях (по вертикалі), який необхідно подолати осідаючим часткам у відстійній зоні апарату, дорівнює різниці висоти рівня рідини  $H$ , м, в апараті та висоти шару вільної води  $h$ , м, в секції відстію. Отже час  $\tau_0$ , с, необхідний для відстоювання:

$$\tau_0 = (H - h)/w'_0. \quad (4.41)$$

Максимальний час перебування частинки у апараті  $\tau$ , с:

$$\tau = L/w, \quad (4.42)$$

де  $L$ – довжина корпусу апарата, м.

Мінімально необхідна довжина зони відстоювання  $L_{\min}$ , м, визначається з умови рівності часу осадження  $\tau_0$ , с, краплин води від границі розподілу фаз газ-рідина до водонафтового розділу та часом їх перебування у зоні відстію  $\tau$ , с:

$$\tau = \tau_0 \text{ тобто } (H - h)/w'_0 = L_{\min}/w,$$

звідки

$$L_{\min} = (H - h)w/w'_0 \quad (4.43)$$

Висота підпору рідини  $h_{\text{сл}}$ , м, визначається з спільного рішення рівняння Бернуллі та рівняння витрати [89]:

$$V_H = mbh_{\text{сл}}\sqrt{2gh_{\text{сл}}} \approx 1,77b\sqrt{h_{\text{сл}}^3}, \quad (4.44)$$

де  $m$  – коефіцієнт витрати через перегородку ( $m=0,4$  [89]);  $b$ –довжина перегородки, м.

Довжина перегородки  $b$ , м, визначається як довжина хорди колового сегменту у вирізі верхньої частини переливної перегородки:

$$b = 2\sqrt{(D - H)(2R - (D - H))}, \quad (4.45)$$

$$b = 2\sqrt{(3,4 - 3,06)(2 \cdot 1,7 - (3,4 - 3,06))} = 2,04 \text{ м,}$$

Отже,

$$h_{\text{сл}} \approx \left( \frac{V_{\text{н}}}{1,77b} \right)^{\frac{2}{3}} = \left( \frac{0,0484}{1,77 \cdot 2,04} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,56 \text{ м.} \quad (4.46)$$

Оптимальну висоту шару вільної води  $h$ , м, у секції відстоювання рекомендується прийняти з співвідношення [91]:

$$h = 0,46R = 0,46 \cdot 1,7 = 0,78 \text{ м,} \quad (4.47)$$

де  $R$  – радіус корпусу апарата, м.

Приймаємо рівень розподілу фаз  $h = 0,7$  м.

Визначаємо максимальний необхідний час для осадження краплин  $\tau_0$ , с, та мінімальну необхідну довжину зони відстою без відбійних насадок  $L_{\text{min}}$ , м, з рівнянь:

$$\tau_0 = (3,06 - 0,7)/0,002 = 1180 \text{ с} = 19,7 \text{ хвилин.}$$

$$L_{\text{min}} = (3,06 - 0,7) \cdot 0,0068/0,002 = 8 \text{ м.}$$

Розрахунок секції підігріву. На першому етапі було визначено розміри вузла входу та розподілу вхідної водонафтової суміші. Далі проведений тепловий розрахунок секції підігріву. Для забезпечення надійності та тривалої роботи апарата необхідно, щоб одна жарова труба забезпечувала 50% сумарної теплової потужності апарата:

$$Q_{1-1} = 0,5Q_1 = 0,5 \cdot 4,92 = 2,46 \text{ МВт,} \quad (4.48)$$

де  $Q_{1-1}$  – теплове навантаження однієї жарової труби, МВт.

Тоді сумарна проектна потужність  $Q_1$  трьох жарових труб одного апарата дорівнює:

$$Q_1 = 3Q_{1-1} = 3 \cdot 2,46 = 7,38 \text{ МВт.} \quad (4.49)$$

Отже для забезпечення максимального проектного теплового навантаження необхідна кількість для згоряння паливного газу на один апарат становить:  $G_{ТГ1} = 0,214$  кг/с або  $V_{ТГ1} = 826 \text{ нм}^3/\text{годину} = 0,228 \text{ нм}^3/\text{с}$ , на одну жарову трубу  $G_{ТГ1-1} = 0,0713$  кг/с або  $V_{ТГ1-1} = 275 \text{ нм}^3/\text{годину} = 0,076 \text{ нм}^3/\text{с}$ .

Після чого проводиться розрахунок основних пальників для жарових труб та визначення розмірів жарових та димових труб. Необхідна розрахункова площа поверхні теплообміну однієї жарової труби  $F$ ,  $\text{м}^2$  [91, 95]:

$$F = Q_{1-1}/q = (2,46 \cdot 10^3)/60 = 41 \text{ м}^2, \quad (4.50)$$

де  $q$  – середня теплонапруженість труб нагрівача, прийнята для забезпечення необхідних габаритних розмірів жарових труб  $80 \text{ кВт}/\text{м}^2$ , у подальшому буде перевірена на етапі числового моделювання.

Для прийнятих розмірів газового пальника діаметр факела буде рівним  $d_{\phi} = 0,45$  м. Внутрішній діаметр  $d_T$ , м, жарових труб приймається з співвідношення  $d_T = (1,5 \div 2)d_{\phi} = 0,675 \div 0,9$  м. Згідно до сортаменту для виготовлення жарових труб приймаємо трубу  $\text{Ø}720 \times 16$  мм, матеріал - сталь 12Х18Н10Т.

Довжина жарових труб  $l_T$ , м:

$$l_T = \frac{F}{\pi d_T} = \frac{41}{3,14 \cdot 0,72} = 18 \text{ м}, \quad (4.51)$$

Приймаємо довжину прямолінійних ділянок жарових труб  $l_T = 8,5$  м.

Отже, приймаємо для встановлення у проєктований нафтогазоводорозділювач дві U-подібні жарові труби діаметром  $\text{Ø}720 \times 16$  мм з довжиною прямолінійних ділянок  $8,5$  м та сегментним коліном на  $180$  градусів.

Оптимальна висота димової труби повинна бути  $h_T \geq 5$  м [96]. Приймаємо висоту димової труби  $h_T = 6$  м.

Виконаємо перевіірочний розрахунок вибраної висоти димової труби з умови, що сила природньої тяги  $S$  повинна бути більше суми опорів  $\Delta r_{\text{П}}$ , які виникають у трубі:

$$S > \Delta p_{\Pi}. \quad (4.52)$$

Втрати тиску на подолання опору тертя та місцевих опорів у димовій трубці  $\Delta p_{\Pi}$ , Па [88]:

$$\Delta p_{\Pi} = \left( \frac{\lambda \cdot l}{d_E} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\rho_{\text{дг}} \cdot w^2}{2}, \quad (4.53)$$

де  $\lambda$  – коефіцієнт тертя;

$l$  та  $d_E$  – довжина та еквівалентний діаметр трубопроводу, м;

$\sum \xi$  – сума коефіцієнтів місцевих опорів;

$\rho_{\text{дг}}$  – густина димових газів (при температурі  $T_{\text{дг}} = 150$  °С густина  $\rho_{\text{дг}} = 0,85$  кг/м<sup>3</sup>),

$w$  – швидкість руху димових газів, м/с.

Коефіцієнт тертя  $\lambda$  залежить від режиму руху та шорсткості димової труби. Щоб встановити режим руху визначаємо критерій Рейнольдса  $Re$  [89]:

$$Re = \frac{w \cdot d_E \cdot \rho_{\text{дг}}}{\mu_{\text{дг}}}, \quad (3.54)$$

де  $\mu_{\text{дг}}$  – динамічна в'язкість димових газів, Па·с.

Швидкість руху димових газів по трубам знаходимо з рівняння витрати [89]:

$$w = \frac{V_{\text{дг}}}{\pi \cdot d_T^2 / 4}, \quad (4.55)$$

де  $V_{\text{дг}}$  – об'ємна витрата димових газів, м<sup>3</sup>/с.

$$V_{\text{дг}} = L_{\text{одг}} \cdot V_{\text{тг1-1}}, \quad (4.56)$$

де  $L_{\text{одг}} = 19,95$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>, теоретична кількість продуктів горіння для паливного газу [17].

$$V_{\text{дг}} = 19,95 \cdot 0,076 = 1,52 \text{ м}^3/\text{с},$$

$$w = \frac{1,52}{3,14 \cdot 0,688^2 / 4} = 4,09 \text{ м/с},$$

$$\text{Re} = \frac{4,09 \cdot 0,688 \cdot 0,85}{33 \cdot 10^{-6}} = 72445 ,$$

Режим руху турбулентний (зона гладкого тертя) [89]:

$$\lambda = \frac{0,316}{\sqrt[4]{\text{Re}}} = \frac{0,316}{\sqrt[4]{72445}} = 0,0193. \quad (4.57)$$

Значення коефіцієнтів місцевих опорів в загальному випадку залежить від виду місцевого опору та режиму руху газу [88]: вихід з труби  $\xi = 1$ , коліно під кутом  $90^\circ$   $\xi = 1,1$ , поворот труби на  $180^\circ$   $\xi = 2,2$ .

$$\Delta p_{\text{п}} = \left( \frac{0,0193 \cdot 24}{0,688} + 4,3 \right) \cdot \frac{0,850 \cdot 4,09^2}{2} = 35,4 \text{ Па}.$$

Силу природньої тяги  $S$ , Па, визначаємо за формулою:

$$S = P_{\text{в}} - P_{\text{дг}} = (\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{дг}}) g H , \quad (4.58)$$

де  $P_{\text{в}}$ ,  $P_{\text{дг}}$  – відповідно тиск стовпа повітря та тиск стовпа газоподібних продуктів згоряння в димовій трубі, Па;  $H$  – ефективна частина висоти димової труби ( $H=h_{\text{т}}$ ), м

Виконуємо перевірку висоти димової труби при температурних умовах для теплої ( $35^\circ\text{C}$ ) та холодної ( $-54^\circ\text{C}$ ) пори року:

$$S_{\text{т}} = \left( 1,293 \cdot \frac{273}{308} - 0,850 \right) 9,81 \cdot 6 = 17,4 \text{ Па},$$

$$S_{\text{х}} = \left( 1,293 \cdot \frac{273}{219} - 0,850 \right) 9,81 \cdot 6 = 44,8 \text{ Па}.$$



Умова  $S > \Delta p_{\text{П}}$  не виконується.

Приймаємо висоту димової труби  $h_{\text{T}} = 11,5$  м, тоді ефективна частина висоти димової труби становить  $H = 13$  м. Сила природньої тяги становить:

$$S_{\text{T}} = \left(1,293 \cdot \frac{273}{308} - 0,850\right) 9,81 \cdot 13 = 37,8 \text{ Па},$$

$$S_{\text{X}} = \left(1,293 \cdot \frac{273}{219} - 0,850\right) 9,81 \cdot 13 = 97,2 \text{ Па}.$$

Умова  $S > \Delta p_{\text{П}}$  виконується, отже, видалення продуктів згоряння забезпечується природньою тягою  $S = 37,8 - 97,2$  Па.

Розрахунок секції коалесценції та відстоювання. Розрахунок електростатичних коалесційних систем. Згідно до рекомендацій [87, 94] електроди встановлюють на відстані  $l_{\text{E}} = 100 \div 400$  мм. Приймаємо відстань між електродами  $l_{\text{E}} = 200$  мм, відстань між електродами в окремих електродних решітках з пластичними та штировими електродами  $2l_{\text{E}} = 400$  мм, кількість електродів у кожній решітці  $n = 5$  шт.

Розрахунок коалесційних насадкових пакетів. Необхідний об'єм  $V_{\text{K}}$ , коалесційної насадки типу Plate - Pak<sup>TM</sup> визначається з співвідношення [97]:

$$V_{\text{K}} = k \frac{C_1 \cdot V_{\text{CM}} \cdot h_{\text{П}} \cdot \mu_{\text{H}}}{(\rho_{\text{H2O}} - \rho_{\text{H}}) d^2}, \quad (4.59)$$

де  $k$  – коефіцієнт, який враховує конвертацію одиниць виміру, які входять в рівняння, в міжнародну систему одиниць виміру СІ;  $C_1$  – коефіцієнт, який залежить від типу насадки ( $C_1 = 164$  [72]);  $V_{\text{CM}} = 0,0585$  м<sup>3</sup>/с – максимальна в робочих умовах об'ємна витрата водонафтової емульсії на один апарат;  $h_{\text{П}}$  – відстань між пластинами, приймаємо  $h_{\text{П}} = 20$  мм [31, 97];  $d$  – діаметр дисперсних часток, мінімальний,  $d = 25$  мкм.

$$V_{\text{K}} = 2,83 \cdot 10^{-4} \frac{164 \cdot 0,0585 \cdot 0,02 \cdot 4,61 \cdot 10^{-3}}{(893 - 820) \cdot (25 \cdot 10^{-6})^2} = 2,46 \text{ м}^3.$$

Мінімально необхідна довжина криволінійних каналів  $l_K$ , м, з вищевказаної залежності та умови забезпечення ефективного уловлювання дисперсних часток розмірами більше розрахункового розміру  $d \geq 25$  мкм [97]:

$$l_K = \frac{wh_n}{w'_0 \eta}, \quad (4.60)$$

де  $w$  – лінійна швидкість руху нафти в криволінійних каналах коалесційних пакетів, м/с;  $w'_0$  – середня швидкість стисненого осадження крапель води  $w'_0 = 0,8 \cdot 10^{-3}$  м/с;

$\eta$  – ступінь розділення (ефективність сепарації).

$$w = V_{CM} / (\varphi S_K), \quad (4.71)$$

де  $\varphi$  – живий перетин відбійної насадки (для жалюзійних пакетів  $\varphi = 0,9$  [97]);  $S_K = 4,37$  м<sup>2</sup> – прохідний перетин течії в рамі секції коалесценції та відстію (визначається розмірами та компоновкою пакетів пластичної насадки типу Plate - Pak<sup>TM</sup>);

$$w = 0,0585 / (0,9 \cdot 4,37) = 14,9 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Згідно до завдання на курсовий проект, вміст води в нафті на виході з апарата повинен бути не більше  $X_K \leq 0,5\%$  мас., отже в апараті необхідно забезпечити ефективність сепарації не менше  $\eta \geq 99,5\%$ .

$$l_K = \frac{14,9 \cdot 10^{-3} \cdot 0,02}{0,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,995} = 0,374 \text{ м.}$$

Товщина пакетів пластичної насадки Plate - Pak<sup>TM</sup>  $l_K$ , м, також може бути визначена з розрахованого необхідного об'єму  $V_K$ , м<sup>3</sup>, коалесційної насадки:

$$l_K = \frac{V_K}{0,649 \cdot D^2} = \frac{1,18}{0,649 \cdot 3,4^2} = 0,328 \text{ м.} \quad (4.72)$$

Необхідний об'єм  $V_K$ , коалесційної насадки типу Stokes- Pak<sup>TM</sup> визначається з співвідношення:

$$V_K = k \frac{C_1 \cdot V_{CM} \cdot h_n \cdot \mu_H}{(\rho_{H2O} - \rho_H) d^2} =$$

$$= 2,83 \cdot 10^{-4} \frac{312 \cdot 0,0585 \cdot 0,02 \cdot 4,61 \cdot 10^{-3}}{(893 - 820) \cdot (25 \cdot 10^{-6})^2} = 4,68 \text{ м}^3. \quad (4.73)$$

де  $C_1$  – коефіцієнт, який залежить від типу насадки ( $C_1 = 312$  [97]);

Товщина пакетів пластичної насадки Stokes - Pak<sup>TM</sup>  $l_K$ , м:

$$l_K = \frac{V_K}{0,649 \cdot D^2} = \frac{4,68}{0,649 \cdot 3,4^2} = 0,624 \text{ м}. \quad (4.74)$$

Розрахункова довжина секції коалесценції та відстію  $L_0$ , м, становить:

$$L_0 \geq n(2l_E + l_K) + L_{\min} = 5 \cdot (2 \cdot 0,2 + 0,624) + 8 = 13,12 \text{ м}. \quad (4.75)$$

Загальна довжина  $L$ , м, корпусу апарата визначається як сума довжин прямолінійної ділянки U-подібної жарової труби та секції коалесценції та відстіювання:

$$L = l_T + L_0 = 8,5 + 13,12 = 21,62 \text{ м}. \quad (4.76)$$

Розрахунок пристроїв для уловлювання бризок та сепарації побічного нафтового газу. Об'ємна витрата  $V_{ПНГ}$ , м<sup>3</sup>/с, побічного нафтового газу, який виділяється при робочих умовах становить  $V_{ПНГ} = 0,049$  м<sup>3</sup>/с.

Швидкість газу  $w_\Gamma$ , м/с, в зоні відстоювання без відбійних насадок визначається з рівняння витрати [89]:

$$w = V_{ПНГ} / S_3, \quad (4.77)$$

де  $S_3$  - площа поперечного перетину апарата в зоні відстію без відбійних насадок, розміщена вище рівня розподілу фаз газ-рідина:

$$w_{\Gamma} = 0,049/0,48 = 0,102 < w_{\text{ПНГ}} = 0,743 \div 1,486 \text{ м/с.}$$

Швидкість газу  $w_{\Gamma}$ , м/с, в верхніх пакетах відбійної пластичної насадки типу Plate-Pak™ та листової насадки типу Stokes-Pak™:

$$w_{\Gamma} = V_{\text{ПНГ}}/(\varphi S_{\text{КЗ}}), \quad (4.78)$$

де  $S_{\text{КЗ}}$  – прохідний перетин течії в рамі секції коалесценції та відстію, вище рівня розподілу фаз газ-рідина, м<sup>2</sup>:

$$S_{\text{КЗ}} = (b/2)h_{\text{Б}} = (2,36/2) \cdot 0,1 = 0,12 \text{ м}^2. \quad (4.79)$$

Дійсна швидкість газу  $w_{\Gamma}$ , м/с, в верхніх пакетах відбійної пластичної насадки типу Plate-Pak™ та листової насадки типу Stokes-Pak™ не перевищує допустиме значення:

$$w_{\Gamma} = 0,049/(0,9 \cdot 0,12) = 0,454 \text{ м/с} < w_{\text{КР}} = 1 \text{ м/с.}$$

За результатами експериментальних досліджень аналогічних конструкцій жалюзійних секцій, можливо припустити, що при швидкостях газової течії до  $w_{\Gamma} < 1$  м/с гідравлічний опір відбійної пластичної насадки типу Plate-Pak™ та листової насадки типу Stokes-Pak™ становить не більше  $\Delta P_c \leq 1,5 \text{ кПа}$  [31].

Необхідна розрахункова площа тумановловлювача  $F_c$ , м<sup>2</sup>, визначається за значенням критичної швидкості газу  $w_{\text{КР}}$ , м/с, в горизонтальній сітчастій відбійній насадці:

$$F_c = V_{\text{ПНГ}}/w_{\Gamma} = 0,049/2 = 0,0245 \text{ м}^2. \quad (4.80)$$

де  $w_{\Gamma}$  – швидкість газу в горизонтальній сітчастій відбійній насадці:

$$w_{\Gamma} = 0,75 \div 0,8 w_{\text{кр}} = 0,8 \cdot 2,5 = 2,0 \text{ м/с.} \quad (4.81)$$

Діаметр сітчастого тумановловлювача  $D$ , м:

$$D = \sqrt{\frac{4F_{\text{с}}}{\pi\varphi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0245}{3,14 \cdot 0,98}} = 0,178 \text{ м,} \quad (3.82)$$

де  $\varphi$  – живий перетин сітчастого відбійника ( $\varphi = 0,98$  [92])  $\text{м}^2/\text{м}^2$ .

Приймаємо діаметр відбійника 400 мм згідно до АТК 24.202.12-90.

Гідравлічний опір апарату. Гідравлічний опір сепараційних елементів  $\Delta P$ , Па, пропорційний кінетичному напору [94, 99]:

$$\Delta P = \xi \frac{w^2 \rho}{2} \quad (4.83)$$

де  $\xi$  – коефіцієнт гідравлічного опору (для жалюзійних відбійників  $\xi \geq 400$ , для сітчастих відбійників  $\xi = 70$  [41, 98]).

Гідравлічний опір однієї секції бризкоуловлювача (пакет відбійної пластичної насадки типу Plate-Pak<sup>TM</sup> або листової насадки типу Stokes-Pak<sup>TM</sup>)  $\Delta P$ , Па:

$$\Delta P = 400 \cdot \frac{1,052^2 \cdot 5,314}{2} = 1176 \text{ Па.}$$

Для попередньої оцінки та передбачення ефективності сепарації  $\eta$ , %, окремої ступені бризкоуловлювача жалюзійних блоків насадки можливо використовувати емпіричну залежність [31, 98]:

$$\eta = 2,05 \ln(\Delta P) + 68,8 = 2,05 \cdot \ln(1176) + 68,8 = 83,3 \% \quad (4.84)$$

В результаті досліджень гідравлічного опору зволжених сітчастих газосепараторів з врахуванням утримуваної рідини в нижній частині пакету встановлено, що гідравлічний опір змочених сітчастих відбійників в  $1,5 \div 2$  рази вище, ніж сухих  $\Delta P$ , Па:

$$\Delta P = (1,5 \div 2) \cdot 70 \cdot \frac{2^{25,314}}{2} = 1488 \text{ Па}. \quad (4.85)$$

Для сітчастого відбійника, який працює в перехідному швидкісному режимі можливе використання залежності [99, 100]:

$$d_{50} \geq 3,335 \exp^{(-0,00091 \cdot \Delta P)} = 3,335 \exp^{(-0,00091 \cdot 1488)} = 0,9 \text{ мкм}.$$

де  $d_{50}$  – діаметр крапель, уловлюваних з ефективністю 50% в даному гідродинамічному режимі роботи сепаратора, мкм.

### **4.3 Впровадження розробок МСП і перспективи використання отриманих науково-технічних результатів**

Отримані результати були використані при розробці нових способів сепарації, технологічної підготовки виробництва відповідних вузлів та пристроїв (отримано свідоцтво про реєстрацію авторського права на твір, 8 патентів України на корисну модель та подано 3 заявки на отримання патентів), та у прикладних розробках, зокрема у практичних рекомендаціях до проектування та інженерних методик для розрахунку багатofункціонального сепараційного обладнання.

Результати проведених досліджень і можливість їх впровадження представляють інтерес для хімічної, нафтогазової та суміжних галузей, що підтверджується попитом серед вітчизняних та закордонних замовників, державних підприємств і представників бізнесу, а саме проведеними науково-технічними нарадами, засіданнями та консультаціями (ТОВ ТК «Агрохіменерго», «Вінницька нафто-

бітумна компанія», ТОВ «Агросервіс», ОАО «Гродно Азот», ПАТ «Укрхімпроект» (СМНВО Інжиніринг)), підготовленими та переданими зацікавленим замовникам (Додаток Л) комплектів тендерної документації та техніко-комерційних пропозицій (COMPANIA DE TECNOLOGIAS AVANZADAS DE COLOMBIA S A S, EcoHydroCarbon Sp. z o.o., надзвичайному і повноважному послу Республіки Узбекистан в Україні Абдуалієву Алішеру Хабіббулаєвичу, ПАТ «Укрхімпроект» (СМНВО Інжиніринг), ALNAFEA TRADING COMPANY IRAQ, ТОВ «Альтернативний енерговектор», АТ «Сумський завод «Насосенергомаш», ПАТ «Азот», ДП «КБ «Південне» ім. М.К. Янгеля», ПрАТ «Укргазвидобуток», Представництво «Регал Петролеум Корпорейшн Лімітед», АО «КМК Мунай» та іншим). Особливу зацікавленість щодо використання результатів виявили ТОВ «НВП ГРАФІТ», ТОВ «Праймекс Трейд», ПАТ «Азот», ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ» та ТОВ «Аграрник», з якими були укладені відповідні господарчі договори на надання наукових послуг і розробку науково-технічної продукції.

Додатково проведено маркетингові дослідження щодо доцільності комерціалізації виготовленого пересувного генератора холодного туману з метою його застосування при розпиленні дезинфікуючих розчинів для санітарної обробки закритих приміщень і салонів транспорту, зокрема, для захисту від поширення COVID-19.

Результати науково-технічної (експериментальної) розробки можуть бути використані у хімічній, нафтогазовій та суміжних галузях промисловості, що дозволить знизити питомі експлуатаційні енерговитрати та капітальні на виготовлення технологічного обладнання, а також зменшити викиди шкідливих речовин у навколишнє середовище, за рахунок раціонального використання робочого простору технологічного обладнання на основі оптимізаційного компонування модульних сепараційних пристроїв. Об'єднання процесів сепарації та тепломасообміну газоконденсатних сумішей і водонафтових емульсій у одному комбінованому багатофункціональному апараті за рахунок встановлення модульних сепараційних пристроїв дозволяє зменшити кількість одиниць обладнання і витрати

на його на експлуатацію, що в свою чергу знижує собівартість виробництва одиниці продукції [76-87].

Використання (впровадження) результатів (розробок) дозволить залучити додаткові інвестиції, що підтверджується запитами від замовників: проектування та виготовлення сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва аміачної води (замовник – ТОВ «Агросервіс», орієнтовний обсяг інвестицій — 1 150 000 USD); модернізація сепараційного обладнання установки сповільненого коксування (замовник – ТОО «Атырауский нефтеперерабатывающий завод» (Республіка Казахстан), генпідрядник – НТУ «ХП», орієнтовний обсяг інвестицій — 1,5-2,0 млрд. грн., у тому числі на науково-технічні та інжинірингові послуги СумДУ (субпідрядник) — 9,5 млн. грн.); проектування, виготовлення та випробування модулів до центрифуги (замовник – ОАО «Гродно Азот», виконавець – СумДУ, підрядник – НТЦ «ЕКОМАШ», орієнтовний обсяг інвестицій - 700 000 грн.); проектування багатофункціональних апаратів установки підготовки нафти (трифазний горизонтальний відстійник попередньої підготовки нафти і сепаратор похилий типу КДФТ (кінцевий діляк фаз трубний) з модульними комбінованими сепараційними пристроями) для нафтових родовищ Кумсай і Мортук (Республіка Казахстан, замовник - АО «КМК Мунай», орієнтовна вартість проекту 20 000 - 25 000 EUR); розробки нафтогазових сепараторів (запит Надзвичайного і повноважного посла Республіки Узбекистан в Україні Абдуалієва Алішера Хабібұлаєвича, орієнтовна вартість проекту від 55 000 EUR); наукові послуги з теми «Розрахунок і конструювання, експлуатація й обслуговування, діагностика та ремонт компресорного, теплообмінного, сепараційного обладнання» (замовники - ПрАТ «Укргазвидобуток», Представництво «Регал Петролеум Корпорейшн Лімітед», обсяг фінансування – 49 800 грн., наук. керівник – д.т.н., проф., г.н.с. Ляпощенко О.О.); проектування та виготовлення сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва аміачної води (замовник – ТОВ «Щедра Нива», орієнтовний обсяг інвестицій 200 000 - 300 000 USD).

Впродовж 2017-2020 рр. за тематикою науково-технічної (експериментальної) розробки колектив виконавців (Ляпощенко О.О., Іванов В.О., Павленко І.В.,



Литвиненко О.В., Литвиненко А.В., Острога Р.О., Дем'яненко М.М., Старинський О.Є.) отримав 16 міжнародних індивідуальних грантів (закордонне стажування) і приймав участь у трьох загальноуніверситетських грантових проєктах (загальний обсяг грантового фінансування – 1 715 529,00 грн.), а також наданні наукових послуг і розробці науково-технічної продукції за господарчими договорами від зовнішніх замовників (загальний обсяг фінансування – 333 432,00 грн., табл.10): №51.18-01.18СП (замовник - ТОВ «Праймекс Трейд», наук. керівник – к.т.н., ст. наук. співробітник Скиданенко М.С.); №51.18-20196.СП/03 (замовник – ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ», наук. керівник – д.т.н., проф., гол. наук. співробітник Ляпощенко О.О.); №401-411 (замовник - ПАТ «Азот», виконавець – к.т.н., ст. наук. співробітник Скиданенко М.С.); №839-413 (замовник - ПАТ «Азот», наук. керівник – к.т.н., ст. наук. співробітник Скиданенко М.С.); №51.18-2020.СП/01 (замовник - ТОВ «Аграрник», наук. керівник – к.т.н., ст. наук. співробітник Острога Р.О.).

Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність, що доведено відповідними актами впровадження (використання) в рамках надання наукових послуг і розробки науково-технічної продукції за господарчими договорами від зовнішніх замовників, а розробки енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання є перспективними для технічного переоснащення технологічних ліній і комплексів з промислового видобутку, підготовки до транспортування та переробки нафти і газу, а також підвищення рівня екологічної безпеки завдяки високоефективному і енергоощадному обладнанню для очищення промислових стоків і газових викидів виробництв [87-90]. Підвищення енергоресурсозбереження та зниження техногенного навантаження на навколишнє середовище за рахунок підвищення ефективності сепараційного та тепломасообмінного обладнання є одним з головних напрямів науково-технічного прогресу в техніці та технологіях на світовому ринку [90-100]. Тому проведені дослідження спрямовані на розробку та впровадження енергоефективних технологій сепарації, модульних сепараційних пристроїв, комбінованих багатофункціональних апаратів є безперечно актуальними як в Україні, так і у світі в цілому.

Наукові положення і результати використано при підготовці підрозділу підручника та розділів монографій за напрямом проекту, що опубліковані у закордонному і вітчизняному виданнях. Отримані результати та практичні рекомендації використані при вивченні дисциплін «Гідроаеропружність», «Технологічні основи машинобудування», «Технологічні основи нафтопереробки», «Обладнання газо- та нафтопереробних виробництв», «Процеси та обладнання газороздільних установок», «Технологічні лінії та комплекси нафтопереробних виробництв», «САПР технологічних ліній та комплексів хімічних і нафтогазопереробних виробництв». Результати роботи/розробки були використані при підготовці 2 випускних кваліфікаційних робіт бакалавра 2 та 5 магістерських робіт, а також дисертаційних робіт аспірантів (Дем'яненко М.М., Старинський О.Є.) та докторантів (Іванов В.О., Павленко І.В.). В результаті участі студентів-виконавців у II турі Всеукраїнського конкурсу студентських наукових робіт у 2017-2020 н.р. (галузь «Нафтова та газова промисловість») диплом 1 ст., диплом 3 ст. та диплом учасника.

#### **4.4 Висновки до четвертого розділу**

Представлені результати проведених попередніх та приймальних випробувань динамічних модульних сепараційних пристроїв, що проведені на дослідно-експериментальному стенді, за якими визначено гідравлічний опір, границю динамічної стікості деформованих елементів.

Розроблені методики та алгоритми технологічно та конструктивного розрахунків конструкцій дослідних зразків сепараційного та очисного обладнання, що підтверджують їх ефективність, працездатність та надійність роботи в широкому діапазоні технологічних режимів.

Представлено впровадження отриманих під час виконання дослідної роботи наукових результатів та практичних розробок модульних сепараційних пристроїв у господарчу та науково-освітню діяльність та представлено подальші перспективи використання отриманих науково-технічних результатів.

## ВИСНОВКИ

У відповідності до фундаментальних положень механіки суцільних середовищ, в тому числі механіки деформованого твердого тіла, класичних положень теорії гідродинаміки та гідроаеропружності, основних законів з теорії тепломасообміну та на основі комплексних теоретичних і експериментальних досліджень при виконанні НДР отримані такі наукові та прикладні результати:

1. Обґрунтовано доцільність використання модульних сепараційних пристроїв для розділення двофазних багатокомпонентних сумішей, визначено основні способи підвищення енергоефективності і ступеня розділення багатофазних багатокомпонентних сумішей шляхом створення інерційно-фільтруючих та динамічно-регульованих модульних сепараційних пристроїв.

2. Обґрунтовано стратегію оптимізаційних статичних та динамічних моделювань з аналізом режимно-технологічних та апаратурно-конструктивних способів інтенсифікації процесів сепарації.

3. Розвинуто науковий підхід до фізичного та математичного моделювання гідродинамічних процесів при сепарації гетерогенних систем, розширено уявлення про основні методи і механізми газодинамічної, інерційно-фільтруючої, вібраційно-інерційної сепарації.

4. Розширено уявлення про теоретичні основи процесів газодинамічної, інерційно-фільтруючої, вібраційно-інерційної сепарації, які пояснюють основні закономірності процесів осадження та інерційного захоплення краплин, руху плівки вже вловленої рідини поверхнями каналу або в середині тонкошарових фільтруючих модулів, аерогідропружної взаємодії газорідинного потоку та пружних елементів динамічних сепараційних пристроїв, втрату динамічної стійкості пружних елементів, вплив на коагуляцію або диспергування краплинної рідини в апаратах з інтенсивними гідродинамічними режимами та динамічно-регульованими пружними відбійними сепараційними елементами.

5. Отримав подальший розвиток науковий підхід до математичного моделювання процесів розділення гетерогенних сумішей, що мають періодичний характер з використанням числових обчислень, який базується на комплексному

застосуванні та засобів штучного інтелекту (штучних нейронних мереж) і багато параметричного квазілінійного регресійного моделювання для проведення ідентифікації параметрів математичної моделі, яка дозволяє визначити оптимальні конструктивні параметри сепараційних пристроїв та їх кількість у залежності від заданої (прогнозованої) ефективності сепарації, при цьому запропоновано виділення розрахункових областей двох типів, які описуються у рамках дискретного і континуального підходів.

6. Вперше визначено основні гідродинамічні та сепараційні характеристики, які представляють можливість оцінити гідравлічний опір та прогнозувати розрахункову ефективність сепарації високодисперсних систем в модульних сепараційних пристроях і багатофункціональних сепараторах за результатами фізичних і математичних моделювань.

7. Винайдені нові способи сепарації (паралельне поєднання процесів інерційно-фільтруючої сепарації (інерційного вловлювання та механізмів фільтрування); динамічне регулювання значення та напрямку швидкості руху газорідного потоку; створення умов для керованої пульсації газорідного потоку; поєднання процесів сепарації з акустичною коагуляцією) та сепараційні пристрої (газодинамічні, інерційно-фільтруючі, вібраційно-інерційні, динамічно-регульовані), не мають аналогів у світі (загалом отримано 12 охоронних документів права інтелектуальної власності).

8. Оптимізовані за результатами приймальних (попередніх) випробувань дослідні (експериментальні) зразки багатофункціональних модульних сепараційних пристроїв мають суттєві переваги перед наявними аналогами від світових виробників сепараційних вузлів та обладнання (Sulzer Mellachevron™ та Koch-Glitsch FLEXICHEVRON®) і відрізняються науково-прикладною новизною, а пропоновані багатофункціональні сепаратори, обладнані такими модульними сепараційними пристроями за основними технічними характеристиками не поступаються відомим світовим аналогам (комбінованим багатоступеневим сепараторам Sulzer AG (Швейцарія), Shell Global Solution (Нідерланди), Koch-Glitsch (США), Monsanto Enviro-Chem Systems, ACS Industries (США), «Maloney Industries, Inc.» (Канада) та інших виробників).

**ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ**

1. Fuks K., Kawa A., Wiczerzycki W. Improved e-sourcing strategy with multi-agent swarms. *Computational Intelligence for Modelling Control and Automation*. 2008. P. 488–493.
2. Kunz G., Machado J., Perondi E. Using timed automata for modeling, simulating and verifying networked systems controller's specifications. *Neural Computing and Applications*. 2017. Vol. 28 (5). P. 1031–1041.
3. Santos A. S., Varela M. L. R., Putnik G. D., Madureira A. M. Alternative approaches analysis for scheduling in an extended manufacturing environment. *Nature and Biologically Inspired Computing*. 2014. P. 97–102.
4. Sika R., Rogalewicz M. Methodologies of knowledge discovery from data and Data Mining methods in mechanical engineering. *Management and Production Engineering Review*. 2016. Vol. 7 (4). P. 97–108.
5. Dostatni E., Diakun J., Grajewski D. et al. Multi-agent system to support decision-making process in ecodesign. *Advances in Intelligent Systems and Computing*. 2015. Vol 368. P. 463–474.
6. Ferraz A., Brito J., Carvalho V., Machado J. Blood type classification using computer vision and machine learning. *Neural Computing and Applications*. 2017. Vol. 28. P. 2029–2040.
7. Putnik G. D., Ferreira L., Shah V. et al. Effective service dynamic packages for ubiquitous manufacturing system. *Virtual and Networked Organizations. Emergent Technologies and Tools*, Springer. 2011. P. 207–219.
8. Varela M. L. R., Ribeiro R. A. Distributed manufacturing scheduling based on a dynamic multi-criteria decision model. *Recent Developments and New Directions in Soft Computing. Studies in Fuzziness and Soft Computing*, Springer. 2014. Vol. 317. P. 81–93.
9. Kapania R. K., Liu Y. Applications of artificial neural networks in structural engineering with emphasis on continuum models. Blacksburg : Virginia Polytechnic Institute and State University, 1998.

10. Lazarevska M., Knezevic M., Cvetkovska M., Trombeva-Gavrilovska A. Application of artificial neural networks in civil engineering. *Tehnicki Vjesnik*. 2014. Vol. 21 (6). P. 1353–1359.
11. Pavlenko I., Trojanowska J., Ivanov V., Liaposhchenko O. Scientific and methodological approach for the identification of mathematical models of mechanical systems by using artificial neural networks. *Innovation, Engineering and Entrepreneurship. HELIX 2018. Lecture Notes in Electrical Engineering*, Springer, Cham. 2019. Vol. 505. P. 299–306.
12. Pavlenko I. Application of artificial neural network for identification of bearing stiffness characteristics in rotor dynamics analysis / Pavlenko I., Simonovskiy V., Ivanov V., Zajac J., Pitel J. // *Advances in Design, Simulation and Manufacturing. DSMIE-2018, June 12-15, 2018, Sumy, Ukraine – Springer, 2018.- P. 325-335.*
13. Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання: Теоретичні та експериментальні дослідження: звіт про НДР (проміжний) / кер. О.О. Ляпощенко. - Суми : СумДУ, 2018. - 210 с.
14. Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання: Узагальнення і оцінювання результатів науково-дослідних робіт: звіт про НДР (проміжний) / кер. О. О. Ляпощенко. — Суми, 2019. — 196 с.
15. Ostroha R. Granulation process of the organic suspension: fluidized bed temperature influence on the kinetics of the granule formation / Ostroha R., Yukhymenko M., Lytvynenko A., Bocko J., Pavlenko I. // *Advances in Design, Simulation and Manufacturing. DSMIE-2018, June 12-15, 2018, Sumy, Ukraine – Springer, 2018.- P. 463-471.*
16. Merzlyakov Yu., Pavlenko I., Chekh O., Sharapov S., Ivanov V. Mathematical modeling of operating process and technological features for designing the vortex type liquid-vapor jet apparatus. In: Ivanov V. et al. (eds) *Advances in Design, Simulation and Manufacturing II. DSMIE 2019. Lecture Notes in Mechanical Engineering*. Springer, Cham, pp. 613-622, DOI: 10.1007/978-3-030-22365-6\_61.

17. Khovanskyi S., Pavlenko I., Pitel J., Mizakova J., Ochowiak M., (2019). Grechka I. Solving the Coupled Aerodynamic and Thermal Problem for Modeling the Air Distribution Devices with Perforated Plates // *Energies* 12(18), 3488; <https://doi.org/10.3390/en12183488>.
18. Pavlenko I., Liaposhchenko O., Sklabinskyi V., , Ivanov V., Więcek D. Two-Phase Turbulent Flow in the Separation Channel with an Oscillating Wall. In: Tonkonogyi V. et al. (eds) *Advanced Manufacturing Processes. InterPartner-2019. Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2020, pp. 570-581. Springer, Cham, doi: 10.1007/978-3-030-40724-7\_58.
19. A. Lytvynenko, I. Pavlenko, M. Yukhymenko, R. Ostroha, and J. Pitel, “Hydrodynamics of Two-Phase Upflow in a Pneumatic Classifier with the Variable Cross-Section,” in *Advances in Design, Simulation and Manufacturing III*, Cham, 2020, pp. 216–227.
20. Pavlenko I. V. Static calculation of the dynamic deflection elements for separation devices / I. V. Pavlenko, O. O. Liaposhchenko, M. M. Demianenko, O. Ye. Starynskyi // *Journal of Engineering Sciences*. — Sumy: Sumy State University, 2017. — Volume 4, Issue 2. — P. B19-B24.
21. Pavlenko I. V. Solving the Nonstationary Problem of the Disperse Phase Concentration during the Pneumoclassification Process of Mechanical Mixtures / I. V. Pavlenko, M. P. Yukhymenko, A. V. Lytvynenko, J. Bocko // *Journal of Engineering Sciences*. – Sumy : Sumy State University, 2019. – Volume 6, Issue 1. – P. F1-F5, doi: 10.21272/jes.2019.6(1).f1.
22. Karintsev I. B., Pavlenko I. V. *Hydroaeroelasticity*. Sumy : Sumy State University, 2017.
23. Demianenko, M., Volf, M, Pavlenko, V., Liaposhchenko, O., Pavlenko, I. (2020). The solution of the stationary aeroelasticity problem for a separation channel with deformable sinusoidal walls. *Journal of Engineering Sciences*, Vol. 7(1), pp. D5–D10, doi: 10.21272/jes.2020.7(1).d2.
24. Павленко І. В. Науково-теоретичні основи вібраційних процесів у гетерогенних системах : дис. ... д-ра техн. наук: 05.17.08. Суми, 2020. 468 с.

25. Pavlenko, I., Liaposhchenko, O., Pitel, J., Sklabinskyi, V. (2019). Parameter identification of the Basset force acting on particles in fluid flow induced by the oscillating wall. *Journal of Applied Mathematics and Computational Mechanics*, 18(2), 53-63. doi: 10.17512/jamcm.2019.2.05.
26. Ivan Pavlenko Parameter Identification of Hydro-Mechanical Processes Using Artificial Intelligence Systems / Ivan Pavlenko, Justyna Trojanowska, Vitalii Ivanov, Oleksandr Liaposhchenko // *International Journal of Mechatronics and Applied Mechanics*, 2018, Issue 5 pp. 19-26.
27. Pavlenko I., Ivanov V., Gusak O., Liaposhchenko O., Sklabinskyi V. (2020) Parameter Identification of Technological Equipment for Ensuring the Reliability of the Vibration Separation Process. In: Knapcikova L., Balog M., Perakovic D., Perisa M. (eds) 4th EAI International Conference on Management of Manufacturing Systems. EAI/Springer Innovations in Communication and Computing. Springer, Cham, pp. 261-272, doi: 10.1007/978-3-030-34272-2\_24.
28. D. Levchenko, I. Pavlenko, A. Shulumei, M. Ochowiak, and A. Manzharov, "Parameter Identification of the Capillary Rising Process in Nanomaterials for Evaporative Cooling Applications," in *Advances in Design, Simulation and Manufacturing III*, Cham, 2020, pp. 201–215.
29. Pavlenko I., Liaposhchenko O., Sklabinskyi V., Ivanov V., Gusak O. (2020) Ensuring the Reliability of Separation Equipment Based on Parameter Identification of the Operation Process. In: Knapcikova L., Balog M., Peraković D., Periša M. (eds) *New Approaches in Management of Smart Manufacturing Systems*. EAI/Springer Innovations in Communication and Computing. Springer, Cham.
30. Perry R. H., Green D. W. *Chemical Engineers' Handbook*. New York : McGraw-Hill, 2007.
31. Ляпощенко О. О. Гідродинаміка інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу : дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08. Суми, 2006. 152 с.
32. Василевский М. В., Зыков Е. Г. Расчет эффективности очистки газа в инерционных аппаратах. Томск : Издательство ТПУ, 2005. 86 с.



33. Ляпощенко О. О. Теоретичні основи інерційно-фільтруючої сепарації : дис. ... д-ра техн. наук : 05.17.08. Львів, 2016. 435 с.
34. Three-Dimensional Mathematical Model of the Liquid Film Downflow on a Vertical Surface / I.Pavlenko, O.Liaposhchenko, M.Ochowiak, R.Olszewski, M.Demianenko, O.Starynskyi, V.Ivanov, V.Yanovych, S.Włodarczak, M.Doligalski // *Energies*. — 2020, 13, 1938. — P.1-15. DOI: 10.3390/en13081938.
35. Fenercioglu I, Cetiner O (2014) Effect of unequal flapping frequencies on flow structures. *Aerosp Sci Technol* 35:39–53. <https://doi.org/10.1016/j.ast.2014.02.007>.
36. Wang S, Li K, Ke Z, Chen C (2019) International Journal of Heat and Mass Transfer Time-resolved PIV measurement and thermal-hydraulic performance evaluation of thin film self-agitators in a rectangular channel flow. *Int J Heat Mass Transf* 137:922–939. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2019.04.014>.
37. Yan L, Dong L, Hui X, Flay RGJ (2019) Journal of Wind Engineering & Industrial Aerodynamics Experimental determination of aerodynamic admittance functions of a bridge deck considering oscillation effect. *J Wind Eng Ind Aerodyn* 190:83–97. <https://doi.org/10.1016/j.jweia.2019.04.009>.
38. Klock RJ, Cesnik CES Local Aeroelastic Instability of High-Speed Cylindrical Vehicles. 1–9. <https://doi.org/10.2514/1.J057705>.
39. Kalmbach A, Breuer M (2013) Experimental PIV / V3V measurements of vortex-induced fluid – structure interaction in turbulent flow — A new benchmark FSI-PfS-2a. *J Fluids Struct* 42:369–387. <https://doi.org/10.1016/j.jfluidstructs.2013.07.004>.
40. Abdullatif M, Mukherjee R (2019) AC. *J Sound Vib*. <https://doi.org/10.1016/j.jsv.2019.04.033>.
41. Text OR (2013) AND CYLINDRICAL PANELS OF A COMPOSITE WITH A CONCENTRATED MASSES. 54:578–587. <https://doi.org/10.1134/S0021894413040081>.
42. He M, Zhang Y, Ma L, et al (2018) Chemical Engineering & Processing : Process Intensi fi cation Study on fl ow fi eld characteristics in a reverse rotation cyclone with PIV. *Chem Eng Process Process Intensif* 126:100–107. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2018.02.026>.

43. Yan X, Chen Z, Wang L (2018) Computational fluid dynamics ( CFD ) numerical simulation and particle image velocimetry ( PIV ) measurement of a packed flotation column. 54:395–405.
44. Zhao L, Wang Y, Xu B, et al (2018) Innovative design and study of an oil-water coupling separation magnetic hydrocyclone. Sep Purif Technol 213:389–400. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2018.12.051>.
45. Liu A, Zhang Y, Ma L, et al (2018) Effect of inlet particle arrangement on separating property of a cyclone separator. 35:1–8. <https://doi.org/10.1007/s11814-018-0026-8>.
46. Liaposhchenko O., Pavlenko I., Monkova K., Demianenko M., Starynskyi O. (2020) Numerical simulation of aeroelastic interaction between gas-liquid flow and deformable elements in modular separation devices. In: Ivanov V. et al. (eds) Advances in Design, Simulation and Manufacturing II. DSMIE 2019. Lecture Notes in Mechanical Engineering. Springer, Cham, pp. 765-774, DOI: 10.1007/978-3-030-22365-6\_76.
47. Ivanov V. Process-Oriented Approach to Fixture Design // Advances in Design, Simulation and Manufacturing. DSMIE-2018, June 12-15, 2018, Sumy, Ukraine – Springer, 2018.- P. 42 – 50.
48. Karpus V. Technological assurance of complex parts manufacturing / Karpus V., Ivanov V., Dehtiarov I., Zajac J., Kurochkina V.// Advances in Design, Simulation and Manufacturing. DSMIE-2018, June 12-15, 2018, Sumy, Ukraine – Springer, 2018.- P. 51 – 61.
49. Technological Features of Locating Charts in Fixture Design / V.Ivanov, I.Pavlenko, V.Zaloga, O. Liaposhchenko, D.Pirogov // International Conference on New Technologies, Development and Application, NT 2020. Lecture Notes in Networks and Systems. — Springer, 2020. — Volume 128. — P.66-74. DOI: 10.1007/978-3-030-46817-0\_7.
50. Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям/ Под ред. М. О. Штейнберга.— 3-е изд., перераб. и доп.— М.; Машиностроение, 1992.— 672 с: ил.
51. ГОСТ 19.301-79 “Програма і методика випробувань. Вимоги до змісту і оформлення”.

52. Sklabinskyi V. Modeling of liquid's distribution and migration in the fibrous filter layer in the process of inertial-filtering separation / Sklabinskyi V., Liaposhchenko O., Pavlenko I., Lytvynenko O., Demianenko M. // *Lecture Notes in Mechanical Engineering*. – Springer, 2018.- P. 489-497.
53. V.I.Sklabinskyi Modelling and Design of Inertial – Filtering Gas Separators-Condensers for Compressor Units of Oil and Gas Industry / V.I.Sklabinskyi, A.A.Liaposhchenko, O.V.Nastenko, M.M.Al-Rammahi // *Applied Mechanics and Materials*. — 2014. — Vol.630.— P.117-123.
54. .Sklabinskyi Solution of the Navier–Stokes Equations for the Processes of Inertial Gas Dynamic Separation in the Curvilinear Channels / V.Sklabinskyi, O.Liaposhchenko, I.Pavlenko, M.Demianenko // *Праці XVII Міжнародного симпозиуму «Методи дискретних особливостей в задачах математичної фізики» (МДОЗМФ-2015): збірник наукових праць*. — Харків: Харківський національний університет імені В.Н.Каразіна, 2015. — С.232-235.
55. Appliance of Inertial Gas-Dynamic Separation of Gas-Dispersion Flows in the Curvilinear Convergent-Divergent Channels for Compressor Equipment Reliability Improvement / O.O.Liaposhchenko, V.I.Sklabinskyi, V.L.Zavialov, I.V.Pavlenko, O.V.Nastenko, M.M.Demianenko // *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*. - Vol.233. - 2017. DOI:10.1088/1757-899X/233/1/012025
56. Леонтьев Н.Е. Основы теории фильтрации / Н.Е.Леонтьев. — М.: Изд-во Центра прикладных исследований при механико-математическом факультете МГУ, 2009. — 88 с.
57. Pavlenko I. Solving the stationary hydroaeroelasticity problem for dynamic deflection elements of separation devices / Pavlenko I., Liaposhchenko A., Ochowiak M., Demyanenko M. // *Vibrations in Physical Systems - Poznan University of Technology*, 2018. – Volume 29. – P. 1 – 7.
58. Павленко И.В.. Метод конечных элементов в задачах сопротивления материалов и линейной теории упругости. Сумы: Сумской государственной университет (2006).
59. I. V. Pavlenko Static calculation of the dynamic deflection elements for separation devices / I. V. Pavlenko, O. O. Liaposhchenko, M. M. Demianenko, O. Y. Starynskyi //

Journal of Engineering Sciences b, 4(2) (2017), P. B19-B24 DOI: 10.21272/jes.2017.4(2).b19.

60. C. Fung, An introduction to the theory of aeroelasticity, Mideola, Dover publications, Inc., New York 2002.

61. R. Schinzinger, P. Laura, Conformal mapping, Methods and applications, Dover Publications, New York 2003.

62. J. Mikusinski, Operational calculus, Polish Scientific Publishers, Warsaw 2011.

63. P. Dyke, An introduction to Laplace transform and Fourier series, Springer Science and Business Media, New York 2014.

64. Karintsev, I. B., & Pavlenko, I. V. (2017). Hydroaeroelasticity: a textbook. Sumy, Sumy State University.

65. Brittle, S., Desai, P., Ng, W. C., Dunbar, A., Howell, R., Tesar, & Zimmerman, W. B. (2015). Minimising microbubble size through oscillation frequency control. Chemical engineering research & design, Issue 104, 357–366. DOI:<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2015.08.002>

66. Pavlenko, I., Liaposhchenko, O., Sklabinskyi, V., Storozhenko, V., Mikhajlovskiy, Y., Ochowiak, M., Ivanov, V., Pitel, J., Starynskyi, O., Wlodarczak, S., Krupinska, A., Markowska, M. (2020). Identification of the Interfacial Surface in Separation of Two- Phase Multicomponent Systems. Processes, Vol. 8, 306, doi: 10.3390/pr8030306

67. I. V. Pavlenko, O. O. Liaposhchenko, V. I. Sklabinskyi, V. O. Ivanov, and O. G. Gusak, “Hydrodynamic Features of Gas-Liquid Flow Movement in a Separation Device Plane Channel with an Oscillating Wall,” 2018.

68. Ochowiak M., Matuszak M., Wlodarczak S., Ancukiewicz M., Krupinska A. The modified swirl sedimentation tanks for water purification. Journal of Environmental Management, 2017, vol. 189, pp. 22–28.

69. Talukdar D., Li C.-G., Tsubokura M. Numerical investigation of laminar compressible natural convection flow in asymmetrically and isothermally heated open-ended inclined channel. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2019, vol. 130, pp. 83–97.

70. Ijaz N., Zeeshan A., Bhatti M.M., Ellahi R. Analytical study on liquid-solid particles interaction in the presence of heat and mass transfer through a wavy channel. *Journal of Molecular Liquids*, 2018, vol. 250, pp. 80–87.
71. Wong K.W.L., Zhao J., Lo J.D., Thompson M.C., Sheridan J. Experimental investigation of flow-induced vibration of a sinusoidally rotating circular cylinder. *Journal of Fluid Mechanics*, 2018, vol. 848, pp. 430–466.
72. Gomez-Lopez, A., Ferrer, V. H., Rincon, E., Aguayo, J. P., Chavez, A. E., Vargas, R. O.: Large-amplitude oscillatory shear flow simulation for a FENE fluid. *Rheologica Acta*, 58(1), pp. 241-260 (2019).
73. Demianenko M., Liaposhchenko O., Pavlenko I., Luscinski S., Ivanov V. Methodology of Experimental Research of Aeroelastic Interaction Between Two-Phase Flow and Deflecting Elements for Modular Separation Devices. In: Tonkonogyi V. et al. (eds) *Advanced Manufacturing Processes. InterPartner-2019. Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2020, pp. 489-499. Springer, Cham, doi: 10.1007/978-3-030-40724-7\_50.
74. Liaposhchenko, O., Pavlenko, I., Ivanov, V., Kuric, I., Demianenko, M., Starynskyi, O., Khukhryanskyi, O. (2019). Improvement of Parameters for the Multi-Functional Oil-Gas Separator of “HEATER-TREATER” Type. 2019 IEEE 6th International Conference on Industrial Engineering and Applications (ICIEA), Tokyo, Japan, 2019, pp. 66-71, DOI: 10.1109/IEA.2019.8715203.
75. *Multiphase Flows with Droplets and Particles* / [C.T.Crowe, J.D.Schwarzkopf, M.Sommerfeld, Y.Tsuji]. — [2nd ed.] — Boca Raton: CRC Press Taylor & Francis Group, 2012. — 487 p.
76. Liaposhchenko, O., Pavlenko, I., Demianenko, M., Starynskyi, O., Pitel, J. (2019). The methodology of numerical simulations of separation process in SPR-separator. *CEUR Workshop Proceedings*, vol. 2353, pp. 822-832
77. Pavlenko I. Scientific and methodological approach for the identification of mathematical models of mechanical systems by using artificial neural networks / Pavlenko I., Trojanowska J., Ivanov V. Liaposhchenko A. // *HELIX 2018: Innovation, Engineering and Entrepreneurship – Springer*, 2018. – Volume 505. - P. 299-306.

78. Thermophysical Properties of NH<sub>3</sub> + H<sub>2</sub>O Solutions for the Industrial Design of Absorption Refrigeration Equipment, Formulation for Industrial Use. Conde Engineering, Zurich 2004. – 40 c.
79. I. Pavlenko, V. Ivanov, I. Kuric, O. Gusak, and O. Liaposhchenko (2019) Ensuring Vibration Reliability of Turbopump Units Using Artificial Neural Networks. Lecture Notes in Mechanical Engineering, Springer International Publishing, pp. 165–175. [https://doi.org/10.1007/978-3-030-18715-6\\_14](https://doi.org/10.1007/978-3-030-18715-6_14)
80. A.A.S. Lima , A.A.V. Ochoa , J.A.P. Da Costa , J.R. Henríquez , CFD Simulation of Heat and Mass Transfer in an Absorber That uses the pair Ammonia/Water as a Working Fluid, International Journal of Refrigeration (2018), doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijrefrig.2018.11.010>.
81. M. Volf, M. Demianenko, O. Starynskyi, O. Liaposhchenko, and A. M. Nejad, “Numerical Simulation of the Mass-Transfer Process Between Ammonia and Water in the Absorption Chiller,” in Advances in Design, Simulation and Manufacturing III, Cham, 2020, pp. 239–248.
82. Skydanenko M, Sklabinskyi V, Saleh S. CFD simulation of ammonium nitrate melt in a perforated rotating bucket. Lect Notes Mech Eng 2019;Part F2:498-506. (Scopus, Web of Science).
83. Moiseev V., Liaposhchenko O., Trebuna P., Manoilo E., Khukhryanskiy O. / Properties of Heat and Mass Transfer Processes in the Tubular Grids with the Heat Exchanger as a Stabilizer. In: Ivanov V. et al. (eds) Advances in Design, Simulation and Manufacturing II. DSMIE 2019. Lecture Notes in Mechanical Engineering. Springer, Cham, pp. 795-804. DOI: 10.1007/978-3-030-22365-6\_79
84. Saleh, S.N., Saaed, O., Skydanenko, M. / CFD assessment of jet flow behavior in an alternative design of a spray dryer chamber. In: Ivanov V. et al. (eds) Advances in Design, Simulation and Manufacturing II. DSMIE 2019. Lecture Notes in Mechanical Engineering. Springer, Cham, pp 863-870. DOI [https://doi.org/10.1007/978-3-030-22365-6\\_86](https://doi.org/10.1007/978-3-030-22365-6_86).
85. Ochowiak M., Wlodarczak S., Pavlenko I., Janecki D., Krupinska A., Markowska M. (2019). The studies on interfacial surface in modified spray tower. Processes, Vol. 7(8), 532, doi: 10.3390/pr7080532.

86. Склабінський В. І. Технологічні основи нафто- та газопереробки / Склабінський В. І. Ляпощенко О. О., Артюхов А. Є. – Суми: Сумський державний університет, 2011. – 187 с.
87. Технологические расчеты установок переработки нефти / Танатаров М. А., Ахметшина М. Н., Фасхутдинов Р. А. и др. – М.: Химия, 1987. – 352 с.
88. Байков Н.М., Позднышев Г.Н., Мансуров Р.И. Сбор и промысловая подготовка нефти, газа и воды. – М., Недра, 1981. – 261 с.
89. Эмирджанов Р. Т. Лембранский Р.А. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии. – М.: Химия, 1898. – 192 с.
90. Персиянцев М. Н. Совершенствование процессов сепарации нефти от газа в промысловых условиях. М., Недра – Бизнесцентр, 1999. – 283 с.
91. Кабиров М.М., Гумеров О.А., Сбор, промысловая подготовка продукции скважин. – Уфа: Изд-во УГНТУ, 2003. – 70 с.
92. Каспарьянц К. С., Кузин В. И., Григорян Л. Г. Процессы и аппараты для объектов промысловой подготовки нефти газа. – М.: Недра, 1977. -254 с.
93. Синайский Э. Г., Лапта Е. Я., Зайцев Ю. В., Сепарация многофазных многокомпонентных систем – М: ООО “Недра Бизнесцентр”, 2002. – 621 с.ил.
94. Гуреев А.А., Абызгильдин А.Ю., Капустин В. М., Зацепин В.В., Разделение водонефтяных эмульсий. – М: ГУП Изд-во “Нефть и газ” РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2002 – 95 с.
95. Ишмурзин А.А., Храмов Р.А. Процессы и оборудование системы сбора и подготовки нефти, газа и воды. – Уфа: УГНТУ 2003. – 144 с.
96. Каруш С. А. Расчет газовых горелок. – Томск: ТГАСУ, 2014. – 36 с.
97. Liquid-Liquid Coalescer Desing Manual / ACS industries, ACS separations and mass transfer product, LP Houston, Texas, U.S.A.
98. Ляпощенко О.О. Моделювання процесів сепарації та прогнозування ефективності роботи газосепараторів промислових установок газових та газоконденсатних родовищ / О.О. Ляпощенко, В.М. Маренок, А. В. Логвин, О.В. Настенко, Р.А. Синельник // Компрессорноеи энергетическоемашиностроение – 2013. - №2(32) – С. 13-17.

99. Вадьдберг А. Ю., Мошкин А.А., Огурцов А.В. Метод расчета высокоскоростных туманоуловителей / Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2002. - №7 – с. 45-46.

100. Вадьдберг А. Ю., Огурцов А.В., Казначеева Т.О. Расчет эффективности низкоскоростных волокнистых туманоуловителей / Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2004.- №8.- с. 35-36.

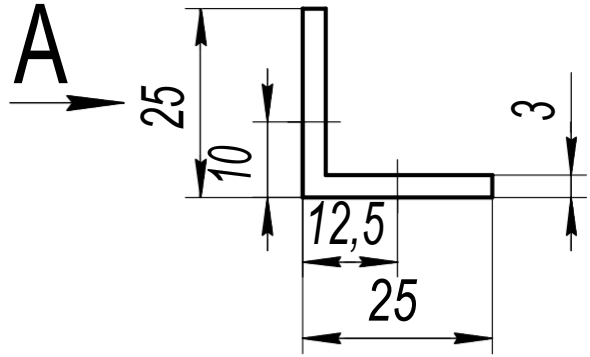


Додаток А

(обов'язковий)

Робочі креслення аеродинамічного каналу  
дослідно-експериментального стенду

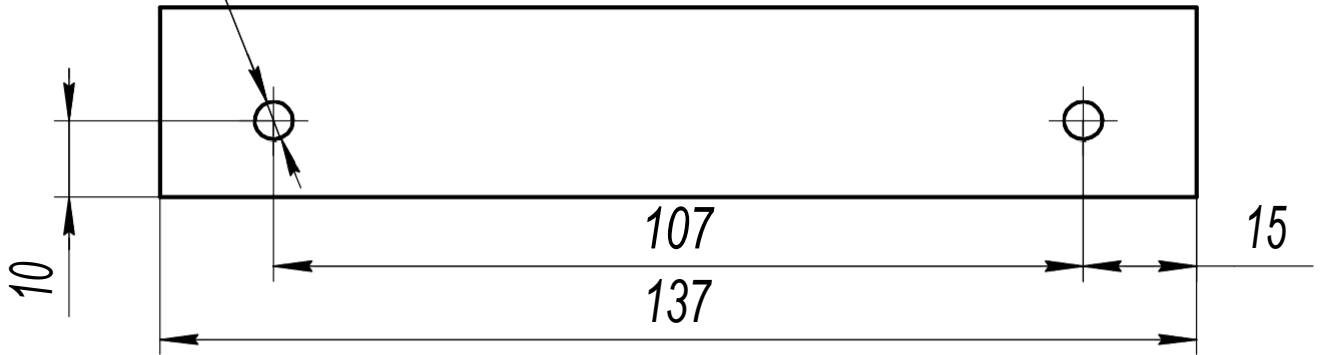
ДЕС 00.00.01.02



A(1:1)

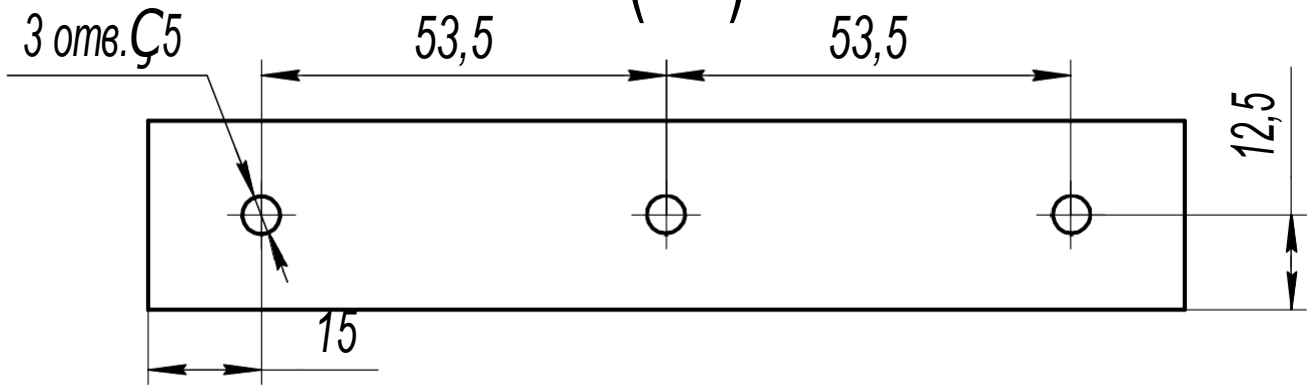
Б

2 отв.  $\varnothing 5$



Б(1:1)

3 отв.  $\varnothing 5$



- 1 Просвердлити 5 отворів діаметром 5 мм
- 2 Гострі кромки скруглити

ДЕС 00.00.01.02

Профиль Угол 25x25x3  
137 мм

Сталь 10 ГОСТ 1050-2013

Лист	Масса	Масштаб
	0,15	1:1
Лист	Листов	1

Перв. примен.

Справ. №

Подп. и дата

Име. № дубл.

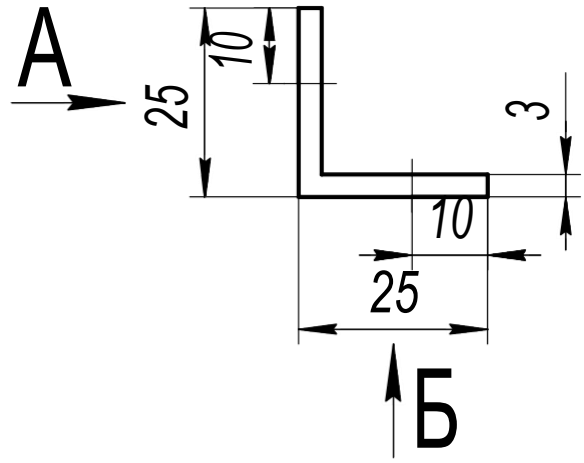
Взам. инв. №

Подп. и дата

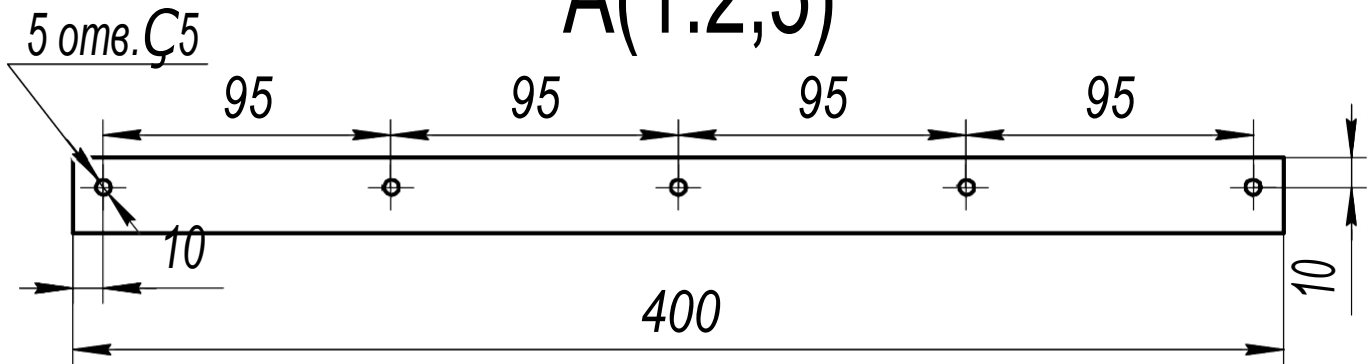
Име. № подл.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
Разраб.		Старинський		
Пров.		Маренок		
Т.контр.		Скиданенко		
Н.контр.		Острога		
Утв.		Ляпощенко		

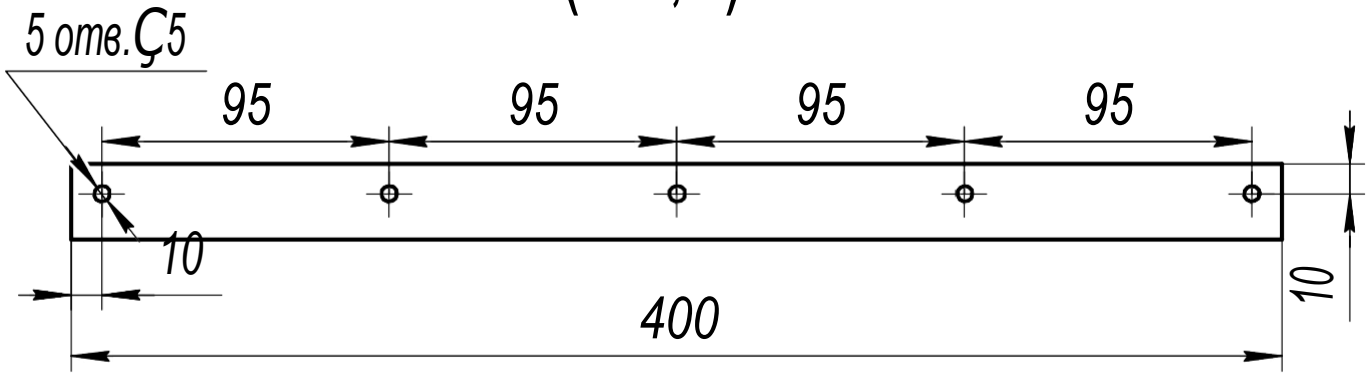
ДЕС 00.00.02.02



A(1:2,5)



Б(1:2,5) ã



- 1 Просвердлити 10 отворів діаметром 5 мм
- 2 Гострі кромки скруглити

ДЕС 00.00.02.02

Профиль Угол 25x25x3  
400 мм

Сталь 10 ГОСТ 1050-2013

Лист.	Масса	Масштаб
	0,44	1:1
Лист	Листов	1

Перв. примен.

Справ. №

Посл. и дата

Изм. № докл.

Взам. инв. №

Посл. и дата

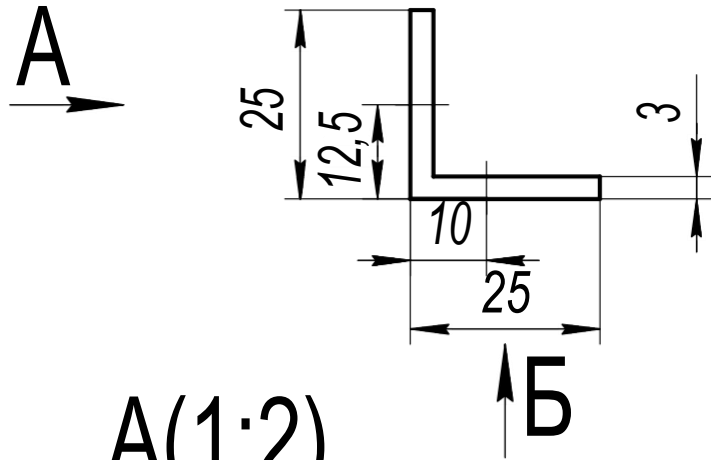
Инд. № посл.

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
Разраб.		Старинський		
Пров.		Маренок		
Т.контр.		Скиданенко		
Н.контр.		Острога		
Утв.		Ляпощенко		

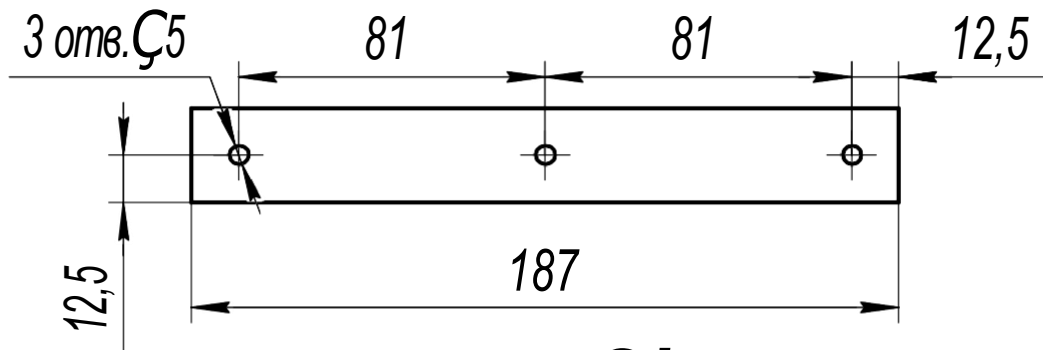
ДЕС 00.00.03.02

Перв. примен.

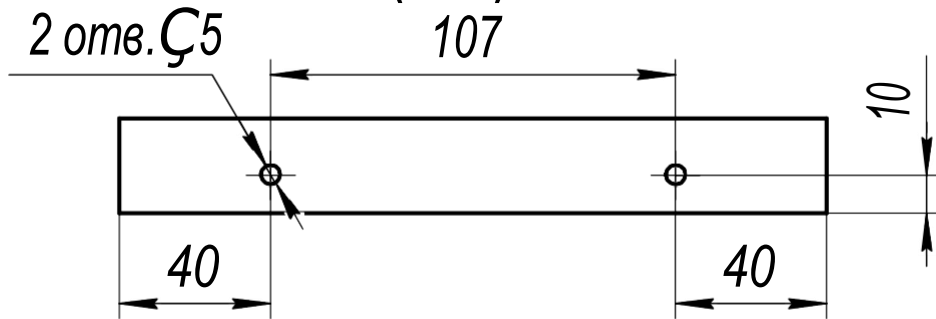
Справ. №



A(1:2)



B(1:2) а



- 1 Просвердлиți 5 отворів діаметром 5 мм
- 2 Гострі кромки скруглити

Плоп. и сага

Ине. № оуол.

Взам. инв. №

Плоп. и сага

Ине. № посл.

ДЕС 00.00.03.02

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
Разраб.		Старинський		
Пров.		Маренок		
Т.контр.		Скиданенко		
Н.контр.		Острога		
Утв.		Ляпощенко		

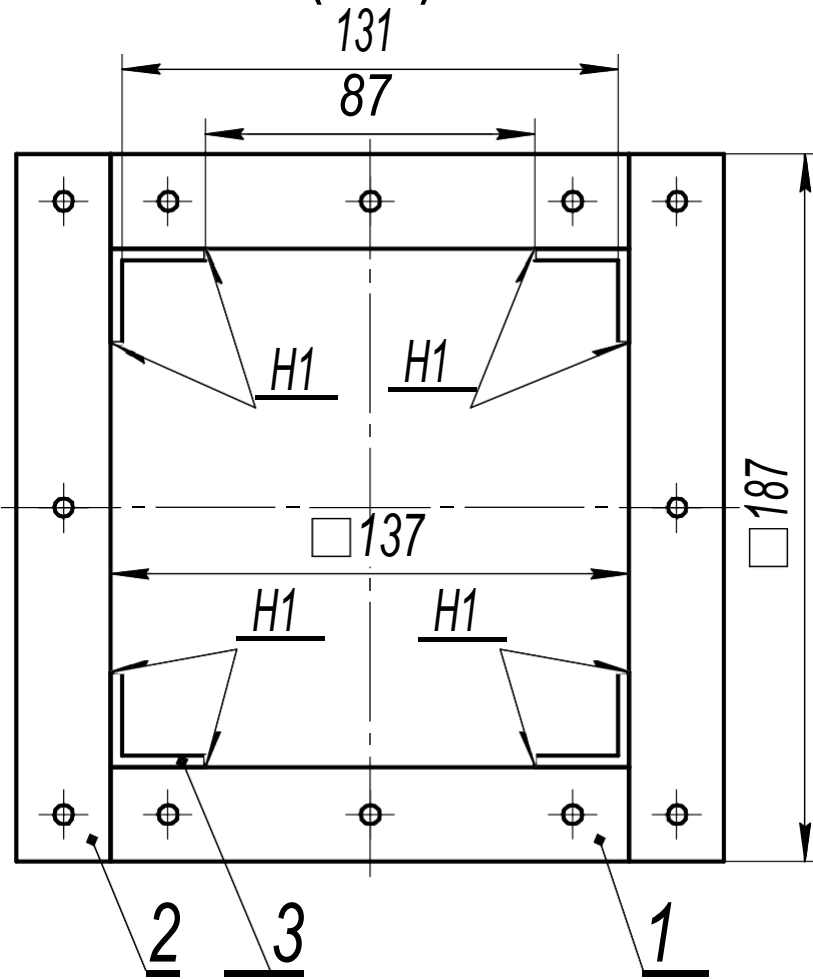
Профиль 25x25x3  
187 мм

Сталь 10 ГОСТ 1050-2013

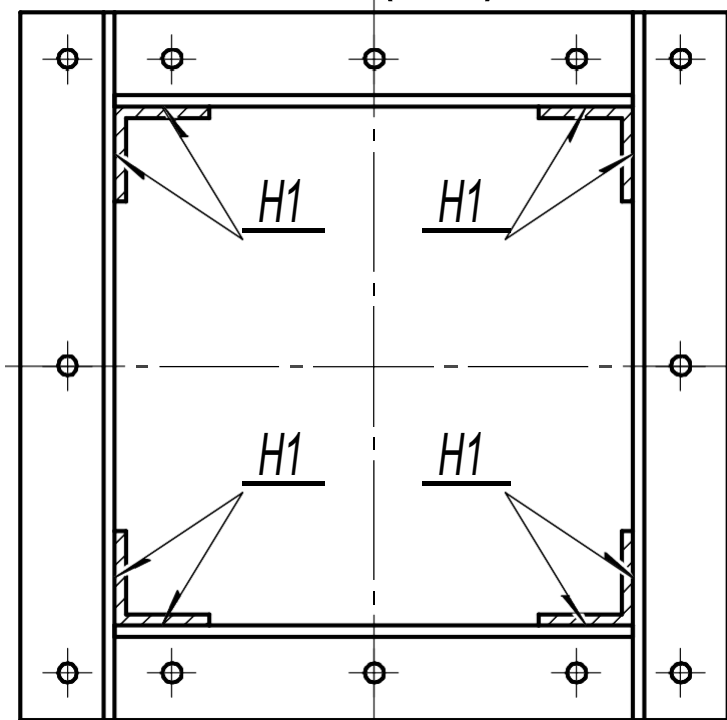
Лит.	Масса	Масштаб
	0,2	1:1
Лист	Листов	1

ДЕС 00.01.00.02

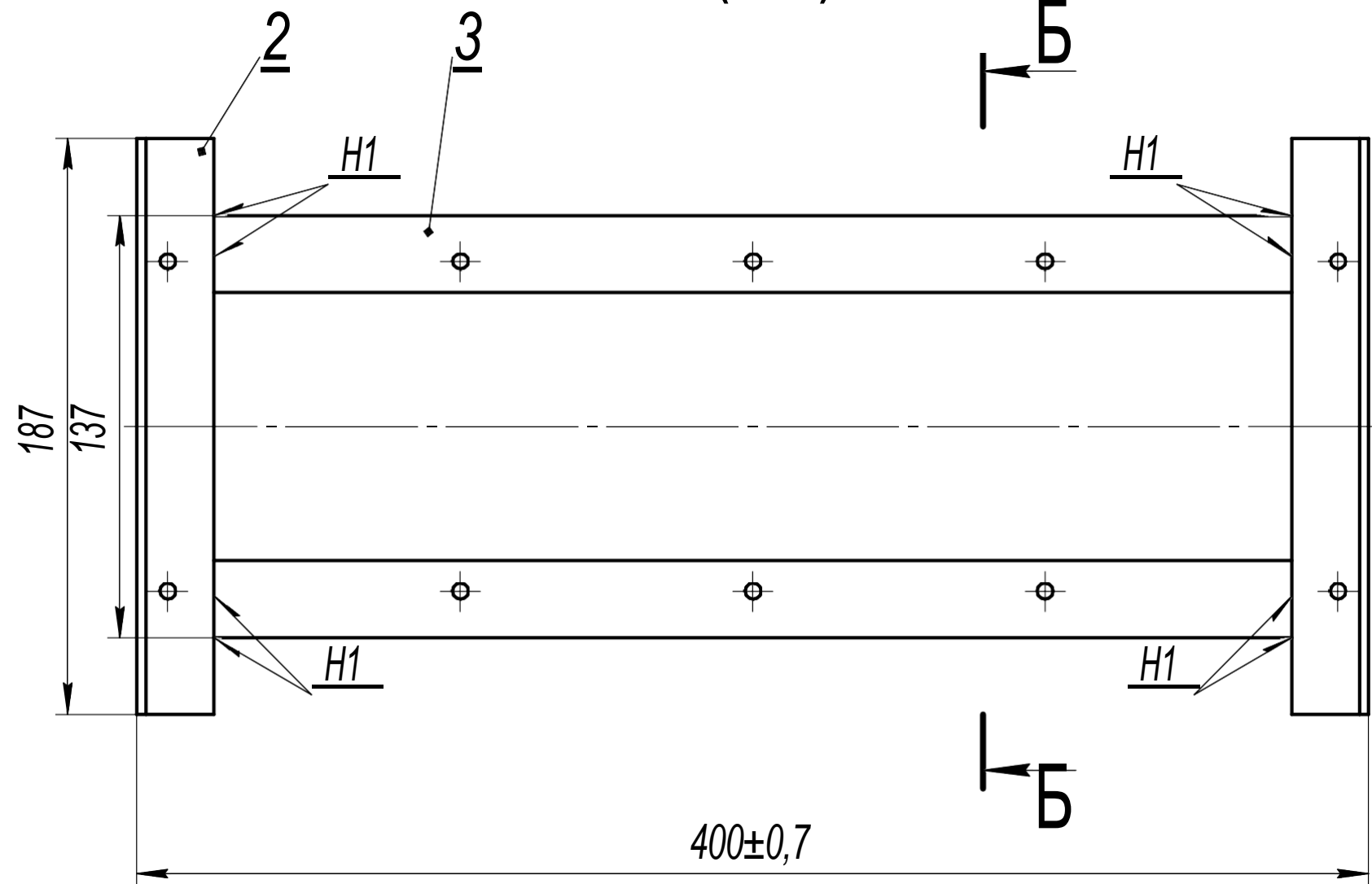
(1:2)



Б-Б(1:2)



A(1:2)

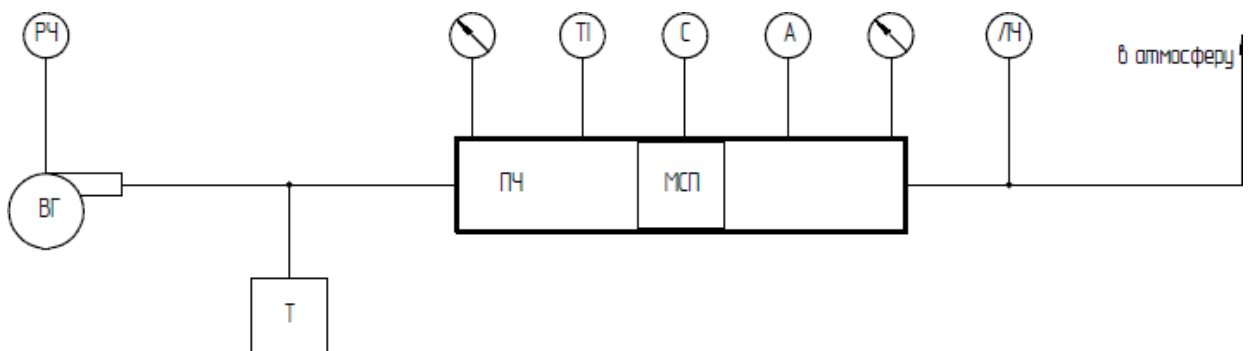


- 1 H1, в кількості - 32 шт., загальною довжиною - 0,8 м.
- 2 Специфікація: 1 - Профіль Угол 25x25x3 137 мм; 2 - Профіль Угол 25x25x3 187 мм; 3 - Профіль Угол 25x25x3 400мм.

					ДЕС 00.01.00.02			
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	<h1>Каркас</h1>	Лит.	Масса	Масштаб
Разраб.		Старинський					3,17	1:2
Пров.		Маренок				Лист	Листов	1
Т.контр.		Скиданенко						
Н.контр.		Острога						
Утв.		Ляпощенко						

Додаток Б  
(обов'язковий)

Схема дослідно-експериментального стенду  
з аеродинамічним каналом



Умовні позначення	Назва обладнання	Кількість
ВГ	Відцентрова газодубка	1
Т	Туманогенератор	1
ПЧ	Проточна частина	1
МСП	Модульний сепараційний пристрій	1
РЧ	Регулятор частоти обертів	1
С	Стробоскоп	1
А	Анемометр	1
ЛЧ	Лічильник частот	1

Додаток В  
(обов'язковий)

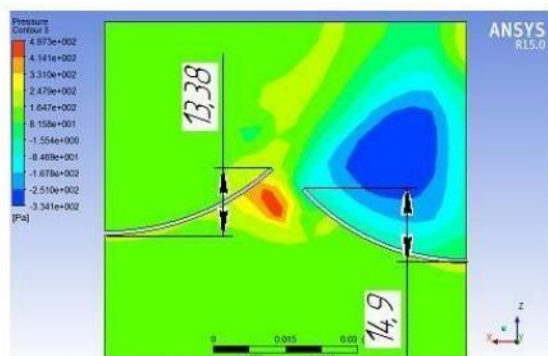


Рисунок 1 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 2 м/с

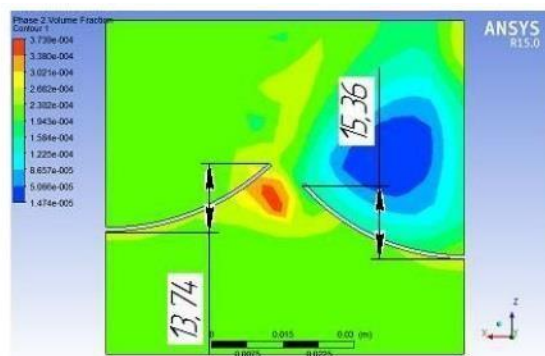


Рисунок 2 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 2,2 м/с

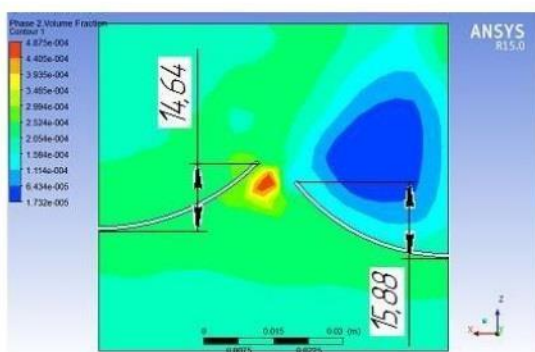


Рисунок 3 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 2,4 м/с

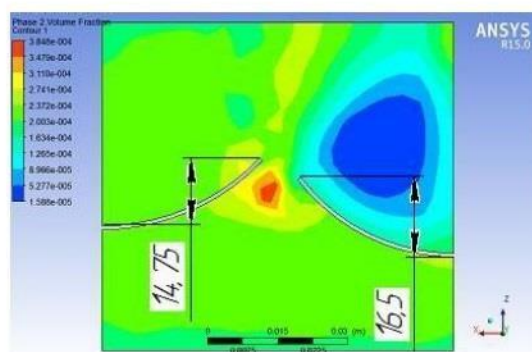


Рисунок 4 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 2,6 м/с



Рисунок 5 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 2,8 м/с

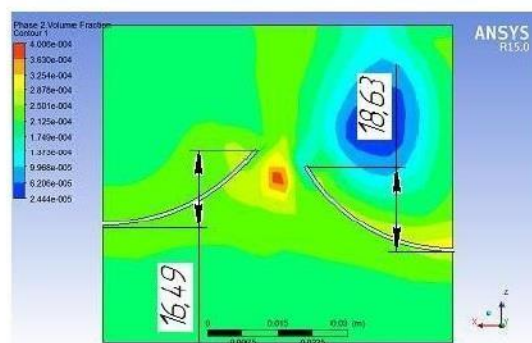


Рисунок 6 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 3,0 м/с

2,8 м/с

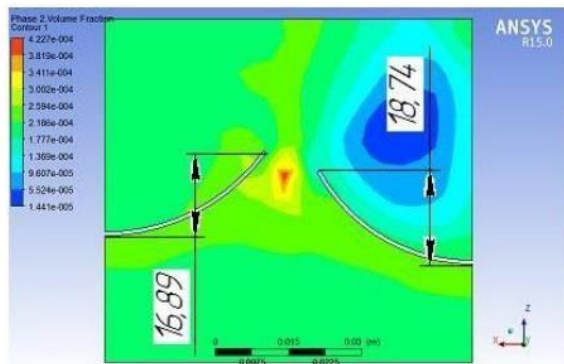


Рисунок 7 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу

3,2 м/с

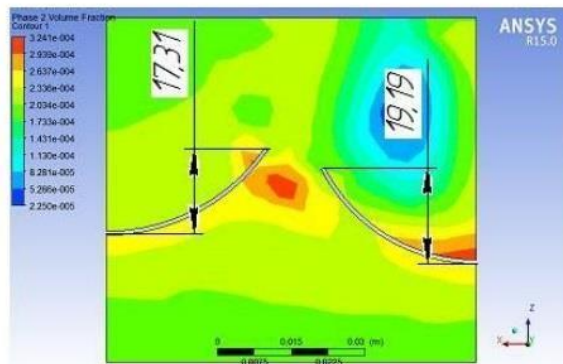


Рисунок 8 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу

3,4 м/с

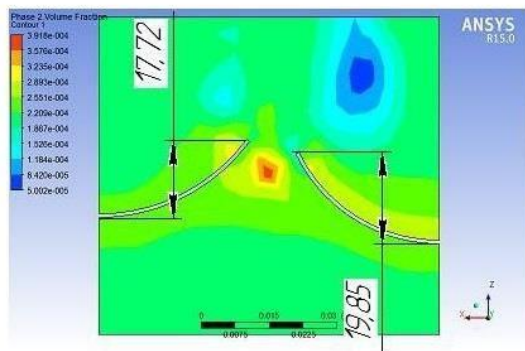


Рисунок 9 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу

3,8 м/с

3,6 м/с

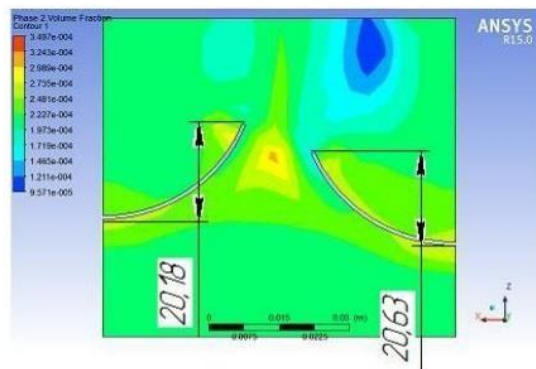


Рисунок 10 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу

4 м/с



Додаток Г (обов'язковий)

АКТ

про закінчення робіт із виготовлення і налагодження дослідного зразка для подання його до попередніх випробувань НДР №15.01.06-01.17/20.ЗП “Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання” (ДР №0117U003931)

Ми, що нижче підписалися, представники Сумського державного університету, гол. наук. співробітник Ляпощенко О.О., наук. співробітник Дем'яненко М.М. Склали цей акт про те, що внаслідок виготовлення, налагодження та лабораторних випробувань дослідного зразка сепараційного пристрою встановлено:

Дослідних зразок та робоча документація, розроблені і виготовлені відповідно до протоколу лабораторних випробувань повністю.

Висновки: дослідний зразок може бути поданий на попередні випробування.

керівник НДР

 О.О.Ляпощенко

відп. виконавець

 М.М.Дем'яненко

## Додаток Д (обов'язковий)

### АКТ

попередніх випробувань дослідного зразка

НДР №15.01.06-01.17/20.3П “Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання” (ДР №0117U003931)

Комісія у складі:

голови комісії – гол. наук. співробітник Ляпощенко О.О.;

членів комісії – ст. наук. співробітник Скиданенко М.С.;

наук. співробітник Дем'яненко М.М.;

що працювала у період з 02.09.2020 р. по 03.09.2020 р. провела попередні випробування дослідного зразка сепараційного пристрою.

Випробування проведені у лабораторії грануляційного та масообмінного обладнання (ЛГМО) Сумського державного університету.

1. Мета випробувань: визначення амплітуди коливань пружних елементів модульного динамічного сепараційного пристрою під дією газового потоку.

2. Результати випробувань (за усіма пунктами програми попередніх випробувань):

Дата випробування: 02.09.2020 р.  
 Характерні розміри пружних елементів динамічного модульного сепараційного пристрою:  
 Висота – 120 мм; Товщина – 4 мм; Довжина - 200; Тип установки пластин у проточній частині\* - 3; Довжина пластин у попередньо деформованому стані – 172 мм. Розміри проточної частини 125x125x800.

№ Випробування	Показання регулятора частоти обертання повітродувки	Амплітуда коливань (зазор між пластинами), мм	Примітки
1	100	0	Пластини щільно прилягають одна до одної
2	110	1 – 1,5 (нерівномірно по висоті каналу)	Починає утворюватися зазор між пластинами (при цьому зазор між пластинами у найнижчій площині каналу менше 1 мм)
3	115	2 – 2,5 (нерівномірно по висоті каналу)	
4	120	3 (нерівномірно по висоті каналу)	
5	125	4 (нерівномірно по висоті каналу)	
6	130	5 (нерівномірно по висоті каналу)	
7	135	6 – 6,5 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу більше 1 мм
8	140	7 – 7,5 (нерівномірно по висоті каналу)	
9	145	8,5 – 9 (нерівномірно по висоті каналу)	
10	150	9,5 – 10 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу більше 2 мм
11	155	10,5 – 11 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу більше 3 мм
12	160	11,5 – 12 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу 4-5 мм
13	165	13 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу 6-7 мм
14	170	13,5 (нерівномірно по висоті каналу)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу 7-8 мм
15	175	14 (відстань між пластинами по висоті каналу вирівнюється)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу 8-10 мм

16	180	14,5 (пластини починають коливатися)	Зазор між пластинами у найнижчій площині каналу 10 мм
17	181	Починається режим флатеру, зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 мм	
18	185	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
19	190	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
20	195	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
21	200	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
22	205	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
23	210	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 40 – 45 мм	
24	215	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 45 – 50 мм	
25	220	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 45 – 50 мм	
26	225	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 50 – 55 мм	Початок другого режиму флатеру
27	230	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 50 – 60 мм	
28	235	Зазор між пластинами у крайньому	

		поперченому перетині до 55 – 65 мм	
29	240	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 70 – 80 мм	Права пластина починає дотикатися стінки каналу
30	245	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 80 – 100 мм	
31	250	Зазор між пластинами у крайньому поперченому перетині до 80 – 100 мм	

Дата випробування: 03.09.2020 р.

Характерні розміри пластини: Висота – 120 мм; Товщина – 4 мм; Довжина - 200; Тип установки пластин у проточній частині\* - 3; Довжина пластин у попередньо деформованому стані – 172 мм. Характерні розміри каналу 125x125x800.

№ Випробування	Показання регулятора частоти обертання повітродувки	Амплітуда коливань (зазор між пластинами), мм					Примітки
		1	2	3	4	5	
1	140	4.5	5	7.5	13.5	27	Утворюється зазор між пластинами
2	150	6	6.5	9.5	15	28.5	
3	160	8-13	9-11	14-15	17-19	30	Кінці пластин починають коливатися та зіштовхуватись один з одним (коливання пластини за довжиною мінімальні, не суттєві у порівнянні з коливанням їх кінців).
4	170	10--15	13-15	15-17	19-21	32	
5	180	13	15	17	21	32	Кінці пластин не зіштовхуються один з одним
6	190	10-20	15-17	16-19	20-22	33-34	Пластини коливаються вздовж усієї своєї довжини, при цьому амплітуда коливань незначна
7	200	30-38	22-38	18-23	20-25	35-40	Зміна амплітуди коливань
8	210	37-44					
9	220	45-50					
10	230	50-57					
11	240	55-60					
12	250	80 та більше					
13	Різка зміна швидкості від 180 до 280						Одна пластина відірвалась в місці закріплення

3. Рекомендації комісії з попередніх випробувань: при конструюванні та виготовленні пружних елементів модульних динамічних сепараційних пристроїв необхідно уникати концентраторів напружень для запобігання руйнування елементів під постійним впливом коливань і вібрацій. При закріпленні пружних елементів в корпусі слід враховувати можливість передачі на корпус модульного сепараційного пристрою коливань і вібрацій.

4. Висновки комісії щодо придатності виробів на подальші випробування: При виконанні вищенаведених рекомендацій пристрої можуть бути подані на подальші випробування.

Голова комісії:



О.О.Ляпощенко

Члени комісії:



М.С.Скиданенко

М.М.Дем'яненко

Додаток Е (обов'язковий)

АКТ

про завершення коригування РД і доопрацювання дослідного зразка за  
отриманими результатами попередніх випробувань

НДР №15.01.06-01.17/20.ЗП “Розробка та впровадження енергоефективних  
модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання”  
(ДР №0117U003931)

Ми, що нижче підписалися, представники Сумського державного університету  
гол. наук. співробітник Ляпощенко О.О., наук. співробітник Дем'яненко М.М.  
склали цей акт про те, що внаслідок розгляду робочої документації і перевірки  
дослідного зразка сепараційного пристрою встановлено:  
дослідних зразок та робоча документація за підсумками проведених попередніх  
випробувань відповідно до планів-графіків заходів щодо доопрацювання  
дослідного зразка і робочої документації доопрацьовані повністю.  
Висновки: робоча документація і дослідний зразок сепараційного пристрою  
можуть бути подані на приймальні випробування.

керівник НДР

 О.О.Ляпощенко

відп. виконавець

 М.М.Дем'яненко



Додаток Ж

(обов'язковий)

Розрахунки, що підтверджують надійність та працездатність  
дослідних (експериментальних) зразків  
модульних сепараційних пристроїв і  
комбінованих багатофункціональних апаратів

# ЗМІСТ

<b>1 Технологічні розрахунки горизонтального сепаратару типу "HETER-TREATER"</b>	<b>C</b>
	<b>2</b>
1.1 Матеріальний і тепловий баланс	2
1.2 Технологічні розрахунки	6
1.3 Конструктивні розрахунки	9
1.4 Гідравлічний опір апарата	25
1.5 Вибір допоміжного обладнання	26
<b>2 Технологічні розрахунки вертикального сепаратару типу "HETER-TREATER"</b>	<b>28</b>
2.1 Матеріальний та тепловий баланси процесу. Технологічні розрахунки.	28
2.2 Конструктивні розрахунки.	34
2.3 Гідравлічний опір апарату	41
2.4 Вибір допоміжного обладнання	43
<b>3 Технологічні розрахунки вертикального трифазного бензосепаратора</b>	<b>48</b>
3.1 Матеріальний баланс процесу	48
3.2 Конструктивні розрахунки	49
3.3 Гідравлічний опір апарата	57
3.4 Вибір допоміжного обладнання	58
<b>Література</b>	<b>65</b>

# 1 Технологічні розрахунки горизонтального сепаратора типу "HETER-TREATER"

Вхідні данні для рохрахунків

- 1) Витрата сирої нафти  $G=130$  т/годину
- 2) Вміст води в наві на вході в апарат  $X_H=20 \div 90\%$
- 3) Вміст води в наві на виході з апарат  $X_K \leq 0,5\%$
- 4) Витрата газу при розгазування  $V_{ПНГ}=700$  нм<sup>3</sup>/годину
- 5) Робочі параметри:
  - тису (надлишковий)  $P=0,4$  МПа
  - температура  $T$ , від  $15^\circ\text{C}$  до  $50^\circ\text{C}$
- 6) Основні фізико-хімічні властивості продуктів:
  - густина нафти (при температурі  $20^\circ\text{C}$ )  $\rho_{20}=848$  кг/м<sup>3</sup>;
  - в'язкість нафти (при температурах  $20^\circ\text{C}$  та  $50^\circ\text{C}$ )  
 $\mu_{20}=13,15 \cdot 10^{-3}$  Па·с та  $\mu_{50}=5,48 \cdot 10^{-3}$  Па·с;
  - густина пластової води  $\rho_{H_2O}=998,5 \dots 1008$  кг/м<sup>3</sup>;
  - густина побічного нафтового газу  $\rho_{ПНГ}=0,926 \dots 1,078$  кг/нм<sup>3</sup>
- 7) Компонентний склад вхідної суміші, %масс:
 

$C_{N_2}=0,003$	$C_{CO_2}=0,012$
$C_{H_2S}=1,141$	$C_{CH_4}=0,257$
$C_{C_2H_6}=0,390$	$C_{C_3H_8}=0,161$
$C_{i-C_4H_{10}}=0,725$	$C_{H-C_4H_{10}}=0,109$
$C_{i-C_5H_{12}}=0,222$	$C_{H-C_5H_{12}}=0,163$
$C_{H-C_6H_{14}}=0,004$	$C_{C_7H_{14+}}=62,603$
$C_{H_2O}=34,210$	

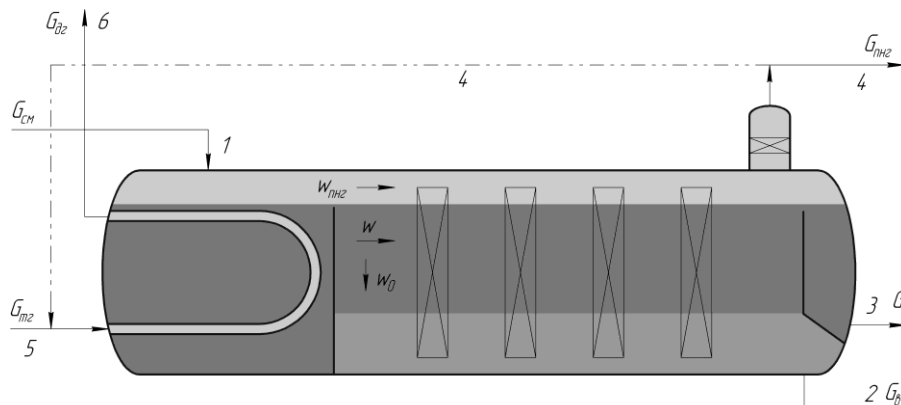


Рисунок 1.1 – Розрахункова схема сепаратора типа "HETER-TREATER"

- 1 - водонафтова емульсія; 2 - пластова вода; 3 - зневоднена нафта;  
4 - попутний нафтовий газ; 5 - паливний газ; 6 - димові газы

## 1.1 Матеріальний і тепловий баланс

Рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$G=G_H+G_{H_2O}+V_{ПНГ} \cdot \rho_{ПНГ} \quad (1.1)$$

Розрахунок фазофії рівноваги в процесі дегазації при невеликих тисках (до 0,9

МПа) можна розрахувати по закону Рауля-Дальтон [1]

$$y'_i = K_i \cdot x'_i \quad (1.2)$$

де  $y'_i$  - мольна доля  $i$ -го компонента в газовій фазі;

$x'_i$  - мольна доля  $i$ -го компонента в рідкій фазі;

$K_i$  - константа фазової рівноваги  $i$ -го компонента умовах сепарації

Для отримання покомпонентного складу газової фази розраховуємо процес однократного випаровування за формулою [1]

$$y'_i = \frac{C'_i \cdot K_i}{1 + (K_i - 1)e'} \quad (1.3)$$

де  $C'_i$  - мольна доля  $i$ -го компонента в емульсії

Оскільки  $\sum_{i=1}^n y'_i = 1$ , отримуємо

$$\sum_{i=1}^n \frac{C'_i \cdot K_i}{1 + (K_i - 1)e'} = 1 \quad (1.4)$$

Розрахунки за формулами (1.2)-(1.4) обчислювались за допомогою програми Excel. Результати розрахунків наведені в таблиці 1.1

Витрата води

$$G_{H_2O} = G \cdot X_H \quad (1.5)$$

$$G_{H_2O} = 130 \cdot 0,34 = 44,2 \text{ т/год}$$

Тоді виходячи з формули (2.1) витрата нафти

$$G_H = G - G_{H_2O} - V_{ПНГ} \cdot \rho_{ПНГ} \quad (1.6)$$

$$G_H = \frac{130 \cdot 10^3}{3600} - \frac{44,2 \cdot 10^3}{3600} + \frac{700 \cdot 1,078}{3600} = 23,6 \text{ кг/с}$$

Оскільки вміст води в нафті може коливатися у межах 20 ÷ 90% тому за формулами (1.5) і (1.6) знаходимо витрати води і нафти при 20% і 50%

- при 20%

$$G_{H_2O} = 130 \cdot 0,2 = 26 \text{ т/год}$$

$$G_H = \frac{130 \cdot 10^3}{3600} - \frac{26 \cdot 10^3}{3600} + \frac{700 \cdot 1,078}{3600} = 28,7 \text{ кг/с}$$

- при 90%

$$G_{H_2O} = 130 \cdot 0,9 = 117 \text{ т/год}$$

$$G_H = \frac{130 \cdot 10^3}{3600} - \frac{117 \cdot 10^3}{3600} + \frac{700 \cdot 1,078}{3600} = 3,4 \text{ кг/с}$$

Таблиця 1.1 – Результати розрахунків дегазації

Компонент	P=0,4 Мпа, T=60°C, e'=0,02579		
	Масова доля компонента в газорідинний суміші	Масова доля компонента в газовій фазі	Масова доля компонента в рідній фазі
N <sub>2</sub>	0,00003	0,0016	-
CO <sub>2</sub>	0,00012	0,0040	-
H <sub>2</sub> S	0,01141	0,2630	0,0042
CH <sub>4</sub>	0,00257	0,0917	0,006
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00390	0,1518	0,0012
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00161	0,0295	0,0013
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,07250	0,0499	0,0010
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00109	0,0124	0,0055
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00222	0,0123	0,0020
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00163	0,0113	0,0015
n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00004	0,0483	-
C <sub>7+</sub>	0,62603	0,2663	0,6288
H <sub>2</sub> O	0,34210	0,0579	0,3487
Σ	=1	=1	=1

Тепловий баланс. Тепловий розрахунок необхідний для знаходження кількості теплоти Q, кВт, необхідної для підігріву водонафтової емульсії до робочої температури процесу. [2]

$$Q = G_H \cdot c_H \cdot (T_K - T_H) + G_{H_2O} \cdot c_{H_2O} \cdot (T_K - T_H) \quad (1.7)$$

де  $c_H$ ,  $c_{H_2O}$  - питома теплоємність нафти та води при середній температурі відповідно, кДж/(кг·К).

Середня температура

$$T = \frac{T_K - T_H}{2} = \frac{50 + 15}{2} = 32,5^\circ\text{C} \quad (1.8)$$

Питому теплоємність нафти при середній температурі емпіричній залежності [3]

$$c_{H^-} = \frac{1,687 + 0,00339T}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \quad (1.9)$$

де  $\rho_{15}^{15}$  - відносна густина нафти (визначається як відношення густини нафти при температурі 15,5°C до густини води при рівній температурі) [3]

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5\gamma \quad (1.10)$$

де  $\rho_4^{20}$  - відносна густина нафти (визначається як відношення густини нафти при температурі 20°C до густини води при температурі 4°C) [3]

$\gamma$  - середня температурна поправка [3]

$$\rho_4^{20} = \frac{\rho_{20}}{\rho_{H_2O}} = \frac{848}{1000} = 0,848 \quad (1.11)$$

$$\gamma = 0,001838 - 0,00132 \cdot \rho_4^{20} \quad (1.12)$$

$$\gamma = 0,001838 - 0,00132 \cdot 0,848 = 0,0007$$

Підставляємо отримані значення у формулу (1.10)

$$\rho_{15}^{15} = 0,848 + 5 \cdot 0,0007 = 0,852$$

Питома теплоємність нафти

$$c_{H^-} = \frac{1,687 + 0,00339 \cdot 32,5}{\sqrt{0,852}} = 1,97 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

Питома теплоємність води  $c_{H_2O} = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$

Кількість теплоти

- при 20 %

$$Q = 28,7 \cdot 1970 \cdot (50 - 15) + \frac{26 \cdot 10^3}{3600} \cdot 4190 \cdot (50 - 15) = 3,04 \text{ МВт}$$

- при 90 %

$$Q = 3 \cdot 1970 \cdot (50 - 15) + \frac{117 \cdot 10^3}{3600} \cdot 4190 \cdot (50 - 15) = 5,02 \text{ МВт}$$

Необхідну витрату паливного газу визначаємо зрівняння плового балансу [4]

$$G_{\text{пг}} = \frac{Q}{\eta \cdot Q_{\text{н}}} \quad (1.13)$$

де  $\eta$  - ккд нагрівачого пристрою

$Q_{\text{н}}$  - нижча (робоча) теплота згорання палива, розраховується по залежності Менделеева [3]

$$Q_{\text{н}} = 339C + 1030H - 109(O - S) - 25W \quad (1.14)$$

$$Q_{\text{н}} = 339 \cdot 54,78 + 1030 \cdot 13,87 - 109 \cdot (0,29 - 24,75) - 25 \cdot 5,79 = 35377 \text{ кДж}/\text{кг}$$

$$\eta = 1 - \frac{q_{yx}}{Q_H} - \frac{q_{кор}}{Q_H} \quad (1.15)$$

де  $q_{yx}$  - петлота втрачена з димовими газами

$q_{кор}$  - петлота втрачена до навколишнього середовища

Для інженерних розрахунків допкчається прийняти [4]

$$\frac{q_{yx}}{Q_H} = 0,24 \quad \frac{q_{кор}}{Q_H} = 0,05$$

$$\eta = 1 - 0,24 - 0,05 = 0,71$$

-при 20%

$$G_{III} = \frac{3,04 \cdot 10^6}{0,71 \cdot 35 \cdot 4 \cdot 10^6} = 0,12 \text{ кг/с}$$

-при 90%

$$G_{III} = \frac{5,02 \cdot 10^6}{0,71 \cdot 35 \cdot 4 \cdot 10^6} = 0,199 \text{ кг/с}$$

Розраховуємо об'ємну витрату палива

$$V_{III} = \frac{G_{III}}{\rho_{III}} \quad (1.16)$$

де  $\rho_{III}$  - густина побічного навтового газу

$$\rho_{III} = \rho_{IIIг} \cdot \frac{T_0 \cdot P}{P_0 \cdot T} = 1,078 \cdot \frac{273 \cdot 0,5}{323 \cdot 0,1} = 4,55 \text{ кг/м}^3 \quad (1.17)$$

-при 20%

$$V_{III} = \frac{0,12}{4,55} = 0,026 \text{ м}^3/\text{с} = 94,9 \text{ м}^3/\text{год}$$

-при 90%

$$V_{III} = \frac{0,199}{4,55} = 0,044 \text{ м}^3/\text{с} = 157,45 \text{ м}^3/\text{год}$$

## 1.2 Технологічні розрахунки

Найкращі умови для коаленсценсі крапель та їх осадження будуть при дотриманні ламінарного режму водонафтової емульсії в зоні коаленсценсії.[5]

$$Re = \frac{w \cdot D \cdot \rho_{см}}{\mu_{см}} \leq 2300 \quad (1.18)$$

де  $w$  - швидкість руху водонафтової емульсії;

$D$  - еквівалентний гідравлічний діаметр;

$\rho_{см}$  - густина водонафтової емульсії;

$\mu_{см}$  - в'язкість водонафтової емульсії;

Швидкість осадження крапель - основний параметр, який визначає продуктивність нафтогазоводороздільника. Швидкість осадження краплин при ламінарному русі визначається за законом Стокса [6].

$$w_0 = \frac{d^2 \cdot (\rho_{H_2O} - \rho_H) \cdot g}{18 \cdot \mu_H} \quad (1.19)$$

де  $d$  - діаметр осідаючих крапель ;

$g$  - прискорення вільного падіння;

$\rho_{H_2O}, \rho_H$  - густина води і нафти при робочій температурі;

$\mu_H$  - в'язкість нафти при робочій температурі;

Густина води при  $T=50^\circ\text{C}$ ,  $\rho_{H_2O}=988 \text{ кг/м}^3$  [7]

Густина нафти при  $T=50^\circ\text{C}$  визначається за відним значення густини  $\rho_4^{20}$  [3]

$$\begin{aligned} \rho_H &= 1000 \cdot (\rho_4^{20} - \gamma \cdot (T - 20)) \\ \rho_H &= 1000 \cdot (0,848 - 0,0007 \cdot (50 - 20)) = 827 \text{ кг/м}^3 \end{aligned} \quad (1.20)$$

Приймаємо мінімальний діаметр крапель  $d_{\min}=25 \text{ мкм}$ . Для отримання необхідного вмісту води на виході достатньо, щоб розміри краплин в результаті підігріву та коалесценції збільшились до  $300 \text{ мкм}$ ,  $d_{\max}=300 \text{ мкм}$

$$w_0 = \frac{(300 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (988 - 827) \cdot 9,81}{18 \cdot 5,48 \cdot 10^{-3}} = 1,44 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$$

отже, швидкість осадження краплин розміром більше  $300 \text{ мкм}$  буде становити  $w_0 \geq 2 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$

Перевірка придатності залежності виконується за значенням критерію Рейнольдса  $Re_0$  для осадженої частинки. [7]

$$\begin{aligned} Re_0 &= \frac{w_0 \cdot d \cdot \rho_H}{\mu_H} \\ Re_0 &= \frac{2 \cdot 10^{-3} \cdot 300 \cdot 10^{-6} \cdot 827}{5,48 \cdot 10^{-3}} = 0,09 \leq 0,2 \end{aligned} \quad (1.21)$$

Залежність придатна, але вона не враховує багато факторів, від яких залежить швидкість осадження.

Розраховуємо швидкість стисненого осадження крапель води, з врахуванням вмісту води в нафті по залежності [8]

$$w'_0 = w_0 \cdot \left( \frac{1 - X_H}{1 - X_H \cdot \sqrt{1 - \left(\frac{d_{\min}}{d_{\max}}\right)^2}} \right)^{4,7} \quad (1.22)$$



- при 20%

$$w'_0 = 1,44 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{1-0,2}{1-0,2 \cdot \sqrt{1 - \left( \frac{25 \cdot 10^{-6}}{300 \cdot 10^{-6}} \right)^2}} \right)^{4,7} = 1,434 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$$

- при 90%

$$w'_0 = 1,44 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{1-0,9}{1-0,9 \cdot \sqrt{1 - \left( \frac{25 \cdot 10^{-6}}{300 \cdot 10^{-6}} \right)^2}} \right)^{4,7} = 1,246 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$$

Якщо початковий зміст води в нафті перевищує критичне значення, при якому емульсія переходить з вода у нафті у нафта у воді швидкість спливання крапель нафти визначається залежністю. [2]

$$w''_0 = \frac{d^2 \cdot (\rho_{\text{H}_2\text{O}} - \rho_{\text{H}}) \cdot g \cdot 3 \cdot (\mu_{\text{H}} + \mu_{\text{H}_2\text{O}})}{18 \cdot \mu_{\text{H}} \cdot (3 \mu_{\text{H}} + 2 \mu_{\text{H}_2\text{O}})} \quad (1.23)$$
$$w''_0 = 1,44 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{3 \cdot (5,48 \cdot 10^{-3} + 561,6 \cdot 10^{-6})}{3 \cdot 5,48 \cdot 10^{-3} + 2 \cdot 561,6 \cdot 10^{-6}} = 1,48 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$$

Так як швидкість спливання та швидкість стисненого осадження майже не відрізняються можливо забезпечити високий рівень ефективності розподілу фаз у широкому діапазоні вмісту води в нафті ( $20 \leq X_{\text{H}} \leq 90$ ).

Приймаємо лінійну швидкість руху водонафтової емульсії не більше ніж в  $2 \div 3,5$  рази ніж швидкість осадження.

$$w \leq (2 \div 3,5) \cdot w^0 \quad (1.24)$$
$$w \leq (2 \div 3,5) \cdot 1,44 \cdot 10^{-3} = 0,003 \div 0,005 \text{ м/с}$$

Для ефективного відстоювання час перебування емульсії в апараті повинен бути не менше часу, необхідного для осадження краплик води

$$\tau \geq \tau_0 \quad (1.25)$$

Допустима швидкість газу в зоні відстія без відбійних насадок, при якій краплі рідині встигнуть осісти з газової фази визначимо за рівнянням [8]

$$w_{\text{ПНГ}} = k \cdot \sqrt{\frac{\rho_{\text{H}} - \rho_{\text{ПНГ}}}{\rho_{\text{ПНГ}}}} \quad (1.26)$$

де  $k$  - коефіцієнт, який враховує пропускну здатність газу в сепараторах без відбійних насадок,  $k = 0,06 \div 0,12$  [9]

$$w_{\text{ПНГ}} = (0,06 \div 0,12) \cdot \sqrt{\frac{827 - 4,55}{4,55}} = 0,81 \div 1,61 \text{ м/с}$$

Критична швидкість газу у відбійній насадці з вертикальними жалюзійними

пластинами.[2]

$$w_{\text{кр}} = k \cdot \left( \frac{\sigma_{\text{H}} (\rho_{\text{H}} - \rho_{\text{ПНГ}})}{\rho_{\text{ПНГ}}} \right)^{0,25} \quad (1.27)$$

де  $k$  - коефіцієнт, який враховує пропускну здатність газу в сепараторах з відбійних насадок (для вертикального розміщення жалюзійних насадок),  $k=0,1 \div 0,19$  [2]

$\sigma_{\text{H}}$  - значення поверхневого натягу на границі фаз нафта-газ,  $\sigma_{\text{H}}=26$  дин/см;

$$w_{\text{кр}} = (0,1 \div 0,19) \cdot \left( \frac{26 \cdot (827 - 4,55)}{4,55^2} \right)^{0,25} = 0,57 \div 1,08 \text{ м/с}$$

Критична швидкість газу в горизонтальній сітчастій відбійній насадці [2]

$$w_{\text{кр}} = k \cdot \left( \frac{g^2 \cdot \sigma_{\text{H}} (\rho_{\text{H}} - \rho_{\text{ПНГ}})}{\rho_{\text{ПНГ}}^2} \right)^{0,25} \quad (1.28)$$

де  $k$  - коефіцієнт, який враховує пропускну здатність газу в сепараторах з відбійних насадок (для горизонтального розміщення сітчастих насадок),  $k=0,1$  [2]

$$w_{\text{кр}} = 0,1 \cdot \left( \frac{9,81^2 \cdot 26 \cdot (827 - 4,55)}{4,55^2} \right)^{0,25} = 1,77 \text{ м/с}$$

Розрахунок напруженості поля електричних коалесційних систем.  
Розраховуємо критичну напруженість поля [9].

$$E = A \cdot \sqrt{\frac{2\sigma}{\varepsilon d}} \quad (1.29)$$

де  $A$  - коефіцієнт пропорційності, який залежить від концентрації емульсії (при вмісті води більше 20%  $A=403$  [9]);

$\sigma$  - коефіцієнт поверхневого натягу;  $\sigma=16$  дин/см

$\varepsilon$  - діелектрична проникність емульсії;

$$E = 403 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot 15}{16 \cdot 3 \cdot 10^{-2}}} = 3186 \text{ В/см}$$

### 1.3 Конструктивні розрахунки

#### 1.3.1 Основні розміри апарату

Розрахунковий діаметр апарата

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi \cdot N}} \quad (1.30)$$

де  $S$  - необхідна сумарна розрахункова площа поперечного перетину апарату

N - кількість апаратів, N=2

$$S=S_1+S_2+S_3 \quad (1.31)$$

де  $S_1$  - розрахункова площа поперечного перетину, заповнена нафтою;

$S_2$  - розрахункова площа поперечного перетину, заповнена водою;

$S_3$  - розрахункова площа поперечного перетину, заповнена газом;

$$S_1 = \frac{V_H}{V_{H_2O} \cdot w} \quad (1.32)$$

$$S_1 = \frac{V_{ПНГ}}{w} \quad (1.33)$$

$$S_1 = \frac{V_{ПНГ}}{w_{ПНГ}} \quad (1.34)$$

де  $V_{ПНГ}$  - об'ємна витрата газу при робочих умовах

$$V_{ПНГ} = V_{ПНГ0} \cdot \frac{P_0 T}{P T_0} \quad (1.35)$$

Результати розрахунків формул (1.30)-(1.35) зведені до таблиці 2.2

Таблиця 1.2 – Результати розрахунків з визначенням діаметру корпусу

Назва параметра	Продуктивність апарата	
	$G_{H_2O}=26$ т/годину $G_H=103$ т/годину $V_{ПНГ0}=700$ нм <sup>3</sup> /годину	$G_{H_2O}=117$ т/годину $G_H=12$ т/годину $V_{ПНГ0}=700$ нм <sup>3</sup> /годину
Об'ємна витрата нафти $V_H$ , м <sup>3</sup> /с	0,035	0,004
Об'ємна витрата води $V_{H_2O}$ , м <sup>3</sup> /с	0,007	0,033
Об'ємна витрата газу $V_{ПНГ}$ , м <sup>3</sup> /с	0,046	0,046
Об'ємна витрата суміші $V_{см}$ , м <sup>3</sup> /с	0,088	0,083
Допустима лінійна швидкість руху рідини $w$ м/с	0,005	
Допустима швидкість газу $w_{ПНГ}$ , м/с	1,08	
Розрахункова площа поперечного перетину $S$ , м <sup>2</sup>	8,48	7,48
-за нафтою $S_1$ , м <sup>2</sup>	7	0,8

Продовження таблиця 1.2

-за водою $S_2, \text{ м}^2$	1,4	6,6
-за газом $S_3, \text{ м}^2$	0,081	0,081
Діаметр апарату $D, \text{ м}$	2,32	2,18

За результатами перевірочних розрахунків приймаємо внутрішній діаметр  $D=2800 \text{ мм}$

Приймаючи коефіцієнт заповнення апарату  $\varphi=0,9$ , розраховуємо висоту рівня рідини, обумовлену висотою переливної перегородки, яка розділює секції підігріву та відстоювання

$$\begin{aligned} H &= 0,9 \cdot D \\ H &= 0,9 \cdot 2,8 = 2,52 \text{ м} \end{aligned} \quad (1.36)$$

Розраховуємо дійсну швидкість емульсії

$$w = \frac{V_H + V_{\text{H}_2\text{O}}}{S} \quad (1.37)$$

де  $S$  - площа поперечного перетину, яку займає рідина

$$S = \frac{\pi D^2}{4} - S_3 \quad (1.38)$$

де  $S_3$  - площа поперечного перетину, яку займає газ

$$S_3 = \frac{(D/2)^2}{2} \cdot (\alpha - \sin \alpha) \quad (1.39)$$

де  $\alpha$  - центральний кут, який визначає коловий сегмент, обмежений дугою коло та хордою

$$\alpha = 2 \arccos \left( \frac{H}{(D/2)} - 1 \right) \quad (1.40)$$

$$\alpha = 2 \arccos \left( \frac{2,8}{(2,8/2)} - 1 \right) = 74^\circ = 1,29 \text{ рад}$$

$$S_3 = \frac{(2,8/2)^2}{2} \cdot (1,29 - \sin 1,29) = 0,32 \text{ м}^2$$

$$S = \frac{3,14 \cdot 2,8^2}{4} - 0,32 = 5,83 \text{ м}^2$$

Дійсна швидкість

$$w = \frac{0,035 + 0,007}{5,83} = 0,005 \text{ м/с}$$

### 1.3.2 Визначення довжини корпусу апарата

Час необхідний для відстоювання[7]

$$\tau_0 = \frac{H-h}{w'_0} \quad (1.41)$$

де  $h$  - висота шару вільної води

Максимальний час перебування частинки в апараті [7]

$$\tau = \frac{L}{w} \quad (1.42)$$

де  $L$  - довжина корпусу апарата

Виходячи з рівності (2.25) мінімальна довжина зони відстоювання визначається

$$L_{\min} = \frac{(H-h) \cdot w}{w'_0} \quad (1.43)$$

Висота підпору рідини визначається з спільного рішення рівняння Бернуллі та рівняння витрати [10]

$$V_H = mbh_{\text{сл}} \sqrt{2gh_{\text{сл}}} \approx 1,77b \sqrt{h_{\text{сл}}^3} \quad (1.44)$$

де  $m$  - коефіцієнт витрати через перегородку,  $m=0,4$  [10]

$b$  - довжина перегородки

$$b = 2\sqrt{(D-H)(2R-(D-H))} \quad (1.45)$$
$$b = 2\sqrt{(2,8-2,52) \cdot (2 \cdot 1,4 - (2,8-2,52))} = 1,68 \text{ м}$$

Отже,

$$h_{\text{сл}} = \left( \frac{V_H}{1,77b} \right)^2 \quad (1.46)$$
$$h_{\text{сл}} = \left( \frac{0,035}{1,77 \cdot 1,68} \right)^2 = 0,04 \text{ м}$$

Оптимальну висоту шару вільної води у секції відстоювання рекомендується прийняти з співвідношення. [8]

$$h = 0,46 \cdot R \quad (1.47)$$
$$h = 0,46 \cdot 1,4 = 0,644$$

Приймаємо рівень розподілу фаз  $h=0,6$  м

Визначаємо максимальний необхідний час для осадження краплин та мінімальну довжину зони відстою.

$$\tau_0 = \frac{2,52-0,6}{0,0014} = 1371 \text{ с.} = 22,85 \text{ хв.}$$
$$L_{\min} = \frac{(2,52-0,6) \cdot 0,005}{0,0014} = 6,86 \text{ м}$$

### 1.3.3 Розрахунок секції підігріву

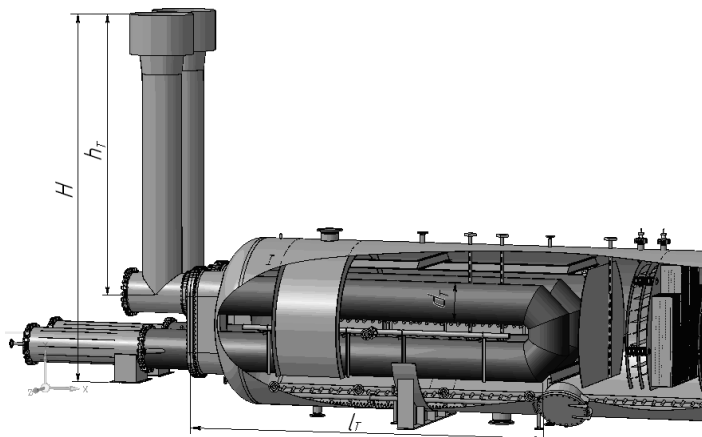


Рисунок 1.2 – Розрахункова схема секції підігріву

Визначаємо розміри вузла входу та розподілу вхідної суміші. Значення зазору між дефлектором та корпусом апарата

$$H_{\text{д}} = \frac{D - D_{\text{д}}}{2} \quad (1.48)$$
$$H_{\text{д}} = \frac{2,8 - 2,6}{2} = 0,1 \text{ м}$$

Ширина полиць дефлектора визначаємо з залежності

$$B_{\text{д}} = \frac{V_{\text{см}}}{1,77 \cdot \sqrt{H_{\text{д}}^3}} \quad (1.49)$$
$$B_{\text{д}} = \frac{0,088}{1,77 \cdot \sqrt{0,1^3}} = 1,572 \text{ м}$$

Приймаємо циліндричний відбивач (дефлектор) з діаметром  $D_{\text{д}}=2,6$  м та шириною  $B_{\text{д}}=1,5$  м.

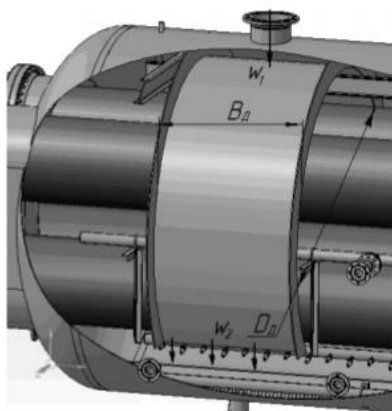


Рисунок 1.3 – Розрахункова схема вузла входу

Визначаємо швидкість нафтогазової суміші у вхідному штуцері з рівняння витрати.

$$w = \frac{V_{cm}/N}{0,785D_y^2} \quad (1.50)$$

де  $D_y$  - діаметр умовного проходу вхідного штуцера

$$w = \frac{0,088/2}{0,785 \cdot 0,3^2} = 0,62 \text{ м/с}$$

Режим течії визначаємо по значенню числа Рейнольдса

$$Re = \frac{w_1 \cdot D_y \cdot \rho_{cm}}{\mu_{cm}} \quad (1.51)$$

$$Re = \frac{0,62 \cdot 0,3 \cdot 869}{0,01303} = 12461$$

Режим турбулентний

Швидкість течії на виході з полиць дефлектора

$$w_2 = \frac{w \cdot 0,785D_y^2}{n \cdot B_d \cdot H_d} \quad (1.52)$$

$$w_2 = \frac{0,62 \cdot 0,785 \cdot 0,3^2}{2 \cdot 1,5 \cdot 0,1} = 0,15 \text{ м/с}$$

Режим течії визначаємо по значенню числа Рейнольдса

$$Re = \frac{w_2 \cdot D_E \cdot \rho_{cm}}{\mu_{cm}} \quad (1.53)$$

де  $D_E$  - еквівалентний діаметр каналу між дефлектором та корпусом

$$D_E = \frac{4B_d H_d}{2(B_d + H_d)} \quad (1.54)$$

$$D_E = \frac{4 \cdot 1,5 \cdot 0,1}{2 \cdot (1,5 + 0,1)} = 0,19 \text{ м}$$

$$Re = \frac{0,15 \cdot 0,19 \cdot 869}{0,01303} = 1834$$

Режим ламінарний

Тепловий розрахунок.

За тепловими розрахунками (п.2.1) максимальне перлове навантаження  $Q=5,02$  МВт. Для забезпечення надійності та тривалої роботи апарата необхідно, щоб одна жарова труба забезпечувала 75% сумарної теплової потужності апарата. [11].

Теплова потужність одного апарата.

$$Q_{\Gamma} = \frac{Q}{N} \quad (1.55)$$

$$Q_1 = \frac{5,02}{2} = 2,51 \text{ МВт}$$

$$Q_{1-1} = 0,75 \cdot Q_1$$

$$Q_{1-1} = 0,75 \cdot 2,51 = 1,88 \text{ МВт} \quad (1.56)$$

де  $Q_{1-1}$  - теплове навантаження однієї жарової труби

Тоді сумарне теплове навантаження двох жарових труб одного апарата

$$Q_1 = 2Q_{1-1} = 2 \cdot 1,88 = 3,76 \text{ МВт} \quad (1.57)$$

Отже для забезпечення максимального теплового навантаження необхідна кількість для згорання газу га один апарат становить:  $G_{\text{ПГ}} = 0,0995 \text{ кг/с}$  або

$V_{\text{ПГ}} = 0,022 \text{ м}^3/\text{с}$ , на одну жарову трубу  $G_{\text{ПГ}_{1-1}} = 0,0497 \text{ кг/с}$  або  $V_{\text{ПГ}_{1-1}} = 0,011 \text{ м}^3/\text{с}$

Розрахунок основних пальників для жарових труб

Теоретична кількість повітря для повного згорання  $1 \text{ м}^3$  паливного газу [12]

$$L_0 = 0,0476(0,5\text{H}_2 + 0,5\text{CO} + 1,5\text{H}_2\text{S} + 2\text{CH}_4 + \sum (m+n/4)\text{C}_m\text{H}_n - \text{O}_2) \quad (5.58)$$

де  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_m\text{H}_n$ ,  $\text{O}_2$  - вміст відповідних компонентів у складі паливного газу

Результати розрахунків складу паливного газу наведені в таблиці 1.3

$$L_0 = 0,0476(0,5 \cdot 0,26 + 1,5 \cdot 18,53 + 2 \cdot 17,01 + (2+6/4) \cdot 23,71 + (3+8/4) \cdot 3,23 + \\ + (4+10/4) \cdot 4,93 + (4+10/4) \cdot 1,18 + (5+12/4) \cdot 1,10 + (5+12/4) \cdot 1,0 + (6+14/4) \cdot 4,05 + \\ + (7+16/4) \cdot 21,5) = 23,45 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Питома витрата повітря

$$L_B = \alpha' L_0 \quad (1.59)$$

де  $\alpha'$  - коефіцієнт первинного повітря  $\alpha' = 1,05$

$$L_B = 1,05 \cdot 23,45 = 24,6 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Швидкість витікання повітря газоповітряної суміші з насадки пальника повинна бути менше швидкості поширення полум'я для суміші даного газу при мінімальній витраті газу пальником. Приймаємо [13]:

- швидкість повітря газоповітряної суміші  $w_{\text{кр}} = 10 \text{ м/с}$ ;

- температура газоповітряної паливної суміші на виході з пальника  $T_{\text{кр}} = 323 \text{ К}$ .

Густина газоповітряної суміші

$$\rho_{\text{см}} = \frac{V_{\text{ПГ}} \cdot \rho_{\text{ПГ}} + L_B \cdot \rho_B}{1 + L_B} \cdot \frac{T_0}{T_{\text{см}}} \quad (1.60)$$

де  $\rho_B$  - густина повітря,  $\rho_B = 1,293 \text{ кг/м}^3$



$$\rho_{\text{см}} = \frac{1 \cdot 4,55 + 24,6 \cdot 1,293 \cdot \frac{272}{323}}{1 + 24,6} = 1,203 \text{ кг/м}^3$$

Таблиця 1.3 – Розрахунок складу паливного газу

Компонент	C <sub>i</sub> , % масс	G <sub>i</sub> , кг/с	V <sub>i</sub> , м <sup>3</sup> /с	C <sub>i</sub> , % об'єм
N <sub>2</sub>	0,16	0,00008	0,00001	0,11
CO <sub>2</sub>	0,40	0,0002	0,00002	0,26
H <sub>2</sub> S	26,30	0,0131	0,0020	18,55
CH <sub>4</sub>	9,17	0,0045	0,0018	17,03
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	15,18	0,0075	0,00026	23,73
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,95	0,0014	0,00035	3,23
i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	4,99	0,0024	0,00054	4,89
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,24	0,0006	0,00013	1,18
i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,23	0,0006	0,00012	1,10
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,13	0,0005	0,00011	1,0
n-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	4,83	0,0024	0,0004	4,05
C <sub>7+</sub>	26,63	0,0132	0,0024	21,5
H <sub>2</sub> O	5,79	0,0028	0,0003	3,22
Σ	100	0,0497	0,011	=100

Площа кратера (вогняного отвору)

$$f_{\text{кр}} = \frac{V_{\text{ПГ}_{i-1}} \cdot (1 + L_B) \cdot T_{\text{см}}}{w_{\text{кр}} \cdot T_0} \quad (1.61)$$

$$f_{\text{кр}} = \frac{0,011 \cdot (1 + 24,6) \cdot \frac{323}{273}}{10} = 0,033 \text{ м}^2$$

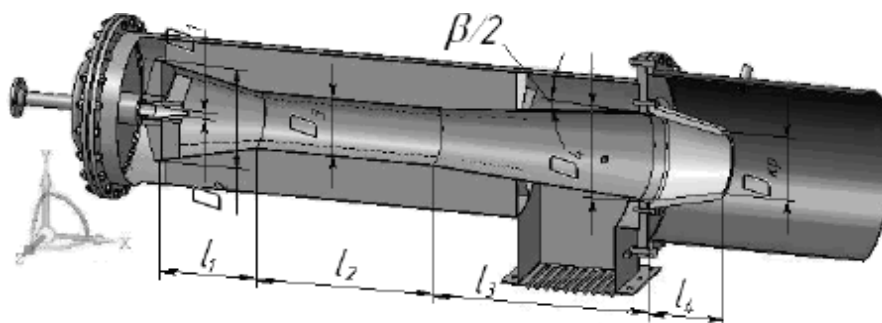


Рисунок 1.4 – Розрахункова схема пальника

Діаметр кратера

$$D_{\text{КР}} = \sqrt{\frac{4f_{\text{КР}}}{\pi}} \quad (1.62)$$
$$D_{\text{КР}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,033}{3,14}} = 0,205 \text{ м}$$

Приймаємо  $D_{\text{КР}} = 250 \text{ мм}$

Площа вихідного перетину дмфузора

$$f_4 = 1,7 \cdot f_{\text{КР}} \quad (1.63)$$
$$f_4 = 1,7 \cdot 0,033 = 0,056 \text{ м}^2$$

Швидкість газоповітряної суміші на виході з дифузора

$$w_{\text{КР}} = \frac{V_{\text{ПГ}_{1-1}} \cdot (1 + L_B) \cdot T_{\text{СМ}}}{f_4 \cdot T_0} \quad (1.64)$$
$$w_{\text{КР}} = \frac{0,011 \cdot (1 + 24,6) \cdot 323}{0,056 \cdot 273} = 5,95 \text{ м/с}$$

Діаметр дифузора

$$D_4 = \sqrt{\frac{4f_4}{\pi}} \quad (1.65)$$
$$D_4 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,056}{3,14}} = 0,267 \text{ м}$$

Приймаємо  $D_4 = 300 \text{ мм}$

Діаметр горла (змішувача)

$$D_3 = 0,65 D_4 = 0,65 \cdot 0,3 = 0,195 \text{ м} \quad (1.66)$$

Приймаємо  $D_3 = 200 \text{ мм}$

Площа перетину змішувача

$$f_3 = \frac{\pi D_3^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,2^2}{4} = 0,031 \text{ м}^2 \quad (1.67)$$

Швидкість газоповітряної суміші в змішувачі

$$w = \frac{V_{\text{ПГ}_{1-1}} \cdot (1 + L_B) \cdot T_{\text{СМ}}}{f_3 \cdot T_0} \quad (1.68)$$
$$w_3 = \frac{0,011 \cdot (1 + 24,6) \cdot 283}{0,031 \cdot 273} = 9,42 \text{ м/с}$$

Швидкість газу на виході з сопла

$$w_2 = w_3 \left( 1 + L_B \frac{\rho_B}{\rho_{\text{ГГ}}} \right) \quad (1.69)$$
$$w_2 = 9,42 \cdot \left( 1 + 24,6 \cdot \frac{1,293}{4,55} \right) = 75,3 \text{ м/с}$$

Площа перетину сопла

$$f = \frac{V_{\text{ПГ}^{1-1}}}{w_2} = \frac{0,011}{75,3} = 0,146 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2 \quad (1.70)$$

Діаметр сопла

$$D_1 = \sqrt{\frac{4f_2}{\pi}} \quad (1.71)$$
$$D_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,146 \cdot 10^{-3}}{3,14}} = 0,014 \text{ м}$$

Приймаємо  $D_1 = 20$  мм

Діаметр конфузора

$$D_2 = 1,7D_3 = 1,7 \cdot 0,2 = 0,34 \text{ м} \quad (1.72)$$

Приймаємо  $D_2 = 340$  мм

Інші розміри пальника визначаються співвідношеннями [14]

- довжина конфузора

$$l_1 = (1,5 \div 1,7)D_3 = (1,5 \div 1,7) \cdot 0,2 = 0,30 \div 0,34 \text{ м} \quad (1.73)$$

приймаємо  $l_1 = 300$  мм

- довжина горла змішувача

$$l_2 = (3 \div 4)D_3 = (3 \div 4) \cdot 0,2 = 0,6 \div 0,8 \text{ м} \quad (1.74)$$

приймаємо  $l_2 = 700$  мм

- довжина дифузора залежить від сумарного кута розштрєння  $\beta$ , (для забезпечення неперервності течії газоповітряної суміші приймаємо  $\beta = 8^\circ$ )

$$l_3 = \frac{D_4 - D_3}{2 \text{tg}(\beta/2)} = \frac{300 - 200}{2 \cdot \text{tg}(8/2)} = 715 \text{ мм} \quad (1.75)$$

- довжина насадки

$$l_4 = (1,0 \div 1,5)D_3 = (1,0 \div 1,5) \cdot 0,2 = 0,2 \div 0,3 \text{ м} \quad (1.76)$$

приймаємо  $l_4 = 300$  мм

Визначення розмірів жарових та димових труб.

Необхідна розрахункова площа поверхні теплообміну однієї жарової труби [5]

$$F = \frac{Q_{1-1}}{q} \quad (1.77)$$
$$F = \frac{1,88 \cdot 10^3}{60} = 31 \text{ м}^2$$

де  $q$  - середня теплонпруженість труб нагрівачого пристрою,  $q=45-60$  кВт/м<sup>2</sup>.

Для прийнятих розмірів газового пальника діаметр факела буде рівним  $d_{\phi}=0,25$  м

Внутрішній діаметр жарових труб приймається з співвідношення  $d_T=(1,5 \div 2)d_{\phi}=0,375 \div 0,5$  м. Згідно до сортаменту для виготовлення жарових труб приймаємо трубу  $\text{С}426 \times 10$  мм, матеріал - Сталь 12Х18Н10Т

Довжина жарових труб

$$l = \frac{F}{\pi d_T} = \frac{31}{3,14 \cdot 0,426} = 23 \text{ м} \quad (1.78)$$

приймаємо довжину прямолінійних ділянок жарових труб  $l_T=11$  м

Отже, приймаємо дві U-подібні жарові труби  $\text{С}426 \times 10$  мм з довжною прямолінійних ділянок 11 м та сегментним коліном на 180°

Оптимальна висота димової труби повинна бути  $h_T > 5$  м [12]. Приймаємо висоту димової труби  $h_T=6$  м

Виконаємо перевірочний розрахунок вибраної висоти димової труби з умови, що сила природної тяги повнна бути більше суми опорів.

$$S > \Delta p_{\Pi} \quad (1.79)$$

Втрати тиску на подолання опору тертя та місцевих опорів у димовій трубі

$$\Delta p_{\Pi} = \left( \frac{\lambda \cdot l}{d_E} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\rho_{\text{дг}} \cdot w^2}{2} \quad (1.80)$$

де  $\lambda$  - коефіцієнт тертя;

$\rho_{\text{дг}}$  - густина димових газів,  $\rho_{\text{дг}}=0,85$  кг/м<sup>3</sup>

$\sum \xi$  - сума коефіцієнів місцевих опорів;

Швидкість димових газів

$$w = \frac{V_{\text{дг}}}{0,785 d^2} \quad (1.81)$$

де  $V_{\text{дг}}$  - об'ємна витрата димових газів

$$V_{\text{дг}} = L_{0\text{дг}} \cdot V_{\text{пг}_{1-1}} \quad (1.82)$$

де  $L_{0\text{дг}}$  - теоретична кількість продуктів горіння для паливного газу [15]

$$L_{0\text{дг}}=0,01(\text{CO}_2+3\text{CH}_4+5\text{C}_2\text{H}_6+7\text{C}_3\text{H}_8+9\text{C}_4\text{H}_{10}+11\text{C}_5\text{H}_{12}+\text{H}_2\text{O}+\text{N}_2)+ \\ +L_0(\alpha+0,0016\text{C}\alpha-0,21) \quad (1.83)$$

де С - влагосодержание атмосферного повітря С=5,41 г/кг

$$L_{0\text{дг}}=0,01\cdot(0,26+3\cdot 17,01+5\cdot 23,71+7\cdot 3,23+9\cdot(4,93+1,18)+11\cdot(1,10+1)+ \\ +3,22+0,11)+24,6\cdot(1,05+0,0016\cdot 5,41\cdot 1,05-0,21)=23,65 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

$$V_{\text{дг}}=23,65\cdot 0,011=0,26 \text{ м}^3/\text{с} \\ w=\frac{0,26}{0,785\cdot 0,406^2}=2,01 \text{ м/с}$$

Коефіцієнт тертя залежить від режису руху та шорсткості димової труби. Щоб встановити режим руху визначаємо критерій Рейнольдса.

$$\text{Re}=\frac{w\cdot d_E\cdot \rho_{\text{дг}}}{\mu_{\text{дг}}} \quad (1.84) \\ \text{Re}=\frac{2,01\cdot 0,406\cdot 0,85}{33\cdot 10^{-6}}=21020$$

Режим руху турбулентний

$$\lambda=\frac{0,316}{\sqrt[4]{\text{Re}}}=\frac{0,316}{\sqrt[4]{21020}}=0,026 \quad (1.85)$$

Значення коефіцієнтів місцевих опорів в загальному випадку залежить від виду місцевого опору та режиму руху газу [16]: вихід з труби  $\xi=1$ , коліко під кутом  $90^\circ$   $\xi=1,1$ , поворот труби на  $180^\circ$   $\xi=2,2$ .

$$\Delta p_{\text{п}}=\left(\frac{0,026\cdot 22}{0,406}+4,3\right)\cdot \frac{0,85\cdot 2,01^2}{2}=9,8 \text{ Па}$$

Силу природньої тяги визначаємо за формулою [17]

$$S=(\rho_{\text{в}}-\rho_{\text{дг}})gH \quad (1.86)$$

де Н- ефективна частина висоти димової труби ( $H=h_{\text{т}}$ )

Виконуємо перевірку висоти димової триби при температурних умовах для теплої ( $35^\circ\text{C}$ ) та холодної ( $-54^\circ\text{C}$ )

$$S_{\text{т}}=(1,293\cdot \frac{273}{308}-0,850)\cdot 9,81\cdot 6=17,4 \text{ Па} \\ S_{\text{х}}=(1,293\cdot \frac{273}{219}-0,850)\cdot 9,81\cdot 6=44,8 \text{ Па}$$

Умова  $S>\Delta p_{\text{п}}$  виконується

### 1.3.4 Розрахунок секції коалесценції та відстоювання

Розрахунок електростатичних коалесційних систем. Згідно до рекомендацій [9] електроди встановлюють на відстані  $l_E = 100 \div 400$  мм. Приймаємо відстань між електродами  $l_E = 200$  мм, відстань між електродами в окремих електродних решітках з пластичними та штировими електродами  $2l_E = 400$  мм, кількість електродів у кожній решітці  $n = 5$  шт.

Вільний об'єм, між електродними решітками однієї електростатичної коалесційної секції

$$V_E = 0,649 D_E l_E = 0,649 \cdot 2,8^2 \cdot 0,2 = 1,017 \text{ м}^2 \quad (1.87)$$

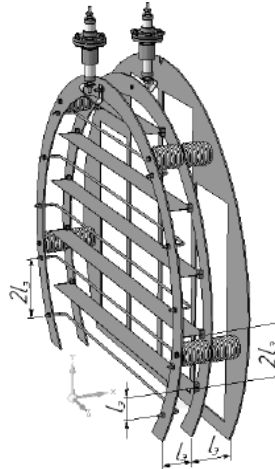


Рисунок 1.5 – Розрахункова схема електричних решіток

Номінальна потужність трансформатора, необхідна для підтримання напруженості електричного кола між електродними решітками однієї електростатичної коалесційної секції, визначається з залежності [5]

$$N_T = E^2 \chi V_E \quad (1.88)$$

де  $\chi$  - електрична провідність емульсії (при температурв до  $120^\circ\text{C}$  змінюється в межах від  $0,5 \cdot 10^{-8}$  до  $12 \cdot 10^{-8}$   $(\text{Ом} \cdot \text{см})^{-1}$  [9].

$E$  - напруженість електричного поля

$$E = \frac{U}{l_E} = \frac{(20 \div 44) \cdot 10^3}{0,2} = 1000 \div 2200 \text{ В/см} \quad (1.89)$$

де  $U$  - напруга (20; 22; 27,5; 33; 38,5; 44 кВ [9])

$$N_T = \left( \frac{(1 \div 2,2) \cdot 10^3}{10^{-3}} \right)^2 \cdot 1,1 \cdot 10^{-8} \cdot 1,017 = 10,2 \div 49,2 \text{ кВт}$$

Сумарна номінальна потужність, для живлення  $n=5$  електростатичних коалесційних секцій в проектному сепараторі становить

$$N = n N_T = 5 \cdot (10,2 \div 49,2) = 51,5 \div 246 \text{ кВт} \quad (1.90)$$

На основі довідкових та експериментальних даних [18] встановлено, що при

відстані між електродами  $l_E=200$  мм, відстані між електродними решітками та корпусом  $l_E=0,125$  м та робочому тиску  $0,6$  МПа, розрахункове напруження пробою становить не менше  $400$  кВ.

Таким чином при прийнятій напрузі між електродними решітками гарантовано виключається пробій на корпус.

$$U=20\div 44 \text{ кВ} < U_{\text{пр}}=400 \text{ кВ} \quad (1.91)$$

Розрахунок коалесційних насадкових пакетів Plate-Pak™.

Необхідний об'єм, коалесційної насадки визначається з співвідношення [19]

$$V_K = k \frac{C_1 V_{\text{CM}} h_n \mu_H}{(\rho_{\text{H}_2\text{O}} - \rho_H) d^2} \quad (1.92)$$

де  $k$  - коефіцієнт, який враховує конвертацію одиниць виміру, які входять в рівняння, в міжнародну систему одиниць виміру СІ

$C_1$  - коефіцієнт, який залежить від типу насадки ( $C_1=164$  [19])

$h_n$  - відстань між пластинами, приймаємо  $h_n=20$  мм [19]

$$V_K = 2,83 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{164 \cdot 0,044 \cdot 0,02 \cdot 5,48 \cdot 10^{-3}}{(988-827) \cdot (25 \cdot 10^{-6})^2} = 2,22 \text{ м}^3$$

Мінімально необхідна довжина криволінійних каналів, визначається з залежності (2.43) та умови забезпечення ефективного

$$l_K = \frac{w h_n}{w'_0 \eta} \quad (1.93)$$

де  $w$  - лінійна швидкість руху рідини в криволінійних каналах

$w'_0$  - середня швидкість стисненого осадження крапель води,  $w'_0=0,8 \cdot 10^{-3}$  м/с

$\eta$  - ступінь розділення (ефективність сепарації)

$$w = \frac{V_{\text{CM}}}{\varphi S_K} \quad (1.94)$$

де  $\varphi$  - живий перетин відбійної насадки (для жалюзійних пакетів  $\varphi = 0,9$  [19])

$S_K$  - прохідний перетин течії в рамі секції коалесценції та відстію.

$$S_K = b h_2 - 2 \cdot \frac{b}{4} \cdot (h_2 - h_1) \quad (1.95)$$

$$S_K = 2,2 \cdot 2 - 2 \cdot \frac{2,2}{4} \cdot (2,2 - 1,5) = 3,85 \text{ м}^2$$

$$w = \frac{0,044}{0,9 \cdot 3,85} = 12,6 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$$

Згідно до завдання на курсовий проект, вміст води в нафті на виході з апарата повинен бути не більше  $X_K \leq 0,5\%$  мас., отже в апараті необхідно забезпечити

ефективність сепарації не менше  $\eta \geq 99,5\%$

$$l_K = \frac{12,6 \cdot 10^{-3} \cdot 0,02}{0,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,995} = 0,316 \text{ м}$$

Товщина пакетів пластичної насадки, також може бути визначена з розрахованого необхідного об'єму, коалесційної насадки:

$$l = \frac{V_K}{K \cdot 0,649 \cdot D^2} = \frac{2,22}{0,649 \cdot 2,8^2} = 0,436 \text{ м} \quad (1.96)$$

приймаємо  $l_K = 450 \text{ мм}$

Розрахунок коалесційних насадкових пакетів Stokes- Pak™.

$$V_K = k \frac{C_1 V_{CM} h_p \mu_H}{(\rho_{H_2O} - \rho_H) d^2} \quad (1.97)$$

де  $C_1$  - коефіцієнт, який залежить від типу насадки ( $C_1 = 312$  [19])

$$V_K = 2,83 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{312 \cdot 0,044 \cdot 0,02 \cdot 5,48 \cdot 10^{-3}}{(988 - 827) \cdot (25 \cdot 10^{-6})^2} = 4,23 \text{ м}^3$$

Товщина пакетів пластичної насадки знаходимо за формулою (1.96)

$$l = \frac{4,23}{K \cdot 0,649 \cdot 2,8^2} = 0,831 \text{ м}$$

приймаємо  $l_K = 800 \text{ мм}$

Розрахункова довжина секції коалесценції та відстію становить

$$L_0 = n(2l_E + l_K) + L_{\min} \quad (1.98)$$
$$L_0 = 2 \cdot (2 \cdot 0,2 + 0,450) + 3 \cdot (2 \cdot 0,2 + 0,8) + 6,86 = 12,16 \text{ м}$$

Загальна довжина корпусу апарата

$$L = l_T + L_0 = 11 + 12,16 = 23,16 \text{ м} \quad (1.99)$$

Розрахунок пристроїв для уловлювання бризок та сепарації побічного нафтового газу.



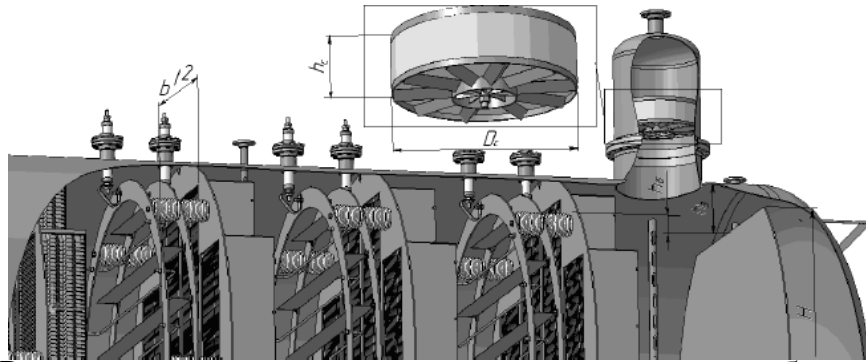


Рисунок 1.6 – Розрахункова схема пристроїв для уловлювання бризок та сепарації побічного нафтового газу

Швидкість газу в зоні відстію без відбійних насадок визначається з рівняння витрати [10]

$$w = \frac{V_{\text{ПНГ}}}{S_3} \quad (1.100)$$

$$w = \frac{0,023}{0,32} = 0,0718 \text{ м/с} < 0,81 \div 1,61 \text{ м/с}$$

Швидкість газу в верхніх пакетах відбійної пластичної насадки типу Plate-Pak™ та листової насадки типу Stokes-Pak™. Дійсна швидкість газу в верхніх пакетах відбійної пластичної насадки типу Plate-Pak™ та листової насадки типу Stokes-Pak™ не перевищує допустиме значення:

$$w_r = \frac{V_{\text{ПНГ}}}{\phi S_{\text{КЗ}}} \quad (1.101)$$

де  $S_{\text{КЗ}}$  - прохідний перетин течії в рамі секції коалесценції та відстію, вище рівня розподілу фаз газ-рідина.

$$S_{\text{КЗ}} = \frac{b}{2} h_B = \frac{2,2}{2} \cdot 0,1 = 0,11 \text{ м}^2 \quad (1.102)$$

$$w_r = \frac{0,023}{0,9 \cdot 0,11} = 0,23 \text{ м/с} < 0,57 \div 1,08 \text{ м/с}$$

Необхідна розрахункова площа тумановловлювача визначається за значенням критичної швидкості газу в горизонтальній сітчастій відбійній насадці:

$$F_c = \frac{V_{\text{ПНГ}}}{w_r} \quad (1.103)$$

де  $w_r$  - швидкість газу в горизонтальній сітчастій відбійній насадці

$$w_r = 0,75 \div 0,8 w_{\text{кр}} \quad (1.104)$$

$$w_r = 0,75 \div 0,8 \cdot 1,77 = 1,33 \div 1,42 \text{ м/с}$$

$$F_c = \frac{0,023}{1,4} = 0,0164 \text{ м}^2$$

Діаметр сітчастого тумановловлювача

$$D = \sqrt{\frac{4F_C}{\pi\varphi}} \quad (1.105)$$

де  $\varphi$  - живий перетин сітчастого відбійника ( $\varphi = 0,98$  [2])

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0164}{3,14 \cdot 0,98}} = 0,146 \text{ м}^2$$

Приймаємо діаметр відбійника 400 мм згідно до АТК 24.202.12-90.

#### 1.4 Гідравлічний опір апарата

Гідравлічний опір сепараційних елементів пропорційний кінетичному напору [15]

$$\Delta P = \xi \frac{w^2 \rho}{2} \quad (1.106)$$

де  $\xi$  - коефіцієнт гідравлічного опору (для жалюзійних відбійників  $\xi \geq 400$ , для сітчастих відбійників  $\xi = 70$  [15])

Гідравлічний опір однієї секції бризковловлювача (пакет відбійної пластичної насадки типу Plate-Pak™ або листової насадки типу Stokes- Pak™)

$$\Delta P'_1 = 400 \cdot \frac{1,06^2 \cdot 4,55}{2} = 1023 \text{ Па}$$

Для попередньої оцінки та передбачення ефективності сепарації  $\eta$ , %, окремої ступені бризкоуловлювача жалюзійних блоків насадки можливо використовувати емпіричну залежність [15]

$$\begin{aligned} \eta &= 2,05 \cdot \ln(\Delta P) + 68,8 \\ \eta &= 2,05 \cdot \ln(1023) + 68,8 = 75 \% \end{aligned} \quad (1.107)$$

Гідравлічний опір усіх секцій бризковловлювача

$$\Delta P_1 = n \Delta P'_1 = 5 \cdot 1023 = 5115 \text{ Па} \quad (1.108)$$

В результаті досліджень гідравлічного опору зволжених сітчастих газосепараторів з врахуванням утримуваної рідини в нижній частині пакету встановлено, що гідравлічний опір змочених сітчастих відбійників в  $1,5 \div 2$  рази вище, ніж сухих [20]

$$\Delta P_2 = (1,5 \div 2) \cdot 70 \cdot \frac{1,4^2 \cdot 4,55}{2} = 468 \div 624 \text{ Па} \quad (1.109)$$

## 1.5 Вибір допоміжного обладнання

У якості додаткового обладнання використовується вихровий сепаратор, розрахуємо його основні габаритні розміри виходячи с продуктивності по газовій фазі підігрівача-деемультатора.

Робочий тиск і температура дорівнюють тиску і температурі в апараті.

Умовна швидкість газу у сепараторі, розраховуються залежність [2]

$$w_{\Gamma} = k \cdot \left( \frac{\sigma_{\text{H}} (\rho_{\text{H}} - \rho_{\Gamma})}{\rho_{\Gamma}^2} \right)^{0,25} \quad (1.110)$$

де  $k=0,5$  - коефіцієнт, що враховує пропускну здатність в сепараторах з відбійними насадками та залежить від ступені сепарації газу

$$w_{\Gamma} = 0,5 \cdot \left( \frac{26 \cdot (827 - 4,55)}{4,55^2} \right)^{0,25} = 2,84 \text{ м/с}$$

Розраховане значення швидкості газу знаходиться в рекомендованому діапазоні оптимальних значень умовних швидкостей для даних сепараторів [10]

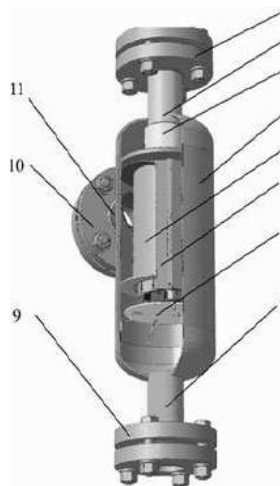


Рисунок 1.7 – Конструкція вихрового сепаратора:

1, 9, 11, - фланці; 2 - вихідний патрубок; 3 - конфузор; 4 - корпус;  
5 - дефлектор; 6 - сепараційний пакет; 7 - днище; 8 зливний патрубок для рідини; 10 - вхідний газовий патрубок.

Необхідна розрахункова площа перетину сепаратора

$$F = \frac{V_{\Gamma}}{c \cdot w_{\Gamma}} = \frac{0,046}{2,84} = 0,016 \text{ м}^2 \quad (1.111)$$

Діаметр сепаратора

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,016}{3,14}} = 0,143 \text{ м} \quad (1.112)$$

Даний сепаратор має наступні технічні характеристики: максимальна продуктивність по газу 4,0 м<sup>3</sup>/хв; робочий тиск до 0,8 МПа, ступінь сепарації 99,9%;

гідравлічний опір до 1,0 кПа. Конструкція даного сепаратора може мати ємність для збору рідини як у нижній частині корпусу (найбільш ефективно при значних значеннях діаметру корпусу сепаратора), так і окремо від корпусу.

## 2. Технологічні розрахунки вертикального сепаратару типу "HETER-TREATER"

### 2.1 Матеріальний та тепловий баланси процесу. Технологічні розрахунки.

Вхідні дані для розрахунків:

1) Витрата сирової нафти:  $G=130$  т/годину;

2) Вміст води в нафті на вході в апарат:  $X_0=20-90$  %;

3) Вміст води в нафті на виході з апарату:  $X_K<0,5$ %;

4) Витрата газу при розгазуванні сирової нафти:

$G_{\text{ПНГ}}=700$  нм<sup>3</sup>/годину;

5) Робочі параметри:

- тиск (надлишковий)  $P = 0,4$  МПа;

- температура  $T$ , від 15°C до 50°C;

б) основні фізико-хімічні властивості продуктів:

- густина нафти (при температурі 20°C)  $\rho_{20}=848$  кг/м<sup>3</sup>;

- в'язкість нафти (при температурах 20°C та 50°C відповідно)  $\mu_{20}=13,15 \cdot 10^{-3}$  Па·с та  $\mu_{50}=5,48 \cdot 10^{-3}$  Па·с;

- густина пластової води  $\rho_{\text{H}_2\text{O}}=1000$  кг/м<sup>3</sup>;

- густина побічного нафтового газу  $\rho_{\text{ПНГ}}=1$  кг/нм<sup>3</sup>;

Матеріальний баланс.

Розрахунками необхідно визначити витрату зневодненої нафти та витрату води. Розрахуємо витрату зневодненої нафти та води. Рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$G=G_{\text{H}}+G_{\text{H}_2\text{O}}; \quad (2.1)$$

Апарат повинен забезпечувати 70% продуктивності по витраті сирової нафти, отже:

$$G_1= G \cdot 0,7 = 130 \cdot 0,7 = 91 \text{ т/год}; \quad (2.2)$$

- при вмісті води в нафті  $X_0 = 20\%$

витрата води:  $G_{H_2O} = G_1 \cdot X_O = 91 \cdot 0,2 = 18,2$  т/год;

витрата нафти:  $G_H = G_1 - G_{H_2O} = 91 - 18,2 = 72,8$  т/год;

- при вмісті води в нафті  $X_O = 90\%$

витрата води:  $G_{H_2O} = G_1 \cdot X_O = 91 \cdot 0,9 = 81,9$  т/год;

витрата нафти:  $G_H = G_1 - G_{H_2O} = 91 - 81,9 = 9,1$  т/год;

Тепловий баланс.

Тепловий розрахунок необхідний для знаходження кількості теплоти  $Q$ , кВт, необхідної для підігріву водонафтової емульсії до робочої температури процесу  $T_K = 50^\circ\text{C}$ . Кількість теплоти може бути знайдена виходячи з відомих витрат води ( $G_{H_2O}$  кг/с) та нафти ( $G_H$  кг/с):

$$Q = G_H \cdot C_H \cdot (T_K - T_H) + G_{H_2O} \cdot C_{H_2O} \cdot (T_K - T_H); \quad (2.3)$$

де  $C_H$ ,  $C_{H_2O}$ , - питома теплоємність нафти та води при середній температурі відповідно, кДж/(кг·К).

Середня температура дорівнює  $T$ , °С:

$$T = \frac{(T_K - T_H)}{2} = \frac{(50 - 15)}{2} = 32,5 \text{ }^\circ\text{C}; \quad (2.4)$$

Питому теплоємність нафти  $C_H$ , при середній температурі  $T$ , °С розраховуємо по емпіричній залежності:

$$C_H = \frac{1,687 + 0,00399 \cdot T}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}}; \quad (2.5)$$

де  $\rho_{15}^{15} = 0,852$  - відносна густина нафти (визначається як відношення густини нафти при температурі  $15,5^\circ\text{C}$  до густини води при рівній температурі), кДж/(кг·К);

$$\rho_{15}^{15} = \rho_{15}^{20} + 5 \gamma, \quad (2.6)$$

$$C_H = \frac{\rho_{15}^{15} = 0,848 + 5 \cdot 0,0007 = 0,852, \quad 1,687 + 0,00399 \cdot 32,5}{\sqrt{0,852}} = 1,968 \text{ кДж/(кг·К)};$$

Питома теплоємність води:  $C_{H_2O} = 4,19$  кДж/(кг·К);

Кількість теплоти, при 20%, дорівнює:

$$Q = \frac{72,8 \cdot 1000}{3600} \cdot 1,968 \cdot (50 - 15) + \frac{18,2 \cdot 1000}{3600} \cdot 4190 \cdot (50 - 15) = 2,134 \text{ МВт};$$

Кількість теплоти, при 90%, дорівнює:

$$Q = \frac{9,1 \cdot 1000}{3600} \cdot 1968 \cdot (50-15) + \frac{81,9 \cdot 1000}{3600} \cdot 4190 \cdot (50-15) = 3,51 \text{ МВт};$$

Необхідну витрату паливного газу  $G_{\text{ПГ}}$ , кг/с, визначаємо з рівняння теплового балансу:

$$G_{\text{ПГ}} = \frac{Q}{\eta \cdot Q_{\text{H}}}, \quad (2.7)$$

де  $\eta$  - к.к.д. нагрівачого пристрою;  $Q_{\text{H}} = 48,6 \text{ МДж/кг}$  - робоча теплота згоряння палива, кДж/кг.

$$\eta = 1 - \frac{q_{\text{ух}}}{Q_{\text{H}}} - \frac{q_{\text{окр}}}{Q_{\text{H}}}, \quad (2.8)$$

де  $q_{\text{ух}}$  - теплота, втрачена з вихідними димовими газами, з одного кг газу, кДж/кг,  $q_{\text{окр}}$  - теплота, втрачена до навколишнього середовища з одного кг газу кДж/кг.

Для інженерних розрахунків допускається прийняти:

$$\frac{q_{\text{ух}}}{Q_{\text{H}}} \approx 0,24 \frac{q_{\text{окр}}}{Q_{\text{H}}} = 0,05,$$

$$\eta = 1 - 0,24 - 0,05 = 0,71$$

при 20%:

$$G_{\text{ПГ}} = \frac{Q}{\eta \cdot Q_{\text{H}}} = \frac{2,134 \cdot 10^6}{0,71 \cdot 48,6 \cdot 10^6} = 0,06184 \text{ кг/с} \approx 222,64 \text{ кг/год.}$$

при 90%:

$$G_{\text{ПГ}} = \frac{Q}{\eta \cdot Q_{\text{H}}} = \frac{3,51 \cdot 10^6}{0,71 \cdot 48,6 \cdot 10^6} = 0,1 \text{ кг/с} \approx 366,2 \text{ кг/год.}$$

Розрахуємо об'ємну витрату паливного газу:

$$V_{\text{ПГ}} = \frac{G_{\text{ПГ}}}{\rho_{\text{ПГ}}}, \quad (2.9)$$

де  $\rho_{\text{ПГ}} = 0,932 \text{ кг/нм}^3$  - густина побічного нафтового газу;

$$V_{\text{ПГ}} = \frac{222,64}{0,932} = 238,884 \text{ нм}^3/\text{год}, \text{ - при 20\% вмісту води в нафті};$$

$$V_{\text{ПГ}} = \frac{366,2}{0,932} = 392,92 \text{ нм}^3/\text{год}, \text{ - при 90\% вмісту води в нафті};$$

Розрахуємо об'ємну витрату суміші рідини в умовах сепаратору:

$$V_{\text{см}} = \frac{G_{\text{H}}}{\rho_{\text{H}}} + \frac{G_{\text{H}_2\text{O}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}}; \quad (2.10)$$

де  $G_H, G_{H_2O}$  - масові витрати зневодненої нафти та води;

$\rho_H, \rho_{H_2O}$  - густина нафти та густина пластової води.

- при вмісті води в нафті  $X_O = 20\%$ :

$$V_{CM} = \frac{20,22}{848} + \frac{5,055}{1000} = 0,0289 \text{ м}^3/\text{с};$$

- при вмісті води в нафті  $X_O = 90\%$ :

$$V_{CM} = \frac{2,527}{848} + \frac{22,75}{1000} = 0,025 \text{ м}^3/\text{с};$$

Для запобігання винесення краплин очищеної нафти знаходимо припустиму швидкість  $w_\Gamma$  газового потоку в сепараторі за формулою Обрядчикова та Хохрякова:

$$w_\Gamma = 0,0334 \sqrt{\rho_{ж}/\rho_\Gamma}; \quad (2.11)$$

де  $\rho_{ж}, \rho_\Gamma$  - густина рідини(нафти) та газу відповідно,  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

Розрахуємо густину газу в сепараторі:

$$\rho_\Gamma = \frac{G_{ПГ}}{V_{ПГ}} = \frac{0,1}{0,109} = 0,92 \text{ кг}/\text{м}^3. \quad (2.12)$$

$$w_\Gamma = 0,0334 \sqrt{\frac{848}{0,92}} = 1,014 \text{ м}/\text{с}. \quad (2.13)$$

Швидкість осадження знаходиться за формулою Стокса:

$$W_{OC} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)g}{18 \mu_c}; \quad (2.14)$$

де  $d$  - діаметр частинки, м;

$g$  - прискорення вільного падіння,  $\text{м}/\text{с}^2$  ;

$\rho, \rho_c$  - густина частинки і середовища відповідно,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$\mu_c$  - коефіцієнт динамічної в'язкості середовища,  $\text{Па} \cdot \text{с}$ .

Прийmemo, що діаметр крапель рідини 100 мкм, підставляючи значення густини і динамічної в'язкості у формулу знаходимо швидкість осадження:

крапель води в газі;



$$W_{OC,B} = \frac{(100 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (1000 - 0,92) \cdot 9,81}{18 \cdot 9,6 \cdot 10^{-6}} = 0,567 \text{ м/с}$$

крапель нафти в газі;

$$W_{OC,B} = \frac{(100 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (848 - 0,92) \cdot 9,81}{18 \cdot 9,6 \cdot 10^{-6}} = 0,481 \text{ м/с.}$$

Більшість розрахунків зроблено на прикладі згідно [2],[3],[4],[8]  
Розрахунок фазової рівноваги та умови дегазації.

Таблиця 2.1 - Склад ШФЛВ рідини (вхідної суміші газ-рідина)

Компонент	% мас
-C <sub>1</sub>	-
-C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (M=30)	0,1
-C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (M=44)	7,0
-iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (M=58)	4,8
-nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (M=58)	19,4
-iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (M=72)	20,0
-nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (M=72)	31,0
-nC <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (M=86)	17,7

Далі ми повинні склад суміші перевести з масових часток в мольні. Зробимо це наступним чином:

$$C'_i \text{ (мольна частка } i\text{-го компонента)} = \frac{C_i \cdot \sum M_i C_i}{M_i}, \quad (2.15)$$

де  $C_i$  - масова частка  $i$ -го компонента;  $M_i$  - молекулярна маса  $i$ -компонента;  
 $\sum M_i C_i$  - середня молекулярна маса ( $M_{CP}$ ).

$$\sum M_i C_i (M_{CP}) = 0,03 + 3,08 + 2,784 + 11,252 + 14,4 + 22,32 + 15,222 = 69,088.$$

$$C_2H_6 \text{ (мол)} = \frac{C_2H_6 \text{ (мас)} \cdot M_{CP}}{C_2H_6 \text{ (M)}} = \frac{0,1 \cdot 69,088}{30} = 0,23.$$

$$C_3H_8 \text{ (мол)} = \frac{C_3H_8 \text{ (мас)} \cdot M_{CP}}{C_3H_8 \text{ (M)}} = \frac{7 \cdot 69,088}{44} = 10,99.$$

$$iC_4H_{10} \text{ (мол)} = \frac{iC_4H_{10} \text{ (мас)} \cdot M_{CP}}{iC_4H_{10} \text{ (M)}} = \frac{4,8 \cdot 69,088}{58} = 5,717.$$

$$nC_4H_{10} \text{ (мол)} = \frac{nC_4H_{10} \text{ (мас)} \cdot M_{CP}}{nC_4H_{10} \text{ (M)}} = \frac{19,4 \cdot 69,088}{58} = 23,1.$$

$$iC_5H_{12} \text{ (мол)} = \frac{iC_5H_{12} \text{ (мас)} \cdot M_{CP}}{iC_5H_{12} \text{ (M)}} = \frac{20 \cdot 69,088}{72} = 19,191.$$

$$n_{C_5H_{12}}(\text{мол}) = \frac{n_{C_5H_{12}}(\text{мас}) \cdot M_{CP}}{n_{C_5H_{12}}(M)} = \frac{31 \cdot 69,088}{72} = 29,746.$$

$$n_{C_6H_{14}}(\text{мол}) = \frac{n_{C_6H_{14}}(\text{мас}) \cdot M_{CP}}{n_{C_6H_{14}}(M)} = \frac{17,7 \cdot 69,088}{86} = 14,219.$$

Для визначення покомпонетного складу газової фази, яка утворилася слід розрахувати процес одноразового випаровування/конденсації, для цього використовується рівняння:

$$y'_i = \frac{C'_i K_i}{1 + (K_i - 1)e'}, \quad (2.16)$$

де  $y'_i$  - мольна доля  $i$ -го компонента в газовій фазі, яка утворилася та знаходиться в рівновазі з рідким залишком;  $C'_i$  - мольна доля  $i$ -го компонента у вхідній суміші;  $K_i$  - константа фазової рівноваги  $i$ -го компонента в умовах сепарації (при певних значеннях надлишкового тиску  $P=0,4$  МПа та температурі  $T=50^\circ\text{C}$ )

Для кожного елемента згідно метод. вкажівок :

$$K(C_2H_6) = 10;$$

$$K(C_3H_8) = 3,5;$$

$$K(iC_4H_{10}) = 1,7;$$

$$K(nC_4H_{10}) = 1,2;$$

$$K(iC_5H_{12}) = 0,55;$$

$$K(nC_5H_{12}) = 0,45;$$

$$K(C_6H_{14}) = 0,18;$$

$e'$  - мольна доля відгону, прийємо  $e' = 0,006236$ .

$$y'(C_2H_6) = \frac{0,23 \cdot 10}{1 + (10 - 1) \cdot 0,006236} = 2,178.$$

$$y'(C_3H_8) = \frac{10,99 \cdot 3,5}{1 + (3,5 - 1) \cdot 0,006236} = 37,87.$$

$$y'(iC_4H_{10}) = \frac{5,717 \cdot 1,7}{1 + (1,7 - 1) \cdot 0,006236} = 9,676.$$

$$y'(nC_4H_{10}) = \frac{23,1 \cdot 1,2}{1 + (1,2 - 1) \cdot 0,006236} = 27,685$$

$$y'(iC_5H_{12}) = \frac{19,191 \cdot 0,55}{1 + (0,55 - 1) \cdot 0,006236} = 10,5847.$$

$$y'(nC_5H_{12}) = \frac{29,746 \cdot 0,45}{1 + (0,45 - 1) \cdot 0,006236} = 13,43.$$

$$y'(nC_6H_{14}) = \frac{14,219 \cdot 0,18}{1 + (0,18 - 1) \cdot 0,006236} = 2,57.$$

Розрахунки розгазування нафти в сепараторах при невеликих тисках (до 0,9 МПа) з остаточною для практичних цілей точністю можна проводити по закону Рауля-Дальтона:

$$y'_i = K_i \cdot x'_i, \quad (2.17)$$

де  $x'_i$  - мольна доля  $i$ -го компоненту в рідкому залишку.

$$x'_i = \frac{Y_i}{K_i},$$

$$x'(C_2H_6) = \frac{2,178}{10} = 0,2178.$$

$$x'(C_3H_8) = \frac{37,87}{3,5} = 10,82.$$

$$x'(iC_4H_{10}) = \frac{9,676}{1,7} = 5,69.$$

$$x'(nC_4H_{10}) = \frac{27,685}{1,2} = 23,07.$$

$$x'(iC_5H_{12}) = \frac{10,5847}{0,55} = 19,24.$$

$$x'(nC_5H_{12}) = \frac{13,43}{0,45} = 29,84.$$

$$x'(nC_6H_{14}) = \frac{2,57}{0,18} = 14,27.$$

[1]

Розрахунок поверхні масопередачі.

Поверхню масопередачі можна знайти на основі кінетичного рівняння масопередачі:

$$M = K_M \cdot \Delta C_{CP} \cdot F_M, \quad (2.18)$$

де  $M$  - швидкість процесу масопередачі, [кг/м<sup>2</sup>·с];  $\Delta C_{CP}$  - середня рушійна сила процесу масопередачі (різниця між концентраціями речовин) [кг/кг];  $F_M$  - поверхня масопередачі, м<sup>2</sup>.

Відповідно:

$$F_M = \frac{M}{K_M \cdot \Delta C_{CP}} = \frac{5,1}{4,6 \cdot 0,058} = 19,11 \text{ м}^2. \quad (2.19)$$

## 2.2 Конструктивні розрахунки.

Визначення діаметру корпусу апарату.

Розшарування суміші нафти та води у стані спокою починається одразу, але практично повне розділення відбувається через 15-20 хв.

При розрахунку для розділення такої системи зазвичай приймають середню швидкість потоку  $w_1$  в зоні відстою, вважаючи по витраті суміші, рівною 0,002-0,005 м/с, а час перебування суміші в цій зоні  $\tau_1$  складе 15-30 хв.

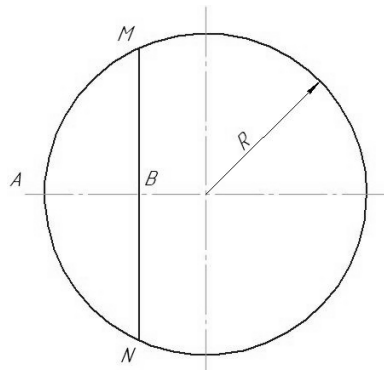


Рис. 2.1- схема сепаратора

В даному розрахунку приймемо  $w_1 = 0,005$  м/с та  $\tau_1 = 15$  хв = 900 с. Необхідний вільний перетин зони відстою рідинної суміші складе:

$$S_1 = V_{CM}/w_1 = 0,0289/0,005 = 5,78 \text{ м}^2. \quad (2.20)$$

З іншого боку вільний перетин зони відстою в найбільш вузькому місці відповідає різниці повного поперечного перерізу корпусу сепаратора  $S = \pi R^2$  та площі  $S_2$  сегменту MAN (див рис.3), утвореного горизонтальною перегородкою:

$$S_1 = S - S_2 = \pi R^2 - S_2; \quad (2.21)$$

де  $R$ - радіус корпусу сепаратора, м.

Горизонтальна перегородка забезпечує плавний вхід рідинної суміші в зону розділення. Якщо умовно прийняти  $AB=0,5R$ , то площа сегменту  $S_2 = 0,61418R^2$ .

В цьому випадку рівняння набуде виду:

$$S_1 = S - S_2 = (\pi - 0,61418) R^2 \quad (2.22)$$

Звідки враховуючи, що діаметр корпусу сепаратора  $D = 2R$ , отримаємо формулу для визначення діаметру сепаратора при розрахунку його на процес розділення суміші нафти та води:

$$D = \sqrt{\frac{4S_1}{\pi \cdot 0,61418}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,78}{3,14 \cdot 0,61418}} = 3 \text{ м.} \quad (2.23)$$

Необхідне значення діаметра корпусу сепаратора при розрахунку по газовому потоку складе:

$$D' = \sqrt{\frac{4V_{\Gamma}}{\pi w_{\Gamma}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,194}{3,14 \cdot 1,014}} = 0,5 \text{ м.} \quad (2.24)$$

де  $V_{\Gamma}$  - витрата газу при розгазуванні сирої нафти.

Також ще проведемо розрахунок діаметру апарата, згідно аналогії з розрахунком діаметру тарілчастої колони.

Діаметр апарату дорівнює:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}}, \quad (2.25)$$

де  $V$  - витрата пару (газу), який проходить по апарату,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$w$  - швидкість пару (газу), яка віднесена до повного поперечного перетину апарату,  $\text{м}/\text{с}$ .

Рекомендована швидкість пару (газу) в апараті розраховують за формулою:

$$w = C \sqrt{\rho_{\text{ж}} / \rho_{\Gamma}}, \quad (2.26)$$

де  $C$  - коефіцієнт, який залежить від конструкції тарілок, відстані між тарілками, робочого тиску в апараті, навантаження апарату по рідині.

Густина пару (газу) при робочих умовах:

$$\rho_{\Gamma} = \frac{\rho_0 T_0 P}{T P_0} = \frac{1,25 \cdot 273 \cdot 0,5}{323 \cdot 1,033} = 0,51 \text{ кг}/\text{м}^3 \quad (2.27)$$

Значення  $C$  знаходимо згідно рис. 7.2 [7].

$C(\text{для сітчастої тарілки}) = 0,087$ .

$$w = 0,087 \sqrt{848/0,51} = 3,54 \text{ м/с.}$$

Об'ємна витрата пару (газу) в апараті при робочих умовах:

$$V = \frac{V_o T P_o}{T_o P \cdot 3600}, \quad (2.28)$$

$$V_o = \frac{G_{\text{ПНГ}}}{\rho_{\text{ПНГ}}} = \frac{700}{0,932} = 751,073 \text{ м}^3/\text{ГОД.} \quad (2.29)$$

$$V = \frac{751,073 \cdot 323 \cdot 1,033}{273 \cdot 0,5 \cdot 3600} = 0,51 \text{ м}^3/\text{с.}$$

$$D = \sqrt{\frac{0,51}{0,785 \cdot 3,54}} = 0,43 \text{ м.}$$

Вибираємо більше з трьох значень діаметру, і округливши до ближнього по стандарту приймаємо  $D = 3 \text{ м}$ .

Тоді дійсна швидкість газу:

$$w_{\Gamma} = \frac{G_{\text{ПНГ}}}{\rho_{\Gamma} \cdot 0,785 \cdot D^2}; \quad (2.30)$$

$$w_{\Gamma} = \frac{0,1}{0,92 \cdot 0,785 \cdot 3^2} = 0,015 \text{ м/с}$$

Відстань між тарілками  $h$  береться згідно прикладу в [23] залежно від значення діаметру.

При  $D = 3 \text{ м}$ , оптимальне значення  $h = 0,6 \text{ м}$ .

Число тарілок в колоні.

Мінімальне число теоретичних тарілок в апараті можна розрахувати за допомогою рівняння Фенске-Андервуда:

$$N_{\text{min}} = \frac{\frac{y'_i(C_2H_6) \cdot x'_i(C_2H_6)}{\lg \frac{y'_i(C_2H_6) \cdot x'_i(C_2H_6)}{y_i(C_2H_6) \cdot x_i(C_2H_6)}}}{\lg \frac{a(C_2H_6)}{a(C_2H_6)}}, \quad (2.31)$$

де  $y'_i, x'_i$  - мольні долі відповідних компонентів в газовій фазі та рідкому залишку;

$a$  - коефіцієнт відносної летучості.

$$a(C_2H_6) = \frac{P'(C_2H_6)}{P_i} \quad (2.32)$$

де  $P'(C_2H_6)$  - парціальний тиск відповідного компонента у складі суміші;  $P_i$  - парціальний тиск важкого ключового компоненту (в даному випадку візьмемо ізобутан).

$$P'(C_2H_6) = y'(C_2H_6) \cdot P_{\text{надл}} = 0,02178 \cdot 0,4 = 0,008712.$$

$$P_i = y'(iC_4H_{10}) \cdot P_{\text{надл}} = 0,09676 \cdot 0,4 = 0,038704.$$

$$a(C_2H_6) = \frac{0,008712}{0,038704} = 0,225,$$

$$P'(C_3H_8) = y'(C_3H_8) \cdot P_{\text{надл}} = 0,3787 \cdot 0,4 = 0,15148.$$

$$a(C_3H_8) = \frac{0,1548}{0,038704} = 3,914.$$

$$N_{\min} = \frac{\lg \frac{0,02178 \cdot 0,002178}{0,3787 \cdot 0,1082}}{\lg 3,914} = 2,368 \approx 2.$$

Для визначення числа теоретичних тарілок використовується рівняння:

$$\sigma_N = \frac{N}{N_{\min}} = \frac{0,7}{N_{\min}} + 1,7 = \frac{0,7}{2} + 1,7 = 2,05. \quad (2.33)$$

звідки

$$N = \sigma_N \cdot N_{\min} = 2,05 \cdot 2 = 4,1. \quad (2.34)$$

Число робочих тарілок в апараті розраховується за формулою:

$$N_p = N / \eta_{\text{ср}}, \quad (2.35)$$

де  $\eta_{\text{ср}}$  - середній к.к.д тарілки.

Зважаючи на відсутність надійного методу розрахунку середнього к.к.д тарілки для колон, які розділюють багатоконпонентні суміші, цей параметр приймається 65%.

$$N_p = 4 / 0,65 = 6,15 = 6.$$

Визначення висоти апарату

Спочатку визначимо необхідну висоту зони відстою суміші  $H_{\text{см}}$ . Для цього

задамося відстанню  $h_1$  від умовної лінії горизонтальної перегородки до рівня чистої води (водяна подушка). Можна умовно прийняти  $h_1 \approx 0,7H_{CM}$ .

Повний перетин корпусу при  $D = 3$  м складає:

$$S = 0,785 \cdot 3^2 = 7,065 \text{ м}^2. \quad (2.36)$$

При цьому вільний перетин  $S_1$  зони відстою:

$$S_1 = S - 0,61418R^2 = 7,065 - 0,61418 \cdot 1,5^2 = 5,683 \text{ м}^2. \quad (2.37)$$

При розрахунковому часі відстою суміші  $\tau_1 = 900$  с буде наступне відношення:

$$0,7H_{CM}S + 0,3H_{CM}S_1 = \tau_1 V_{CM} \quad (2.38)$$

звідки

$$H_{CM} = \frac{\tau_1 V_{CM}}{0,7S + 0,3S_1} \quad (2.39)$$

тоді

$$H_{CM} = \frac{900 \cdot 0,025}{0,7 \cdot 7,065 + 0,3 \cdot 5,683} = 3,38 \text{ м.}$$
$$h_1 = 0,7H_{CM} = 0,7 \cdot 3,38 = 2,37 \text{ м.} \quad (2.40)$$

В нашому випадку достатньо мати висоту слою чистої води (водяна подушка)  $H_B \approx 0,5 - 0,6$  м. Але при відсутності автоматичного регулятора висота слою чистої води має бути не менше 1 м. В даному випадку приймемо  $H_B = 1$  м.

Для запобігання можливості попадання водяних крапель разом з зрошенням в ректифікаційну колону в сепараторі необхідно мати шар чистої нафти  $H_H = 0,5$  м. Умовою для вибору  $H_H$  може служити вираз:

$$0,5 \leq H_H \leq \frac{g_B \tau_2}{\rho_B S_1}; \quad (2.41)$$

де  $H_H$  - висота шару нафти, м;  $\tau_2$  - час, с.

Умовно задамося  $\tau_2 = 10$  хв і підставимо в даний вираз.

$$0,5 \leq H_H \leq \frac{5,055 \cdot 10 \cdot 60}{1000 \cdot 5,683} = 0,53 \text{ м.}$$

Тому приймемо  $H_H = 1$  м.



Висоту  $h_3$  між верхньою тарілкою та штуцером, який відводить нафту в приймальну ємність, розрахуємо, виходячи, наприклад з п'ятихвилинної кількості зрошення:

$$h_3 = \frac{g_H \tau_3}{\rho_H S_1} = \frac{2,527 \cdot 5 \cdot 60}{848 \cdot 5,683} \approx 0,157 \text{ м.} \quad (2.42)$$

Висоту шару нафти  $h_4$  над штуцером для забезпечення роботи регулятора рівня нафти в апараті можна прийняти рівною 0,15 м.

В штуцер, який поступає вихідна суміш доцільно встановити трохи вище рівня рідини в апараті. Прийmemo  $h_5 = 0,2$  м.

Для запобігання перекидання рідини через перегородку прийmemo  $h_6 = 0,3$  м.

Висота  $h_7$  вільного простору під зливною трубою має бути не менше 0,5 м.

Необхідно дотримати умову:

$$h_5 + h_6 + h_7 \geq \frac{V_{CM} \tau_2}{S} + 0,5 \quad (2.43)$$

Використовуючи останнє відношення, знайдемо мінімально необхідне значення  $h_7$ :

$$h_7 = \frac{V_{CM} \tau_2}{S} + 0,5 - (h_5 + h_6) = \frac{0,025 \cdot 10 \cdot 60}{7,065} + 0,5 - (0,15 + 0,3) \approx 2,17 \text{ м.} \quad (2.44)$$

Висота відбійної зони (до штуцера входу суміші) буде дорівнювати  $h_8 \approx 0,5$  м.

Висота вільного об'єму циліндричної частини апарату над штуцером входу суміші  $h_9 \approx 0,3$  м.

Висота  $h_2$  розташування штуцера для відводу води залежить від конструкції нижньої частини сепаратору.

$h_2 \approx 0,1$  м.

Загальна висота циліндричної частини апарату:

$$H = H_B + H_H + H_{CM} + \sum_{i=2}^9 h_i = \\ = 1 + 1 + 3,38 + 0,1 + 0,157 + 0,15 + 0,2 + 0,3 + 2,17 + 0,5 + 0,3 = 9,25 \text{ м.} \quad (2.45)$$

Розраховано на прикладі згідно [7], [10], [21]

Діаметри штуцерів знаходяться за формулою в, м:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w_0}}; \quad (2.46)$$

де  $w_0$  - швидкість потоку у трубопроводі, м/с.  
для виходу газу

$$d = \sqrt{\frac{0,194}{0,785 \cdot 5}} = 0,22 \text{ м}$$

Приймаємо  $d = 250$  мм.  
для виходу очищеної нафти

$$d = \sqrt{\frac{20,22/848}{0,785 \cdot 2,5}} = 0,11 \text{ м}$$

Приймаємо  $d = 125$  мм.  
для виходу води

$$d = \sqrt{\frac{5,055/1000}{0,785 \cdot 2,5}} = 0,05 \text{ м}$$

Приймаємо  $d = 50$  мм.  
для входу суміші

$$d = \sqrt{\frac{0,025}{0,785 \cdot 2,5}} = 0,11 \text{ м}$$

Приймаємо  $d = 120$  мм.  
[7]

### 2.3 Гідравлічний опір апарату

Гідравлічний опір апарату знаходимо як суму місцевих опорів і опір тертя об стінки апарату.

Опір тертя знаходимо за формулою Дарсі-Вейсбаха:

$$\Delta p_{\text{тр}} = \lambda \cdot \frac{H}{D} \cdot \frac{\rho w^2}{2}; \quad (2.47)$$

де  $\lambda$  - коефіцієнт опору.

$$\lambda = \frac{32 \mu}{\rho w r}; \quad (2.48)$$

де  $r=D/2$

$$\lambda_r = \frac{32 \cdot 9,6 \cdot 10^{-6}}{0,92 \cdot 0,015 \cdot 1,5} = 0,01484$$
$$\lambda_p = \frac{32 \cdot (0,6025 \cdot 10^{-3} \cdot 0,12 + 5,48 \cdot 10^{-3} \cdot (1-0,12))}{(1000 \cdot 0,12 + 848 \cdot (1-0,12)) \cdot 0,005 \cdot 1,5} = 0,00124$$

Підставляємо отримані значення у формулу (2.47)

$$\Delta p_{тр}^r = 0,01484 \cdot \frac{9,25}{3} \cdot \frac{1}{3} \cdot \frac{0,92 \cdot 0,015^2}{2} = 1,56 \cdot 10^{-6} \text{ Па}$$
$$\Delta p_{тр}^p = 0,00124 \cdot \frac{9,25}{3} \cdot \frac{2}{3} \cdot \frac{(1000 \cdot 0,12 + 848 \cdot (1-0,12)) \cdot 0,005^2}{2} =$$
$$= 2,73 \cdot 10^{-5} \text{ Па}$$

Місцеві опори знаходяться за формулою:

$$\Delta p_{мо} = \zeta \cdot \frac{w^2 \cdot \rho}{2} \quad (2.49)$$

де  $\zeta$ - коефіцієнт місцевого опору

Вхід суміші

$$\Delta p_{мо,1} = 1 \cdot \frac{2,5^2 \cdot 848 \cdot (1-0,27) + 0,92 \cdot 0,27}{2} = 1934,62 \text{ Па}$$

Вихід газу

$$\Delta p_{мо,2} = 0,5 \cdot \frac{0,015^2 \cdot 0,92}{2} = 5,175 \cdot 10^{-5} \text{ Па}$$

Вихід очищеної нафти

$$\Delta p_{мо,3} = 0,5 \cdot \frac{0,005^2 \cdot 848}{2} = 0,0053 \text{ Па}$$

Вихід води

$$\Delta p_{мо,4} = 0,5 \cdot \frac{0,005^2 \cdot 1000}{2} = 0,00625 \text{ Па}$$

Знаходимо загальний опір апарату

$$\Delta p = \Delta p_{тр}^r + \Delta p_{тр}^p + \Delta p_{мо,1} + \Delta p_{мо,2} + \Delta p_{мо,3} + \Delta p_{мо,4} \quad (2.50)$$
$$\Delta p = 1,56 \cdot 10^{-6} + 2,73 \cdot 10^{-5} + 1934,62 + 5,175 \cdot 10^{-5} + 0,0053 + 0,00625 =$$
$$= 1934,632 \text{ Па.}$$

[7], [22]

## 2.4 Вибір допоміжного обладнання

У якості додаткового обладнання використовується вихровий сепаратор, розрахуємо його основні габаритні розміри виходячи с продуктивності по газовій фазі підігрівача-деемульсатора, отже вихідні дані наступні:

- 1) Густина газу  $\rho_{ГО} = 0,932 \text{ кг/нм}^3$ ;
- 2) Тиск (надлишковий)  $P = 0,4 \text{ МПа}$ ;
- 3) Температура  $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$ ;
- 4) Витрата  $V_{ГО} = 392,92 \text{ нм}^3/\text{год}$
- 5) або  $V_{ГО} = 0,11 \text{ нм}^3/\text{с}$ .

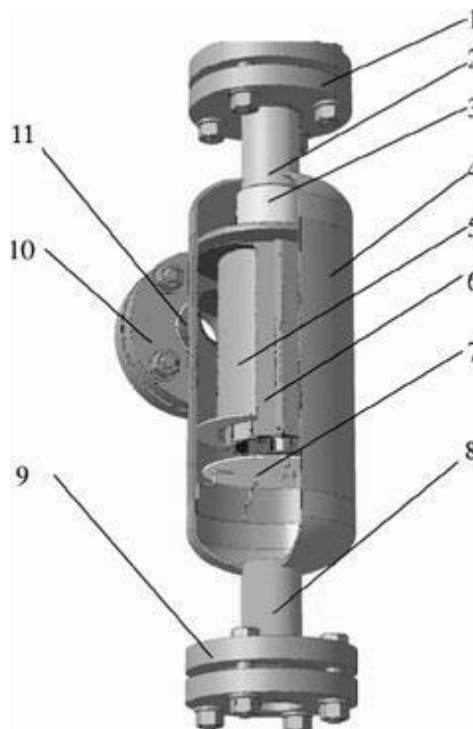


Рис. 2.2 - Конструкція вихрового сепаратора:

1, 9, 11 - фланці; 2 - вихідний патрубок; 3 - конфузур; 4 - корпус; 5 - дефлектор; 6 - сепараційний пакет; 7 - днище; 8 - зливний патрубок для рідини; 10 - вхідний газовий патрубок.

Розрахуємо об'ємну витрату газу в робочих умовах  $V_{ТГ}$ ,  $\text{м}^3/\text{с}$  за наступним рівнянням:

$$V_{Г} = V_{ГО} \cdot \frac{P_{О} T}{P T_{О}} = 0,11 \cdot \frac{0,1 \cdot (273+15)}{(0,1+0,4) \cdot 273} = 0,0232 \text{ м}^3/\text{с} \quad (2.51)$$

де  $P$  і  $T$  - температура і тиск при робочих умовах в апараті відповідно,  $\text{МПа}$  і  $^\circ\text{C}$ .  
Умовна швидкість газу  $w_{Г}$ ,  $\text{м/с}$ , у сепараторі, розраховується за залежністю:

$$w_{\Gamma} = k \cdot \frac{\sigma_{\text{H}}(\rho_{\text{H}} - \rho_{\Gamma})}{(\rho_{\Gamma})^2}, \quad (2.52)$$

де  $k=0,5$  - коефіцієнт, що враховує пропускну здатність в сепараторах з відбійними насадками та залежить від ступені сепарації газу, м/с.  $\sigma_{\text{H}}=26$  - поверхневий натяг на границі нафта-газ, дин/см;  $\rho_{\Gamma}$  - густина газу в робочих умовах, кг/м<sup>3</sup>.  $\rho_{\text{H}}=848$  - густина нафти в робочих умовах, кг/м<sup>3</sup>.

$$\rho_{\Gamma} = \rho_{\text{го}} \cdot \frac{T_{\text{оР}}}{T_{\text{Ро}}} = 0,932 \cdot \frac{273 \cdot (0,1+0,4)}{(273+15) \cdot 0,1} = 4,417 \text{ м}^3/\text{с} \quad (2.53)$$

$$w_{\Gamma} = 0,5 \cdot \frac{26(848-4,417)}{(4,417)^2} = 2,895 \text{ м/с},$$

розраховане значення швидкості газу знаходиться в рекомендованому діапазоні оптимальних значень умовних швидкостей для даних сепараторів.

Необхідна розрахункова площа перетину сепаратора  $F_{\text{C}}$ , м<sup>2</sup>:

$$F_{\text{C}} = V_{\Gamma} / w_{\Gamma} = 0,0232 / 2,895 = 0,008 \text{ м}^2, \quad (2.54)$$

Діаметр сепаратора  $D$ , м:

$$D = \sqrt{\frac{4F_{\text{C}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,008}{3,14}} = 0,1 \text{ м} \quad (2.55)$$

Даний сепаратор має наступні технічні характеристики: максимальна продуктивність по газу 4,0 м<sup>3</sup>/хв; робочий тиск до 0,8 МПа, ступінь сепарації 99,9%; гідравлічний опір до 1,0 кПа. Конструкція даного сепаратора може мати ємність для збору рідини як у нижній частині корпусу (найбільш ефективно при значних значеннях діаметру корпусу сепаратора), так і окремо від корпусу. [2], [10]

Також в даному пункті ми проведемо розрахунок поверхні теплообміну жарових труб, розрахунок горілок та димової труби.

Тепловий розрахунок секції підігріву. Для забезпечення надійності та тривалої роботи апарата необхідно, щоб одна жарова труба забезпечувала 50% сумарної теплової потужності апарата [11]:

$$Q_{1-1} = 0,5Q_1, \quad (2.56)$$

де  $Q_{1-1}$  - теплове навантаження однієї жарової труби, МВт.

$$Q_{1-1} = 0,5 \cdot 3,51 = 1,755 \text{ МВт}.$$

Отже для забезпечення максимального проектного теплового навантаження необхідна кількість для згоряння паливного газу на один апарат становить:  $G_{\text{ТГ1}}=0,1$  кг/с або  $V_{\text{ТГ1}}=392,92$  нм<sup>3</sup>/год = 0,11 нм<sup>3</sup>/с, на одну жарову трубу  $G_{\text{ТГ1-1}}=0,034$  кг/с або  $V_{\text{ТГ1-1}}=130,973$  нм<sup>3</sup>/год = 0,036 нм<sup>3</sup>/с.

Розрахунок основних горілок для жарових труб. Теоретична необхідна кількість повітря  $L_O$ , для повного згоряння 1 м<sup>3</sup> паливного газу [12]:

$$L_O=0,0476(0,5H_2+0,5CO+1,5H_2S+2CH_4+\Sigma(m+n/4)C_mH_n-O_2), \quad (2.57)$$

де -  $H_2$ ,  $C_O$ ,  $H_2S$ ,  $CH_4$ ,  $C_mH_n$ ,  $O_2$  - вміст відповідних компонентів у складі паливного газу, % об.:

$$L_O=0,0476(0,5 \cdot 49,99+(2+6/4) \cdot 21,25+(3+8/4) \cdot 16,02+(4+10/4) \cdot 3,561+(5+12/4) \cdot 0,398+(6+14/4) \cdot 4,342) = 15,3 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Питома витрата повітря  $L_{\text{П}}$ , м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>:

$$L_B = \alpha' L_O, \quad (2.58)$$

де  $\alpha' = 1,05$  - коефіцієнт первинного повітря [3]

$$L_B = \alpha' L_O = 1,05 \cdot 15,3 = 16,1 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Швидкість витікання повітря газоповітряної суміші з насадки горілки повинна бути менше швидкості поширення полум'я для суміші даного газу при мінімальній витраті газу горілкою. Приймаємо [13]:

- швидкість повітря газоповітряної суміші  $w_{\text{КР}} = 10$  м/с;

- температура газоповітряної паливної суміші на виході з пальника  $T_{\text{СМ}} = 323$  К.

Густина газоповітряної суміші  $\rho_{\text{СМ}}$ , кг/м<sup>3</sup>:

$$\rho_{\text{СМ}} = \frac{V_{\text{ТГ}} \rho_{\text{ТГ}} + L_B \rho_B}{1 + L_B} \cdot \frac{T_O}{T_{\text{СМ}}}, \quad (2.59)$$

де  $\rho_B = 1,293$  кг/м<sup>3</sup> - густина повітря,

$$\rho_{\text{СМ}} = \frac{0,11 \cdot 0,932 + 16,1 \cdot 1,293}{1 + 16,1} \cdot \frac{273}{323} = 1,034 \text{ кг/м}^3.$$

Площа кратера (вогняного отвору)  $f_{\text{кр}}$ , м<sup>2</sup>:

$$f_{\text{кр}} = \frac{V_{\text{ТГ1-1}}(1+L_{\text{В}})}{w_{\text{кр}}} \cdot \frac{T_{\text{СМ}}}{T_{\text{О}}}, \quad (2.60)$$
$$f_{\text{кр}} = \frac{0,036(1+16,1)}{10} \cdot \frac{323}{273} = 0,073 \text{ м}^2.$$

Діаметр кратера  $D_{\text{кр}}$ , м:

$$D_{\text{кр}} = \sqrt{\frac{4f_{\text{кр}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,073}{3,14}} = 0,305 \text{ м}. \quad (2.61)$$

приймаємо  $D_{\text{кр}} = 350 \text{ мм}$ .

Площа вихідного перетину дифузора  $f_4$ , м<sup>2</sup>:

$$f_4 = 1,7 \cdot f_{\text{кр}} = 1,7 \cdot 0,073 = 0,124 \text{ м}^2. \quad (2.62)$$

Швидкість газоповітряної суміші на виході з дифузора  $w_4$ , м/с:

$$w_4 = \frac{V_{\text{ТГ1-1}}(1+L_{\text{В}})}{f_4} \cdot \frac{T_{\text{СМ}}}{T_{\text{О}}} = \frac{0,036(1+16,1)}{0,124} \cdot \frac{323}{273} = 5,87 \text{ м/с}. \quad (2.63)$$

Діаметр дифузора  $D_4$ , м:

$$D_4 = \sqrt{\frac{4f_4}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,124}{3,14}} = 0,397 \text{ м}, \text{ приймаємо } D_4 = 400 \text{ мм}.$$

Діаметр горла (змішувача)  $D_3$ , м:

$$D_3 = 0,65D_4 = 0,65 \cdot 0,4 = 0,26 \text{ м}, \text{ приймаємо } D_3 = 300 \text{ мм}.$$

Площа перетину змішувача горілки  $f_3$ , м<sup>2</sup>:

$$f_3 = \frac{\pi D_3^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,3^2}{4} = 0,07 \text{ м}^2. \quad (2.64)$$

[14]

Визначення розмірів жарових та димових труб. Необхідна розрахункова площа поверхні теплообміну однієї жарової труби  $F$ , м<sup>2</sup>:

$$F = Q_{1-1}/q = (1,755 \cdot 10^3)/80 = 21,93 \text{ м}^2. \quad (2.65)$$

де  $q$  - середня теплонпруженість труб нагрівача, прийнята для забезпечення необхідних габаритних розмірів жарових труб  $80 \text{ кВт/м}^2$ . [4], [8]

Для прийнятих розмірів газової горілки діаметр факела буде рівним  $d_{\phi}=0,4 \text{ м}$ . Внутрішній діаметр  $d_T$ , м, жарових труб приймається з співвідношення  $d_T = (1,5 - 2)d_{\phi} = 0,6 - 0,8 \text{ м}$ . Згідно до сортаменту для виготовлення жарових труб приймаємо трубу  $\text{С}720 \times 16 \text{ мм}$ , матеріал - сталь 12Х18Н10Т.

Довжина жарових труб  $l_T$ , м:

$$l_T = \frac{F}{\pi d_T} = \frac{21,93}{3,14 \cdot 0,72} = 10 \text{ м.} \quad (2.66)$$

приймаємо довжину прямолінійних ділянок жарових труб  $l_T = 3,8 \text{ м}$ .

Отже, приймаємо для встановлення у проектуваний нафтогазоводорозділювач дві U-подібні жарові труби діаметром  $\text{С}720 \times 16 \text{ мм}$  з довжиною прямолінійних ділянок 3 м та сегментним коліном на  $180$  градусів.

Оптимальна висота димової труби повинна бути  $h_T \geq 5 \text{ м}$ . [12] Приймаємо висоту димової труби  $h_T = 6 \text{ м}$ .

Розрахунок діаметру відповідного (зливного) патрубку.

Діаметр патрубка:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}}, \quad (2.67)$$

де  $V$  - витрата суміші на вході в апарат,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $w$  - швидкість рідини, яка рухається у патрубку,  $\text{м/с}$ .

$$V = \frac{G}{\rho_{20}} = \frac{36,11}{848} = 0,04258 \text{ м}^3/\text{с.} \quad (2.68)$$

де  $G$  - масова витрата суміші на вході в апарат,  $\text{кг/с}$ ;  $\rho_{20}$  - густина нафти при температурі  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\text{кг/м}^3$ .

Приймаємо  $w = 0,2 \text{ м/с}$ .

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}} = \sqrt{\frac{0,04258}{0,785 \cdot 0,2}} = 0,52 \text{ м.} \quad (2.69)$$

Приймаємо діаметр зливного патрубка  $D = 520 \text{ мм}$ .



### 3 Технологічні розрахунки вертикального трифазного бензосепаратора



Рисунок 3.1 Блок схема розрахунку апарату

#### 3.1 Матеріальний баланс процесу

Об'ємні витрати рідкої суміші  $V_{см}$ ,  $m^3/c$ , і газу  $V$ ,  $m^3/c$  в умовах сепаратора [2]:

$$V_{см} = \frac{P_б}{P_p} + \frac{P_б}{P_B} \quad (3.1)$$

$$V_{см} = \frac{2,3}{650} + \frac{1,1}{994} = 4,65 * 10^{-3}$$

$$V_{г} = 22,4 \frac{g_{г}}{M_{г}} * \frac{101,3}{p} \quad (3.2)$$

\* 273

$$V_{г} = 22,4 \frac{5,7}{40} * \frac{273+35}{273} * \frac{101,3}{40} = 3,29$$

### 3.2 Конструктивні розрахунки

Визначення діаметра корпусу.

Розшарування суміші бензину й води в стані спокою починається відразу, але практично повне розділення відбувається протягом 15-20 хвилин.

При розрахунках безперервно діючих вертикальних відстійників для розділення системи бензин-вода найчастіше приймають середню швидкість потоку в зоні відстоювання, рахуючи по витраті суміші, рівною  $w_1=0,002-0,005$  м/с, а час перебування суміші в цій зоні складатиме  $t_1= 15-30$  хвилин.

Необхідний вільний перетин зони відстоювання рідкої суміші  $S_1$ , м<sup>2</sup> [10]:

$$S_1 = \frac{V_{cm}}{w_1} = 4,65 * 10^{-3} / 0,003 = 1,54 \text{ м}^2 \quad (3.3)$$

З іншого боку, вільний перетин  $S$ , м, зони відстоювання в найбільш вузькому місці відповідає різниці повного поперечного перерізу корпусу сепаратора  $S=\pi R^2$  і площі  $S_2$  сегмента MAN, утвореного вертикальною перегородкою [рис. 3.1]

$$S_1 = S - S_2 = \pi R^2 - S_2, \text{ м}^2 \quad (3.4)$$

де  $R$  - радіус корпусу сепаратора, м.

Вертикальна перегородка забезпечує плавний вхід рідкої суміші в зону розділення. Якщо прийняти  $AB=0,5R$ , то площа цього сегмента  $S=0,61418R^2$ [10].

$$S_1 = S - S_2 = (\pi - 0.61418)R^2 \quad (3.5)$$

Діаметр корпусу сепаратора  $D$ , м, при розрахунках його на процес розділення суміші бензину й води  $D$ , м [10]:

$$D = \sqrt{\frac{4S_1}{\pi - 0.61418}} = \sqrt{\frac{4 * 1.54}{3.14 - 0.61418}} = 1.56 \text{ м.} \quad (3.6)$$

Враховуючи, що розглядається комбінований газосепаратор-бензосепаратор, тому необхідно перевірити перетин апарата й по газовій фазі. Для запобігання віднесення крапельок бензину, припустима швидкість  $w_2$ , м/с, газового потоку в сепараторі по формулі Обрядчикова й Хохрякова [10]:

$$w_2 = 0,0334\sqrt{\rho_{ж}/\rho_{г}} \text{ м/с}, \quad (3.7)$$

де  $w$ - допустима швидкість газового потоку, м/с;  
 $\rho$  і  $\rho$ - густина рідини і газу кг/м<sup>3</sup>.

$$w_2 = 0,0334\sqrt{650/4,76} = 39,03 * 10^{-2}$$

Густина газу  $\rho_{г}$ , кг/м<sup>3</sup>, в умовах сепаратора [10]:

$$\rho_{г} = g_{г}/V_{г} = 0.86/(18.05 * 10^{-2}) = 4.76 \text{ кг/м}^3 \quad (3.8)$$

Необхідне значення діаметра корпусу сепаратора  $D'$ , м, при розрахунках по газовому потоку [2]:

$$D' = \sqrt{\frac{4V_{г}}{\pi w^2}} = \sqrt{\frac{4*3.29}{3.14*39.03*10^{-2}}} = 3.28 \text{ м}. \quad (3.9)$$

Для того щоб запобігти унесенню крапельок бензину газовим потоком і в той же час забезпечити розділення суміші бензину та води, обирається більше із двох розрахованих значень ( $D=1,56$  м, і  $D'=3,28$  м) і округляється до найближчого стандартного. Приймається  $D=3,4$  м.

Визначення висоти апарата.

Спочатку визначається необхідна висота зони відстоювання суміші  $H_{cm}$ , м. Для цього задаються відстанню  $h_1$ , м, від нижнього зрізу вертикальної перегородки до рівня чистої води («водяний подушки»). Можна прийняти  $h_1 \geq 0,7H_{cm}$ .

Повний перетин корпусу  $S$ , м, при стандартнім значенні  $D$ , м [10]:

$$S = \pi D^2 / 4 = 3.14 * 3.42^2 / 4 = 9.07 \text{ м}^2. \quad (3.10)$$

При цьому вільний перетин  $S_1$ , м, зони відстоювання в найбільш вузькім місці, враховуючи (5):

$$S_1 = S - 0.16418R^2 = 9.07 - 0.16418 * 1.7 = 8.79 \text{ м}^2.$$

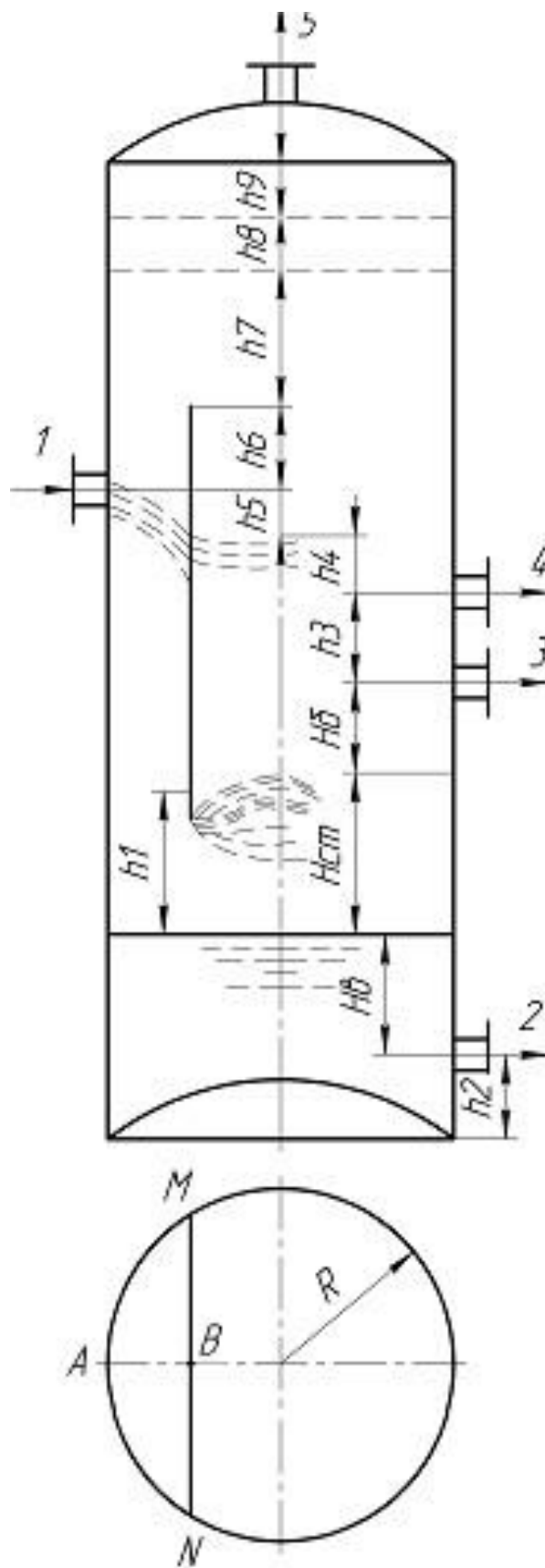


Рисунок 3.2 – Розрахункова схема бензосепаратора

При прийнятому розрахунковому часі відстоювання суміші води та бензину ( $t_1, c$ ) для цієї зони характерне співвідношення [10]:

$$0.7H_{cm} + 0.3H_{cm}S_1 = t_1V_{cm}, \quad (3.11)$$

Звідки

$$H_{cm} = \frac{t_1V_{cm}}{0.77S+0.3S_1} = \frac{1200 \cdot 4.65 \cdot 10^{-3}}{0.7 \cdot 9.07 + 0.3 \cdot 8.79} \quad (3.12)$$

Висота шару чистої води  $H_B, m$ , (так звана «водяна подушка») має велике значення для запобігання унесення краплин бензину з потоком води, що випускається.

Випуск води з апарата незалежно від того, працює він під підвищеним або атмосферним тиском, слід робити за допомогою автоматичного регулятора рівня води. У цьому випадку досить мати висоту шару «водяної подушки»  $H_B=0.5-0.6$  м. У водовідділювачах атмосферних нафтоперегінних установок іноді спуск води здійснюється без автоматичного регулятора за допомогою спеціального водоскидного коліна. Однак невеликі коливання тиску в апараті (0.7-1.4 кПа) можуть викликати різке зниження рівня «водяної подушки» і унесення бензину з водою, що відходить. Тому при відсутності автоматичного регулятора висота шару чистої води повинна бути не менш  $H_B \geq 1$  м.

Для запобігання можливості потраплення краплин води разом зі зрошенням у ректифікаційну частину колони стабілізації в сепараторі необхідно мати шар чистого бензину  $H_6 \geq 0,5$  м. З іншого боку, слід мати на увазі, що вода може потрапити в зрошення при піднятті рівня води за рахунок виходу з ладу клапана, який регулює стікання води. Тому висота  $H, m$ , шару чистого бензину повинна гарантувати відсутність води в потоці зрошення протягом деякого часу  $t_2, c$ , достатнього для виявлення несправності клапана та вживання необхідних заходів. Таким чином, умовою для вибору  $H_6, m$ , може служити залежність:

$$0.5 \leq H_6 \geq \frac{g_{\text{в}} t_2}{\rho_{\text{в}} S_1} = \frac{1.1 \cdot 30 \cdot 60}{994 \cdot 8.79} = 0.2 \quad (3.13)$$

де  $H_6$  - висота шару бензину, м;  $t_2$  час для виявлення несправності клапана та вживання необхідних заходів (досить  $t_2=20-40$  хвилин), с.

Для можливості регулювати кількість зрошення, яке подається в ректифікаційну частину колони стабілізації, висоту  $h_3$ , м, між штуцером бензинового зрошення та штуцером, який відводить бензин у прийомну ємність, обчислюють, виходячи, наприклад, з десяти хвилинної кількості зрошення ( $t_3=10$  хвилин) [10]:

$$h_3 = \frac{g_{\text{в}} t_3}{\rho_{\text{в}} S_1} = 0.1 \text{ м}, \quad (3.14)$$

де  $t_3$ - час зрошення, с.

Висоту  $h_4$ , м, шару бензину над штуцером для забезпечення роботи регулятора рівня бензину в апараті можна прийняти рівною  $h_4=0,5$  м.

Штуцер, через який надходить вихідна суміш для кращого відділення від рідкої фази газів, які не сконденсувалися, доцільно встановити трохи вище рівня рідини в апараті ( $h_5=0,4$  м).

Для того щоб уникнути перескоку рідини через вертикальну перегородку, верхній зріз її повинен бути трохи вище штуцера, через який надходить вихідна суміш ( $h_6=0,6$  м).

Висота  $h_7$ , м, вільного простору під відбійником для нормальної роботи сепаратора повинна бути не менш  $h_7 \geq 0,5$  м.

Однак при тимчасовому виході з ладу регулювальних клапанів на лініях, що відводять рідкі потоки, незважаючи на підйом рівня рідини, апарат повинен забезпечити нормальну роботу протягом деякого часу, тобто при цьому під відбійником повинний залишатися простір висотою не менш 0,5 м.

Таким чином, на підставі раніше прийнятого гарантованого часу  $t_2$ , с, роботи апарата при виході з ладу регулювального клапана, необхідно дотримувати умови [10]:

$$h_5 + h_6 + h_7 \geq \frac{V_{cm} \tau_2}{S} + 0.5 \quad (3.15)$$

Використовуючи останнє співвідношення, перебуває мінімально необхідне значення для  $h_7$ , м [10]:

$$\begin{aligned} h_7 &\geq \frac{V_{cm} \tau_2}{S} + 0.5 - (h_5 - h_6) = \\ &= \frac{4.65 \cdot 10^{-3} \cdot 30 \cdot 60}{9.07} 0.5 - (0.4 + 0.6) = 0.42 \text{ м.} \end{aligned} \quad (3.16)$$

Висота відбійника  $h_8$ , м, залежить від його конструкції. Іноді в якості відбійника використовуються одна або дві ректифікаційні тарілки. У випадку двох тарілок висота відбійної зони буде дорівнювати відстані між тарілками, тобто  $h_8=0,6$  м. Це ж значення  $h_8$ , м, можна прийняти також для інших конструкцій відбійника.

Висота вільного об'єму циліндричної частини апарата над відбійником  $h_9=0,5$  м.

Висота  $h_2$ , м, розташування штуцера для відводу води залежить від конструкції нижньої частини сепаратора ( $h_2 \approx 0,3$  м).

Загальна висота  $H$ , м, циліндричної частини апарата:

$$H = H_B + H_{cm} + H_6 + \Sigma h_i = 0.5 + 0.6 + 0.5 + (0.3 + 0.1 + 0.5 + 0.4 + 0.6 + 0.5 + 0.6 + 0.5) = 5.1 \text{ м.} \quad (3.17)$$

Діаметр штуцерів  $d$ , м, бензосепаратора для підведення-відведення продуктів [24]:



$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4G}{\pi \rho w}} \quad (3.18)$$

де  $V$  та  $G$  - об'ємний і масовий витрати рідини або газу відповідно, м/с та кг/с;  
 $\rho$  - густина потоку середовища, кг/м;  
 $w$  - швидкість витікання середовища, м/с.

Рекомендовані швидкості руху середовищ (відповідно [10]):  
для рідин 0.1 ... 0.5 м/с при самопливі та 0.5...2.5 м/с у напірних трубопроводах;

- для газів 5...20 м/с.

У проектуваному сепараційному апараті приймаються наступні типорозміри штуцерів:

- вхід суміші ШФЛВ  $D_y=500$  мм і  $p_y=1,6$  МПа;

$$d = \sqrt{\frac{4 * (4.65 * 10^3 + 3.29)}{3.14 * 15}} = 0.528 \text{ м};$$

- вихід бензину  $D_y=80$  мм і  $p_y=1,6$  МПа;

$$d = \sqrt{\frac{4 * 0.00153}{3.14 * 0.3}} = 0.079 \text{ м};$$

- вихід газу  $D_y=500$  мм і  $p_y=1,6$  МПа;

$$d = \sqrt{\frac{4 * 3.29}{3.14 * 15}} = 0.528 \text{ м};$$

- вихід води  $D_y=50$  мм і  $p_y=1,6$  МПа.

$$d = \sqrt{\frac{4 * 0,0011}{3.14 * 0,5}} = 0.52 \text{ м.}$$

### 3.3 Гідрравлічний опір апарата

Гідрравлічний опір  $\Delta P$  Па, сепараційного простору бензосепаратора орієнтовно розраховується як для звичайного однофазного потоку :

$$\Delta P = \zeta \frac{\rho_g^k * w^2}{2} \quad (3.19)$$

де  $\zeta$  - коефіцієнт гідрравлічного опору бензосепаратора;

$w$  - швидкість потоку в найбільш вузькому перетині сепараційної зони, м/с.[10]

$$w = V_u / S_2 \quad (3.20)$$

$$w = 3.29 / 1.77 = 1.85 \text{ м/с.}$$

Тоді загальний опір складатиме:

$$\Delta P = 5.5 * \frac{4.76 * 1.85^2}{2} = 44.8 \text{ Па}$$

Для визначення більш точного значення опору потрібно провести комп'ютерне моделювання тривимірних течій CFD-методам, Програмні комплекси дозволять визначити значення гідродинамічних параметрів потоків рідини та газу.. Данна робота містить дослідницький характер, тому буде проведена на магістерській роботі.

### 3.4 Вибір допоміжного обладнання

Розрахунок підігрівачого елемента для бензосепаратора.

Вибираємо підігрівач за АТК 24.218.07-91 "АТК 24.218.07-91 Устройства теплообменные наружные внутренние сосудов и аппаратов"

Теплові розрахунки проводимо для визначення типу підігрівача.

Кількість тепла, необхідна для підігріву суміші  $Q_B$ , Дж [25]:

$$Q_B = G_B * C_p(t_2 - t_1) \quad (3.21)$$

$$Q_B = 3.40 * 3221.5 * (100 - 35) = 712 \text{ к Дж.}$$

де  $G$ - масова витрата суміші, кг/с;

$C$ - питома теплоємність суміші, Дж/(кг\*К);

$t_{1,2}$ - початкова, кінцева температура суміші, С°.

Кількість підведеного тепла за 1 годину  $Q_{B1}$ , Дж:

$$Q_{B1} = Q_B/\tau \quad (3.22)$$

$$Q_{B1} = \frac{71274}{600} = 1187.91 \text{ Дж}$$

де  $\tau$ - час, с;

Розрахунок необхідних витрат гріючої води  $G$ , кг/с [25]:

$$G = \frac{Q_B}{C_p(t_{z1} - t_{z2})} \quad (3.23)$$

$$G = \frac{712747.21}{4181(60 - 40)} = 8.52 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

де  $C_{2p}$ - питома теплоємність горячого носія, Дж/(кг\*К);

$t_{z1,2}$ -початкова, кінцева температура гріючого

теплоносія, С°.

Розрахунок середньої логарифмічної температури між сумішью в резервуарі і в змішувачу підігрівачу  $\Delta t_{cp}$ ,  $^{\circ}\text{C}$  [25]:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_B - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_b}{\Delta t_m}} \quad (3.24)$$
$$\Delta t_{cp} = \frac{25 - 5}{\ln 1.6} = 12.4 \text{ } ^{\circ}\text{C}$$

де  $\Delta t$ - початкова різниця температур,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$\Delta t$ - кінцева різниця температур,  $^{\circ}\text{C}$ .

Розрахунок коефіцієнта тепловіддачі від підігрівача до суміші

Знаходимо критерій Прандтля,  $Pr$  [25]:

$$Pr = \frac{\mu_{cm} * C_{cm}}{\lambda_{cm}} \quad (3.25)$$
$$Pr = \frac{0.000316 * 3221.5}{0.4025} = 2.59,$$

де  $\mu_{cm}$ - динамічна вязкість суміші,  $\text{Па} * \text{с}$ ;

$C_{cm}$ - питома теплоємність теплоносія,  $\text{Дж}/(\text{кг} * \text{К})$ ;

$\lambda_{cm}$  - теплопровідність суміші,  $\text{Вт}/(\text{м} * \text{К})$ .

Грасгофа,  $Gr$  [28]:

$$Gr = \frac{g}{2} * \frac{d^3}{\nu^2} \beta * \Delta t_{cp} \quad (3.26)$$
$$Gr = \frac{9.81 * 0.032^3}{(4.31694 * 10^{-7})^2} * 0.00035 * 12.42 = 7502236.5,$$

де  $g$ - прискорення вільного падіння,  $\text{м}/\text{с}^2$ ;

$d$ - наружній діаметр труби,  $\text{м}$ ;

$\nu$ - кінематична вязкість суміші,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;

$\beta$ - коефіцієнт об'ємного розширення, 1/К.

Нуссельта,  $Nu$  [25]:

$$Nu = 0.135(Gr * Pr)^{0.33} \quad (3.27)$$

$$Nu = 0.135(7502236.5 * 2.59)^{0.33} = 34.05$$

Розраховуємо коефіцієнт тепловіддачі  $a_H$ , Вт/(м<sup>2</sup>\*К) [25]:

$$a_H = \frac{\overline{Nu} * \lambda_{ст}}{d_{НАР}} \quad (3.28)$$
$$a_H = \frac{34.05 * 0.4025}{0.032} = 428.29 \text{ Вт/(м}^2\text{*К)}.$$

Коефіцієнта тепловіддачі від гріючої води до зміювика

Знаходимо критерій Прандтля  $Pr$  [3]:

$$Pr_{гр} = \frac{\mu_{гр} * C_{гр}}{\lambda_{гр}} \quad (3.29)$$

$$Pr_{гр} = \frac{0,000549 * 4181}{0,648} = 3,54,$$

де  $\mu$ - динамічна вязкість горячого теплоносія, Па\*с;

$\lambda$ - теплопровідність горячого теплоносія,Вт/(м\*К).

Рейнольдса  $Re$  [25]:

$$Re_{гр} = \frac{w * d_{вн}}{v_{гр}} \quad (3.30)$$

$$Re_{гр} = \frac{1.2 * 0.026}{0.000000556} = 56115.10,$$

де  $w$  - швидкість горячого теплоноія в трубї, м/с;

$d_{вн}$ - внутрішній діаметр труби, м;

$\nu_{гр}$ - кінематична вязкість горячого теплоносія м<sup>2</sup>/с.

Нуссельта Nu [28]:

$$Nu_{гр} = 0.023 * Re_{гр}^{0.8} * Pr_{гр}^{0.43} \quad (3.31)$$

Коефіцієнт тепловіддачі від гріючої води до зміювика  $a_{BH}$ , Вт/(м<sup>2</sup>\*К) [25]:

$$a_{BH} = \frac{Nu * \lambda_{гд}}{d_{BH}} \quad (3.32)$$
$$a_{BH} = \frac{249.64 * 0.648}{0.051} = 6221.83 \text{ Вт/(м}^2\text{*К)}.$$

Розрахунок коефіцієнта теплопередачі від гріючої води до суміші у резервуарі К, Вт/(м\*К) [25]:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{a_{BH}} + \frac{d_{BH} \ln \frac{d_H}{d_{BH}}}{2\lambda} * \frac{1}{a_H}} \quad (3.33)$$
$$K = \frac{1}{\frac{1}{6221.83} + \frac{0.026}{2 * 0.4025} \ln \frac{0.032}{0.026} * \frac{1}{428.29}} = 114.10 \text{ Вт/(м * К)}.$$

Розрахунок поверхні теплообміну

Внутрішня поверхня F, м<sup>2</sup>[25]:

$$F_{BH} = \frac{Q_B}{K * \Delta t_c} \quad (3.34)$$
$$F_{BH} = \frac{1187.9}{113.5 * 29.72} = 0.837 \text{ м}^2,$$

Наружня поверхня F, м<sup>2</sup>[25]:

$$F_H = F_{BH} \frac{d_H}{d_{BH}} \quad (3.35)$$

$$F_H = 0,351 \frac{0,057}{0,051} = 0,4 \text{ м}^2,$$

Середня поверхня теплообміну  $F$ , м<sup>2</sup>:

$$F_{\text{ср}} = \frac{F_H + F_{BH}}{2} \quad (3.36)$$

$$F_{\text{ср}} = \frac{0,4 + 0,35}{2} = 0,37 \text{ м}^2.$$

Вибираємо підігрівач за АТК 24.218.07-91 "АТК 24.218.07-91 Устройства теплообменные наружные внутренние сосудов и аппаратов"

Розраховуємо насос для частини бензину в кількості  $g_q=1,0$  кг/с у якості зрошення на верх ректифікаційної частини колони стабілізації.

Визначаємо швидкість руху рідини в трубопроводі  $w$ , м/с:

$$w = \frac{L}{0,785 \cdot d_1^2} \quad (3.37)$$

де  $L$  - витрати нафти на зрошення, м<sup>3</sup>/с;

$d$  - діаметр труби, мм.

$$w = \frac{0,00153}{0,785 \cdot 0,1^2} = 0,194 \text{ м/с}$$

Прийmemo, що трубоповід сталевий, коррозія незначна  $0,2 \cdot 10^{-3}$  м.

Визначаємо критерій Рейнольдса  $Re$ , :

$$Re_{\text{гр}} = \frac{w \rho}{\mu} \quad (3.38)$$

де  $\rho$  - щільність нафти, кг/м<sup>3</sup>;  
 $\mu$  - динамічний коефіцієнт вязкості, Па\*с.

$$Re = \frac{0.194 * 0.1 * 650}{0.000726} = 17450.$$

$$L = \frac{\Delta}{d_1} = \frac{0.2 * 10^{-3}}{0.1} = 0.002, \quad \frac{1}{L} = 500,$$

$$10 \frac{1}{L} = 5000, \quad 560 \frac{1}{L} = 280000, \quad 5000 < Re < 280000.$$

У трубопроводі має місце змішане тертя і коефіцієнт тертя розглядають за формулою  $\lambda$ ,:

$$\lambda = 0.11 \left( L + \frac{68}{Re} \right)^{0.25} \quad (3.39)$$

$$\lambda = 0.11 \left( 0.002 + \frac{68}{17450.12} \right)^{0.25} = 0.030$$

Визначаємо суму коефіцієнтів місцевих опорів для лінії:

- а) вхід у трубу  $\zeta=0.5$ ;
- б) прямоточні вентиля  $\zeta=5.5$
- в) вихід із труби  $\zeta=1$
- г) нормальні вентель  $\zeta=2,9$
- д) колено  $\zeta=1,33$

$$\Sigma \zeta = 1.33 + 2.9 + 1 + 5.5 + 0.5 = 11.23$$

Втрати напору визначимо за формулою  $\Delta h_n$ , м:

$$\Delta h_n = \left( \lambda \frac{1}{d_1} + \Sigma \zeta \right) * \frac{w^2}{2g}, \quad (3.40)$$



$$\Delta h_n = \left(0.030 \frac{1}{0.1} + 11.23\right) * \frac{0.19^2}{2 * 9.81} = 2.14 \text{ м.}$$

Напір насоса визначимо за формулою  $\Delta h_n$ , м:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + H_r + \Delta h_r, \quad (3.41)$$

де  $P$  - перепад тисків в апараті і трубопроводі;

$H$  - висота піднімання рідини;

$\Delta h$  - утрати напору в лінії.

$$H = \frac{421}{650 * 9.81} + 25 + 2.14 = 45.44 \text{ м.}$$

Потужність  $N$ , використовування двигуном насоса  $N$ , Вт:

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta} \quad (3.42)$$

$$N = \frac{0.069 * 650 * 9.81 * 45.44}{1000 * 0.6} = 33.3 \text{ кВт.}$$

Дані характеристики задовольняє насос 1Д630-90, характеристика:

$Q=250$  м<sup>3</sup>/ч.  $H=50$  м;  $n=1180$ , об/мин - частота обертання вала;  $\eta=0.60$ .

Вибираємо компресор для відводу газу що неконденсувався у кількості  $g=3,29$  м<sup>3</sup>/с.

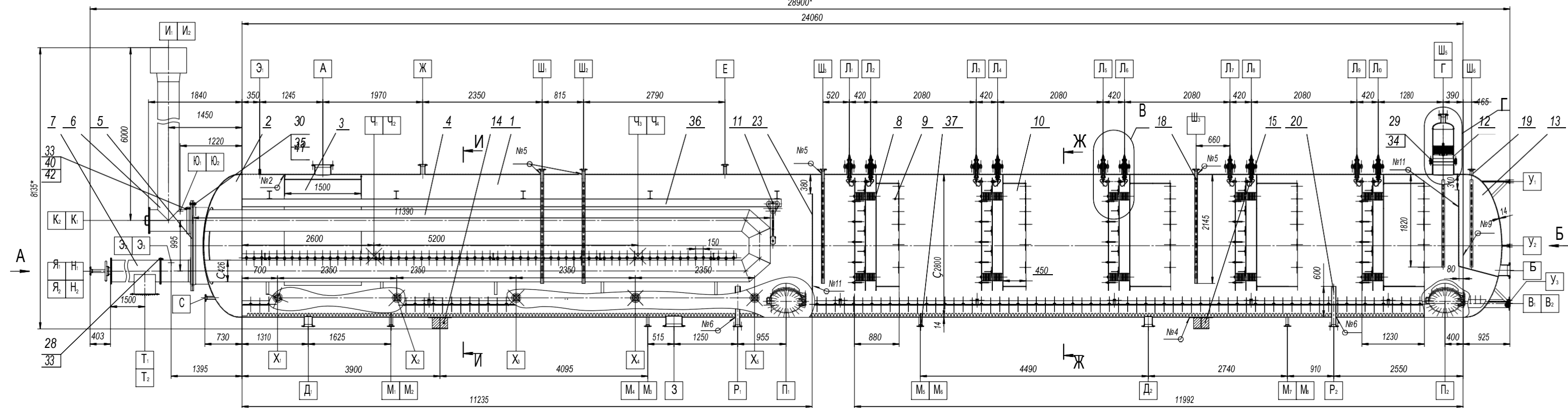
Потрібні характеристики задовільняє поршневий компресор С-200 АВ 515  $v=200$ л,  $V=515$ л/мин,  $P=10$ ат  $N=380$ В  $p=125$ кг. Габарити Д х Ш х В, мм 1460х640х1150.

## Література

1. Леонтьев С.А. Расчет технологических установок системсбора и подготовки скважинной продукции / С. А. Леонтьев, Р.М. Галикеев, О. В. Фоминых. – Тюмень: ТюмГНГУ, 2010. – 116 с.
2. Каспарьянц К. С., Кузин В. И., Григорян Л. Г. Процессы и аппараты для объектов промышленной подготовки нефти газа. – М.: Недра, 1977. -254 с.
3. Склабінський В. І. Технологічні основи нафто- та газопереробки Склабінський В. І. Ляпощенко О. О., Артюхов А. Є. – Суми: Сумський державний університет, 2011. – 187 с.
4. Ишмурзин А.А., Храмов Р.А. Процессы и оборудование системы сбора и подготовки нефти, газа и воды. – Уфа: УГНТУ 2003. – 144 с.
5. Кабиров М.М., Гумеров О.А., Сбор, промышленная подготовка продукции скважин. – Уфа: Изд-во УГНТУ, 2003. – 70 с.
6. Технологические расчеты установок переработки нефти / Танатаров М. А., Ахметшина М. Н., Фасхутдинов Р. А. и др. – М.: Химия, 1987. – 352 с.
7. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.:Химия, 1989. - 576с.
8. Кабиров М.М., Гумеров О.А., Сбор, промышленная подготовка продукции скважин. – Уфа: Изд-во УГНТУ, 2003. – 70 с.
9. Технологические расчеты установок переработки нефти / Танатаров М. А., Ахметшина М. Н., Фасхутдинов Р. А. и др. – М.: Химия, 1987. – 352 с.
10. Эмирджанов Р. Т. Лембранский Р.А. Основы технологических расчетов в нефтепереработке и нефтехимии. – М.: Химия, 1898. – 192 с.
11. Михеев В.П. Газовое топливо и его сжигание. – М: Недра, 1966. – 328 с.

12. Каруш С. А. Расчет газовых горелок. – Томск: ТГАСУ, 2014. – 36 с.
13. Логинов В.И. Обезвоживание и обессоливание нефтей. – М.: Химия, 1979. – 216 с., ил.
14. Иванов Ю.В. Основы расчета и проектирования газовых горелок. – М: Гостоптехиздат, 1963 – 360 с.
15. Гідродинаміка інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу: дисертація на здобуття наукового ступеня канд. техн. наук / О. О. Ляпощенко – Суми: СумДУ, 2006. – 152с.
16. Байков Н.М., Позднышев Г.Н., Мансуров Р.И. Сбор и промысловая подготовка нефти, газа и воды. – М., Недра, 1981. – 261 с.
17. Стоцкий Л. Р., Кочегар котельных на жидком и газообразном топливе. – М.: Недра, 1969. – 384 с.
18. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – 10-е изд., стереотипное, доработанное.
19. Liquid-Liquid Coalescer Design Manual / ACS industries, ACS separations and mass transfer product, LP Houston, Texas, U.S.A
20. Ужов В.Н., Мягков Б.И. Очистка промышленных газов фильтрами. –М.: Химия, 1970 – 320 с.
21. Кузнецов, А. А. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов : справ. пособие / А. А. Кузнецов, Е. Н. Судаков. - М. : Химия, 1983. - 223 с.
22. Мильштейн Л.М., Бойко С.И., Запорожец Е.П. Нефтегазопромысловая сепарационная техника. - Справочное пособие.
23. Савченков, А. Л. Технологический расчёт ректификационной колонны : учебное пособие / А. Л. Савченков. - Тюмень : ТюмГНГУ, 2012. - 62 с.
24. Бондаренко Б.И. Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа Б.И. Бондаренко Москва 2003-202 с.

25. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, К.Ф.Павлов, П.Г.Романков, А.А.Носков.-10-е изд., перераб. и доп.-Л.:Химия,1987.-576 с.



Таблиця штуцерів

Позначення	Призначення	Кіл. шт.	Прокід Ду, мм	Тиск Ру, МПа
A	Вихід нафтогазової суміші	1	300	1,6
Б	Вихід нафти	1	200	1,6
В <sub>2</sub>	Вихід води	2	150	1,6
Г	Вихід газу	1	100	1,6
Д <sub>2</sub>	Для дренажа	2	150	1,6
Е	Для термодатчика	1	50	1,6
Ж	Вихід з запобіжного клапана	1	80	0,6
З	Для видалення шламу	1	300	1,6
И <sub>1,2</sub>	Вихід димових газів	2	-	-
К <sub>2</sub>	Смотровий люк	2	450	0,1
Л <sub>1</sub>	Електроконтактний	10	100	1,6
М <sub>1</sub>	Вхід промислової води	8	50	1,6
Н <sub>2</sub>	Вхід паливного газу	2	50	1,6
Л <sub>2</sub>	Лок-лаз	2	500	1,6
Р <sub>2</sub>	Міждисний злив	2	80	1,6
С	Для пропарки	1	50	1,6
Т <sub>2</sub>	Забір повітря	2	-	-
Х <sub>5</sub>	Вихід пули	5	80	1,6
Ч <sub>1</sub>	Вхід промислової води	4	80	1,6
У <sub>1</sub>	Вітвір проб	3	15	1,6
Ш <sub>5</sub>	Для ріверміра	6	50	1,6
Э <sub>2</sub>	Для заміру тиску	3	M20	-
Ю <sub>2</sub>	Для термодатчика	2	M20	-
Я <sub>2</sub>	Для газового запальника	2	-	-

Технічна характеристика

Апарат призначений для зневоднення нафти і сепарації газів	Робочий простір	
	корпус	трубний
1 Робочий тиск, МПа	0,4	атмосферное
2 Розрахунковий тиск, МПа	1,0	0,1
3 Максимально допустима робоча температура стінки, С	100	400
4 Минимально допустима робоча температура стінки, С	мінус 60	мінус 60
5 Розрахункова температура стінки, С	100	400
4 Робоче середовище	нафта, вода, попутний газ	попутний газ, димові гази, повітря
5 Характеристика середовища: - клас небезпеки (за ГОСТ 12.1.007) - лежачонебезпека (за ГОСТ 12.1.004) - категорія вибухонебезпечності - група небезпеки суміші		3 так IIA T3
6 Номінальний об'єм, м <sup>3</sup>	148	6
7 Поверхня теплообміну, м <sup>2</sup>		62 тип 3,04 max 5,02
8 Розрахункова теплова потужність, МВт		max 5,02
9 Група апарата		1
10 Термін експлуатації, роки		15

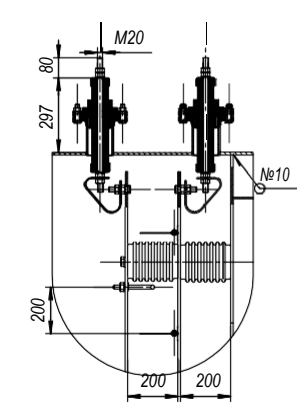
Таблиця зварних швів

№	Позначення зварювального шва	Категорія	Кіл. шт.	Довжина, мм	Електроод або зварник
1	ГОСТ 8713-79-Т1 АФ	катет 4 <sup>1</sup> <sub>05</sub>	10	620	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5
2	ГОСТ 8713-79-Т3 АФ	катет 4 <sup>1</sup> <sub>05</sub>	2	12	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5
3	ГОСТ 8713-79-Н1 АФ	катет 4 <sup>1</sup> <sub>05</sub>	20	1,64	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5
4	ГОСТ 8713-79-Н1 АФ	катет 6 <sup>1</sup> <sub>2</sub>	2	15,55	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5
5	ГОСТ 8713-79-Т1 АФ	катет 2 <sup>1</sup> <sub>05</sub>	6	1,08	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5
6	ГОСТ 8713-79-Т1 АФ	катет 5 <sup>1</sup> <sub>05</sub>	2	0,56	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5
7	ГОСТ 8713-79-Т1 АФ	катет 3 <sup>1</sup> <sub>05</sub>	8	1,43	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5
8	ГОСТ 8713-79-С7 АФ		8	1,43	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5
9	ГОСТ 8713-79-С7 АФ		2	17,6	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5
10	ГОСТ 8713-79-Т3 АФ	катет 4 <sup>1</sup> <sub>05</sub>	5	35,3	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5
11	ГОСТ 8713-79-Т1 АФ	катет 3 <sup>1</sup> <sub>05</sub>	2	10,10	4 св-09Г2С, УОНИ-13-55-5

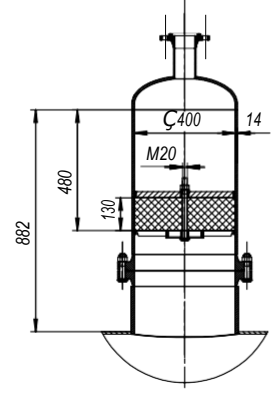
Технічні вимоги

- Апарат виготовити відповідно до СОО МПТ 71.120-217 "Посудини і апарати сталеві зварені. Загальні технічні умови".
- Апарат випробувати на міцність і щільність згідно з вимогами: корпус 1 МПа, труби 0,2 МПа.
- Зварні з'єднання повинні відповідати вимогам ОСТ26-3-87 "Зварювання в хімічному машинобудуванні. Основні положення".
- Зварні шви, які контактують з середовищем контролювати в обсязі 100%.
- На місці монтажу апарат необхідно теплоізолювати.
- Зовнішнє антикорозійне покриття виконати відповідно до вимогам ГОСТ 9.602 "Єдина система захисту от корозии і старения. Сооружения подземные. Общие требования к защите от коррозии".
- \* Розміри для довідок

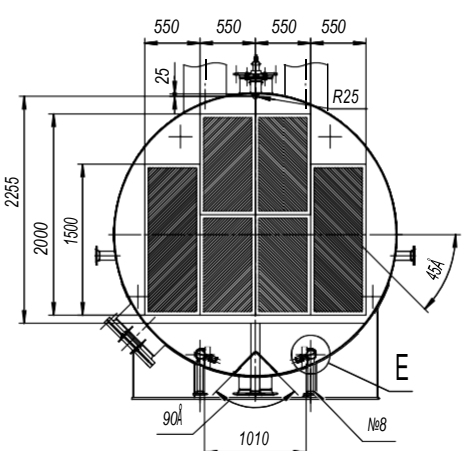
В(1:10)



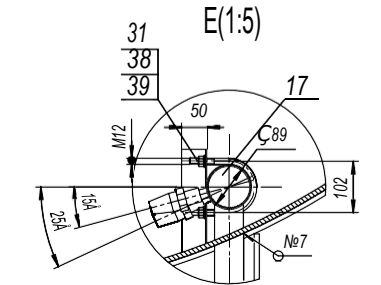
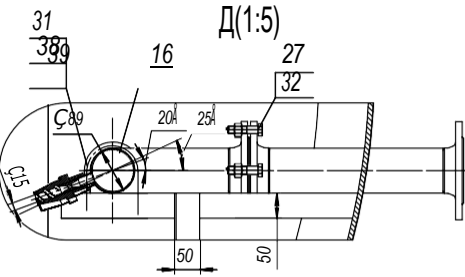
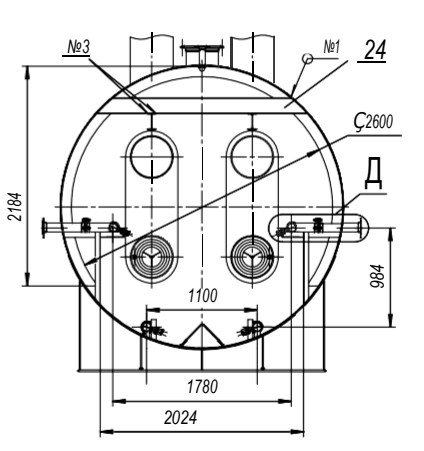
Г(1:10)



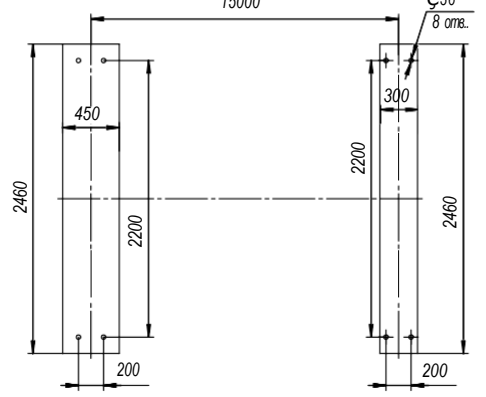
Ж-Ж



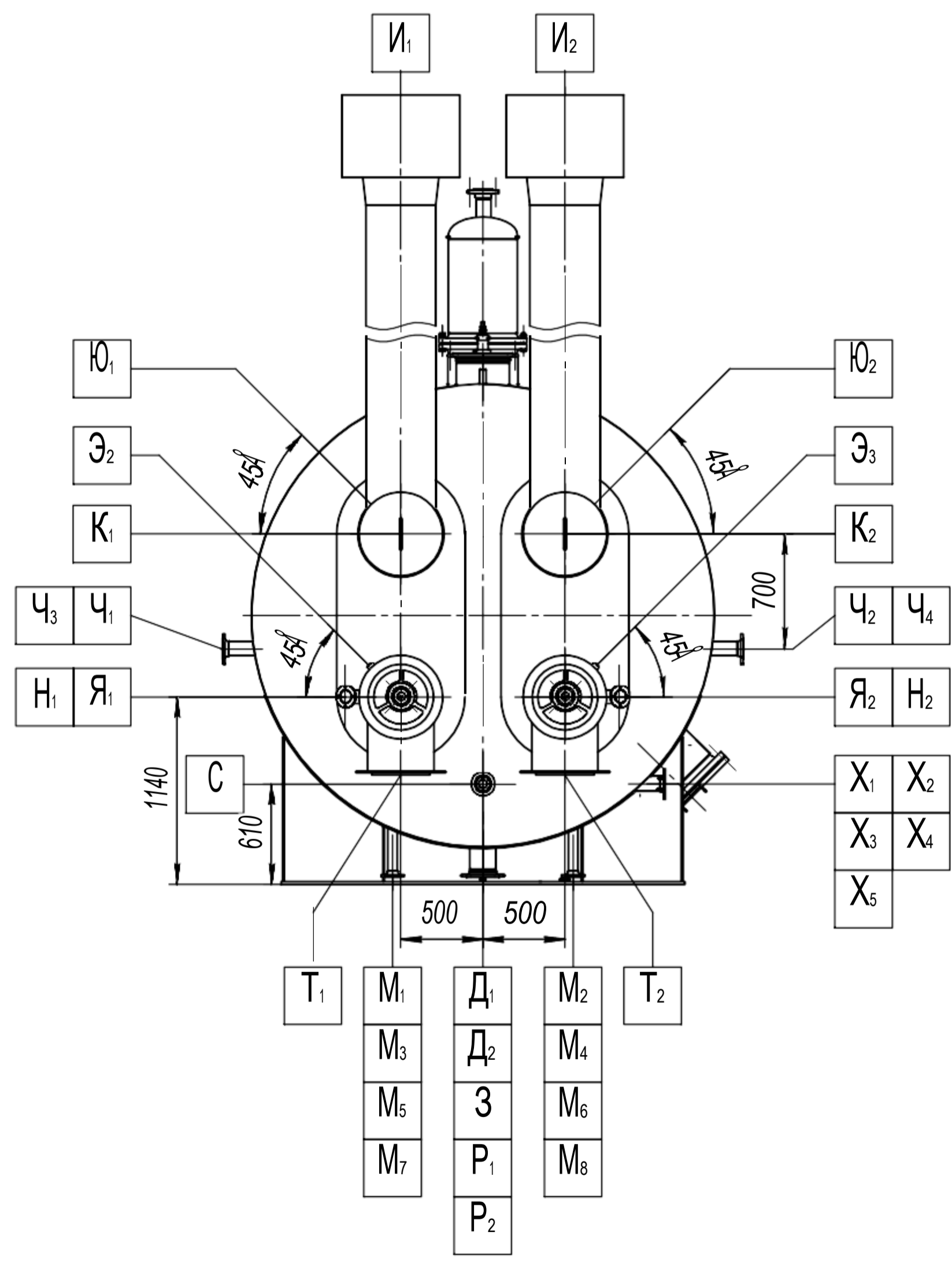
И-И



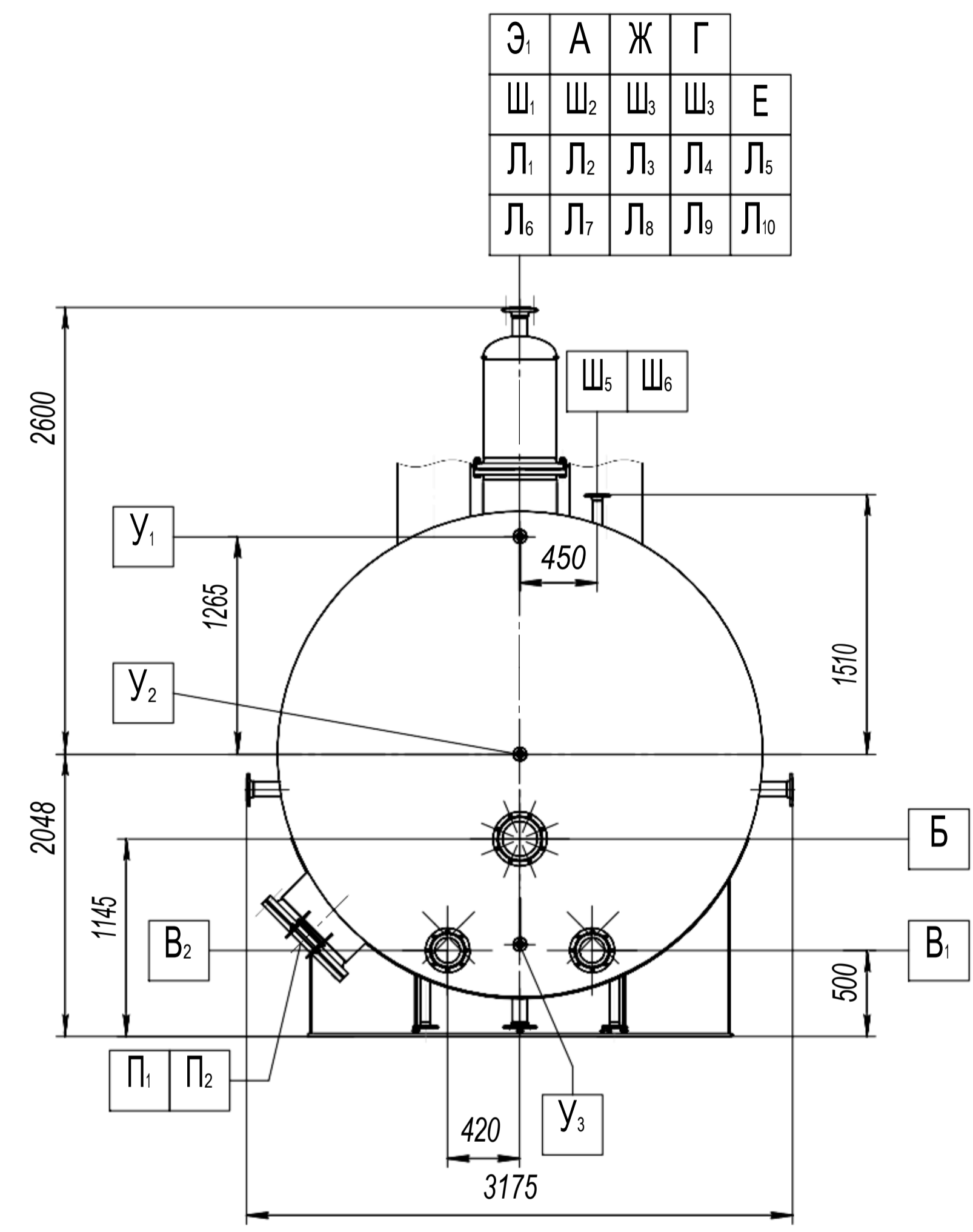
План кріпильних отворів



А



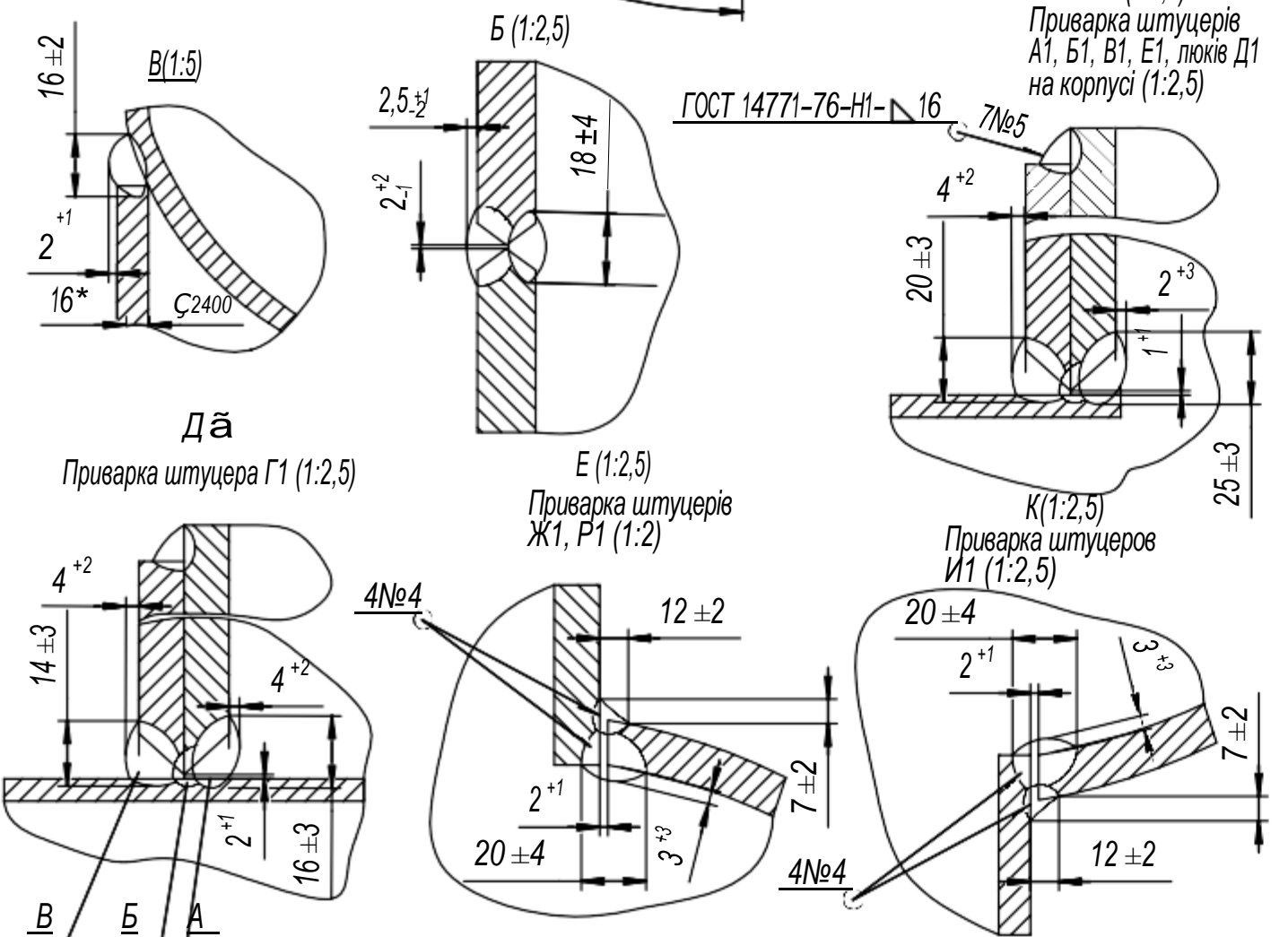
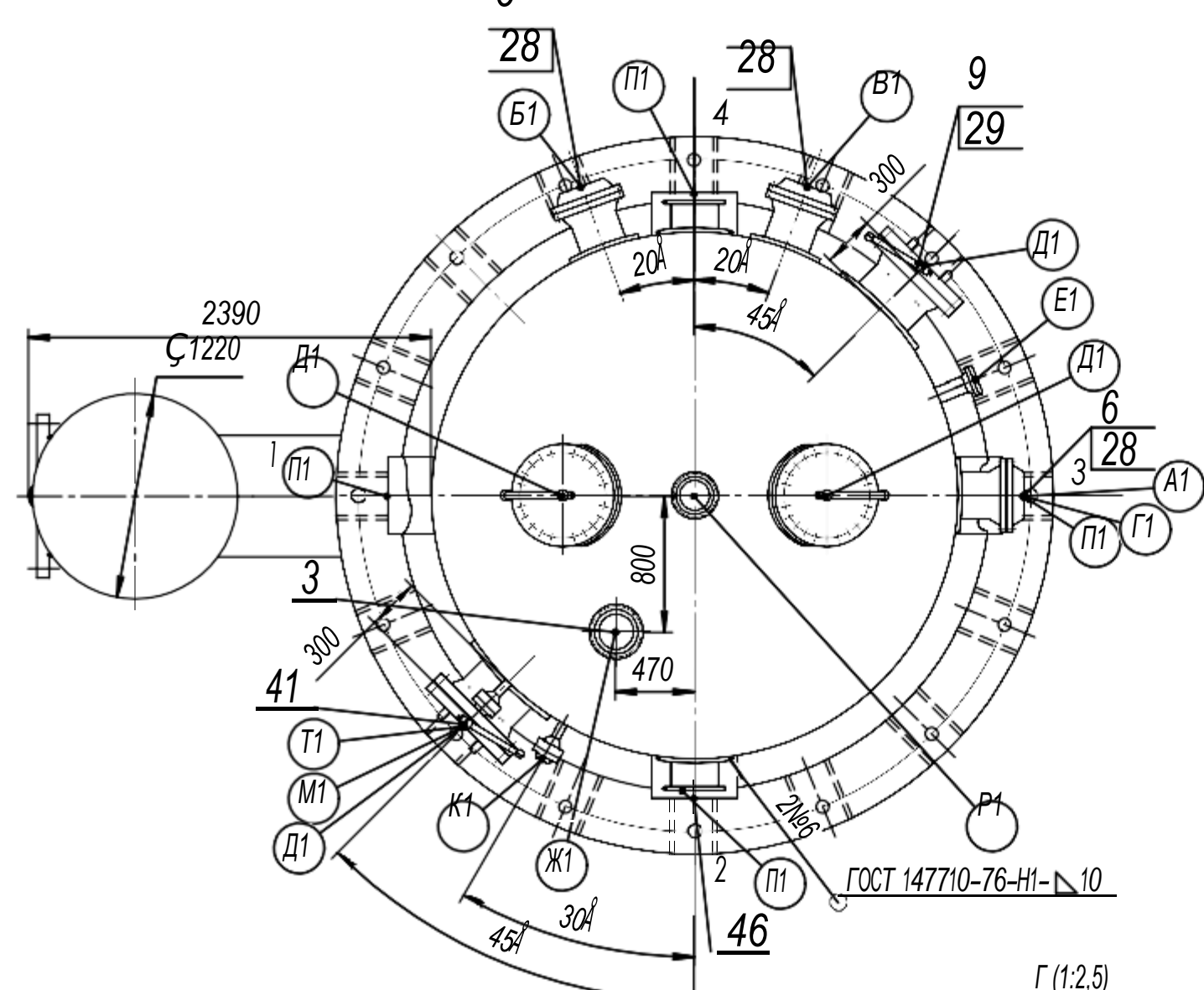
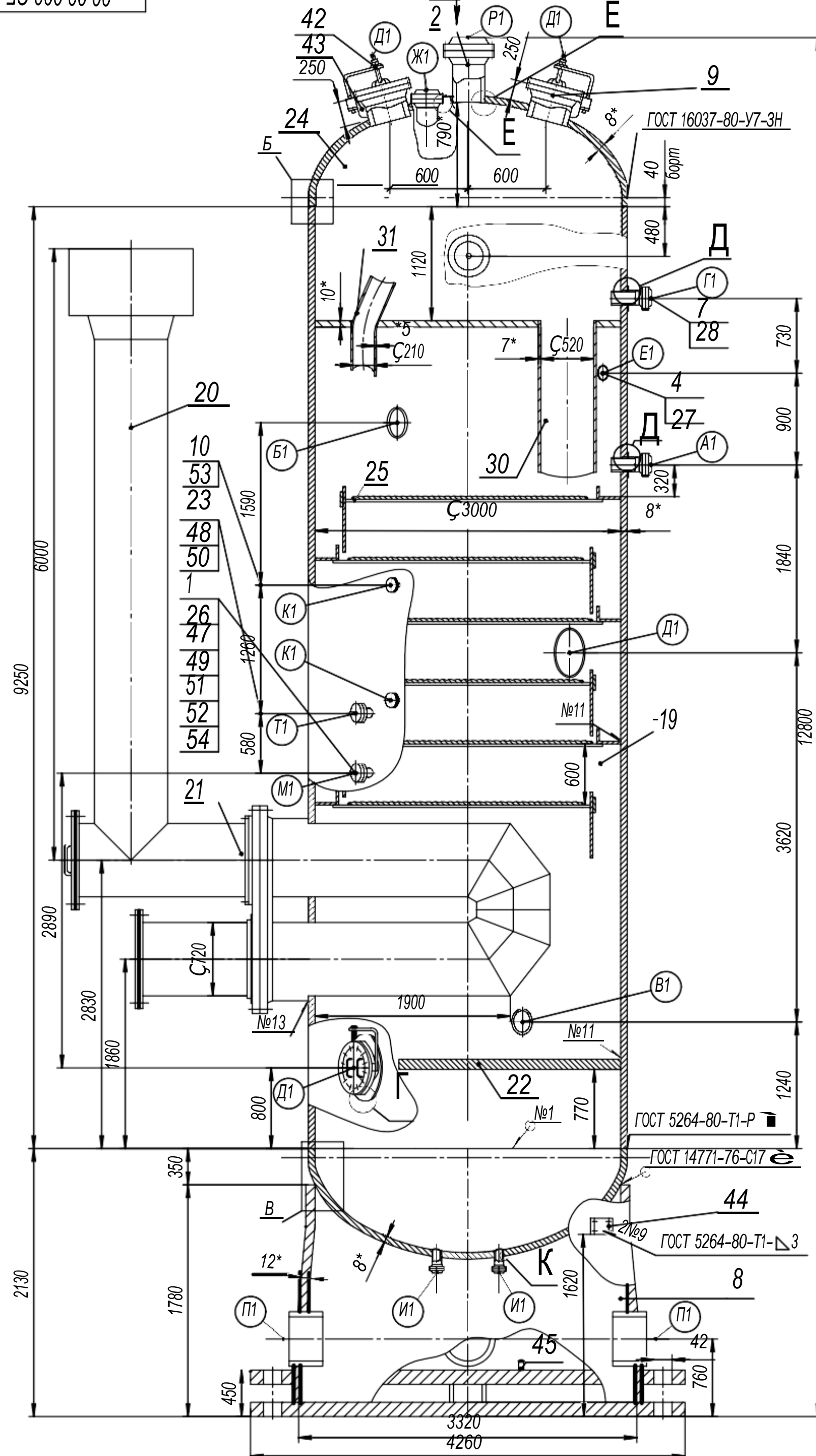
Б



Э <sub>1</sub>	А	Ж	Г	
Ш <sub>1</sub>	Ш <sub>2</sub>	Ш <sub>3</sub>	Ш <sub>3</sub>	Е
Л <sub>1</sub>	Л <sub>2</sub>	Л <sub>3</sub>	Л <sub>4</sub>	Л <sub>5</sub>
Л <sub>6</sub>	Л <sub>7</sub>	Л <sub>8</sub>	Л <sub>9</sub>	Л <sub>10</sub>

Изм. № подл. Подп. и дата  
 Взам. инв. № Инв. № дубл. Подп. и дата

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
------	------	----------	-------	------



Таблиця зварювальних швів

Позн. номер шва	Вид зварювання	Електрод, зварювальний дріт				Маса наплавл. металу, кг	Марка флюсу або захисний газ
		Тип	ДСТУ. ТУ	Марка	Діаметр, мм		
1	автоматичне		DIN8557	NIZUP	4	42	АН 348А
2 8 Б, В, Д	напівавтоматичне		2246-70	св-08Г2С	1,6	86	СО <sub>2</sub>
9 13 А, Г	ручне електродугове	Е50А	9467-75	уони 13/55	5	6,4	42
					4	22,4	
					3	3,2	
14	ручне електродугове на монтаж	9-10Х25 Н13Г2	10052-75	03Л-6	3	0,04	
16...20	ручне електродугове на монтаж	Е50А	9467-75	уони 13/55	5	11	28
					4	14	
					3	3	

Позначення	Призначення	Кількість	Прохід умовний	Тиск умовний МПа	Клас умовний кгс/см <sup>2</sup>	Висота, м
А1	Вихід очищеної нафти	1	125	1,6	16	200
Б1	Сигналізація рівня ПФ-49	1	100	4,0	40	200
В1	Регулятор рівня РУФЦ 365-40	1	100	1,6	16	200
Г1	Вхід суміші (газ-рідина)	1	120	1,6	16	200
Д1	Люк	4	400	1,6	16	див.кресл.
Е1	Для запобіжного клапану	1	50	1,6	16	200
Ж1	Вимірювач рівня ИУВЦ	1	200	1,6	16	200
И1	Вихід води	2	50	1,6	16	150
К1	Показчик рівня	2	20	2,5	25	150
М1	Для монотра	1	20/М20*1,5	4,0	40	150
П1	Лаз	4	-	-	-	-
Р1	Вихід газу	1	250	1,6	16	250
Т1	Для термометра	1	20/М27*2	4,0	40	150

Технічна характеристика

Призначення для бензину		
Параметри		Значення параметрів
Тиск МПа (кгс/см <sup>2</sup> )	робочий	0,4 (4)
	розрахунковий	0,49 (4,9)
Середовище	Пробне при гідровипробуваннях	в вертикальному положенні в горизонтальному положенні
		0,625 (6,25) -
Температура, °С	Розрахункова стінка	
	Мінімально допустима робоча стінка	50
	Максимально допустима робоча стінка	15
	Мінімальне робоче середовище	50
Середовище	Характеристика	
	Склад	нафта, вода, газ
	категорія та група вибухонебезпечності	2 А-Т2
Середовище	Характеристика	
	клас небезпечності	4
	категорія пожежонебезпечності по СІП 209.02-85	А
Прибавка для компенсації корозії, мм		0,2
Розрахунковий термін служби, років		10
Район території по швидкісному натиску вітру		І-5
Число циклів навантаження за весь термін служби, не більше		1000
Група апарату по ДСТУ 3-17-191-2000		1
Клас герметичності		5
Маса, кг	порожнього	60616
	при гідровипробуванні	776286

Технічні вимоги

- 1 Матеріал, виготовлення та зварювання згідно "Правил пристрою і безпечної експлуатації посудин, працюючих під тиском", ДНАОП 0.00-1.07-94, СОУ-МПП 71.120-217:2009.
- 2 Контроль зварювальних швів - 100%.
- 3 Невказані граничні відхилення розмірів Н14, н14, ±Т14/2.
- 4 Консервація незабарвлених поверхонь виробляти за технологічним процесом.
- 5 Погрузка та кріплення апарату при перевезенні по залізничній дорозі згідно дотримання всіх вимог.
- 6 \*Розмір для довідок.

ДОДАТОК К  
(обов'язковий)

Результати розрахунку оптимальних термодинамічних параметрів

Компонент	$P=0,2 \text{ МПа}, T=60^\circ\text{C}, e'=0,02579$		
	масова доля компоненту в газорідинній суміші	масова доля компоненту у газовій фазі	масова доля компоненту в рідинній фазі
N <sub>2</sub> (M=28)	0,00003	0,0012	-
CO <sub>2</sub> (M=44)	0,00012	0,0040	-
H <sub>2</sub> S (M=34)	0,01141	0,3104	0,0039
CH <sub>4</sub> (M=16)	0,00257	0,0966	0,0002
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (M=30)	0,00390	0,1158	0,0011
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (M=44)	0,00161	0,0314	0,0009
и-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (M=58)	0,07250	0,0883	0,0052
н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (M=58)	0,00109	0,0106	0,0009
и-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (M=72)	0,00222	0,0113	0,0020
н-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (M=72)	0,00163	0,0068	0,0015
н-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (M=86)	0,00004	-	-
C <sub>7+</sub> (M=100+)	0,62603	0,2747	0,6348
H <sub>2</sub> O (M=18)	0,34210	0,0488	0,3495
$\Sigma$	$\approx 1,0$	$\approx 1,0$	1,0
Середня молярна маса $M_{CP}$	38,9	36,8	38,9
Масова витрата $G$ , кг/с	75,0	1,833	73,2

Компонент	$P=0,2 \text{ МПа}, T=35^\circ\text{C}, e'=0,0164$		
	масова доля компоненту в газорідинній суміші	масова доля компоненту у газовій фазі	масова доля компоненту в рідинній фазі
N <sub>2</sub> (M=28)	0,00003	0,0220	-
CO <sub>2</sub> (M=44)	0,00012	0,0062	-
H <sub>2</sub> S (M=34)	0,01141	0,4062	0,0062
CH <sub>4</sub> (M=16)	0,00257	0,1705	0,0004
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (M=30)	0,00390	0,1635	0,0018
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (M=44)	0,00161	0,0325	0,0012
и-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (M=58)	0,07250	0,0728	0,0064
н-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (M=58)	0,00109	0,0080	0,0010
и-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (M=72)	0,00222	0,0070	0,0022
н-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (M=72)	0,00163	0,0040	0,0016
н-C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (M=86)	0,00004	-	-
C <sub>7+</sub> (M=100+)	0,62603	0,1106	0,6328
H <sub>2</sub> O (M=18)	0,34210	0,0165	0,3464
$\Sigma$	$\approx 1,0$	$\approx 1,0$	1,0
Середня молярна маса $M_{CP}$	38,9	30,8	39,0
Масова витрата $G$ , кг/с	75,0	0,967	74,024



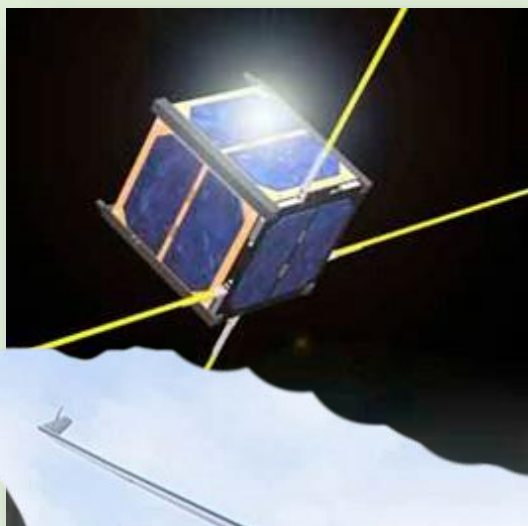
Компонент	$P=0,6 \text{ МПа}, T=60^\circ\text{C}, e'=0,006236$		
	масова доля компоненту в газорідинній суміші	масова доля компоненту у газовій фазі	масова доля компоненту в рідинній фазі
$\text{N}_2$ (M=28)	0,00003	0,0045	-
$\text{CO}_2$ (M=44)	0,00012	0,0067	0,0001
$\text{H}_2\text{S}$ (M=34)	0,01141	0,3373	0,0099
$\text{CH}_4$ (M=16)	0,00257	0,2632	0,0014
$\text{C}_2\text{H}_6$ (M=30)	0,00390	0,1473	0,0033
$\text{C}_3\text{H}_8$ (M=44)	0,00161	0,0240	0,0015
и- $\text{C}_4\text{H}_{10}$ (M=58)	0,07250	0,0528	0,0070
н- $\text{C}_4\text{H}_{10}$ (M=58)	0,00109	0,0059	0,0011
и- $\text{C}_5\text{H}_{12}$ (M=72)	0,00222	0,0056	0,0022
н- $\text{C}_5\text{H}_{12}$ (M=72)	0,00163	0,0033	0,0016
н- $\text{C}_6\text{H}_{14}$ (M=86)	0,00004	-	-
$\text{C}_{7+}$ (M=100+)	0,62603	0,1280	0,6283
$\text{H}_2\text{O}$ (M=18)	0,34210	0,0214	0,3436
$\Sigma$	$\approx 1,0$	$\approx 1,0$	1,0
Середня молярна маса $M_{CP}$	38,9	28,1	39,0
Масова витрата $G$ , кг/с	75,0	0,338	74,66

Компонент	$P=0,6 \text{ МПа}, T=35^\circ\text{C}, e'=0,00208$		
	масова доля компоненту в газорідинній суміші	масова доля компоненту у газовій фазі	масова доля компоненту в рідинній фазі
$\text{N}_2$ (M=28)	0,00003	0,0097	-
$\text{CO}_2$ (M=44)	0,00012	0,0073	0,0001
$\text{H}_2\text{S}$ (M=34)	0,01141	0,3070	0,0110
$\text{CH}_4$ (M=16)	0,00257	0,4092	0,0020
$\text{C}_2\text{H}_6$ (M=30)	0,00390	0,1444	0,0037
$\text{C}_3\text{H}_8$ (M=44)	0,00161	0,0186	0,0016
и- $\text{C}_4\text{H}_{10}$ (M=58)	0,07250	0,0362	0,0072
н- $\text{C}_4\text{H}_{10}$ (M=58)	0,00109	0,0038	0,0011
и- $\text{C}_5\text{H}_{12}$ (M=72)	0,00222	0,0032	0,0022
н- $\text{C}_5\text{H}_{12}$ (M=72)	0,00163	0,0018	0,0016
н- $\text{C}_6\text{H}_{14}$ (M=86)	0,00004	-	-
$\text{C}_{7+}$ (M=100+)	0,62603	0,0515	0,6268
$\text{H}_2\text{O}$ (M=18)	0,34210	0,0071	0,3426
$\Sigma$	$\approx 1,0$	$\approx 1,0$	1,0
Середня молярна маса $M_{CP}$	38,9	23,9	38,9
Масова витрата $G$ , кг/с	75,0	0,096	74,9

Додаток Л  
(обов'язковий)

Документи, що підтверджують апробацію / впровадження результатів НДР

# Інноваційні розробки університетів та наукових установ МОН України



Міністерство  
освіти і науки  
України



Київ 2017

УДК 001.895 (477) (035)

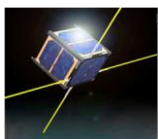
Рекомендовано до друку Президією Ради проректорів з наукової роботи та директорів наукових установ МОН України 20 жовтня 2017 р.

**Інноваційні розробки університетів і наукових установ МОН України / Колектив авторів за заг. ред. М. Стрихи та М. Ільченка. – К.: Інститут обдарованої дитини НАПН України, 2017. – 278 с.**

В інформаційному збірнику наведені рекламні описи 240 інноваційних науково-технічних розробок університетів, які відповідають перспективним напрямам вітчизняної економіки та ілюструють креативну функцію науки в закладах вищої освіти з розробки сучасної високотехнологічної продукції. Цікавою є інформація про досвід університетів з комерціалізації інноваційних розробок і трансферу технологій на внутрішньому та зовнішньому ринках.

Для керівників органів державної влади, інноваційно-орієнтованого бізнесу, виробництва, а також фахівців, які опікуються вирішенням проблем організації науки в Україні.

### Зміст ілюстрацій титульної обкладинки збірника:



Перший український університетський наносупутник «Політан», створений в КПІ ім. Ігоря Сікорського, з 19 червня 2014 р. успішно працює на навколосеземній орбіті. Отримані результати використані при створенні й запуску в космос другого космічного апарата «POLYTAN-2-SAU» в рамках міжнародного наукового проекту QB50 з дослідження термосфери Землі.



Запропонована Кременчуцьким національним університетом імені Михайла Остроградського технологія глибокої очистки побутових і подібних до них за складом стічних вод, впроваджена «під ключ» на десятках об'єктів у більшості регіонів України та впроваджена в Алжирі та Бельгії. Захищена низкою патентів України.



Безпілотний авіаційний комплекс «Spectator» класу «міні» захищений 4 патентами України і затребуваний на ринку військово-промислового комплексу та в аграрній сфері України. Розробка КПІ ім. Ігоря Сікорського доведена до промислового серійного виробництва на ВАТ «Меридіан» ім. С.П. Корольова.



Обертовий вібраційний гранулятор плаву азотних добрив, створений в Сумському державному університеті, захищений понад 30 патентами України на винаходи і корисні моделі. Розробка впроваджена на азотно-тукових підприємствах Болгарії, Естонії, Катару, Куби, Польщі, Республіки Білорусь, Таджикистану, Узбекистану, України та інших країн.



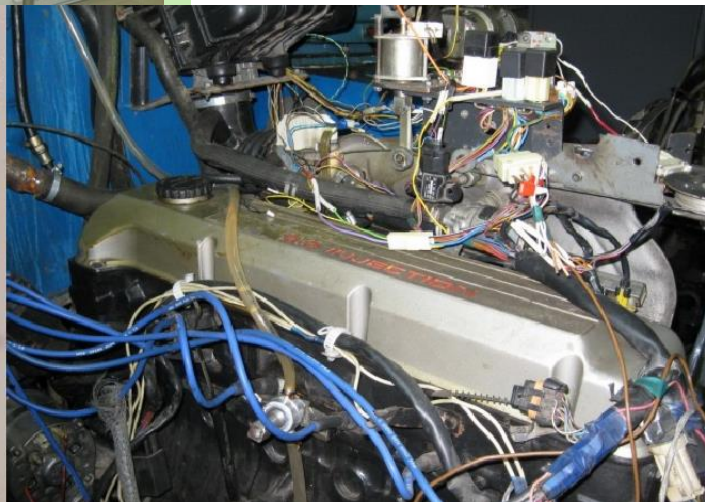
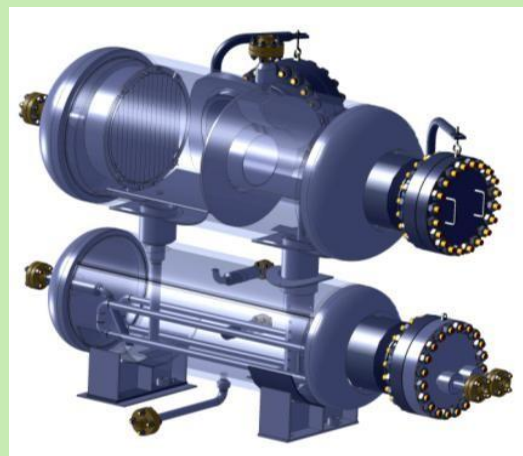
Нове покоління машин військового та цивільного призначення створено завдяки впровадженню технології дискретного зміцнення деталей машин, запропонованої вченими НТУ «Харківський політехнічний інститут». Розробка захищена 23 патентами України.

### Зміст останньої обкладинки збірника



Періоди активізації головних перспективних драйверів (кластерів) економіки України. Сценарії соціально-економічного розвитку держави. Проект КПІ ім. Ігоря Сікорського «Форсайт-2017»

# 6. Машинобудування





## БАГАТОФУНКЦІОНАЛЬНИЙ НАФТОГАЗОВОДОРОЗДІЛЬНИК УСТАНОВКИ ПІДГОТОВКИ НАФТИ

### Призначення

Нафтогазоводороздільник призначений для підготовки нафти і конструктивно об'єднує електродегідратори з блоками підігріву нафти та сепарації

### Основні переваги розробки

Нафтогазоводороздільник вирізняється багатофункціональністю й універсальністю, має високі прогнозовані показники ефективності розділення (сепарації) в широкому діапазоні зміни продуктивності, тиску, температури та ступеня зводненості водонафтової емульсії. Орієнтовні строки окупності нових сепараторів та електродегідраторів – до 3-х років, а у випадку модернізації існуючого сепараційного обладнання – до 1,5 року

### Затребуваність на ринку

Розробка може бути застосована для установок переробки нафти

### Стан готовності розробки

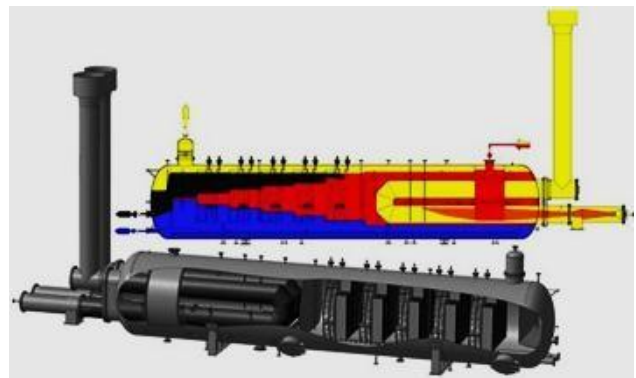
Розробка впроваджена на промислових підприємствах

### Суть розробки

Нафтогазоводороздільник являє собою блочний горизонтальний трифазовий сепаратор із вбудованим трубним нагрівачем прямого нагріву для підігріву та дегазації сирої нафти, який додатково оснащений секціями електростатичної коалесценції, жалюзійними пакетами насадки, сітчастим відбійником-бризкотумановловлювачем, вихровим газосепаратором-вологовідділювачем. При експлуатації апарата як паливний газ використовується виключно попутний нафтовий газ, який виділяється в апараті при дегазації нафти

### Стан охорони інтелектуальної власності

Отримано 15 патентів України на винаходи і корисні моделі



Науково-дослідна частина, Центр науково-технічної і економічної інформації

вул. Р-Корсакова, 2, м. Суми, Україна, 40007

e-mail: [dkurpatov@sumdu.edu.ua](mailto:dkurpatov@sumdu.edu.ua), [info@cni.sumdu.edu.ua](mailto:info@cni.sumdu.edu.ua), тел.: +38(0542) 68-78-69, факс: +38(0542) 33-41-08



## ГАЗОСЕПАРАТОРИ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУВАЛЬНОГО ТИПУ

### Призначення та сфера застосування

Традиційне газосепараційне обладнання, яке застосовується в технологічних лініях хімічних виробництв, характеризується низьким ступенем розділення (ефективність не перевищує 70 %, а іноді сягає навіть 15–30 %). Підвищення ефективності газосепараторів, що виготовляються за державними і галузевими стандартами, можливе завдяки застосуванню нових способів обробки газорідних потоків і встановленню високоефективних інерційно-фільтрувальних сепараційних пристроїв з ефективністю розділення до 99,5 %

### Затребуваність на ринку

Розробка може бути застосована для установок переробки нафти й газу, а також на хімічних виробництвах, де необхідне розділення газорідних потоків

### Суть розробки

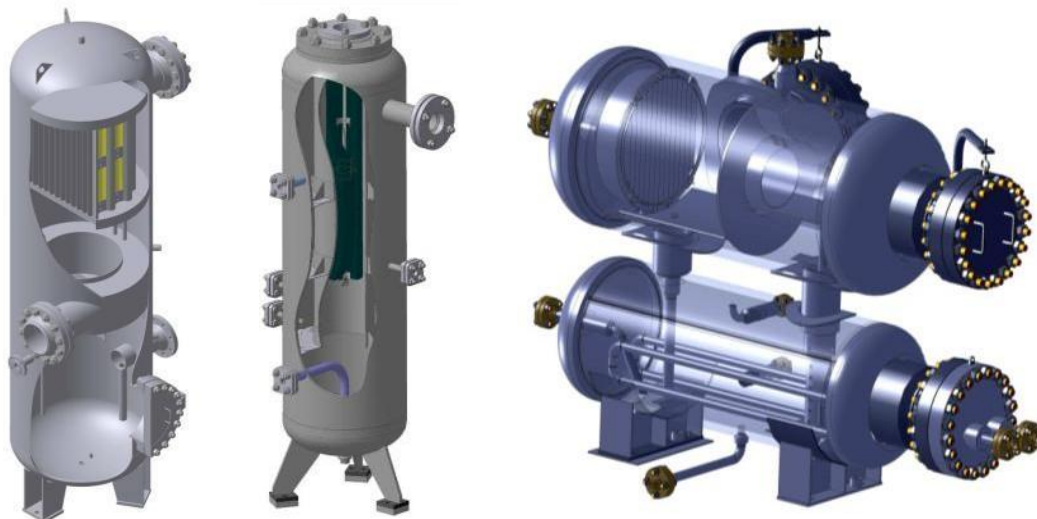
Конструкції комбінованих (інерційно-фільтрувальних) газосепараторів обладнані ефективними вузлами входу, що виконують функції попередньої сепарації рідини та вловлювання механічних домішок, коагуляторами дрібнодисперсного аерозолю і високоефективними відцентровими, інерційними та фільтрувальними сепараційними елементами

### Стан охорони інтелектуальної власності

Отримано 15 патентів України на винаходи та корисні моделі

### Стан готовності розробки

Розробка впроваджена на промислових підприємствах



Науково-дослідна частина, Центр науково-технічної і економічної інформації

вул. Р-Корсакова, 2, м. Суми, Україна, 40007

e-mail: dkurpatov@sumdu.edu.ua, info@cnti.sumdu.edu.ua, тел.: +38(0542) 68-78-69, факс: +38(0542) 33-41-08



## СЕПАРАТОР ГОРИЗОНТАЛЬНЫЙ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОЙ ПОДГОТОВКИ НЕФТИ

Сепаратор горизонтальный предварительной подготовки нефти предназначен для удаления из нефти твердых частиц, обессоливания и отделения пластовой воды. Сепаратор имеет вид горизонтальной цилиндрической емкости (1), которая условно разделена на несколько зон, а именно зону отстаивания которая предназначена для грубого разделения исходной смеси, зона смешения в которой происходит промывка пресной подогретой водой, зона коалесценции где нефтяная эмульсия разделяется на нефть и воду. В секции отстаивания установлен входной распределитель (2), в зоне смешения подогретая вода подается через диспергирующее устройство (4), в секции коалесценции размещены электродегитраторы (5,6) и каплеуловитель (7), при этом зоны разделены переливной перегородкой (3).

Сепаратор работает следующим образом: исходная смесь поступает в аппарат через входной патрубок, расположенный в верхней части корпуса. Проходя через входной распределитель, предварительно отделяются крупные твердые частицы и вода. После этого смесь поступает в отстойную секцию где разделяется под воздействием сил гравитации. После секции отстаивания эмульсия переливается через перегородку и поступает в зону смешения в которой промывается пресной подогретой водой, что позволяет извлечь соли, пластовая вода с твердыми включениями отводится с зоны отстаивания сепаратора. В секции коалесценции происходит расслаивание эмульсии под действием электрического поля и последующим инерционным и гравитационным осаждением. После чего очищенная нефть отводится с аппарата, отделенная вода с твердыми дисперсными частицами также отводится из аппарата. Вдоль всего аппарата, в его нижней части, установлена система промывки твердых примесей. Выделившийся газ проходит каплеуловитель где отделяются дисперсные частицы жидкости и отводится из сепаратора. Промывка осуществляется пресной водой той же температуры что и температура нефти, поэтому для её нагрева предусмотрен подогреватель.

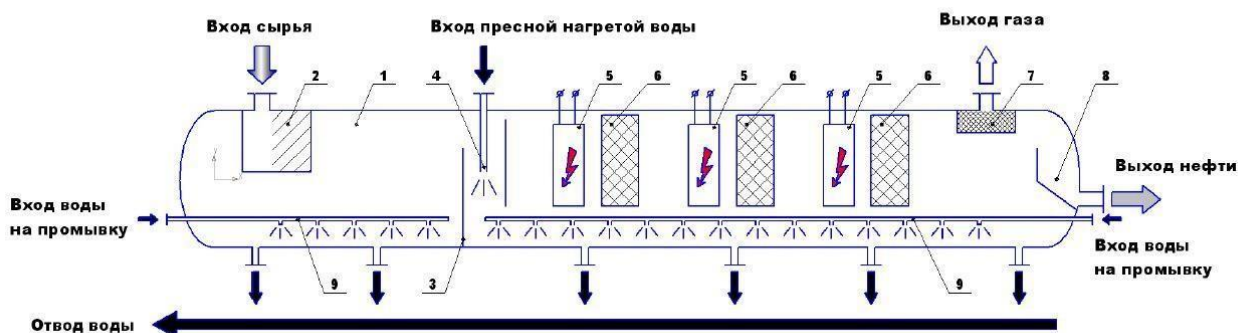


Рисунок 1 – Сепаратор горизонтальный (1 - корпус сепаратора; 2 – входной распределитель; 3 – перегородка; 4 – диспергирующее устройство; 5 – секция электростатической коалесценции; 6 – секция инерционной коалесценции; 7 – каплеуловитель; 8 – карман для сбора нефти; 9 – система промывки).



### Contacts:

**Chemical engineering department**

Ukraine, 2 Rymyskogo-Korsakova st., Sumy, 40007

<http://pohnv.teset.sumdu.edu.ua/>

[info@pohnv.sumdu.edu.ua](mailto:info@pohnv.sumdu.edu.ua)

+38(0542)33-71-24, 68-77-95, 33-70-73, 33-10-24

+38(0542)33-40-58







## СЕПАРАТОР НАКЛОННЫЙ типа КДФТ

Сепаратор наклонный типа КДФТ предназначен для очистки нефти, удаления твердых частиц, обессоливания и отделения пластовой воды. Сепаратор имеет вид цилиндрической ёмкости, расположенной под углом к горизонту, которая условно разделена на несколько зон, а именно зону отстаивания которая предназначена для грубого разделения исходной смеси, зона смешения в которой происходит промывка пресной подогретой водой, зона коалесценции где нефтяная эмульсия разделяется на нефть и воду, а также сборник газа. В секции отстаивания установлен входной распределитель (2), в зоне смешения подогретая вода подается через диспергирующее устройство (4), в секции коалесценции размещены электродегитраторы (5,6), при этом зоны разделены переливной перегородкой (3), сборник газа (9) имеет вид горизонтальной ёмкости и расположен сверху, над наклонным корпусом сепаратора (1), в котором размещен и каплеуловитель (7) для очистки газа от капельной жикости.

Сепаратор работает следующим образом: исходная смесь поступает в аппарат через входной патрубок, расположенный в верхней части корпуса. Проходя через входной распределитель, предварительно отделяются крупные твердые частицы и вода. После этого смесь поступает в отстойную секцию где разделяется под воздействием сил гравитации. После секции отстаивания эмульсия переливается через перегородку и поступает в зону смешения в которой промывается пресной водой, что позволяет извлечь соли, пластовая вода с твердыми включениями отводится с зоны отстаивания сепаратора. В зоне смешения установлен подогреватель, который предназначен для нагрева водонефтяной эмульсии. В секции коалесценции происходит расслаивание эмульсии под действием электрического поля и последующим инерционным и гравитационным осаждением. Газ поступает в сборник, который расположен сверху, над наклонным корпусом, проходит каплеуловитель и выводится из аппарата.

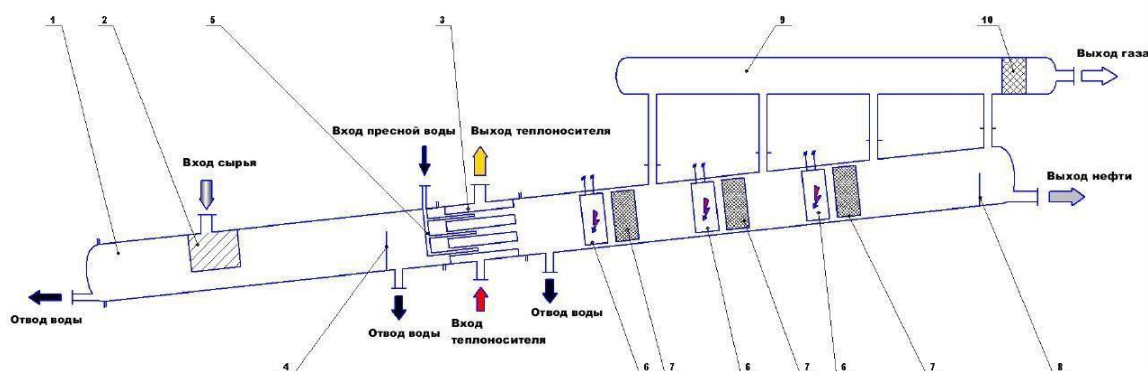


Рисунок 2 – Сепаратор наклонный типа КДФТ (1 - корпус сепаратора наклонный (нижний блок); 2 – входной распределитель; 3 – подогреватель; 4 – перегородка; 5 – система подачи пресной воды; 6 – секция электростатической коалесценции; 7 – секция гидродинамической коалесценции; 7 – каплеуловитель; 8 – карман для сбора нефти; 9 – сборник газа; 10 – каплеуловитель).



### Contacts:

#### Chemical engineering department

Ukraine, 2 Rymyskogo-Korsakova st., Sumy, 40007

<http://pohnv.teset.sumdu.edu.ua/>

[info@pohnv.sumdu.edu.ua](mailto:info@pohnv.sumdu.edu.ua)

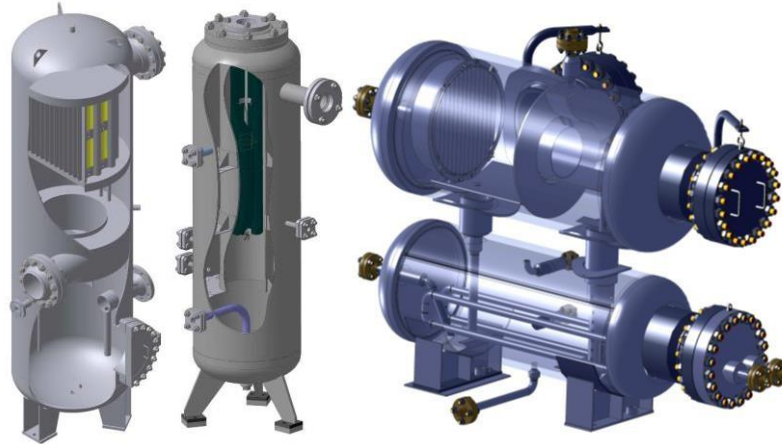
+38(0542)33-71-24, 68-77-95, 33-70-73, 33-10-24

+38(0542)33-40-58





## GAS SEPARATORS OF THE INERTIAL-FILTERING TYPE



Gas separators of the inertial-filtering type are a unique type of equipment combining inertial and filtering methods of gas condensate systems separation. Combined separators are highly efficient gas cleaning from fluid in a wide range of productivity and pressure, provide long resource between regeneration and multiple regeneration, have low hydraulic resistance compared to the coalescing filters and even some gravity-inertial separators leading world manufacturers.

Inertial-filtering separators are used for depuration of the natural and oil gas from fluid and mechanical impurities on the first, middle or final stages of separation at the oil refineries (OR), gas refineries (GR), as an integral equipment at the LNG processing, low temperature separation (LTS), gas dehydration plants (GDP); used for stripping at the oil absorption plants (OAP); for low temperature gas processing using condensation, absorption and rectification; at the plants for condensate/gas stabilization (CSP), for gas processing using gas fractioning, at the gas compressor stations of the main gas lines (GCS), at the underground gas storages (UGS), at the production gas compressor stations for additional pressing (PGCS), for cleaning of gas emissions before its getting into the atmosphere.

Experimental designs highly efficient gas separator successfully completed experimental industrial and acceptance tests, as a result they were implemented at industrial sites OJSC Ukrnafta, JSC «Ukrhazvydobutok», Regal Petroleum Corporation Ltd.

Introduced industrial designs inertial-filter separators confirmed their technical characteristics in an industrial environment and successfully used in the business of oil and gas complex of Ukraine for more than 10 years.

### *Comparison with world analogs*

Parameter	Gravity-inertial separators (OJSC Gazprom)	Coalescing filters (Pall Corp.)	Inertial-filtering separators (SSU)
Separation efficiency, %	75-90	till 99,99	99,5-99,9
Efficient capture droplets size $2R, \mu\text{m}$	$\geq 10-100$	$\geq 0,3$	$\geq 5$
Content fluid inlet, $\text{g}/\text{m}^3$	$\leq 200$	$\leq 100$	$\leq 200$
Drop entrainment, $\text{g}/\text{m}^3$	$\leq 0,020$	$\leq 0,003$	$\leq 0,015$
Hydraulic resistance, MPa	0,010-0,050	$\leq 0,200$	0,015-0,030



## MULTIFUNCTIONAL OIL-GAS-WATER SEPARATOR «HEATER-TREATER» (HEATER-DEEMULSATOR) FOR OIL PREPARATION UNIT

### Function and area of implementation

Oil gas water separator (OGWS) is a modular plant oil treatment, constructively combining electrical dehydrators with oil heating units and separation.

### General technical characteristics, essence of invention

OGWS is a block horizontal three-phase separator with built-in direct heat-pipe for heating and degassing of crude oil, which is additionally equipped with sections of electrostatic coalescence, louver packings, reticulate bumper (spray and fog catcher), vortex gas-moisture separator. During operating of the device as a fuel gas only petroleum gas is used which is released in the device during degassing of oil.

### Comparison with world analogues, main advantages of invention

OGWS features of multifunctionality and versatility, has high predictive values of separation efficiency in a wide range of productivity, pressure, temperature and degree of hydration of an oil-water emulsion.

The estimated payback period of new gas-separators of inertial-filtering type - up to 3 years; in the case of modernization of existing separation equipment - up to 1.5 years.

### Comparison with world analogs

Параметр	Heaters-deemulsators Typhoon and block type (USSR)	«HEATER-TREATER» (Canada)	OGWS (Russian Federation)	OGWS «HEATER-TREATER»
Productivity (for water-emulsion), t / day	400-3000	250-3000	<10000	<2500
Water content in oil (dehydration),%:				
- inlet of device;	20-30	<20	70-90	20-90
- outlet of device	<0,5	<0,5	<5,0	<0,5
Working pressure, MPa	0,6	<0,6	<0,7	0,2-0,6
Temperature of water-oil emulsion heating, °C	<60	<80	40	35-60
Nominal volume, m <sup>3</sup>	32; 100; 200	50-160	110	100
Weight of unit, t	56,5	12-50	65	35,5

### Intellectual property protection status

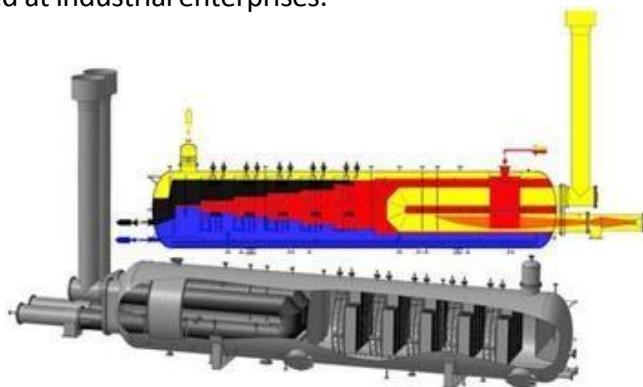
15 patents of Ukraine for inventions and utility models were obtained.

### Market demand

Invention can be applied to oil processing plants.

### Status of invention

Invention is implemented at industrial enterprises.



Multifunctional oil-gas-water separator «HEATER-TREATER»

**RESEARCH DEPARTMENT**

**CENTRE OF SCIENTIFIC & TECHNICAL AND ECONOMICAL INFORMATION**

*Rymkogo-Korsakova str., 2, Sumy, 40007, Ukraine*

tel. (0542) 68-78-69, (0542) 33-41-08

E-mail: [dkurbatov@sumdu.edu.ua](mailto:dkurbatov@sumdu.edu.ua), [info@cnti.sumdu.edu.ua](mailto:info@cnti.sumdu.edu.ua)

## OIL AND GAS EQUIPMENT FOR SEPARATION OF GASES AND OIL-WATER EMULSIONS

### TECHNICAL PROPOSAL

Vice-rector for scientific work,  
D.Sc. (Phys.-Math.)

A. M. Chornous

Scientific supervisor,  
D.Sc. (Eng.), principal researcher

O.O. Liaposhchenko

Property of Sumy State University  
Reprinting, copying and using of materials  
without permission of the university is prohibited.

Sumy  
2018

Our customers and partners :

Regal Petroleum



ЛУКОЙЛ  
НЕФТЯНАЯ КОМПАНИЯ

НАЦІОНАЛЬНА АКЦІОНЕРНА КОМПАНІЯ  
НАФТОГАЗ  
У К Р А І Н И



NATIONAL JOINT-STOCK COMPANY  
NAFTOGAZ  
OF UKRAINE



UKRНАFTA  
УКРНАФТА

## 1. GENERAL INFORMATION

### 1.1. Introduction. Purpose of the development

Commonly used separation equipment for oil and gas has a low efficiency (this characteristic normally does not exceed 70%, and sometimes even equals 15-30%).

Improving the efficiency of oil-gas and gas separators, which is manufactured according to state and industrial standards, is possible by implementing of new methods for treating gas-liquid flows and using already developed separation devices and units with high efficiency, which is equivalent to 99.5-99.9%.

Sumy State University has 50 years of experience in implementing of scientific developments for the chemical and oil-gas industries. Besides, scientists of the Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries have been got sufficient experience in design and implementation of new highly efficient inertia-filtering gas separators and phase separators over the past 15 years of researches in the field of the separation of gas-condensate and water-oil mixtures.

### 1.2. Seller details

Full name	Sumy state university (SSU) Faculty of Technical Systems and Energy Efficient Technologies Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries Research and Training Center for Integrated Engineering «SSUChemTech»
Legal address	2, Rymaskogo-Korsakova st., 40007, Sumy Ukraine
Head	Rector, Professor, Ph.D. in Technical Science – Anatoliy V. Vasylyev tel.: (10-38-0542) 33-00-24, fax: (10-38-0542) 33-40-58 e-mail: <a href="mailto:rector@sumdu.edu.ua">rector@sumdu.edu.ua</a>
Head of direction	Head of the Department, PECPR Department, D.Sc. (Eng.), Professor – Vsevolod I. Sklabinskyi tel.: (+38-0542) 33-71-24 e-mail: <a href="mailto:sklabinskiy@pohnp.sumdu.edu.ua">sklabinskiy@pohnp.sumdu.edu.ua</a>
Contact person	Principal researcher, D.Sc. (Eng.), Professor – Oleksandr .O. Liaposhchenko tel.: (+38-0542) 68-77-95 e-mail: <a href="mailto:lyaposchenko@pohnp.sumdu.edu.ua">lyaposchenko@pohnp.sumdu.edu.ua</a>
Requisites	Sumy state university, 2, Rymaskogo-Korsakova st., 40007, Sumy Ukraine Transaction account 31257203105677 MDSTU (Main Department of State Treasury of Ukraine) in Sumy region Allotment NSC 837013 Indicate the type of services 25010100 Individual VAT identification number 054082818192, Certificate number 25700649





## 2 TECHNICAL DETAILS

### **2.1. The essence of the development, its description and scope of application**

Traditionally, whole complex of bulky and expensive processing equipment (tube heaters and oil heaters, settling tanks, electrical dehydrators, emulsion treaters, oil-gas and three-phase separators, gas separators) is used to prepare crude oil and natural gas for transportation to the refinery plants, after oil and gas recovery.

Nowadays, it seems relevant to develop alternative refinery block-modular processing units and equipment for complex oil and gas processing in the conditions of high requirements for energy efficiency and resource saving. These units and equipment, which is being developed, constructively combine oil heating blocks with separation blocks, systems for electrostatic coalescing and separation with sections for gravity, inertia and inertia-filtering separation of oil-water emulsions and gases.

Oil-gas and three-phase separators are recommended for using in oil-gas industry to the crude oil preparation (degassing, de-emulsification, desalting, dehydration, separation) for further processing. Inertia-filtering type of gas separators are recommended for using in the chemical, oil-gas industries to the preparation of industrial gases from processing unit (cleaning out, drying and separation), as well as the cleaning out of gas emissions into the atmosphere. It seems to be relevant the implementation of scientific research results and commercial prototypes of highly efficient separation equipment, with SSU design, like part of oil treatment units (OTU), electric desalting units (EDU), condensate stabilizer units (CSU), crude oil stabilization units (COSU), gas treatment units (GTU), low temperature separation units (LTSU), gas dehydration units (GDU), striping on oil absorption units (OAU) and low temperatures gas processing by condensation (LTC), absorption (LTA) and rectification (LTR), gas processing by gas fractionating with using gas-fractionation unit (GFU), absorbing gas fractionating units (AGFU) and condensate-rectification fractionating units (CRFU), compressor stations (CS) of main pipelines, underground gas storages (UGS), boosting compressor stations (BCS) of field.

Inertia-filtrating type of separators is highly efficient separation equipment, which combines the advantages of both separation methods for gas condensate systems, namely inertial and filtering. Designs of combined (inertia-filtrating) separators are equipped with efficient inlet devices, which perform the functions of previous liquid separation and trapping of mechanical impurities, coagulators for highly dispersed aerosols and highly efficient centrifugal, inertial and filtrating separation elements, as well as heaters for trapped condensate (Fig. 1).

Separators are composed of several blocks, which are interconnected by pipes, separated liquid is gone out through them. These separation equipment are fitted out with manholes for installation and internal devices maintenance. Gas-liquid mixture comes in the input device (pre-separation block) through the inlet fitting, where the heaviest and largest liquid droplets are separated from the gas-liquid flow by the action of gravitation or inertial (centrifugal) forces. Separated liquid are discharged into the lower block of gas separator. Partially separated gas-liquid flow is bent and delivered to the second stage of separation (louvre and vortex blocks). It is important to note that the better cleaning of the gas-liquid flow from the droplets is carried out by this separation stage. After that, gas stream is drained to the section with more fine separation, than in previous sections, and the separated liquid is drained into a condensate collector by a draining pipe. It should be noted that the fine separation stage is provided the final gas cleaning from liquid



droplets. In general, it might be sections of inertia-filtration or/and filter-coalescer. Finally, the gas stream is gone out from the separator through the outlet fitting, and the trapped liquid is periodically removed from the condensate collector to the drainage system through the fitting. Inertia-filtrating elements for separation are combined the main inertial elements and filtering cloths, which is a polymer fibers of the complex wicker configuration. In addition, these design features of inertial-filtering separation devices are achieved a stable removal from a filter materials layer of the trapped liquid in the form of a film, which is eliminated possibility of the devices entering to the flooding and re-entrainment regimes. The collector of trapped liquid (condensate) can be equipped with coiled or tubular heat-exchanger for periodically condensate heating, what isn't necessary for performing technological functions and it depends on the geographical environment of the device work and the seasons.

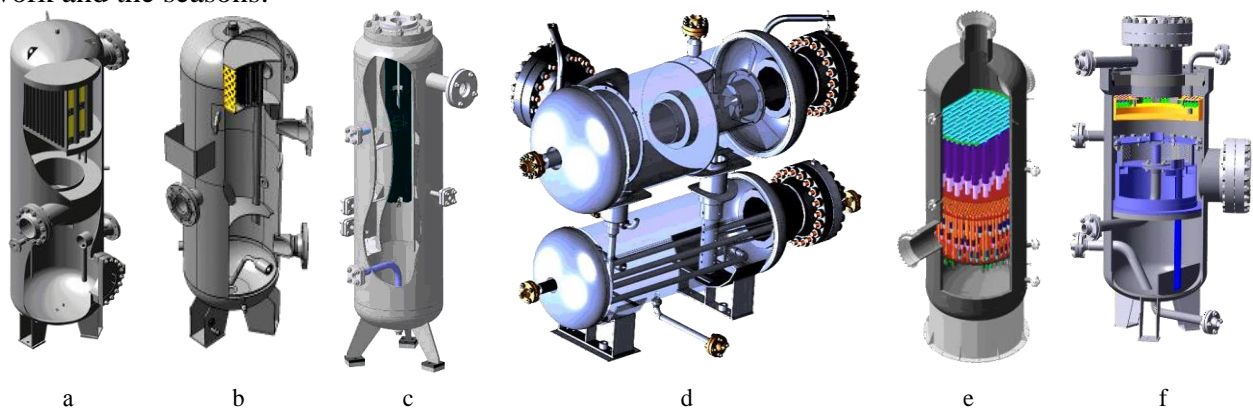


Figure 1- Combined separators of inertia-filtrating type:

a, b - gas separators with vortex and louvre inertia-filtrating blocs; c - rotatory inertia-filtrating separator; d - hydrocyclone bi-capacitive separator with vortex and louver blocks and integrated heater for condensate; e - combined gas separator for fine cleaning of gas with blocks of multicyclone elements and cartridge-type filter-coalescers; f - gas separator-dust collector with a scrubbing inertia-filtrating vortex part and cartridge-type filter-coalescers block.

Devices have been developed with special attention on the issues of energy efficiency and energy saving. In particular, the principle of the optimising hydrodynamic profiling of separation channels was applied for reducing of the equipment hydraulic resistance, which was simultaneously increased the separation efficiency by reducing the entering probability of the drop re-entrainment and liquid shock-loads (plug flow regime).

Oil-gas-water separator (OGWS) of "HEATER-TREATER" type is unique multifunctional equipment, which is blocky horizontal three-phase separator with integrated tubular heater of direct heating for degassing and heating of crude oil, in addition equipped by sections of electrostatic coalescence and louver packages of ACS Plate-Pak™ and Stokes-Pak™ types for oil-water emulsions separation, meshy baffle-splasher of Sulzer KnitMesh V-MISTER™ type for associated oil gas, vortex gas separator for fine cleaning of moist from fuel gas (Fig.2).

OGWS of "HEATER-TREATER" type consists of a heating section with combustion tubes 1, device for entry and distribution of the mixture (shelf deflector) 2, five vertical sections for hydromechanical surface coalescence 3 and gravity settling, which are equipped by a set of systems for electrostatic coalescing 4 and also splasher (mist eliminator) 5 for the separation of associated oil gas, which is established at enclosure of oil-gas-water separator. The coalescence and settling section is separated from the heating section by a cross-wall 7. The equipment includes internal devices, namely a heater with two gas burners 8, which have the system of an automatic igniting.



Gas burners are installed in two flame tubes 1, with two flue-pipes 9. The equipment is mounted on two saddle supports 10.

The heating section is equipped by device for entry and distribution of the gas-liquid mixture, two U-shaped flame tubes with burners, system for scouring and removing of bottom sediments

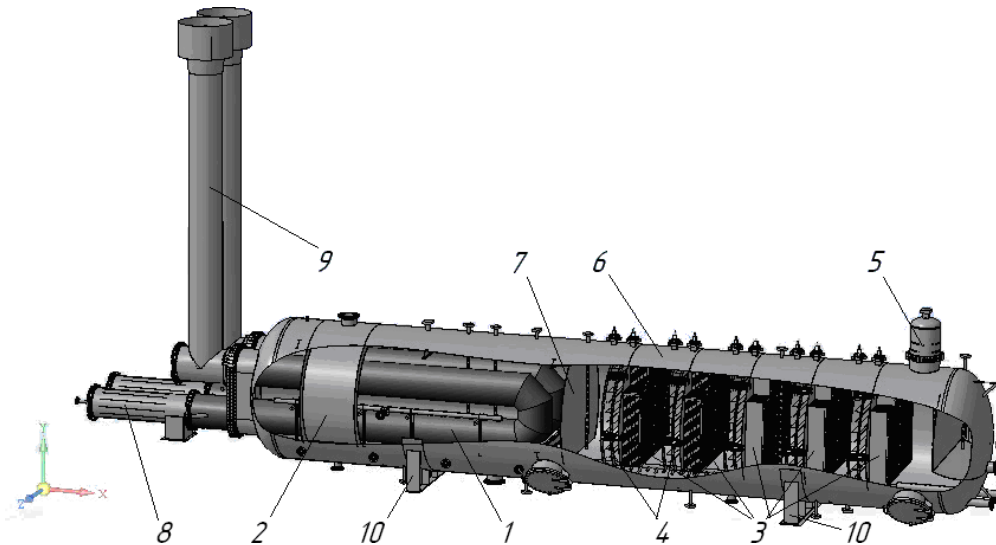


Figure 2 - OGWS of "HEATER-TREATER" type

(mechanical impurities) and also washing-out system for upper and lower parts of the flame tubes. The device for entry and distribution is an inlet reflector, which is installed above the flame tubes, for directing and pre-separation of the mixture. The design of these device prevents the insertion of free cold water directly onto the flame tubes and organizes the movement of the oil-water emulsion to the bottom of area between the reflector and the equipment wall. Special devices (suspenders) are installed inside the equipment for ease installation, maintenance, repair or replacement of flame tubes. The flame tube is suspended on lanyard stoppers, which moves by the beam crane. This mechanism is located inside the equipment. If necessary to extract pipe from equipment, the bolts of the main flange, which located at the butt end of the equipment, are released. The cleaning system for mechanical impurities is located at the bottom of this separation equipment. System includes collectors of washing water and trays for mechanical impurities. Collectors with injection nozzles for scouring mechanical impurities are installed along the entire length of the equipment and in the zone of flame tubes, and trays - in the heating section. In order to reduce the volume of washing water for cleaning, without equipment stopping, the cleaning system in the heating section is divided into individual sections. Each section has a duct for feeding of washing water and an individual outlet for pulp. The block has a system for heating of the air fed during the cold season to the burners of emulsion treater. The system for air heating includes calorifiers. They are installed in the zone of burners on the flame tubes for heat utilizing to the environment from the flame tubes and flue-pipes. The coalescence and settling sections are divided from the heating section by cross-wall. These sections include several stages. Each of them have integrated coalescing packages along the equipment axis, which are louver packages of fluted corrugated plates. They might be made from stainless steel or hydrophobic polypropylene materials, which are well wetted with





hydrocarbon components and not wetted with water, that increases the separation efficiency. Fluted corrugated plates are installed vertically. It is important to note that the adjacent plates have the opposite direction of the flute, which have formed channels at an acute angle to the horizontal axis of the equipment. Coalescing packages are distributed evenly along the axis of the equipment that forms between them zones of gravitational sedimentation and redistribution of flows. In these zones, vertical electrode grids are located in front of each coalescing packages by using of isolated suspenders. Combination of every coalescing packages and electrode grids are named complex of electrostatic coalescing systems. On the top of enclosure, in his right part, there is fitting for gas outlet, which has inside block of droplet eliminator (mist eliminator) with meshy or gas dynamic baffle for separation of gas and dropping liquid.

The oil-gas-water mixture enters to the top of the OGWS through the inlet fitting. Oil-water emulsion is degassed by the input device. The gas is accumulated at the top part of the equipment and cleaned from dropping liquid during horizontal motion through the louver gas separation devices. In his right part of flow direction, there is fitting for gas outlet with droplet eliminator (mist eliminator) for final gas cleaning. Outputted portion of the gas enters to the regulation line and feeding line of fuel gas, passes through the auxiliary inertia-filtrating gas separator-moisture eliminator (vortex type) for gas cleaning from dropping liquid. After that gas is reduced and fed to the burners. The oil-water emulsion and free water flow around the inlet reflector, move to the bottom of area between the reflector and equipment wall and get under the flame tubes. Free water is separated and accumulates at the bottom of the equipment due to the different liquids densities and changing of the flow direction. Thus, the initial water-oil emulsion is washed through the layer of free water, which have positive effect to the efficiency of coalescence of highly dispersed droplets and their subsequent separation. The purpose of the flame tubes is emulsion heating. The emulsion heats when lift up and simultaneously moves along the flame tubes. Heating of the oil-water emulsion leads to the viscosity decreasing and accelerating of water settling-out. Heating occurs due to the combustion of associated oil gas, which has been released from oil or gotten in from an alternative source through the feeding line of fuel gas to the main and pilot burners. Atmospheric air is delivered to the burners for fuel gas burning. In addition, air is pre-heated in the calorifiers at the cold season. Combustion products pass through the flame tube and out through the flue-pipes and also heat the tube, which is transferred heat to the emulsion. Air flow into the fire box, gases movement, the removal of combustion products are provided by the natural draft generated by flue-pipes. After heating and preliminary dehydration, the emulsion flows above vertical cross-wall and as a result gets into the section of coalescence and settling-out. Inverted oil emulsion (water in oil) is broken in electric field (process of demulsification) when it crosses over vertical electrode grids combined into a complex of electrostatic coalescing systems. As a result of the electric field induction, the dispersed water globules are polarized with formation of electric charges at the vertices, and synchronously changed their movement direction with respect to the main field. It should be noted that they are in a state of oscillation always. The shape of the globules constantly changes, which leads to the crumpling of the structural-mechanical barrier, the destruction of the adsorption covering and the coalescence of the water globules. For the next, the oil-water emulsion enters into coalescing packages, which is composed from vertical fluted corrugated metal plates located at the short distance from each other. They form straight and curved channels directed at the acute angle to the horizontal axis of the equipment. Since the distance between the plates is small, water droplets quickly reach a solid surface. Water droplets are



coalescing and become bigger, when they gather on the upper surface of the corrugated plates. Large droplets move out from plates and pass into the water layer. Oil droplets float up and reach quickly of the corrugated plates bottom surface, where they gather, become bigger and float up under the action of the Archimedean force (pass into the oil layer). Coalescer intensifies both oil dehydration and purification of released water. In addition to main functions of louver coalescing plates packages, they perform function of foam dampener, because of their cellular (mesh) structure. After sections of the coalescer, dehydrated oil gets into the zones of settling-out and redistribution of flows, and after the last stage of separation - into the settling chamber, then flow is gone above the cross-wall into oil collector located on the right dished bottom. Constant level is maintained in the oil collector. Dehydrated oil is discharged through the pipeline oil drain valve. Released water from emulsion flows along the entire length of the equipment. The interfacial oil-water level is maintained at the definite level by a buoyancy transmitter that controls the water drain valve. Thus, separation of free (non-emulsified) water and oil begins in heating and pre-separation sections and completes in the section of coalescence and settling-out.

Issues of energy efficiency and energy saving was taken into account in equipment developing. During equipment usage, associated oil gas is used as fuel gas. These gas is released in the equipment during oil degassing and is burned on flambeau lights traditionally, because the cost of its transportation and processing is high, therefore, not expedient.

## **2.2. Protection of intellectual property**

The basis of inertia-filtrating separation methods and designs of gas, oil-gas and three-phase separators are fundamentally new and contain original solutions, which are protected by 17 patents for a utility model/invention of methods and equipment of processes inertia-filtrating separation and coalescence.

## **2.3. The state of development readiness for implementation and their results**

Commercial prototypes of high-efficiency gas separators that developed by SSU scientists are successfully passed pilot testing and acceptance inspection, the results of which were implemented at field facilities of OJSC "Ukrnafta" (Kachanovsky and Gnedintsevsky GPP), CJSC "UkrGasVydobuvannya", Regal Petroleum Corporation Ltd.

According to the design documentation developed by SSU scientists, the OGWS of "HEATER-TREATER" type (in the amount of 10 units) was manufactured and supplied for the arrangement of 5 field facilities of field named by V.N. Vinogradov (customer - "LUKOIL" Group, "Russian Innovative Fuel and Energy Company (RITEK)" , general designer - TyumenNIPIneft). These oil field was renamed to the Bol'shoe Ol'hovskoe in 2013 (Khanty-Mansi Autonomous Okrug of the Tyumen Region Russian Federation).

Implemented commercial prototypes of inertia-filtrating separators have confirmed their technical characteristics under industrial conditions and have been successfully operated at the enterprises of the Ukraine oil and gas complex for more than 10 years.

## **2.4. Main technical characteristics and their comparison with world equivalents**

Combined separators have distinctive features specifically high efficiency separation of gas-liquid mixtures (99.5-99.9%) in a wide range of changes in capacity and pressure, provide a long



resource between regenerations and multiple regeneration, have low hydraulic resistance compared with filter-coalescers and some separators of gravity-inertial type of leading world producers:

Parameter names	Gravity-inertial separators (OJSC Gazprom)	Filter-coalescers (Pall Corp.)	Inertia-filtrating separators (SSU)
Separation efficiency,%	75-90	до 99,99	99,5-99,9
Efficiency of droplets capturing (size 2R), $\mu\text{m}$	>10-100	>0,3	>5
Contents of fluid at inlet, $\text{g}/\text{m}^3$	<200	<100	<200
Drop entrainment, $\text{g}/\text{m}^3$	<0,020	<0,003	<0,015
Hydraulic resistance, MPa	0,010-0,050	<0,200	0,015-0,030

According to the main technical characteristics, the proposed OGWS is not inferior to the well-known world analogues, namely separators of "Heater-Treater" type produced by "Cameron's NATCO" (USA), "Sivalls, Inc." (USA), "EN-FAB, Inc." (USA) and equipment "Free Water Knock-Out" (FWKO) produced by "Maloney Industries, Inc." (Canada) and OGWS designed by PJSC "VNIIneftemash", which is produced by PLC "Kurgankhimmash" (RF). This equipment is advantageously differ by multifunctionality and versatility, has high predicted separation efficiency in a wide range of changes in capacity, pressure, temperature and water-cut degree of water-oil emulsion:

Parameter names	Heater-Treaters of Typhoon and Block type (USSR)	«Heater-Treater» («Cameron's NATCO», «Sivalls, Inc.», «EN-FAB, Inc.», USA), «Free Water Knock-Out (FWKO)», («Maloney Industries, Inc.», Canada, USA)	OGWS (Russian Federation)	OGWS of «Heater-Treater» type (SSU, Ukraine)
Productivity (for water-emulsion), t/day	400-3000	250-3000	<10000	<2500
Water content in oil (water cut),%: - at the inlet of device; - at the outlet of device	20-30 <0,5	<20 <0,5	70-90 <5,0	20-90 <0,5
Working pressure, MPa	0,6	<0,6	<0,7	0,2-0,6
Heating temperature of water-oil emulsion, °C	<60	<80	40	35-60
Nominal volume, $\text{m}^3$	32; 100; 200	50-160	110	100
Equipment weight, t	56,5	12-50	65	35,5



## **2.5. Engineering services**

- provision of scientific and technical advice;
- pre-project investigations of field facilities (pre-project preparation);
- formation of technical assignments (TA) and development of technical proposals (TP);
- research-development works (R&D), theoretical and experimental studies of separation processes, computer simulation of the separation devices operation, prediction of separation efficiency and hydraulic resistance of gas-oil and gas separators, formation of reporting documentation;
- new project development (NPD), design and engineering study of single objects of separation equipment and block units for separation, development of digital models (3D-models), development of design documentation ( initial design/technical design, working design documentation);
- development of acceptance inspection programs and methods;
- authorship supervision of the manufacturing, installing and start-adjustment works.



### **3. COMMERCIAL PART**

#### **3.1. Information about price**

The cost of development depends on the chosen separator type and its configuration.

#### **3.2. Payment terms and procedure**

Payment for work performed is phased on the basis of act of acceptance for work performed. The customer has 10 days for advance payment providing from the date of signing the contract for the development/transfer of scientific and technical products (STP). Advance payment is 50% of the total contract amount. This advance payment is used for the purchase of raw materials and materials, preparation of equipment, tools and other expenses associated with the execution of works. Advance payment is taken into account at the final payment for work performed. The final payment is provided within 10 banking days from the moment of signing the document for STP transfer.

#### **3.3. Realization time of the proposal**

Realization time of the proposal is agreed upon the Customer. Approximate deadlines for each stages of the implementation of research-development works and experimental-design works are the following:

Stage 1 (if it necessary). Research-development works (R&D). Pre-project preparation. Formation of technical assignments (TA) for design (based on a request from the Customer which taking into account the developed technical proposals and carried out of the research-development (R&D) stage; agreement and approval are underway with the Customer) - within 60 days from the date of the contract signing;

Stage 2. Experimental-design works (E&D). Development of the basic set of design documents for the initial design of equipment - up to 100 days from the date of the Customer signing of the Technical assignment (TA) for designing.

#### **3.4. Economic attractiveness of the development**

The approximate payback period for new separators of inertia-filtrating type is up to 3 years, and in the case of modernization of the existing separation equipment - up to 1.5 years.

#### **3.5. Special conditions**

If the Customer is interested in the detailed consideration of the proposal, SSU is ready to provide scientific and technical advices services and relevant materials, which are substantiated the effectiveness of the decisions made. These services and materials are provided, if the protocol about the received information confidentiality will be signing.

If you are interested in the submitted technical and commercial proposals, please send to the e-mail request or filled corresponding questionnaire (Appendix A) for the contract project forming for development/transfer of scientific and technical products (STP).



**СУМДУ**

СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Украина, 40007, г.Сумы, ул. Римского-Корсакова 2  
 Факультет технических систем и энергоэффективных технологий,  
 кафедра «Процессы и оборудование химических и  
 нефтеперерабатывающих производств»

<http://pohnv.teset.sumdu.edu.ua/>

e-mail: [info@pohnp.sumdu.edu.ua](mailto:info@pohnp.sumdu.edu.ua), тел.: (0542)337-124, 687-795.

## APPENDIX A (mandatory)

### Information about the customer

<b>Company Name:</b>	
Address:	
<b>Full name of the responsible person, position:</b>	
tel/fax:	
e-mail:	

### Questionnaire for the development of equipment for the degassing, dehydration and desalting of oil

Technical characteristics	Value
1. Raw materials productivity, m <sup>3</sup> /h, possible deviations, %	
2. Working pressure, MPa,	
3. Estimated pressure, MPa,	
4. Working temperature, °C	
5. Estimated temperature, °C	
6. Working substance	
7. Corrosion allowance, mm	
8. Density (at 20 °C) – oil – salt water	
9. Kinematic viscosity of oil, mm <sup>2</sup> /s – at t=20 °C – at working temperature	
10. Water cut, %, at the inlet	
11. Content of – salts, mg/l – total phosphorus, % (mass.) – H <sub>2</sub> S, % (vol.) – mechanical impurities, % (mass.)	
12. Residual content on exit, % – water	
13. Seismicity, points	
14. Average temperature of the coldest five-days, °C	
15. Lifespan, years	
16. Place of installation equipment (GPP, production field)	
17. The list of necessary equipment, pcs.: – horizontal settler of oil – gas-oil separator – electrical separators – electrical dehydrators	
18. Type of electrical separators/electrical dehydrators	<ul style="list-style-type: none"> <li>– horizontal</li> <li>– vertical</li> <li>– ball</li> <li>(delete the unnecessary answer)</li> </ul>
19. Power supply voltage, V	<ul style="list-style-type: none"> <li>– 220 B alternating</li> <li>– 12 B constant</li> <li>- 24 B constant</li> <li>(delete the unnecessary answer)</li> </ul>
Specify if other:	



СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Ukraine, 40007, Sumy, 2 Rymskogo-Korsakova str.  
Faculty of Technical Systems and Energy Efficient Technologies,  
Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries

<http://pohnv.teset.sumdu.edu.ua/>

e-mail: [info@pohnp.sumdu.edu.ua](mailto:info@pohnp.sumdu.edu.ua), tel.: (0542)337-124, 687-795.

### Information about the customer

Company Name:	
Address:	
Full name of the responsible person, position:	
tel/fax:	
e-mail:	

### Questionnaire for the development of gas separator

№	Technical characteristics	Value
1.	Inlet productivity, m <sup>3</sup> /h, reduced to initial conditions (t=0 °C, P=0,1013 MPa), possible deviation, %.	
2.	Absolute pressure, MPa.	
3.	Working temperature, °C, possible deviation, %.	
4.	Acceptable value of equipment hydraulic resistance, Pa.	
5.	Working substance.	
6.	Gas composition by components, vol. / mass. / mole. share.	
7.	Liquid composition by components, vol. / mass. / mole. share.	
8.	The pH of the liquid.	
9.	Content of the liquid phase at the inlet of separator, g/m <sup>3</sup> , based on performance, reduced to standard conditions (t=0 °C, P=0,1013 MPa)	
10.	Acceptable mass concentration of liquid in the purified gas, g/m <sup>3</sup> , based on productivity reduced to initial conditions (t=0 °C, P=0,1013 MPa).	
11.	Mass fraction of solid particles in gas stream at inlet, if it is possible - fractional composition (particle sizes), μm	
12.	Gas density, kg/m <sup>3</sup> , reduced to initial conditions (t=0 °C, P=0,1013 MPa).	
13.	Density of liquid at working conditions, kg/m <sup>3</sup> .	
14.	Surface tension of fluid at working conditions, mN/m.	
15.	Lifespan, years	
16.	Location of equipment (indoors, open area.)	
17.	Characteristics of environment: (category of mixture exploder danger according to GOST R 51330.11-99, group of mixture exploder danger according to GOST R 51330.5-99, class of explosive zone according to GOST R 51330.9-99, hazard class according to GOST 12.1.007-76 (1999))	

\*These technical characteristics and parameters are intended for the development of technical and commercial proposals, later they will be refined and supplemented at the stages of the development of TA and collection of initial materials for design.



#### Contact Information:

Ukraine, 40007, Sumy, 2 Rymskogo-Korsakova str.

<http://pohnv.teset.sumdu.edu.ua/>

[info@pohnp.sumdu.edu.ua](mailto:info@pohnp.sumdu.edu.ua)

+38(0542)33-71-24, 68-77-95, 33-70-73, 33-10-24

+38(0542)33-40-58

[СУМСЬКИЙ ГОСУДАРСТВЕННИЙ УНІВЕРСИТЕТ](#) | [Faculty of Technical Systems and Energy Efficient Technologies](#)

[Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries](#) | Ukraine, 40007, Sumy, 2 Rymskogo-Korsakova str.

© 2017 SSU. All rights reserved. Reference to the resource is required in case of using materials.



СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Ukraine, 40007, Sumy, 2 Rymskogo-Korsakova str.  
Faculty of Technical Systems and Energy Efficient Technologies,  
Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries

<http://pohnv.teset.sumdu.edu.ua/>

e-mail: [info@pohnp.sumdu.edu.ua](mailto:info@pohnp.sumdu.edu.ua), tel.: (0542)337-124, 687-795.

### Information about the customer

Company Name:	
Address:	
Full name of the responsible person, position:	
tel/fax:	
e-mail:	

### Questionnaire for the development of «HEATER-TREATER»

Technical characteristics	Value
1. Productivity by raw materials, , m <sup>3</sup> /h, possible deviations, %	
2. Working pressure, MPa,	
3. Estimated pressure, MPa,	
4. Working temperature, °C	
5. Estimated temperature, °C	
6. Working substance	
7. Corrosion allowance, mm	
8. Density (at 20 °C) – oil – salt water	
9. Kinematic viscosity of oil, mm <sup>2</sup> /s – at t=20 °C – at working temperature	
10. Water cut, %, at the inlet	
11. Content of – salts, mg/l – total phosphorus, % (mass.) – H <sub>2</sub> S, % (vol.) – mechanical impurities, % (mass.)	
12. Residual content on exit, % – water	
13. Seismicity, points	
14. Average temperature of the coldest five-days, °C	
15. Lifespan, years	
16. Place of installation equipment (oil refinery, production field)	
17. Type of equipment:	– horizontal – vertical (delete the unnecessary answer)
19. Power supply voltage, V	– 220 B alternating – 12 B constant – 24 B constant (delete the unnecessary answer) Specify if other:
19. Number of ordered equipment	

\*These technical characteristics and parameters are intended for the development of technical and commercial proposals, later they will be refined and supplemented at the stages of the development of TA and collection of initial materials for design.



#### Contact Information:

Ukraine, 40007, Sumy, 2 Rymskogo-Korsakova str.

<http://pohnv.teset.sumdu.edu.ua/>

[info@pohnp.sumdu.edu.ua](mailto:info@pohnp.sumdu.edu.ua)

+38(0542)33-71-24, 68-77-95, 33-70-73, 33-10-24

+38(0542)33-40-58

[СУМСЬКИЙ ГОСУДАРСТВЕННИЙ УНІВЕРСИТЕТ](#) | [Faculty of Technical Systems and Energy Efficient Technologies](#)

[Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries](#) | Ukraine, 40007, Sumy, 2 Rymskogo-Korsakova str.

© 2017 SSU. All rights reserved. Reference to the resource is required in case of using materials.



ЗАТВЕРДЖУЮ

Директор

ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ»

Махновець В.П.



15 листопада 2019 р

**АКТ**

**ПРО ВПРОВАДЖЕННЯ (ВИКОРИСТАННЯ) РЕЗУЛЬТАТІВ  
НАУКОВО-ДОСЛІДНОЇ РОБОТИ**

ТДПУПГ Васищівського ГКР

15.11.19

**Комісія в складі:**

**Голова Комісії:**

Головний технолог – Нащочич В.Д.

**члени Комісії:**

Головний механік – Добровольський І.В.

Головний енергетик – Дмитрієв О.В.

Начальник відділу охорони праці,

навколишнього середовища та цивільного захисту - В.Ф. Побірей

склали даний акт про те, що результати науково-дослідної роботи (НДР) ДР №0117U003931 «Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання» (науковий керівник – доктор технічних наук, професор, головний науковий співробітник Ляпощенко О.О.) використані в виробничій діяльності ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ». Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність, мають перспективи до впровадження в технологіях промислового видобутку, підготовки до транспортування та переробки нафти і газу.

Результати використані при наданні науково-консультаційних послуг з підготовки фахівців ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ» за темою «Теоретичні основи процесів стиснення, теплообміну і сепарації в поршневіх компресорних машинах та установках» (договір №51.18-20196.СП/03 від 23 жовтня 2019 р. на надання наукових послуг, замовник - ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ», виконавець - Сумський державний університет, факультет технічних систем та енергоефективних технологій, кафедра процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв, науково-навчальний центр комплексного інжинірингу «SSUChemTech», науковий керівник – доктор технічних наук, професор, головний науковий співробітник Ляпощенко О.О.).

**Голова Комісії:**

Головний технолог



В.Д. Нащочич

**члени Комісії:**

Головний механік


І.В. Добровольський

Головний енергетик

О.В. Дмитрієв

Начальник відділу охорони праці,

навколишнього середовища та цивільного захисту



В.Ф. Побірей

ЗАТВЕРДЖУЮ

ДИРЕКТОР ТОВ «АГРАРНИК»

С.І. Демченко

2020 р.



**АКТ**  
**про впровадження (використання) результатів**  
**науково-дослідної роботи**

Комісія у складі: головний агроном ТОВ “Аграрник” Семенець І.К. та керівник НДДКР Острога Р.О. (старший науковий співробітник науково-дослідної роботи № 0117U003931 «Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання»), склали даний акт про те, що наукові результати, технологічні рекомендації та конструктивні параметри пристроїв для розділення двофазних систем за рахунок вібраційно-інерційних ефектів, отримані під час виконання науково-дослідної роботи (НДР) № 0117U003931 «Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання» (науковий керівник – доктор технічних наук, професор, головний науковий співробітник Ляпощенко О.О.), використані (впроваджені) у діяльності ТОВ “Аграрник” при виконанні договору № 51.18 – 2020.СП/01.

Використання зазначених результатів досліджень дозволило обґрунтувати доцільність конструкцій сепараційного обладнання, його енергоефективність та ступінь розділення двофазних багатокомпонентних систем. Застосування результатів досліджень дозволяє підвищити якість цільового продукту.

Використання наукових результатів, технологічних рекомендацій та конструктивних параметрів пристроїв для розділення двофазних систем за рахунок вібраційно-інерційних ефектів, отримані під час виконання науково-дослідної роботи (НДР) № 0117U003931 «Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання» (науковий керівник – доктор технічних наук, професор, головний науковий співробітник Ляпощенко О.О.) не передбачає будь-яких додаткових грошових виплат Сумському державному університету з боку ТОВ “Аграрник”, окрім передбачених договором № 51.18-2020.СП/01.

Члени комісії:

Головний агроном

І.К. Семенець

Керівник НДДКР

Р.О. Острога

Wierzbica, 28.06.2019

**Prof. Oleksandr LIAPOSHCHENKO,**  
DSc., Professor,  
Department of Processes and Equipment  
of Chemical and Petroleum-Refineries,  
Sumy State University  
Ukraine

## Confirmation Letter

It is my great pleasure to confirm that **Prof. Oleksandr LIAPOSHCHENKO**, DSc., Professor of the Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries of Sumy State University has successfully completed the short-term research internship "Design of Modular Separation Equipment" at the PFTechnology sp. z o.o. sp. k. (Wierzbica, Poland) in a period from June 24, 2019 to June 28, 2019.

During this period Prof. Oleksandr LIAPOSHCHENKO has been invited by PFTechnology sp. z o.o. sp. k. and EcoHydroCarbon Sp. z o.o. companies as an expert for scientific discussions and consultations with the aim of modernization of separation equipment of the installation for solid waste processing by pyrolysis method, developed within EU project "Wdrożenie innowacyjnej technologii termicznego przetwarzania odpadów polimerowych poprzez odzysk".

**Paweł Zielonka**  
Vice President of the Board

WICEPREZES ZARZĄDU



Paweł Zielonka

**Jerzy Przydatek**  
Member of the Board



Członek Zarządu

**PFTechnology sp. z o.o. sp. k.**  
ul. Kościuszki 96, 26-680 Wierzbica  
tel./fax 48 618 20 71, 48 618 20 82  
NIP 655-19-28-416 REGON 260197426



Kielce University of Technology

FACULTY OF MANAGEMENT AND COMPUTER MODELLING

Kielce, June 29, 2019

**Prof. Oleksandr LIAPOSHCHENKO,**  
DSc., Professor,  
Department of Processes and Equipment  
of Chemical and Petroleum-Refineries,  
Sumy State University  
Ukraine

#### Confirmation Letter

It is hereby certified that **Prof. Oleksandr LIAPOSHCHENKO**, DSc., Professor of the Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries of Sumy State University has held an invited educational training titled **“Design of Modular Separation Equipment”** (4 hours) during June 27-28, 2019 for MSc students of the Faculty of Management and Computer Modelling at Kielce University of Technology.

DZIEKAN  
Wydział Zarządzania i Inżynieria Komputerowego  
  
dr hab. inż. Artur Bartosik, prof. PŚk

ЗАТВЕРДЖУЮ  
Перший проректор СумДУ

(посада)  
Карпуца В.Д.

(підпис) (прізвище, ініціали)

17/ Admin  
2018-12-18 01:07:40

АКТ  
впровадження (використання) результатів  
науково-дослідної роботи (етапу НДР) у навчальний процес

ДР №0117U003931 «Розробка та впровадження енергетично ефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та газового обладнання». Етап 2 - Теоретичні та експериментальні дослідження.

яка виконана в період з січня 2018 р. по грудень 2018 р.

розроблено стратегію оптимізаційних статичних та динамічних моделювань з аналізом режимно-технологічних та апаратурно-конструктивних способів інтенсифікації процесів сепарації; розвинуто науковий підхід до фізичного та математичного моделювання гідродинамічних процесів при сепарації газорідних систем; розширено уявлення про основні методи і механізми газодинамічної, інерційно-фільтруючої, вібраційно-інерційної сепарації; вперше визначено основні гідродинамічні характеристики модульних сепараційних пристроїв та комбінованих багатофункціональних сепараторів.

Керівник теми Ляпощенко Олександр Олександрович  
(прізвище, ініціали)

Комісія в складі:

Голова комісії: проректор з наукової роботи, д.ф.-м.н., проф. Черноус А.М.  
(посада, прізвище, ініціали)

Члени комісії: зав. кафедри ПОХНВ, д.т.н., проф. Складінський В.І.  
(посада, прізвище, ініціали)

гол. наук. співробітник, д.т.н., доц. Ляпощенко О.О.  
(посада, прізвище, ініціали)

встановила впровадження в навчальний процес результатів досліджень та місце їх використання:

1. Результати досліджень були використані при підготовці випускних кваліфікаційних робіт бакалавра (Ковтун В.В., Борисова Н.В.), магістра (Старинський О.Є., Варуха Д.О., Курдес Ю.Ю.), а також спільної студентської наукової роботи Старинського О.Є., Ковтуна В.В. «Моделювання гідродинаміки та прогнозування ефективності роботи сепараційного обладнання установки стабілізації нафти», яку нагороджено дипломом 1 ступеня у II турі Всеукраїнського конкурсу студентських наукових робіт 2017/2018 н.р. (галузь «Нафтова та газова промисловість»). У співавторстві зі студентами опубліковано 3 статті у фахових виданнях України, 6 тез доповідей у матеріалах науково-технічних конференцій, отримано 1 патент та подано 3 заявки на патенти України на корисну модель.

2. Виконавці НДР (д.т.н., г.н.с. Ляпощенко О.О., к.т.н., с.н.с. Іванов В.О., к.т.н., с.н.с. Павленко І.В., к.т.н., с.н.с. Литвиненко О.В., к.т.н., с.н.с. Острога Р.О., к.т.н., н.с. Литвиненко А.В., н.с. Дем'яненко М.М.) приймали участь у закордонних стажуваннях (терміном від 1 до 7 місяців) до University of West Bohemia (Чеська Республіка), Technical University of Kosice (Словацька Республіка), Poznan University of Technology (Республіка Польща), Technical University of Cluj-Napoca (Румунія) за програмою "Erasmus+" та

тематиками індивідуальних грантів («Numerical Simulation of Dynamic Processes of Vibration-Inertial Separation of Gas-Liquid Flows in Dynamic Separation Devices», «Investigation of the motion principles and entrainment kinetics of solid phase in the separation section of the fluidized bed apparatus», «Numerical Simulation of the Inertial Separation with the Imposition of Vibration on the Flow», «Numerical Simulation of Separation in the Gravitation Pneumatic Classifier» та інших). Проведені наукові семінари «Fixture Design for Multiproduct Manufacturing: Analysis, Optimization and Verification» (Іванов В.О., к.т.н., с.н.с., доцент кафедри ТМВІ СумДУ), «Identification of Parameters for Manufacturing Systems: Fixture Design Modelling» (Павленко І.В., к.т.н., с.н.с., доцент кафедри ЗМіДМ СумДУ) для магістрантів та аспірантів University of West Bohemia «Advanced Fixture Design» (8 годин, Іванов В.О., к.т.н., с.н.с., доцент кафедри ТМВІ СумДУ) для магістрів Technical University of Cluj-Napoca, а також University of Technology проведені воркшопи «Computer-aided Fixture Design» (Іванов В.О., к.т.н., с.н.с., доцент кафедри ТМВІ СумДУ), Mathematical Modelling of Mechanical Systems» (Павленко І.В., к.т.н., с.н.с., доцент кафедри ЗМіДМ СумДУ).

3. Виконано загальноуніверситетський Grant Project «Development of international cooperation with Ukrainian higher education institutions in the field of energy and transport» (фінансувався Czech Development Agency) в складі консорціуму з University of West Bohemia (UWB), Одеський національний політехнічний університет (ОНПУ), Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут» (НТУ «ХПІ»), Сумський державний університет (СумДУ) та Вінницький національний технічний університет (ВНТУ). Відповідальний виконавець від СумДУ — Іванов В. О., к.т.н., с.н.с., доцент кафедри ТМВІ.

« 17 12 2017 р.

Голова комісії:

(підпис)

А.М. Чорний

(прізвище, ініціали)

Члени комісії:

(підпис)

В.І. Складінінський

(прізвище, ініціали)

О.О. Ляпошенко

(прізвище, ініціали)

Admin

2018-12-18 01:07:45

Admin

2018-12-18 01:08:02

Contract №3/O-2018-30  
education institutions in the

Agency) в складі

University of West Bohemia (UWB), Одеський національний політехнічний

університет (ОНПУ), Національний технічний університет «Харківський політехнічний

інститут» (НТУ «ХПІ»), Сумський державний університет (СумДУ) та Вінницький

національний технічний університет (ВНТУ). Відповідальний виконавець від СумДУ —

Іванов В. О., к.т.н., с.н.с., доцент кафедри ТМВІ.

Admin

2018-12-18 01:08:02

Admin

2018-12-18 01:08:02

Admin

2018-12-18 01:08:02

Admin

2018-12-18 01:08:02



**ЗАТВЕРДЖУЮ**  
Перший проректор СумДУ  
(посада)

Карпуша В.Д.  
(прізвище, ініціали)

12 2019 р.

**АКТ**

**впровадження (використання) результатів  
науково-дослідної роботи (етапу НДР) у навчальний процес**

ДР №0117U003931 «Розробка та впровадження енергоефективних модульних  
(номер держреєстрації, назва теми, етапу)  
сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання».  
Етап 3 - Узагальнення і оцінювання результатів науково-дослідних робіт.

яка виконана в період з січня 2019 р. по грудень 2019 р.

розроблено статичні та динамічні оптимізаційні моделі процесів компримування, сепарації та тепломасообміну в установках промислової підготовки нафти і газу, первинної переробки і газофракціонування з застосуванням інструментальних засобів САЕ-систем термодинамічного моделювання; визначені основні гідродинамічні та сепараційні характеристики, які представляють можливість оцінити гідравлічний опір та прогнозувати розрахункову ефективність сепарації високодисперсних систем в сепараційних пристроях і багатофункціональних модульних сепараторах за результатами фізичних та математичних моделювань; розширено уявлення про теоретичні основи процесів газодинамічної, інерційно-фільтруючої, вібраційно-інерційної сепарації газокраплинних потоків; винайдені нові об'єкти інтелектуальної власності захищені свідоцтвом про реєстрацію авторського права на твір та патентами України на корисну модель.

(назва результату НДР, що впроваджується)

Керівник теми Ляпощенко Олександр Олександрович  
(прізвище, ініціали)

Комісія в складі:

Голова комісії: декан факультету ТеСЕТ, к.т.н., проф. Гусак О.Г.  
(посада, прізвище, ініціали)

Члени комісії: зав. кафедри ПОХНВ, д.т.н., проф. Склабінський В.І.  
(посада, прізвище, ініціали)

гол. наук. співробітник, д.т.н., проф. Ляпощенко О.О.  
(посада, прізвище, ініціали)

встановила впровадження в навчальний процес результатів досліджень та місце їх використання<sup>2</sup>:

1. Результати досліджень були використані при курсовому проектуванні бакалаврів (Голохвост О.О., Самойленко В.О., Скотар А.П., Шаповал М.В., Шматенко В.А.) та магістрантів (Борисова Н.В., Ковтун В.В., Колос В.О.), при підготовці випускних кваліфікаційних робіт магістра (Ковтун В.В., Колос В.О.), а також спільної студентської наукової роботи Ковтуна В.В., Голохвоста О.О. «Оптимізаційне моделювання модульних сепараційних пристроїв багатофазних нафтогазових розділювачів» (наук. керівник – н.с. Старинський О.Є.), яку нагороджено дипломом III ступеня у II турі Всеукраїнського конкурсу студентських наукових робіт 2018/2019 н.р. (галузь «Нафтова та газова промисловість»). У співавторстві зі студентами опубліковано 1 статтю у фаховому виданні України, 2 тези доповідей у матеріалах науково-технічних конференцій, отримано 4 патенти та подано 2 заявки на патенти України на корисну модель.

2. Виконавцями НДР (д.т.н., г.н.с. Ляпощенко О.О., д.т.н., с.н.с. Іванов В.О., к.т.н., с.н.с. Павленко І.В., н.с. Дем'яненко М.М., н.с. Старинський О.Є.) отримано 6 міжнародних індивідуальних грантів та прийнято участь у закордонних наукових стажуваннях (терміном від 1 тижня до 3 місяців) до Poznan University of Technology та Kielce University of Technology (Республіка Польща), Technical University of Kosice (Словацька Республіка), University of West Bohemia (Чеська Республіка) за програмою Erasmus+ та тематиками індивідуальних грантів («Chemical Engineering and Plant Design», «Identification of Parameters for Technological Equipment Using Artificial Neural Networks», «CFD simulation of the heat and mass transfer processes between liquid and gas phases of the mixture flow inside of the chemical equipment» та інших). За результатами конкурсу Gene Haas Foundation International School отримано та виконується загальноуніверситетський грант Gene Haas Scholarships (15 000 USD, керівник — Іванов В. О., д.т.н., с.н.с. доцент кафедри технологія машинобудування, верстати та інструменти факультету технічних систем та енергоефективних технологій СумДУ). Науковий керівник НДР д.т.н., проф., г.н.с. Ляпощенко О.О. отримав грант від закордонного виробника сепараційного обладнання PFTechnology sp.z o.o. sp. k. і був запрошений як експерт для науково-технічного консультування з конструювання модульних сепараційних пристроїв, а також з метою технічного обстеження дослідного зразка промислової установки переробки твердих відходів методом піролізу EcoHydroCarbon Sp. z o.o. (Республіка Польща). В рамках програми Erasmus+ для бакалаврів Faculty of Mechanical Engineering and Management Poznan University of Technology (Республіка Польща) професором кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв факультету технічних систем та енергоефективних технологій СумДУ, д.т.н., проф., г.н.с. Ляпощенко О.О. викладено навчальний курс «Chemical Engineering and Plant Design» (8 годин).

3. Результати НДР використано (впроваджено) при наданні наукових послуг за господарчим договором №51.18-20196.СП/03 «Теоретичні основи процесів стиснення, теплообміну і сепарації в поршневіх компресорних машинах та установках» (замовник – ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ», виконавець – СумДУ, науковий керівник – д.т.н., проф., г.н.с. Ляпощенко О.О.; відповідальний виконавець – начальник науково-навчального центру комплексного інжинірингу «SSUChemTech», к.т.н., с.н.с. Скиданенко М.С.; виконавці – д.т.н., с.н.с. Іванов В.О., к.т.н., с.н.с. Павленко І.В., н.с. Дем'яненко М.М., н.с. Старинський О.Є.), в рамках яких проведено навчальний тренінг (28 годин) для керівного складу та провідних фахівців з нафтогазових технологій (у кількості 8 осіб) ПрАТ «Смарт-Холдинг», до яких входили представники керуючої компанії групи Smart Energy, ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ» та ПрАТ «Укргазвидобуток», а також розроблено та впроваджено відповідний Massive Open Online Courses (MOOC), режим доступу: <https://elearning.sumdu.edu.ua/s/7a-p9d>.

“ 12 ” 12 2019 р.

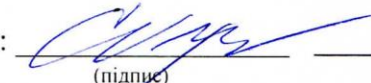
Голова комісії:

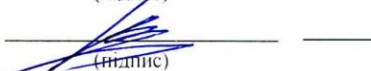
  
(підпис)

О.Г.Гусак

(прізвище, ініціали)

Члени комісії:

  
(підпис)

  
(підпис)

В.І.Склабінський

(прізвище, ініціали)

О.О.Ляпощенко

(прізвище, ініціали)

### Примітки:

- 1) Акт затверджується проректором відповідно до напрямку діяльності у якому впроваджені результати НДР.
- 2) Назва нового (оновленого) курсу (спецкурсу) лекцій або їх розділів, практичних, лабораторних робіт, семінарських занять тощо; впровадження спеціалізованого програмного забезпечення, електронних засобів навчання тощо; публікація та використання у навчальному процесі наукових праць тощо; виконання магістерських, дипломних робіт, підготовка та захист дисертацій, які розроблені (опубліковані, здійснені) в результаті виконання НДР тощо.



**ЗАТВЕРДЖУЮ**  
Перший проректор СумДУ  
(посада)  
Карпуца В.Д.  
(прізвище, ініціали)  
"\_\_\_\_" \_\_\_\_\_ 20\_\_ р.



**АКТ**  
**впровадження (використання) результатів**  
**науково-дослідної роботи (етапу НДР) у навчальний процес**

ДР №0117U003931 «Розробка та впровадження енергоефективних модульних  
(номер держреєстрації, назва теми, етапу)  
сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання».  
Етап 4 - Апробація та впровадження результатів дослідно-конструкторських робіт.

яка виконана в період з січня 2020 р. по вересень 2020 р.

розроблено конструкторську та технологічну документацію до основного комплекту документів ескізного проекту і повного комплекту документів технічного проекту дослідного (експериментального) зразка; науково-обґрунтовані практичні рекомендації щодо виготовлення, програми та методики випробувань дослідних зразків на основі доопрацьованих експериментальних зразків сепараційних пристроїв; науково обґрунтовані практичні рекомендації до проектування та інженерних методик для розрахунку багатофункціональних сепараторів з метою підвищення ефективності сепарації та зниження гідравлічного опору з визначенням оптимальних конструктивних параметрів модульних сепараційних елементів; винайдені нові об'єкти інтелектуальної власності захищені патентами України на корисну модель, визначені основні гідродинамічні та сепараційні характеристики модульних сепараційних пристроїв за результатами проведення попередніх і приймальних випробувань дослідних (експериментальних) зразків.

(назва результату НДР, що впроваджується)

Керівник теми Ляпощенко Олександр Олександрович  
(прізвище, ініціали)

Комісія в складі:

Голова комісії: декан факультету ТеСЕТ, к.т.н., проф. Гусак О.Г.  
(посада, прізвище, ініціали)

Члени комісії: зав. кафедри хімічної інженерії, д.т.н., проф. Склабінський В.І.  
(посада, прізвище, ініціали)

гол. наук. співробітник, д.т.н., проф. Ляпощенко О.О.  
(посада, прізвище, ініціали)

встановила впровадження в навчальний процес результатів досліджень та місце їх використання<sup>2</sup>:

1. Результати досліджень були використані при підготовці випускних кваліфікаційних робіт бакалаврів (Голохвост О.О., Самойленко В.О., Кормілець М.О., Конопляников М.В., Шматенко В.А.), курсовому проектуванні магістрантів (Голохвост О.О., Самойленко В.О., Конопляников М.В., Шматенко В.А.), а також студентських наукових робіт Ковтуна В.В., Голохвоста О.О. «Оптимізаційні хіміко-технологічні моделювання промислових установок з підготовки та переробки вуглеводнів» (наук. керівник – н.с. Старинський О.Є.), Скотар А.П., Джая Куеста Алесандер Джованні «Оптимізація режимно-технологічних параметрів процесів переробки нестабільної вуглеводневої сировини» (наук. керівник – к.т.н., с.н.с. Острога Р.О.), Шматенко В.А.

«Моделювання технологічних процесів брагоректифікаційної установки у виробництві біоетанолу II покоління» (наук. керівник – к.т.н., с.н.с. Скиданенко М.С.) для участі у II турі Всеукраїнського конкурсу студентських наукових робіт 2019/2020-2020/2021 рр. (галузі «Нафтова та газова промисловість», «Хімічні технології та інженерія»). У співавторстві зі студентами опубліковано 3 тези доповідей у матеріалах науково-технічних конференцій та подано 3 заявки на патенти України на корисну модель.

2. В результаті виконання НДР виконавці с.н.с. Іванов В.О., с.н.с. Павленко І.В. підготували, представили на розгляд та захистили дві дисертації на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук.

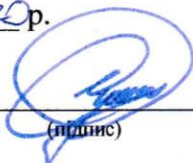
3. Виконавцями НДР (д.т.н., г.н.с. Ляпощенко О.О., д.т.н., с.н.с. Іванов В.О., к.т.н., с.н.с. Павленко І.В.) підготовлено та подано запити за програмою Mevlana Exchange Programme (Eskisehir Technical University, Yildiz Technical University). Виконавці НДР, в тому числі студенти Шоломицький О.Л., Амелін М.М., прийняли участь у виконанні загальноуніверситетських освітніх грантових проєктів Gene Haas Scholarships (Gene Haas Foundation & Haas Automation), BE-ING: Begin der erfolgreichen internationalen nachhaltiger gemeinsamen Ausbil (57537752; DAAD).

4. Результати НДР використано (впроваджено) при наданні наукових послуг за господарчим договором №51.18-2020.СП/01 «Очищення зернових культур за рахунок вібраційно-інерційних ефектів» (замовник – ТОВ «Аграрник», виконавець – СумДУ, науковий керівник – к.т.н., с.н.с. Острога Р.О.; виконавці – н.с. Дем'яненко М.М., н.с. Старинський О.Є.). Підготовлено та передано для погодження ПрАТ «Укргазвидобуток» і Представництву «Регал Петролеум Корпорейшн Лімітед» проєкт договору на надання наукових послуг з теми «Розрахунок і конструювання, експлуатація й обслуговування, діагностика та ремонт компресорного, теплообмінного, сепараційного обладнання», яким передбачено проведення науково-навчального тренінгу (22 години).

5. Виконавцями НДР (аспіранти - н.с. Дем'яненко М.М., н.с. Старинський О.Є., Хухрянський О.М., студенти - Голохвост О.О., Шматенко В.А.) на матеріально-технічній базі науково-навчального центру комплексного інжинірингу «SSUChemTech» (нач. ННЦ «SSUChemTech» - к.т.н., с.н.с. Скиданенко М.С.) кафедри хімічної інженерії факультету ТеСЕТ СумДУ зібрано пересувний генератор холодного туману, яким дооснащено при модернізації дослідно-випробувальний стенд з моделювання та експериментальних досліджень процесів сепарації газорідних потоків та оптимізації конструкцій сепараційних вузлів, який використовується в тому числі при виконанні лабораторних і студентських наукових робіт. Генератор туману є допоміжним обладнанням дослідно-випробувального стенду і виробом подвійного призначення, рекомендований для застосування при розпилюванні дезінфікуючих розчинів для санітарної обробки замкнутих приміщень і салонів транспорту, зокрема, для упередження поширення коронавірусної хвороби COVID-19. Проведено маркетингові дослідження щодо доцільності комерціалізації виготовленого пересувного генератора холодного туману, як окремого виду продукції ННЦ «SSUChemTech» СумДУ.

“ 30 ” 09 2020р.

Голова комісії:

  
(підпис)

О.Г.Гусак

(прізвище, ініціали)

Члени комісії:

  
(підпис)

В.І.Склабінський

(прізвище, ініціали)

  
(підпис)

О.О.Ляпощенко

(прізвище, ініціали)

### Примітки:

- 1) Акт затверджується проректором відповідно до напрямку діяльності у якому впроваджені результати НДР.
- 2) Назва нового (оновленого) курсу (спецкурсу) лекцій або їх розділів, практичних, лабораторних робіт, семінарських занять тощо; впровадження спеціалізованого програмного забезпечення, електронних засобів навчання тощо; публікація та використання у навчальному процесі наукових праць тощо; виконання магістерських, дипломних робіт, підготовка та захист дисертацій, які розроблені (опубліковані, здійснені) в результаті виконання НДР тощо.



МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
Івано-Франківський національний технічний  
університет нафти і газу

## ДИПЛОМОМ III СТУПЕНЯ

нагороджуються

**Ковтун Валерій Віталійович та  
Голохвост Олександр Олександрович**  
студенти Сумського державного університету

*за зайняте III місце у Всеукраїнському  
конкурсі студентських наукових робіт в галузі  
"Нафтова та газова промисловість"  
2018/2019 н.р.*

*у номінації "Обладнання нафтогазової галузі"*

Голова галузевої конкурсної комісії,  
проректор з наукової роботи



Чудик І.І.

№ 02/2 від « 27 » березня 2019 р.



МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
Івано-Франківський національний  
технічний університет нафти і газу

# ДИПЛОМ І СТУПЕНЯ

## НАГОРОДЖУЄТЬСЯ

Старинський Олександр Євгенович  
та Ковтун Валерій Віталійович

*студенти Сумського державного університету*

*за зайняте І місце у Всеукраїнському  
конкурсі студентських наукових робіт  
в галузі "Нафтова та газова промисловість" 2017/2018 н.р.  
у номінації "Обладнання нафтогазової галузі"*

Голова галузевої конкурсної комісії,  
професор з наукової роботи



Чудик І. І.

Наказ від 28.03.2018. № 03/2



**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ**  
**Івано-Франківський національний**  
**технічний університет нафти і газу**

**ДИПЛОМ**  
**II СТУПЕНЯ**

**НАГОРОДЖУЄТЬСЯ**

**Шаповал Михайло**  
**Володимирович**

*студент Сумського державного університету*

*за зайняте II місце у Всеукраїнському*  
*конкурсі студентських наукових робіт*  
*в галузі "Нафтова та газова промисловість" 2019/2020 н.р.*  
*у номінації "Нафтогазова інженерія"*



Голова галузевої конкурсної комісії,  
проректор з наукової роботи

М.П.

Наказ № 527-03.2020 № 84

Чудик І. І.

Додаток М

(обов'язковий)

Перелік основних охоронних документів  
права інтелектуальної власності,  
отриманих при виконанні НДР



УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **121362** (13) **U**  
(51) МПК (2017.01)  
**C05C 3/00**  
**C01C 1/00**

МІНІСТЕРСТВО  
ЕКОНОМІЧНОГО  
РОЗВИТКУ І ТОРГІВЛІ  
УКРАЇНИ

## (12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

(21) Номер заявки: <b>а 2017 05214</b>	(72) Винахідник(и): <b>Пяпощенко Олександр Олександрович (UA), Скиданенко Максим Сергійович (UA), Смирнов Василь Анатолійович (UA), Маренок Віталій Михайлович (UA), Варуха Дмитро Олександрович (UA)</b>
<del>(22) Дата подання заявки: <b>29.05.2017</b></del>	
(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: <b>11.12.2017</b>	(73) Власник(и): <b>СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ, вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007 (UA)</b>
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: <b>11.12.2017, Бюл.№ 23</b>	

## (54) СПОСІБ ОТРИМАННЯ АМІАЧНОЇ ВОДИ ТА РІДКИХ ДОБРИВ

### (57) Реферат:

Спосіб отримання аміачної води та рідких добрив включає розчинення газоподібного аміаку в діалізованій воді, що проходить в насадковій колоні з використанням газоподібного аміаку, який не прореагував після одержання аміачної води, отримання аміачної води з низькою концентрацією аміаку з використанням аміачної води, що надходить з насадкової колони. Отримання аміачної води проходить в колоні з хвилястими тарілками, яка обладнана теплообмінними пристроями для відведення теплової енергії. Концентрація аміачної води не менше 25 %, досягається шляхом її насичення газоподібним аміаком, що не прореагував при одержанні рідких добрив, процес одержання яких проходить в реакторі змієвидного типу, в якому виконано ряд вертикальних труб з сорочками послідовно з'єднаних калачами, де рідкий аміак з ємності дроселюється та подається до сорочок реактора, в яких він випаровується, охолоджуючи реакційний розчин, до складу якого входить аміак, що утворився шляхом об'єднання в один потік газоподібного аміаку, який виводиться з верхньої частини сорочок реактора змієвидного типу, газоподібний аміак, що надходить з насадкової колони та кислота для нейтралізації перемішані в гідродинамічному змішувачі. Сама нейтралізація суміші аміаку з кислотою проходить у ряді вертикальних труб з сорочками, послідовно з'єднаних калачами. Нейтралізована суміш надходить в сепаратор, де відбувається відділення газоподібного аміаку, що не прореагував після процесу нейтралізації, і його відведення у колону з хвилястими тарілками, а рідкі добрива, у вигляді розплаву солі кислоти, транспортуються як готовий продукт в складську ємність.

UA 121362 U



МІНІСТЕРСТВО  
ЕКОНОМІЧНОГО  
РОЗВИТКУ І ТОРГІВЛІ  
УКРАЇНИ

УКРАЇНА

(19) UA  
(51) МПК

(11) 130464

(13) U

B01D 45/04 (2006.01)

## (12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

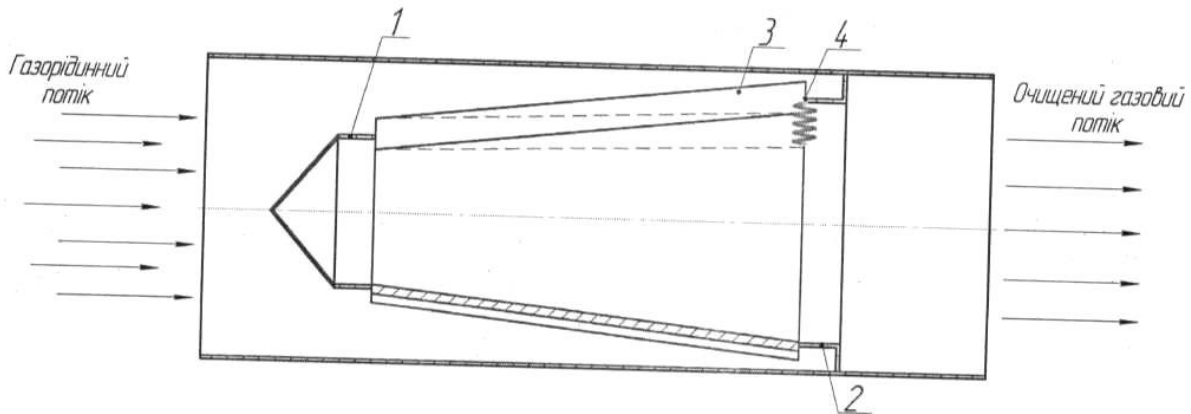
(21) Номер заявки: <b>u 2018 06182</b>	(72) Винахідник(и): <b>Пяпощенко Олександр Олександрович (UA), Павленко Іван Володимирович (UA), Дем'яненко Марина Миколаївна (UA), Старинський Олександр Євгенович (UA), Ковтун Валерій Віталійович (UA)</b>
<del>(22) Дата подання заявки: <b>04.06.2018</b></del>	
(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: <b>10.12.2018</b>	(73) Власник(и): <b>СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ, вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007 (UA)</b>
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: <b>10.12.2018, Бюл.№ 23</b>	

## (54) ПРИСТРІЙ ДЛЯ СЕПАРАЦІЇ ДИСПЕРСНОЇ РІДИНИ З ГАЗОВОГО ПОТОКУ

### (57) Реферат:

Пристрій для сепарації дисперсної рідини з газового потоку, що містить конусний корпус, який складається з обтікаючого елемента на вході потоку в корпус та кільця жорсткості на виході потоку з корпусу, які з'єднані між собою повздовжніми лопатками, закріпленими на них по діаметру під кутом. Лопатки на обтікаючому елементі закріплені жорстко, а на кільці жорсткості - на пружних елементах, з можливістю вигинання лопаток під дією динамічного тиску.

A-A



Фіг. 2

UA 130464 U





УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **130518** (13) **U**  
(51) МПК (2018.01)  
**B01D 45/00**  
**B01D 45/04** (2006.01)

МІНІСТЕРСТВО  
ЕКОНОМІЧНОГО  
РОЗВИТКУ І ТОРГІВЛІ  
УКРАЇНИ

**(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ**

<b>(21)</b> Номер заявки: <b>u 2018 06839</b>	<b>(72)</b> Винахідник(и): <del>Ляпощенко Олександр Олександрович</del> <b>(UA),</b> <b>Литвиненко Ольга Вікторівна (UA),</b> <b>Старинський Олександр Євгенович (UA),</b> <b>Ковтун Валерій Віталійович (UA),</b> <b>Борисова Наталя Віталіївна (UA)</b>
<del><b>(22)</b> Дата подання заявки: <b>18.06.2018</b></del>	
<b>(24)</b> Дата, з якої є чинними права на корисну модель: <b>10.12.2018</b>	<b>(73)</b> Власник(и): <b>СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ,</b> вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007 (UA)
<b>(46)</b> Публікація відомостей про видачу патенту: <b>10.12.2018, Бюл.№ 23</b>	

**(54) СПОСІБ ВІДДІЛЕННЯ ГАЗОВОЇ ФАЗИ З ГАЗОРІДИННОГО ПОТОКУ**

**(57) Реферат:**

Спосіб відділення газової фази з газорідинного потоку включає подачу газорідинного потоку на зливний елемент, в напрямку зверху вниз, поступове стікання потоку тонкою плівкою та розподілення його на газову та рідинну фази внаслідок видалення газу через вільну поверхню розподілу фаз. Як зливний елемент використовують вертикальний шнековий елемент, при цьому у протилежному напрямку, знизу вгору, подають окремий газовий потік, який, контактуючи з газорідинним потоком, захоплює з собою відділений газ і разом відводяться зверху вертикального шнекового елемента.

UA 130518 U



МІНІСТЕРСТВО  
ЕКОНОМІЧНОГО  
РОЗВИТКУ І ТОРГІВЛІ  
УКРАЇНИ

УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **136120** (13) **U**  
(51) МПК (2019.01)  
**C05C 3/00**

## (12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

<p>(21) Номер заявки: <b>u 2019 00254</b></p> <p>(22) Дата подання заявки: <b>09.01.2019</b></p> <p>(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: <b>12.08.2019</b></p> <p>(46) Публікація відомостей про видачу патенту: <b>12.08.2019, Бюл.№ 15</b></p>	<p>(72) Винахідник(и): <b>Ляпощенко Олександр Олександрович (UA), Склабінський Всеволод Іванович (UA), Стороженко Віталій Яковлевич (UA), Скиданенко Максим Сергійович (UA), Смирнов Василь Анатолійович (UA), Варуха Дмитро Олександрович (UA)</b></p> <p>(73) Власник(и): <b>СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ, вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007 (UA)</b></p>
--	---

## (54) СПОСІБ ОТРИМАННЯ АМІАЧНОЇ ВОДИ З СПОЛУЧЕНИМИ ПРОЦЕСАМИ СЕПАРАЦІЇ ТА ТЕПЛОМАСООБМІНУ

### (57) Реферат:

Спосіб отримання аміачної води з сполученими процесами сепарації та тепломасообміну включає змішування одночасно поданих в об'єм ректора очищеної води та газоподібного аміаку, що утворився в міжтрубному просторі при охолодженні суміші рідким аміаком, подачу отриманої аміачної води з низькою концентрацією аміаку в сепараційну зону, після проходження якої аміачна вода стікає у вигляді тонкої плівки по циліндричних трубах та контактує з газоподібним аміаком, що надходить через верхню сепараційну зону, тим самим підвищуючи концентрацію аміаку в аміачній воді, причому відведення реакційного тепла в трубному просторі відбувається шляхом випаровування зрідженого аміаку в міжтрубному просторі, а газоподібний аміак, що не прореагував, подається на рециркуляцію до реактора об'ємно-плівкового типу.

UA 136120 U



УКРАЇНА

(19) UA  
(51) МПК

(11) 137925

(13) U

B01F 3/04 (2006.01)

МІНІСТЕРСТВО РОЗВИТКУ  
ЕКОНОМІКИ, ТОРГІВЛІ ТА  
СІЛЬСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА  
УКРАЇНИ

**(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ**

(21) Номер заявки: **u 2019 04358**

(22) Дата подання заявки: **22.04.2019**

(24) Дата, з якої є чинними  
права на корисну  
модель: **11.11.2019**

(46) Публікація відомостей  
про видачу патенту: **11.11.2019, Бюл.№ 21**

(72) Винахідник(и):

**Ляпощенко Олександр Олександрович  
(UA),**

**Маренок Віталій Михайлович (UA),  
Старинський Олександр Євгенович (UA),  
Ковтун Валерій Віталійович (UA)**

(73) Власник(и):

**СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ,  
вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми,  
40007 (UA)**

**(54) ПРИСТРІЙ ДЛЯ ЕЖЕКЦІЇ ГАЗУ В ПОТІК РІДИНИ**

(57) Реферат:

Пристрій для ежекції газу в потік рідини, що знаходиться під тиском, містить трубу для подачі рідинного потоку і трубу для змішування потоків, які з'єднані між собою та розміщені на одній осі, і щілину для ежекції, через яку подається газовий потік. Труби жорстко з'єднані за допомогою конусної насадки, встановленої між ними. Насадка складається з двох конусних втулок, розміщених одна в одній і з'єднаних направляючими пластинами, розміщеними під кутом до осі труб. Щілина ежекції утворена між зовнішньою і внутрішньою поверхнями втулок. Діаметр труби для змішування потоків перевищує діаметр труби для подачі рідинного потоку.

UA 137925 U



УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **141351** (13) **U**  
(51) МПК  
**B01D 47/04** (2006.01)

МІНІСТЕРСТВО РОЗВИТКУ  
ЕКОНОМІКИ, ТОРГІВЛІ ТА  
СІЛЬСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА  
УКРАЇНИ

## (12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

(21) Номер заявки: <b>u 2019 07739</b>	(72) Винахідник(и): <b>Ляпощенко Олександр Олександрович (UA), Манойло Євгенія Володимирівна (UA), Хухрянський Олег Миколайович (UA), Моїсєєв Віктор Федорович (UA)</b>
(22) Дата подання заявки: <b>09.07.2019</b>	
(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: <b>10.04.2020</b>	
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: <b>10.04.2020, Бюл.№ 7</b>	(73) Власник(и): <b>СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ, вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007 (UA)</b>

## (54) ПІННИЙ АПАРАТ

### (57) Реферат:

Пінний апарат містить вертикальний корпус, патрубки введення і відведення газу, патрубки введення і відведення рідини, зрошувач, провальні тарілки, над площинами яких розміщені один над одним принаймні два стабілізатори пінного шару у вигляді стільникових ґрат, що складаються з пластин, які нахилені відносно направлення газового потоку. Пластини стабілізаторів пінного шару виконані з тонкого плоского та гофрованого листового матеріалу. Гофри виконані під кутом до горизонту, а пластини стабілізаторів встановлені на ребро, розташовані паралельно одна одній та чергуються між собою, з утворенням чарунок трикутного профілю з кутом при вершині, що дорівнює 60°. При цьому гофровані пластини розташовані з поворотом на 180° одна до одної, а верхній стабілізатор встановлений з поворотом 90° до нижнього стабілізатора. Стабілізатори встановлені над площиною тарілки на висоті 0,3-0,4 висоти міжтарілкового простору, а висота стабілізатора складає 0,1-0,2 висоти міжтарілкового простору.

UA 141351 U



УКРАЇНА

(19) UA  
(51) МПК

(11) 141368

(13) U

B01D 3/32 (2006.01)

МІНІСТЕРСТВО РОЗВИТКУ  
ЕКОНОМІКИ, ТОРГІВЛІ ТА  
СІЛЬСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА  
УКРАЇНИ

## (12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

(21) Номер заявки: <b>u 2019 08389</b>	(72) Винахідник(и): <b>Ляпощенко Олександр Олександрович (UA), Манойло Євгенія Володимирівна (UA), Хухрянський Олег Миколайович (UA), Моїсєєв Віктор Федорович (UA)</b>
(22) Дата подання заявки: <b>16.07.2019</b>	
(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: <b>10.04.2020</b>	
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: <b>10.04.2020, Бюл.№ 7</b>	(73) Власник(и): <b>СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ, вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007 (UA)</b>

## (54) КОМБІНОВАНИЙ ТЕПЛОМАСООБМІННИЙ АПАРАТ

### (57) Реферат:

Комбінований тепломасообмінний апарат містить вертикальний корпус, патрубки введення і відведення газу, патрубки введення і відведення рідини, зрошувач, краплевідбійник, провальні тарілки, над площинами яких розміщені, один над одним, два блоки контактних елементів у вигляді стільникових ґрат з тонких пластин перфорованого листового матеріалу, установлених на ребро з утворенням чарунок. Пластини блоків контактних елементів виконані з тонкого плоского та гофрованого перфорованого листового матеріалу. При цьому гофри нахилені до горизонту під кутом 30°-90°, а пластини розташовані паралельно одна до одної та чергуються між собою, з утворенням чарунок трикутного профілю з кутом при вершині, що дорівнює 60°, причому гофровані пластини розташовані з поворотом на 180° одна до одної. Крім цього блок верхніх контактних елементів встановлений з поворотом 90° до нижнього блоку контактних елементів, із дистанційним зазором або без нього.

UA 141368 U