

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
ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ
(проміжний)

Начальник НДЧ

канд.фіз.-мат. наук., доцент

Д.І.Курбатов

Керівник НДР

д-р. техн. наук, доцент

О.О.Ляпощенко

2018.12.26

2018

Рукопис закінчено 26 грудня 2018 р.

Результати цієї роботи розглянуті науковою радою, протокол від 27.11.2018 №5

СПИСОК АВТОРІВ

Керівник НДР		
головний науковий співробітник		
д-р. техн. наук.	О.О.Ляпощенко	
	26.12.2018	(реферат, вступ, висновки)
Відповідальний виконавець		
науковий співробітник	М.М.Дем'яненко	
	26.12.2018	(вступ, розд.1-3)
Старший науковий співробітник		
канд. техн. наук	В.О.Іванов	
	26.12.2018	(підрозд.4.3)
Старший науковий співробітник		
канд. техн. наук	І.В.Павленко	
	26.12.2018	(розд.2)
Науковий співробітник		
канд. техн. наук	М.С.Скиданенко	
	26.12.2018	(розд.1, 3)
Молодший науковий співробітник		
	О.Є.Старинський	
	26.12.2018	(вступ, розд.1, 3, додатки)
Інженер		
	О.Ю.Маренок	
	26.12.2018	(розд.3-4)
Виконавець цивільно-правового		
договору	В.В.Ковтун	
	26.12.2018	(розд.3-4, додатки)
Виконавець цивільно-правового		
договору	Д.О.Варуха	
	26.12.2018	(розд.3, додатки)

Виконавець цивільно-правового
договору

Н.В.Борисова

26.12.2018 (розд.3, додатки)

Виконавець цивільно-правового
договору

Ю.Ю.Курдес

26.12.2018 (розд.4)

РЕФЕРАТ

Звіт про НДР: 210 с., 105 рис., 6 табл., 92 джерела.

СЕПАРАЦІЯ, СЕПАРАТОР, ГАЗ, РІДИНА, КРАПЛІ, ЧАСТКИ, ГІДРОДИНАМІКА, ГІДРАВЛІЧНИЙ ОПІР, ЕФЕКТИВНІСТЬ.

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. Основні теоретичні залежності для сепараційних елементів визначено диференціальними методами математичного аналізу та інтегрального обчислення з застосуванням CAS-систем комп'ютерної алгебри. На емпіричному рівні наукових досліджень застосовано методи експериментальної гідродинаміки. Експериментальні дослідження проведено методами фізичних моделювань моделей сепараційних пристроїв та модульних сепараційних установок; аналізу, симуляції, оптимізації процесів та обладнання CFD-методами обчислювальної гідродинаміки, статичного та динамічного математичного моделювання хіміко-технологічних процесів (ХТП) на базі САЕ-систем термодинамічного моделювання.

Теоретично обґрунтовано стратегію оптимізаційних статичних та динамічних моделювань з аналізом режимно-технологічних та апаратурно-конструктивних способів інтенсифікації процесів сепарації. На підставі фізичних моделювань та теоретичних досліджень процесів сепарації газорідних систем розширено уявлення про основні методи і механізми газодинамічної, інерційно-фільтруючої, вібраційно-інерційної сепарації, а також отримано основні гідродинамічні характеристики сепараційних пристроїв за результатами експериментальних досліджень модельних зразків.

ЗМІСТ

	с.
Вступ.....	7
1 Методика проведення теоретичних та експериментальних досліджень....	8
1.1 Стратегія оптимізаційних статичних та динамічних моделювань процесів сепарації та сепараційного обладнання.....	8
1.2 Методи розв'язань основних рівнянь гідродинаміки та математичного імітаційного (комп'ютерного) моделювання гідродинамічних процесів при сепарації газорідних систем.....	11
1.3 Основні методи експериментальної гідродинаміки механіки рідини і газу.....	23
1.4 Методика прогнозування та оцінки розрахункової ефективності сепарації.....	29
1.5 Опис пристроїв і установок для експериментальних досліджень процесів сепарації та оптимізації конструкцій сепараційного обладнання.....	35
2 Теоретичні дослідження основних та вторинних процесів при сепарації.....	48
2.1 Основні методи і механізми газодинамічної, інерційно-фільтруючої, вібраційно-інерційної сепарації.....	48
2.2 Моделі механіки суцільних середовищ та дисперсних систем, засновані та вторинних процесах при сепарації багатозфазних середовищ.....	54
2.3 Аналіз режимно-технологічних та апаратурно-конструктивних способів інтенсифікації процесів сепарації з урахуванням вторинних процесів.....	117
3 Експериментальні дослідження та оптимізаційні моделювання.....	124
3.1 Фізичне та математичне (чисельне) моделювання процесів сепарації двофазних систем типу газ-рідина.....	124

3.2 Фізичне та математичне (чисельне) моделювання процесів сепарації двофазних систем типу рідина-рідина.....	156
3.3 Фізичне та математичне (чисельне) моделювання процесів сепарації та класифікації двофазних систем типу газ-тверде.....	168
4 Рекомендації до проектування та виготовлення сепараційного обладнання.....	179
4.1 Оптимізаційне профілювання сепараційних каналів та елементів (пристроїв).....	179
4.2 Оптимізаційне компонування багатofункціональних сепараторів з застосуванням модульних сепараційних пристроїв.....	186
4.3 Використання модульного підходу в конструюванні, виготовленні деталей та складанні вузлів сепараційного обладнання.....	192
Висновки.....	197
Перелік джерел посилання.....	198
Додатки	

ВСТУП

У сучасних сепараційних пристроях для розділення гетерогенних систем основною масовою силою яка діє на дисперсну фазу є сила інерції, але їх найрозповсюдженішим недоліком є вторинне бризковинесення. Хоча для вирішення даної проблеми існує ряд шляхів, але в результаті їх застосування не відбувається суттєвого розширення діапазону ефективної роботи сепараційних пристроїв. Саме тому були запропоновані не традиційні шляхи до вирішення даної проблеми, а саме встановлення фільтруючих елементів на стінках жалюзей в зонах потенційного руйнування структури плівки вловленої рідини (спосіб інерційно-фільтруючої сепарації), автоматичного регулювання гідравлічного опору (спосіб динамічної сепарації), використання механічних коливань відбійних елементів модульних динамічних сепараційних пристроїв для коагуляції краплин рідини (вібраційно-інерційна сепарація).

Необхідно відмітити, що для застосування даних способів необхідно розробити інженерні методики їх розрахунку. Зважаючи на складність та комплексність процесів що розглядаються для цього доцільно застосовувати засоби математичної ідентифікації за результатами проведених натурних експериментів та чисельних. При цьому для полегшення застосування модульності підходу були досліджені фактори, що впливають на ефективну роботу сепараційних пристроїв, можливі негативні наслідки, що можуть бути викликані як вторинними процесами так і поєднанням деяких сепараційних елементів між собою.

Отже, метою даної роботи є теоретичне обґрунтування стратегії оптимізаційних статичних та динамічних моделювань з аналізом режимно-технологічних та апаратурно-конструктивних способів інтенсифікації процесів сепарації, проведення фізичного моделювання та теоретичних досліджень процесів сепарації, розробки методів розв'язання основних рівнянь гідродинаміки та математичного моделювання гідродинамічних процесів при сепарації газорідних систем; визначення основних гідродинамічних характеристики сепараційних пристроїв за результатами експериментальних досліджень.

1 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ТЕОРЕТИЧНИХ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

1.1 Стратегія оптимізаційних статичних та динамічних моделювань процесів сепарації та сепараційного обладнання

Для вирішення поставлених задач досліджень розроблено методику, засновану на стратегії оптимізаційних статичних та динамічних моделювань процесів сепарації та сепараційного обладнання, блок-схема якої представлена на рисунку 1.1 [1]. Так, в процесі досліджень за наведеною методикою визначалися як статичні характеристики (гідрравлічний опір, ефективність), так і динамічні (керованість, інерційність). Розглядаючи питання дослідження та оптимізації процесів розділення багатофазних систем, перш за все необхідно розглянути всі основні параметри, що впливають на процес в цілому та на ефективність розділення зокрема [1]. При цьому слід ввести цільову функцією (або критерій ефективності), який залежить від конструктивних і режимних змінних, зовнішніх і внутрішніх випадкових або невизначених факторів (параметрів). В якості основного критерію ефективності розділення багатофазних систем прийнято використовувати долю сепарації дисперсної фази з суцільної. Але з точки зору управління процесом сепарації цей показник є нерегульованим. Тому, для реалізації задачі регулювання процесу розділення багатофазних систем, важливо проаналізувати всі регульовані параметри роботи системи та визначити їх оптимальні значення. При роботі сепараційного обладнання такими параметрами є: температура, тиск, продуктивність по вхідній суміші, конструкція та геометричні розміри сепараційних вузлів. Відомо, що зміна температури та тиску не однозначно впливає на ефективність сепарації та ступінь вилучення цільових компонентів з сумішей [1]. Отже, існують певні оптимальні області значень режимних параметрів процесу, при яких можна досягти максимальної ефективності сепарації багатофазної системи. З цього випливає, що для управління та оптимізації процесів сепарації, необхідно мати можливість комплексно контролювати та регулювати режимні

параметри, які безпосередньо впливають на ефективність.

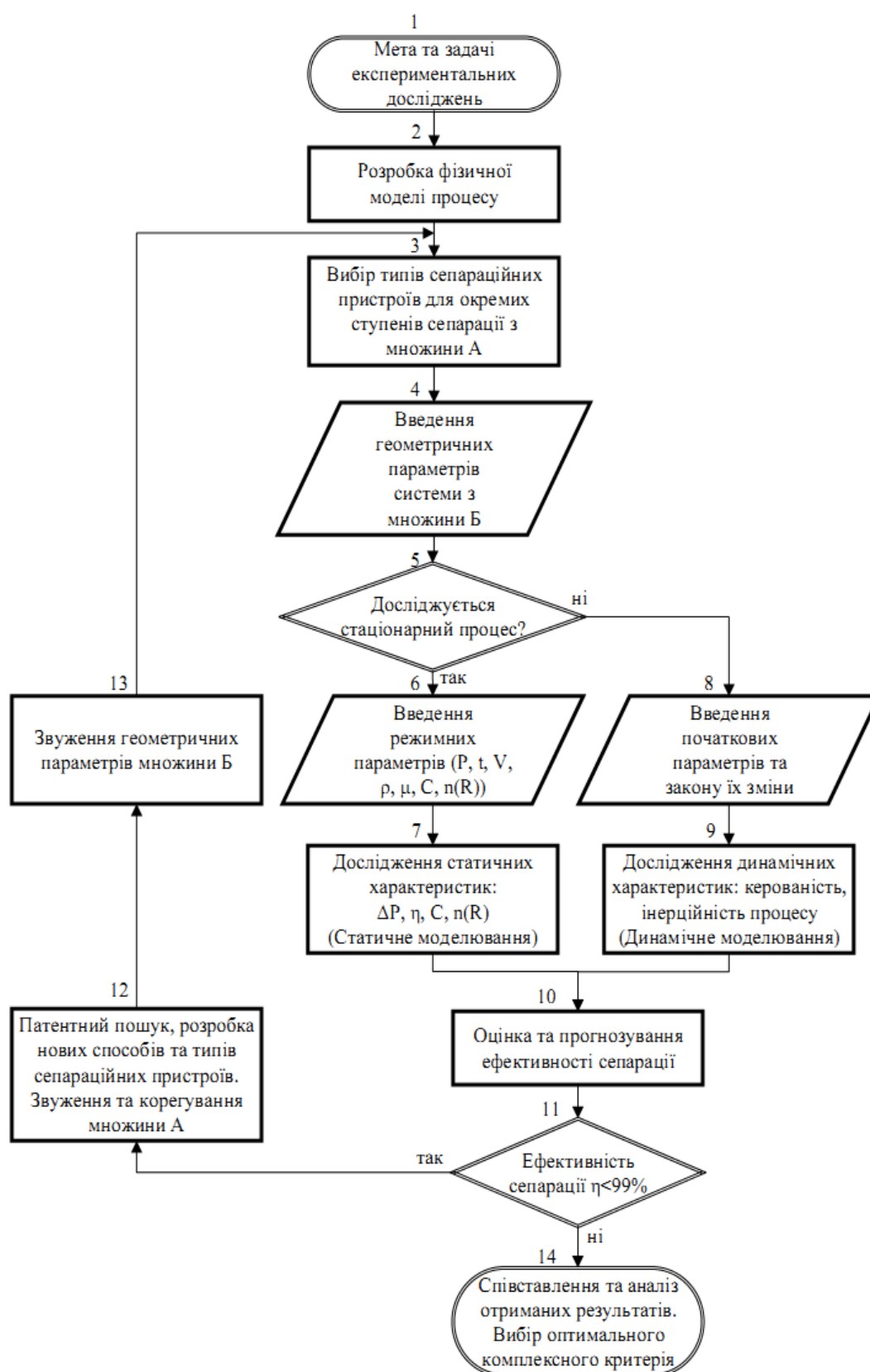


Рисунок 1.1 – Стратегія оптимізаційних моделювань процесів сепарації

Також на ефективність сепарації суттєвий вплив мають конструктивні особливості та геометричні розміри сепараційних пристроїв. Способи інтенсифікації процесів сепарації можна поділити на дві тісно пов'язані між собою групи — режимно-технологічні та апаратурно-конструктивні, а ефективність від запроваджених комплексних рішень визначити експериментальним шляхом. Оптимізація як метод інтенсифікації в рівній мірі відноситься до режимно-технологічних і апаратурно-конструктивних методів. Проте, якщо оптимізація температури, тиску та інших параметрів є технологічним завданням і в якійсь мірі вирішена стосовно конкретних технологічних процесів сепарації (наприклад, низькотемпературної сепарації), то завдання оптимізації сепараційних пристроїв та сепараторів в цілому в плані забезпечення оптимальної схеми руху контактуючих фаз і їх розподілу по перерізу оптимальної форми ставляться і вирішуються значно рідше, а між тим вирішення питань апаратурно-конструктивної оптимізації, свідчать про її надзвичайно високу результативність.

У відповідності до обраної методології оптимізаційних статичних та динамічних моделювань процесів сепарації та сепараційного обладнання вирішуються три основні задачі (рисунок 1.1) [1]:

1) розробка фізичних моделей процесів сепарації з аналізом впливу режимно-технологічних і апаратурно-конструктивних параметрів за обраним критерієм ефективності (цільова функція);

2) вибір типів сепараційних пристроїв та їх геометричних розмірів для кожного ступеня сепарації, які задовольняють умовам отримання необхідного рівня ефективності проведення процесу;

3) вирішення задачі оптимізації процесів сепарації в умовах різних видів моделювань та визначення комплексного критерію ефективності процесів сепарації.

1.2 Методи розв'язань основних рівнянь гідродинаміки та математичного імітаційного (комп'ютерного) моделювання гідродинамічних процесів при сепарації газорідних систем

Аналітичне розв'язання вихідних систем основних диференціальних рівнянь доцільно проводити з застосуванням систем комп'ютерної алгебри (СКА або CAS). Основні можливості сучасних CAS-систем (MATHLAB, Mathcad, Maxima, Mathematica, Maple та інші) [2]: спрощення алгебраїчних виразів до стандартних форм, у тому числі автоматичне спрощення; часткове і повне диференціювання; розв'язок багатьох визначених та невизначених інтегралів (в тому числі багатовимірних інтегралів); розв'язок лінійних і деяких нелінійних рівнянь; розв'язок багатьох диференціальних та різницевих рівнянь; інтегральні перетворення; операції з матрицями; статистичні обчислення; автоматичне доведення та перевірка теорем; експорт оптимізованого коду в інші мови програмування[3, 4]. В окремих випадках математичного опису досліджуваних фізичних процесів та явищ, отримати аналітичний розв'язок математичних задач моделювання практично неможливо. Тому на загально логічному рівні досліджень доцільним є виявлення аналогій, застосування методів аналізу та синтезу для отримання основних співвідношень та закономірностей, заснованих на фізичних механізмах досліджуваних процесів, якими закладено теоретичні основи теорії процесів сепарації (теоретичний рівень), і даних обчислювальних (чисельні рішення) та фізичних експериментів (емпіричний рівень).

Сучасні програмні комплекси та системи автоматизації інженерних розрахунків (Computer-Aided Engineering, CAE), засновані на чисельних методах розв'язання диференціальних рівнянь та призначені для розрахунків, аналізу і симуляції фізичних процесів, сьогодні успішно застосовуються спільно з CAD-системами (Computer Aided Design, CAD або Computer Aided Design and Drafting, CADD) [6, 5]. Можуть і часто інтегруються в них, в цьому випадку виходять гібридні CAD/CAE-системи) для розрахунку, аналізу та

симуляції гідродинамічних, тепло- та масообмінних процесів. Імітаційне (комп'ютерне) моделювання у повній мірі замінило фізичне моделювання, зараз вже помітно стрімке прагнення до віртуального моделювання, яке виключає витрати на виготовлення металоємних модельних та дослідно-промислових зразків обладнання, експериментальних стендів та полігонів з високоточними та цінними контрольно-вимірювальними приладами, та за досконало складеної математичної моделі зводить похибки експерименту практично до мінімуму. Крім того, експериментальне отримання повної картини структури потоків з визначенням полів значень та градієнтів розподілу швидкостей, тиску, температури, концентрації та інших характеристик потоків в сепараційному обладнанні представляється складною задачею внаслідок складних форм окремих сепараційних пристроїв. Тому, як було вже зазначено вище, на даний момент достойною альтернативою фізичному моделюванню представляється дослідження гідродинаміки експериментальних та дослідно-промислових зразків сепараційного обладнання та порівняння їх характеристик з аналогами та прототипами способом комп'ютерного (чисельного) моделювання методами обчислювальної гідродинаміки (Computational Fluid Dynamics, CFD). Взагалі, терміном обчислювальна гідродинаміка (CFD) визначають підрозділ механіки суцільних середовищ, що включає сукупність фізичних, математичних і чисельних методів, призначених для обчислення характеристик потокових процесів та вирішення проблеми моделювання гідродинаміки та тепломасопереносу в різних технічних і природних об'єктах [10, 7, 8, 9]. Таким чином, основною метою математичних моделювань CFD-методами є визначення розподілу швидкостей, тиску та інших характеристик потоків за відомими основними фізичними законами (збереження енергії, маси, імпульсу та інші) зміни цих характеристик, які описуються системою базових рівнянь в частинних похідних та додаткових співвідношень, що утворюють відповідні математичні моделі. Основними базовими рівняннями з дослідження гідродинаміки потоків засобами обчислювальної гідродинаміки є: рівняння нерозривності, рівняння збереження імпульсу та рівняння збереження енергії. Рівняння збереження імпульсу можуть мати різний вигляд залежно від

наявності або відсутності тертя (рівняння Нав'є-Стокса, Ейлера). Залежно від умов завдання середовище в розрахунковій області розглядається як таке, що стискається (газ) або таке, що не стискається (краплинна рідина). Основним завданням обчислювальної гідродинаміки є чисельне розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса, що описують динаміку рідини та газу. Вищеназвані рівняння є базовою моделлю течії середовища, яка залежно від особливостей вирішуваної задачі може бути доповнена рівняннями для моделей турбулентності, перенесення речовин, обрахунку багатофазності та інше. Усі перераховані математичні формулювання є системою нелінійних диференціальних рівнянь другого порядку, що мають аналітичне рішення лише в дуже простих випадках, коли число Рейнольдса для задачі мале, а геометрія проста. Поставлені задачі можна розв'язати чисельно у тому випадку, якщо похідні, що стоять в рівняннях, замінити на кінцеві різниці, створені на малих просторових і тимчасових інтервалах. Для цього проводиться так звана дискретизація простору і часу так, що геометрія процесу розбивається на розрахункові осередки, вибрані особливим чином, а час процесу — на розрахункові тимчасові інтервали. Гнучкість CFD-методів, що полягає в можливості швидкого внесення змін в геометричні (форма та розміри пластин, фільтр-елементів, сепараційних каналів) та режимні (витрата, гідродинамічні режими, тиск, температура) параметри при заданні початкових та граничних умов, надає додаткові переваги при дослідженні динамічних об'єктів, а отримані чисельними моделюваннями результати можна розглядати як чисельний експеримент.

При застосуванні методів обчислювальної гідродинаміки особливу увагу слід приділяти грамотному та обґрунтованому вибору відповідних математичних моделей, від цього суттєво залежить точність та адекватність очікуваних і отримуваних згодом результатів. При математичному (комп'ютерному) моделюванні гідромеханічних процесів та механізмів сепарації краплинної рідини з газорідинного потоку у інерційно-фільтруючих сепараційних пристроях CFD-методами застосовано математичні моделі руху, тепло- та масопереносу, багатофазних потоків, краплинного потоку та

двофазної течії з частками. Тому розглянемо основні закономірності та базові системи рівнянь цих моделей [10, 11, 12, 13, 14, 15, 16, 17, 18].

Рівняння нерозривності:

$$\frac{\partial p}{\partial t} + \nabla(pv) = 0. \quad (1.1)$$

Рівняння збереження імпульсів:

$$\frac{\partial pv}{\partial t} + \nabla(pv \otimes v) = -\nabla p + \nabla \bar{\tau} - Dv - \bar{D}v + F, \quad (1.2)$$

де $\bar{\tau}$ – ефективний тензор в'язких напружень (враховує турбулентність), Па;

D та \bar{D} – коефіцієнт ізотропного опору та матриця анізотропного опору (може виникати в середовищах, які мають неоднорідну структуру відносно просторового напрямку пор та каналів, зокрема, це стосується фільтруючих елементів з волокнистих матеріалів з просторово орієнтованими розташуванням волокон) відповідно, кг/(м³·с).

$$\bar{\tau} = (\mu + \mu_t) \left(2\bar{S} - \frac{2}{3}(\nabla v)\bar{I} \right), \quad (1.3)$$

$$D = \frac{\mu}{\alpha} + C \frac{1}{2} p |v|, \quad (1.4)$$

$$F = (\rho - \rho_g)g - \rho(2\omega \times v + \omega \times \omega \times r), \quad (1.5)$$

де μ – турбулентний коефіцієнт динамічної в'язкості, Па·с;

\bar{S} – тензор швидкостей деформації, с⁻¹;

\bar{I} – метричний (одиничний) тензор; α – проникність, м²;

C – інерційний коефіцієнт, м⁻¹;

ρ_g – гідростатична густина, кг/м³;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

ω – кутова швидкість обертання підобласті, рад/с;

r – радіус-вектор з початком на вісі обертання, м.

Базові моделі течії рідини/газу засновані на системі рівнянь Нав'є-Стокса (1.1) та (1.2). Як видно з рівнянь (1.1)-(1.3), моделювання турбулентних течій засновано на використанні турбулентної в'язкості, спосіб визначення якої залежить від вибору однієї з доступних моделей турбулентності: стандартна k - ε модель KES, квадратична k - ε модель KEQ, низькорейнольдсові k - ε моделі KEAKN/HL/LS та інші [10, 12, 14, 17, 18, 19, 20].

Рівняння стандартної k - ε моделі (для турбулентної енергії та швидкості її дисипації):

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla(\rho v k) = \nabla \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right) + G - \rho \varepsilon, \quad (1.6)$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \nabla(\rho v \varepsilon) = \nabla \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right) + \frac{\varepsilon}{k} (C_1 G - C_2 \rho \varepsilon), \quad (1.7)$$

де k – турбулентна енергія, м²/с;

ε – швидкість дисипації турбулентної енергії, м²/с³;

$\sigma_k, \sigma_\varepsilon, C_{\mu}, C_1, C_2$ – значення параметрів k - ε моделі ($\sigma_k=1,0, \sigma_\varepsilon=1,3, C_\mu=0,09, C_1=1,44, C_2=1,92$) [17].

$$G = \mu_t \left(S - \frac{2}{3} (\nabla v)^2 \right), \quad (1.8)$$

$$\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon}, \quad (1.9)$$

Визначення розподілу градієнтів температурних полів в потоках можливе за вибору моделі конвективно-дифузійного теплопереносу, яка заснована на рівняннях збереження енергії.

Рівняння збереження енергії для рідини:

$$\frac{\partial(\rho h)}{\partial t} + \nabla(\rho v h) = \frac{\partial p}{\partial t} + \nu \nabla^2 p - \nabla q + Q_{\mu L}, \quad (1.10)$$

де h – термодинамічна ентальпія, $\text{м}^2/\text{с}^2$;

q – питомий тепловий потік, $\text{Вт}/\text{м}^2$;

Q_{μ} – об'ємне джерело енергії (тепла) за рахунок в'язкої дисипації, $\text{Вт}/\text{м}^3$.

$$q = - \left(\lambda + \frac{\mu_t c_p}{Pr} \right) \nabla T = - \left(\frac{\lambda}{c_p} + \frac{\mu_t}{Pr} \right) \nabla h, \quad (1.11)$$

$$Q_{\mu L} = \tau S + \rho \varepsilon, \quad (1.12)$$

$$\tau = \mu \left(2S - \frac{2}{3} (\nabla v) \delta \right), \quad (1.13)$$

$$Pr = \frac{\mu c_p}{\lambda}, \quad (1.14)$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$;

c_p – питома теплоємність, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$;

Pr – число Прандтля [21];

δ – товщина прикордонного (пористого) шару, м.

Рівняння збереження енергії для газу:

$$\frac{\partial(\rho H)}{\partial t} + \nabla(\rho v H) = \frac{\partial p}{\partial t} + \rho \nu F - \nabla q + Q_{\mu G}, \quad (1.15)$$

де H – повна ентальпія, $\text{м}^2/\text{с}^2$.

$$q = - \left(\frac{\lambda}{c_p} + \frac{\mu_t}{Pr_t} \right) (\nabla H - \nu (\nabla v)), \quad (1.16)$$

$$Q_{\mu G} = \nabla \left((\mu + \mu_t) \left(2\bar{S} - \frac{2}{3} (\nabla v) \bar{I} \right) v \right), \quad (1.17)$$

Якщо моделювання руху однофазних потоків CFD-методами представляється можливим, то моделювання двофазних потоків з дисперсними частками представляє ряд труднощів [11, 16, 22, 23, 24]. Тому для моделювання руху дисперсних часток при сепарації багатоконпонентних сумішей доцільно використовувати інші чисельні методи [25]. Серед чисельних методів для розрахунку великої кількості частинок відомим є метод дискретного елемента (Discrete Element Method, DEM), що є узагальненням методу скінченних елементів (FEM) [26, 27, 28, 29, 30, 31, 32]. При такому підході, дисперсна система розглядається як група часток і для кожної частки розраховується траєкторія руху на основі рівняння балансу сил, що діють на частку. Для опису зіткнення і тертя часток між собою і стінками сепараційних елементів використовується модель зіткнення дискретних елементів (DEM Collision Model) [33]. Для чисельного моделювання поведінки гетерогенних середовищ, що представляють собою аеродисперсні системи пропонується такий підхід, в якому досліджуваний об'єкт представляється таким, що складається з областей двох типів, які описуються у рамках дискретного і континуального підходів відповідно. При цьому континуальна частина середовища моделюється методом скінченних різниць (FDM) розв'язання системи рівнянь механіки суцільного середовища (CFD-методи), а дискретна – методом рухливих клітинних автоматів (Movable Cellular Automata, MCA), який відноситься до методів обчислювальної механіки (Computational Mechanics), але заснований на дискретному підході і, відповідно, поєднує переваги метода класичних клітинних автоматів (CA) і метода дискретних елементів (DEM) [34, 35]. Реалізовані на основних засадах викладених підходів математичні моделі багатофазних потоків та дисперсних систем дозволяють моделювати процеси руху потоків з дисперсними частками, течії в пористому каркасі, перенесення фази, тепло- та масоперенесення. Основна суцільна (несуча) фаза може бути

рідиною або газом. Дисперсні частки можуть бути твердими, краплями або бульбашками. У моделях вирішуються рівняння Нав'є-Стокса і рівняння нерозривності для газорідинної течії, а також рівняння перенесення для об'ємної долі дисперсної фази. При чому передбачається взаємний вплив фаз, тобто несуча фаза, визначає траєкторії руху часток, а частки у свою чергу впливають на течію за рахунок джерела маси, імпульсу (силу опору, що діє на несучу фазу) і енергії.

Розглянемо основні закономірності та базові системи рівнянь цих моделей починаючи з рівнянь, що описують процеси, які відбуваються у суцільній (несучій) фазі (газ або рідина). В наведених нижче модифікованих рівняннях враховується присутність дисперсної фази (краплі рідини, тверді частки, бульбашки газу) в розрахунковій області, тому вони відрізняються від відповідних рівнянь (1.1), (1.2), (1.10), (1.15), які було наведено вище.

Рівняння нерозривності для суцільної фази:

$$\frac{\partial(C_G \rho_G)}{\partial t} + \nabla(C_G \rho_G v) = Q_m - M_d \dot{n}_d, \quad (1.18)$$

де C_G – об'ємна доля суцільної фази, м³/м³;

M_d – локальна середня маса часток, кг;

\dot{n}_d – швидкість утворення/зникнення часток (краплин), 1/(м³·с);

Q_m – джерело маси за рахунок часток (швидкість зміни маси краплин за рахунок випаровування/конденсації), кг/(м³·с).

$$Q_m = n_d \pi d^2 \dot{m}, \quad (1.19)$$

де n_d – концентрація часток, 1/м³;

d – діаметр часток, м;

\dot{m} – питома швидкість унесення маси з поверхні часток, кг/(м²·с).

Рівняння збереження маси (рівняння для масової долі і-компонента):

$$\frac{\partial(C_G \rho_G Y_i)}{\partial t} + \nabla(C_G \rho_G v Y_i) = -\nabla(C_G J_i) + Q_{mi}, \quad (1.20)$$

де Y_i – масова доля i -компонента;

J_i – ефективний дифузійний потік i -компонента, кг/(м²·с);

Q_{mi} – джерело маси i -компонента (для багатокомпонентних систем, якщо суцільна фаза однокомпонентна $Q_{mi}=Q_m$), кг/(м³·с).

$$J_i = -\left(\rho_G D_i + \frac{\mu_t}{Sc_t}\right) \nabla Y_i = -\left(\frac{\mu}{Sc} + \frac{\mu_t}{Sc_t}\right) \nabla Y_i, \quad (1.21)$$

$$Sc_{(t)} = \frac{\mu_{(t)}}{\rho D_{(t)}}, \quad (1.22)$$

де D_i – коефіцієнт дифузії i -компонента, м²/с;

Sc (Sc_t) – число (турбулентне) Шмідта [21].

Рівняння збереження імпульсів для суцільної фази:

$$\frac{\partial(C_G \rho_G v)}{\partial t} + \nabla(C_G \rho_G v \otimes v) = -C_G \nabla p + \nabla(C_G \bar{\tau}) + C_G \rho_G g + S_d, \quad (1.23)$$

$$S_d = Q_{m,d} w - M_d \dot{n}_d v - n_d \rho_G \frac{1}{2} C_D \pi r_d^2 |v - u| (v - u). \quad (1.24)$$

Рівняння збереження енергії для суцільної фази:

$$\frac{\partial(\rho_G C_G H)}{\partial t} + \nabla(\rho_G C_G v H) = \frac{\partial(C_G p)}{\partial t} + \rho v F - \nabla q + C_G Q_{\mu G} - Q_h, \quad (1.25)$$

де Q_h – джерело енергії (ентальпії) за рахунок часток, Вт/м³.

$$Q_h = \pi d^2 n_d (q_{G \rightarrow L} - \dot{m} h_r), \quad (1.26)$$

де $q_{G \rightarrow L}$ – питомий тепловий потік від суцільної фази до дисперсної, Вт/м²;

h_r – ентальпія речовини суцільної фази, що здійснює фазовий перехід при випаровуванні/конденсації на поверхні часток, Дж/кг.

Далі розглянемо основні закономірності та базові системи рівнянь, що описують процеси, які відбуваються у дисперсній фазі.

Моделювання перенесення дисперсної фази припускає розв'язання неоднорідного конвективно-дифузійного рівняння для концентрації часток:

$$\frac{\partial n_d}{\partial t} + \nabla \cdot (u n_d) = \nabla \cdot \left(\frac{v_t}{Sc_t} \nabla n_d \right) + n_d. \quad (1.27)$$

Динаміка часток (краплин рідини) описується рівняннями [36, 18]:

$$\frac{dx}{dt} = u, \quad (1.28)$$

$$w = v - u, \quad (1.29)$$

$$\frac{du}{dt} = \frac{\pi d^2}{8m} C_D \rho_G |w| w + g \left(1 - \frac{\rho_G}{\rho_L} \right) - \frac{\nabla p}{\rho_L}, \quad (1.30)$$

де x – положення частки (вектор), м;

d – діаметр частки, м;

m – маса частки, кг;

C_D – коефіцієнт опору часток;

w – швидкість частки відносно суцільної (несучої) фази, м/с.

Моделювання перенесення маси дисперсної фази в процесі випаровування та конденсації компонентів з суцільної фази на поверхні краплин описується неоднорідним конвективно-дифузійним рівнянням, що розв'язується відносно маси часток:

$$\frac{\partial(M_d n_d)}{\partial t} + \nabla \left(M_d \left(n_d u - \frac{v_t}{Sc_t} \nabla n_d \right) \right) = -Q_m + M_d n_d. \quad (1.31)$$

При цьому припускається, що теплоперенесення усередині часток відбувається порівняно швидко, а значення концентрації часток (розподіл по розмірах) відомі.

Рівняння збереження енергії (рівняння для температури частки):

$$\frac{dT}{dt} = (q_{G \rightarrow L} - \dot{m}r) \frac{6}{d \rho_L c_{pL}}. \quad (1.32)$$

Взаємодію часток (краплин рідини, що рухаються в пристінкових шарах) зі стінкою криволінійного сепараційного каналу можна характеризувати за значенням числа Вебера We , яке визначає гідродинамічний режим контактування та виражає відношення сил інерції до сил поверхневого натягу [21]:

$$We = \frac{\rho_L du_n^2}{\sigma}, \quad (1.33)$$

де u_n – нормальна до стінки складова швидкості краплі, м/с.

У випадку коли несуча фаза - газ, а частки - краплі, на твердих стінках утворюється плівка рідини. У режимі прилипання ($We < 5$) краплі повільно наближаються до стінки, торкаються, зачіплюються і вливаються в існуючу або утворюють нову плівку рідини. При більш високих нормальних швидкостях крапля відскакує від стінки (режим відскоку $5 < We < 10$). Режим вливання ($10 < We, S < 1$) аналогічний режиму прилипання [37, 38]:

$$S = \frac{Re}{24La^{0.419}}, \quad Re = \frac{\rho_L du_n}{\mu_L}, \quad La = \frac{\rho_L d \sigma}{\mu_L}. \quad (1.34)$$

Найбільш інтенсивним гідродинамічним режимом взаємодії краплин зі стінкою є режим розбризкування ($S > 1$), який характеризується вливанням частини рідини в плівку з одночасним руйнуванням структури плівки та бризкоунесенням вторинних (високодисперсних) краплин з потоком суцільної (несучої) фази.

Масову долю рідини, що влилася в плівку в режимі розбризкування, можна оцінити за емпіричною залежністю [38]:

$$\eta = S^{-0,6}. \quad (1.35)$$

Середній розмір вторинних краплин можна оцінити за емпіричною залежністю [38]:

$$\ln \frac{d_i}{d_0} = -2 - \frac{d_0}{4066 \mu\text{m}} - 0,05S, \quad (1.36)$$

де d_0 – діаметр краплі до зіткнення зі стінкою, м;

d_i – діаметр краплин, утворених в процесі зіткнення та вторинного подрібнення, м.

Розглянуті моделі не надають можливості розрахунку течії рідини в плівці. Припускається, що якщо краплі потрапили на стінку, то вони рівномірно розподіляються по її поверхні. Для моделювання течії в плівці рекомендується застосування моделей течії з міжфазними кордонами / вільною поверхнею.

Методи математичного моделювання та розглянуті математичні моделі є потужним інструментом пізнання, симуляції та аналізу досліджуваних процесів сепарації, розкривають широкі можливості для імітаційного комп'ютерного моделювання гідромеханічних та тепломасообмінних процесів, а також проведення чисельного експерименту з визначенням основних гідродинамічних і термодинамічних параметрів, сепараційних характеристик, впливу на них

конструктивних особливостей інерційно-фільтруючих пристроїв, виявленням оптимальних аерогідродинамічних форм сепараційних елементів. При цьому представляється можливим експериментувати з моделлю досліджуваного об'єкту навіть в таких випадках, коли робити це на реальному об'єкті практично неможливо або недоцільно. Одночасно, робота не з самим об'єктом (явищем, процесом), а з його математичною моделлю надає можливість відносно швидко і без істотних витрат досліджувати його властивості і поведінку у будь-яких мислимих ситуаціях (переваги теорії). В той же час обчислювальні (імітаційні) експерименти з математичними моделями об'єктів дозволяють детально і глибоко вивчати досліджувані об'єкти в достатній повноті, недоступній чисто теоретичним підходам (переваги експерименту).

1.3 Основні методи експериментальної гідродинаміки механіки рідини і газу

Не зважаючи на широкі можливості та виявлені переваги обчислювальних експериментів (пункт 1.2), даний вид експериментів можна лише умовно віднести до експериментів, тому що він не відображає реальні природні явища, а є лише чисельною реалізацією створених математичних моделей. Дійсно, як вже було зазначено вище (пункт 1.2), у випадку неадекватної або некоректно обраної математичної моделі результати її чисельного розв'язання можуть бути віддаленими або навіть суттєво розходитися з фізичним експериментом.

Тому для вивчення фізичних явищ газорідинного розділення - обтікання багатофазним потоком поверхонь сепараційних елементів, стікання плівки вловленої рідини по поверхням сепараційних пристроїв, насичення фільтруючих елементів рідиною, утворення хвиль на поверхні плівки рідини, зриву пограничного шару з вторинним унесенням бризок, на яких засновані процеси сепарації, перевірки гіпотез і експериментального підтвердження теоретичних положень та результатів на емпіричному рівні досліджень

необхідно застосовувати методи фізичного моделювання, засновані на теорії подібності [21], з дотриманням наближених до бездоганних умов для дослідів при постановці експериментальних досліджень [39]. Взагалі, визначення фізичних властивостей та гідродинамічних закономірностей складних турбулентних течій гетерогенних потоків при вивченні процесів сепарації потребує постановки та проведення комплексного аерогідродинамічного експерименту, що передбачає застосування різноманітних методів, засобів та пристроїв, які дозволяють здійснювати багатофункціональні вимірювання бажано простими та надійним способами, з метою отримання повного набору розподілів середніх та пульсаційних параметрів потоків. Це дозволить виявити фізичні механізми, які є ключовими та керуючими у процесах сепарації, і отримати необхідні експериментальні дані, а також апробації розрахункових методів.

Основні методи експериментальної гідродинаміки механіки рідини і газу будуються на способах вимірювання швидкостей і тисків з визначенням напрямку руху потоків [39]. Для вирішення поставлених задач експериментальних досліджень такими способами пропонується здійснити вимірювання осереднених швидкостей руху суцільної фази, а відповідно і загальної витрати потоку, локальних швидкостей суцільної фази у модульних сепараційних пристроях та гідравлічного опору експериментальних моделей окремих вузлів сепараційних пристроїв (секцій) та дослідних зразків сепараційного обладнання.

Вимірювання витрати та кількості, а відповідно і визначення осереднених швидкостей руху потоку в трубопроводах на вході та виході з моделей сепараторів здійснено за стандартними методиками (ГОСТ 8.586.1-2005 «Измерение расхода и количества жидкостей и газов с помощью стандартных сужающих устройств. Часть 1. Принцип метода измерений и общие требования», ISO 5167-1:2003 «Measurement of fluid flow by means of pressure differential devices inserted in circular cross-section conduits running full — Part 1: General principles and requirements», ГОСТ 8.586.5-2005 «Измерение расхода и количества жидкостей и газов с помощью стандартных сужающих устройств.

Часть 5. Методика выполнения измерений») з використанням стандартних діафрагм (ГОСТ 8.586.2-2005 «Измерение расхода и количества жидкостей и газов с помощью стандартных сужающих устройств. Часть 2. Диафрагмы. Технические требования», ISO 5167-2:2003 «Measurement of fluid flow by means of pressure differential devices inserted in circular cross-section conduits running full — Part 2: Orifice plates»). Вимірювання швидкості направленої повітряної течії на виході з окремих сепараційних пристроїв здійснено ручним крильчатим анемометром АСО-3 (ГОСТ 6376-74 «Анемометры ручные со счетным механизмом. Технические условия»).

Для визначення структури та параметрів турбулентних потоків застосовується термоанемометрія. Сучасні термоанемометри (терморезистивні анемометри) є незамінним інструментом при експериментальному вивченні турбулентних течій завдяки малій інерційності, широкому діапазону вимірювань, високій чутливості та роздільній здатності, можливості визначення багатьох характеристик турбулентності, в тому числі середньої швидкості та напрямку вектора просторового потоку, а також пульсаційної швидкості і температури, енергетичних спектрів та масштабів турбулентності [39]. Важливо, що завдяки мініатюрним чутливим елементам датчиків виключається їх вплив на досліджувані потоки в трубопроводах та каналах, а самі прилади часто виконуються блочними, поєднуючи перерозподільні випрямлювачі струменів (решітки) потоку, термоанемометричні (терморезистивні) датчики, перетворювачі сигналу (плати вторинного перетворювача). Цікаво, що застосуванню таких приладів в лабораторних умовах передують парадоксальні ситуації, оскільки даний метод є непрямим і вимагає початкового тарування (калібрування) приладу, але знайти для даної задачі інший прилад, який би мав вищий або хоча б такий же рівень по класу точності є проблемою. При підготовці експериментальних установок та стендів для тарування (калібрування) застосовуваних аналогових контрольно-вимірювальних приладів (діафрагми, анемометр) використовувався термоанемометр BOSCH HLM2-4.7 0280212014 (датчик масової витрати повітря, ДМРВ, матеріал чутливого елемента датчика – платина). В

подальшому, з метою отримання цифрового сигналу про витратні показники, було використано у складі SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) / HMI (Human Machine Interface) програмно-апаратного комплексу для удосконаленого дослідно-демонстраційного стенду з моделювання та дослідження процесів сепарації газорідних потоків, оптимізації конструкцій сепараційних вузлів.

Поряд з досконалыми термоанемометричними, оптичними та іншими методами експериментальної гідродинаміки, серед найбільш поширених та застосовуваних на практиці методів з визначення напрямку і значення швидкостей та тисків традиційно виділяються прості і тому добре апробовані пневмометричні методи дослідження газових потоків, засновані на вимірюванні повних та статичних тисків у певних точках внесених у потік вимірювальних приладів (пневмонасадок, зондів). Циліндричні трубки та кульові пневмонасадки на зонди, як і зонди-щупи з ворсинками-індикаторами, часто застосовують для зондування складних турбулентних течій. Теорія пневматичних приладів для вимірювання швидкостей ґрунтується на використанні рівняння Бернуллі [39, 40]. Основні переваги таких приладів полягають у їх простоті, надійності, стабільності в процесі тривалої експлуатації. При необхідності дослідження структури складних полів течій, коли напрям вектора швидкості априорі не відомий, в умовах забруднених потоків в додаток ускладнених теплообміном застосування інших приладів, наприклад, термоанемометра є неможливим, що обумовлено зокрема його чутливістю до забруднень, залежністю вихідного сигналу не тільки від швидкості руху газового потоку, а й від температури потоку, ризиками пошкодження або зниженням механічної міцності датчиків і т.п. Наведені факти, по-перше, обмежують можливість застосування термоанемометрів для вимірювання не тільки пульсаційних, а й навіть середніх характеристик потоку. По-друге, в подібних умовах дійсно використання мініатюрних пневмонасадок для вимірювання середніх та локальних параметрів потоку є безальтернативним. З цією метою використовують одно- (трубка Піто), двох- (трубка Піто-Прандтля) та трьохтрубчаті насадки або двох-, трьох-, п'яти- і

навіть семиканальні циліндричні та кульові зонди [39]. Трубки пневмонасадок та канали зондів з'єднують з диференціальними мікроманометрами. Підсумовуючи потрібно відзначити, що прилади для зондування просторових течій давно використовуються у практиці аерофізичних експериментів, але незважаючи на цей факт можливості пневмометричних насадок ще далеко не вичерпані і мають цікаві перспективи удосконалення, а при остаточному виборі типу пневмонасадок слід обов'язково брати до уваги особливості конкретних практичних задач та умов проведення експериментів.

Для вивчення характеру обтікання криволінійних поверхонь сепараційних елементів та візуалізації складних полів руху газорідного потоку з метою оптимізаційного аеродинамічного профілювання криволінійних сепараційних каналів на масштабних моделях сепараційних пристроїв застосовано різні методи візуалізації. Серед методів візуалізації просторового обтікання повітряними потоками модельних (натурних) об'єктів самими простими, надійними, доступними, достатньо ефективними, а від того й найбільш поширеними є методи обдування моделей з нанесеними по вузлах сітки 50×50 мм та закріпленими на їх поверхні з одного кінця індикаторами — ворсинками, нитками або стрічками довжиною 10-100 мм, вільні кінці яких визначають напрям локальних швидкостей і надають уявлення про напрям струменів та потоків, які обтікають поверхні моделі. Такі індикатори надають уявлення про режими обтікання в пристінкових зонах та пограничному шарі. Окремим інструментом можуть використовуватися зонди-щупи (мініатюрні державки з закріпленим індикатором), які вводять в ядро потоку в досліджуваній області. Результати таких аеродинамічних експериментів представляються у вигляді аеродинамічного спектру (спектру обтікання), за яким можна визначити на якісному рівні загальну картину обтікання газорідним потоком криволінійних поверхонь жалюзей та стікання плівки вловленої рідини по стінках сепараційних каналів, відзначити локальні області відриву потоку і зони зародження вихрів (визначається обертальним рухом вільних кінців з чітко вираженим контуром вихру на відміну від хаотичних флуктуацій у

відривних зонах) у криволінійних каналах сепараційних пристроїв.

Інші методи візуалізації базуються на введенні в досліджувану область сепараційного каналу підкрашених дисперсних часток і є корисними для отримання первинної інформації про характерні особливості процесів сепарації, яка виявляється достатньою для розуміння суті досліджуваних фізичних явищ, а головна їх перевага полягає у відсутності необхідності введення будь яких зондів, які тою чи іншою мірою впливають на збурення потоку. Серед подібних методів візуалізації повітряних потоків найбільш відомим та поширеним є метод димових струменів, а також його різновиди з використанням спеціальних димових трубок та проволочок, які визначають спосіб подачі підкрашеного диму (продукти згоряння спеціальних сумішей в генераторах диму) в досліджувану область. При візуалізації методом димових струменів полоси (струмені) диму направляються безпосередньо у газовий потік на вході до сепараційного каналу і таким чином виступають своєрідним індикатором характеру течії, дозволяють спостерігати об'ємну (тривимірну) картину руху потоку (на відміну від способів візуалізації за допомогою ворсинок-стрічок, які надають уявлення лише про поверхневе обтікання) та визначити відповідні зони розділення (сепарації) потоків, зони завихрень та зриву потоку (бризкоунесення) і т.п. У результаті цей метод представляє можливості для експертної оцінки гідродинамічного використання поверхні стінок сепараційних каналів моделі в цілому, а також її окремих конструктивних елементів (фільтруючих елементів, переливних та дренажних жолобів). Слід також зауважити, що в даному випадку термін «дим» є умовним, оскільки в якості трасерів, які надають видиму картину для прямих спостережень, виступає саме високодисперсна краплинна складова (утворювана в механічному або ультразвуковому зволожувачі-генераторі туману) аеродисперсного газорідного потоку, що вкотре підтверджує доцільність обраного методу досліджень. Для покращення ефекту сприйняття та підвищення інформативності методу візуалізація здійснювалась кольоровим туманом, підкрашеним за рахунок додавання спеціальних присадок, а контрастність картини течії підвищена шляхом додаткового підсвічування портативним квантово-оптичним генератором

когерентних і монохроматичних електромагнітних хвиль видимого діапазону (червоний лазерний діод, потужність 2 мВт) з коліматором-насадкою для променя у вигляді світлового ножа. Пересуванням світлового ножа по довжині криволінійного сепараційного каналу може бути встановлено положення центру вихроутворень, їх структуру і навіть закономірності їх розвитку в досліджуваній області. Для додаткового розширення можливостей слід забезпечити синхронізовану одночасну фото- та швидкісну відеозйомку процесу з різних ракурсів та наступну по кадрову цифрову обробку. Слід також з особливою обережністю підходити до інтерпретації отриманої картини течії у вигляді спектру обтікання, пам'ятаючи основні відмінності між поняттями траєкторії, підфарбованого струменя та лінії току (течії) [21]. Типовий спектр обтікання, який можна отримати методом димових струменів, складається з окремих забарвлених струменів, і лише у випадку усталеної течії газорідного потоку в криволінійних сепараційних каналах (стаціонарний процес) кожна частка рухається по однаковій траєкторії, а отже траєкторії руху часток, підфарбовані струмені і лінії току співпадають. В умовах неусталеного руху (нестационарний або перехідний процес) вони одна від одної відрізняються.

1.4 Методика прогнозування та оцінки розрахункової ефективності сепарації

Загально прийнятим критерієм оцінки ефективності роботи сепараційних пристроїв є коефіцієнт сепарації η , який виражається у вигляді відношення кількості сепарованої дисперсної фази до початкової її кількості у суміші на вході у сепараційний пристрій за певний проміжок часу, але для оцінки високоефективних сепараторів використовується також коефіцієнт унесення (проскакування) K_y , який є величиною зворотною коефіцієнту сепарації і точність визначення якого більш висока [40, 41, 42]:

$$\eta = \frac{G_1 - G_2}{G_1} = 1 - K_y, \quad (1.37)$$

$$K_y = \frac{G_2}{G_1}, \quad (1.38)$$

Оцінку краплинного унесення рідини з газовим потоком рекомендується здійснювати ваговим способом за допомогою індикаторів та вимірників унесення, також імпакторів та мірників-дегазаторів [43, 44]. Принцип роботи таких приладів полягає в пропусканні конкретного об'єму газу крізь волокнистий фільтр-патрон з наступним визначенням збільшення його ваги за рахунок вловлювання краплинної рідини. Сепаратори вимірника унесення та мірника-дегазатора представляють собою мірні посудини-ємності з оглядовим склом для візуального вимірювання кількості (об'єму) накопиченої рідини. Унесення рідини з потоком сепарованого газу оцінюється експериментально на виході з сепараторів.

Унесення краплинної рідини з сепарованим газом G_2 , кг/м³:

$$G_2 = \frac{M_2 - M_1}{V_p}, \quad (1.39)$$

$$G_2 = \frac{V_L \rho_L}{V_p}, \quad (1.40)$$

де M_1 та M_2 – вага фільтр-патрона до та після пропускання проби газу, кг;

V_L – об'єм вловленої рідини, м³;

V_p – об'єм пропущеної в прилад (відібраної) проби газу, м³.

$$V_p = V_p t, \quad (1.41)$$

де V_p – об'ємна витрата газу крізь прилад (припустиме відхилення $\pm 10\%$), м³/с;

t – час, впродовж якого пропускався газ крізь вимірювальний прилад, м³.

$$V_p = V \frac{d_w^2}{d_T^2}, \quad (1.42)$$

де V – об’ємна витрата газу в досліджуваному трубопроводі (апараті), м³/с;

d_w – внутрішній діаметр пробовідбірною штучера (або каналу кінцевика забірною зонда), м;

d_m – внутрішній діаметр досліджуваного трубопроводу, м.

При пропусканні газового потоку крізь пристрої для вимірювання об’єму унесеної краплинної рідини (води, вуглеводневого конденсату) слід намагатися підтримувати умови близькі до ізотермічних, а припустима різниця температур газу в сепараторі вимірника унесення і досліджуваного апарату не повинна перевищувати 0,5 °С. Якщо температура газу у вимірнику вище/нижче більше ніж на 0,5 °С від температури в досліджуваному апараті, то термостабілізацію газу здійснюють шляхом його охолодження/нагрівання в допоміжному теплообміннику.

Загальну схему розділення в жалюзійному блоці інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою можна уявити наступним чином. Розглядаючи випадок, коли основними механізмами формування крапель у турбулентному потоці газу за відсутності конденсації є процеси подрібнення та коагуляції, які відбуваються одночасно, на вхід до криволінійних сепараційних каналів потрапляє газорідинний потік з визначеним розподілом краплин за розмірами $n_0(R)$ (рисунок 1.2), що має вигляд логарифмічно нормального розподілу. При проходженні першої криволінійної ділянки з потоку газу вловлюються всі краплі з $R > R_m$ (ділянка праворуч пунктирної лінії обмежена лінією розподілу OR на рисунок 1.2). При частковому проходженні газорідинним потоком фільтруючих елементів в області западин каналів, крім краплин $R > R_m$, вловлюється також частина краплин в інтервалі розмірів $0 < R < R_m$ (ділянка ліворуч пунктирної лінії обмежена лініями розподілу OR та OR_m). Крім того, розташуванням шарів фільтруючих елементів на криволінійних стінках каналів в області западин, досягається стабільне відведення вловлюваної рідини у

вигляді плівки до збірника рідини крізь дренуючі канали, по мірі його насичення, завдяки чому виключається можливість виходу пристрою на режими захлинання та вторинного унесення. Газорідинний потік, що пройшов першу криволінійну ділянку сепараційного каналу перегинається та потрапляє на наступну, де від розподілу крапель відтинається додаткова частина (ділянка обмежена лініями розподілу OR_m та OR_{mi} на рисунок 1.2), що являє собою високодисперсну складову суміші. Відведення вловлюваної рідини також відбувається у вигляді плівки із стінок криволінійних сепараційних каналів, утворених вертикальними криволінійними жалюзійними пластинами, по мірі насичення фільтруючого елементу. На виході з повної гофри криволінійного каналу ($\varphi=2\pi$) залишається незначна частина розподілу високодисперсних краплин з $0 < R_{mi}$, причому введення мінімального радіуса краплі R_{mi} у даному випадку є умовним, що обумовлюється та визначається кількістю криволінійних ділянок та довжиною сепараційного каналу.

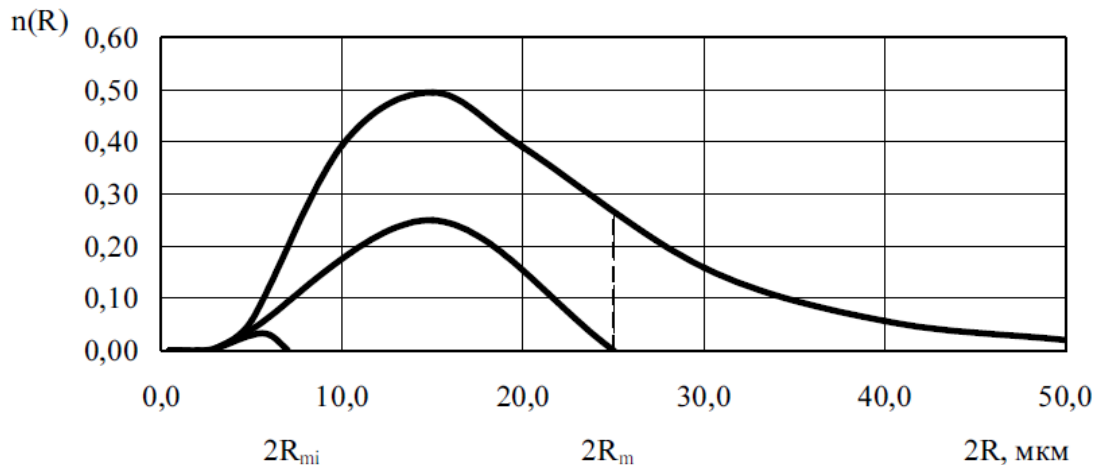


Рисунок 1.2 – Розподіл за розмірами $n(R)$ краплин у потоці газу, що вловлюються за механізмами інерційно-фільтруючої сепарації, а також залишаються у потоці після проходження окремих криволінійних ділянок сепараційних каналів

Фізична суть графічного зображення на рисунку 1.2 полягає в тому, що обчислена як інтеграл площа зон між кривими розподілу за розмірами часток (краплин) у газорідинному потоці на вході та виході з відповідних

криволінійних ділянок сепараційних каналів (ступенів сепарації) відповідає ефективності сепарації η_i після кожної окремої криволінійної ділянки, а їх сумарна площа (площа зони обмеженої верхньою OR та нижньою OR_{mi} лініями розподілу) — сумарній ефективності сепарації η жалюзійного блоку інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою [1, 43, 45, 46, 47].

Так, позначаючи $n_0(R)$ та $n_i(R)$ розподіл часток (краплин) по розмірах (по радіусам) на вході та виході сепараційного пристрою (або окремих ділянок) відповідно, об'ємний вміст рідкої фази на вході C_{L0} та виході C_{Li} відповідно складає:

$$C_{L0} = \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi R^3 n_0(R) dR, \quad (1.43)$$

$$C_{Li} = \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi R^3 n_i(R) dR. \quad (1.44)$$

Визначаючи передаточну функцію $\Phi(R)$ сепараційного пристрою як відношення розподілу часток (краплин) за розмірами на вході $n_0(R)$ та виході $n_i(R)$ відповідно:

$$\Phi(R) = \frac{n_i(R)}{n_0(R)}, \quad (1.45)$$

з урахуванням цього залежність (1.37) можна представити у вигляді:

$$\eta = 1 - \frac{\int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi R^3 \Phi(R) n_0(R) dR}{\int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi R^3 n_0(R) dR}. \quad (1.46)$$

Враховуючи, що криволінійні сепараційні канали жалюзійного блоку інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою складаються з кількох послідовно з'єднаних криволінійних ділянок (ступенів сепарації) та секцій

сепарації (інерційна та фільтруюча), кожна з яких характеризується своєю передаточною функцією $\Phi_i(R)$, то передаточна функція для всього сепараційного пристрою $\Phi(R)$:

$$\Phi(R) = \prod_{i=1}^N \Phi_i(R). \quad (1.47)$$

З урахуванням залежностей (1.37), (1.46) та (1.47) знаходиться коефіцієнт ефективності сепараційного пристрою, який складається з кількох послідовно з'єднаних секцій:

$$\eta = 1 - \prod_{i=1}^N K_{yi}, \quad (1.48)$$

де K_{yi} – коефіцієнт унесення (проскакування) кожної окремої криволінійної ділянки або сепараційної секції.

$$K_{yi} = \frac{\int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi R^3 \Phi_i(R) n_0(R) dR}{\int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi R^3 n_0(R) dR}. \quad (1.49)$$

Таким чином, для визначення коефіцієнту ефективності інерційно-фільтруючого сепаратора необхідно знати розподіл часток (краплин) за розмірами $n_0(R)$, які поступають до сепаратора, а також передаточні функції всіх сепараційних секцій (пристроїв) $\Phi_i(R)$.

У відповідності до методичних вказівок ГОСТ Р 51562-2000 «Оборудование газоочистное и пылеулавливающее. Фильтры рукавные. Пылеуловители мокрые» з прогнозування та оцінки розрахункової ефективності сепарації дисперсних систем, повна ефективність вловлювання часток η в сепараційному пристрої може бути прирівняна до значення інтегралу вірогідності $\Phi(R)$, а значення функції $\eta = \Phi(R)$ знаходять по таблиці значень

нормальної функції розподілу в залежності від величини R :

$$R = \frac{\lg d_m - \lg d_{50}}{\sqrt{\lg^2 \sigma + \lg^2 \sigma_d}}, \quad (1.50)$$

де d_m – медіанний діаметр вловлюваних часток, м;

$\lg \sigma$ – стандартне відхилення в функції розподілу фракційної ефективності сепараційного пристрою;

$\lg \sigma_d$ – стандартне відхилення в функції розподілу часток за розмірами.

Таким чином, у відповідності до запропонованої фізичної моделі процесу інерційно-фільтруючої сепарації в криволінійних каналах та розробленої методики прогнозування і оцінки розрахункової ефективності сепарації дисперсних систем визначено, що повна ефективність вловлювання дисперсних частинок в сепараційному пристрої може бути прирівняна до значення інтеграла вірогідності функції нормального розподілу частинок за розмірами.

1.5 Опис пристроїв і установок для експериментальних досліджень процесів сепарації та оптимізації конструкцій сепараційного обладнання

Для проведення експериментальних досліджень гідродинаміки руху газорідинних сумішей та водонафтових емульсій розроблені експериментальні установки, принципові схеми роботи яких зображені на рисунку 1.3 та рисунку 1.6 відповідно. В основі фізичних моделювань лежать методи теорії подібності.

Опис принципу роботи експериментальної установки для проведення фізичних експериментів для дослідження гідродинаміки газорідинних сумішей: газовий потік під дією тиску, створюваного газодувкою 1 потрапляє в блок змішування, в якому з'єднується з дисперсною вологою, що подається парогенератором 2. Далі газорідинний потік потрапляє до блочного сепаратора

З з двома ступенями сепарації (два модульні сепараційні пристрої) де відбувається уловлювання дисперсних частинок. Вловлена рідина відводиться з сепаратора у вигляді плівки і по дренажних каналах потрапляє в приймальний бак блочного сепаратора. Вловлена волога відводиться з установки, а очищений газ потрапляє в атмосферу. Установка включає наступне обладнання - блочний сепаратор, газодувка для подачі повітря, парогенератор.

Модель блочного газосепаратора (рисунок 1.5) складається з двох блоків: верхній – сепаратор, поз. 1 ($D = 145$ мм); нижній – збірник вловленої рідини, поз. 2 ($D = 60$ мм), загальна висота $H = 1120$ мм. Блоки поєднані між собою трубами, через які зливається відсепарована рідина з сепаратора у збірник та встановлений на дві горизонтальні опори, поз. 3. Збірник вловленої рідини поділений на дві частини плоскою перегородкою, поз. 7 для забезпечення визначення кількості вловленої рідини на кожному ступені сепарації.

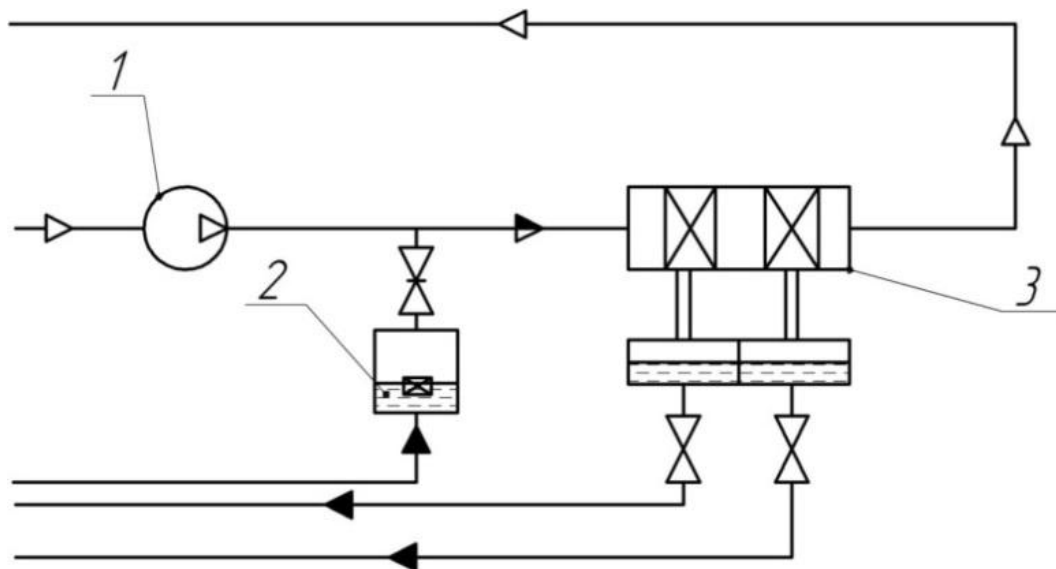


Рисунок 1.3 – Схема експериментальної установки:

1 – газодувка, 2 – парогенератор, 3 – модель блочного сепаратора

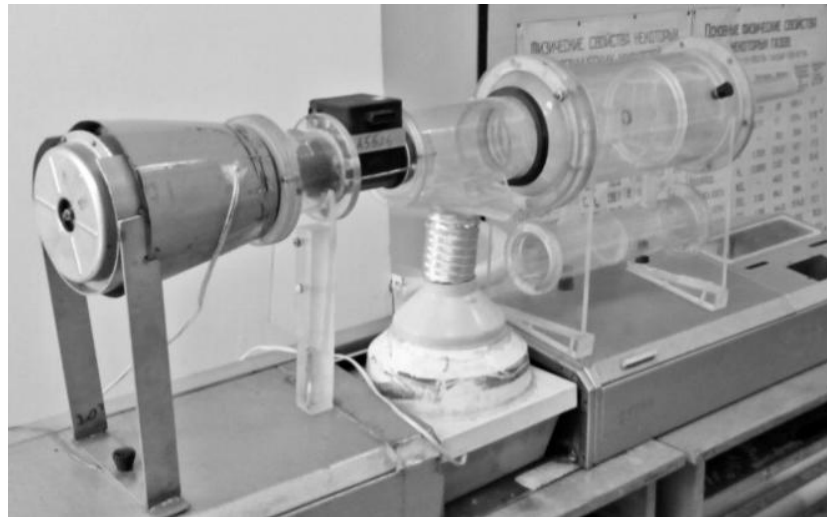


Рисунок 1.4 – Фото експериментальної установки для дослідження гідродинаміки газорідинних сумішей і ефективності сепарації

Газорідинна суміш через вхідний патрубок надходить до вхідного пристрою, поз.4, де відбувається початкове відділення рідини. Вловлена рідина стікає плівкою через штуцер, поз. 5 відводяться в нижній блок газосепаратора, поз. 2. Очищений газовий потік відводиться з сепаратора через вихідний штуцер, а рідина відводиться через штуцер, поз. 6, до нижнього корпусу газосепаратора 2, з якого потім виводиться через штуцери у дренажну систему.

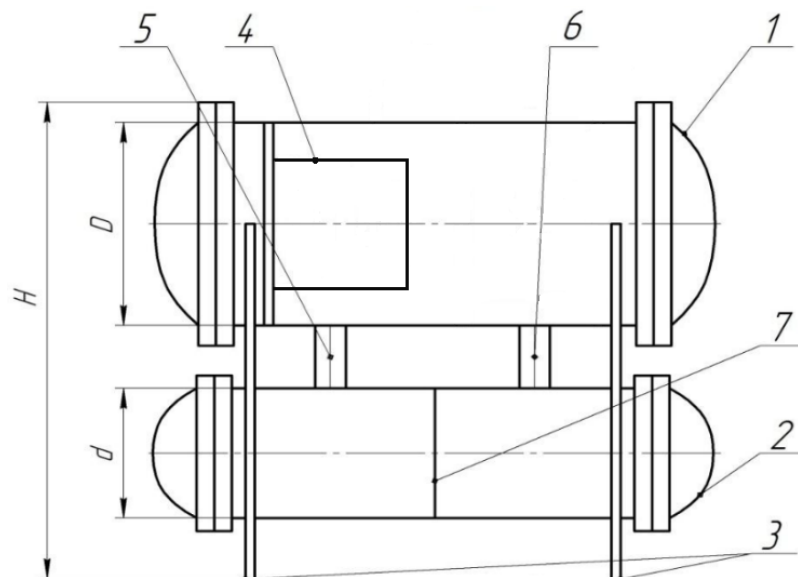


Рисунок 1.5 – Схема моделі газосепаратора

Даний експериментальний стенд дозволить послідовно розв'язати наступні задачі:

- дослідження гідродинаміки сепараційних пристроїв верхнього блоку газосепаратора за ступенями сепарації;
- визначення гідравлічного опору модульних сепараційних пристроїв;
- визначення ефективності модульних сепараційних пристроїв за ступенями сепарації та сумарної ефективності сепарації газосепаратора;
- дослідження структури вловленої плівки рідини та її взаємодії з газовим потоком.
- визначення швидкості газорідинного потоку при якому відбувається втрата стійкості;
- визначення частоти коливань відбійних елементів, при втраті стійкості;
- визначення амплітуди коливань відбійних елементів, при втраті стійкості;
- дослідження структури вловленої плівки рідини та її взаємодії з газовим потоком.

Алгоритм досліджень гідродинаміки і ефективності процесу сепарації на моделі газосепаратора у схемі експериментального стенду має наступний вигляд:

1. Вмикається газодувка 1, при цьому газовий потік проходить через ДМРВ, за допомогою якого фіксується і регулюється необхідна витрата повітря;
2. Вмикається парогенератор 2, за допомогою якого отримується дисперсна волога. Витрата води регулюється засувкою. Далі потік дисперсної вологи змішується з потоком повітря.
3. Газорідинний потік потрапляє до блочного сепаратора 3, де відбувається уловлювання дисперсних частинок.
4. Заміри даних починати робити при виході установки на стаціонарний режим роботи по закінченню п'яти хвилин від початку вмикання установки.
5. Провести заміри: статичний і повний тиск; перепад тисків на досліджуваних елементах; об'єм рідини, уловленої сепараційними вузлами газосепаратора.

6. При цьому слід послідовно змінювати витрати повітря та води для проведення серії експериментів. Регулювання витрати повітря здійснюється лабораторним електротрансформатором, що під'єднаний до електроприводу газодувки 1. Регулювання витрати рідини здійснюється за допомогою засувки, яка змінює прохідний переріз трубопроводу подачі рідини і встановлена в схемі експериментальної установки на трубопроводі після парогенератора.

Для проведення експериментальних досліджень гідродинаміки руху газорідинної суміші, визначення опору і ефективності розділення модульних сепараційних пристроїв розроблено експериментальну установку, схема якої представлена на рисунку 1.7.

Експериментальна установка, зображена на рисунку 1.7, складається із трубопроводів для подачі води, повітря; газового лічильника для регулювання подачі повітря; трубопроводу, який виконує функції форсуночної камери (створює пневматичне диспергування рідини), циклонного елемента; волокнистого фільтру; прийомного баку; витратної ємності.

Одночасно по трубопроводах подається рідина з витратної ємності 1 та повітря з докільця. Газовий потік за рахунок енергії, що створюється за допомогою газодувки 2, поступає в трубопровід і прямує в газовий лічильник 3, для регулювання подачі газу використовується реостат. Далі повітря прямує в трубопровід, в якому відбувається пневматичне диспергування рідини. В результаті формується деякий рівноважний розподіл зважених частинок краплинної рідини в газовому потоці. Газорідинний потік підводиться до досліджуваних пристроїв газосепарації, в яких відбувається уловлювання краплинної рідини, яка у вигляді плівки відводиться в прийомний бак 6. Підключення досліджуваних капле- 4 та тумановловлювача 5 в схемі експериментальної установки виконано послідовно (рисунок 1.7, а) для оцінки ефективності роботи досліджуваних пристроїв в цілому, а також за рахунок перенастройки трубопроводів можливе почергове дослідження вказаних елементів (рисунок 1.7, а, б). Експериментальні моделі досліджуваних пристроїв газосепарації представлені на рисунку 1.8 та 1.9.

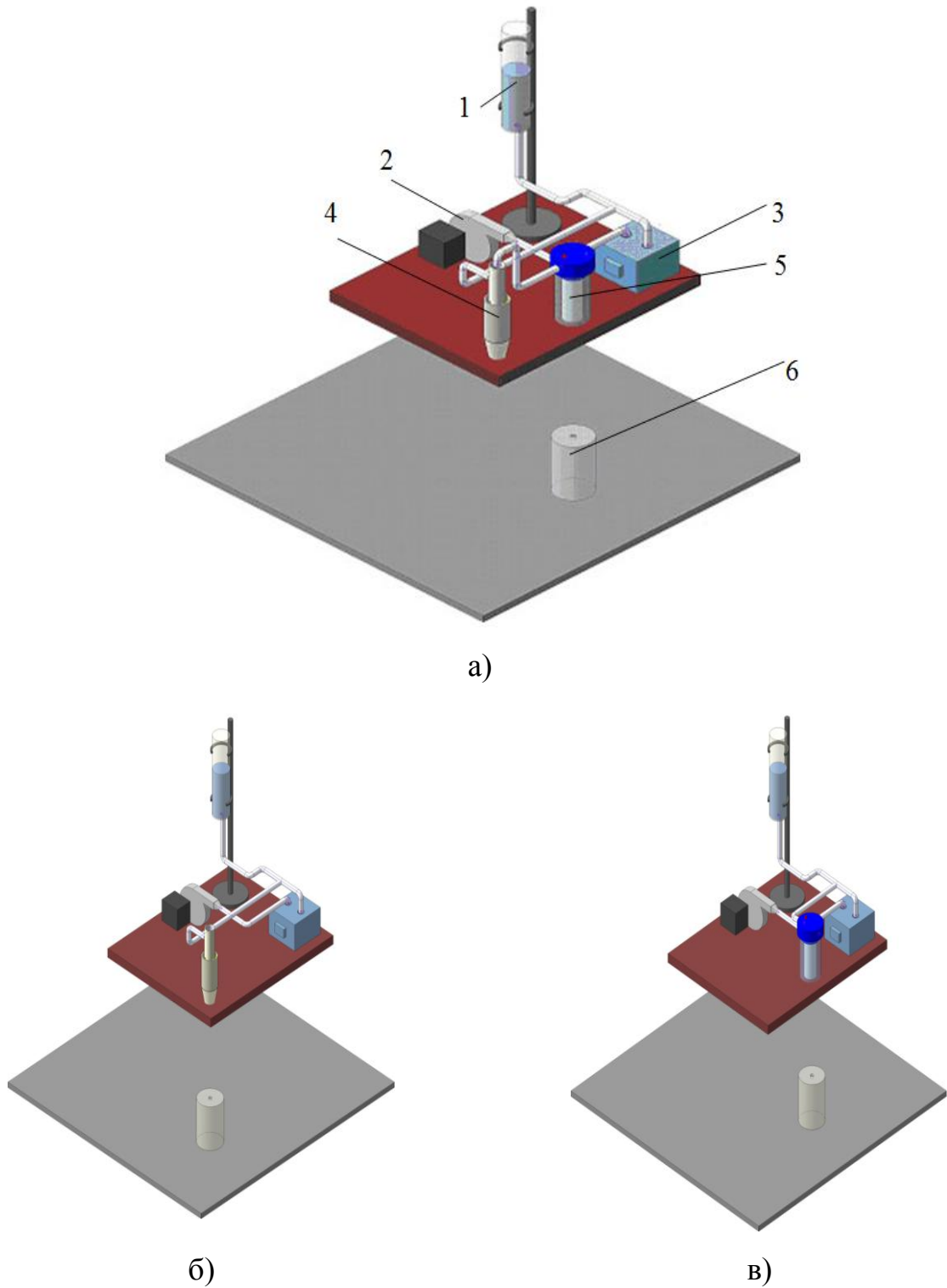


Рисунок 1.7 — Схема експериментальної установки для дослідження поля швидкостей та ефективності сепарації

а) спільне дослідження капле- і тумановловлювача; б) дослідження каплевловлювача; в) дослідження тумановловлювача; 1 – бак із рідиною; 2 – газодувка; 3 – газовий лічильник; 4 – циклон; 5 – фільтр; 6 – прийомний бак.

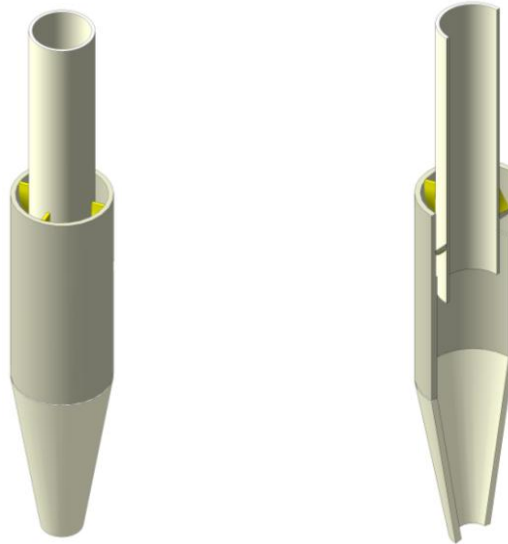


Рисунок 1.8 — Модель експериментального каплевловлювача

Принцип дії циклонного елемента 4 полягає в тому, що газорідинний потік, який містить краплинну рідину, поступає в корпус циклонного елемента. Циклонний елемент складається з корпусу, конуса, вихлопної труби, в якій встановлені направляючі елементи типу "розетка", які закручують газорідинний потік таким чином, що відцентрова сила відкидає дисперсні частки до стінок корпусу, і вони поступають в нижню частину апарату. Волокнистий фільтр 5 представляє собою шар різної товщини, в яких однорідно розподілені волокна, кожне з яких бере участь в осадженні часток. Дисперсні частки, уловлені в фільтруючому об'ємі матеріалу, стають для часток, які знову поступають, елементом фільтруючого середовища, підвищуючи ефективність очищення газів. Плівка уловленої рідини відводиться в прийомний бак 6, а очищене повітря відводиться в довкілля.

Методика проведення досліджень наступна: регулювання витрати рідини здійснюється за допомогою вентиля, встановленого на трубопроводі для проходу рідини. Для виміру газодинамічного опору газового потоку, повного і статичного тиску на вході і виході з пристроїв сепарації передбачені спеціальні вузли із спарених трубок повного і статичного тиску, встановлених до осі газопроводів (трубки Піто-Прандтля), що приєднані імпульсними трубками до мікроманометрів з нахиленою трубкою.

Порядок проведення роботи :

1. Експеримент починати при виході установки на стаціонарний режим роботи.
2. Відкрити вентиль для подачі води і заслонку для подачі повітря та включити секундомір.
3. Після закінчення п'яти хвилин припинити подачу води і повітря та провести виміри: об'єм води, яка подана в систему; об'єм рідини, уловленої циклонним елементом і волокнистим фільтром, діаметр трубопроводу для руху повітря. Під час проведення експерименту постійно йде замір статичного та повного тиску; перепаду тисків на досліджуваних елементах.

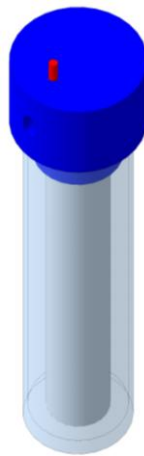


Рисунок 1.9 — Модель експериментального тумановловлювача

Ефективність уловлювання краплинної рідини в циклонному елементі та у волокнистому фільтрі визначається відношенням її об'єму в проградуйованому прийомному баку та кількості витраченої рідини. Після закриття вентилів і за умови відключеної газодувки проводиться вимір кількості води, яка подається в систему, і в прийомному баку. Кількість уловленої рідини визначається кількістю води, що поступила в прийомний бак.

В основі фізичного моделювання лежать методи теорії подібності. У дослідах на моделі змінено (в порівнянні з промисловими умовами) масштаб установки, робочі речовини (природний газ - конденсат замінений системою повітря - вода) і термодинамічні параметри ведення процесу, але фізична суть і режими процесу, що розглядаються в моделі, збережено відповідно до модельованого процесу.

Принципова схема (рисунку 1.10) роботи експериментального стенду для дослідження гідродинаміки процесу розділення водонафтових емульсій включає вихровий змішувач, який призначений для отримання штучної водонафтової емульсії, та має вигляд циліндричної вертикальної порожнистої ємності, з об'ємом $0,015 \text{ м}^3$, на дні якої встановлений насос, під'єднаний до електродвигуна. Насос створює у ємності відцентровий турбулентний потік, у якому рідини активно перемішуються, внаслідок чого утворюється стійка емульсія.

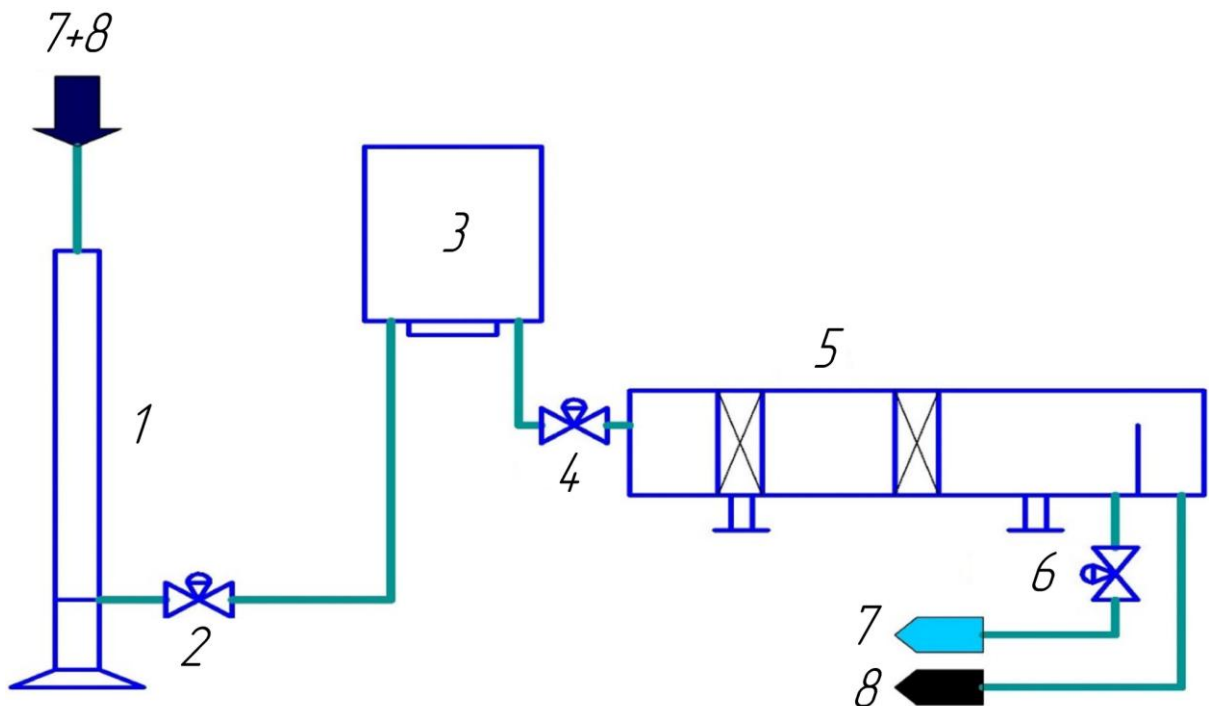


Рисунок 1.10 – Принципова схема експериментального стенду для дослідження гідродинаміки процесу розділення водонафтових емульсій:

1 – вихровий змішувач; 2, 4, 6 – вентилі регулюючі; 3 – теплообмінник; 5 – двофазний сепаратор; 7 – вода; 8 – нафта

Підготовка водонафтової емульсії необхідна для доведення значень фізико-хімічних параметрів емульсії до необхідних величин для проведення експерименту. Для підігріву рідини пропонується застосувати теплообмінник, який має вигляд порожнистої ємності з встановленим всередині нагрівальним елементом, під'єднаним до контролера. Контролер регулює температуру у ємності та контролює її значення за допомогою термодатчика.

Габаритні розміри прямокутного корпусу теплообмінника 200x200мм та висота 450мм. Об'єм ємності становить 0,018 м³. Нагрівальний елемент – три сталеві стержні діаметром 1,2 мм та довжиною 400мм. Моделювання процесу розділення емульсії та гідродинаміки потоку проводиться у двофазному сепараторі. Сепаратор являє собою циліндричну горизонтальну ємність, з внутрішнім діаметром 135 мм, довжиною 1070 мм та об'ємом 0.015 м³, у якій встановлюються модульні сепараційні пристрої. За напрямком руху водонафтової емульсії у кінці сепаратора розміщена вертикальна перегородка для відбору легкої нафтової фракції. Сепаратор розміщується на двох сідлових опорах. Циліндрична вертикальна частина вихрового змішувачу та обичайка двофазного сепаратора виконі з скла, яке не піддається корозійному впливу емульсії та дозволяє проводити фото- та швидкісну відеозйомку процесу сепарації.

Розглянемо принцип дії дослідного експериментального стенду. До вихрового змішувача поз.1 подаються у прийнятому співвідношенні рідини, замість нафти використовуємо відпрацьоване моторне мастило (далі ВММ), яке за своїми фізико-хімічними параметрами схоже на нафту. Рідини змішуються у турбулентній течії та на виході утворюється стійка емульсія. Під надлишковим тиском, який створюється насосом емульсія направляється до теплообмінника поз. 3. У підігрівачі Т температура емульсії підвищується до необхідного для процесу розділення значення, після чого подається до двофазного сепаратор поз. 5. Температуру у підігрівачі можна регулювати контролером у інтервалі 5°С, та контролювати її значення за допомогою термодатчика. У сепараторі емульсія минаючи пакети насадки розділяється на ВММ та воду, ВММ переливається через вертикальну перегородку та відводиться з сепаратора. За допомогою вентилів поз.4 та поз.6 регулюємо рівень емульсії у сепараторі. Скляний корпус дозволяє наочно спостерігати процес розділення емульсії, рівень міжфазної поверхні та перепади концентрації рідин між пакетами насадок.

При фізичному моделюванні необхідно дотримуватись методів теорії подібності. В порівнянні з промисловим підігрівачем-деемульсатором типу

“Heater-Treater”, дослідний експериментальний стенд відрізняється масштабом, водонафтова емульсія змінена на емульсію вода – ВММ, та відсутній надлишковий тиск, але фізична суть процесу і режимні параметри, що розглядаються, залишаються незмінними відповідно до процесу, який протікає у промисловому обладнанні. Оскільки вихровий змішувач працює лише у періодичному режимі експериментальний стенд працюватиме також у цьому режимі. Алгоритм досліджень гідродинаміки і ефективності процесу сепарації на експериментальному стенді має наступний вигляд:

1. Наповнюємо вихровий змішувач поз.1 водою та ВММ у відповідних пропорціях. Вмикаємо електродвигун, на протязі 5 хв відбувається перемішування компонентів.

2. Відкриваємо вентиль поз.2, рідина перекачується до теплообмінника Т, вимикаємо електродвигун. Підігриваємо емульсію до потрібної температури, відключаємо нагрівальні елементи, відкриваємо вентиль 5.

3. Контролюючи вентилем поз.4 витрату рідини, наповнюєм двофазний сепаратор до висоти переливної перегородки, вентилем поз.6 регулюється висота рівня потоку емульсії, відділена легка фракція переливається через перегородку та відводиться з двофазного сепаратору.

4. Змінюючи параметри вхідного потоку (витрата, температура, вміст води) проводимо серії експериментів.

Для визначення ефективності розділення емульсії, при заданих швидкостях лінійного руху, відбираємо проби відділеного ВММ та вимірюємо концентрацію води у ВММ. На даній стадії досліджень експериментальний стенд знаходиться на стадії виготовлення.

Для дослідження процесів сепарації багатофазних систем, а саме системи газ-тверде розроблена експериментальна установка (рисунку 1.11), яка включає обладнання для подачі твердих часток та газового потоку до основного пневмокласифікатора, а також допоміжного сепараційного обладнання (циклон патронного типу), та бункери для збору відділених твердих часток. Принцип дії експериментальної установки наступний: тверді частки з загрузочного бункеру

3 подаються дозатором 4 до нижньої частини пневмокласифікатора 2, до якої підводиться повітряний потік, витрата вимірюється клапаном 6. Повітряний потік подається за допомогою газодувки 8 шляхом просмоктування повітря через апарат. В процесі розділення дисперсні частки підхоплюються висхідним потоком повітря та, обтікаючи полички, осаджується на них.

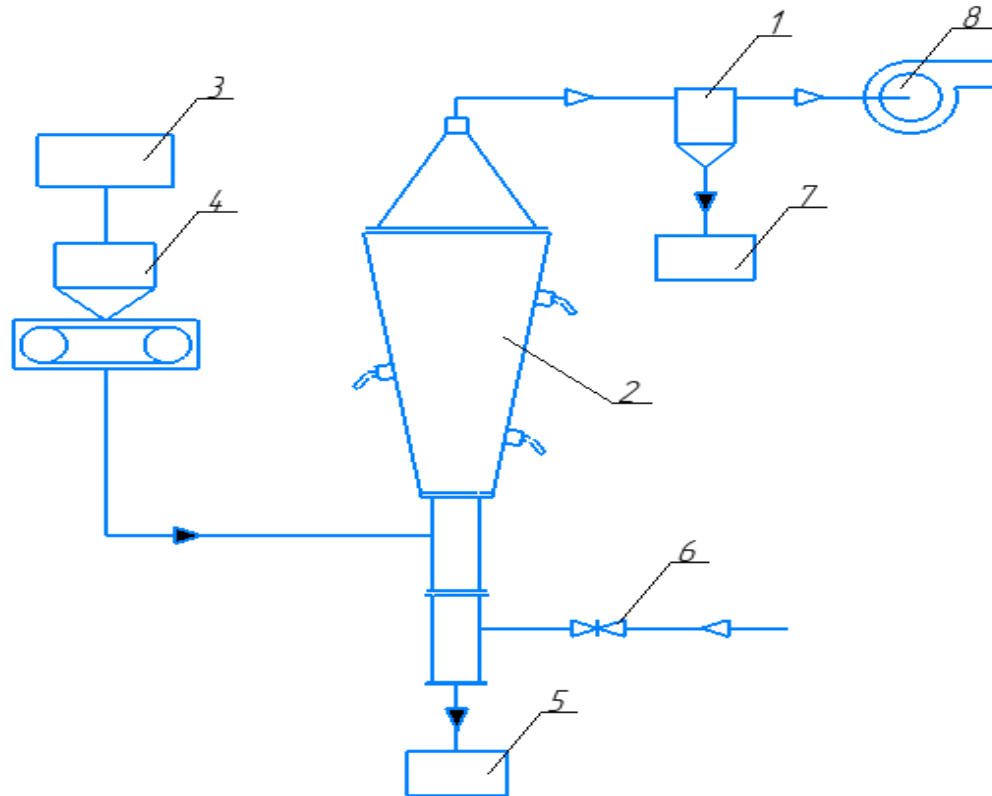


Рисунок 1.11 — Технологічна схема установки пневмокласифікації

Далі потік газу з дрібнодисперсними частками знаходить до циклону 1, звідки очищене повітря виходить в атмосферу, а частки сепаруються та виводяться до бункера для збору дрібної фракції 7. Частки, відділені у пневмокласифікаторі виводяться до бункера для збору крупної фракції 5. Відібрані проби після сепарації класифікують на фракції за допомогою сит, отримані фракції зважуються та визначається фракційна ступінь розділення. Фото експериментальної установки зображено на рисунок 1.12.



Рисунок 1.12 — Загальний вид лабораторної установки для пневмокласифікації

2 ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ОСНОВНИХ ТА ВТОРИННИХ ПРОЦЕСІВ ПРИ СЕПАРАЦІЇ

2.1 Основні методи і механізми газодинамічної, інерційно-фільтруючої, вібраційно-інерційної сепарації

У більшості сучасних пристроїв для розділення гетерогенних систем основною масовою силою яка діє на дисперсну фазу є сила інерції, оскільки саме такі методи з точки зору оцінки питомих енерговитрат та ефективності сепарації є оптимальними [48]. Однією з найрозповсюдженіших проблем сепараційних пристроїв, робота яких заснована на силі інерції, являється зрив вже вловленої плівки рідини з осаджувальних поверхонь за рахунок її контакту з турбулентним газовим потоком. Для вирішення даної проблеми існує ряд традиційних шляхів, а саме застосування для виготовлення даних пристроїв змочуваних або не змочуваних матеріалів, створення регулярно-структурованих елементів з організованим відведенням рідини [49]. При цьому застосовуючи дані методи необхідно пам'ятати, що критична швидкість газового потоку при якій відбувається бризко винесення суттєво не змінюється, а отже не відбувається суттєве розширення діапазону ефективної роботи сепараційних пристроїв.

Тому були розроблені принципові нові методи розділення гетерогенних систем які дозволяють суттєво розширити діапазон ефективної роботи сепараційних елементів. Одним з таких методів є метод інерційно-фільтруючої сепарації [50]. В інерційно-фільтруючих сепараційних каналах основний процес сепарації краплинної рідини з газокраплинного потоку відбувається за інерційними механізмами, а розташуванням фільтруючих елементів на стінках жалюзей в зонах потенційного руйнування структури плівки вловленої рідини та вторинного унесення газовим потоком бризок з інерційних сепараційних каналів в комплексі з застосуванням відокремлених дренажних каналів у подвійних жалюзях досягається одночасне зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації у широких діапазонах навантажень та

співвідношення фаз. Конструкція модулю, в якому реалізований інерційно-фільтруючий метод розділення вказаний на рисунку 2.1.

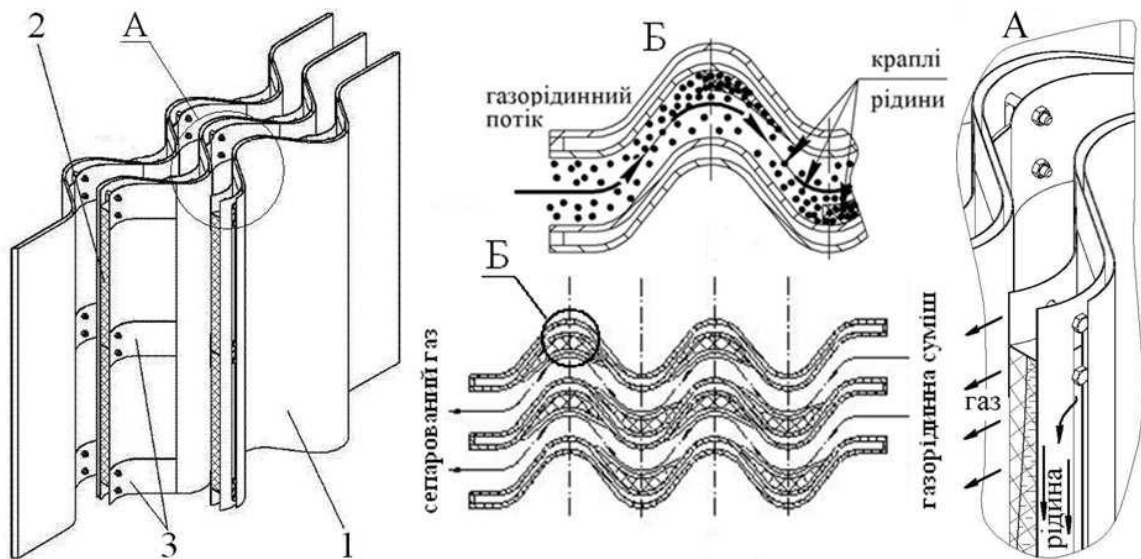


Рисунок 2.1 – Інерційно-фільтруючий модуль

1 – подвійні гофровані пластини; 2 – фільтрувальні елементи (смуги волокнистого матеріалу); 3 – жолоби для сепарованої рідини

В жалюзійний пакет пристрою підводиться газорідинний потік (газоконденсатна суміш, що містить високодисперсну краплинну рідину), який направляєється в криволінійні сепараційні канали, утворені зовнішніми поверхнями подвійних гофрованих пластин (рисунок 2.1). Під дією інерційних сил, траєкторія руху краплин рідини, що рухаються зі значною швидкістю, відхиляється від скривленої лінії струму газового потоку, яка обгинає криволінійні поверхні стінок каналів. Краплі рідини направляються в шар смуг із волокнистого матеріалу (металевих, скляних чи полімерних волокон), де внаслідок інерційного зіткнення й ефекту торкання відбувається їх захоплення. Далі, у результаті протікання вторинних процесів осадження знов надходячих крапель на вже осаджених та капілярних явищ у волокнистому матеріалі, відбувається збільшення середнього розміру часток дисперсної фази та проводиться наступне їх гравітаційне осадження. Шар смуг із волокнистого матеріалу насичується вловленою рідиною, яка збирається у жолобах,

направляється крізь горизонтальні або вертикальні щілеподібні отвори в подвійних гофрованих пластинах з криволінійних сепараційних каналів до криволінійних дренажних каналів, закритих для газового потоку, стікає плівкою по внутрішнім поверхням подвійних гофрованих пластин вниз, ізолювано від перехресного газового потоку, який рухається по сепараційному каналу, чим запобігають вихід пристрою на режими захлинання, уникають вторинного унесення і сприяють створенню стабільного стоку вловленої рідини [36].

На сьогоднішній день вже були розроблені деякі математичні моделі процесів, що протікають в даних сепараційних елементах, а саме розв'язані рівняння Нав'є-Стокса для газового потоку що рухається по криволінійним каналам [48], знайдені рівняння руху дисперсних часток в турбулентному газовому потоці в криволінійних сепараційних каналах [36], розглянуто стікання плівки вловленої рідини по поверхні сепараційного каналу (товщина плівки була прийнята постійною по довжині та висоті каналу) [51], деформацію стінок сепараційного каналу під дією газорідного потоку [48, 49]. Але не зважаючи на це математична модель стікання плівки вловленої рідини потребує додаткового уточнення, оскільки при її стіканні по поверхні сепараційних каналів її ширина змінюється не тільки по їх висоті, а й по довжині при цьому лінії току направлені під деяким кутом до напрямку сили тяжіння. Врахування даних факторів може вплинути на організацію структурованого відведення рідини. Ще одним важливим напрямком досліджень являється рух плівки в тонкошарових модулях фільтруючих елементів, оскільки завдяки правильно розробленій математичній моделі можна підібрати їх оптимальні лінійні розміри.

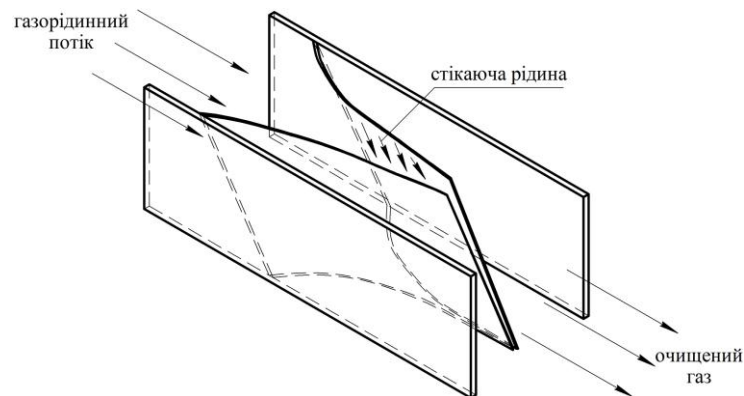
Як вказувалось вище бризковинесення являється суттєвою проблемою для сепараційних пристроїв в яких рушійною силою є сила інерції. Цей негативний процес виникає при збільшенні гідравлічного опору до його критичного значення, тому ще одним запропонованим не стандартним шляхом вирішення даної проблеми являється так званий спосіб газодинамічної сепарації, використовуючи який стає можливим являється відлаштування від даних

режимів [52, 53]. Дані елементи працюють, як система автоматичного регулювання, в яких регулюючою дією є пружні сили, а об'єктом регулювання гідравлічний опір. Газорідинний потік, що містить краплинну рідину, направляють в сепараційний пакет, який містить пружні пластини, консольно закріплені, які під дією динамічного тиску (швидкісного напору) потоку та внутрішніх напружень, що виникають в пластинах, змінюють свою форму, а отже і поперечний переріз для проходження потоку, а отже і гідравлічний опір. Краплинна рідина, яка міститься в газорідинному потоці під дією сил інерції відхиляється від скривленої лінії струму газорідинного потоку, який огинає пластини, що набули іншої форми та осаджується на їх внутрішній поверхні, з наступною коагуляцією і утворенням плівки рідини, яка стікає вздовж внутрішній поверхні пластини. При зростанні швидкості газорідинного потоку, зростає динамічний тиск (швидкісний напір) потоку та внутрішні напруження в пластині, збільшується прогин пластин, відповідно і площа прохідного перерізу, а отже зменшується гідравлічний опір. При зменшенні швидкості газорідинного потоку, зменшується динамічний тиск (швидкісний напір) потоку та внутрішні напруження в пластині, зменшується прогин пластин, відповідно і площа прохідного перерізу, а отже зменшується гідравлічний опір.

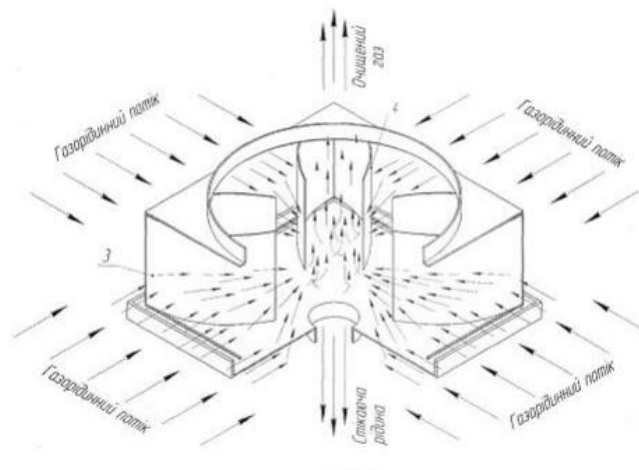
Конструкції динамічних сепараційних елементів наведені на рисунку 2.2. Різниця між двома елементами наведені в таблиці 2.1.

Враховуючі характерні особливості даних елементів, а саме те що під дією потоку відбувається зміна форми сепараційного каналу, що в свою чергу викликає зміну параметрів потоку, для створення інженерної методики розрахунку сепараційних елементів даного типу необхідно розв'язувати складну задачу гідроаеропружності, аналітичне вирішення якої складне, а інколи і не можливе без введення спрощень і допущень. Не зважаючи на високий розвиток комп'ютерної техніки дана задача представляє складнощі навіть при її вирішенні за допомогою сучасних програмних комплексів, що реалізують методи скінченних об'ємів та елементів об'єднаних за допомогою спеціальних модулів. Однією з найголовніших проблем це суттєва ресурсозатратність таких задач, яка лише збільшується при врахуванні

багатофазності потоку, тому являється не доцільним проводити велику кількість розрахунків з урахування всіх особливостей процесу. Тому було вирішено проводити дослідження кожного з динамічних елементів за особливим алгоритмом та використовувати для створення математичних моделей засоби математичної ідентифікації[54].



а)



б)

Рисунок 2.2 – Конструкції модульних динамічних сепараційних пристроїв

Оскільки під дією потоку відбувається зміна форма каналу, що викликає зміну параметрів потоку будуть мати місце статичні та динамічні гідроаеропружні явища [55], серед яких найбільший інтерес будуть представляти флатер та бафтинг, що пов'язані з коливальним рухом, коли суттєву роль грають пружні, аеродинамічні сили та сили інерції. В результаті коливання пружних відбійних елементів буде виникати і коливання

газорідинного потоку в результаті чого може проходити укрупнення краплини взвішених в рідині, а отже і підвищення ефективності розділення. Таким чином за рахунок використання флатеру або бафтингу можливе розширення використання динамічних сепараційних пристроїв. Процес розділення гетерогенних сумішей з використанням механічних коливань пружних елементів та масової сили - інерції отримав назву вібраційно-інерційна сепарація.

Таблиця 2.1 - Різниця між двома конструкціями модульних динамічних сепараційних пристроїв

Параметр	Конструкція А	Конструкція Б
Кількість входів	1	4
Форма лопаткових елементів	зрізаний похилий параболічний напівцилінд	прямокутні
Розташування	Рисунок 2.2 а	Рисунок 2.2 б

Застосування для інтенсифікації процесу сепарації механічних коливань виникло після розгляду одного з традиційних шляхів підвищення ефективності сепарації є акустична коагуляція краплин. При накладанні акустичних коливань з певною частотою на газодисперсний потік виникають інтенсивні механічні вібрації високодисперсних зважених краплин рідини у газодисперсному потоці, що призводить до різкого збільшення кількості їх зіткнень. Але може спостерігатись і протилежний ефект від накладання акустичних коливань а саме підвищення дисперсності рідкої фази [56]. Отже необхідно знати конкретну частоту коливань при котрій спостерігається коагуляція взвішених в рідині часток. Для випадку коливань газорідинного потоку, що викликані дією звукових хвиль є розроблені методики розрахунку, які мають добре співпадіння з експериментальними результатами [57, 58].

Враховуючи вищесказане, як і у випадку акустичної віброкоагуляції, для досягнення позитивного впливу від коливань, що накладаються на потік, необхідно знати оптимальну їх частоту, яка залежить від дисперсності рідкої фази. В свою чергу значення частоти флатеру залежить від геометричних та пружних характеристик відбійних елементів. Для розробки інженерної методики його розрахунків застосовувались засоби математичної ідентифікації, на першому етапі визначались, які ж саме параметри необхідно ідентифікувати при розробці математичної моделі.

2.2 Моделі механіки суцільних середовищ та дисперсних систем, засновані на вторинних процесах при сепарації багатofазних середовищ

2.2.1 Модель міграції сепарованої рідини у інерційно-фільтруючих сепараційних каналах

Як вказувалось вище, в інерційно-фільтруючих сепараційних каналах основний процес сепарації краплинної рідини з газодисперсного потоку відбувається за інерційними механізмами, а встановленням фільтруючих елементів досягається не тільки додатковий ступінь сепарації, а й забезпечується сприятливі умови відведення (дренажу) сепарованої рідини за рахунок уникнення вторинного контактування її з турбулентним потоком газу. Основні механізми осадження дисперсних часток на волокнах фільтрувальних матеріалів (ефект торкання (зачеплення) та ситовий ефект, інерційне зіткнення, броунівська дифузія (тепловий рух) високодисперсних часток, гравітаційне осадження та інші) вивчали Фукс М.А., Ужов В.М., Вальдберг А.Ю., Мягков Б.І., Кірш О.О. та інші, роботами яких закладено основи теорії фільтрації аеродисперсних систем [59]. Тому ґрунтуючись на наукові доробки попередників, на даному етапі досліджень задачею являється моделювання

розподілу та міграції сепарованої рідини в шарі волокнистих фільтр-елементів, які розташовані на криволінійних ділянках інерційно-фільтруючого сепараційного каналу (рисунок 2.3), з метою визначення умов насичення вільного об'єму шару фільтру (утримувальної здатності) та отримання залежності для розрахунку швидкості вільного стікання рідини в шарі фільтру[60].

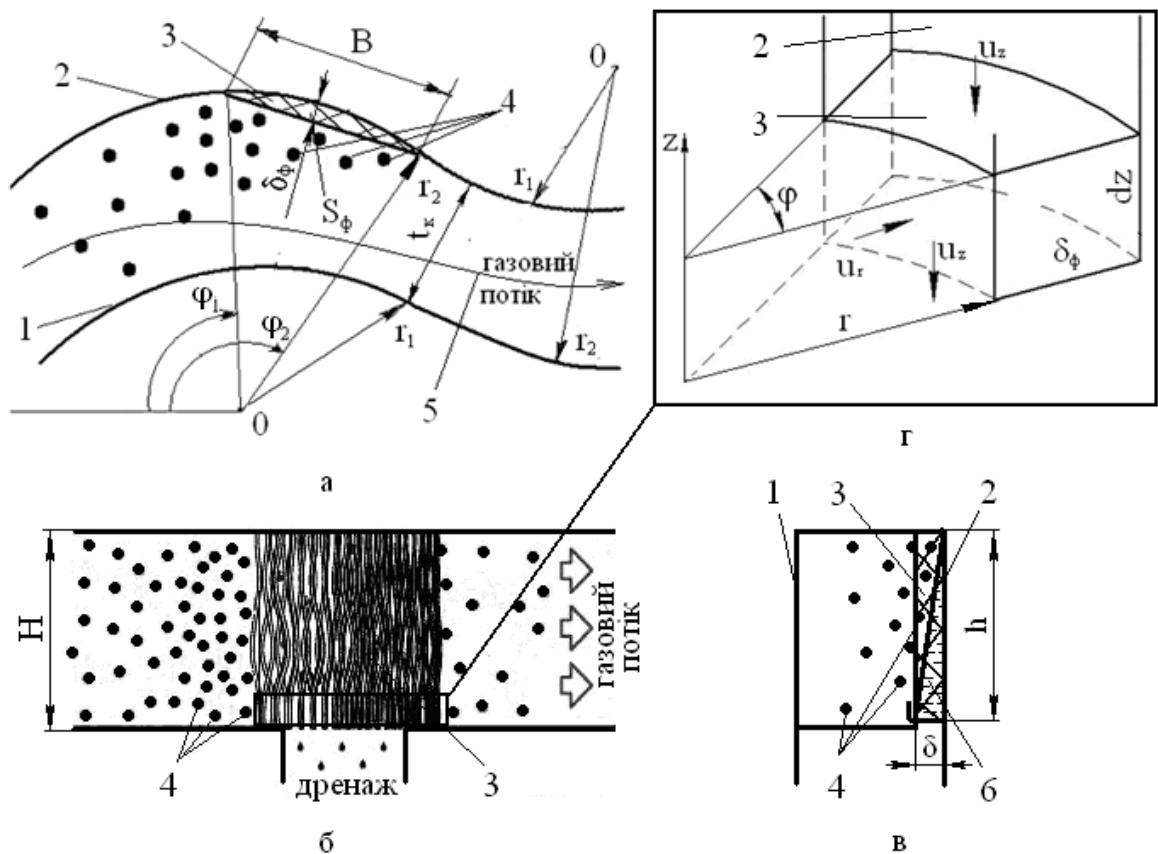


Рисунок 2.3 – Розрахункова схема тонкошарового фільтруючого елемента на криволінійній ділянці сепараційного каналу [46, 48]: а, б та в – горизонтальний та вертикальні перетини криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу відповідно; г – нескінченно малий елемент (елементарного об'єму) в 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 плинугазового потоку; 6 – плівка сепарованої рідини

При математичному моделюванні гідродинаміки в криволінійних

інерційно-фільтруючих сепараційних каналах розглядався спрощений випадок, а криволінійна ділянка сепараційного каналу представлялась утвореною стінками жалюзей постійного радіусу (внутрішній r_1 і зовнішній r_2) (рисунок 2.3) [46, 48]. На розрахунковій схемі (рисунок 2.3а), при незначному вмісті дисперсної фази на вході до інерційно-фільтруючого сепараційного каналу рівномірний розподіл дисперсних часток (краплин) у газорідинному потоці при проходженні криволінійних ділянок змінюється на нерівномірний, внаслідок дії відцентрових сил інерції густина розподілу краплин в поперечному перетині каналу в області западин (з боку зовнішньої стінки каналу, що характеризується радіусом r_2) вище, ніж в області виступів (з боку внутрішньої стінки каналу, що характеризується радіусом r_1). Враховуючи вищевказане в пристінковій області з боку западин (зовнішнього радіусу каналу) утворюються зворотні струми завихрення потоку, які є наслідком перерозподілу окружних складових компонент швидкостей, а на вході до таких областей в напрямку руху потоку в пристінкових шарах з боку виступів (внутрішнього радіусу каналу) на ділянці зміни напрямку кривизни стінок каналу локальні швидкості руху газового потоку сягають максимальних значень, тому саме в цих областях найбільш вірогідне руйнування структури плівки вловленої рідини та вторинне унесення бризок з жалюзійних блоків сепараційних пристроїв турбулентним газовим потоком. Виявлені особливості є визначальними при визначенні форми (профілюванні) та виборі місця доцільного розташування волокнистих фільтр-елементів в криволінійних сепараційних каналах для ефективного вловлювання дисперсних часток (краплин) з газокраплинного потоку і забезпечення сприятливих умов відведення плівки вловленої рідини до дренажних каналів, а потім і з жалюзійних блоків, з утворенням інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв. Тільки після вивчення умов насичення вільного об'єму шару фільтру (утримувальної здатності) та на підставі залежності для розрахунку швидкості вільного стікання рідини в шарі фільтру представляється можливим визначення потрібної площі перетину S_ϕ , м², тонкошарового фільтруючого елемента (рисунок 2.3 а), яка геометрично визначається, наприклад, площею сегменту за залежністю:

$$S_{\phi} = \frac{r_2^2}{2} \left(\frac{\pi}{180} (\varphi_2 - \varphi_1) - \sin(\varphi_2 - \varphi_1) \right) = \frac{r_2^2}{2} \left(\frac{\pi}{180} \varphi - \sin \varphi \right), \quad (2.1)$$

або

$$S_{\phi} = \frac{1}{2} \left(\pi r_2^2 \frac{\varphi}{180} - B(r_2 - \delta_{\phi}) \right), \quad (2.2)$$

де r_2 – зовнішній радіус криволінійного сепараційного каналу, м;

$\varphi = \varphi_2 - \varphi_1$ – кут сегменту, град; B та

δ_{ϕ} – 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 2.3в). 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 2.3).

В процесі інерційно-фільтруючої сепарації можна виділити дві стадії. Перша стадія - початкова (нестационарна), на якій відбувається вловлювання фільтруючими елементами вискодисперсної краплинної рідини, яке супроводжується зміною їх структури. Після якої настає друга стадія –

стаціонарна 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 Δp , Па, ефективність сепарації η , 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 , м³/с, та вмісті дисперсної фази C_L , кг/м³, 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 , м³, шару фільтру (елементи з волокнистого матеріалу) з криволінійного сепараційного каналу q_r , кг/с, та вище розташованих шарів фільтру q_z , кг/с (рисунок 2.3г):

$$q_{z+dz} = q_r + q_z \quad (2.3)$$

При розробці математичної моделі розподілу та міграції рідини в нескінченно малому елементі (рисунок 2.3 г) шару фільтру (модель плин у волокнистому середовищі) прийнято наступні спрощення та припущення [46, 59, 48]:

- 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 2.3), 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 [61]:

$$\frac{\partial m\rho}{\partial t} + \operatorname{div}\rho\vec{u} = 0, \quad (2.4)$$

$$\vec{u} = -\frac{k}{\mu} \operatorname{grad}p, \quad (2.5)$$

де m – пористість волокнистого матеріалу фільтр-елементу;

\vec{u} – вектор швидкості фільтрування, м/с;

k – проникність волокнистого матеріалу фільтр-елементу, м².

Враховуючи, що стисливість газового потоку суттєво більше стисливості пористого середовища (матеріалу волокнистого фільтру), рівняння (2.4) матиме вигляд:

$$m \frac{\partial \rho}{\partial t} + \operatorname{div}\rho\vec{u} = 0. \quad (2.6)$$

Система рівнянь (2.5), (2.6) є незамкненою. Для її замикання, з припущення про ізотермічну модель процесу фільтрації ($T=\text{const}$), в рівняннях (2.5) та (2.6) густина ρ , кг/м³, та в'язкість μ , Па·с, можуть бути представлені у вигляді:

$$\rho = \rho(p), \quad (2.7)$$

$$\mu = \mu(p). \quad (2.8)$$

Виключаємо швидкість фільтрації \vec{u} з рівняння (2.5), м/с, підставляючи в нього (2.3), отримаємо рівняння відносно густини ρ , кг/м³ та її функції від тиску

p , Па:

$$m \frac{\partial \rho}{\partial t} + \operatorname{div} \left(-\rho \frac{k}{\mu} \operatorname{grad} p \right) = 0. \quad (2.9)$$

Враховуючи, що процес фільтрування розглядається в стаціонарному режимі самоочищення:

$$\frac{k}{\mu} \operatorname{div}(\rho \operatorname{grad} p) = 0. \quad (2.10)$$

Для подальших перетворень скористаємось функцією Лейбензона у явному вигляді, після її введення отримаємо систему рівнянь:

$$\begin{cases} \Delta P = 0, \\ \rho \vec{u} = -\frac{k}{\mu} \operatorname{grad} P, \\ \rho = \rho(p), \\ P = \int \rho dp. \end{cases} \quad (2.11)$$

Таким чином, визначити розподіл швидкостей та тисків у шарі фільтру при усталеному режимі фільтрування можна після інтегрування першого рівняння з системи (2.11) — рівняння Лапласа відносно функції Лейбензона [61].

Необхідно відмітити, що отримане вище рівняння (2.11) ізотермічної фільтрації газу співпадає з рівнянням Бусінеска для напору при безнапірному фільтраційному руху рідини. З порівняння систем рівнянь для моделей процесу усталеного фільтрування у випадку одномірної схеми плинущої рідини та газу витікає, що вони є еквівалентними з точністю до заміни тиску p на функцію Лейбензона P , а швидкості фільтрації u на масову швидкість фільтрації ρu . Така аналогія, вперше виявлена Лейбензоном Л.С. [61], дозволяє розглядати дослідження ізотермічної фільтрації газу та безнапірних течій

нестискаємої рідини як одну задачу. Враховуючи, що геометрія розрахункової області (фільтр-елементу) та граничні умови в постановці задачі співпадають, то й розв'язки мають однаковий вигляд. Таким чином, якщо в розв'язках, що описують фільтраційний рух нестискаємої рідини або газу, здійснити вказану заміну відповідних функцій, то можна отримати залежності, які будуть справедливими для фільтрування іншого середовища. Системи основних рівнянь теорії фільтрування в анізотропному середовищі виглядають аналогічно і можуть бути отримані заміною в вихідних та остаточних системах закону Дарсі для ізотропних середовищ на закон Дарсі для анізотропних пористих середовищ [61].

З урахуванням вище викладених міркувань про аналогію 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:

$$\begin{cases} \Delta p = 0, \\ \vec{u} = -\frac{k}{\mu}(\text{grad}p - \rho g), \end{cases} \quad (2.12)$$

або в проекціях на циліндричну систему координат (рисунок 2.3):

$$\begin{cases} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial p}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \left(\frac{\partial^2 p}{\partial \varphi^2} \right) + \frac{\partial^2 p}{\partial z^2} = 0, \\ u_r = -\frac{k}{\mu} \frac{\partial p}{\partial r}, u_\varphi = -\frac{k}{\mu} \frac{\partial p}{\partial \varphi}, u_z = \frac{k}{\mu} \left(\frac{\partial p}{\partial z} + \rho g \right). \end{cases} \quad (2.13)$$

У відповідності до прийнятої схеми руху рідини у нескінченно малому елементі шару волокнистого фільтру (рисунок 2.3г) та з умови неперетікання крізь бокові грані з сусідніх елементів внаслідок анізотропності матеріалу волокнистого фільтру:

$$\frac{\partial p}{\partial \varphi} = 0, \quad (2.14)$$

а відповідно

$$p = p(r; z), \quad (2.15)$$

$$u_\varphi = 0, u_r = u(z), u_z = u(r; z). \quad (2.16)$$

За умов, що визначаються залежностями (2.14) - (2.16), система рівнянь (2.13) матиме вигляд:

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial p}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 p}{\partial z^2} = 0, \quad (2.17)$$

$$u_r = -\frac{k}{\mu} \frac{\partial p}{\partial r}, \quad (2.18)$$

$$u_z = \frac{k}{\mu} \left(\frac{\partial p}{\partial z} + \rho g \right). \quad (2.19)$$

В умовах усталеного процесу 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:

$$p = p_r + \rho g z, \quad (2.20)$$

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

$$p = p(r; z) = a(z) + b(z)r. \quad (2.21)$$

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:

$$p|_{r=r_2} = a + br_2 = p_r + \rho gz, \quad (2.22)$$

$$p|_{r=r_2 - \delta} = a + b(r_2 - \delta) = p_r, \quad (2.23)$$

$$b = \frac{\rho gz}{\delta(z)}, a = p_r + \rho gz - \frac{\rho gz}{\delta(z)} r_2, \quad (2.24)$$

$$p(r; z) = p_r + \rho gz \left(1 - \frac{r_2 - r}{\delta(z)} \right), \quad (2.25)$$

де $\delta(z)$ – товщина плівки сепарованої рідини в шарі фільтру на висоті z (у відповідності до розрахункової схеми рисунок 2.3 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 (2.18), (2.19) матиме вигляд:

$$u_r(z) = \frac{k}{\mu} \frac{\rho gz}{\delta(z)}, \quad (2.26)$$

$$u_z(r; z) = \frac{k}{\mu} \rho g \left(1 - \frac{r_2 - r}{\delta(z)} + z(r_2 - r) \frac{d\delta(z)}{\delta^2(z)} \right). \quad (2.27)$$

Аналізуючи складові рівняння нерозривності (неперервності, суцільності) потоку для стаціонарного процесу стікання плівки рідини в шарі волокнистого фільтру за умов, що визначаються залежностями (2.16):

$$\frac{\partial u_r}{\partial r} + \frac{\partial u_z}{\partial z} = 0. \quad (2.28)$$

Враховуючи вираз числа Рейнольдса для плівки рідини

$$Re = \frac{4u\delta}{\nu_L} \quad (2.29)$$

витікає, що $\frac{\partial u_r}{\partial r} = 0$, тоді $u_z = \text{const}$, а на межі $r_2 - r = \delta$:

$$u_z = \frac{k}{\mu} \rho g \frac{z}{\delta} \frac{d\delta}{dz} = \text{const}. \quad (2.30)$$

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

$$\frac{d\delta}{\delta} = \frac{\mu}{k\rho g} u_z \frac{dz}{z}, \quad (2.31)$$

після інтегрування

$$\ln \delta = \frac{\mu}{k\rho g} u_z \ln z + \ln C, \quad (2.32)$$

$$\delta = Cz^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}. \quad (2.33)$$

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:

$$\delta_\phi = Ch^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}. \quad (2.34)$$

З останнього співвідношення витікає залежність для визначення константи інтегрування C :

$$C = \frac{\delta_\phi}{h^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}}. \quad (2.35)$$

Підставляючи отриману залежність (2.35) для константи інтегрування C в залежність (2.33) отримаємо залежність для визначення розподілу рідини в шарі волокнистого фільтру:

$$\delta = \delta_\phi \left(\frac{z}{h} \right)^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}. \quad (2.36)$$

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 2.3 г):

$$\frac{q_r}{\rho r \varphi} = \int_0^h u_r dz = \int_0^h \frac{k}{\mu} \rho g \frac{z}{\delta(z)} dz, \quad (2.37)$$

$$\frac{q_z}{\rho r \varphi} = u_z \delta. \quad (2.38)$$

Після підстановки залежності (2.36) в рівняння (2.37), інтегрування та спрощень:

$$\frac{q_r}{\rho r \varphi} = \frac{k\rho g}{\mu} \frac{h^2}{2 - \frac{\mu}{k\rho g} u_z} \frac{\delta_\phi}{h^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}}. \quad (2.39)$$

З рівняння (2.39) можна отримати залежність для визначення необхідної висоти розташування переливних жолобів h , м, для відведення сепарованої рідини з інерційно-фільтруючих до дренажних каналів:

$$h = \sqrt{\frac{\mu}{k} \frac{q_r}{\rho^2 g r \varphi} \left(2 - \frac{\mu}{k \rho g} u_z \right) \delta_\phi}. \quad (2.40)$$

Питома витрата рідини dq_r , кг/с, що потрапляє в елементарний об'єм dV , м³, шару фільтру з криволінійного сепараційного каналу, визначається у відповідності до формули Дюпюї [61], яка отримана з системи рівнянь (2.12) для одномірного плоскорадіального фільтраційного потоку нестисливої рідини крізь бокову поверхню волокнистого фільтр-елементу:

$$dq_r = \frac{2\pi\phi k}{360\mu} \frac{(p_r - p(z))dz}{\ln\left(\frac{r_2}{r}\right)}. \quad (2.41)$$

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

$$q_z = \rho u_z S_\phi = \rho u_z \frac{1}{2} \left(\pi r_2^2 \frac{\varphi}{180} - B(r_2 - \delta_\phi) \right). \quad (2.42)$$

При відомому значенні ефективності сепарації η газокраплинного потоку, з рівняння (2.42) можна визначити потрібну площу перетину S_ϕ тонкошарового фільтруючого елементу, яка забезпечить ефективне відведення плівки сепарованої рідини уникаючи прямого контактування з газокраплинним потоком в інерційно-фільтруючому сепараційному каналі.

2.2.2 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:

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho \left(\frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} \right) = \rho g - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \nabla^2 u + \frac{1}{3} \mu \frac{\partial}{\partial x} \operatorname{div} V; \\ \rho \left(\frac{\partial v}{\partial t} + u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} + w \frac{\partial v}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial y} + \mu \nabla^2 v + \frac{1}{3} \mu \frac{\partial}{\partial y} \operatorname{div} V; \\ \rho \left(\frac{\partial w}{\partial t} + u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \nabla^2 w + \frac{1}{3} \mu \frac{\partial}{\partial z} \operatorname{div} V; \\ \frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial \rho u}{\partial x} + \frac{\partial \rho v}{\partial y} + \frac{\partial \rho w}{\partial z} = 0, \end{array} \right. \quad (2.43)$$

де V – швидкість руху рідини, м/с; u , v ,

w – складові швидкості рідини V в проєкціях на осі координат x , y та z відповідно, м/с; ρ – густина рідини, кг/м³;

μ – динамічна в'язкість рідини, Па·с;

p – динамічний тиск рідини, Па;

g – прискорення вільного падіння, м/с².

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 міжфазного 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 2.4;

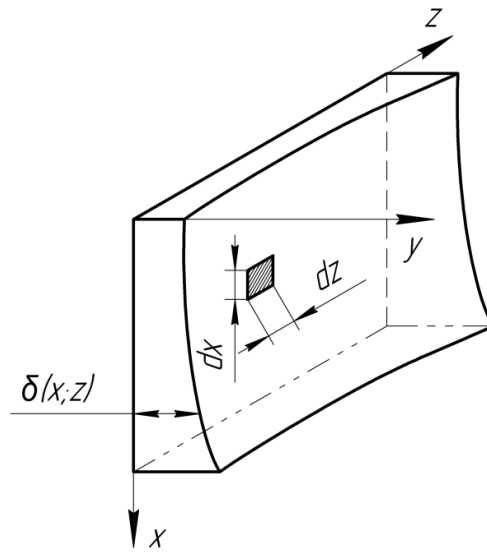


Рисунок 2.4 – Розрахункова схема

- 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 δ , 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 рідни 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 τ є постійним по всій довжині плівки.

Після врахування усіх введених спрощень та допущень початкова система рівнянь 2.43 набирає вигляду:

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho \left(u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} \right) = \rho g + \mu \left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \right); \\ \rho \left(u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial z^2} \right); \\ \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0. \end{array} \right. \quad (2.44)$$

Оцінимо порядок величин, що входять в отриману після введення спрощень систему рівнянь 2.44. Розглянемо перше рівняння системи:

- порівняємо складові які знаходяться в правій частині рівняння, а саме $v \frac{\partial u}{\partial y}$ та $w \frac{\partial u}{\partial z}$, при цьому розділимо складові швидкості та частинні похідні,

тоді будемо порівнювати $\frac{\partial u / \partial y}{\partial u / \partial z}$ та $\frac{w}{v}$. Значення елементу швидкості (∂u) та

довжин рідкої плівки (∂y , ∂z) відносяться так само, як і значення швидкості (u) та товщина, довжина плівки вловленої рідини (δ , L). Розглянемо порядки кожної з величин: товщина плівки вловленої рідини має порядок (δ) $10^{-4} \div 10^{-6}$ м, довжина каналу (L) - 10^{-1} м, максимальний порядок складової швидкості, яка направлена вздовж стінки на, якій осаджується рідина в ядрі потоку визначається співвідношенням $W_{\max} \cdot \frac{\delta}{B/2} \cong 10 \frac{10^{-4} \div 10^{-6}}{10^{-1}}$ м/с, а складової

швидкості направленої по нормалі до стінки по якій рухається плівка 10^{-3} м/с. Враховуючи вищесказане можна зробити висновок, що порядок

$\frac{\partial u / \partial y}{\partial u / \partial z} \cong \frac{U / \delta}{U / L} \cong \frac{L}{\delta} \cong \frac{10^{-1}}{10^{-4} \div 10^{-6}} \cong 10^3 \div 10^5$, а $\frac{W_{\max}}{V} \cong \frac{10}{10^{-3}} = 10^2$. Тому можемо

знехтувати величиною з меншим порядком малості, а саме $w \frac{\partial u}{\partial z}$;

- порівняємо складові в лівій частині рівняння заміняючи змінні на їх значеннях на поверхні плівки рідини $u \rightarrow U$, $v \rightarrow V$, $w \rightarrow W$, $x \rightarrow H$ (висота стінки по якій стікає рідина), $y \rightarrow \delta$, $z \rightarrow L$. Отримаємо для порівняння наступні

величини $\frac{U}{H^2}$, $\frac{U}{\delta^2}$, $\frac{U}{L^2}$ найвищий порядок з яких має $\frac{U}{\delta^2}$. Саме тому в правій частині рівняння залишаємо тільки $\frac{\partial^2 u}{\partial y^2}$.

Розглянемо друге рівняння системи 2.44 за аналогією до оцінювання порядку складових першого рівня системи 2.44 вводимо значення змінних на поверхні плівки рідини, отримаємо для порівняння наступні складові $U \frac{W}{H}$,

$V \frac{W}{\delta}$, $W \frac{W}{L}$, $\rho \frac{U^2}{H}$, $\nu \frac{W}{H^2}$, $\nu \frac{W}{\delta^2}$, $\nu \frac{W}{L^2}$. Дані складові відповідно матимуть

порядок $10 \frac{10}{10^{-1}} \cong 10^3$, $10^{-3} \frac{10}{10^{-4} \div 10^{-6}} \cong 1 \div 10^2$, $10 \frac{10}{10^{-1}} \cong 10^3$, $10^3 \frac{10^2}{10^{-1}} = 10^6$,

$10^{-6} \frac{10}{10^{-1}} \cong 10^{-4}$, $10^{-6} \frac{10}{(10^{-4} \div 10^{-6})^2} \cong 10^3 \div 10^6$, $10^{-6} \frac{10}{10^{-1}} \cong 10^{-4}$. З цього видно,

що необхідно приймати до уваги тільки складові рівняння $\frac{\partial p}{\partial z}$ та $\mu \frac{\partial^2 w}{\partial y^2}$ тому,

що вони мають однаковий порядок 10^6 .

Отже, після врахування результатів аналізу порядку малості складових системи рівнянь 2.44, вона матиме вигляд:

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho \left(u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} \right) = \rho g + \mu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2}; \\ 0 = -\frac{\partial p}{\partial z} + \mu \frac{\partial^2 w}{\partial y^2}; \\ \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0. \end{array} \right. \quad (2.45)$$

Розглянемо перше рівняння системи з якого знайдемо вираз для складової швидкості u . Припустимо, що профіль швидкості виражається у вигляді поліному третього степеню, враховуючи, що складова швидкості яка направлена вниз залежить від трьох координат та на стінці вона дорівнює нулю $u|_{y=0} = 0$:

$$u(x, y, z) = a(x, z)y + b(x, z)y^2 + c(x, z)y^3. \quad (2.46)$$

Для визначення невідомих коефіцієнтів, що входять до виразу 2.46 скористаємось наступними граничними умовами:

1) на поверхні плівки рідини вертикальна складова швидкості не змінюється в залежності від її ширини $\frac{\partial u}{\partial y} \Big|_{y=\delta(x,z)} = 0$. З цієї умови отримуємо:

$$a + 2b\delta + 3c\delta^2 = 0; \quad (2.47)$$

2) на поверхні стінки відбувається прилипання рідини, тому складові швидкості u та v , що входять до першого рівняння системи 2.45 будуть рівними нулю. Тоді після його ділення на густину ρ , воно буде мати вигляд:

$$\vartheta \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \Big|_{y=0} = -g, \quad (2.48)$$

де ϑ – кінематична в'язкість рідини плівки, м²/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:

$$2b = -\frac{g}{\vartheta}. \quad (2.49)$$

Підставляючи вираз 2.49 для коефіцієнту b в отриманий з першої граничної умови 2.47 одержимо коефіцієнт a , який буде залежати тільки від c .

$$a = \frac{g\delta}{\vartheta} - 3c\delta^2. \quad (2.50)$$

Запишемо складову швидкості 2.46 враховуючи отримані значення коефіцієнтів:

$$u = \left(\frac{g\delta}{g} - 3c\delta^2 \right) y - \frac{gy^2}{2g} + cy^3. \quad (2.51)$$

Перегрупуємо складові рівняння 2.51 наступним чином:

$$u = \frac{g}{g} y \left(\delta - \frac{y}{2} \right) + cy(y^2 - 3\delta^2). \quad (2.52)$$

Розглянемо друге рівняння системи 2.45 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:

$$\frac{\partial p}{\partial z} = - \left(1 - \frac{\rho_{\text{сум}}}{\rho} \right) g, \quad (2.53)$$

де $\rho_{\text{сум}}$ - густина газорідинної суміші, кг/м³.

Введемо замість виразу $\left(1 - \frac{\rho_{\text{сум}}}{\rho} \right)$ константу k та підставимо 2.53 в друге рівняння системи 2.45, отримаємо:

$$g \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} = -kg. \quad (2.54)$$

Після інтегрування рівняння 2.54 та ділення обох його частин на кінематичну в'язкість одержимо:

$$\frac{\partial w}{\partial y} = -\frac{kg}{g} y + c_1. \quad (2.55)$$

Як видно з отриманого виразу в ньому після інтегрування присутня невідома константа, яку знайдемо з граничної умови міжфазного тертя на поверхні плівки $\mu \frac{\partial w}{\partial y} \Big|_{y=\delta} = \tau$. При цьому враховуємо, що напруження внутрішнього тертя є- постійними по довжині плівки згідно з вищевказаними допущеннями.

$$\mu \left(\frac{kg}{g} y + c_1 \right) = \tau. \quad (2.56)$$

Звідси,

$$c_1 = \frac{\tau}{\mu} + \frac{kg\delta}{g}. \quad (2.57)$$

З урахуванням 2.57 рівняння 2.55 буде мати вигляд:

$$\frac{\partial w}{\partial y} = \frac{\tau}{\mu} + \frac{kg}{g} (\delta - y). \quad (2.58)$$

Після інтегрування 2.58 отримаємо, вираз для поздовжньої складової швидкості руху плівки вздовж стінки з невідомою константою c_2 :

$$w = \frac{\tau}{\mu} y - \frac{kg}{2g} (\delta - y)^2 + c_2. \quad (2.59)$$

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

$$-\frac{kg\delta^2}{2g} + c_2 = 0. \quad (2.60)$$

$$c_2 = \frac{kg\delta^2}{2g}. \quad (2.61)$$

Отже, вираз для поздовжньої швидкості 2.59 з урахуванням 2.61:

$$w = \left[\frac{\tau}{\mu} + \frac{kg}{g} \left(\delta - \frac{y}{2} \right) \right] y. \quad (2.62)$$

Для знаходження рівняння товщини плівки стікаючої рідини підставимо отримані вирази для поздовжньої 2.62 та поперечної 2.51 складової швидкості в рівняння нерозривності системи 2.45.

$$\frac{\partial}{\partial x} \left[\frac{g}{g} y \left(\delta - \frac{y}{2} \right) + cy(y^2 - 3\delta^2) \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[\frac{\tau y}{\mu} + \frac{kgy}{g} \left(\delta - \frac{y}{2} \right) \right] = 0. \quad (2.63)$$

Після перетворень рівняння 2.63 отримаємо:

$$\frac{g}{g} \frac{\partial \delta}{\partial x} - 3 \frac{\partial}{\partial x} (c\delta^2) + \frac{kg}{g} \frac{\partial \delta}{\partial z} = 0. \quad (2.64)$$

Для подальшого знаходження невідомого коефіцієнту c , який входить в (2.46), будемо враховувати, що товщина стікаючої плівки рідини залежить від координат x та z (рисунок 2.4). Припустимо залежність δ від координати x виражається деякою функцією $U(x)$, а від z – $W(z)$:

$$\delta(x, z) = U(x)W(z). \quad (2.65)$$

Підставляємо введений добуток двох функцій (2.65) замість товщини плівки в вираз (2.64):

$$\frac{g}{g} \frac{dU}{dx} W - 3U^2 W^2 \frac{\partial c}{\partial x} - 6c U W^2 \frac{dU}{dx} + k \frac{g}{g} U \frac{dW}{dz} = 0. \quad (2.66)$$

Для подальших перетворень домножимо (2.66) на $\frac{1}{UW}$:

$$\frac{g}{g} \frac{U'_x}{U} - 3UW \frac{\partial c}{\partial x} - 6c U'_x W + k \frac{g}{g} \frac{W'_z}{W} = 0. \quad (2.67)$$

Враховуючи, що алгебраїчна сума в рівнянні 2.67 дорівнює нулю то його можна розділити на два окремих рівняння, до першого з яких будуть входити додатні члени рівняння, а до другого – від'ємні. Отже, перше з них матиме вигляд:

$$\frac{g}{g} \frac{U'_x}{U} = -k \frac{g}{g} \frac{W'_z}{W}. \quad (2.68)$$

Оскільки, $\frac{g}{g} \frac{U'_x}{U} = -k \frac{g}{g} \frac{W'_z}{W} = const$ то дану рівність можна записати у вигляді добутку двох постійних $\frac{-g}{g} \cdot c_3$, одна з яких є невідомою, а саме c_3 . В результаті дане рівняння знову можна розділити на два диференціальних рівняння.

$$\begin{cases} \frac{dU}{dx} = -U \cdot c_3 \\ \frac{dW}{dx} = W \cdot \frac{c_3}{k} \end{cases} \quad (2.69)$$

Розв'язки яких мають вигляд:

$$\begin{cases} U = c_4 e^{-c_3 x} \\ W = c_5 e^{\frac{c_3}{k} z} \end{cases} \quad (2.70)$$

З урахуванням 2.67 товщина плівки, що виражається як добуток даних двох функцій вказана нижче:

$$\delta = \delta_0 e^{c_3 \left(\frac{z}{k} - x \right)}. \quad (2.71)$$

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

Друге рівняння, яке отримане після розділення виразу 2.67 на дві частини, до якого входять його від'ємні члени, матиме вигляд:

$$3UW \frac{\partial c}{\partial x} = -6cU'_x W. \quad (2.72)$$

Після домноження обох частин рівняння на $\frac{1}{3UW}$, розділення змінних та врахування попередньо записаної рівності $\frac{U'_x}{U} = c_3$, отримаємо:

$$\frac{\partial c}{\partial x} = -2c_3 c. \quad (2.73)$$

Розв'язком даного рівняння є:

$$c(x, z) = c_0(z) e^{-2c_3 x}, \quad (2.74)$$

де $c_0(z)$ – значення постійної, яка входить до виразу 2.51 вертикальної складової швидкості, на початку плівки вловленої рідини.

Як видно з виразів 2.74 та 2.71 з'являється нова невідома константа c_3 , для знаходження якої виділимо елементарну площадку розмірами $dx \times dz$ та скористаємось рівнянням імпульсів відносно осі x :

$$\frac{\partial}{\partial x} \int_0^\delta u^2 dy - g\delta = -\nu \left. \frac{\partial u}{\partial y} \right|_{y=0}. \quad (2.75)$$

Враховуючи знайдений попередньо вираз 2.51 для вертикальної складової швидкості u та значення на стінці її частинної похідної по координаті y

$$\left. \frac{\partial u}{\partial y} \right|_{y=0} = \frac{g\delta}{\nu} - 3c\delta^2 \text{ рівняння 2.75 матиме вигляд:}$$

$$\frac{\partial}{\partial x} \int_0^\delta \left[\left(\frac{g\delta}{\nu} - 3c\delta^2 \right) y - \frac{g}{2\nu} y^2 + cy^3 \right] dy - g\delta = -\nu \left(\frac{g\delta}{\nu} - 3c\delta^2 \right). \quad (2.76)$$

Після розкриття дужок та зведення подібних отримаємо:

$$\frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{2}{15} \frac{g^2 \delta^5}{\nu} - \frac{61}{60} c \frac{g\delta^6}{\nu} + \frac{68}{35} c^2 \delta^7 \right) = 3\nu c \delta^2. \quad (2.77)$$

Беремо частинну похідну по координаті x та домножаємо обидві частини рівняння на $\frac{1}{\delta^2}$:

$$\left(\frac{2}{3} \frac{g^2}{\nu} \delta^2 - \frac{61}{10} c \frac{g\delta^3}{\nu} + \frac{68}{5} c^2 \delta^4 \right) \frac{\partial \delta}{\partial x} + \left(\frac{136}{35} c \delta^5 - \frac{61}{60} \frac{g\delta^4}{\nu} \right) \frac{\partial c}{\partial x} = 3\nu c. \quad (2.78)$$

Підставляємо в 2.78 попередньо отримані вирази для товщини плівки δ 2.71 та константи c 2.74, яка входить до рівняння вертикальної складової швидкості руху рідини, що виражені через константу c_3 :

$$\left[\frac{2}{3} \frac{g^2}{\nu} \delta_0^2 e^{2c_3 \left(\frac{z-x}{k} \right)} - \frac{61}{10} c_0(z) e^{-2c_3 x} \frac{g}{\nu} \delta_0^3 e^{3c_3 \left(\frac{z-x}{k} \right)} + \frac{68}{5} c_0^2(z) e^{-4c_3 x} \delta_0^4 e^{4c_3 \left(\frac{z-x}{k} \right)} \right] \cdot \delta_0 c_3 e^{c_3 \left(\frac{z-x}{k} \right)} + \left[\frac{136}{35} c_0(z) e^{-2c_3 x} \delta_0^5 e^{5c_3 \left(\frac{z-x}{k} \right)} - \frac{61}{60} \frac{g}{\nu} \delta_0^4 e^{4c_3 \left(\frac{z-x}{k} \right)} \right] \cdot 2c_3 c_0(z) e^{-2c_3 x} = -3\nu c_0(z) e^{-2c_3 x}. \quad (2.79)$$

Для подальшого розв'язання отриманого рівняння 2.79 осереднимо отриманий вираз для товщини плівки 2.71 по висоті стінки H , по якій осаджується рідина:

$$\frac{1}{H} \int_0^H e^{c_3 \left(\frac{z-x}{k} \right)} dx = \frac{1}{c_3 H} e^{c_3 \frac{z}{k}} (1 - e^{-c_3 H}). \quad (2.80)$$

Розглянемо випадок, при якому добуток $c_3 H$ має значення близьке до нуля, враховуючи слідство з чудових меж, отримаємо:

$$\lim_{c_3 H \rightarrow 0} \frac{1}{c_3 H} (1 - e^{-c_3 H}) = 1. \quad (2.81)$$

Враховуючи 2.81 вираз 2.80 матиме вигляд:

$$\frac{1}{H} \int_0^H e^{c_3 \left(\frac{z-x}{k} \right)} dx = e^{c_3 \frac{z}{k}}. \quad (2.82)$$

Враховуючи 2.82 рівняння 2.79 записується наступним чином:

$$\left[\frac{2}{3} \frac{g^2}{\nu} \delta_0^2 e^{2c_3 \frac{z}{k}} - \frac{61}{10} c_0(z) e^{-2c_3 x} \frac{g}{\nu} \delta_0^3 e^{3c_3 \frac{z}{k}} + \frac{68}{5} c_0^2(z) e^{-4c_3 x} \delta_0^4 e^{4c_3 \frac{z}{k}} \right] \cdot \delta_0 c_3 e^{c_3 \frac{z}{k}} + \left[\frac{136}{35} c_0(z) e^{-2c_3 x} \delta_0^5 e^{5c_3 \frac{z}{k}} - \frac{61}{60} \frac{g}{\nu} \delta_0^4 e^{4c_3 \frac{z}{k}} \right] \cdot 2c_3 c_0(z) = -3\nu c_0(z). \quad (2.83)$$

Зводячи подібні доданки та згруповуючи їх відносно $c_0(z)$ отримаємо наступне квадратне рівняння відносно даної складової:

$$c_0^2 \frac{612}{35} \delta_0^5 e^{5c_3 \frac{z}{k}} c_3 + c_0 \left(3\nu - \frac{427}{60} \frac{g}{\nu} \delta_0^4 c_3 e^{4c_3 \frac{z}{k}} \right) + \frac{2}{3} \frac{g^2}{\nu^2} \delta_0^2 e^{2c_3 \frac{z}{k}} = 0. \quad (2.84)$$

Дане рівняння буде мати наступні корені:

$$c_0(z) = \frac{-\left(3\nu - \frac{427}{60} \frac{g}{\nu} \delta_0^4 c_3 e^{4c_3 \frac{z}{k}} \right) \pm \sqrt{\left(3\nu - \frac{427}{60} \frac{g}{\nu} \delta_0^4 c_3 e^{4c_3 \frac{z}{k}} \right)^2 - \frac{612}{35} \frac{g^2}{\nu^2} \delta_0^7 e^{7c_3 \frac{z}{k}} c_3}}{\frac{1224}{35} \delta_0^5 e^{5c_3 \frac{z}{k}} c_3}. \quad (2.85)$$

Розглянемо частинний випадок при якому рівняння (2.84) спрощується, а саме $3\nu \ll \frac{427}{60} \frac{g}{\nu} \delta_0^4 c_3 e^{4c_3 \frac{z}{k}}$, тоді отримаємо

$$c_0^2 \frac{612}{35} \delta_0^3 e^{3c_3 \frac{z}{k}} c_3 - c_0 \frac{427}{60} \frac{g}{\nu} \delta_0^2 c_3 e^{2c_3 \frac{z}{k}} + \frac{2}{3} \frac{g^2}{\nu^2} = 0. \quad (2.86)$$

В такому разі корені рівняння будуть мати вигляд:

$$c_0(z) = \frac{\frac{427}{60} \frac{g}{\nu} \delta_0^4 c_3 e^{4c_3 \frac{z}{k}} \pm \sqrt{\left(\frac{427}{60} \right)^2 \frac{g^2}{\nu^2} \delta_0^4 c_3^2 e^{4c_3 \frac{z}{k}} - \frac{4896}{105} \frac{g^2}{\nu^2} \delta_0^3 e^{3c_3 \frac{z}{k}} c_3}}{\frac{1224}{35} \delta_0^3 e^{3c_3 \frac{z}{k}} c_3}. \quad (2.87)$$

Даний вираз (2.87) може приймати як дійсні так і комплексні значення. Умова, що забезпечує тільки дійсні значення має вигляд:

$$\left(\frac{427}{60}\right)^2 \frac{g^2}{\nu^2} \delta_0^4 c_3^2 e^{4c_3 \frac{z}{k}} \geq \frac{4896}{105} \frac{g^2}{\nu^2} \delta_0^3 e^{3c_3 \frac{z}{k}} c_3, \quad (2.88)$$

приведемо дану нерівність до стандартного вигляду показникової нерівності

$$e^{c_3 \frac{z}{k}} \geq \frac{0,921}{c_3 \delta_0} \quad (2.89)$$

розв'язком якої є

$$z \geq \frac{k}{c_3} \ln \frac{0,921}{c_3 \delta_0}. \quad (2.90)$$

Для того щоб враховувалась координата z тільки в напрямку потоку необхідно виконання наступної умови

$$c_3 \delta_0 \geq 0,921. \quad (2.91)$$

Лінеаризуємо відносно z вираз для постійної $c_0(z)$, для цього скористаємось розкладанням в ряд Маклорена, отримаємо

$$c_0(z) = 0,203 \frac{g}{\nu \delta_0} \left[1 - \sqrt{1 - \frac{0,921}{c_3 \delta_0}} - \frac{c_3 z}{k} \left(1 - \frac{1 - \frac{1,384}{c_3 \delta_0}}{\sqrt{1 - \frac{0,921}{c_3 \delta_0}}} \right) \right]. \quad (2.92)$$

Цей вираз спрощується для випадку $c_3 \delta_0 \gg 0,921$

$$c_0(z) \approx 0,093 \frac{g}{\nu c_3 \delta_0^2} \left(1 - \frac{2c_3}{k} z \right). \quad (2.93)$$

Враховуючи вираз (2.93) для константи c рівняння, яке виражає залежність вертикальної складової швидкості u від координат x, y, z , буде мати вигляд:

$$u(x, y, z) = \frac{g}{g} y \left[\delta - \frac{y}{2} + \frac{0,093}{c_3 \delta_0^2} (y^2 - 3\delta^2) \left(1 - \frac{2c_3}{k} z \right) e^{-2c_3 x} \right]. \quad (2.94)$$

Як видно з даного виразу для вертикальної складової швидкості та товщини плівки стікаючої рідини 2.71 залишається невідомою константа c_3 , для знаходження якої скористаємось рівнянням балансів витрат. Схема для якого наведена на рисунку 2.5.

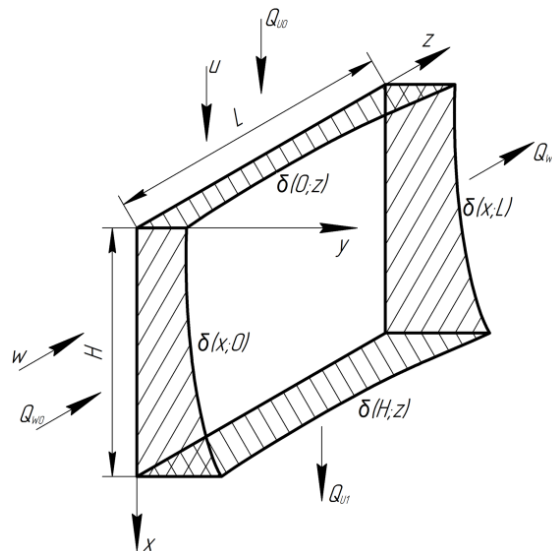


Рисунок 2.5 – Схема витрат для плівки стікаючої рідини

$$Q_{u0} + Q_{w0} = Q_{u1} + Q_{w1}, \quad (2.95)$$

де $Q_{u0} = \int_0^L \int_0^{\delta(0,z)} u(0, y, z) dy dz$ – витрата рідини, яка поступає в плівку вертикально

зверху; $Q_{w0} = \int_0^H \int_0^{\delta(x,0)} w(x, y) dy dx$ – витрата рідини, яка поступає в плівку

горизонтально на початку координат; $Q_{u1} = \int_0^L \int_0^{\delta(H,z)} u(H, y, z) dy dz$ – витрата рідини,

яка витікає з плівки вертикально знизу; $Q_{w0} = \int_0^H \int_0^{\delta(x,0)} w(x, y) dy dx$ – витрата рідини, яка витікає з плівки горизонтально в кінці стінки по якій рухається плівка.

Після інтегрування отриманих виразів для витрат та підстановки їх 2.95 отримаємо трансцендентне рівняння:

$$R(c_3) = \Delta Q_{u1} + \Delta Q_{w1} = 0, \quad (2.96)$$

де $\Delta Q_{u1} = Q_{u1} - Q_{u0}$ – різниця витрат у вертикальному напрямку;

$\Delta Q_{w1} = Q_{w1} - Q_{w0}$ – різниця витрат у горизонтальному напрямку.

При цьому ці різниці витрат з рівняння (2.96) по модулю повинні бути рівні $|\Delta Q_{u1}| = |\Delta Q_{w1}|$. В першому наближенні скористаємось програмою Mathcad для оцінювання порядку малості кожного з доданків, що входять до результатів інтегрування витрат, послідовно виключаючи їх з обчислення. При цьому будемо розглядати приклад в якому густина рідини плівки $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$, густина суміші $\rho_{\text{сум}} = 100 \text{ кг/м}^3$, прискорення вільного падіння $g = 9,81 \text{ м/с}^2$, товщина плівки на початку координат $\delta_0 = 1 \text{ мм}$, динамічна в'язкість води $\mu = 8,94 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с}$, висота стінки каналу по якій стікає рідина $H = 0,05 \text{ м}$, довжина стінки $L = 0,2 \text{ м}$, напруження внутрішнього тертя $\tau = 400 \text{ Па}$. В результаті використання даного підходу отримаємо наступні вирази для вертикальної і горизонтальної різниці витрат:

$$\Delta Q_u \approx -0,058 \frac{gL\delta_0^2}{\nu c_3} e^{\frac{4c_3L}{k}}, \quad (2.97)$$

$$\Delta Q_w \approx \frac{\tau\delta_0^2}{4\mu c_3} e^{\frac{2c_3L}{k}}. \quad (2.98)$$

Враховуючи вирази 2.97 та 2.98 трансцендентне рівняння 2.96 буде мати вигляд:

$$-0,058 \frac{gL\delta_0^2}{\nu c_3} e^{\frac{4c_3L}{k}} + \frac{\tau\delta_0^2}{4\mu c_3} e^{\frac{2c_3L}{k}} = 0 \quad (2.99)$$

отже його розв'язком є

$$c_3 = \frac{k}{2L} \ln \frac{4,31\tau}{\rho g L}. \quad (2.100)$$

Як видно з виразу (2.71), який визначає форму плівки рідини, вона залежить від константи c_3 . А саме, її знак вказує на напрямки збільшення/зменшення товщини плівки, його можна визначити розв'язуючи рівняння:

$$\ln 4,31 \cdot Cr = 0, \quad (2.101)$$

де Cr – введений умовний критерій визначаючий форму плівки, який рівний з виразу 2.100 $Cr = \frac{\tau}{\rho g L}$.

Нулем рівняння 2.101 являється число 0,232, саме воно являється граничним значенням критерію, таким чином:

- 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 (рисунок 2.6 а);

- 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 (рисунок 2.6 б).

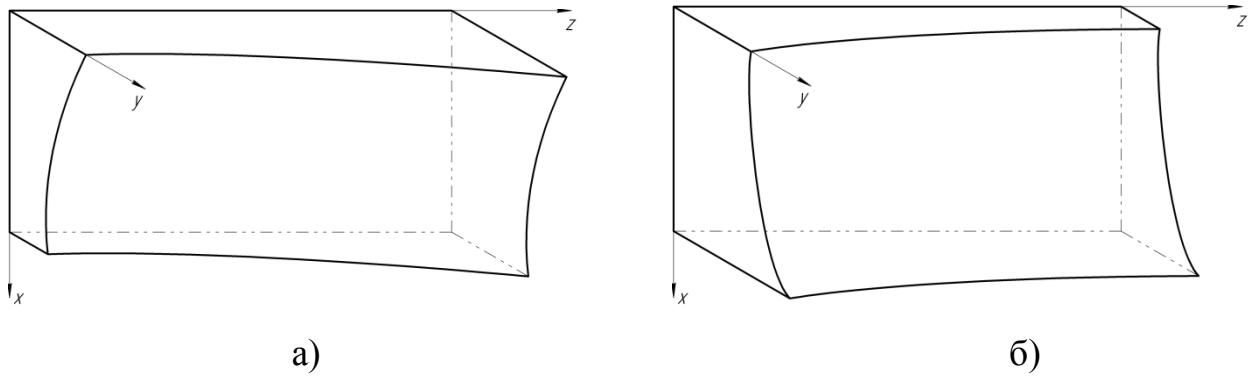


Рисунок 2.6 – Форма плівки стікаючої рідини при значенні критерію більше за граничне значення (а) та менше за нього (б)

Підставляючи 2.100 в 2.71, 2.94, 2.62 запишемо вираз для товщини плівки та складових швидкості вертикальної та поздовжньої відповідно

$$\delta = \delta_0 \left(\frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{z-kx}{2L}}, \quad (2.102)$$

$$u(x, y, z) = \frac{g}{\vartheta} y \left[\delta_0 \left(\frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{z-kx}{2L}} - \frac{y}{2} + \frac{0,186L}{k\delta_0^2 \ln \left(\frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)} \left(y^2 - 3\delta_0^2 \left(\frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{z-kx}{L}} \right) \left(1 - \frac{2z}{k} \left(\frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{z-kx}{2L}} \right) \left(\frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{kx}{L}} \right], \quad (2.103)$$

$$w(x, y, z) = \left[\frac{\tau}{\mu} + \frac{kg}{\vartheta} \left(\delta_0 \left(\frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{z-kx}{2L}} - \frac{y}{2} \right) \right] y. \quad (2.104)$$

Враховуючи отримані вирази для товщини плівки 2.102 та дані, що наведені, вище побудуємо графіки її форми на границях. На рисунку 2.7 а наведена форма плівки на її початку та в кінці, на рисунку 2.7 б – форма плівки вгорі та внизу.

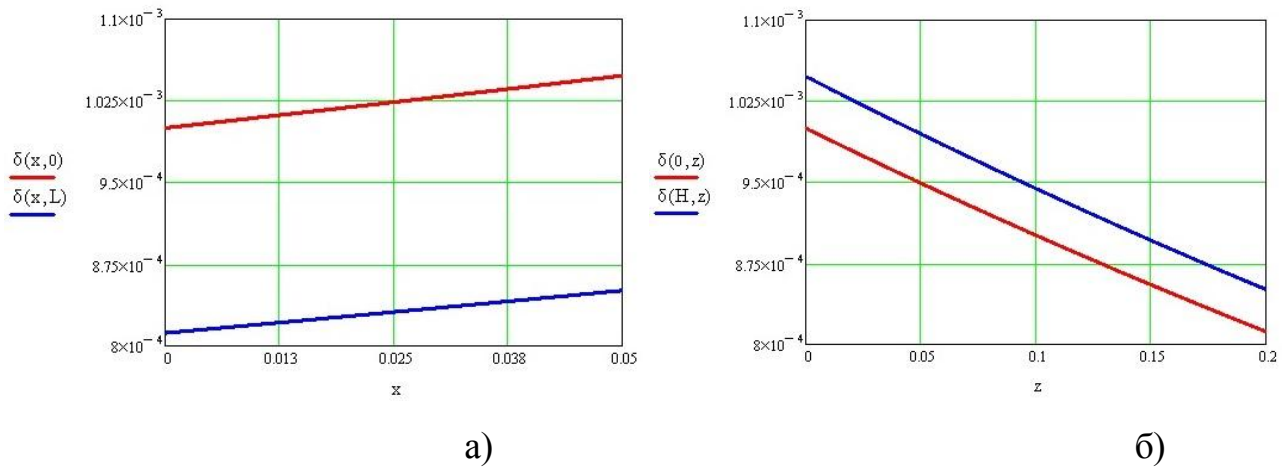


Рисунок 2.7 – Форма плівки на її границях:

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 $\delta(0, z)$

Проаналізувавши отримані результати маємо, що по висоті поверхні осадження, а саме на її початку $\delta(x, 0)$ товщина плівки змінюється в діапазоні [1 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 2.8 наведена площина, яка являється границею розділу фаз.

Середню товщину плівки можна знайти осереднивши вираз (60) по довжині та висоті поверхні осадження, отримаємо

$$\bar{\delta} = \frac{1}{L \cdot H} \cdot \int_0^L \int_0^H \delta(x, z) dx dz = k \cdot \frac{\delta_0}{\frac{k^2}{L^2} \cdot \ln^2 \frac{4,31}{\rho g L} \cdot HL} \cdot \left(\sqrt{\frac{4,31\tau}{\rho g L}} - 1 \right) \left[1 - \left(\frac{4,31\tau}{\rho g L} \right)^{\frac{kH}{2L}} \right]. \quad (2.105)$$

Для спрощення даного виразу введемо позначення $\psi = \sqrt{\frac{4,31\tau}{\rho g L}}$, тоді вираз

2.104 буде мати вигляд:

$$\bar{\delta} = \delta_0 \cdot \frac{(\psi - 1) \left(1 - \psi^{\frac{kH}{2L}} \right)}{k \cdot \frac{H}{L} \cdot \ln \psi}. \quad (2.106)$$

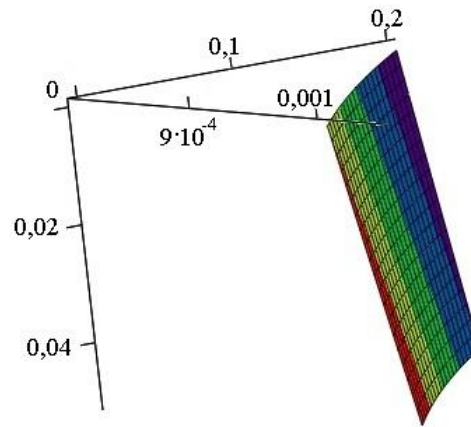


Рисунок 2.8 – Площина, яка являється границею розділу фаз

Визначити початкову товщину плівки рідини, до усталеного її стікання можливо з об'ємної концентрації рідини в суміші c_p :

$$c_p = \frac{2\delta_0 H}{BH}, \quad (2.107)$$

звідси початкова товщина плівки рідини

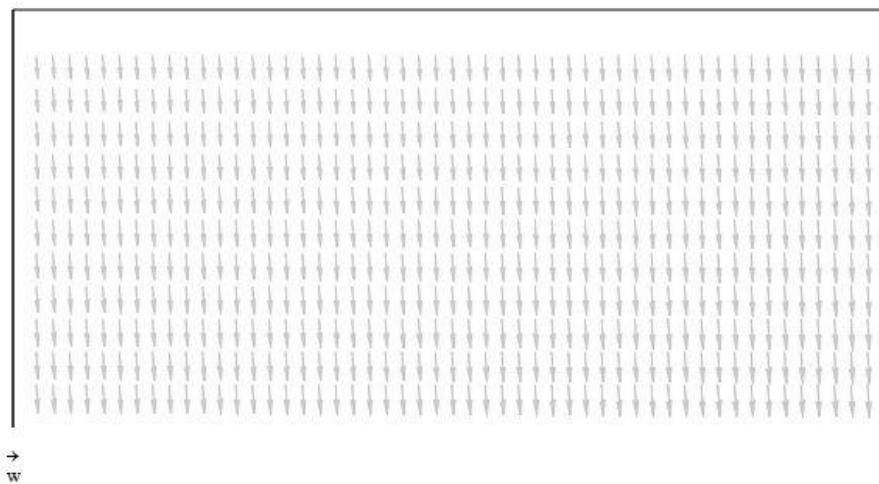
$$\delta_0 = \frac{1}{2} c_p B. \quad (2.108)$$

Для отримання такої важливої величини, як середня значення швидкості, осереднимо отримані вирази для поздовжньої 2.62 та вертикальної 2.94 складової швидкостей по ширині плівки:

$$\bar{u}(x, z) = \frac{1}{\delta(x, z)} \cdot \int_0^{\delta(x, z)} u(x, y, z) dy = \frac{g\delta^2}{3\nu} \cdot \left(1 - \frac{0,349}{C_3\delta} e^{-2C_3x} \right), \quad (2.109)$$

$$\bar{w}(x, z) = \frac{1}{\delta(x, z)} \cdot \int_0^{\delta(x, z)} w(x, y, z) dy = k \cdot \frac{g\delta^2}{3\nu} \cdot \left(1 + \frac{3}{2k} \cdot \frac{\tau}{\rho g \delta} \right). \quad (2.110)$$

За допомогою програмного комплексу Mathcad можливо побудувати вектори швидкості плівки осередненої по її товщині. Для даних наведених вище, результати побудови вказані на рисунку 2.9.



Рисунки 2.9 – Вектори швидкості плівки осередненої по її товщині для даних наведених вище в якості прикладу

Крім осереднених значень компонентів швидкості по товщині плівки представляють інтерес їх значення на поверхні розділу фаз, для їх знаходження скористаємось 2.62 та 2.94 виключаючи змінну y , замінивши її на вираз 2.71 для $\delta(x, z)$. Отже, маємо наступні значення для поздовжньої та вертикальної складових швидкостей:

$$w(x, z)_s = w(x, \delta(x, y), z) = k \cdot \frac{g\delta^2}{2\nu} \cdot \left(1 + \frac{2}{k} \cdot \frac{\tau}{\rho g \delta} \right), \quad (2.111)$$

$$u(x, z)_s = u(x, \delta(x, y), z) = \frac{g\delta^2}{2\nu} \cdot \left(1 - \frac{0,372\delta}{C_3\delta_0^2} e^{-2C_3x} \right). \quad (2.112)$$

На рисунку 2.10 а наведені ізолінії поздовжньої складової швидкості, 2.10 б – вертикальної.

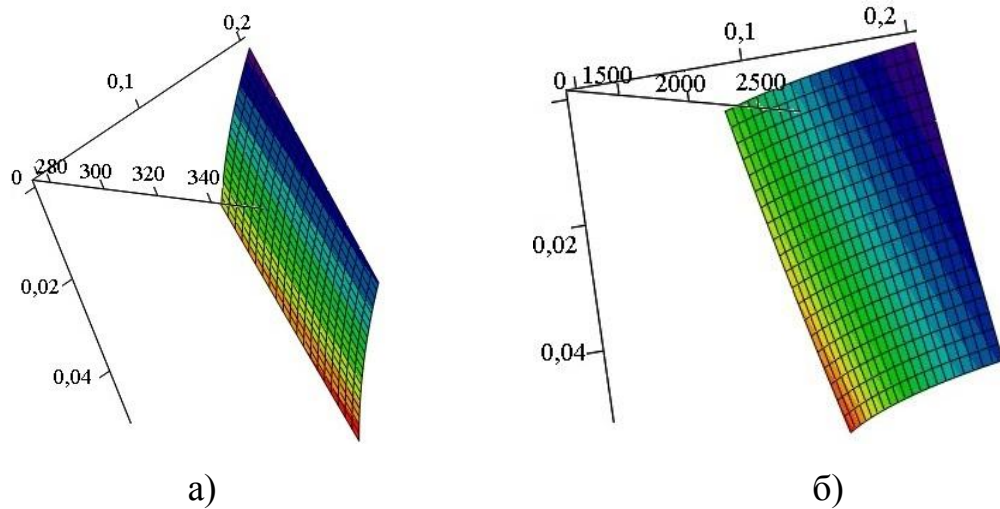


Рисунок 2.10 – Ізолінії поздовжньої (а) та вертикальної (б) складових швидкості

Як вказувалось вище, плівка рідини під дією основного потоку стікає під деяким кутом до вертикальної поверхні осадження. Для визначення цього кута будемо враховувати, що лінії току рідини на поверхні розділу фаз співпадають зі значеннями швидкостей на її поверхні, які в свою чергу рівні $u_s = \frac{dx}{dt}$,

$$w_s = \frac{dz}{dt}.$$

$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = \frac{g\delta^2}{2\nu} \cdot \left(1 - \frac{0,372\delta}{C_3\delta_0^2} e^{-2C_3x} \right); \\ \frac{dz}{dt} = k \cdot \frac{g\delta^2}{2\nu} \cdot \left(1 + \frac{2}{k} \cdot \frac{\tau}{\rho g \delta} \right). \end{cases} \quad (2.113)$$

Спростимо перше рівняння системи (2.113) враховуючи, що множником його складової $\frac{0,372\delta}{C_3\delta_0^2} e^{-2C_3x}$ являється спадаюча експоненціальна функція, а отже прямує до нуля, отримаємо:

$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = \frac{g\delta^2}{2\nu}; \\ \frac{dz}{dt} = k \cdot \frac{g\delta^2}{2\nu} \cdot \left(1 + \frac{2}{k} \cdot \frac{\tau}{\rho g \delta}\right). \end{cases} \quad (2.114)$$

Розділимо друге рівняння системи 2.114 на перше, результуюче співвідношення буде мати вигляд

$$\frac{dz}{dx} = k \cdot \left(1 + \frac{2}{k} \cdot \frac{\tau}{\rho g \delta}\right) = const, \quad (2.115)$$

після врахування геометричного змісту похідної, знаходимо початковий кут відхилення лінії току від вертикальної направляючої

$$\alpha_0 = \arctg \left(\frac{dz}{dx} \right) \Big|_{\delta=\delta_0}. \quad (2.116)$$

Розглянемо частинний випадок у якому $\frac{\tau}{\rho g \delta_0} \gg \frac{k}{2}$, отримаємо

$$\alpha_0 = \arctg \frac{2\tau}{\rho g \delta_0}. \quad (2.117)$$

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.

2.2.3 Аналітичне розв'язання взаємодії газорідного потоку з відбійними динамічними сепараційними елементами, які мають прямокутну форму

Для знаходження дійсної траєкторії руху пластини $w(x;y;t)$, на яку діє газорідний тиск, скористаємось принципом Гамільтона-Остроградського:

$$\delta \int_{t_1}^{t_2} (T - \Pi + A) dt = 0, \quad (2.118)$$

де T – кінетична енергія пластини;

Π – потенціальна енергія пластини;

A – робота зовнішнього навантаження (робота газорідного тиску);

t_1, t_2 – початковий та кінцевий моменти часу.

Виділимо в пластині площадку елементарного розміру $dx \cdot dy$ на яку діє газорідний тиск $p(x;y;t)$ нормальний до серединної площини (рисунок 2.11).

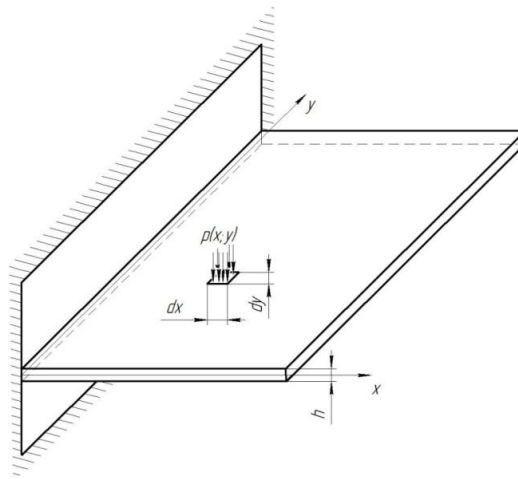


Рисунок 2.11 – Площадка елементарного об'єму виділена в пластині

Отже, вираз для кінетичної енергії елементарної площадки пластини, має вигляд:

$$dT = \frac{1}{2} \rho \cdot h \cdot \left(\frac{\partial w}{\partial t} \right)^2 dx dy, \quad (2.119)$$

де ρ – густина матеріалу пластини; h – товщина пластини.

Вираз для повної кінетичної енергії для пластини отримуємо інтегруванням 2.119 по площині пластини:

$$T = \frac{1}{2} \iint_{\Sigma} \rho \cdot h \cdot \left(\frac{\partial w}{\partial t} \right)^2 dx dy. \quad (2.120)$$

Робота зовнішнього навантаження на елементарну площадку:

$$dA = -pw \cdot dx dy. \quad (2.121)$$

Вираз для повної роботи зовнішніх сил діючих на пластину отримуємо інтегруванням 2.119 по площині пластини:

$$A = - \iint_{\Sigma} pw \cdot dx dy. \quad (2.122)$$

Для елементарної площадки внутрішня питома енергія пластини, в межах лінійної ділянки, визначається як площа ділянки з графіку залежності між нормальними напруженнями та лінійними деформаціями:

$$\frac{C}{V} = \frac{1}{2} \sigma \cdot \varepsilon, \quad (2.123)$$

де V – об'єм тіла, на яке діє навантаження;

C – внутрішня енергія деформації;

σ – напруження, що виникають в пластині;

ε – деформації, що виникають у напрямках відповідних до напружень.

$$d\epsilon = \frac{1}{2}(\sigma_x \epsilon_x + \sigma_y \epsilon_y + \sigma_z \epsilon_z + \tau_{xy} \gamma_{xy} + \tau_{yz} \gamma_{yz} + \tau_{zx} \gamma_{zx}) dx dy dz, \quad (2.124)$$

де $\sigma_x, \sigma_y, \sigma_z$ - нормальні напруження, діючі вздовж відповідних осей;

$\tau_{xy}, \tau_{zx}, \tau_{yz}$ - дотичні напруження до відповідних поверхностей;

$\epsilon_x, \epsilon_y, \epsilon_z$ - лінійні деформації, вздовж відповідних осей;

$\gamma_{xy}, \gamma_{zx}, \gamma_{yz}$ - кутові деформації, відносно відповідних осей.

Для спрощення скористаємось гіпотезою Кіргофа прямих нормалей, за якою:

$$\begin{cases} \gamma_{yz} = 0 \\ \gamma_{zx} = 0 \\ \epsilon_z = 0 \end{cases} \quad (2.125)$$

Отже, формула 2.124 набере вигляду:

$$d\epsilon = \frac{1}{2}(\sigma_x \epsilon_x + \sigma_y \epsilon_y + \tau_{xy} \gamma_{xy}) dx dy dz. \quad (2.126)$$

Запишемо співвідношення Коші, враховуючи гіпотези Кіргофа, отримаємо:

$$\begin{cases} \epsilon_x = -z \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \\ \epsilon_y = -z \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \\ \gamma_{xy} = -2z \frac{\partial^2 w}{\partial x \partial y} \end{cases} \quad (2.127)$$

де z – координата пластини.

Узагальнений закон Гука, разом з співвідношеннями Коші має вигляд:

$$\begin{cases} \sigma_x = -\frac{Ez}{1-\vartheta^2} \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \vartheta \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right) \\ \sigma_y = -\frac{Ez}{1-\vartheta^2} \left(\vartheta \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right) \\ \tau_{xy} = -\frac{Ez}{1+\vartheta} \frac{\partial^2 w}{\partial x \partial y} \end{cases} \quad (2.128)$$

де ϑ – коефіцієнт Пуасона;

E – модуль пружності першого роду.

Підставивши співвідношення 2.127, 2.128 в 2.136, отримаємо:

$$d\epsilon = \left(\frac{Ez}{1-\vartheta^2} \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \vartheta \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right) \right)^2 \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{Ez}{1-\vartheta^2} \left(\vartheta \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right)^2 \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{Ez}{1+\vartheta} \frac{\partial^2 w}{\partial x \partial y} 2z \frac{\partial^2 w}{\partial x \partial y} \right) dx dy dz \quad (2.129)$$

Інтегруючи співвідношення 2.127 по всьому об'єму, отримуємо:

$$\epsilon = \frac{1}{2} D \iint_{\Sigma} \left[\left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \right)^2 + \left(\frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right)^2 + 2\vartheta \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + 2(1-\vartheta) \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x \partial y} \right)^2 \right] dx dy, \quad (2.130)$$

де D – коефіцієнт, що розраховується за формулою:

$$D = \frac{Eh^3}{12(1-\vartheta^2)}. \quad (2.131)$$

Значення повної потенціальної енергії, враховуючи 2.130 та 2.121 має вигляд:

$$\Pi = \iint_{\Sigma} \left(\frac{1}{2} D \left[\left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \right)^2 + \left(\frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right)^2 + 2\vartheta \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + 2(1-\vartheta) \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x \partial y} \right)^2 \right] + pw \right) dx dy \quad (2.132)$$

Після підстановки 2.132, 2.122, 2.120 в 2.118, отримуємо функціонал дії:

$$S = \int_{t_1}^{t_2} \iint_{\Sigma} \left\{ \frac{1}{2} \rho h \cdot \dot{w}^2 - \frac{D}{2} \left[(w''_{xx})^2 + (w''_{yy})^2 + 2\mathcal{G} \cdot w''_{xx} \cdot w''_{yy} + 2(1-\mathcal{G}) \cdot (w''_{xy})^2 \right] + pw \right\} dx dy dt. \quad (2.133)$$

Надаємо приросту функціоналу дії за рахунок приросту δw :

$$S + \delta S = \int_{t_1}^{t_2} \iint_{\Sigma} \left\{ \frac{1}{2} \rho h \left(\frac{\partial w}{\partial t} + \frac{\partial \delta w}{\partial t} \right)^2 - \frac{D}{2} \left[\left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \delta w}{\partial x^2} \right)^2 + \left(\frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \delta w}{\partial y^2} \right)^2 + \right. \right. \\ \left. \left. + 2\mathcal{G} \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \delta w}{\partial x^2} \right) \left(\frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \delta w}{\partial y^2} \right) + 2(1-\mathcal{G}) \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x \partial y} + \frac{\partial^2 \delta w}{\partial x \partial y} \right)^2 \right] + p(w + \delta w) \right\} dx dy dt \quad (2.134)$$

Запишемо 2.134 враховуючи величини тільки першого порядку малості:

$$S + \delta S = \int_{t_1}^{t_2} \iint_{\Sigma} \left\{ \frac{1}{2} \rho h \left(\left(\frac{\partial w}{\partial t} \right)^2 + 2 \frac{\partial \delta w}{\partial t} \right) - \frac{D}{2} \left[\left(\left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \right)^2 + 2 \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \frac{\partial^2 \delta w}{\partial x^2} + \left(\frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right)^2 + \right. \right. \\ \left. \left. + 2 \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \frac{\partial^2 \delta w}{\partial y^2} + 2\mathcal{G} \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \frac{\partial^2 \delta w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \delta w}{\partial x^2} \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right) + 2(1-\mathcal{G}) \left(\left(\frac{\partial^2 w}{\partial x \partial y} \right)^2 + \right. \right. \\ \left. \left. + 2 \frac{\partial^2 w}{\partial x \partial y} \frac{\partial^2 \delta w}{\partial x \partial y} \right) \right] + p(w + \delta w) \right\} dx dy dt \quad (2.135)$$

Враховуючи вираз для функціоналу дії S , маємо вираз для варіації функціоналу дії:

$$\delta S = \int_{t_1}^{t_2} \iint_{\Sigma} \left\{ \rho h \frac{\partial \delta w}{\partial t} - D \left[\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \frac{\partial^2 \delta w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \frac{\partial^2 \delta w}{\partial y^2} + \mathcal{G} \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \frac{\partial^2 \delta w}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \delta w}{\partial x^2} \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right) + \right. \right. \\ \left. \left. + 2(1-\mathcal{G}) \frac{\partial^2 w}{\partial x \partial y} \frac{\partial^2 \delta w}{\partial x \partial y} \right] + p \delta w \right\} dx dy dt \quad (2.136)$$

Інтегруючи вираз 2.136 по частинам та враховуючи, значення функцій прогину та їх частинних похідних отримуємо:

$$\delta S = \int_{t_1}^{t_2} \iint_{\Sigma} \left(-\rho h \frac{\partial^2 w}{\partial t^2} - D \nabla^2 \nabla^2 w + p \right) \cdot \delta w dx dy dt = 0 \quad (2.137)$$

Враховуючи, що за принципом Гамільтона-Остроградського, варіація функціоналу дії повинна дорівнювати нулю, не залежно від довільної варіації функції прогину, отримаємо рівняння Ейлера-Лагранжа:

$$\rho h \frac{\partial^2 w}{\partial t^2} + D \nabla^2 \nabla^2 w = p, \quad (2.138)$$

в якому складова $\rho h \frac{\partial^2 w}{\partial t^2}$ вказує на силу інерції; $D \nabla^2 \nabla^2 w$ - силу пружності.

Представимо прогин пластини у вигляді ряду власних форм:

$$w(x; y; t) = \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n(x; y) \cdot \varphi_n(t), \quad (2.139)$$

де $\psi_n(x; y)$ - власні форм коливання пластини;

$\varphi_n(t)$ - функція координат часу.

В результаті такого представлення функції прогину у вигляді ряду, кожний доданок окремо та вся сума задовольняють граничним умовам. Зважаючи на те, що навантаження, описане однією складовою функції $p(x; y; t)$, не може бути розв'язком рівняння 2.137, розкладемо в нескінченний ряд виду:

$$p(x; y; t) = \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n(x; y; t) \cdot q_n(t). \quad (2.140)$$

Для розрахунку функції модального навантаження $q_n(t)$ з рівності 2.140, помножимо обидві її частини на $\psi_k(x; y)$ (деяка k -та власної форма коливань пластини) та проінтегруємо по області дії навантаження $p(x; y; t)$, отримаємо:

$$\iint_{\Sigma} p(x; y; t) \cdot \psi_k(x; y) dx dy = \sum_{n=1}^{\infty} q_n(t) \iint_{\Sigma} \psi_n(x; y) \cdot \psi_k(x; y) dx dy \quad (2.141)$$

З умови ортогональності всіх власних форм, права частина дорівнює нулю у випадку якщо $n \neq k$, отже:

$$q_n(t) = \frac{1}{\iint_{\Sigma} \psi_n^2(x; y) dx dy} \cdot \iint_{\Sigma} p(x; y; t) \psi_n(x; y) dx dy. \quad (2.142)$$

В подальшому будемо приймати, що функція $q_n(t)$ відома. Підставимо вираз для прогину пластини 2.139 та для діючого газорідного тиску 2.140 в співвідношення 2.138:

$$\rho h \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n \ddot{\phi}_n + D \nabla^2 \nabla^2 \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n \phi_n = \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n q_n. \quad (2.143)$$

Перенесемо доданок $\sum_{n=1}^{\infty} \psi_n q_n$ в праву частину рівності 2.143:

$$\sum_{n=1}^{\infty} (\rho h \psi_n \ddot{\phi}_n + D \nabla^2 \nabla^2 \psi_n \phi_n - \psi_n q_n) = 0. \quad (2.144)$$

Оскільки сума рівна нулю, то доданки теж повинні бути рівними нулю, отже:

$$(\rho h \ddot{\phi}_n - q_n) \psi_n + D \nabla^2 \nabla^2 \psi_n \phi_n = 0. \quad (2.145)$$

Помножимо 2.144 на $\frac{1}{\psi_n \phi_n}$

$$\frac{\rho h \ddot{\varphi}_n - q_n}{\varphi_n} + \frac{D \nabla^2 \nabla^2 \psi_n}{\psi_n} = 0. \quad (2.146)$$

Нехай другий доданок рівний константі, яка має вигляд $\rho h \omega_n^2$ (ω_n^2 - квадрат власної частоти), тоді можна записати наступну систему рівнянь:

$$\begin{cases} \rho h \ddot{\varphi}_n - q_n = -\rho h \omega_n^2 \varphi_n \\ D \nabla^2 \nabla^2 \psi_n = \rho h \omega_n^2 \psi_n \end{cases}. \quad (2.147)$$

Оскільки, в даній задачі нульові граничні умови то загальний розв'язок першого рівняння системи 2.147 відомий, так званий інтеграл Дюамеля:

$$\varphi_n(t) = \frac{1}{\rho h \omega_n} \int_0^t q_n(\tau) \sin[\omega_n(t - \tau)] d\tau. \quad (2.148)$$

Розглянемо, для знаходження частот ω_n та форм ψ_n власних коливань пластинки, друге рівняння системи 2.147, позначивши $\lambda_n^4 = \frac{\rho h \omega_n^2}{D}$, отримаємо

$$\nabla^2 \nabla^2 \psi_n - \lambda_n^4 \psi_n = 0. \quad (2.149)$$

Як видно з результатів комп'ютерного моделювання взаємодії газорідного потоку з динамічними відбійними елементами в програмному комплексі ANSYS Workbench розподіл тиску по висоті пластини змінюється не суттєво порівняно з його зміною по ширині пластини, отже можна прийняти, що $\frac{\partial}{\partial y} = 0$. Рівняння 2.149 буде мати вигляд:

$$\frac{\partial^4 \psi_n}{\partial x^4} - \lambda_n^4 \psi_n = 0. \quad (2.150)$$

Відповідне, диференціальному рівнянню 2.140, характеристичне рівняння $X^4 - \lambda^4 = 0$ має чотири корені $X_{1,2} = \pm i\lambda$ та $X_{3,4} = \pm \lambda$. Загальне розв'язання відповідне даним кореням зручно представити у вигляді функцій Кривола:

$$\psi_n = c_1 K_1(\lambda x) + c_2 K_2(\lambda x) + c_3 K_3(\lambda x) + c_4 K_4(\lambda x), \quad (2.151)$$

де c_1, c_2, c_3, c_4 – довільні константи розв'язання, які знайдемо з пом'якшених кінематичних та силових граничних умов $\psi_n(0) = 0$, $\psi_n'(0) = 0$, $\psi_n''(l) = 0$, $\psi_n'''(l) = 0$.

З кінематичних граничних умов, отримуємо $c_1 = c_2 = 0$. Запишемо систему рівнянь отриману з силових граничних умов:

$$\begin{cases} c_3 K_1(\lambda l) + c_4 K_2(\lambda l) = 0; \\ c_3 K_3(\lambda l) + c_4 K_1(\lambda l) = 0; \end{cases} \quad (2.152)$$

з умови не тривіальності рішень

$$\begin{bmatrix} K_1(\lambda l) & K_2(\lambda l) \\ K_3(\lambda l) & K_1(\lambda l) \end{bmatrix} = 0, \quad (2.153)$$

розкриємо визначник та замінимо функції Кривола формулами, якими вони визначаються

$$(ch(\lambda l) + \cos(\lambda l))^2 = (sh(\lambda l) + \sin(\lambda l)) \cdot (sh(\lambda l) - \sin(\lambda l)) \quad (2.154)$$

після перетворень отримаємо

$$ch(\lambda l) \cdot \cos(\lambda l) = -1. \quad (2.155)$$

Графічний розв'язок рівняння 2.155 (значення добутку λl) приведений на рисунку 2.12.

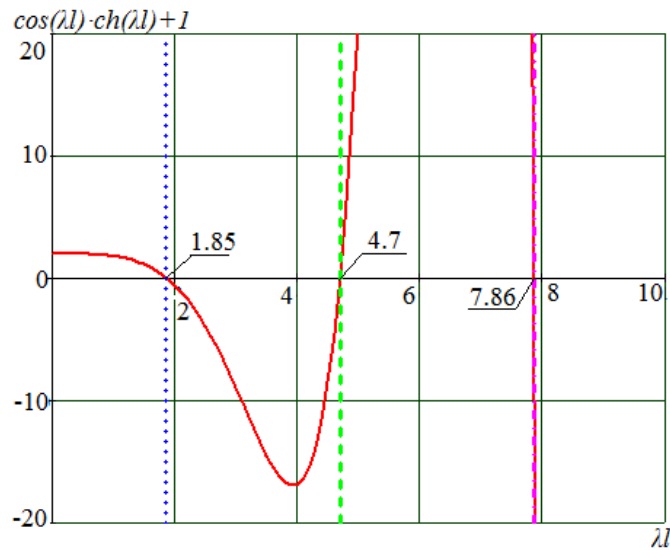


Рисунок 2.12 – Графічний розв'язок рівняння 2.155

З першого рівняння системи 2.152 отримаємо наступний зв'язок між двома довільними константами розв'язання:

$$c_4 = -c_3 \frac{K_1(\lambda l)}{K_2(\lambda l)}. \quad (2.156)$$

Отже, вираз для знаходження власних частот має вигляд:

$$\psi_n = c_3 \left[K_3(\lambda x) - \frac{K_1(\lambda l)}{K_2(\lambda l)} K_4(\lambda x) \right]. \quad (2.157)$$

Оскільки в подальшому буде проведена операція нормування, то покладемо $c_3 = 1$, маємо:

$$\psi_n(x) = K_3(\lambda x) - \frac{K_1(\lambda l)}{K_2(\lambda l)} K_4(\lambda x). \quad (2.158)$$

Враховуючи, що значення тиску не змінюється по висоті пластинки, а саме по координаті y ($p = \text{invar}(y)$), отримані вирази для власних форм маємо наступний вираз для модального навантаження

$$q_n(t) = \frac{1}{\int_0^l \psi_n^2(x) dx} \cdot \int_0^l p(x;t) \psi_n(x) dx, \quad (2.159)$$

виражаючи квадрат власної частоти через λ , та підставляючи значення модального навантаження 2.159 в 2.148, отримаємо

$$\varphi_n(t) = \frac{1}{\lambda_n^2 \sqrt{\rho h D_0}} \int_0^t q_n(\tau) \sin \left[\lambda_n^2 (t - \tau) \sqrt{\frac{D}{\rho h}} \right] d\tau, \quad (2.160)$$

приймаючи до уваги вирази 2.159 та 2.160, зрозуміло, що функція прогину залежить тільки від часу та змінюється лише по ширині пластини

$$w(x,t) = \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n(x) \varphi_n(t). \quad (2.161)$$

Розглянемо для прикладу випадок, при якому тиск змінюється за гармонічним законом

$$p(x,t) = p_0 \sin(\omega_0 t), \quad (2.162)$$

де p_0 – амплітуда змушуючої сили;

ω_0 – частота змушуючої сили, в даному випадку відмінна від власної частоти коливання пластини ($\omega_0 \neq \omega_n \forall n$).

Отже, вираз для модального навантаження матиме вигляд

$$q_n(t) = p_0 \sin(\omega_0 t) \frac{\int_0^l \psi_n(x) dx}{\int_0^l \psi_n^2(x) dx}, \quad (2.163)$$

позначимо відношення інтегралів, через коефіцієнт пропорційності

$$k_n = \int_0^l \psi_n(x) dx / \int_0^l \psi_n^2(x) dx, \text{ одержимо}$$

$$\varphi_n(t) = \frac{p_0 k_n \sin(\omega_0 t)}{\rho h (\omega_n^2 - \omega_0^2)}, \quad (2.164)$$

функція прогину у такому випадку прийматиме значення

$$w(x;t) = \frac{p_0 \sin(\omega_0 t)}{\rho h} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{k_n \psi_n}{\omega_n^2 - \omega_0^2}. \quad (2.165)$$

Для кількісного описання та розуміння механізму збурення коливань пластин, пружних відбійних елементів, скористаємось залежностями описаними в роботі [62]. В даному разі цікавість представлятиме не тільки випадок за яким найбільшу роль грають пружні та аерогідродинамічні сили, а і сили інерції, тоді функція газорідинного тиску матиме наступний вигляд $p = p(w; \dot{w}; \ddot{w}; x; y; t)$. Покладемо, що його можна представити у вигляді суми трьох складових:

$$p = p(w; \dot{w}; \ddot{w}; x; y; t) = -\Delta m \ddot{w} - 2\xi \dot{w} + \Delta p(x; y; t), \quad (2.166)$$

де $-\Delta m \ddot{w}$ – інерційна складова, що виникла за рахунок «приєднаної» маси від рідини вловленої з газорідинного потоку;

$-2\xi \dot{w}$ - складова, яка виникає при врахуванні демпфування;

$\Delta p(x; y; t)$ - складова, яка виникає від гідродинамічного тиску.

В такому разі, рівняння для дослідження коливання пластини, матиме вигляд:

$$(\rho h + \Delta m)\ddot{w} + 2\xi\dot{w} + D\nabla^2\nabla^2 w + K_s w = \Delta p(x; y; t). \quad (2.167)$$

Для того щоб скористуватись відомими з роботи [62] значеннями коефіцієнтів необхідно прийняти справедливості припущень вказаних раніше (в даному випадку товщина пластини значно менша за її довжину, а отже хоча похибка і буде присутня, але вона буде не значна) та зв'язком між кутовим переміщенням та значенням функції прогину. Отримаємо наступні рівності:

$$\Delta m = 1.125 \pi \rho b^4 H. \quad (2.168)$$

При використанні рівностей в [62] необхідно пам'ятати, що замість рідини використовується газорідина суміш з малою часткою рідини, при урахуванні сил в'язкості, оскільки в такому випадку її можна не враховувати. Вважаємо, що тертям в системі теж можна знехтувати. Отже, складова, яка виникає при врахуванні демпфування

$$2\xi = 1.5 \pi b^3 \rho H V [1 + C(K)]. \quad (2.169)$$

Для розв'язання рівняння 2.167 скористаємось підходом, що був описаний вище, а отже підставимо, в це рівняння, вирази для прогину пластин 2.139 та навантаження 2.140, отримаємо

$$(\rho h + \Delta m) \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n \ddot{\phi}_n + 2\xi \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n \dot{\phi}_n + D \nabla^2 \nabla^2 \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n \phi_n + K_s \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n \phi_n = \sum_{n=1}^{\infty} \psi_n q_n. \quad (2.170)$$

Після перетворень отримаємо

$$\begin{cases} \ddot{\varphi}_n + \frac{2\xi}{\rho h + \Delta m} \dot{\varphi}_n + \frac{k + \rho h \omega_n^2}{\rho h + \Delta m} \varphi_n - \frac{q_n}{\rho h + \Delta m} = 0 \\ D\nabla^2 \nabla^2 \psi_n - \rho h \omega_n^2 \psi_n = 0 \end{cases} \quad (2.171)$$

При низькому згасанні та нульових граничних умовах розв'язок першого рівняння системи 2.172 має вигляд

$$\varphi_n(t) = \frac{1}{(\rho h + \Delta m)_0} \int_0^t q_n(\tau) \cdot e^{-s_n(t-\tau)} \sin A(t-\tau) d\tau, \quad (2.172)$$

де A , s_n – введені позначення наступних величин

$$A = \sqrt{\frac{k + \rho h \omega_n^2}{\rho h + \Delta m}}, \quad (2.173)$$

$$s_n = \frac{2\xi}{\rho h + \Delta m}. \quad (2.174)$$

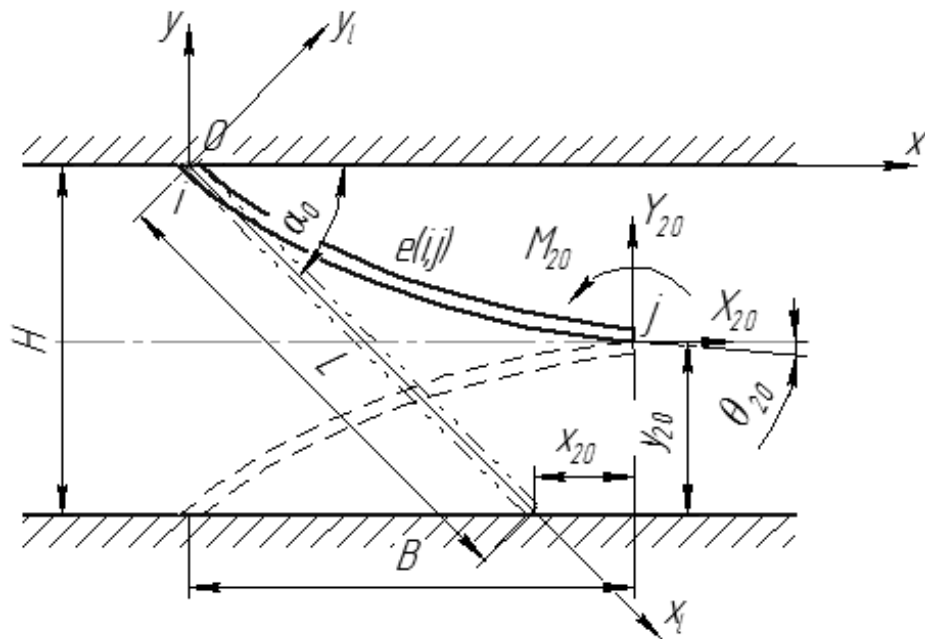
Вирішення другого рівняння системи 2.172 було знайдене вище, з урахуванням малої зміни тиску по висоті пластини, воно описується функцією 2.150.

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

2.2.4.1 Статичний розрахунок динамічних відбійних елементів сепараційних пристроїв

Попередній здеформований стан динамічного відбійного елемента сепараційного пристрою моделюється із застосуванням аналітичних

залежностей методу скінченних елементів[63]. Зокрема, динамічний відбійний елемент представлений двовузловим скінченним елементом $e(i, j)$ з шістьма ступенями вільності [64]. Розрахункова схема попереднього деформованого стану динамічного відбійного елемента сепараційного пристрою представлена на рисуюнок 2.13.



Рисуюнок 2.13 – Розрахункова схема попереднього деформованого стану динамічного відбійного елемента сепараційного пристрою

Локальна система координат $x_1 - y_1$ 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:

$$y_1(x_1) = \{\Phi\}\{U\}_{01}, \quad (2.175)$$

де $\{U\}_{01} = \{y_{101}, \theta_{101}, y_{201}, \theta_{201}\}^T$ – вектор-стовпець вузлових переміщень;

$\{\Phi\}$ – вектор-рядок ортогональних функцій форми (інтерполяційна матриця):

$$\begin{aligned}
\Phi_{1yl} &= 1 - 3\frac{x_l^2}{L^2} + 2\frac{x_l^3}{L^3}; \\
\Phi_{10l} &= L\left(\frac{x_l}{L} - 2\frac{x_l^2}{L^2} + \frac{x_l^3}{L^3}\right); \\
\Phi_{2yl} &= 3\frac{x_l^2}{L^2} - 2\frac{x_l^3}{L^3}; \\
\Phi_{20l} &= L\left(-\frac{x_l^2}{L^2} + \frac{x_l^3}{L^3}\right);
\end{aligned}
\tag{2.176}$$

де L – довжина пластини;

u_{10l}, u_{20l} – поперечні переміщення вузлів i, j ;

$\theta_{10l}, \theta_{20l}$ – кути повороту перерізів.

Індекс «0» вказує на розгляд умови статичної рівноваги; індекс « l » відповідає локальній системі координат; індекси «1», «2» вказують на приналежність фізичної величини вузлам i, j відповідно.

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

$$[C]_l \{U\}_{0l} = \{F\}_{0l}, \tag{2.177}$$

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:

$$C_{li,j} = \frac{\partial^2}{\partial U_{li} \partial U_{lj}} \int_0^L \frac{1}{2} EI \left[\frac{d^2}{dx_l^2} (\{\Phi\}\{U\}_{li}) \right]^T \frac{d^2}{dx_l^2} (\{\Phi\}\{U\}_{lj}) dx, \tag{2.178}$$

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:

$$[C]_l = \frac{EI}{l^3} \begin{bmatrix} 12 & 6L & -12 & 6L \\ 6l & 4L^2 & -6L & 2L^2 \\ -12 & -6L & 12 & -6L \\ 6L & 2L^2 & -6L & 4L^2 \end{bmatrix}. \quad (2.179)$$

У глобальній системі координат $x - y$ матричне рівняння пружної рівноваги має вигляд, аналогічний формулі (2.177):

$$[C]\{U\}_0 = \{F\}_0, \quad (2.180)$$

де $\{U\}_0 = \{x_{10}, y_{10}, \theta_{10}, x_{20}, y_{20}, \theta_{20}\}^T$ – вектор-стовпець вузлових переміщень;

$\{F\}_0 = \{X_{10}, Y_{10}, M_{10}, X_{20}, Y_{20}, M_{20}\}^T$ – вектор узагальнених вузлових сил із компонентами по осі x (X_{10} , X_{20}), y (Y_{10} , Y_{20}) і моментів (M_{10} , M_{20});

$[C]$ – глобальна матриця жорсткості.

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

$$[C] = [T]^T [C]_l^E [T], \quad (2.181)$$

де $[T]$ – матриця трансформації:

$$[T] = \begin{bmatrix} \cos \alpha_0 & -\sin \alpha_0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ \sin \alpha_0 & \cos \alpha_0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \cos \alpha_0 & -\sin \alpha_0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & \sin \alpha_0 & \cos \alpha_0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}; \quad (2.182)$$

$[C]_i^E$ – локальна матриця жорсткості (2.179), розширена до розміру 6×6 шляхом уведення значень, що відповідають за поздовжню деформацію:

$$[C]_i^E = \begin{bmatrix} \frac{EA}{L} & 0 & 0 & -\frac{EA}{L} & 0 & 0 \\ 0 & \frac{12EI}{L^3} & \frac{6EI}{L^2} & 0 & -\frac{12EI}{L^3} & \frac{6EI}{L^2} \\ 0 & \frac{6EI}{L^2} & \frac{4EI}{L} & 0 & -\frac{6EI}{L^2} & \frac{2EI}{L} \\ -\frac{EA}{L} & 0 & 0 & \frac{EA}{L} & 0 & 0 \\ 0 & -\frac{12EI}{L^3} & -\frac{6EI}{L^2} & 0 & \frac{12EI}{L^3} & -\frac{6EI}{L^2} \\ 0 & \frac{6EI}{L^2} & \frac{2EI}{L} & 0 & -\frac{6EI}{L^2} & \frac{4EI}{L} \end{bmatrix}; \quad (2.183)$$

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

Випадок гнучкого відбійного елемента дозволяє не враховувати у формулі (2.183) поздовжню жорсткість EA/L .

Урахування кінематичних граничних умов для вузла i ($x_{10} = y_{20} = 0$; $\theta_{10} = 0$) дозволяє розкласти рівняння (2.180) пружної рівноваги динамічного відбійного елемента на два матричних рівняння – окремо для вузлів i та j :

$$\begin{aligned} [C]_i \{U\}_{0j} &= \{F\}_{0i}; \\ [C]_j \{U\}_{0j} &= \{F\}_{0j}, \end{aligned} \quad (2.184)$$

де введені наступні позначення:

$$\begin{aligned}
[C]_i &= \frac{EI}{L^3} \begin{bmatrix} -12\sin^2 \alpha_0 & -6\sin 2\alpha_0 & 6L\sin \alpha_0 \\ -6\sin 2\alpha_0 & -12\cos^2 \alpha_0 & 6L\cos \alpha_0 \\ -6L\sin \alpha_0 & -6L\cos \alpha_0 & 2L^2 \end{bmatrix}; \\
[C]_j &= \frac{EI}{L^3} \begin{bmatrix} 12\sin^2 \alpha_0 & 6\sin 2\alpha_0 & -6L\sin \alpha_0 \\ 6\sin 2\alpha_0 & 12\cos^2 \alpha_0 & -6L\cos \alpha_0 \\ -6L\sin \alpha_0 & -6L\cos \alpha_0 & 4L^2 \end{bmatrix}; \\
\{F\}_{0i} &= \begin{Bmatrix} X_{10} \\ Y_{10} \\ M_{10} \end{Bmatrix}; \quad \{F\}_{0j} = \begin{Bmatrix} X_{20} \\ Y_{20} \\ M_{20} \end{Bmatrix}; \quad \{U\}_{0j} = \begin{Bmatrix} x_{20} \\ y_{20} \\ \theta_{20} \end{Bmatrix}.
\end{aligned} \tag{2.185}$$

Перше рівняння формули (2.184) дозволяє визначити внутрішні сили і момент, що виникають у закріпленні відбійного елемента в корпусі сепараційного пристрою:

$$\begin{Bmatrix} X_{10} \\ Y_{10} \\ M_{10} \end{Bmatrix} = \frac{EI}{L^3} \begin{bmatrix} -12\sin^2 \alpha_0 & -6\sin 2\alpha_0 & 6L\sin \alpha_0 \\ -6\sin 2\alpha_0 & -12\cos^2 \alpha_0 & 6L\cos \alpha_0 \\ -6L\sin \alpha_0 & -6L\cos \alpha_0 & 2L^2 \end{bmatrix} \begin{Bmatrix} x_{10} \\ y_{10} \\ \theta_{10} \end{Bmatrix}, \tag{2.186}$$

або у розгорнутому вигляді:

$$\begin{aligned}
X_{10} &= -\frac{6EI}{L^3} (2x_{20} \sin^2 \alpha_0 + y_{20} \sin 2\alpha_0 - \theta_{20} L \sin \alpha_0); \\
Y_{10} &= -\frac{6EI}{L^3} (x_{20} \sin 2\alpha_0 + 2y_{20} \cos^2 \alpha_0 - \theta_{20} L \cos \alpha_0); \\
M_{10} &= -\frac{2EI}{L^2} (3x_{20} \sin \alpha_0 + 3y_{20} \cos \alpha_0 - 2\theta_{20} L).
\end{aligned} \tag{2.187}$$

Друге рівняння формули (2.184) визначає внутрішні сили, що діють на вільний край відбійного елемента у результаті його попередньої деформації (при монтажу).

У подальшому матриця $[C]_j$ обирається за основну матрицю жорсткості системи, а друге рівняння (2.184) – за рівняння, що визначає деформований стан динамічного відбійного елемента.

$$\begin{Bmatrix} X_{20} \\ Y_{20} \\ M_{20} \end{Bmatrix} = \frac{EI}{L^3} \begin{bmatrix} 12\sin^2 \alpha_0 & 6\sin 2\alpha_0 & -6L\sin \alpha_0 \\ 6\sin 2\alpha_0 & 12\cos^2 \alpha_0 & -6L\cos \alpha_0 \\ -6L\sin \alpha_0 & -6L\cos \alpha_0 & 4L^2 \end{bmatrix} \begin{Bmatrix} x_{20} \\ y_{20} \\ \theta_{20} \end{Bmatrix}, \quad (2.188)$$

або у розгорнутому вигляді:

$$\begin{aligned} X_{20} &= \frac{6EI}{L^3} (2x_{20} \sin^2 \alpha_0 + y_{20} \sin 2\alpha_0 - \theta_{20} L \sin \alpha_0); \\ Y_{20} &= \frac{6EI}{L^3} (x_{20} \sin 2\alpha_0 + 2y_{20} \cos^2 \alpha_0 - \theta_{20} L \cos \alpha_0); \\ M_{20} &= -\frac{2EI}{L^2} (3x_{20} \sin \alpha_0 + 3y_{20} \cos \alpha_0 - 4\theta_{20} L). \end{aligned} \quad (2.189)$$

У другому рівнянні (2.184) і у подальшому індекс “ j ” не зазначається, а індекс «20» замінюється на «0».

Остаточним рівнянням пружної рівноваги, що визначає попередній деформований стан динамічного відбійного елемента, є рівняння (2.180) для наступних виразів глобальної матриці жорсткості $[C]$ та векторів вузлових переміщень $\{U\}_0$ і узагальнених сил $\{F\}_0$ відповідно до формули (2.188):

$$\begin{aligned} [C] &= \frac{EI}{L^3} \begin{bmatrix} 12\sin^2 \alpha_0 & 6\sin 2\alpha_0 & -6L\sin \alpha_0 \\ 6\sin 2\alpha_0 & 12\cos^2 \alpha_0 & -6L\cos \alpha_0 \\ -6L\sin \alpha_0 & -6L\cos \alpha_0 & 4L^2 \end{bmatrix}; \\ \{U\}_0 &= \begin{Bmatrix} x_{20} \\ y_{20} \\ \theta_{20} \end{Bmatrix}; \quad \{F\}_0 = \begin{Bmatrix} X_{20} \\ Y_{20} \\ M_{20} \end{Bmatrix}. \end{aligned} \quad (2.190)$$

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

$$\begin{aligned} x_{20} &= B - L \cos \alpha_0; \\ y_{20} &= L \sin \alpha_0 - \frac{H}{2}; \\ \theta_{20} &= \arctg \left(\frac{H}{B} - \operatorname{tg} \alpha_0 \right), \end{aligned} \quad (2.191)$$

де кут θ_{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:

$$\begin{aligned} B_{\min} &= L - \frac{H}{2}; \\ B_{\max} &= \sqrt{L^2 - \frac{H^2}{4}}. \end{aligned} \quad (2.192)$$

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

2.2.4.2 Розв'язання стаціонарної задачі деформацій відбійного елемента

У стаціонарній постановці аналіз деформацій відбійного елемента сепараційного пристрою у результаті дії газорідного потоку ґрунтується на визначенні та подальшому дослідженні рівнянь згинальних деформацій пластини відносно попереднього визначеного статичного zdeформованого стану відповідно до розрахункової схеми, наведеної на рисунку 2.14. Дослідження статичного попередньо zdeформованого стану було проведено в [66, 65].

Подальші дослідження ґрунтуються на застосуванні аналітичних залежностей методу скінченних елементів [64, 67]. Зокрема, деформація динамічних відбійних елементів у результаті дії газорідного потоку у глобальній системі координат $x - y$ можуть бути описані матричним рівнянням:

$$[C]\{U\} = \{F\}, \quad (2.193)$$

де $[C]$ – матриця жорсткості динамічного відбійного елемента, яка була визначена в [66].

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:

$$\{F\} = \{F\}_0 + \{\delta F\}. \quad (2.194)$$

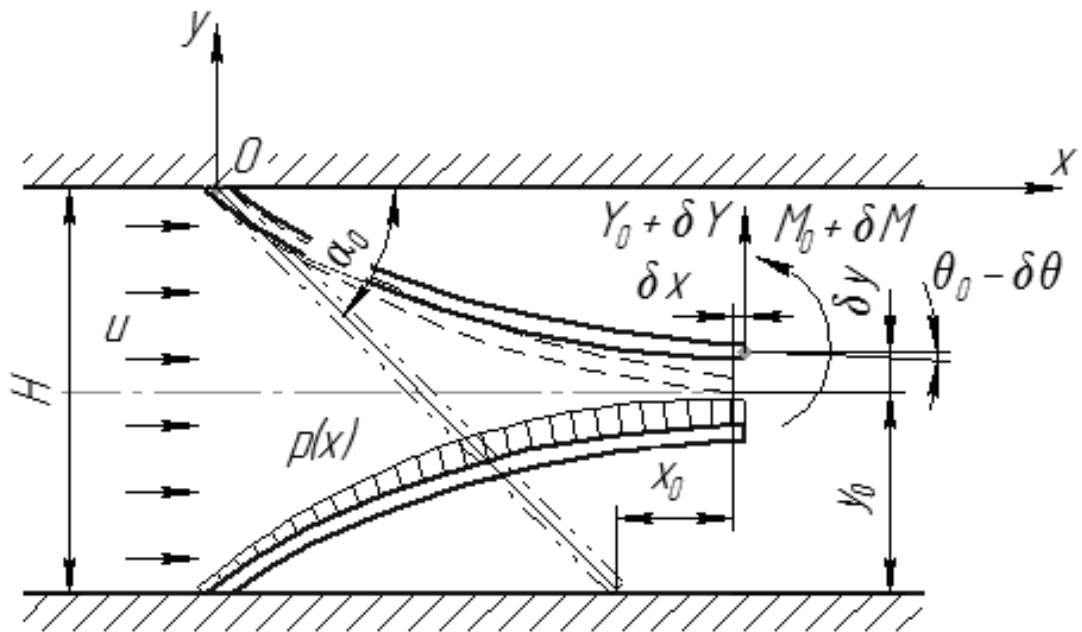


Рисунок 2.14 – Розрахункова схема динамічного сепараційного елемента

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 докритичному режимі, коли швидкість потоку не спричиняє появу флаттера.

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 (рис. 2.14). 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:

$$\{\delta F\}_{sl} = \int_0^L \Phi^T p_s(x_l) dx_l. \quad (2.195)$$

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

$$p_s(x_l) = p_1 - \Delta p \cdot \frac{x_l}{l} - \frac{a}{2} \cdot \frac{x_l}{L} \left(1 - \frac{x_l}{L}\right), \quad (2.196)$$

де $\Delta p = p_1 - p_2$ – перепад тиску по довжині елемента;

$a = d^2 p(x_l)/dx_l^2$ – кривизна епюри розподіленого навантаження (для лінійного закону розподілу навантаження коефіцієнт $a = 0$), вектор узагальнених вузлових сил визначатиметься за формулою:

$$\{\delta F\}_{sl} = L \cdot \int_0^1 \begin{Bmatrix} 1 - 3\xi^2 + 2\xi^3 \\ L(\xi - 2\xi^2 + \xi^3) \\ 3\xi^2 - 2\xi^3 \\ L(-\xi^2 + \xi^3) \end{Bmatrix} \left[p_1 - \Delta p \xi + \frac{1}{2} a \xi(1 - \xi) \right] d\xi, \quad (2.197)$$

де $\xi = x / L$ – відносна координата.

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:

$$\begin{aligned} \delta Y_{1l} &= \frac{1}{2}L \left(p_1 - 0.3\Delta p + \frac{a}{12} \right); & \delta Y_{2l} &= \frac{1}{2}L \left(p_1 - 0.7\Delta p + \frac{a}{12} \right); \\ \delta M_{1l} &= \frac{1}{12}L^2 \left(p_1 - 0.4\Delta p + \frac{a}{10} \right); & \delta M_{2l} &= -\frac{1}{12}L^2 \left(p_1 - 0.6\Delta p + \frac{a}{10} \right) \end{aligned} \quad (2.198)$$

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

$$\{F\}_s = [T]\{F\}_{sl}, \quad (2.199)$$

набувають наступного вигляду:

$$\begin{aligned} \delta X_1 &= -\frac{1}{2}L \left(p_1 - 0.3\Delta p + \frac{a}{12} \right) \sin \alpha_0; & \delta M_1 &= \frac{1}{12}L^2 \left(p_1 - 0.4\Delta p + \frac{a}{10} \right); \\ \delta Y_1 &= \frac{1}{2}L \left(p_1 - 0.3\Delta p + \frac{a}{12} \right) \cos \alpha_0; & \delta X_2 &= -\frac{1}{2}L \left(p_1 - 0.7\Delta p + \frac{a}{12} \right) \sin \alpha_0; \\ \delta Y_2 &= \frac{1}{2}L \left(p_1 - 0.7\Delta p + \frac{a}{12} \right) \cos \alpha_0; & \delta M_2 &= -\frac{1}{12}L^2 \left(p_1 - 0.6\Delta p + \frac{a}{10} \right). \end{aligned} \quad (2.200)$$

З урахуванням кінематичних граничних умов для вузла i ($x_{10} = y_{20} = 0$; $\theta_{10} = 0$) вектор-стовпець стаціонарних значень узагальнених сил

$$\{\delta F\} = \left\{ -\frac{1}{2}L \left(p_1 - 0.7\Delta p + \frac{a}{12} \right) \sin \alpha_0; \frac{1}{2}L \left(p_1 - 0.7\Delta p + \frac{a}{12} \right) \cos \alpha_0; -\frac{1}{12}L^2 \left(p_1 - 0.6\Delta p + \frac{a}{10} \right) \right\}^T. \quad (2.201)$$

Вектор вузлових переміщень $\{U\}_s$ можна представити у вигляді суми вектора переміщень $\{U\}_0$ як результату попереднього статичного навантаження пластини і вектора $\{\delta U\}_s$ вимушених складових переміщення [68]:

$$\{U\}_s = \{U\}_0 + \{\delta U\}_s. \quad (2.202)$$

Вирази (2.193), (2.201) дозволяють переписати рівняння (2.192) у наступному вигляді:

$$[C]\{U\}_0 + [C]\{\delta U\}_s = \{F\}_0 + \{\delta F\}_s, \quad (2.203)$$

яке з урахуванням матричного рівняння пружної рівноваги наведеного в [66], зводиться до матричного диференціального рівняння вимушених коливань динамічного відбійного елемента сепараційного пристрою:

$$[C]\{\delta U\}_s = \{\delta F\}_s, \quad (2.204)$$

що містить виключно вимушені компоненти зовнішніх сил $\{\delta F\}_s$ і відповідних переміщень $\{\delta U\}_s$.

Дослідження процесу розділення багатоконпонентних сумішей нерозривно пов'язане із розв'язанням задачі гідроаеропружної взаємодії газорідного потоку із динамічними відбійними елементами сепаратора. З цією метою математичну модель (2.203) необхідно доповнити виразом, що описує залежність вектора $\{F\}_s$ узагальнених динамічних складових сил від вектора переміщень $\{U\}_s$ і швидкості потоку u .

У подальшому рівняння (2.203) буде розглядатись системи з двома ступенями вільності – поперечного переміщення δu і кута повороту перерізу $\delta\theta$. При такому підході матриця жорсткості набуває наступного вигляду:

$$[C] = \frac{EI}{L^3} \begin{bmatrix} 12\cos^2\alpha_0 & -6L\cos\alpha_0 \\ -6L\cos\alpha_0 & 4L^2 \end{bmatrix}. \quad (2.205)$$

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 [68] вектор узагальнених стаціонарних сил можна представити наступною залежністю:

$$\{\delta F\}_s = [\Delta C]\{\delta U\}_s, \quad (2.206)$$

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 [69], гідродинамічних особливостей, операційного числення [70] із застосуванням перетворень Лапласа [71] і Фур'є.

Питомі значення узагальнених сил для системи «газорідинний потік – динамічний відбійний елемент», визначаються такою залежністю [55]:

$$\delta Y = 2\pi\rho u^2 c(k)\delta\theta; \delta M = -\pi\rho u^2 c(k)\delta\theta, \quad (2.207)$$

де ρ – 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:

$$\delta Y = c_1 u^2 \delta\theta; \delta M = c_2 u^2 \delta\theta, \quad (2.208)$$

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 (2.203) з урахуванням формул (2.205) і (2.208) набуває наступного вигляду:

$$[C]_{\Sigma} \{\delta U\}_s = \{0\}, \quad (2.209)$$

де $\{0\}$ – нульовий вектор-стовпець;

$[C]_{\Sigma}$ – матриця сумарної жорсткості системи, визначена з урахуванням формул (2.204) і (2.207):

$$[C]_{\Sigma} = [C] - [\Delta C] = \begin{bmatrix} \frac{12EI}{L^3} \cos^2 \alpha_0 & -\left(\frac{6EI}{L^2} \cos \alpha_0 + c_1 u^2\right) \\ -\frac{6EI}{L^2} \cos \alpha_0 & \frac{4EI}{L} - c_2 u^2 \end{bmatrix}; \quad (2.210)$$

Матричне рівняння (2.208) може бути переписане у розгорнутому вигляді як система алгебраїчних рівнянь сумісних поперечних і крутильних деформацій динамічного відбійного елемента сепараційного пристрою:

$$\begin{cases} \frac{12EI}{L^3} \cos^2 \alpha_0 \delta y - \left(\frac{6EI}{L^2} \cos \alpha_0 + c_1 u^2\right) \delta \theta = 0; \\ -\frac{6EI}{L^2} \cos \alpha_0 \delta y + \left(\frac{4EI}{L} - c_2 u^2\right) \delta \theta = 0. \end{cases} \quad (2.211)$$

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 (2.211) маємо:

$$\det[C]_{\Sigma} = \begin{vmatrix} \frac{12EI}{L^3} \cos^2 \alpha_0 & -\left(\frac{6EI}{L^2} \cos \alpha_0 + c_1 u^2\right) \\ -\frac{6EI}{L^2} \cos \alpha_0 & \frac{4EI}{L} - c_2 u^2 \end{vmatrix} = 0, \quad (2.212)$$

звідки визначається критична швидкість дивергенції:

$$u_{div} = \sqrt{\frac{EI / L}{c_2 + 0,5c_1L \sec \alpha_0}}. \quad (2.213)$$

2.3 Аналіз режимно-технологічних та апаратурно-конструктивних способів інтенсифікації процесів сепарації з урахуванням вторинних процесів

Інтенсифікація процесів сепарації дає можливість збільшити продуктивність апаратів при зменшенні їх габаритів, металоємності, вартості та відповідному скороченні необхідних виробничих площ та зменшенні експлуатаційних витрат. Відома значна кількість традиційних і порівняно нових способів інтенсифікації процесів [72, 73, 74]. Умовно їх можна розділити на два класи: системні (коли до установки підходять як до єдиного цілого) і декомпозиційні методи, при яких виявляють і інтенсифікують лімітуючі стадії процесу або елементи його апаратурного оформлення. Декомпозиційні методи можна розділити на дві, тісно пов'язані між собою, групи: режимно-технологічні та апаратурно-конструктивні. Інтенсифікація процесів сепарації полягає у зменшенні впливу факторів, або стадій, що їх лімітують. Відштовхуючись від цільових функцій, а саме максимальної ефективності розділення та мінімального гідравлічного опору.

Вирішення задачі оптимального профілювання каналу зазвичай представляє значні труднощі, тому на практиці застосовують наближені прийоми, засновані на фізичних уявленнях про гідродинамічно доцільний розподіл швидкостей газового потоку в перетині та в пристінкових областях каналу [45]. Сепараційний канал профілюють шляхом послідовних наближень починаючи з орієнтовних побудовань, у відповідності з основними вимогами до

форми та співвідношення параметрів окремих ділянок, створення умов для інерційного осадження дисперсних часток при зміні напрямку руху потоку суцільної фази з дотриманням необхідних по середній швидкості потоку прохідних перетинів, а потім лінії, що профілюють форму каналу згладжуються з метою запобігання сполучення ділянок зі стрибкоподібною зміною радіусів кривизни по напрямку руху потоку. Після попереднього побудування криволінійного сепараційного каналу здійснюється розрахунок розподілу швидкостей в розрахунковій області каналу та на стінках, що його обмежують і за необхідності, форма каналу додатково коригується, виходячи з бажаних змін отриманого розподілу швидкостей. Особливої уваги при профілюванні потребують дифузорні ділянки каналів, де можливі втрати за рахунок відриву потоку. Можливість відриву обмежує градієнт швидкості на стінках каналу [48].

Таким чином для способів сепарації в яких основною рушійною силою є масова сила інерції основним лімітуючим фактором є режими течії рідини при яких відбувається бризковинесення. Як вказувалось вище одним з нестандартних шляхів вирішення даної проблеми було запобігання даному негативному фактору за рахунок встановлення фільтруючих елементів в інерційні модулі (рисунок 2.1). В попередніх дослідженнях було проаналізовано рух газорідного потоку в середині сепараційних каналів та визначено, що при досягненні краплями зовнішньої стінки каналу з утворенням на поверхні стінки плівки сепарованої рідини, що вільно стікає під дією гравітаційних сил, внаслідок взаємодії з турбулентним газовим потоком плівка рідини стікає не вертикально, а під деяким кутом продовжує рух по поверхні стінки вздовж криволінійного каналу і досягає місця, де змінюється напрям кривизни криволінійного каналу. В цьому місці форма жалюзей, що утворюють стінки каналу, має повільний перехід від радіусу r_1 до r_2 , і на кожній наступній криволінійній ділянці зовнішня стінка каналу стає внутрішньою та навпаки відповідно. З аналізу результатів моделювань руху газодисперсного потоку в криволінійних сепараційних каналах витікає, що в пристінковій області з боку западин (зовнішнього радіусу каналу) утворюються зворотні струми завихрення

поток, які є наслідком перерозподілу окружних складових компонент швидкостей, а на вході до таких областей в напрямку руху потоку в пристінкових шарах з боку виступів (внутрішнього радіусу каналу) на ділянці зміни напрямку кривизни стінок каналу локальні швидкості руху газового потоку сягають максимальних значень, тому саме в цих областях найбільш вірогідне руйнування структури плівки вловленої рідини та вторинне унесення бризок з жалюзійних блоків сепараційних пристроїв турбулентним газовим потоком. Виявлені особливості є визначальними при визначенні форми (профілюванні) та виборі місця доцільного розташування волокнистих фільтр-елементів в криволінійних сепараційних каналах для ефективного вловлювання дисперсних часток (краплин) з газокраплинного потоку і забезпечення сприятливих умов відведення плівки вловленої рідини до дренажних каналів, а потім і з жалюзійних блоків, з утворенням інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв. Отже після проведених досліджень та створеної математичної моделі стало можливим визначення потрібної площі перетину S_{ϕ} , м², тонкошарового фільтруючого елемента (рисунок 2.3 а).

У відповідності до раніше прийнятих припущень, фільтруючі елементи в інерційно-фільтруючих сепараційних каналах працюють в режимі самоочищення ($q_{z+dz}=q_r+q_z$), процес фільтрування усталений (стаціонарний), але представляючи весь шар фільтр-елементу розмірами $B \times H$ (рисунок 2.3 а, б) як сукупність елементарних об'ємів dV (рисунок 2.3г) необхідно враховувати, що внаслідок непроникності стінки 1 (рисунок 2.3) сепараційного каналу в суміжних вище та нижче розташованих елементарних об'ємах відбувається неоднакове накопичення рідини (рисунок 2.3 в). При моделюванні процесів фільтрування та розрахунках волокнистих фільтр-елементів слід враховувати, що в нижче розташовані елементи потрапляє як краплинна рідина з криволінійного сепараційного каналу при частковому проходженні газокраплинним потоком шару фільтру, так і сепарована рідина, що стікає з вище розташованих елементів шару фільтру. Внаслідок того, що товщина шару фільтру δ_{ϕ} по висоті каналу є незмінною (рисунок 2.3 а), поступове додаткове

накопичення рідини в нижче розташованих шарах призводить до повного заповнення вільного об'єму в деякому перетині по висоті фільтр-елементу H після якого доцільно здійснити відведення плівки рідини з фільтр-елементів до відокремлених дренажних каналів, для чого необхідно визначити оптимальну висоту h розташування на стінках подвійних жалюзей в областях западин переливних жолобів для поступеневого відведення сепарованої рідини з інерційно-фільтруючого сепараційного каналу. В іншому випадку сепарована рідина, яка повністю заповнює шар волокнистого фільтру, внаслідок непроникності стінок криволінійного сепараційного каналу почне виходити на бокові поверхні (поверхні висачування) закріплених на них полос фільтр-елементів та стікати у вигляді плівки вздовж межі розділу фаз, що нівелює всі переваги інерційно-фільтруючого способу сепарації, при високо інтенсивних гідродинамічних режимах руху газового потоку підвищує вірогідність вторинного унесення бризок, підвищення гідравлічного опору та зниження ефективності сепарації в цілому. При цьому товщина плівки сепарованої рідини δ , що стікає під дією сили тяжіння, сягає товщини шару фільтру δ_ϕ ($\delta = \delta_\phi$). Визначити оптимальну висоту розташування переливних жолобів h , м, можна виходячи з оцінки співвідношення вільного об'єму та пропускної здатності (визначається товщиною δ_ϕ та площею прохідного перетину S_ϕ) шару фільтр-елементу, а також кількості сепарованої рідини, що визначається її об'ємною витратою з урахуванням середньої швидкості стікання у шарі фільтру (швидкості фільтрації u , м/с) інерційно-фільтруючого сепараційного каналу.

Таким чином, отриманий розв'язок математичної моделі розподілу та міграції рідини в шарі фільтру (модель плин у волокнистому середовищі), що описує безнапірний фільтраційний рух в полі сили тяжіння плівки сепарованої рідини з газокраплинного потоку, дозволяє визначити умови насичення вільного об'єму шару фільтру, розподіл швидкостей та тисків за умов вільного стікання рідини в шарі фільтру, а також розрахувати потрібну площу перетину тонкошарового волокнистого фільтр-елементу та оптимальну висоту розташування переливних жолобів для відведення сепарованої рідини з

інерційно-фільтруючих до дренажних каналів для уникнення вторинного унесення бризок з турбулентним газовим потоком.

На підставі розробленої математичної моделі взаємодії плівки сепарованої рідини, яка стікає по вертикальних стінках, з газокраплинним потоком, який рухається вздовж стінок в сепараційному каналі, можна визначити оптимальну форму трапеційдальних волокнистих або сітчастих фільтруючих елементів з метою ефективного контактування їх з плівкою рідини та газорідинним потоком під певним кутом атаки та здійснити подальше оптимізаційне профілювання сепараційних та дренажних каналів інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв.

Під час досліджень традиційних способів інтенсифікації процесів сепарації, була виявлена можливість розширення застосування динамічних сепараційних елементів за рахунок використання аерогідропружних явищ, а саме флатеру та бафтингу. Дана ідея виникла при розгляді такого способу інтенсифікації процесу розділення, як акустична коагуляція. При накладанні акустичних коливань з певною частотою на газодисперсний потік виникають інтенсивні механічні вібрації високодисперсних зважених краплин рідини у газодисперсному потоці, що призводить до різкого збільшення кількості їх зіткнень. Але може спостерігатись і протилежний ефект від накладання акустичних коливань а саме підвищення дисперсності рідкої фази [56]. Отже необхідно знати конкретну частоту коливань при котрій спостерігається коагуляція взвішених в рідині часток. Для випадку коливань газорідинного потоку, що викликані дією звукових хвиль є розроблені методики розрахунку, які мають добре співпадіння з експериментальними результатами [57, 58]. Враховуючи вищесказане, як і у випадку акустичної віброкоагуляції, для досягнення позитивного впливу від коливань, що накладаються на потік, необхідно знати оптимальну їх частоту, яка залежить від дисперсності рідкої фази. В свою чергу значення частоти флатеру залежить від геометричних та пружних характеристик відбійних елементів. Оскільки, пружні елементи каналу являються попередньо здеформованими, а отже в них виникають напруження, що підвищують їх жорсткість, а отже збільшується швидкість потоку при якій

можливе виникнення флатеру. Отже спочатку було проведення дослідження стану статичної рівноваги пружних відбійних елементів, оскільки попередня їх деформація має суттєвий вплив на частоту флатера. Визначено жорсткість попередньо сформованих пластин, їх максимальні та мінімальні можливі прогини. Після цього було проведено визначення критичної швидкості газорідного потоку, за якої виникає явище дивергенції динамічних відбійних елементів сепараційних пристроїв та вирази для узагальнених сил для системи «газорідний потік – динамічний відбійний елемент». В подальшому дана математична модель аеропружної взаємодії динамічних сепараційних елементів буде доповнена визначенням критичних швидкостей флатеру та бафтингу.

При статичному розрахунку динамічних відбійних елементів та вирішенні стаціонарної задачі гідроаеропружності була розроблена стратегія створення інженерної методики розрахунку динамічних сепараційних елементів, яка була розділена умовно на три етапи:

- перший етап - проведення натурального експерименту за допомогою якого визначається частота флатеру та відхилення при різних швидкостях входу газового потоку, порівняння отриманих результатів з чисельним експериментом та отримання з нього розподіленого навантаження на відбійні елементи у докритичному режимі $p(x)$, використання засобів математичної ідентифікації для визначення жорсткості динамічних відбійних елементів;

- другий етап - проведення натурального експерименту не тільки для газового потоку а й враховуючи рідку фазу та визначення за таких умов частоти флатеру та відхилення, що викликані потоком, порівняння отриманих результатів з чисельним експериментом та отримання з нього розподіленого навантаження на відбійні елементи у докритичному режимі $p(x)$, підстановка у вже розроблену математичну модель визначеної на попередньому етапі жорсткості елементів та визначення приєднаної маси;

- третій етап - обираємо вже існуючу модель для розрахунку процесу акустичної коагуляції та для заданої дисперсності газового потоку отримуємо необхідну частоту акустичних коливань [75], виходячи з зробленого припущення про рівність необхідних для ефективної коагуляції акустичної

частоти та частоти механічних коливань прирівнюємо їх, після чого підставляємо отриману частоту в розроблену на попередніх двох етапах математичну модель та отримаємо лінійні розміри вібраційно-інерційного сепараційного елементу, що забезпечать необхідну частоту коливань.

Розроблена стратегія створення інженерної методики розрахунку вібраційно-інерційних сепараційних елементів наведено на рисунку 2.15.

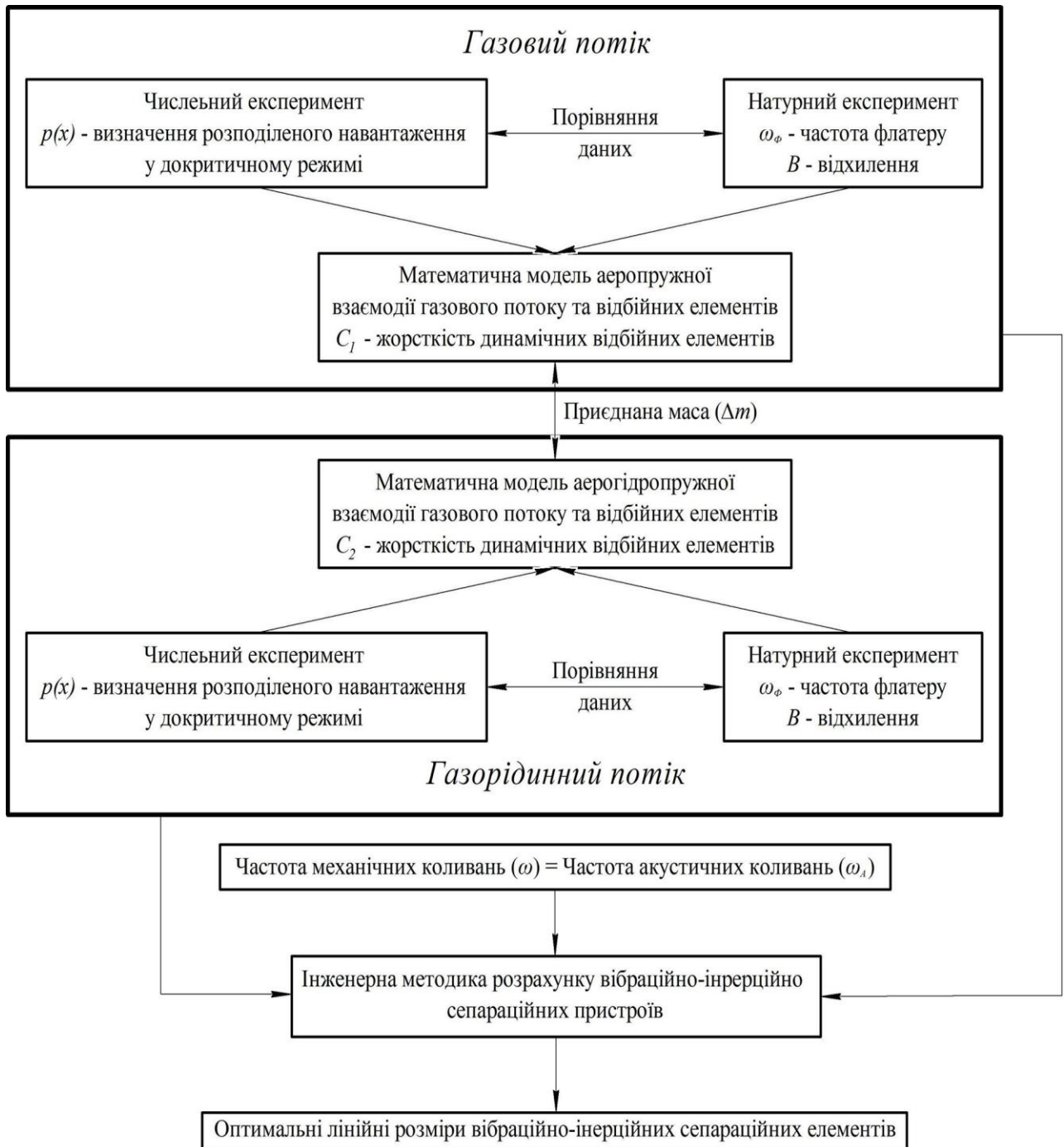


Рисунок 2.15 - Стратегія створення інженерної методики розрахунку вібраційно-інерційних сепараційних елементів

3 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ТА ОПТИМІЗАЦІЙНІ МОДЕЛЮВАННЯ

Для оцінки ефективності роботи модульних сепараційних пристроїв та їх оптимізаційного компонування у сепараційному обладнанні необхідно досліджувати МСП як окремо так і їх комбінації у сепараційному обладнанні. У даному розділі проведені фізичні та чисельні моделювання процесів газодинамічної, інерційно-фільтруючої та вібраційно-інерційної сепарації за допомогою CFD-методів, які дозволяють визначити гідродинамічні параметри процесів та провести їх інтенсифікацію, оптимізувати конструкції МСП та сепараційного обладнання в цілому. Складальні креслення апаратів що досліджуються представлені у додатках (Додаток А - Г).

3.1 Фізичне та математичне (чисельне) моделювання процесів сепарації двофазних систем типу газ-рідина

3.1.1 Чисельне моделювання процесів інерційної сепарації у горизонтальному газосепараторі

Представлений блочний горизонтальний газосепаратор (рисунок 3.1). складається з двох блоків: верхній - сепаратор 1 та нижній - збірник вловленої рідини 2. Блоки поєднані між собою трубами, через які зливається відсепарована рідина з сепаратора у збірник та встановлені на дві горизонтальні опори 3. Для монтажу та обслуговування корпуси обладнання трьома люками 4. Принцип роботи сепаратору наступний: газорідинна суміш через вхідний патрубок надходить до вхідного пристрою (вузол попередньої сепарації) 5, де під впливом інерційних сил відокремлюються найбільш важкі та великі краплі рідини, які плівкою через штуцер відводяться в нижній блок газосепаратора 2. Частково відсепарований газ перегинається і через лопатково-аксіальний

завихрювач 6 надходить в відцентровий однопатрубковий сепараційний пристрій 7. В цьому пристрої здійснюється більш якісне очищення газового потоку. Після цього газ через горловину пристрою 7 відводиться до секції тонкої очистки 8, а рідина за допомогою ежектора та зливної труби - до збірника 2. Після проходження секції 8 (блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин), де здійснюється остаточне очищення газу від бризок рідини, газ відводиться з сепаратора через вихідний штуцер, а рідина відводиться через штуцер до нижнього блоку 2. Збірник 2 вловленої рідини (конденсату) обладнаний теплообмінником-підігрівачем 9 (чотири труби), який призначений для періодичного підігріву конденсату.

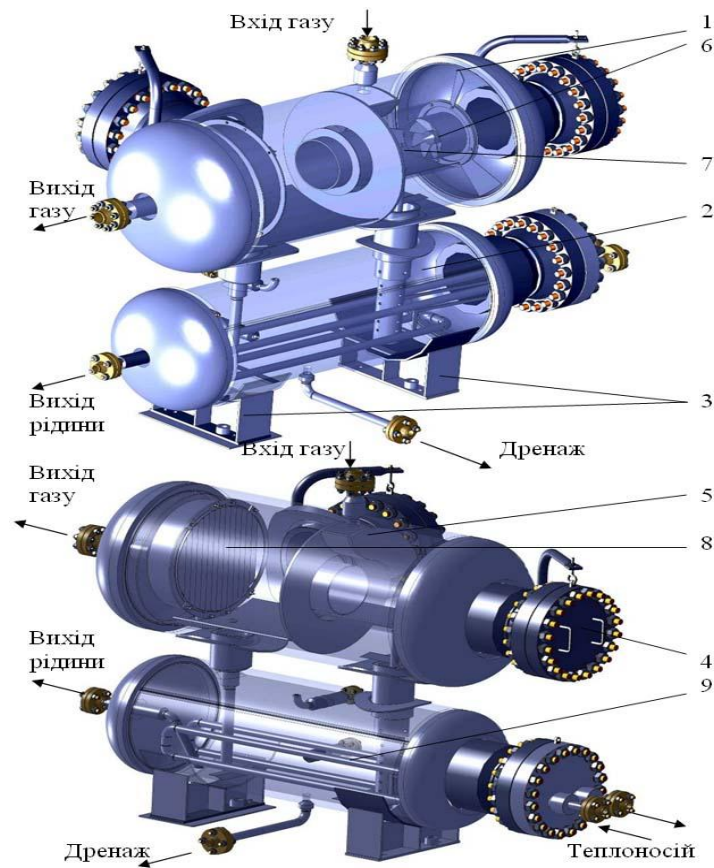


Рисунок 3.1 – 3D модель та основні вузли блочного горизонтального газосепаратора:

- 1 – верхній блок (сепаратор), 2 – нижній блок (збірник вловленої рідини), 3 – опора, 4 – люк, 5 - вузол попередньої сепарації, 6 – лопатково-аксіальний завихрювач, 7 - відцентровий однопатрубковий сепаратор, 8 - блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач), 9 - теплообмінник

Для досягнення поставленої мети досліджень слід послідовно розв'язати наступні задачі:

- 1) дослідження гідродинаміки сепараційних пристроїв верхнього блоку газосепаратора за ступенями сепарації;
- 2) визначення гідравлічного опору сепараційних вузлів газосепаратора;
- 3) визначення фракційної ефективності сепараційних вузлів за ступенями сепарації та сумарної ефективності сепарації газосепаратора.

У відповідності до поставлених задач досліджень розроблено 3D геометричні моделі модульних сепараційних пристроїв та відповідних розрахункових областей за ступенями сепарації (вузол попередньої сепарації, відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем, блок вертикальних криво лінійних жалюзійних пластин), а також верхнього блоку (сепаратора) у цілому (рисунок 3.2 - 3.3).

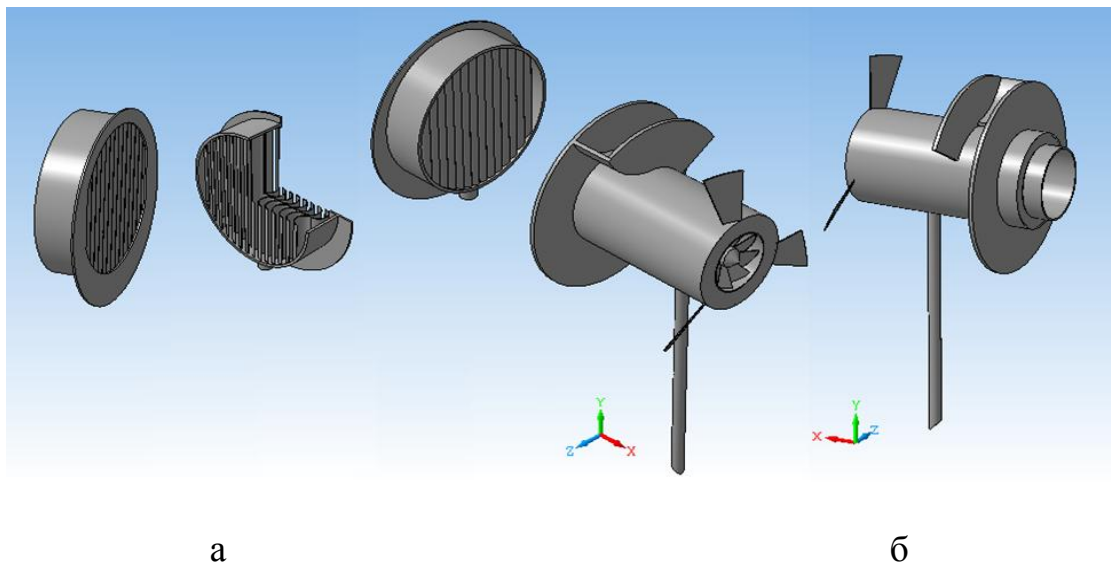


Рисунок 3.2 – 3D моделі сепараційних пристроїв: а - блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач); б - вузол попередньої сепарації та відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем

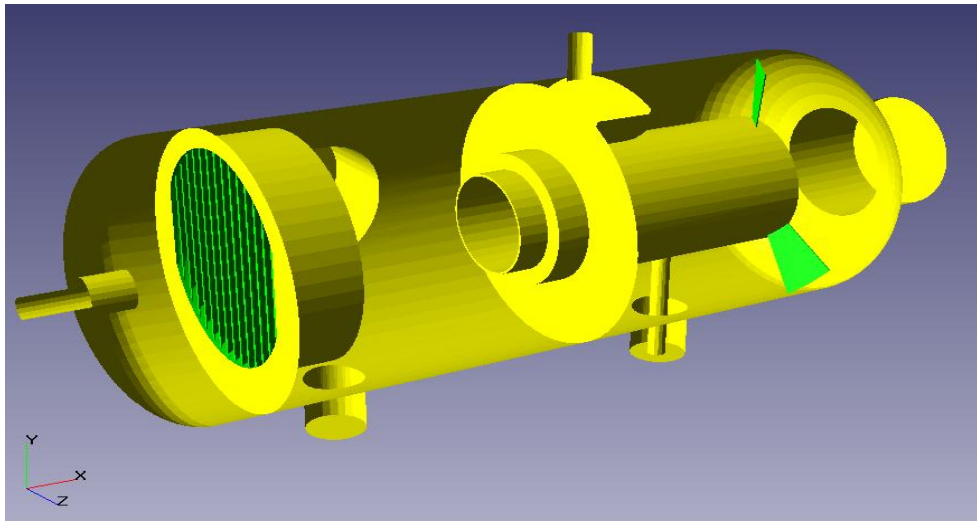


Рисунок 3.3 – 3D модель геометрична модель розрахункових областей сепараційних пристроїв та комплексної моделі верхнього блоку газосепаратора

Для моделювання гідродинаміки сепараційних пристроїв, оцінки їх гідравлічного опору шляхом визначення поля швидкостей та тисків у розрахункових областях геометричних моделей завдаємо обрані математичні моделі. Для оцінки ефективності сепарації газосепаратора необхідно мати уявлення про розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші та середній розмір краплин, а також об'ємний (ваговий) вміст рідкої фази на вході та виході відповідних ступенів сепарації. Вказані параметри газоконденсатної суміші можливо визначити після розв'язання кінцево-об'ємним методом відповідних основних рівнянь (підрозділ 1.2). Дослідження проводяться для модельної двофазної системи газ (суцільна фаза) – рідина (частки). Здійснюємо вибір речовин, які перебувають у розрахунковій області, завдаємо необхідні компоненти та їх властивості, обираючи та завантаживши їх зі спеціальної бази речовин. При налаштуванні фізичних параметрів моделі завдають опорні значення параметрів (опорні величини) температури ($T = 273$ К) та тиску ($P = 101325$ Па), тобто, обирають шкалу для змінних температури та тиску. В подальшому поточні змінні температури та тиску представлятимуться відносними значеннями. Так, завдаємо початкові значення температури $t = 15$ °С та тиску з ряду $P = 6; 8; 10$;

12 МПа, а також інших параметрів у відповідності до запланованого факторного експерименту (таблиця 3.1).

Таблиця 3.1 - Робочі режимні параметри роботи газосепаратора

№ п/п	Робочий тиск Р, МПа	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{нм}^3/\text{добу}$	Об'ємна витрата газу за робочих умов V, $\text{м}^3/\text{с}$	Масова витрата газу G, $\text{кг}/\text{с}$	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході* C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	Вміст нестабільного конденсату на вході C_w , $\text{г}/\text{м}^3$	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , $\text{кг}/\text{с}$
1	6	200	0,0407	1,97	80	54	0,143
2	6	400	0,0814	3,94	80	54	0,286
3	6	500	0,1018	4,93	80	54	0,358
4	6	200	0,407	1,97	460	308	0,823
5	6	400	0,0814	3,94	460	308	1,646
6	6	500	0,1018	4,93	460	308	2,057
7	8	200	0,0305	1,97	80	54	0,143
8	8	400	0,0611	3,94	80	54	0,286
9	8	500	0,0763	4,93	80	54	0,358
10	8	200	0,0305	1,97	460	308	0,823
11	8	400	0,0611	3,94	460	308	1,646
12	8	500	0,0763	4,93	460	308	2,057
13	10	200	0,0244	1,97	80	54	0,143
14	10	400	0,0488	3,94	80	54	0,286
15	10	500	0,0611	4,93	80	54	0,358
16	10	200	0,0244	1,97	460	308	0,823
17	10	400	0,0488	3,94	460	308	1,646
18	10	500	0,0611	4,93	460	308	2,057
19	12	200	0,0204	1,97	80	54	0,143
20	12	400	0,0407	3,94	80	54	0,286
21	12	500	0,0509	4,93	80	54	0,358

Кінець таблиці 3.1

№ п/п	Робочий тиск Р, МПа	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{нм}^3/\text{добу}$	Об'ємна витрата газу за робочих умов V, $\text{м}^3/\text{с}$	Масова витрата газу G, $\text{кг}/\text{с}$	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході* C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	Вміст нестабільного конденсату на вході C_w , $\text{г}/\text{м}^3$	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , $\text{кг}/\text{с}$
22	12	200	0,0204	1,97	460	308	0,823
23	12	400	0,0407	3,94	460	308	1,646
24	12	500	0,0509	4,93	460	308	2,057
25	14	200	0,0174	1,97	80	54	0,143
26	14	400	0,0349	3,94	80	54	0,286
27	14	500	0,0436	4,93	80	54	0,358
28	14	200	0,0174	1,97	460	308	0,823
29	14	400	0,0349	3,94	460	308	1,646
30	14	500	0,0436	4,93	460	308	2,057

*- Вміст води в загальній кількості рідини, що поступає в сепаратор становить 10% (об.)

Процес завдання граничних умов проводиться в два етапи. На першому етапі необхідно описати граничні умови, вибираючи зі списків тип та підтип граничної умови й указуючи параметри, коли це необхідно. На другому - встановити описані граничні умови на певних поверхнях. При завданні граничної умови входу вказуємо тип граничної умови – двофазний вхід, задаємо витрати суцільної та дисперсної фаз у відповідності до даних з таблиці 3.1, а також дисперсний склад часток (краплин конденсату та пароподібної вологи) у потоці природного газу на вході. Швидкість часток автоматично задається рівною швидкості несучої фази. Краплі рідкої фази (конденсату) формуються у потоці, починаючи від пласту до самого входу у сепаратор. По мірі розробки родовища й руху газу від пласту до сепаратора тиск і температура безупинно змінюються, порушується термодинамічна рівновага всієї двофазної багатокомпонентної системи й відбувається процес масообміну

між фазами (конденсація та випаровування). Конденсація призводить до утворення дрібних краплин, розмір яких змінюється за рахунок конденсаційного росту в умовах пересичення та коагуляції, а також подрібнення в турбулентному газовому потоці, які є основними механізмами формування краплі. У результаті на вході сепаратора встановлюється деякий рівноважний розподіл крапель за розмірами $n(R)$, що має вигляд логарифмічно нормального розподілу, та характеризується об'ємним вмістом рідкої фази C_w , середнім радіусом крапель R_c та дисперсією розподілу σ_1^2 .

$$n(R) = \frac{n_* R_1}{\sigma_1 R} \exp\left(-\frac{\ln^2(R/R_1)}{2\sigma_1^2}\right), \quad (3.1)$$

$$n_* = 3C_0 \exp(-2,5\sigma_1^2) / 4\pi\sqrt{2\pi}R_c^4, \quad (3.2)$$

$$R_1 = R_c \exp(-0,5\sigma_1^2), \quad (3.3)$$

де R – радіус краплі, м;

$n(R)$ – щільність імовірності випадкової величини R ;

C_0 – об'ємний вміст рідкої фази, м³/м³;

R_c – середній радіус крапель, м;

σ_1^2 – дисперсія розподілу ($\sigma_1 = 0,4-0,5$).

На ґрунті визначеного закону розподілу краплин за розмірами відповідно до залежності 3.1 та з урахуванням вказаних якісних показників видобуваного газу побудовано функцію щільності розподілу дисперсного складу краплин ($2R=5-500$ мкм) у потоці природного газу на вході у сепаратор (рисунок 3.4). При завданні граничних умов входу на поверхнях розрахункових областей відцентрового однопатрубкового сепаратора з лопатково-аксіальним завихрювачем та блока вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач) для розрахунків відповідних ступенів сепарації вказуємо тип граничної умови – двофазний вхід, задаємо витрати суцільної та дисперсної фаз, а також дисперсний склад часток (краплин конденсату та пароподібної вологи) у потоці природного газу такі, як отримані у результаті розрахунків

попередніх ступенів сепарації (вузол попередньої сепарації та відцентровий однопатрубковий сепаратор відповідно) на граничній умові виходу.

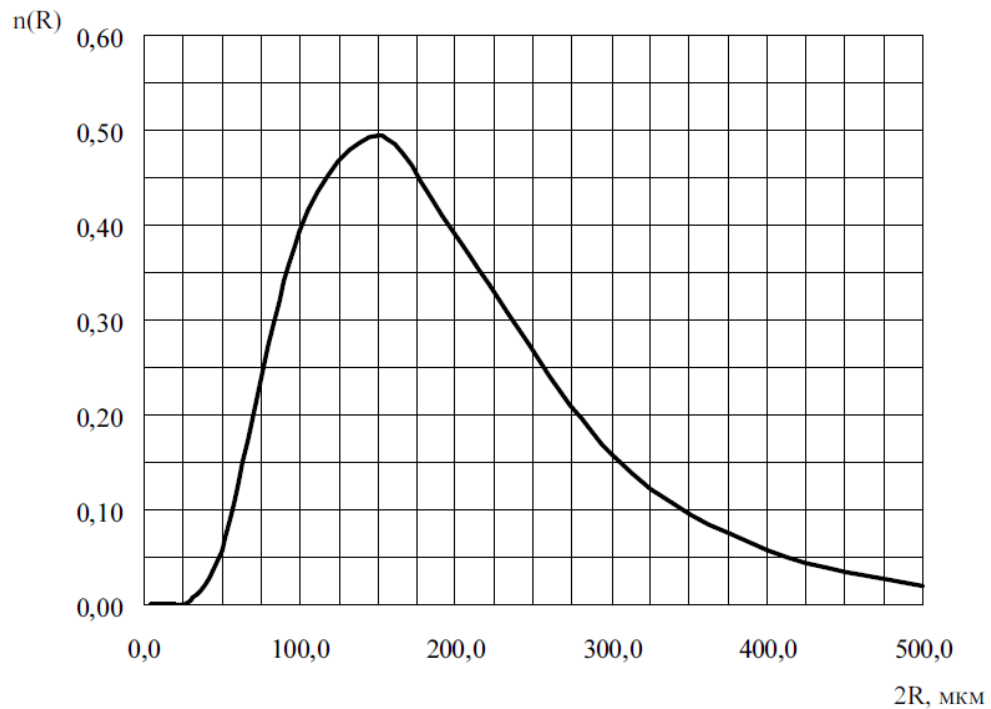


Рисунок 3.4 – Функція щільності розподілу дисперсного складу краплин (конденсату та пароподібної вологи) у потоці природного газу на вході до газосепаратора

Завдання початкової розрахункової сітки здійснено з урахуванням, що програмне забезпечення використовує локально адаптивну розрахункову сітку. Для роздрібнення малих деталей геометрії розрахункової області і високих градієнтів величин, що розраховуються, використовується прямокутна адаптивна локально подрібнена сітка. Зазвичай при використанні адаптивної локально подрібненої сітки геометрія об'єктів в розрахунковій області апроксимується першим порядком точності - "сходишками". Підвищення порядку розбиття сітки біля поверхонь дозволяє зменшити похибку, що вноситься такою апроксимацією, але може вимагати занадто великих ресурсів комп'ютера та машинного часу розрахунків, що не припустимо. В цій роботі на наступному етапі запропоновано новий підхід опису довільної криволінійної геометрії на прямокутній методом підсіткового роздрібнення геометрії з

наступним завданням критеріїв адаптації розрахункової сітки (адаптація по граничній умові, адаптація по фільтру та автоматична адаптація по розрахунковим змінним, їх величинам і градієнтам). Кожний із критеріїв можна використати кілька разів з різними пріоритетами або ступенями подрібнення.

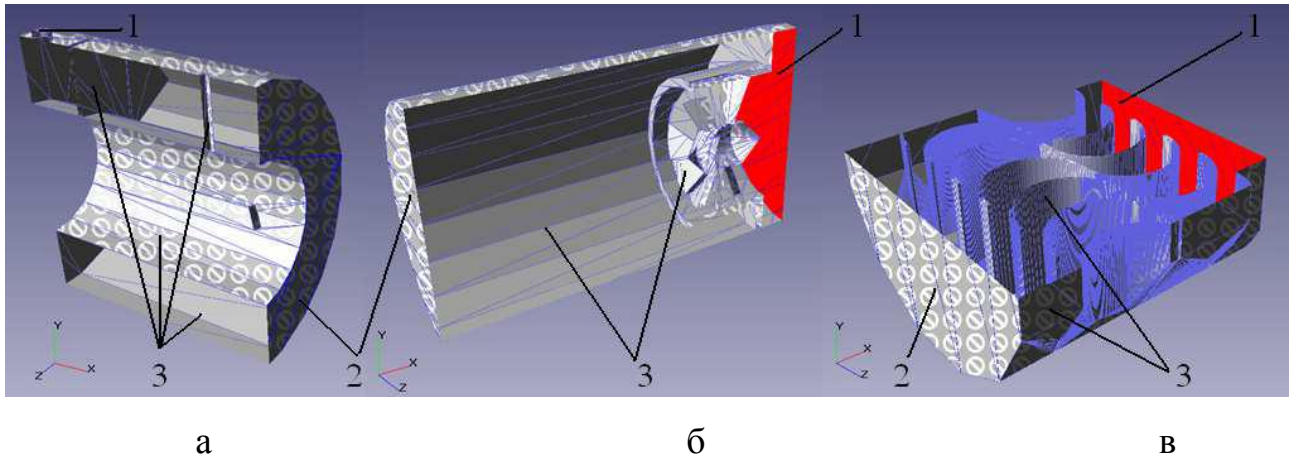


Рисунок 3.5 – Завдання граничних умов на поверхнях розрахункових областей сепараційних пристроїв газосепаратора:

а - вузол передньої сепарації; б – відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем; в - блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач); 1 – гранична умова входу (тип граничної умови – двофазний вхід); 2 - гранична умова виходу (тип граничної умови – вільний вихід); 3 - гранична умова стінки (тип граничної умови – стінка з логарифмічним профілем швидкості біля стінки)

Спочатку створено початкову рівномірну розрахункову сітку розрахункових областей комплексної моделі верхнього блоку газосепаратора та окремих сепараційних пристроїв (вузла передньої сепарації, відцентрового однопатрубкового сепаратора з лопатково-аксіальним завихрювачем, блоку вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювача), здійснено її локальне згущення (в області штуцерів входу/виходу потоків, лопатково-аксіального завихрювача відцентрового однопатрубкового сепаратора, блока вертикальних криволінійних жалюзійних пластин) чи розрідження (в області люків та труб через які зливається від сепарована рідина

з сепаратора у збірник), а потім вказано критерії подрібнення сітки, відповідно до яких розбито осередки початкової сітки до потрібного ступеня (рисунок 3.7-3.8).

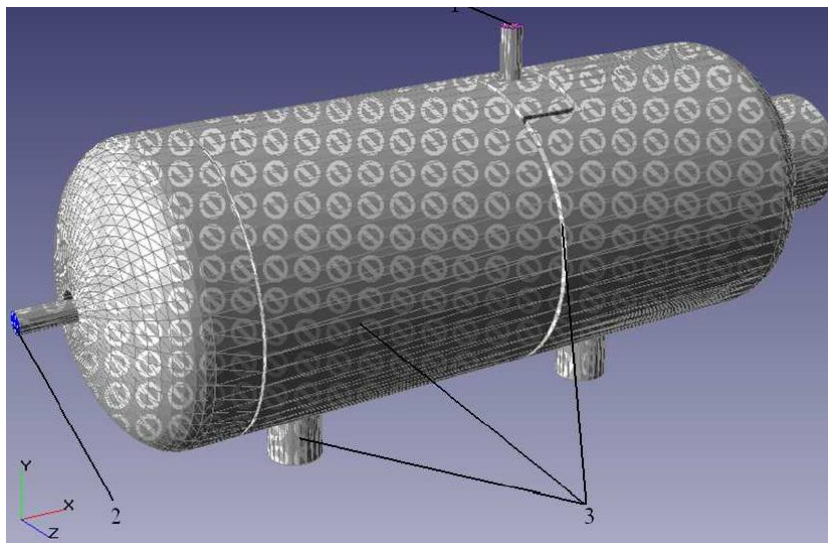


Рисунок 3.6 – Завдання граничних умов на поверхнях розрахункової області комплексної моделі верхнього блоку газосепаратора: 1 – гранична умова входу (тип граничної умови – двофазний вхід); 2 - гранична умова виходу (тип граничної умови – вільний вихід); 3 - гранична умова стінки (тип граничної умови – стінка з логари-фмічним профілем швидкості біля стінки)

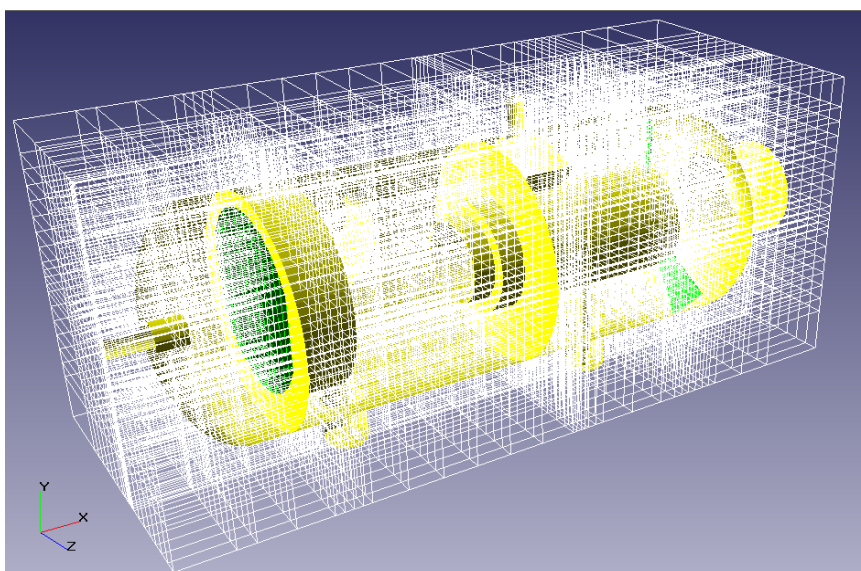


Рисунок 3.7 – Оптимізована початкова нерівномірною розрахункова сітка розрахункової області комплексної моделі верхнього блоку - сепаратора (35x22x24 вузлів з критеріальною адаптацією за граничними умовами, число осередків - 252375, число розрахункових осередків – 169700)

Завдання початкової сітки досягається за допомогою спеціального редактора, що дозволяє не тільки швидко створити нерівномірну розрахункову сітку, але й зменшити осередку в необхідних місцях.

Візуалізацію результатів чисельного розрахунку здійснено за допомогою постпроцесора, який призначений для візуального аналізу складних тривимірних течій двофазного потоку (рисунок 3.1., 3.2).

Змодельовані тривимірні течії потоку природного газу з дисперсною у ньому краплинною рідиною по розрахункових областях моделей внутрішніх пристроїв сепаратора візуалізовано методами комп'ютерної графіки у вигляді шарів перетину вздовж руху потоку з заливками за значеннями тиску, модуля швидкості, векторів складових швидкості суцільної та дисперсної фаз, а також анімаційного зображення спалахів траєкторій руху частинок потоку по об'єму моделей (рисунок 3.11).

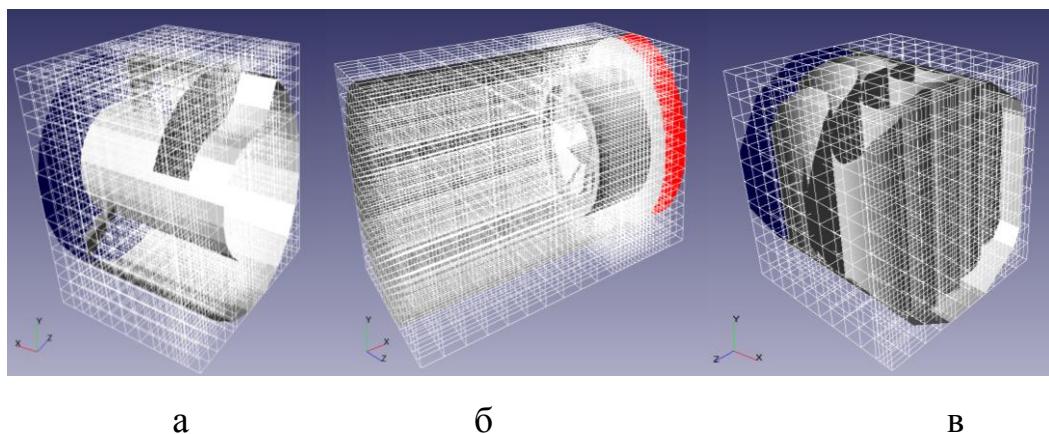


Рисунок 3.8 – Оптимізована початкова нерівномірна розрахункова сітка розрахункової області моделей:

а) вузла попередньої сепарації (16x14x18 вузлів з критеріальною адаптацією за граничними умовами, число осередків - 28188, число розрахункових осередків – 16351); б) відцентрового однопатрубкового сепаратора з лопатково-аксіальним завихрювачем (27x15x15 вузлів з критеріальною адаптацією за граничними умовами, число осередків - 49025, число розрахункових осередків – 29403); в) блоку вертикальних криволінійних жалюзійних пластин -бризковловлювача (13x10x10 вузлів з критеріальною адаптацією за граничними умовами, число осередків - 15096, число розрахункових осередків – 9262)

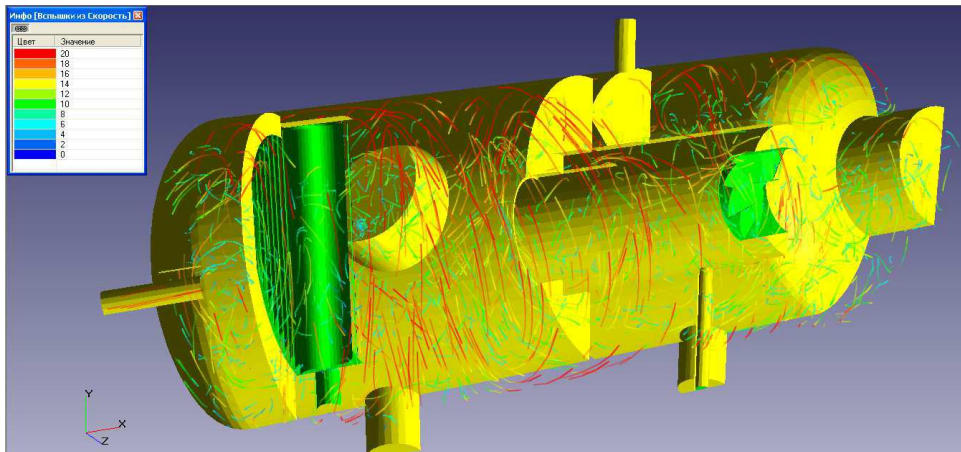


Рисунок 3.9 – Траєкторії руху потоку природного газу в розрахунковій області комплексної моделі верхнього блоку газосепаратора з підфарбуванням за значенням модуля локальних швидкостей V , м/с

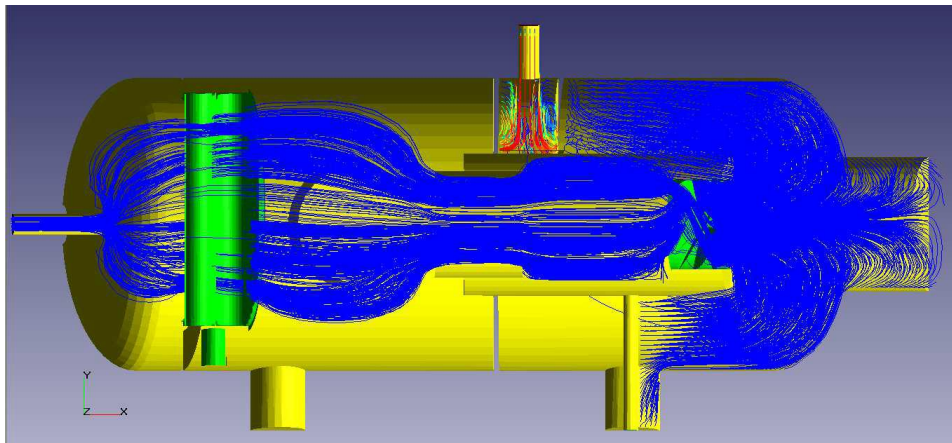


Рисунок 3.10 – Траєкторії руху дисперсних часток (краплин) в розрахунковій області комплексної моделі верхнього блоку газосепаратора з підфарбування за значенням модуля швидкості V_u , м/с

Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па, розрахований як для звичайного однофазного потоку:

$$\Delta P = \zeta \frac{V^2 \rho}{2}, \quad (3.4)$$

де ζ – коефіцієнт гідравлічного опору газосепаратора.

Гідравлічний опір ΔP , Па, руху двофазного потоку по апарату визначається як сума окремих складових опор, обумовленого рухом газового потоку та наявністю в ньому зважених часток (краплин):

$$\Delta P = \zeta \frac{v^2 \rho}{2\phi^2} + \zeta_c \frac{v_c^2 \rho_c}{2(1-\phi)^2}, \quad (3.5)$$

де ζ та ζ_c – коефіцієнт гідравлічного опору для газового потоку та коефіцієнт гідравлічного опору, обумовлений наявністю в газовому потоці зважених часток (краплин) відповідно;

ϕ – доля перетину апарату, зайнята газом.

Гідравлічний опір (падіння статичного тиску) ΔP_{1-3} окремих ступенів сепарації та газосепаратора ΔP у цілому визначено на підставі отриманих у результаті комп'ютерних моделювань розподілів полів тисків у відповідних розрахункових областях геометричних моделей (рисунок 3.12).

Узагальнення результатів комп'ютерних моделювань та розрахунку гідравлічного опору газосепаратора і окремих його ступенів сепарації (додаток Д, таблиця Д.1) здійснено шляхом побудування графічних залежностей гідравлічного опору від витрати газового потоку (рисунок 3.13-3.16).

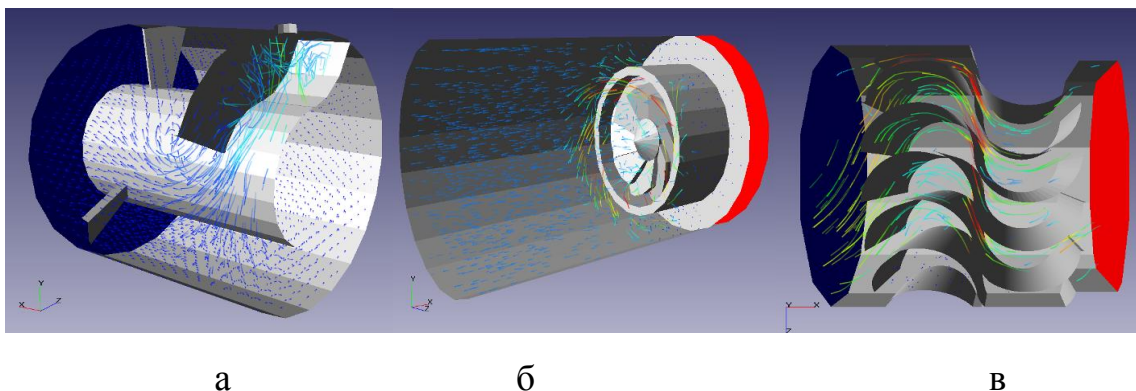


Рисунок 3.11 - Траєкторії руху потоку природного газу в розрахункових областях моделей сепараційних пристроїв газосепаратора (з підфарбуванням за значенням модуля локальних швидкостей V , м/с): а - вузол попередньої сепарації, б - відцентровий однопатрубковий сепаратор, в - блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)

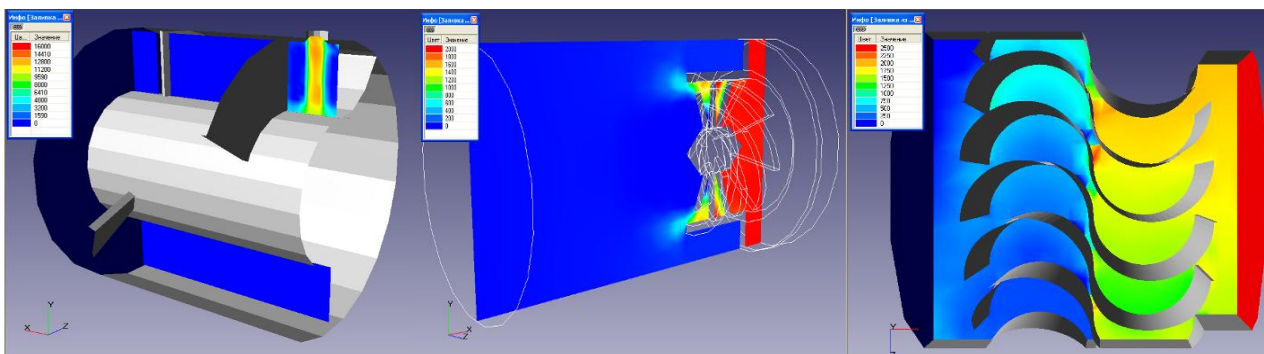


Рисунок 3.12 – Заливка за значеннями розподілу полів тисків P , Па, у відповідних розрахункових областях геометричних моделей сепараційних пристроїв газосепаратора

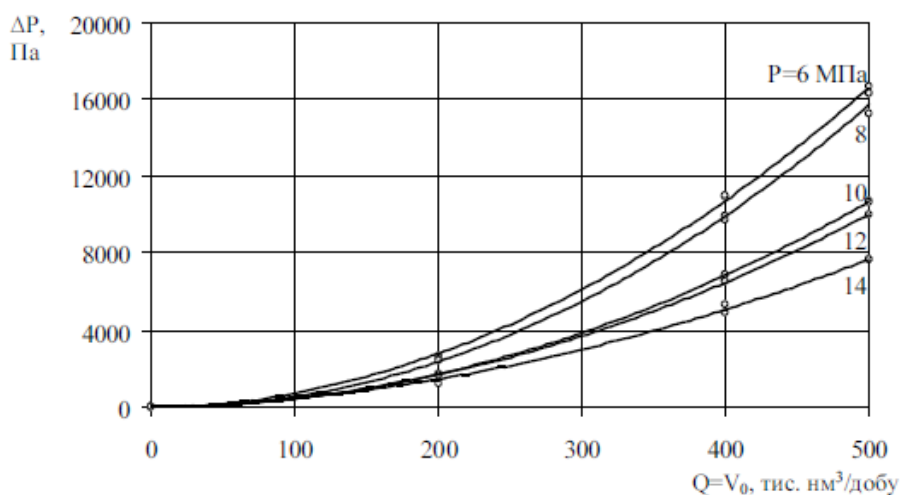


Рисунок 3.13 – Залежність гідравлічного опору ΔP газосепаратора від продуктивності по газу $Q = V_0$

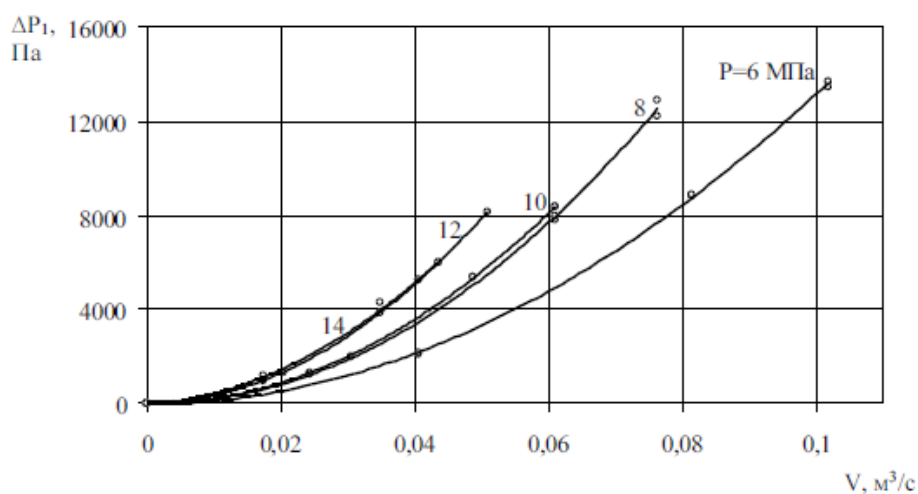


Рисунок 3.14 – Залежність гідравлічного опору ΔP_1 вузла попередньої сепарації від об'ємної витрати V потоку природного газу у ньому за робочих умов

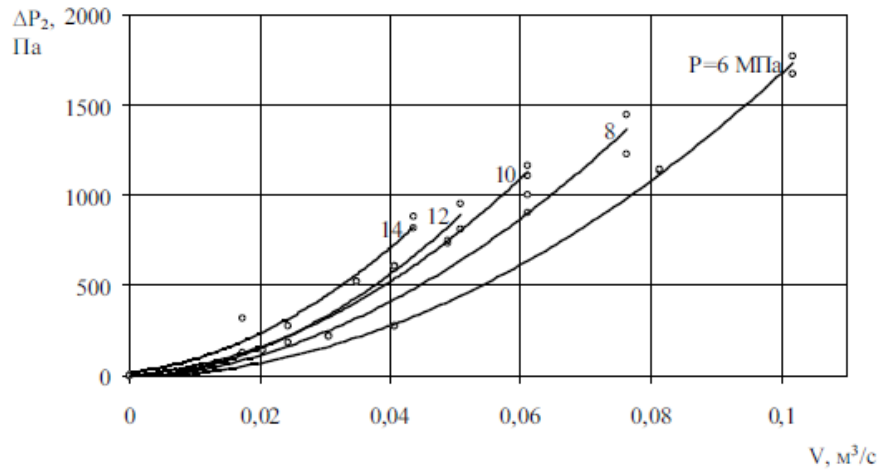


Рисунок 3.15 – Залежність гідравлічного опору ΔP_2 відцентрового однопатрубкового сепаратора від об'ємної витрати V потоку природного газу у ньому за робочих умов

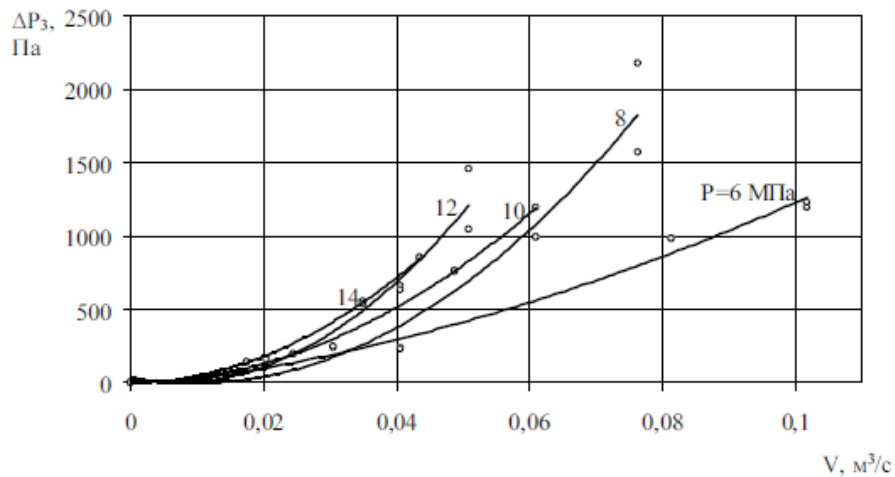


Рисунок 3.16 – Залежність гідравлічного опору ΔP_3 блоку вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (брязковловлювач) від об'ємної витрати V потоку природного газу у ньому за робочих умов

При апроксимації експериментально отриманих значень та побудуванні графічних залежностей гідравлічного опору від витрати газового потоку (рисунок 3.4) виявлено непропорційне підвищення гідравлічного опору сепараційних пристроїв при однакових швидкостях руху потоку газу та різних тисках. Відомо, що значення коефіцієнту гідравлічного опору для газового потоку у відцентрових та жалюзійних інерційних сепараторах складає $\zeta=4-500$. Визначені значення коефіцієнтів гідравлічного опору для вуглеводневого газоконденсатного потоку, що складають $\zeta_1=260$ та $\zeta_2=1275$ для досліджуваних

конструкції відцентрового однопатрубкового сепаратора з лопатково-аксіальним завихрювачем та жалюзійного блока вертикальних криволінійних пластин з двох напівтруб відповідно. Цей факт доводить попереднє припущення, щодо впливу наявності зважених часток (краплин рідини) на рух газового потоку у відповідності до залежності 3.5.

Розрахунок фракційної ефективності за ступенями сепарації та оцінка сумарної ефективності сепарації дисперсної краплинної рідини з потоку природного газу в газодинамічному газосепараторі проводиться за загально прийнятим критерієм оцінки ефективності роботи сепараційних пристроїв є коефіцієнт сепарації η (рівняння 1.37), але за високої ефективності сепарації перевага надається коефіцієнту унесення (проскакування) K_y (рівняння 1.38), точність визначення якого більш висока, але він менш зручний у використанні, бо є величиною зворотною ступеня сепарації [36].

Лінії розподілу OR_m , OR_{m1} та OR_{m2} (рисунок 3.5) побудовані за максимальними розмірами часток, які проскакують та уносяться з відповідних сепараційних пристроїв, і мінімальним розрахунковим значення ефективності відповідних ступенів сепарації, тобто для «найгіршого» випадку в межах з досліджуваного діапазону зміни режимних параметрів роботи газосепаратора.

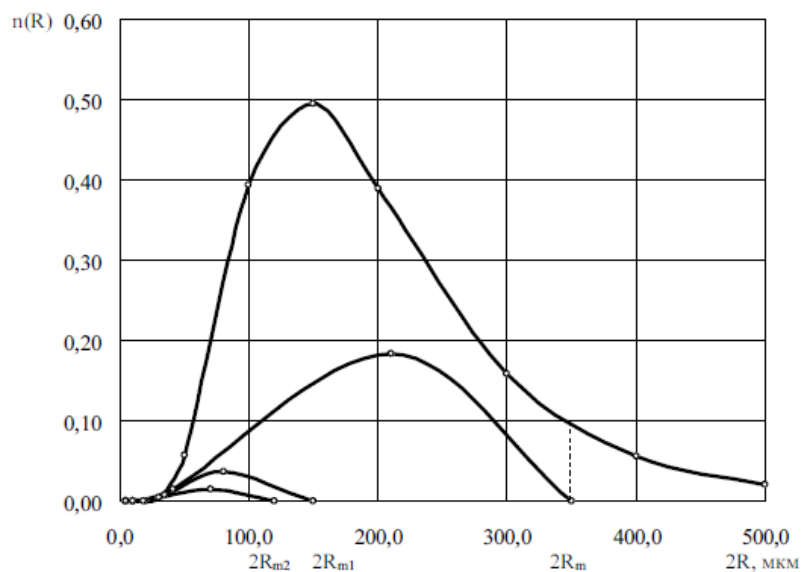


Рисунок 3.17 - Розподіл за розмірами $n(R)$ краплин конденсату та пароподібної вологи у потоці природного газу, що вловлюються сепараційними пристроями (ступенями сепарації) газосепаратора

З урахуванням відомої залежності для визначення сумарної ефективності газосепаратора η :

$$\eta = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2) \dots (1 - \eta_i), \quad (3.6)$$

де $\eta_1, \eta_2, \dots, \eta_i$ – коефіцієнти ефективності ступенів сепарації газосепаратора відповідно. Для отримання експериментальної залежності ефективності сепарації окремих ступенів сепарації η_1, η_2, η_3 при різних навантаженнях по газу та співвідношенні рідинної та газової фаз (L/G) запропоновано застосувати метод фізичної аналогії. Як аналог запропоновано використовувати значення гідравлічного опору $\Delta P_1, \Delta P_2, \Delta P_3$, обумовленого рухом газового потоку крізь моделі сепараційних пристроїв (рисунок 3.18 - 3.20).

$$\eta_1 = -3,47 \ln(\Delta P_1), \quad (3.7)$$

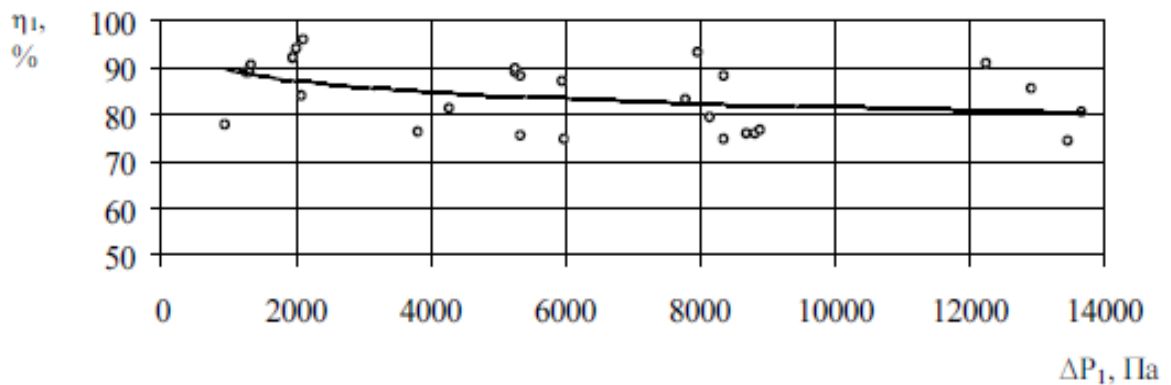


Рисунок 3.18 - Залежність ефективності η_1 вузла попередньої сепарації від гідравлічного опору ΔP_1

$$\eta_2 = 2,17 \ln(\Delta P_2), \quad (3.8)$$

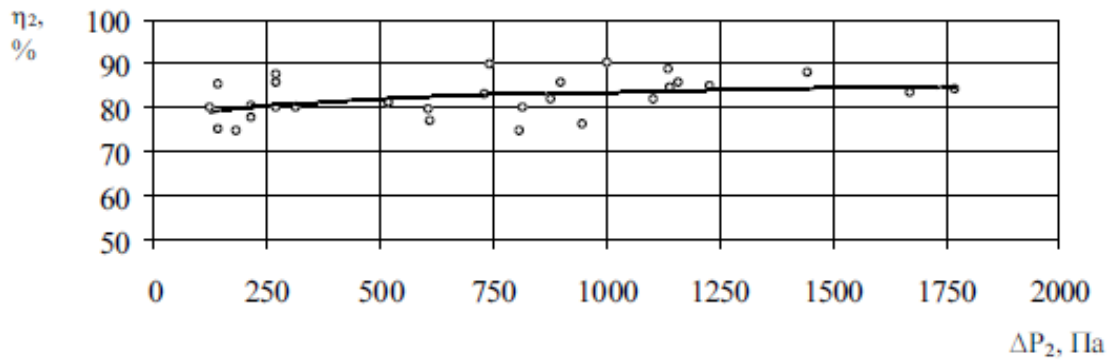


Рисунок 3.19 - Залежність ефективності η_2 відцентрового
однопатрубкового сепаратора від гідравлічного опору ΔP_2

$$\eta_2 = 2,05 \ln(\Delta P_2), \quad (3.9)$$

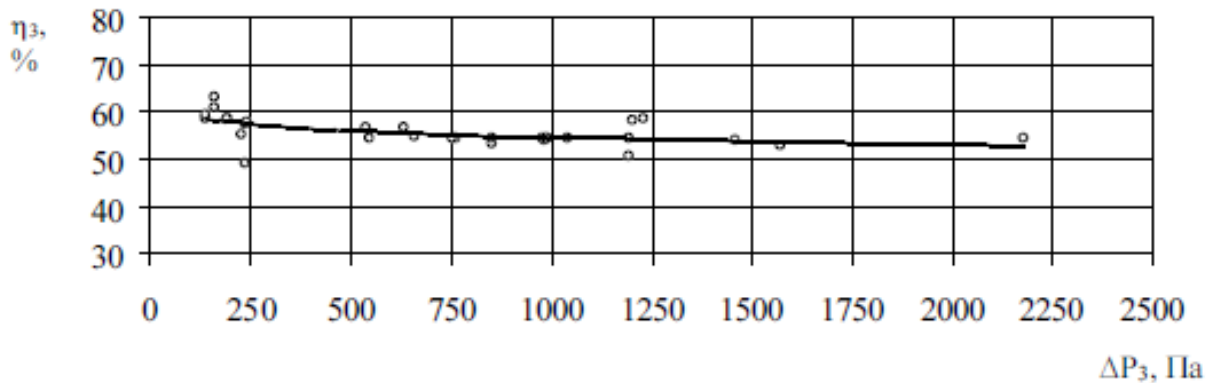


Рисунок 3.20 - Залежність ефективності η_3 блоку вертикальних
криволінійних жалюзійних пластин сепаратора від гідравлічного опору ΔP_3

Адекватність поширення отриманих розрахункових залежностей 3.7-3.9 обмежується областю розвинутого турбулентного гідродинамічного режиму течії двофазного потоку ($Re \geq 10000$, $V \leq 10$ м/с) при стаціонарних режимах роботи за відсутності залпових викидів рідини на вході (вміст краплинної рідини на вході $C \leq 225$ г/м³ для відцентрового та $C \leq 60$ г/м³ для жалюзійного блоків відповідно). Залежність сумарної ефективності блочного горизонтального газосепаратора від продуктивності по газу Q при вмісті краплинної рідини у потоці газу на вході газосепаратора $C_0 = 80-460$ см³/м³ наведено на рисунок 3.21-3.22.

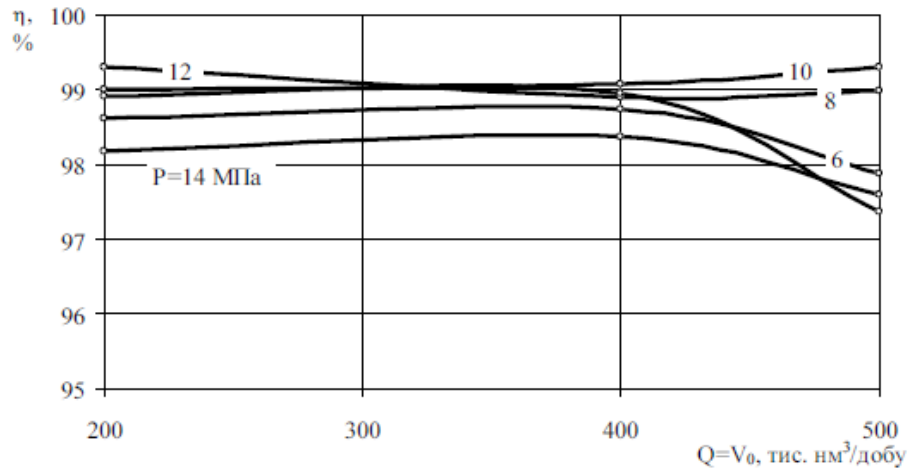


Рисунок 3.21 – Залежність сумарної ефективності η газосепаратора від продуктивності по газу $Q = V_0$ (вміст краплинної рідини у потоці газу на вході $C_0 = 80 \text{ см}^3/\text{м}^3$)

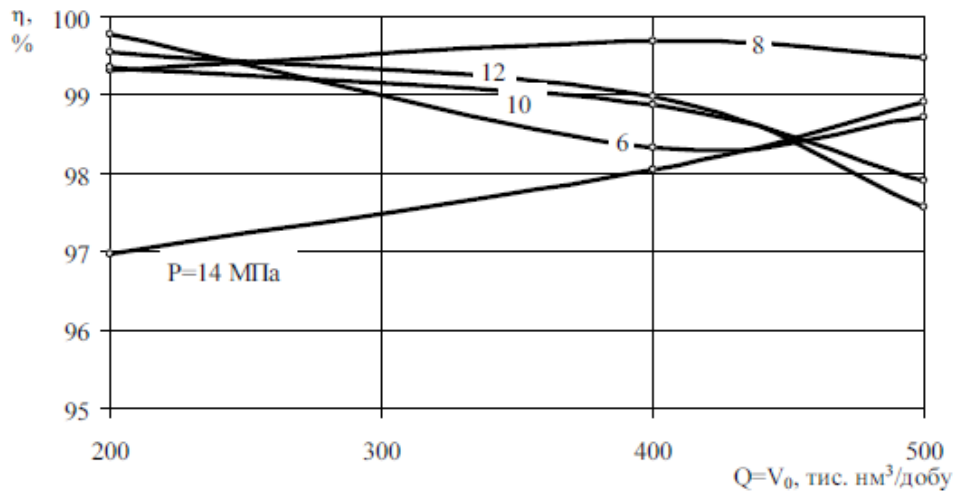


Рисунок 3.21 – Залежність сумарної ефективності η газосепаратора від продуктивності по газу $Q = V_0$ (вміст краплинної рідини у потоці газу на вході $C_0 = 460 \text{ см}^3/\text{м}^3$)

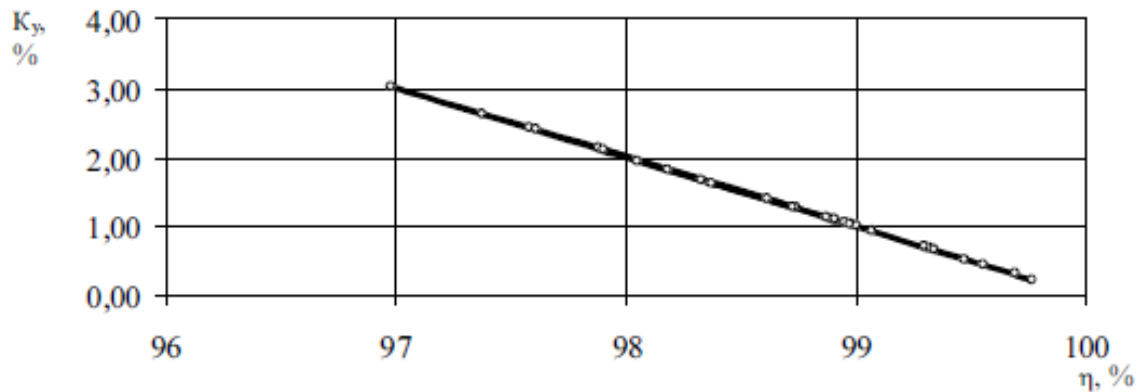


Рисунок 3.22 – Залежність коефіцієнту унесення K_y від ефективності сепарації η газосепаратора

У результаті моделювань з'ясовано, що досліджуваним конструкціям сепараційних пристроїв притаманні загальні недоліки. Здійснення безпосереднього контакту газового потоку та краплин або плівки вловленої рідини, застосування додаткових конструктивних особливостей, утворюючих зворотні струми завихрення, інтенсивне вихро- та хвилеутворення, що поряд з поліпшенням умов сепарації та відводу вловленої рідини, призводять до руйнування структури плівки рідини та унесення бризок, інтенсивність якого визначається швидкістю газового потоку. Так, зокрема, це стосується блоку вертикальних криволінійних жалюзійних пластин з двох напівтруп, який в такому випадку не виконує свого призначення, як бризковловлювач, а є генератором високодисперсного туману. Результати моделювань зведені до таблиць та представлені у додатку Д.

3.1.2 Чисельне моделювання процесів розділення у динамічних сепараційних пристроях

Для дослідження газодинамічної сепарації, 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 3.23.

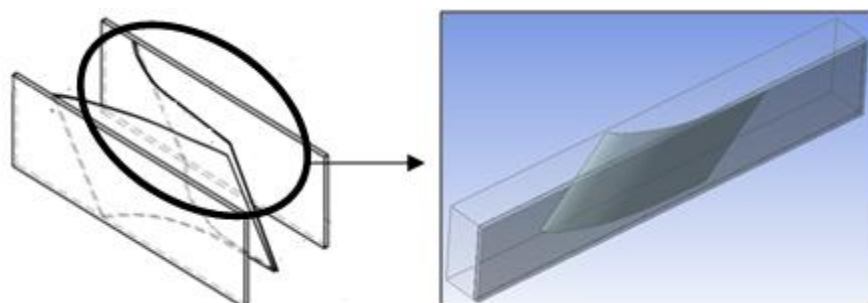


Рисунок 3.23 - Тривимірна розрахункова модель

Для розрахунку даної конструкції елемента скористаємось інструментом ANSYS, що має назву System Coupling. Моделювання в даному модулі має ряд особливостей, наприклад використання, динамічної, автоматично перебудовуємої сітки. В ANSYS Fluent наявні наступні методи перебудови динамічних сіток:

- Smoothing (згладжування сітки);
- Layering (розмноження або видалення комірок сітки);
- Remeshing (перебудова сітки).

Метод Smoothing доступний для трикутних, тетраєдральних, гексагональних та полієдричних сіток (застосовується у випадках 2D та 3D задач), при застосуванні даного методу число вузлів та їх зв'язки не змінюються. Доступно три моделі для внутрішніх областей:

- Spring Smoothing (застосовується у випадку малих деформацій та/або якщо границі переміщуються переважно по нормалі)
- Diffusion Smoothing (застосовується для більш значних деформацій сітки та при цьому здатний зберігати якість сітки на більш високому рівні);
- Linearly elastic solid smoothing (модель деформує сітку таким чином якщо б вона мала властивості лінійного пружного тіла).

Метод Remeshing використовується у випадку задач з великими деформаціями. Сітка перебудовується коли критерій скошеності досягає певного значення, мінімального та максимального значення розміру елемента, число вузлів та їх зв'язки змінюються під час додавання вузлів внутрішніх або поверхневих. Доступні наступні моделі для перебудови сітки:

- Local cell (перебудова деяких внутрішніх елементів);
- Zone Remeshing (відбувається повна перебудова всієї зони, у випадку якщо Local cell не зміг добре перебудувати сітку);
- Local Face (перебудова трикутних елементів на поверхні, що деформується, не може бути використано для FSI поверхонь);
- Region Face (перебудова сітки на поверхні, що прилягає до границі, що рухається);

- Cutcell Zone (перебудова внутрішніх та поверхневих елементів для всієї зони).

Оскільки, при проведенні експерименту прогнозуються значні деформації відбійного елементу 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 3.24;

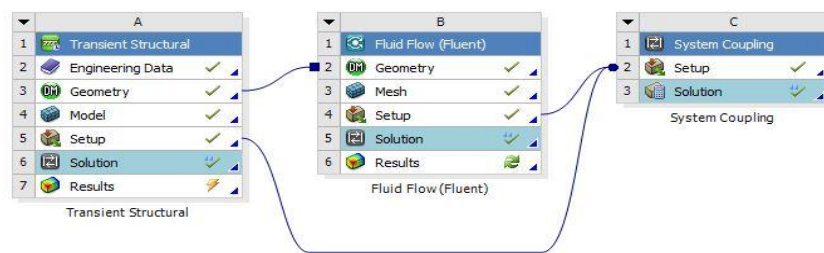


Рисунок 3.24 - Схем проекту при проведенні розрахунку за допомогою System Coupling

2) створюється розрахункова область як вказано, на рисунку 3.25, та призначаємо поверхні для укавання граничних умов, типів динамічних зон та ін.;

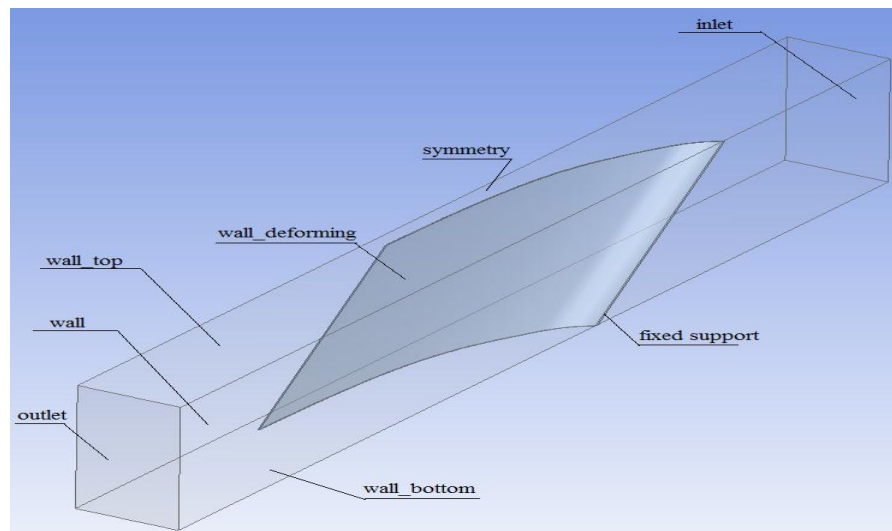


Рисунок 3.25 - Розрахункова модель для рідини та поверхні для завдання граничних умов та типів динамічних зон

3) першою чергою налаштуємо модуль Transient Structural:

3.1) налаштуємо матеріал в Engineering data з властивостями: густина $\rho = 910 \text{ кг/м}^3$; модуль Юнга $E = 3600 \text{ МПа}$; коефіцієнт Пуассона $\nu = 0,42$;

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

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

3.4) налаштуємо 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) налаштуємо контакт між поверхнями, як вказано на рисунку 3.26, обираємо тип контакту Frictionless;

4) налаштуємо модуль Fluent, для цього будемо скінчено об'ємну розрахункову сітку;

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

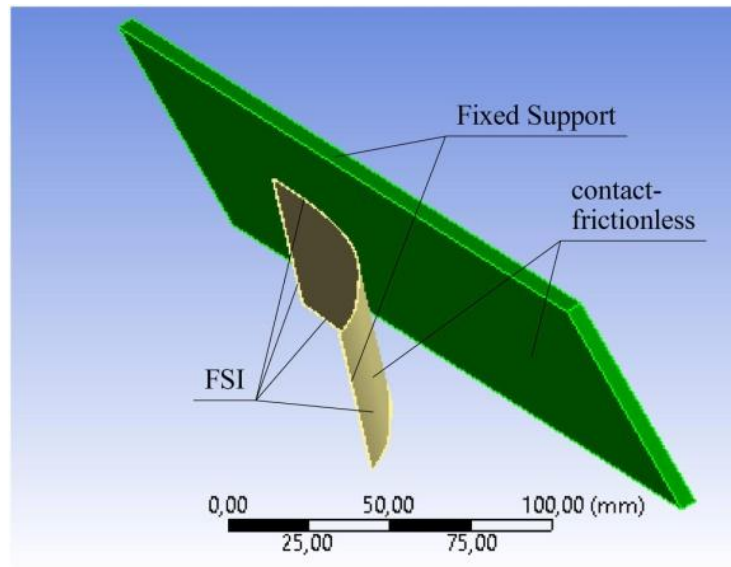


Рисунок 3.26 - Граничні умови для проведення розрахунків з використанням Transient Structural

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) налаштуємо System Coupling

5.1) налаштуємо 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 3.27 - 3.32.

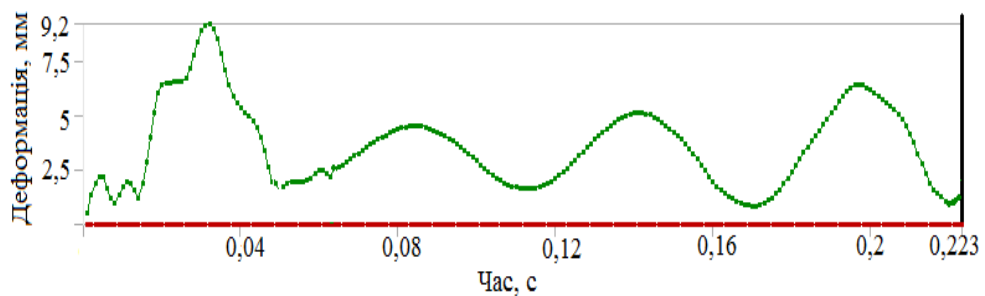


Рисунок 3.27 - Траєкторія руху кромки відбійного елементу при швидкостях входу 6 м/с

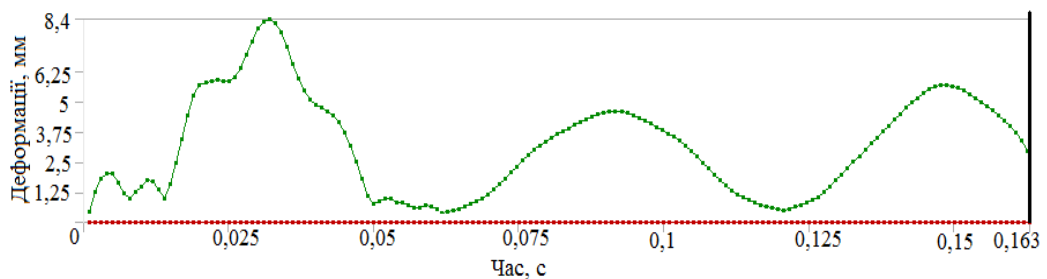


Рисунок 3.28 - Траєкторія руху кромки відбійного елементу при швидкостях входу 5,5 м/с

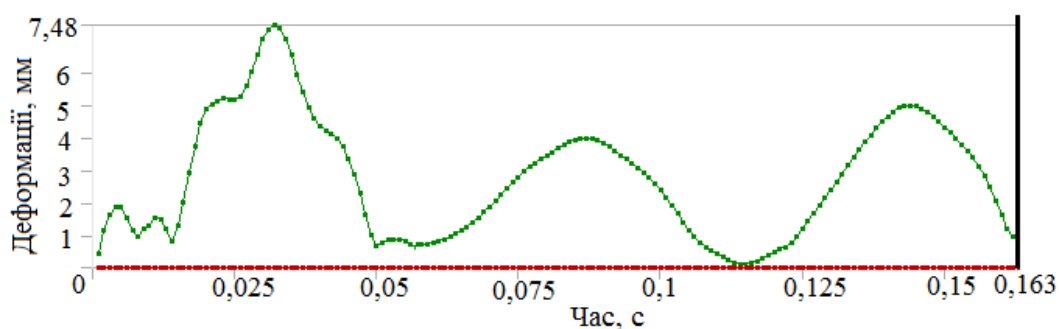


Рисунок 3.29 - Траєкторія руху кромки відбійного елемента при швидкостях входу 5 м/с

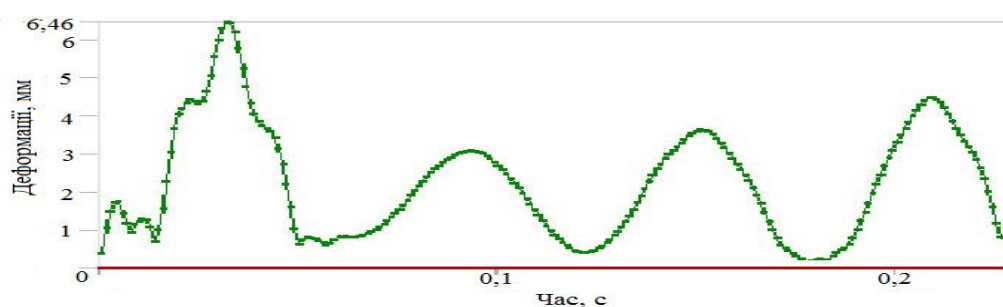


Рисунок 3.30 - Траєкторія руху кромки відбійного елемента при швидкостях входу 4,5 м/с

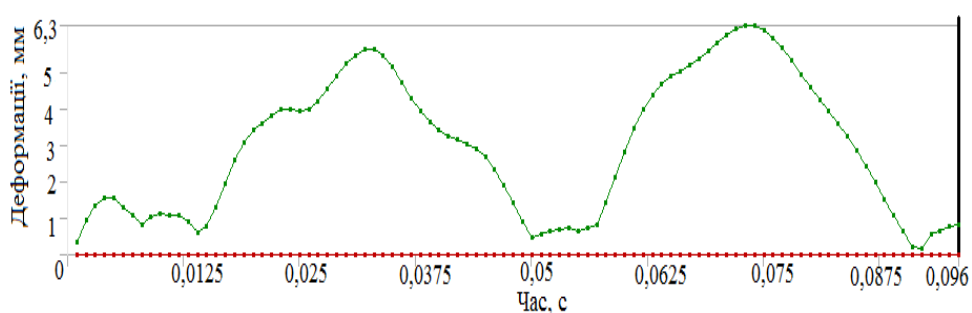


Рисунок 3.31 - Траєкторія руху кромки відбійного елемента при швидкостях входу 4 м/с

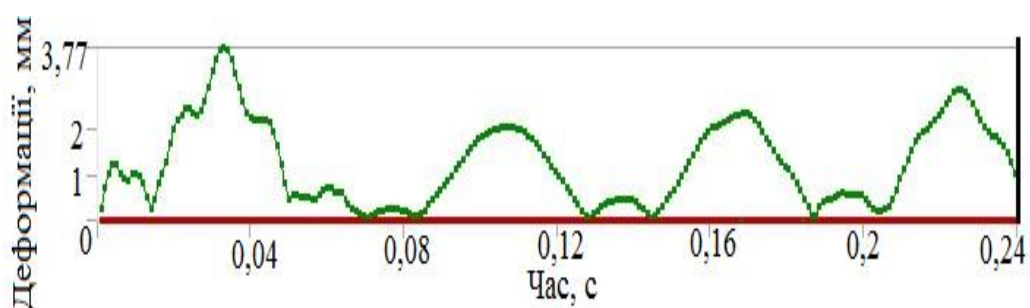


Рисунок 3.32 - Траєкторія руху кромки відбійного елемента при швидкостях входу 3 м/с

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 3.33. Як видно з рисунку 3.33, при значенні вхідного потоку швидкість 4 м/с спостерігається найбільша частота коливань, це можливо, якщо флатер має місце при цій швидкості.

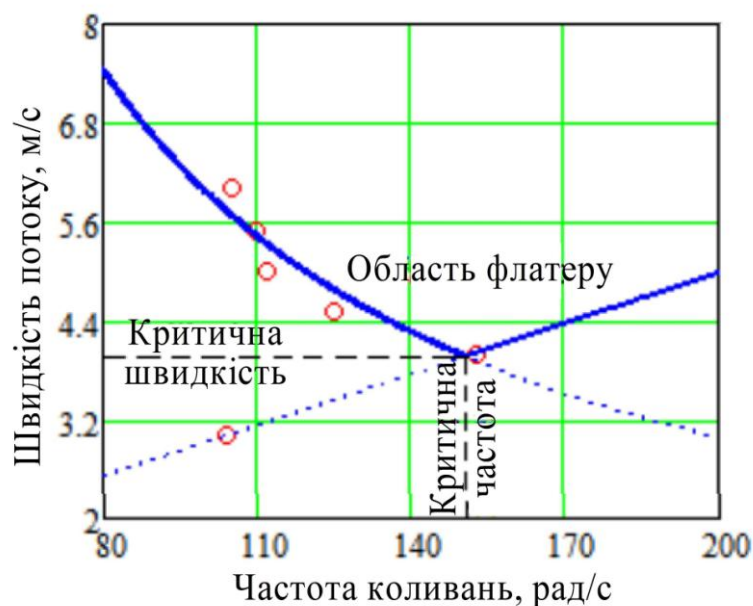


Рисунок 3.33 - Залежність між швидкістю потоку і частотою коливань деформівних елементів

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

Конструкція розглядуваного сепараційного елемента наведена на рисунку 2.2 б. Для спрощення розрахунків розглянемо один вхід сепараційного елемента, як вказана на рисунку 3.34.

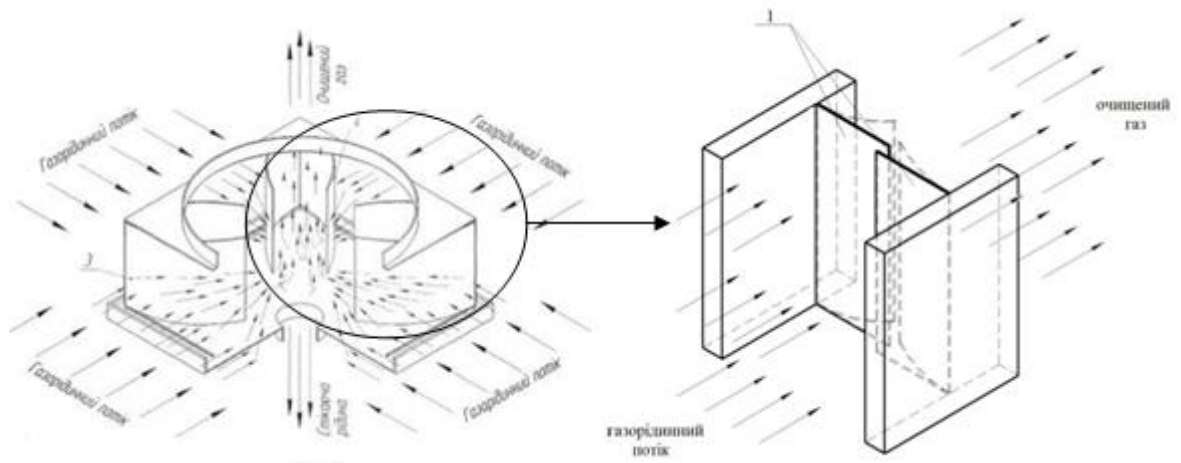


Рисунок 3.34 - Розрахункова конструкція динамічного сепараційного елемента, відбійники якого мають прямокутну форму

Моделювання починається зі створення тривимірної моделі за допомогою САПР КОМПАС-3D (рисунок 3.35). Розрахунок виконується за ітераційною процедурою.

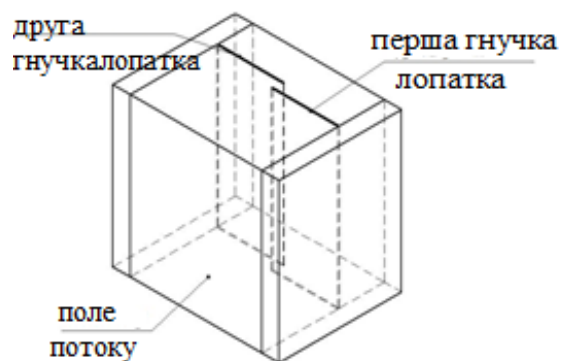


Рисунок 3.35 – Тривимірна модель

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 3.36): поверхні, які відповідають за вхід (inlet) і вихід (outlet), стінки (wall);

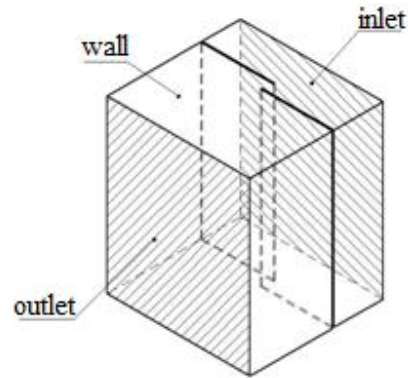


Рисунок 3.36 – Поверхні для завдання граничних умов

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 3.37, а саме за допомогою MathCad вирішується система рівнянь:

$$\begin{cases} R(1 - \cos \phi) = \Delta z \\ R\phi = l_0 \end{cases}, \quad (3.10)$$

де R – радіус кривизни апроксимуючої кривої;

ϕ – центральний кут дуги;

l_0 – довжина дуги, що являється довжиною лопатки, яка складає 38 мм.

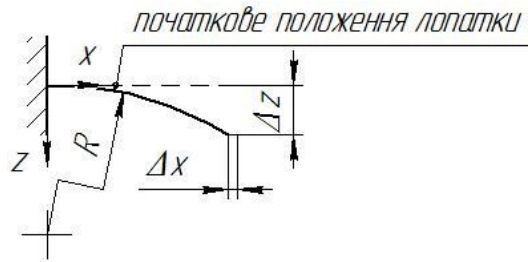


Рисунок 3.37 – Геометрична задача

Такі розрахунки проводяться до моменту виконання умови:

$$|\Delta_i - \Delta_{i-1}| \leq \delta, \quad (3.11)$$

де Δ_i , Δ_{i-1} - деформації у поточній і попередній ітераціях,

δ – допустима абсолютна похибка.

На рисунку 3.38 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.

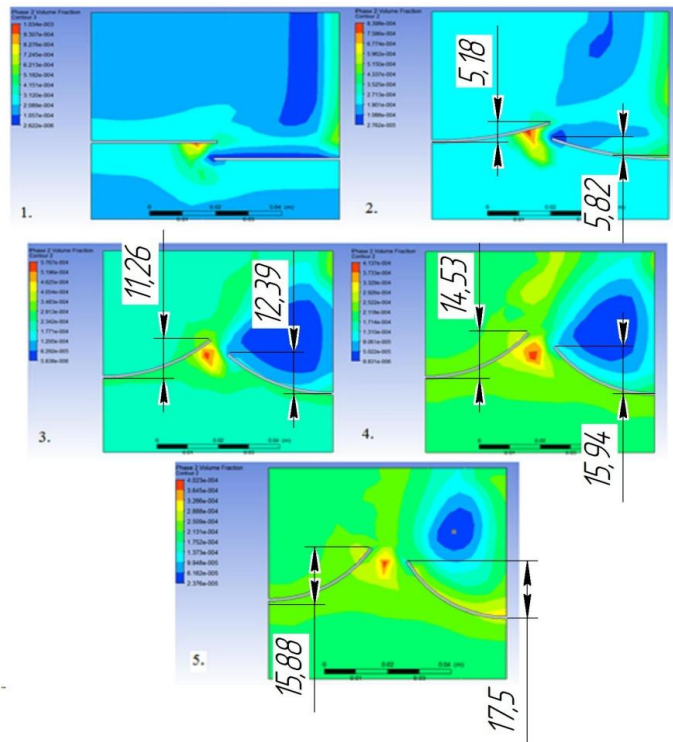


Рисунок 3.38 - Візуалізація результатів розрахунку газодинамічного пристрою для швидкості входу 3 м/с

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

Значення отримані в результаті чисельного розрахунку гідроаеропружної взаємодії пружних елементів газодинамічних сепараційних пристроїв та розраховані за формулою 3.4 коефіцієнти гідравлічного опору зведені до таблиці 3.2.

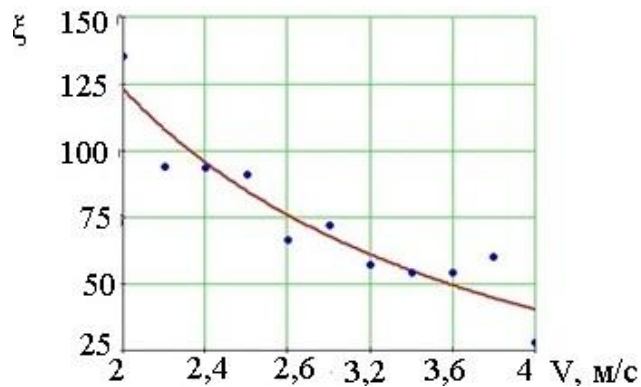


Рисунок 3.39 – Графік залежності коефіцієнту гідравлічного опору від швидкості руху газорідного потоку

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 Δp , 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 3.39.

3.2 Фізичне та математичне (чисельне) 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 (рис.1.6) для визначення ефективності розділення пакету насадок, коефіцієнтів гідравлічного опору та подальшого співставлення з результатами фізичних експериментів. На рисунку 3.42 зображений підігрівач-деемульсатор типу Heater-Treater.

Для моделювання гідродинаміки потоку обираємо універсальний програмний комплекс ANSYS Workbench, а саме його модуль Fluent Flow (Fluent). В якості розрахункової області обрана модель вказана на рисунку 3.41. 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.

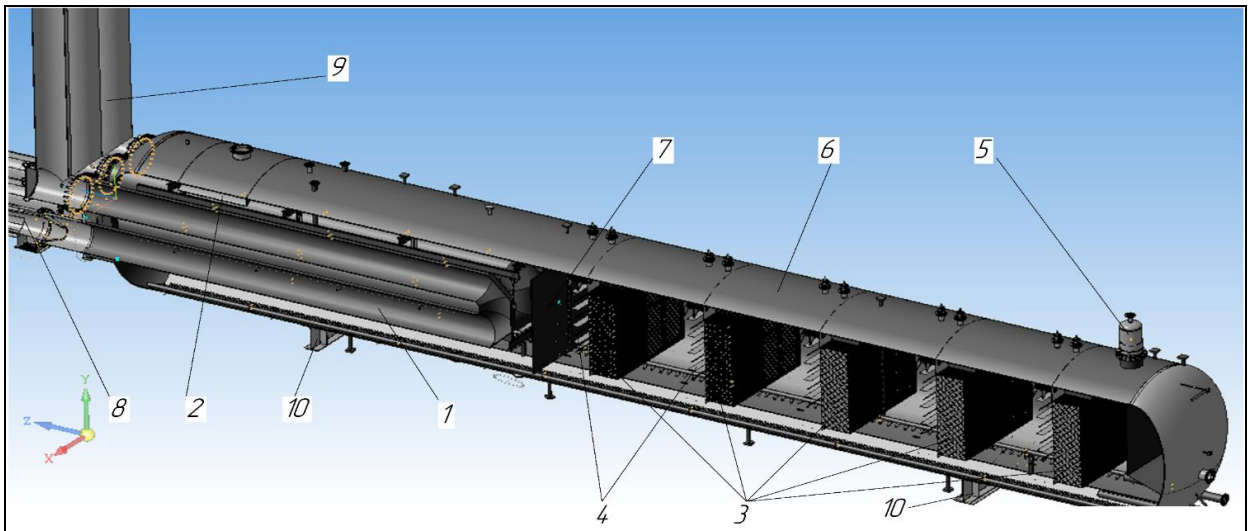


Рисунок 3.40 - Конструкція підігрівача-деемультатора типу «Heater-Treater»: 1 - U-подібні жарові труби; 2 – поличний дефлектор; 3 – жалюзійні насадки; 4 – електродні решітки; 5 – газосепаратор; 6 – корпус; 7 – перегородка; 8 – пальники з калорифером; 9 – димові труби; 10 – опори

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 [76]:

$$\delta_{99} = 4,91 \sqrt{\frac{\nu x}{V}}, \quad (3.12)$$

де ν - значення кінематичної в'язкості, m^2/c ;

x - характерний розмір, для якого розраховується шар, m ;

V - швидкість вільного потоку, m/c .

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

Як видно з таблиці 3.3 товщина граничного шару між пластинами він 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. 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.

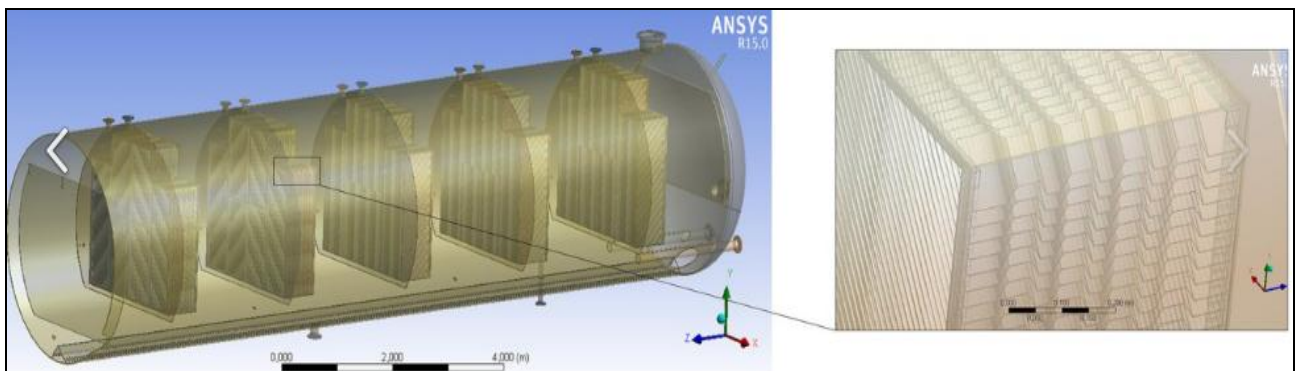


Рисунок 3.41 - Проблемні місця для генерації сітки в початковій геометрії

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.

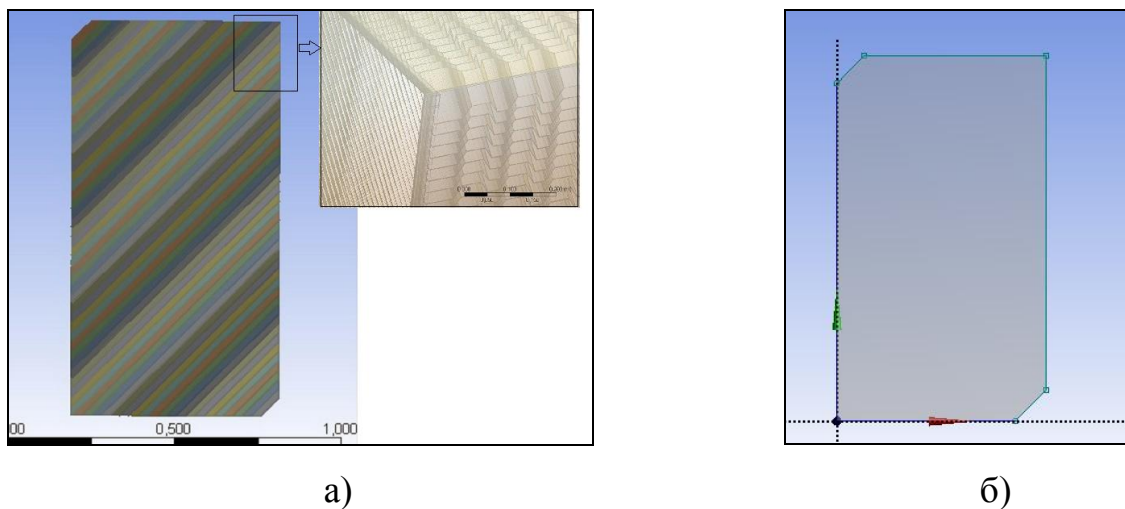


Рисунок 3.42 - Насадковий блок: а) звичайна розрахункова геометрія;
б) розрахункова геометрія з використанням моделі пористого тіла

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[76]:

$$-\nabla p = \frac{150\mu(1-\varepsilon)^2 u}{d_c^2 \varepsilon^3}; \quad (3.13)$$

де μ – динамічна в'язкість рідини, Па·с;

ε - порозність пористого тіла;

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

ρ – густина пористого тіла, кг/м³;

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:

$$\alpha = \frac{d_c^2}{150} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2}, \quad (3.14)$$

Пористість, що входить до даного коефіцієнту розраховується наступним чином:

$$\varepsilon = \frac{V_v}{V_0}, \quad (3.15)$$

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):

$$d_c = 4 \cdot \frac{V_V}{S_V}, \quad (3.16)$$

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 натурального, а числового експерименту. Для підтвердження можливості такого визначення необхідно провести ряд натурних експериментів.

Для моделювання течії водо нафтової 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 дисперсній 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 Eulirian (Multi-Fluid VOF Model) яка являється більш точною, але і більш ресурсозатратною.

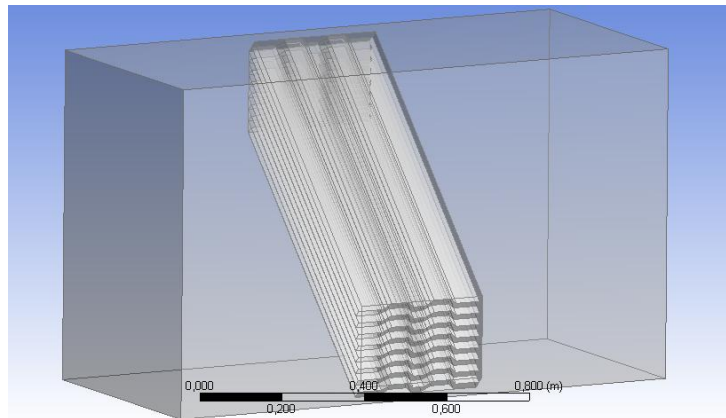


Рисунок 3.43 – Розрахункова область моделі

Необхідно враховувати, що для детального описання процесу коалесценції, дроблення краплин та деформацію міжфазної 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 багатofазного потоку;

- просторова дискретизація об'ємної долі Geo-Reconstruct, теж являється обов'язковою для вказаних налаштувань моделювання багатofазного 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

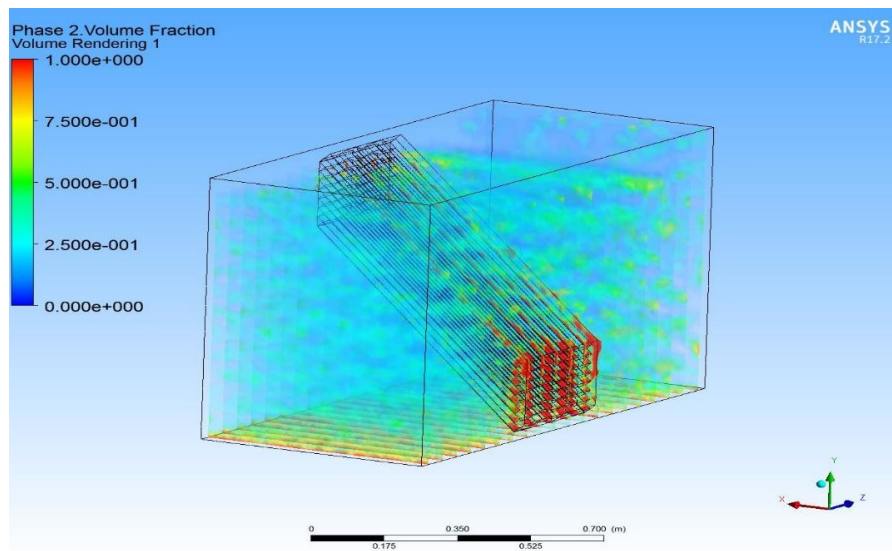


Рисунок 3.45 – Об'ємний розподіл концентрації дисперсної фази

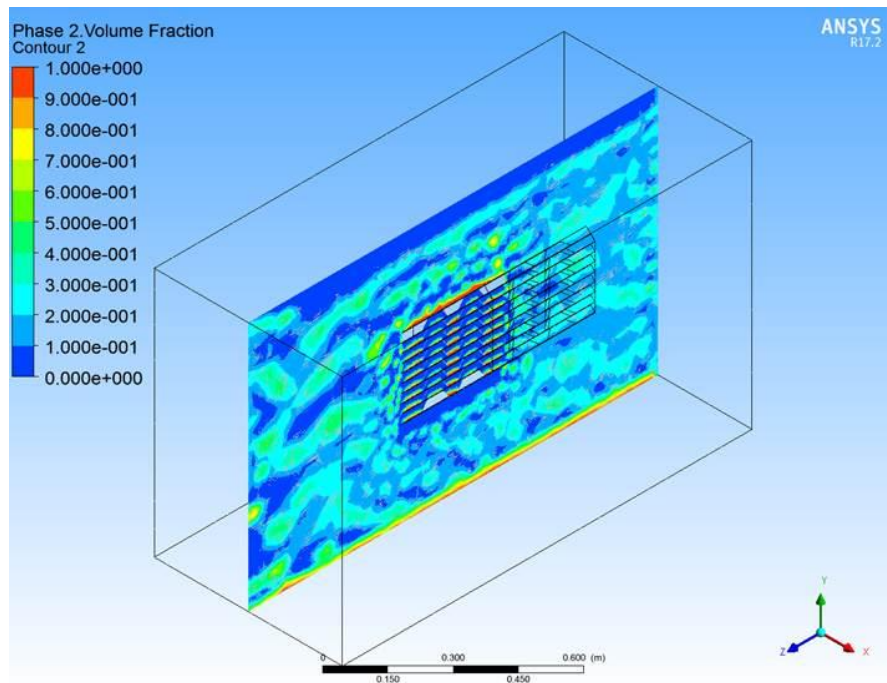


Рисунок 3.46 – Розподіл концентрації дисперсної фази у поперечному перетині каналу

плівка стікає до нижньої частини розрахункової області. За пластинами вектори швидкості краплин направлені до нижньої частини розрахункової області (рисунку 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.

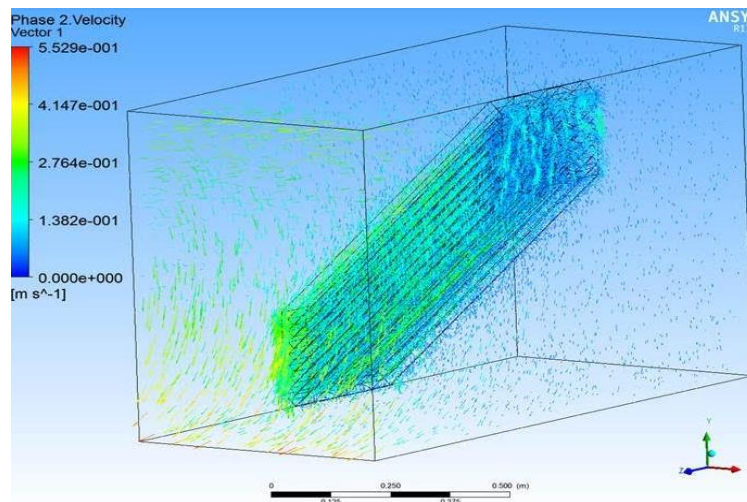


Рисунок 3.47 - Поле векторів швидкості дисперсної фази

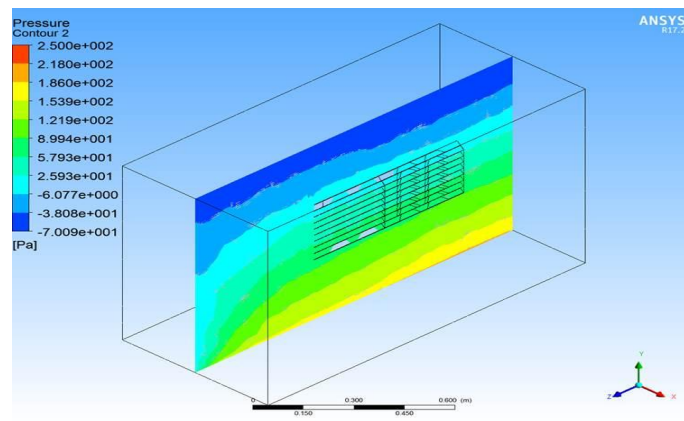


Рисунок 3.48 – Заливка за надлишковим тиском у повздовжньому перетині розрахункової області

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}).

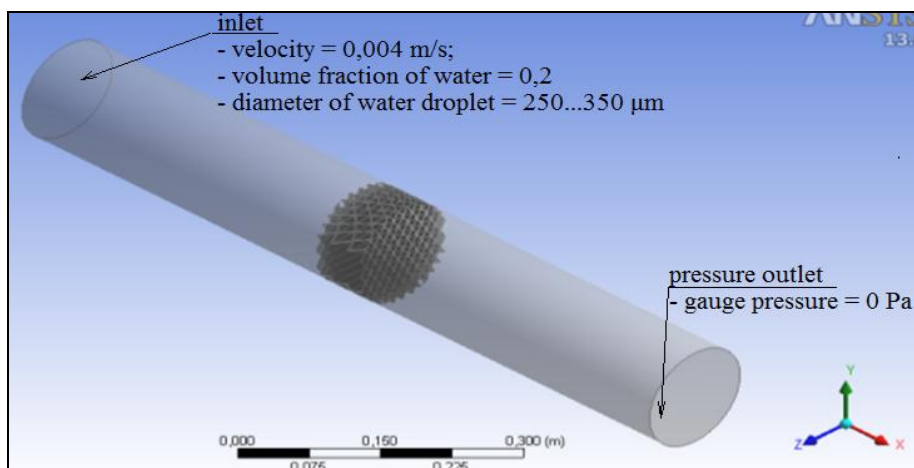


Рисунок 3.49 – Розрахункова область моделі

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.

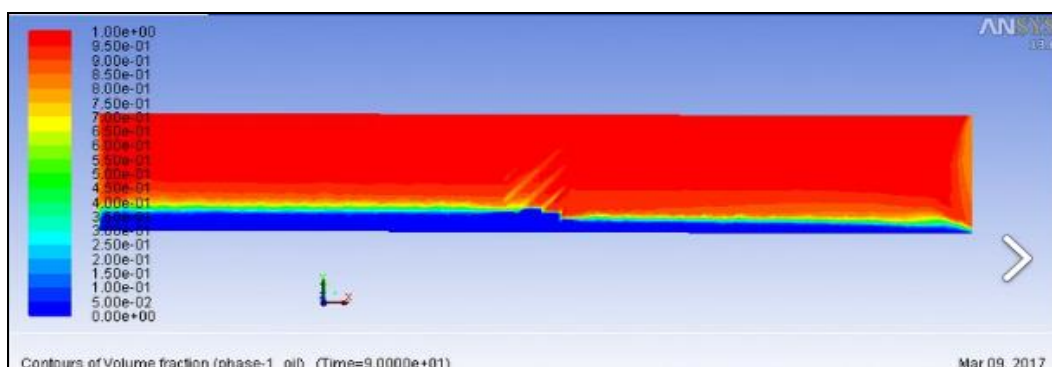


Рисунок 3.50 - Об'ємна концентрація нафти в розрахунковій області

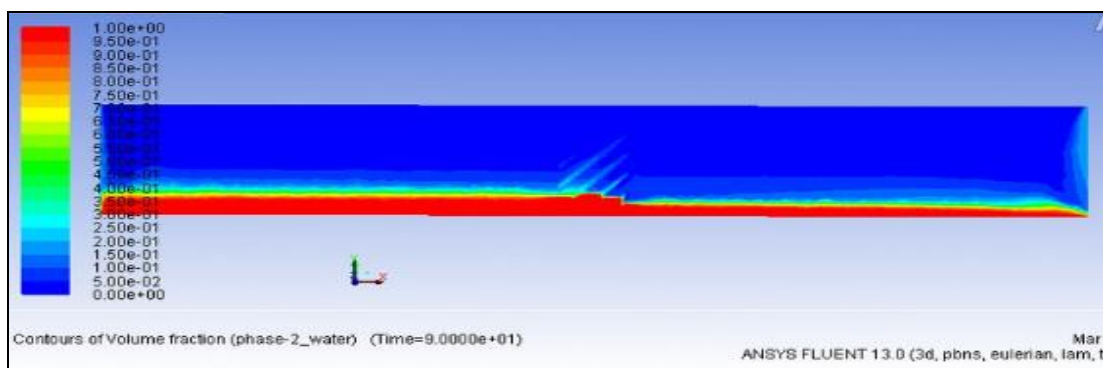


Рисунок 3.51 - Об'ємна концентрація води в розрахунковій області

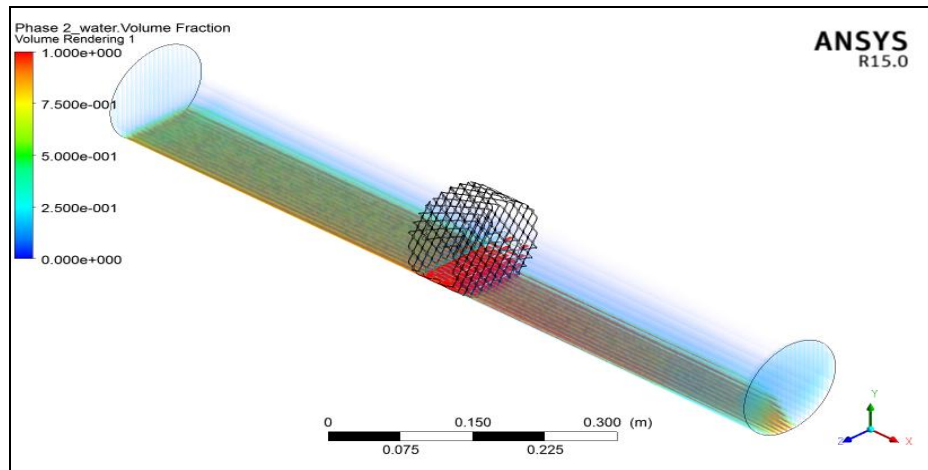


Рисунок 3.52 - Об'ємний розподіл води

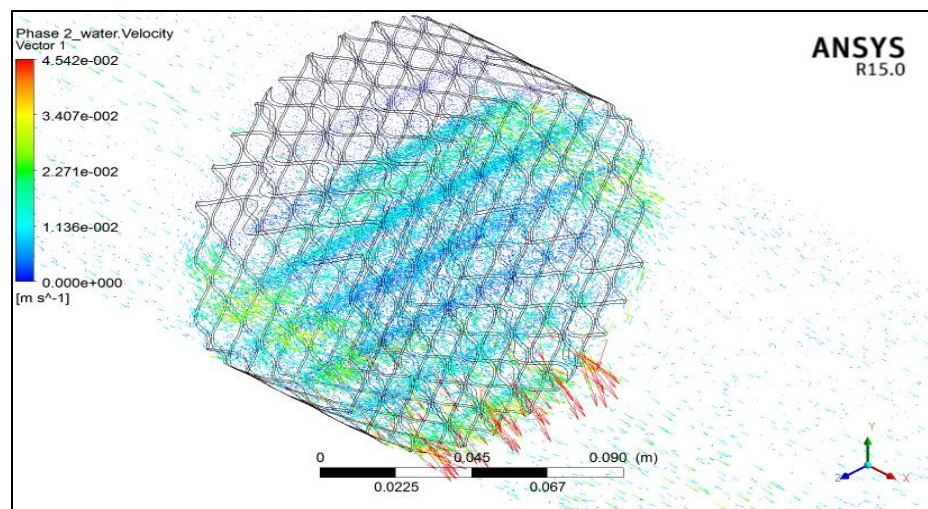


Рисунок 3.53 – Вектори швидкості води

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.

3.3 Фізичне та математичне (чисельне) моделювання процесів сепарації двофазних систем типу газ-тверде

3.3.1 Чисельне моделювання процесу сепарації дисперсних часток під час пневмокласифікації

На експериментальній установці (рисунок 1.7) була проведена серія експериментів з використанням двокомпонентної суміші фракцій $-0,315+0,2$ мм та $-0,63+0,4$ мм. Витрата вихідної суміші дисперсних часток складає $0,03$ кг/с, швидкість висхідного повітряного потоку становить $2,6$ м/с. Результати експериментів зображені на рисунку 3.54.

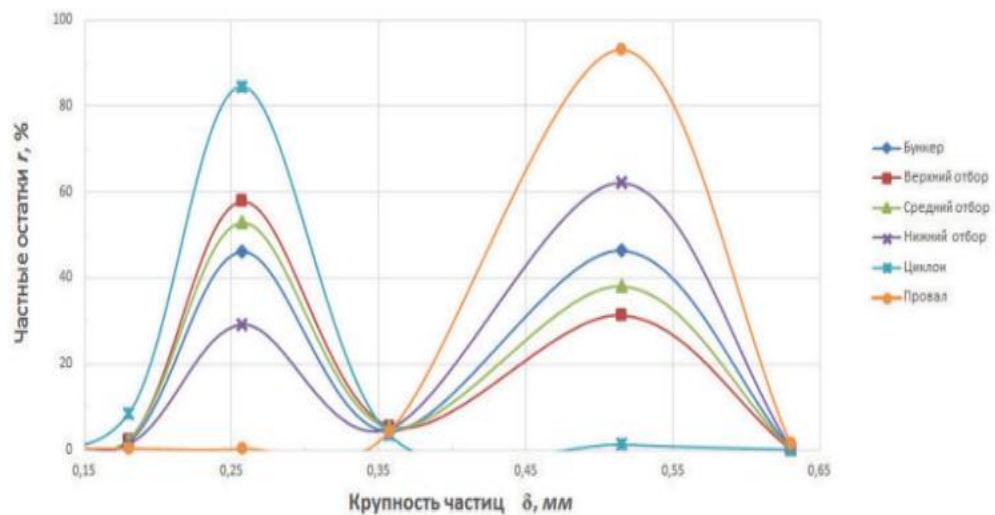


Рисунок 3.54 – Криві розсіву часток вихідної суміші, винесення, провалу та матеріалу з проміжних відборів

Для порівняння даних, отриманих в ході експерименту, а також розрахованих розмірів, конструкції проточної частини пневмокласифікатора і достатньої якості сепарації дисперсних часток відповідно до вимог технологічного регламенту за допомогою універсального комплексу програм ANSYS Workbench було проведено комп'ютерне моделювання процесу розділення багатофазної суміші, а саме системи газ-тверде. Розрахунок гідродинаміки потоку повітря і визначення оптимальних режимних параметрів процесу проводиться за допомогою програмного комплексу ANSYS Workbench, а саме його модуля Fluent Flow [77]. У загальному випадку рівняння руху

частинок полідисперсного матеріалу розглядається з урахуванням наступних сил: гідродинамічного опору з боку несучого газового потоку, сили тяжіння, зіткнення частинок зі стінками апарату і контактними елементами, удару частинок між собою, з обертанням частинок і їх взаємодією з газовим потоком. Для подальшого проведення моделювання процесу використовується препроцесор CFX-Pre, за допомогою якого задаються параметри проведення процесу. Обрано метод вирішення "Pressure-Based", що дозволяє використовувати алгоритм вирішення Navier-Stokes на основі тиску. Встановлюється тимчасова залежність "Transient", що говорить про нестационарне протікання процесу. Розрахунок процесу проводиться з використанням моделі турбулентності потоку k-epsilon. Модель $k-\epsilon$ RNG підвищує точність для завихрення потоків, так як враховує вплив вихору на турбулентність і є більш точною і надійною для широкого класу потоків, ніж стандартна модель. Функція "Standard Wall Functions" визначає пристінкову взаємодію, яка використовується для моделювання турбулентності потоку повітря. Для розрахунку потоку дисперсних частинок в обсязі апарату використовується модель "Discrete Phase Model" яка дозволяє встановлювати параметри, пов'язані з обчисленням дискретної фази частинок. Визначення відсотка поділу твердих частинок щільністю $\rho = 2600 \text{ кг/м}^3$ проводиться в установленому діапазоні діаметрів частинок $d = 0,2-0,315 \text{ мм}$ і $d = 0,4-0,63 \text{ мм}$, при швидкості потоку повітря $V = 2,6 \text{ м/с}$. Завдані наступні граничні умови: на вході (Inlet 1) по витраті полідисперсної фази $P = 0,03 \text{ кг/с}$, на вході (Inlet 2) по швидкості потоку повітря $V = 2,6 \text{ м/с}$ (рисунок 3.55).

Використовуючи модуль ANSYS CFX-Solver виконаний розрахунок процесу на основі тиску. Рівняння тиску виведено з рівнянь безперервності і збереження імпульсу. Оскільки керуючі складові рівняння не лінійні і пов'язані один з одним, процес вирішення включає ітерації, в яких весь набір керуючих рівнянь вирішується багаторазово, поки рішення не зійдеться.

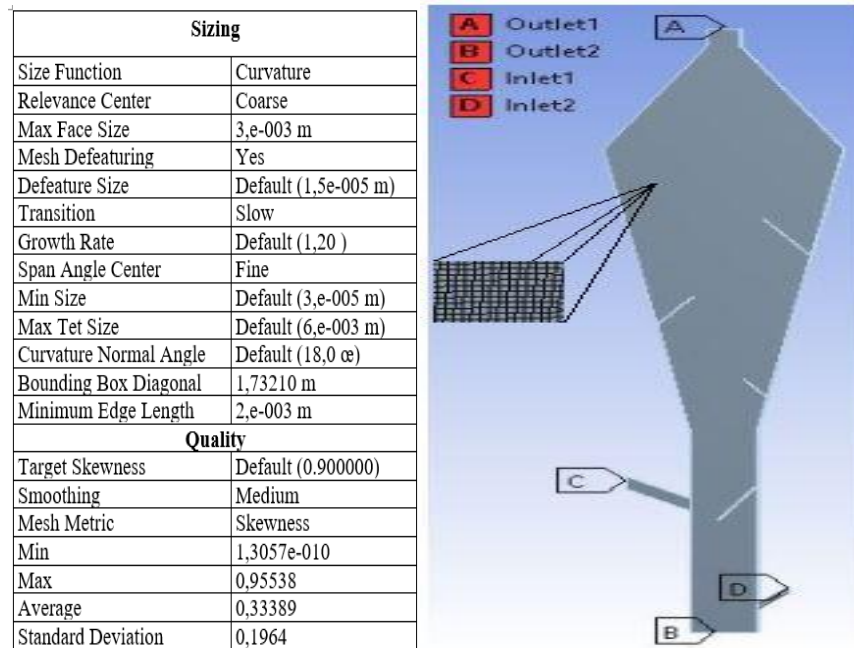


Рисунок 3.55 – Основні параметри розрахункової сітки та граничні умови розрахункової моделі:

A – вихід дрібнодисперсної фракції; B – вихід крупно дисперсної фракції;
C – вхід полідисперсного матеріалу; D – вхід потоку повітря.

За допомогою модуля ANSYS CFD-Post отримані значення основних параметрів (швидкість руху газу, твердих частинок, гідравлічний опір і розподіл твердої фази в об'ємі апарату). В результаті комп'ютерного моделювання процесу сепарації були отримані профілі тиску (рисунок 3.56) і профілі швидкостей (рисунок 3.57), що дозволило визначити гідродинамічні особливості функціонування апарату та їх вплив на ефективність процесу. Була підтверджена оптимальна форма проточної частини, що сприяє утворенню стійких вихорів в обсязі апарату (рисунок 3.55).

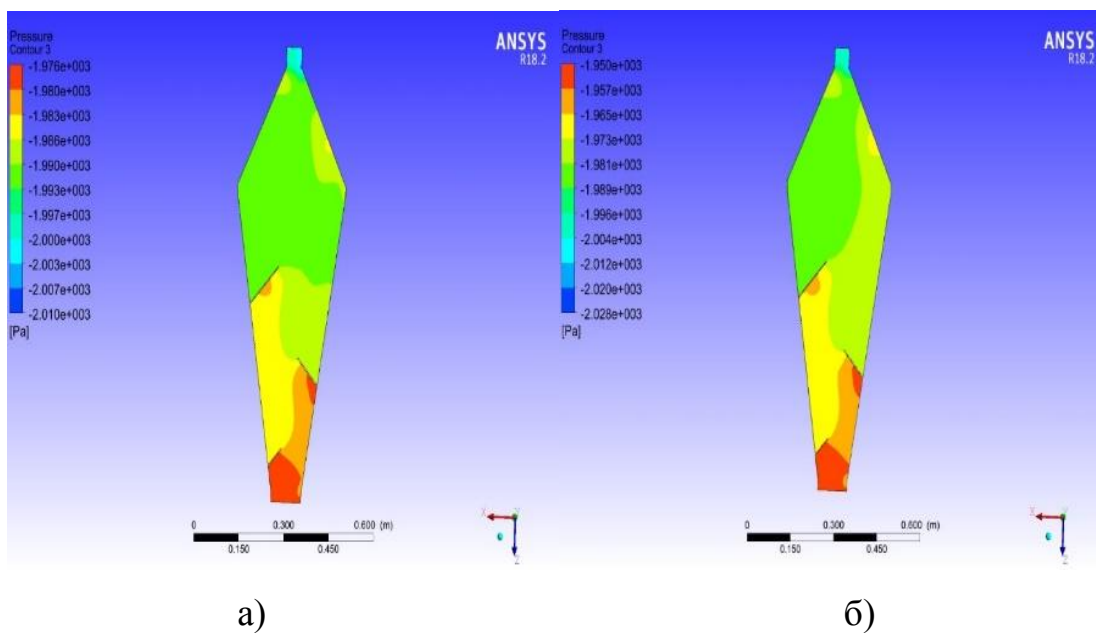


Рисунок 3.56 - Заливка по внутрішньому тиску:

а) для часток $d = -0,315 + 0,2$ мм, $V = 2,6$ м/с; б) для часток $d = -0,63 + 0,4$ мм, $V = 3,784$ м/с

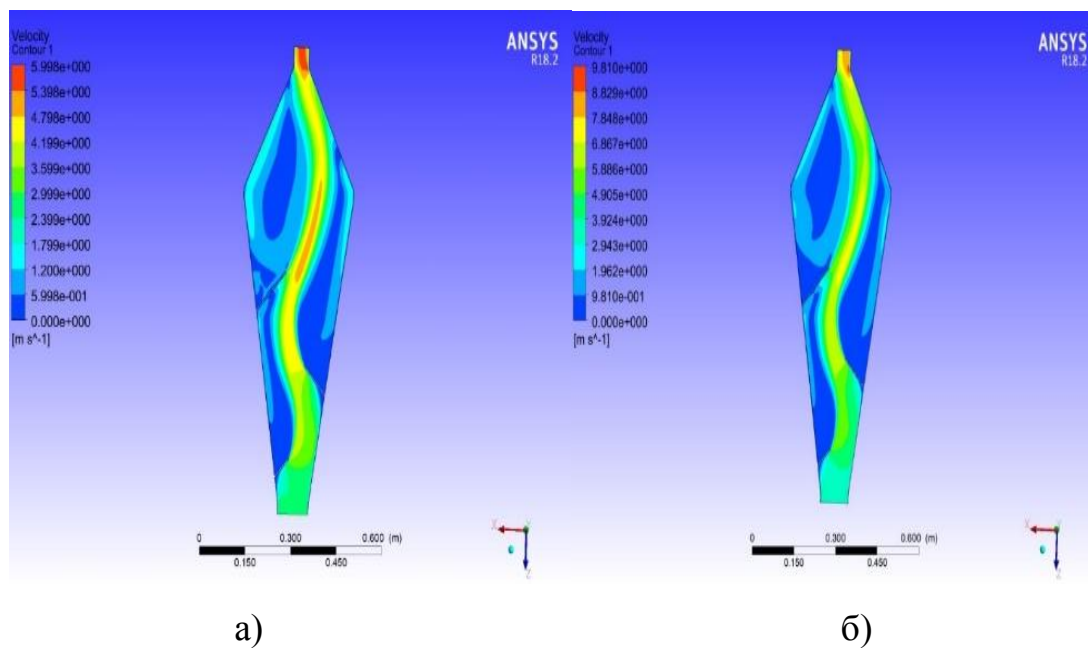


Рисунок 3.57 - Заливка по швидкості повітряного потоку:

а) для часток $d = -0,315 + 0,2$ мм, $V = 2,6$ м/с; б) для часток $d = -0,63 + 0,4$ мм, $V = 3,784$ м/с

Проведена експериментальна оцінка і підтвердження позитивного ефекту впливу перфорованих контактних елементів на структуру повітряного потоку і

характер розподілу твердих частинок в обсязі апарату. В ході моделювання проведено розрахунок об'ємної концентрації частинок на контактних елементах, частинок, що йдуть в винесення і в провал. У процесі порівняння з експериментальними даними підтверджена можливість поділу полідисперсних матеріалів в обсязі одного апарату без застосування послідовно розташованих апаратів. Було визначено характер розподілу швидкості руху потоку повітря в проточній частині апарату (рисунок 3.58). Це в свою чергу дало можливість задати робочі технологічні і конструктивні параметри процесу сепарації полідисперсних матеріалів що забезпечує високу ступінь розділення і ефективність протікання процесу в обсязі одного апарату.

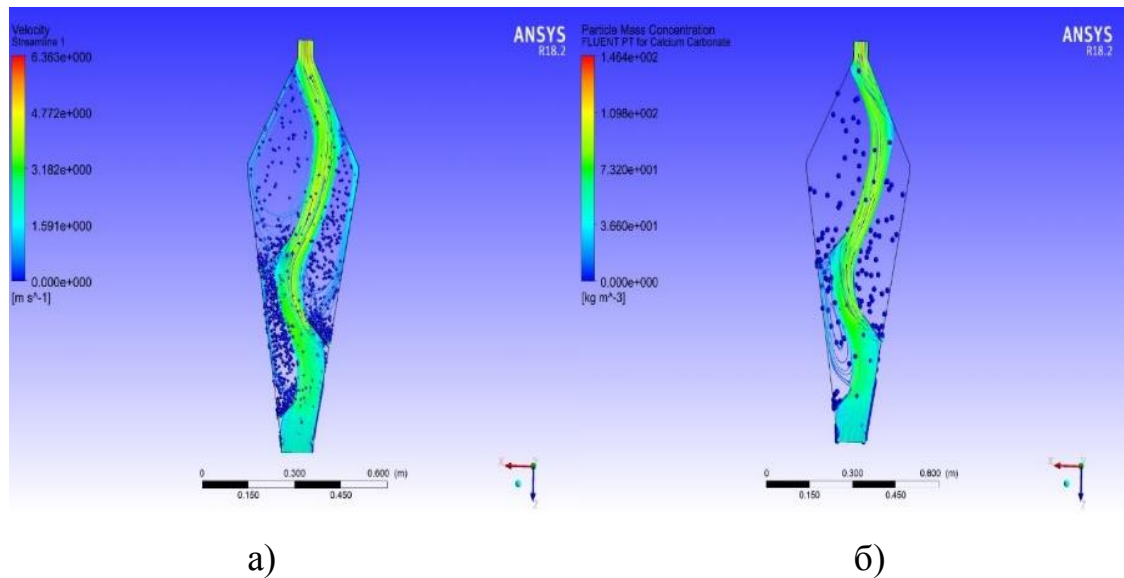


Рисунок 3.58 - Показники швидкості повітряного потоку:

а) для часток $d = - 0,315 + 0,2$ мм, $V = 2,6$ м/с; б) для часток $d = - 0,63 + 0,4$ мм,
 $V = 3,784$ м/с

Отримані дані в результаті моделювання дозволили побачити можливість інтенсифікувати вплив газового потоку на полідисперсний матеріал і організації низхідного потоку великої фракції уздовж стінок шляхом оптимізації конструкції апарату, а саме організації додаткових введів потоків повітря[77]. Отриманий результат буде апробований надалі шляхом створення

розрахункової моделі з новими конструктивними особливостями досліджений CFD-методами.

3.3.2 Чисельне моделювання процесу інерційної сепарації у гідроциклонному SPR-сепараторі

Математичне (чисельне) моделювання процесів інерційної сепарації багатозфазної суміші, а саме системи рідина-рідина-тверде проводиться у об'ємі гідроциклонного SPR-сепаратора.

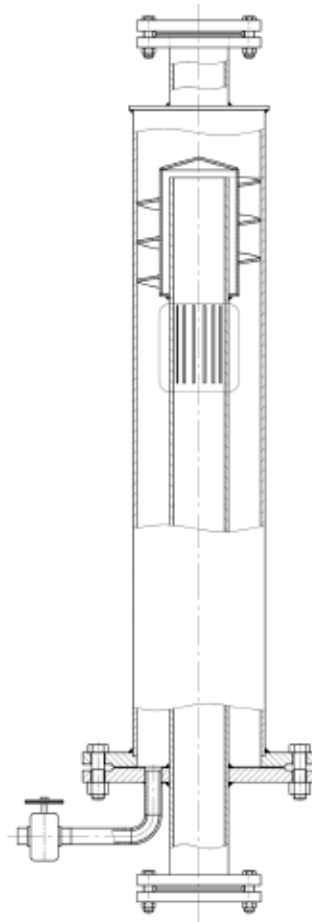


Рисунок 3.59 - Схема SPR-сепаратора з основними потоками

Конструктивно SPR-сепаратор складається з двох циліндричних корпусів - внутрішнього і зовнішнього, двох приблизно однакових за розміром фланців (для входу забрудненого і виходу очищеного масла), трубопроводу з коліном на

90° для відводу відокремлених домішок і спіральної насадки. Сепаратор SPR є автоматичним приладом для поділу і очищення рідких середовищ від специфічно важких забруднень. Принцип роботи такого сепаратора полягає в наступному. Масло надходить через вхідний фланець в сепаратор. У середині корпусу знаходиться спіральна насадка (турбоспіраль), яка надає рідкому маслу обертальний рух. Виникаючі в результаті цього відцентрові сили (які у багато разів перевищують силу тяжіння) впливають в периферійному вихорі на важкі суспензії. Саме під дією відцентрових сил важка фаза рухається від осі апарату до його стінок по спіральній траєкторії вниз. підсумком цього є те, що відсепаровані тверді домішки (≥ 5 мкм) постійно зливаються в осад через випускний отвір для концентрату з частиною рідини.

Для досягнення поставленої мети досліджень слід послідовно розв'язати наступні задачі:

- 1) дослідження гідродинаміки SPR-сепаратора та сепараційного елемента (спіральної насадки);
- 2) визначення гідравлічного опору спіральної насадки та SPR-сепаратора вцілому;
- 3) визначення ефективності спіральної насадки та сумарної ефективності сепарації SPR-сепаратора.

У відповідності до поставлених задач досліджень розроблено 3D геометричну моделі SPR-сепаратора (рисунок 3.60).

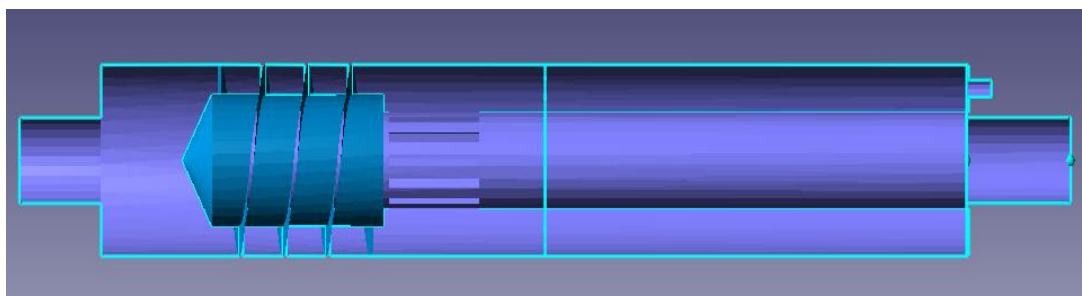


Рисунок 3.60 – 3D модель SPR-сепаратора

Для моделювання гідродинаміки SPR-сепаратора, оцінки його гідравлічного опору шляхом визначення поля швидкостей та тисків у

розрахунковій області геометричної моделі завдаємо математичну модель нестискаємої рідини та модель часток. Для оцінки ефективності сепарації необхідно мати уявлення про об'ємний (ваговий) вміст твердої фази на вході та виході з сепаратора. Вказані параметри суміші можливо визначити після розв'язання кінцево-об'ємним методом відповідних основних рівнянь (підрозділ 1.2). Дослідження проводяться для модельної двофазної системи рідина (суцільна фаза) – тверде (частки). Здійснюємо вибір речовин, які перебувають у розрахунковій області, у якості рідкої фази задаємо керосин та воду, а у якості твердих часток – сталь. При налаштуванні фізичних параметрів моделі завдають опорні значення параметрів (опорні величини) температури ($T=273$ К) та тиску ($P=101000$ Па), тобто, обирають шкалу для змінних температури та тиску. В подальшому поточні змінні температури та тиску представлятимуться відносними значеннями. Алгоритм завдання граничних умов проводиться аналогічно з їх завданням у моделюванні процесу інерційної сепарації з підрозділу 3.1. При завданні граничних умов на поверхнях розрахункової області SPR-сепаратора вказуємо тип граничної умови (рисунок 3.61): для поверхні входу суміші 1 - двофазний вхід, задаємо витрати суцільної та дисперсної фаз, а також дисперсний склад часток (твердих часток) у потоці рідини; на поверхні спіральної насадки 5 задаємо тип граничної умови “стінка”, та вказуємо коефіцієнт “отражение”, коефіцієнт відновлення нормальної складової імпульсу частки після взаємодії зі стінкою, рівним одиниці, що відповідає дзеркальному відскоку.

Алгоритм створення розрахункової адаптованої сітки проводиться аналогічно з її створенням у моделюванні процесу інерційної сепарації з підрозділу 3.1.1. Адаптована розрахункова сітка розрахункової області SPR-сепаратора зображена на рисунку 3.62.

Змодельовані тривимірні течії потоку багатофазної суміші по розрахунковій області моделі SPR-сепаратора візуалізовано методами комп'ютерної графіки у вигляді шарів перетину вздовж руху потоку з заливками за значеннями тиску, модуля швидкості, векторів складових

швидкості суцільної та дисперсної фаз, а також анімаційного зображення спалахів траєкторій руху частинок потоку по об'єму моделі (рисунок 3.63-3.64).

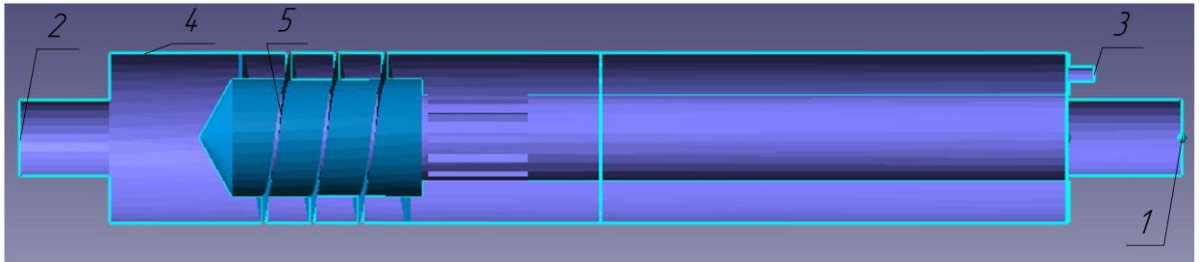


Рисунок 3.61 – Завдання граничних умов на поверхнях розрахункової області SPR-сепаратора:

1 – гранична умова входу (тип граничної умови – двофазний вхід); 2 - гранична умова виходу (тип граничної умови – вільний вихід); 3 - гранична умова виходу (тип граничної умови – вільний вихід); 4 – гранична умова стінки (тип граничної умови – стінка); 5 – гранична умова стінки (тип граничної умови – стінка)

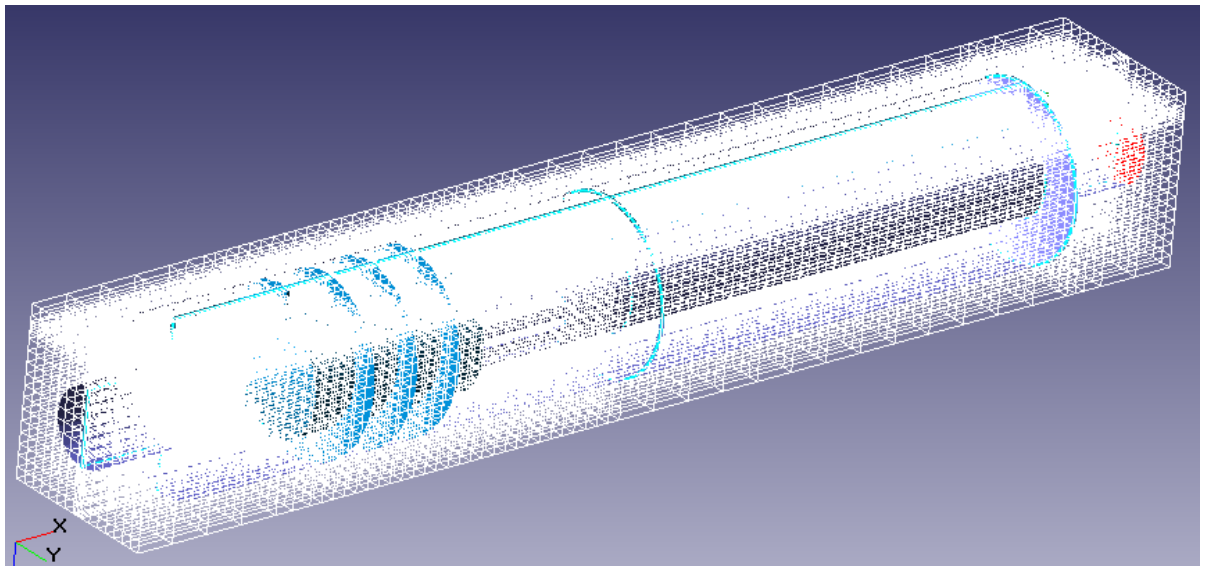


Рисунок 3.62 - Оптимізована початкова нерівномірна розрахункова сітка розрахункової області SPR-сепаратора (51x18x19 вузлів з критеріальною адаптацією за граничними умовами, число осередків - 26392, число розрахункових осередків – 15741)

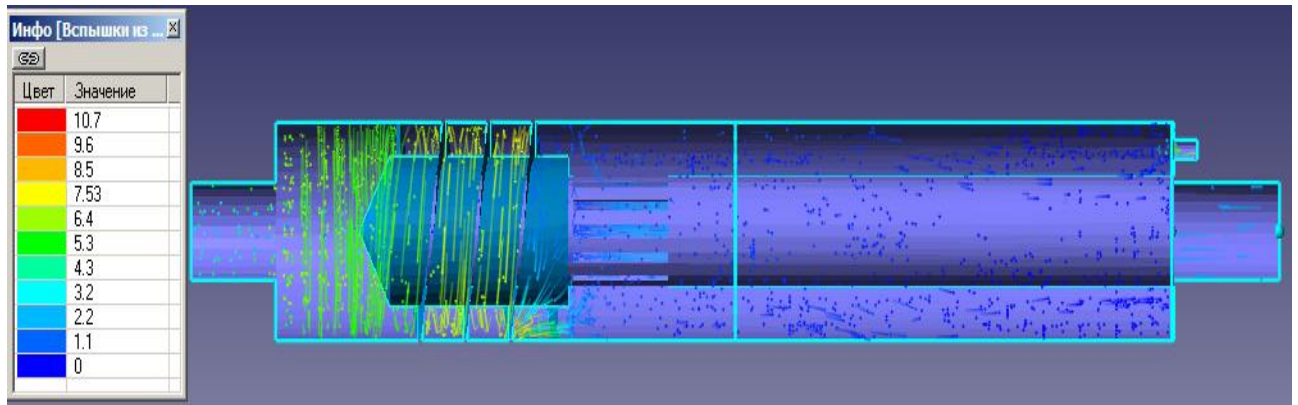


Рисунок 3.63 – Траєкторії руху дисперсних часток в розрахунковій області SPR-сепаратора з підфарбування за значенням модуля швидкості V_u , м/с

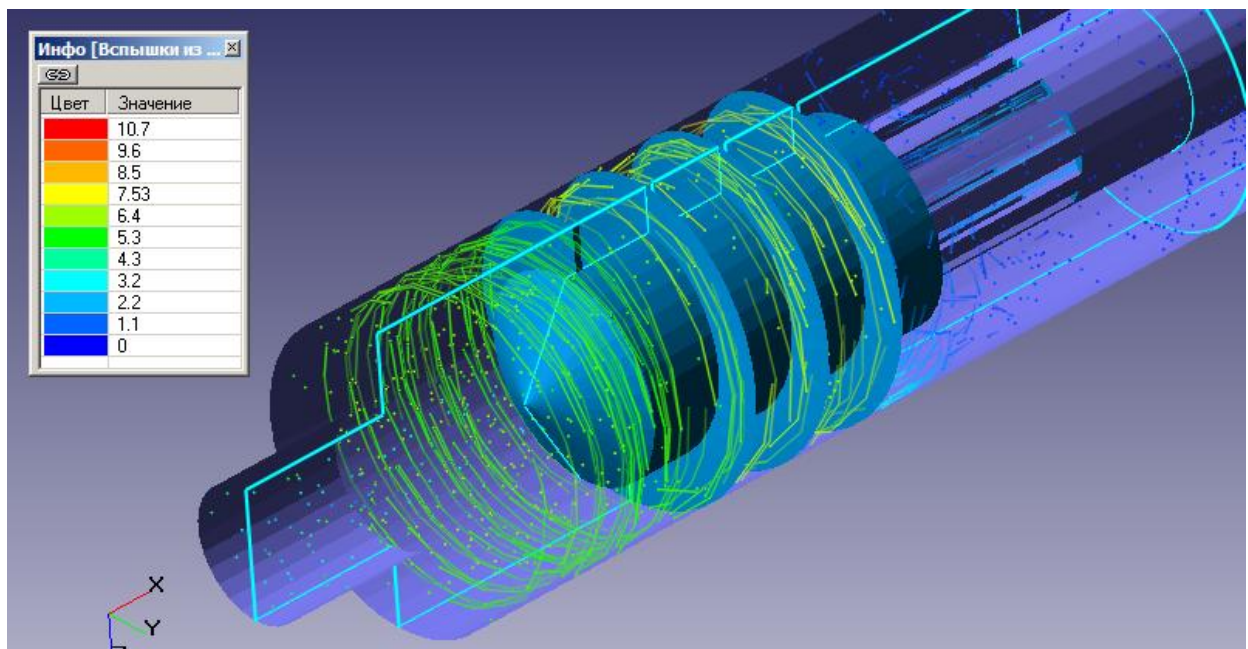


Рисунок 3.64 – Траєкторії руху дисперсних часток в розрахунковій області SPR-сепаратора у зоні розміщення спіральної насадки верхнього блоку газосепаратора з підфарбування за значенням модуля швидкості V_u , м/с

Гідравлічний опір (падіння статичного тиску) ΔP SPR-сепаратора представлено у вигляді розподілів полів тисків у розрахунковій області геометричної моделі (рисунок 3.65).

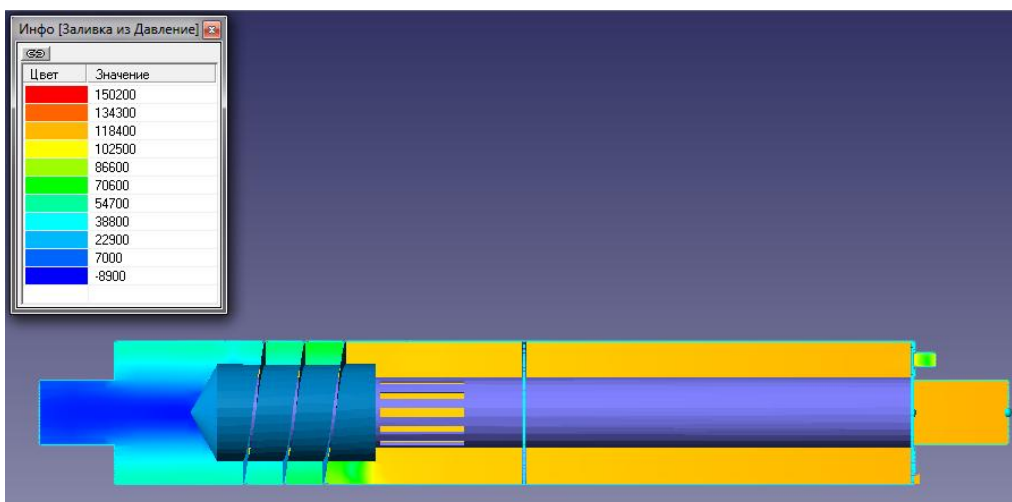


Рисунок 3.65 – Заливка за значеннями розподілу полів тисків P , Па, у розрахунковій області геометричної моделі SPR-сепаратора

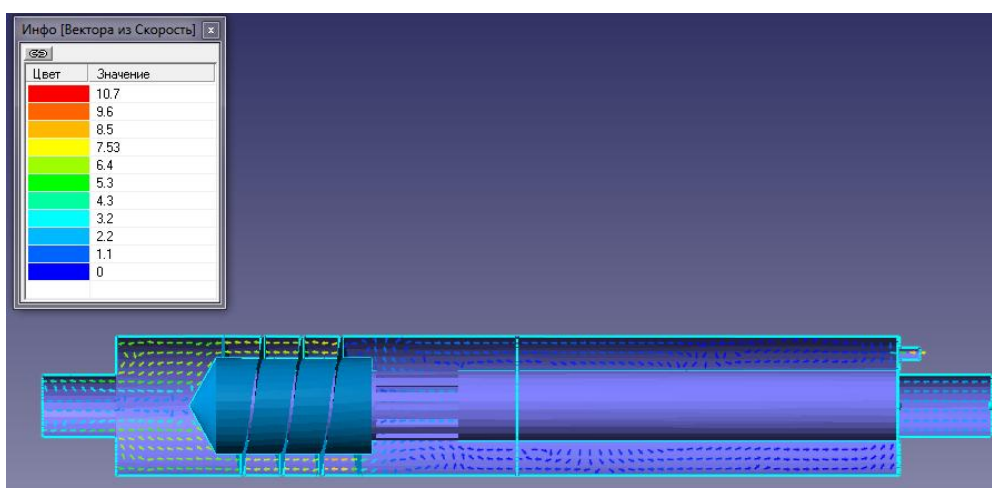


Рисунок 3.66 – Вектори швидкості суміші V , м/с, у розрахунковій області геометричної моделі SPR-сепаратора

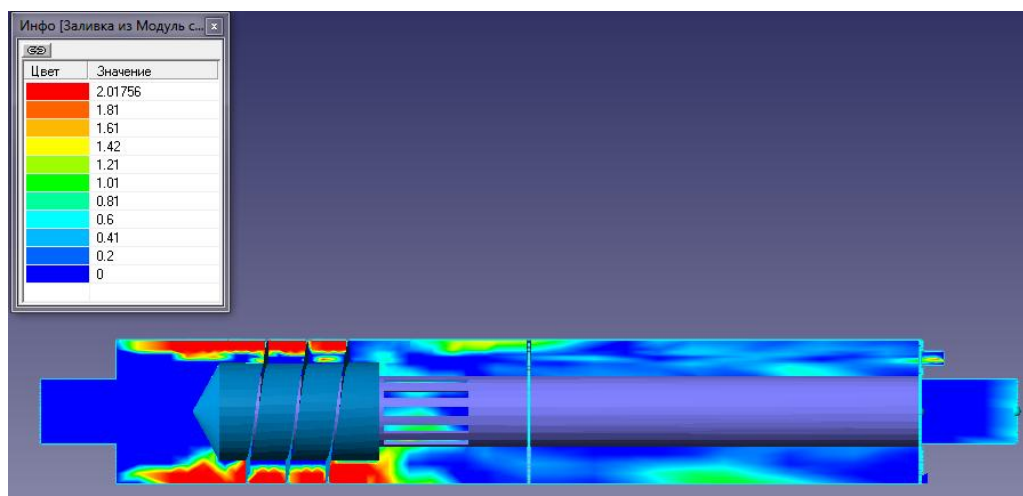


Рисунок 3.67– Заливка за значенням модуля швидкості V , м/с, у розрахунковій області геометричної моделі SPR-сепаратора

4 РЕКОМЕНДАЦІ ДО ПРОЕКТУВАННЯ ТА ВИГОТОВЛЕННЯ СЕПАРАЦІЙНОГО ОБЛАДНАННЯ

4.1 Оптимізаційне профілювання сепараційних каналів та елементів (пристроїв)

При розробці конструкції сепараційних пристроїв однією з найважливіших задач являється оптимальне профілювання сепараційних каналів таким чином щоб забезпечити мінімальні втрати повного тиску, мінімальні відриви течії, для заданих умов на вході в сепараційні канали і на виході з них (витрата суцільної фази, швидкість, тиск і напрям потоку) з урахуванням в'язкості. Точне рішення задачі оптимального аеродинамічного профілювання представляє істотні складнощі. На практиці застосовують прості наближені прийоми, засновані на зрозумілих фізичних уявленнях про гідродинамічно доцільний розподіл швидкостей газу в ядрі потоку і поблизу стінок каналів. При цьому плин реального газу в криволінійних сепараційних каналах газосепараторів в загальному випадку є просторовим та неусталеним, внаслідок чого не піддається повному теоретичному аналізу. Тому на теоретичному рівні наукових досліджень, і зокрема, на етапі розв'язання задач математичних моделювань було зроблено кілька спрощуючих припущень (розділ 2, [48], [36], [51], [48, 49]), які зберігають основні характерні риси досліджуваних фізичних явищ, оскільки без них загальні рівняння руху газодисперсного потоку не можуть бути розв'язані ні в загальному вигляді, ні чисельними методами. Плин потоків розглядався двовимірним, а плівку стікаючої рідини зі змінною товщиною по висоті каналу та вздовж нього, міграція рідини в шарі фільтру розглядалась в режимі самоочищення.

Отже, в результаті додаткового розроблення математичних моделей для інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв представляється можливими провести їх оптимізаційне профілювання. Створені математичні моделі отримали мінімально достатніх спрощень та припущень, які дозволили здійснити їх реалізацію чисельними методами для конкретних умов

однозначності. Розроблені математичні моделі внаслідок зроблених припущень звісно дещо відрізняються як від самих досліджуваних процесів, так і від їх загального математичного опису (загальних диференціальних рівнянь двофазного потоку), але в той же час дозволяють зрозуміти кілька глибоких закономірностей досліджуваних процесів, що стосуються руху потоку суцільної фази та дисперсних часток по криволінійних сепараційних каналах; руху сепарованої рідини в плівці, яка стікає по вертикальній стінці сепараційного каналу в полі сили тяжіння; взаємодії плівки сепарованої рідини з газовим потоком, який рухається перехресно по каналу; розподілу та міграції рідини в волокнистому шарі фільтру та інших.

Точне розв'язання задачі оптимального профілювання криволінійних каналів представляє суттєві труднощі, тому на практиці часто застосовують наближені прийоми, засновані на зрозумілих фізичних уявленнях про гідродинамічно доцільний розподіл швидкостей газового потоку в перетині та в пристінкових областях каналу [80]. Виходячи з цих міркувань, розміри поперечного перетину на вході в криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал обираються з міркувань задоволення площі перетину, яка б забезпечувала доцільну з точки зору гідравлічного опору швидкість газу на вході при заданій витраті газокраплинного потоку. Далі криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал профілюється методом послідовних наближень [81], починаючи з орієнтовних побудовань, у відповідності до основних вимог до форми та співвідношення параметрів окремих ділянок, створення умов для інерційного осадження дисперсних часток при зміні напрямку руху потоку суцільної фази з дотриманням необхідних по середній швидкості потоку прохідних перетинів, а потім лінії, що профілюють форму каналу (профіль стінок з жалюзей) згладжуються з метою запобігання сполучення ділянок зі стрибкоподібною зміною радіусів кривизни по напрямку руху потоку (характерно для криволінійного сепараційного каналу з напівкілець), що особливо важливо, бо в точках такого сполучення розрахунковий розподіл швидкостей або тиску при плинні потоку матиме дотичну складову, що підвищує вірогідність виникнення відривного

поток. Після попереднього побудування криволінійного сепараційного каналу здійснюється розрахунок розподілу швидкостей в розрахунковій області каналу та на стінках, що його обмежують і за необхідності, форма каналу додатково коригується, виходячи з бажаних змін отриманого розподілу швидкостей [82]. До розподілу швидкостей потоку суцільної (несучої) фази на стінках криволінійного сепараційного каналу пред'являються наступні основні вимоги:

- на конфузорних (розгінних) ділянках, починаючи від входу та точок гальмування потоку, що набігає, швидкості повинні монотонно збільшуватися;

- після конфузорних ділянок, перед зоною інерційної сепарації, слід передбачити дифузорні (гальмівні) ділянки, які сприяють сепарації дисперсних часток с потоку суцільної (несучої) фази;

- зі зменшенням швидкості потоку газу зменшується сила аеродинамічного опору, яка заволікає краплі за основним потоком, що полегшує рух краплин по інерції в полі відцентрових сил до зовнішніх стінок криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу. Крім того, збільшення тиску на криволінійній ділянці каналу сприяє поглинанню сепарованих краплин чи утвореній плівки рідини шаром фільтруючих елементів з подальшим відведенням (дренуванням) сепарованої рідини до дренажних каналів і далі з інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою.

Фільтруючі елементи, та зокрема поверхні «висачування» (поверхня розмежування фаз в шарі волокнистих матеріалів) слід розглядати як умовні стінки, на яких швидкість потоку приймає незмінне значення, яке відповідає постійному тиску в дренажних каналах. Особливо слід звернути увагу на профілювання дифузорних ділянок криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу, на яких можливі найбільші втрати напору пов'язані з відривом потоку, а така можливість обмежує градієнт швидкості (тиску) на стінках криволінійного каналу. У відповідності до теоретичних та експериментальних даних [81] умові безвідривного плину задовольняє зменшення швидкості потоку не більше ніж на 25% по довжині стінки, яка дорівнює ширині каналу. Причому за рекомендаціями загальне зниження швидкості на них не повинно перевищувати трьохкратне [80].

Вибір геометричних параметрів криволінійних інерційних сепараційних каналів визначається перш за все гідродинамічною доцільністю, а також урахуванням рикошетів з ударним унесенням бризок сепарованої рідини зі стінок каналів. Слід також враховувати вплив геометричних параметрів каналу на ефективність сепарації та гідравлічний опір сепараційних каналів. Таким чином, для заданих умов на вході в криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал та виході з нього (витрата газового потоку, поля швидкостей та тисків), з урахуванням в'язкості, існує оптимальна геометрична форма каналу, яка забезпечує мінімальні втрати повного тиску [81].

Як вказувалось вище профілювання сепараційних каналів представляє значні труднощі. При цьому для динамічних сепараційних елементів дана задача додатково ускладнюється необхідністю врахування аеропружних явищ. Саме тому було проведене гідродинамічне профілювання сепараційних каналів з використанням спрощеної CFD-моделі динамічних сепараційних пристроїв, відбійні елементи яких утворюють конфузур, якщо не враховувати відхилення від даної форми в зоні кріплення відбійного елемента до корпусу апарату. Серединний переріз створеної розрахункової моделі вказаний на рисунку 4.2.

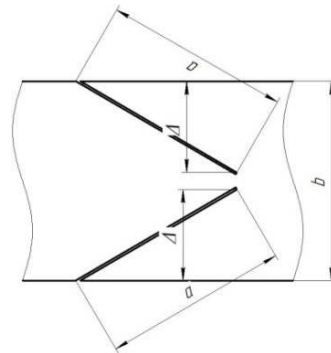


Рисунок 4.1 - Серединний переріз створеної розрахункової моделі

Для оптимізації скористаємось програмним комплексом ANSYS, а саме його модулем Fluen Flow, з використанням моделі турбулентності $k-\varepsilon$ (Realizable) та моделі багатофазних потоків Mixture. Параметром розрахунку ε Δ (рисунок 4.2), цільовою функцією являється об'ємна частка рідини на виході з елемент, а саме її мінімізація, довжина пластини $a = 65$ мм, ширина каналу $b =$

75 мм. Об'ємна частка рідини у вхідній газорідинній суміші $2 \cdot 10^{-4}$, розмір рідких краплин 10 мкм.

Основні отримані залежності об'ємної частки рідини на виході з динамічного сепараційного елементу при постійній швидкості від розкриття зазору наведені на рисунках 4.2 - 4.7. Інші отримані результати наведені в додатку Ж.

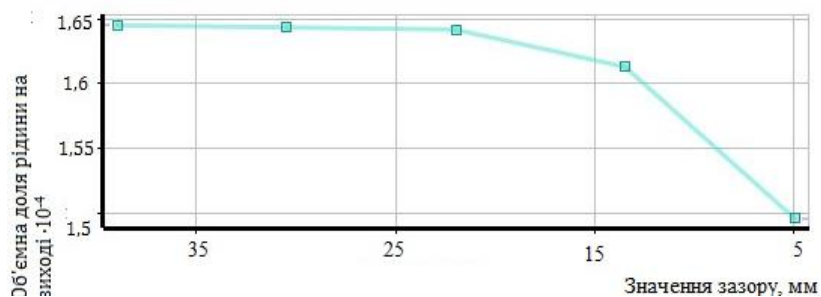


Рисунок 4.2 - Залежність об'ємно об'ємної частки рідини на виході з динамічного сепараційного елементу при швидкості 2 м/с від розкриття зазору

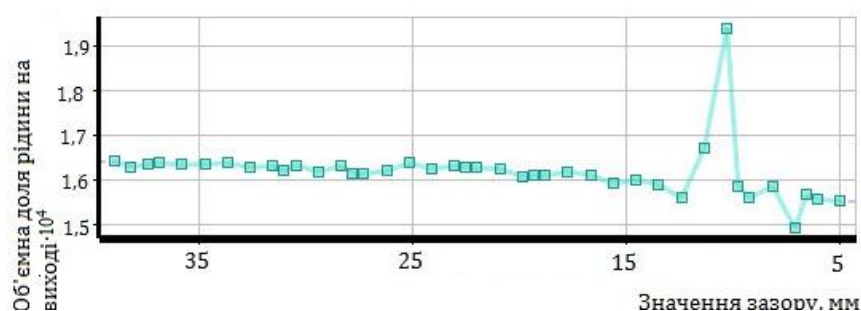


Рисунок 4.3 - Залежність об'ємно об'ємної частки рідини на виході з динамічного сепараційного елементу при швидкості 6 м/с від розкриття зазору

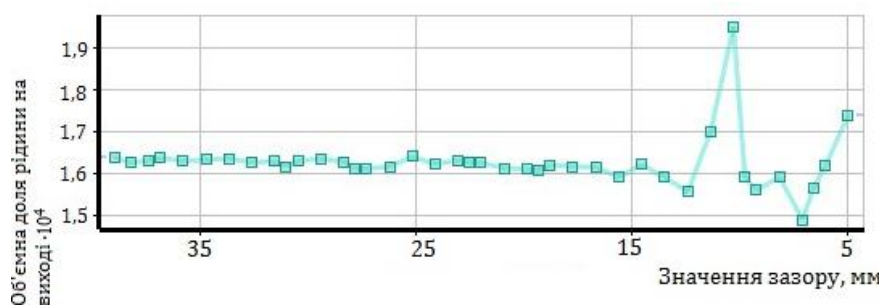


Рисунок 4.4 - Залежність об'ємно об'ємної частки рідини на виході з динамічного сепараційного елементу при швидкості 8 м/с від розкриття зазору

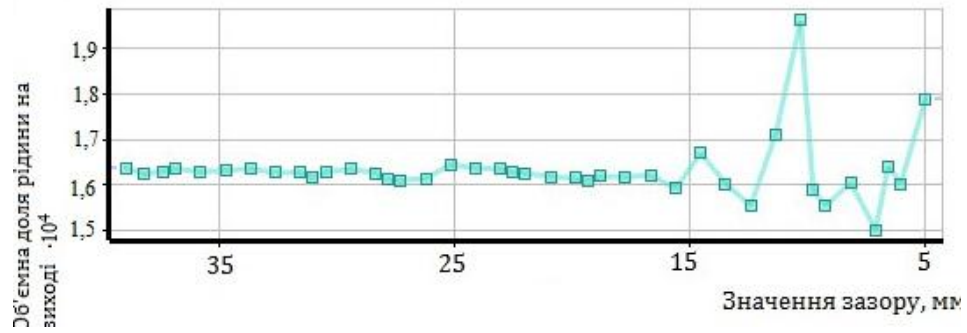


Рисунок 4.5 - Залежність об'ємно об'ємної частки рідини на виході з динамічного сепараційного елемента при швидкості 10 м/с від розкриття зазору

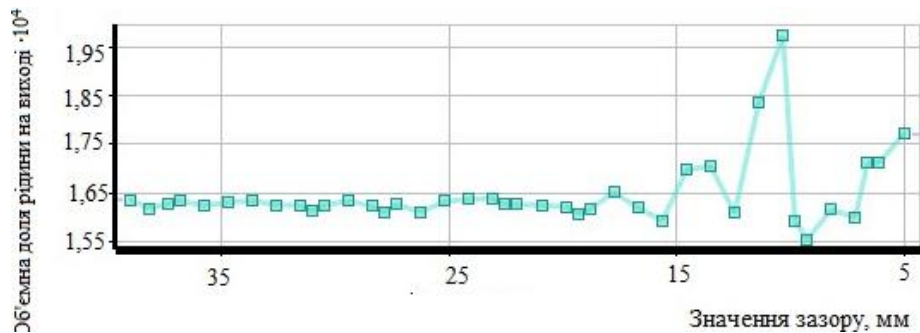


Рисунок 4.6 - Залежність об'ємно об'ємної частки рідини на виході з динамічного сепараційного елемента при швидкості 14 м/с від розкриття зазору

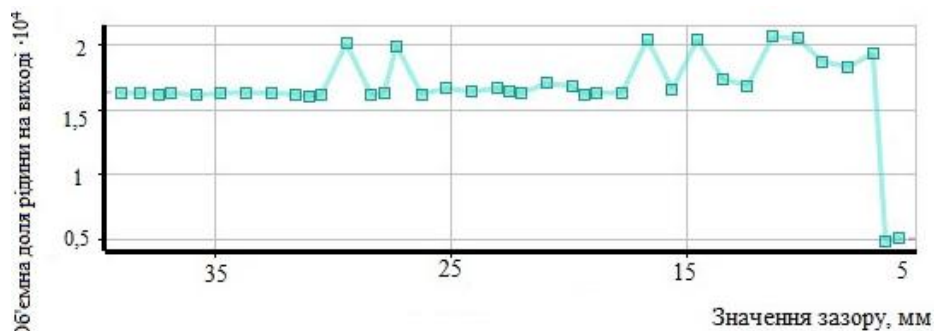


Рисунок 4.7 - Залежність об'ємно об'ємної частки рідини на виході з динамічного сепараційного елемента при швидкості 35 м/с від розкриття зазору

Для визначення необхідного оптимального зазору на кожній з швидкостей потрібно враховувати не тільки умову мінімальності об'ємної доли рідини на виході з елемента, а й стабільність процесу сепарації в залежності від зазору поряд з обраною точкою. Результати зведені до таблиці 4.1. Як видно з таблиці 2.2 в розглянутому діапазоні швидкостей 2-35 м/с при забезпеченні необхідних зазорів можна забезпечити зміну ефективності сепарації на 5 %.

З огляду на рисунки 4.2 – 4.7, додаток Ж при значенні зазору 32,34 мм виникає різке падіння ефективності сепарації, для пояснення цього явища необхідно проаналізувати результати чисельних розрахунків для бризко вловлювача при значенні параметру $\Delta = 32,34$ мм та швидкостях входу більших 6 м/с. На рисунку 4.8 наведені ізолінії об'ємної частки рідини та поле швидкостей рідких частинок в серединному перерізі для швидкості входу 6 м/с. Як видно з цього рисунку при вказаних умовах відбувається інтенсивне призковинесення вловленої рідини з сепараційного елменту.

Таблиця 4.1 - Оптимальні значення зазору для деяких швидкостей

№	Швидкість, м/с	Зазор між пластинами, мм	Об'ємна доля рідини на виході·10 ⁴	Ефективність уловлення рідини, %
1	2	5	1,4963	25,18
2	5	5	1,5214	23,93
3	6	12,44	1,5581	22,09
4	8	12,44	1,5771	22,145
5	9	12,44	1,5559	22,205
6	10	15,624	1,5921	20,395
7	11	15,624	1,5923	20,385
8	12	15,624	1,5931	20,345
9	13	15,624	1,5933	20,335
10	14	19,344	1,608	19,6
11	15	19,344	1,6076	19,62
12	16	19,344	1,6072	19,64
13	17	19,344	1,6068	19,66
14	18	19,344	1,6064	19,68
15	19	19,344	1,6061	19,695
16	20	19,344	1,6058	19,71
17	25	19,344	1,6042	19,344
18	30	19,344	1,6028	19,86
19	35	31,032	1,6044	19,68

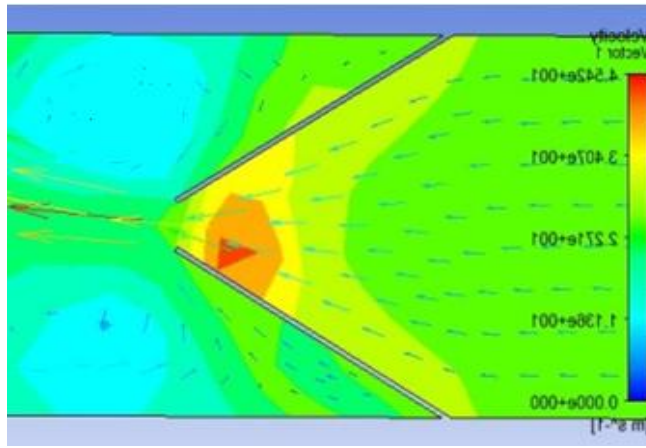


Рисунок 4.8 - Ізолінії об'ємної частки рідини та поле швидкостей рідких частинок в серединному перерізі для швидкості входу 6 м/с

4.2 Оптимізаційне компонування багатofункціональних сепараторів з застосуванням модульних сепараційних пристроїв

Традиційне конструктивне оформлення сепараційного обладнання не завжди дозволяє отримати кінцевий цільовий продукт, який буде відповідати існуючим вимогам до якості. У таких апаратах процеси розшарування водонафтових емульсій та очистки газових потоків мають порівняно низьку ефективність та інтенсивність, що може призвести до втрати значної кількості легких вуглеводнів C_1-C_4 , які являються коштовними цільовими компонентами, та до інших негативних наслідків. На сьогоднішній день вирішити цю проблему можливо шляхом оптимізаційного компонування багатofункціональних сепараторів з застосуванням модульних сепараційних пристроїв [83, 84, 85]. На прикладі традиційного сепараційного обладнання розглянемо методику проведення оптимізаційного компонування. Об'єктом досліджень обрано бензосепаратор УСН Гнідинцівського ГПЗ (рисунок 4.9), має вигляд циліндричної вертикальної ємності, у якій розміщені відбійні та переливні пластини для гравітаційно-інерційної сепарації газорідного потоку. Конструкцією бензосепаратора передбачено встановлення сітчастого

тумановловлювача, оскільки легкі вуглеводні C_1-C_4 , що перебувають у вигляді дрібнодисперсних часток, можуть видалятися з апарату у складі газового потоку, тому вихідний газовий потік потрібно очистити від дисперсної рідини. На першому етапі оптимізаційного конструювання проводимо чисельне моделювання гідродинаміки бензосепаратора у програмному комплексі Flow Vision.

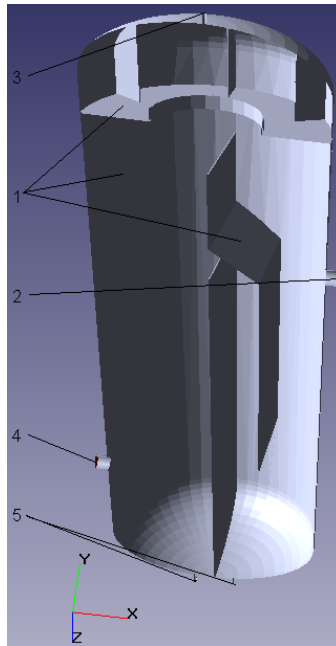


Рисунок 4.9 – Граничні умови:

1 - стінка з логарифмічним профілем швидкості в пристінковій зоні; 2 - вхід газорідинної суміші; 3 - вихід газу; 4 –вихід бензину; 5 - вихід води

Для імітації двофазної течії за незначних чисел Рейнольдса та при малій зміні густини застосовується математична модель “Incompressible fluid” (Нестискаєма рідина) з додатковою моделлю “Particles” (Частки). При цьому чисельно вирішуються рівняння Нав’є-Стокса, рівняння збереження енергії, рівняння збереження імпульсу та рівняння нерозривності. Розрахункова область геометрії бензосепаратора створена у відповідності до розмірів промислового зразку (діаметр корпусу 3800 мм, висота циліндричної частини корпусу 11400 мм, внутрішній об’єм апарату 110 м³). Початкові та граничні умови приймаються у відповідності до регламенту та режимних параметрів роботи УСН, тиск $P=305$ кПа, температура ШФЛВ $T=35^{\circ}\text{C}$, швидкість вхідного

потоків 10 м/с. Згенеровано адаптовану розрахункову сітку розмірами 20x30x20 осередків. Поверхні для задання граничних умов та розрахункова область геометрії зображені на рисунку 4.9. Наступним етапом є верифікація отриманих даних у результаті чисельного моделювання, яку можливо здійснити порівнявши параметри технологічного режиму роботи апарату та результати імітації гідродинаміки. Рівень розподілу фаз за регламентом УСН складає від 30% до 70% або від 2800 мм до 2950 мм за шкалою рівнеміра. Рівень розподілу фаз по результатам моделювання можливо визначити з ізоліній густини потоку у повздовжньому перетині, та як видно з рисунку 3 рівень розподілу фаз складає 45%, що відповідає вказаному у регламенті УСН. Отже, проведене моделювання можна вважати достовірним та спиратися на його результати у подальших дослідженнях.

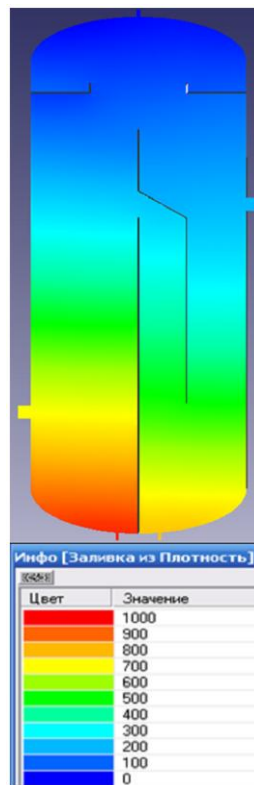


Рисунок 4.10- Заливки за густиною потоку у повздовжньому перетині бензосепаратора

Основним недоліком бензосепаратора є недостатня ступінь очистки газового потоку від дисперсної рідини, яка реалізується сітчастим тумановловлювачем. При відносно малій швидкості газового потоку краплини

рідини проходять сітчасту набивку разом із газовим потоком, при збільшенні швидкості газу рідина накопичується у відбійнику і відбувається повторне унесення краплин, що значно знижує ефективність сепарації дисперсної рідини у обох випадках.

Тому для запобігання даної проблеми встановлюємо динамічний сепараційний елемент, який являється вихідним модульним сепараційним пристроєм та призначений для уловлення дрібнодисперсних часток при різких змінах гідродинамічних параметрів потоку. Принцип роботи та конструкція сепараційного елемента зображена на рисунку 2.2. Для перевірки можливості його застосування необхідно провести комп'ютерне моделювання процесу сепарації у об'ємі даного апарату. Чисельні моделювання сепараційного пристрою окремо від апарату були представлені у підрозділі 3.1.

Підвищення ефективності роботи даного апарату, а саме інтенсивності дегазації рідини, можливе лише до певного значення, оскільки обмежується вільною площею поверхні розділення фаз. Вертикальний сепаратор має незначну площу вільної поверхні горизонтального перетину, тому для розділення газорідинних сумішей зі значним газонасиченням рідини застосовуються горизонтальні фазні розділювачі. Тому розглянемо варіанти оптимізаційного компонування горизонтального трифазного сепаратору з застосуванням модульних сепараційних пристроїв. Складальне креслення даного сепаратору наведене в додатку 3. Горизонтальний трифазний сепаратор, має вигляд циліндричної ємності, розділеної на вхідну сепараційну секцію, що призначена для початкового відділення газорідинного потоку від рідини, секцію осадження, в якій відбувається процес розшарування вуглеводневої емульсії, та секції краплевловлення (рисунок 4.11). Головним недоліком апаратів даного типу є порівняно незначна продуктивність за газовою фазою. Тому для збільшення кількості відсепарованого газу замість встановлених на вході до апарату зливних полицок, на яких відбувається виділення основної кількості газу із газорідинної суміші, пропонується розмістити вертикальний шнековий елемент [86], який забезпечує вищу ефективність дегазації за рахунок додаткового застосування отдувочного газового потоку та значно

більшої вільної поверхні розподілу фаз. У вертикальному шнековому елементі (рисунок 4.11) досягається значне збільшення площі поверхні розподілу фаз за рахунок її компактнішого розміщення, а внаслідок направлення у протилежному напрямку до напрямку стікання газорідинного потоку окремого газового потоку підвищується інтенсивність процесу дегазації (додаток К). Шнековий елемент працює наступним чином: газорідинний потік, подається в корпус через патрубок, та потрапляє на вертикальний шнековий елемент, стікаючи тонкою плівкою по поверхні з верхньої до нижньої частини шнека, розділяючись на окрему газову та рідинну фазу внаслідок виділення газу через вільну поверхню розподілу фаз, при цьому через патрубок у протилежному напрямку, знизу вгору, подається окремий газовий потік, який контактуючи з газорідинним потоком, захоплює з собою відділений газ і разом відводяться зверху вертикального шнекового елемента через патрубок, дегазована рідина відводиться з нижньої частини шнека, патрубок.

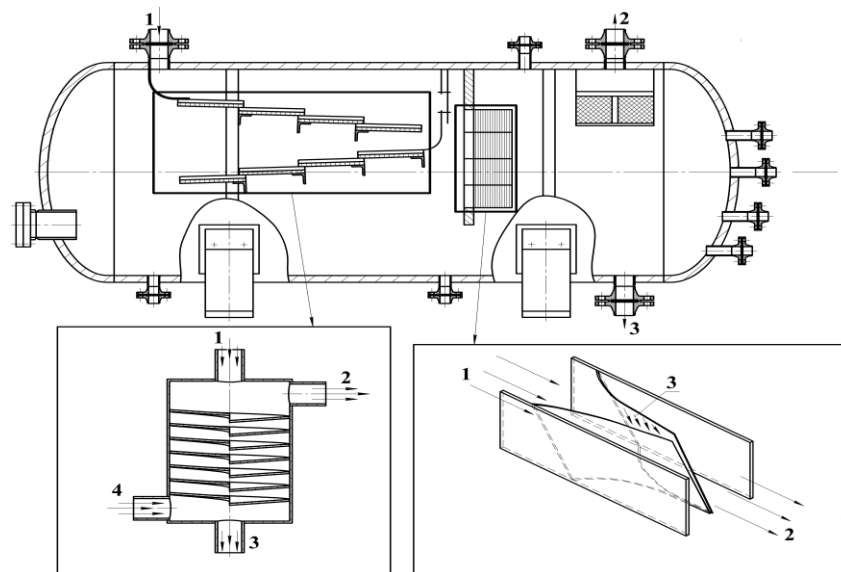


Рисунок 4.11 – Конструкція горизонтального трифазного розділювача та пропоновані модульні сепараційні елементи
(1 – газорідинний потік, 2 – очищений газ, 3 – відділена рідина, 4 – отдувочний газ)

Щоб підвищити ефективність вловлювання рідини з нафтового газу, який вивільнився, пропонується встановити блок динамічних сепараційних елементів, у місці розташування секцій краплевловлення, яка виконується зазвичай у вигляді пакету гофрованих пластин. Дослідження роботи динамічних сепараційних пристроїв представлені у підрозділі 3.1.

Також слід пам'ятати, що сепараційне обладнання працює у певних діапазонах навантаження, допустимої концентрації дисперсної фази та швидкостях потоків. Але вхідний газорідинний потік не завжди відповідає даним умовам внаслідок чого до внутрішнього об'єму сепараторів можуть потрапляти критичні об'єми рідини, що може призвести до поломки окремих сепараційних елементів, виходу апарату на пробкові режими роботи або зупинки апарату в цілому. Тому для запобігання потраплянню критичних об'ємів рідини до фазних розділювачів запропоновано на певній відстані від вхідного штуцера встановлювати додатковий сепараційних пристрій (Додаток Л). Пристрій працює наступним чином: до пристрою для сепарації дисперсної рідини з газового потоку, підводиться газовий потік, що містить дисперсну краплинну рідину, та направляється в конусний корпус, який складається з обтікаючого елемента та кільця жорсткості, відповідно розміщені на вході і виході потоку, зі встановленими повздовжніми лопатками, жорстко закріпленими на обтікаючому елементі, а на кільці жорсткості - на пружних елементах, що вигинаються під дією динамічного тиску. Під час проходження газового потоку крізь пристрій лопатки вигинаються, що сприяє зменшенню гідравлічного опору при зростанні швидкості, та відповідно підвищенню ефективності розділення. Дисперсна рідина, що міститься у газовому потоці, під дією сил інерції, осаджуються та стікає плівкою по поверхні лопаток, що дозволяє запобігти потраплянню критичних об'ємів рідини до сепараційного обладнання та виходу на пробкові режими роботи [87].

Застосування оптимізаційного компонування при проектуванні окремих сепараційних елементів та обладнання в цілому дозволяє одночасно вивести на новий рівень основні робочі параметри, ефективність та інтенсивність сепарації, продуктивність, зменшити матеріалоємність розділювачів та

капітальні і експлуатаційні затрати при їх виробництві, а також енергетичні затрати на транспортування та переробку нафти [88].

4.3 Використання модульного підходу в конструюванні, виготовленні деталей та складанні вузлів сепараційного обладнання

Для забезпечення модульного підходу проводились теоретичні та експериментальні дослідження модульних сепараційних пристроїв, які були розроблені. Були визначені їх гідродинамічні показники та ефективність розділення в кожному з них. Також були розглянуті різні їх комбінації та способи встановлення в сепараційне обладнання. Вони були розділені на вхідні, основні та вихідні.

З визначених гідродинамічних показників потоку було зроблено висновок про їх оптимальне компанування, при цьому брались до уваги розподіл швидкостей та тисків на виході з сепараційних елементів, вторинні процеси які можуть виникати під час протікання основного процесу та при виході апарату на не проектні режими, вплив на процес розділення в наступних модулях. Також було визначено сепараційне обладнання в яке найдоцільше встановлювати кожен з розроблених елементів. Результати аналізу отриманих даних було зведено до таблиці 4.2. При цьому при конструюванні апарату в цілому необхідно враховувати можливість зміни пакету існуючих модулів на інший, тобто можливість ефективного розбирання та складання сепараторів[89]. Для цього необхідно намагатись виключати нероз'ємні з'єднання між апаратом та рамою пакету модульних сепараційних елементів. В свою чергу ефектне розбирання та складання сепараційного обладнання забезпечується за рахунок розробки спеціальних верстатних пристроїв, що застосовуються під час виготовлення модульних сепараційних пристроїв[90, 91, 92].

Таблиця 4.2 - Результати аналізу отриманих гідродинамічних показників досліджуваних модульних сепараційних пристроїв

МСП	Фактори, що можуть мати негативний вплив на процеси сепарації	Типи сепараторів, у які доцільно встановлювати МСП	Характеристики потоків на виході з МСП	МСП для оптимального компонування
1	2	3	4	5
Вхідні МСП				
1. Шнековий МСП	Нерівномірний розподіл швидкості рідинного потоку по сепаратору	Горизонтальні газосепаратори; багатофазні горизонтальні розділювачі	Газовий потік з дисперсними частками рідини, дегазована емульсія	Інерційно-фільтруючі жалюзійні блоки, пакети динамічних сепараційних елементів
2. Зливні полички	Значний час стікання рідини по поличкам	Горизонтальні газосепаратори; багатофазні горизонтальні розділювачі	Газовий потік з дисперсними частками рідини, дегазована емульсія	Необхідний вільний об'єм апарату, насадкові жалюзійні блоки, вібраційно-інерційні сепараційні пристрої
3. Вхідний жалюзійний розподілювач	Нерівномірний розподіл швидкості газового потоку по сепаратору	Вертикальні та горизонтальні газосепаратори	Очищений газ з дрібнодисперсними частками рідини, відділена рідина	Вібраційно-інерційні сепараційні пристрої, пакети динамічних сепараційних елементів

Продовження таблиці 4.2

МСП	Фактори, що можуть мати негативний вплив на процеси сепарації	Типи сепараторів, у які доцільно встановлювати МСП	Характеристики потоків на виході з МСП	МСП для оптимального компонування
1	2	3	4	5
4. Конусний МСП (встановлюється перед сепаратором)	Можливі перепади тиску на після пристрою	Горизонтальні та вертикальні газосепаратори	Газовий потік з дисперсними частками рідини	Вхідний жалюзійний розподілювач
Основні МСП				
1. Насадкові жалюзійні блоки	Перенаправлення потоків емульсії	Деемульсатори, багатофазні горизонтальні сепаратори, підігрівачі-деемульсатори	Відділена вода, очищена нафта	Необхідний вільний об'єм апарату

Продовження таблиці 4.2

МСП	Фактори, що можуть мати негативний вплив на процеси сепарації	Типи сепараторів, у які доцільно встановлювати МСП	Характеристики потоків на виході з МСП	МСП для оптимального компонування
1	2	3	4	5
2. Інерційно-фільтруючі жалюзійні блоки	За рахунок вторинних процесів можливе бризковинесення, та вихід на пробкові режими роботи	Горизонтальні газосепаратори	Очищений газовий потік з дрібнодисперсними частками рідини	Динамічний сепараційний елемент з чотирма входами, пакети динамічних сепараційних елементів
3. Вібраційно-інерційні сепараційні пристрої	Коливання тиску на виході	Багатофазні багатофункціональні сепаратори	Очищений газовий потік з дрібнодисперсними частками рідини, утвореними внаслідок коагуляції	Необхідний вільний об'єм апарату, пакети динамічних сепараційних елементів

Кінець таблиці 4.2

МСП	Фактори, що можуть мати негативний вплив на процеси сепарації	Типи сепараторів, у які доцільно встановлювати МСП	Характеристики потоків на виході з МСП	МСП для оптимального компонування
1	2	3	4	5
Вихідні МСП				
1. Пакети динамічних сепараційних елементів	Можливі коливання тиску на виході, втрата стійкості, та як наслідок коливання відбійний елементів на частоті подрібнення дисперсних часток	Багатофазні багатофункціональні сепаратори	Очищений газовий потік	-
2. Динамічний сепараційний елемент з чотирма входами	Можливі коливання тиску на виході, втрата стійкості, та як наслідок коливання відбійний елементів на частоті подрібнення дисперсних часток	Вертикальні та горизонтальні газосепаратори, бензосепаратори, підігрівачі-деемульсатори	Очищений газовий потік	-

ВИСНОВКИ

1. Теоретично обґрунтовано можливість підвищення ефективності сепарації гетерогенних систем шляхом створення апаратів, в яких поєднані принципи одночасної взаємодії сепараційних пристроїв різного типу на відміну від традиційно послідовної схеми розташування сепараційних пристроїв.

2. Оптимізовані конструкції 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.

3. Винайдені способи та технічні рішення (паралельне поєднання процесів ІФ сепарації (інерційного вловлювання та механізмів фільтрування); динамічне регулювання значення та напрямку швидкості руху газорідного потоку; створення умов для керованої пульсації газорідного потоку; поєднання процесів ІФ сепарації з акустичною коагуляцією не мають аналогів у світі.

4. Формулювання теоретичних основ вторинних процесів дозволяють усвідомити та пояснити основні механізми вловлювання дисперсних часток та розділення гетерогенних систем за механізмами інерційно-фільтруючої та вібраційно-інерційної гідродинамічної сепарації.

5. Визначені за результатами експериментальних досліджень модельних зразків основні гідродинамічні характеристики модульних сепараційних пристроїв представляють перспективи для розробки науково обґрунтованих практичних рекомендацій 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.

ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ

1Склабінський, В.І. Методика та стратегія оптимізаційних досліджень при динамічному моделюванні процесів інерційно-фільтруючої сепарації у високоефективному енергозберігаючому газосепараційному обладнанні з застосуванням інтегрованих SCADA програмно-апаратних комплексів / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, О.В.Настенко // Інтегровані технології та енергозбереження. — 2014. — №4. — С.89-95.

2Таранчук, В.Б. Основные функции систем компьютерной алгебры / В.Б.Таранчук. — Минск: БГУ, 2013. — 59 с.

3Pavlenko 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. // Lecture Notes in Electrical Engineering. – Springer, 2018. – Volume 505. - P. 299-306.

4Pavlenko 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.// Lecture Notes in Mechanical Engineering. – Springer, 2018.- P. 325-335.

5Ivanov V. Process-Oriented Approach to Fixture Design // Lecture Notes in Mechanical Engineering. – Springer, 2018.- P. 42 – 50

6Ляпощенко А.А. Опыт внедрения комплексных интегрированных CAD/CAE и SCADA-систем для моделирования и оптимизации химико-технологических процессов / А.А.Ляпощенко, М.С.Скиданенко, В.М.Маренок // Современные инструментальные системы, информационные технологии и инновации: сборник научных трудов XII Международной научно-практической конференции. — Курск: Юго-Зап. гос. ун-т, 2015. — Т.2. — С.379-384.

7Pavlenko I. Dynamic analysis of centrifugal machines rotors with combined using 3D and 2D finite element models : Monograph / I. Pavlenko, V. Simonovskiy, J. Pitel', M. Demianenko // Lüdenscheid : RAM-VERLAG, 2018 (<https://www.ram-verlag.eu/wp-content/uploads/2018/02/64-4-dynamic-analysis.pdf>)

8 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. // Lecture Notes in Mechanical Engineering. – Springer, 2018.- P. 463-471.

9 Skydanenko M, Sklabinskyi V, Saleh S. CFD simulation of ammonium nitrate melt in a perforated rotating bucket. Lecture Notes in Mechanical Engineering. – Springer, 2019; Part F2:498-506.

10 Hoffman K.A. Computational Fluid Dynamics / Klaus A. Hoffmann, Steve T. Chiang. — [4th ed.] — Engineering Education System, 2000. — 3 Volumes.

11 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.

12 Ferziger J.H. Computational Methods for Fluid Dynamics / Joel H. Ferziger / Milovan Peric. — [3rd rev. ed.] — Berlin; Heidelberg; New York; Barcelona; Hong Kong; London; Milan; Paris; Tokyo: Springer, 2002. — 426 p.

13 Mammoli A.A. Computational Methods in Multiphase Flow III / A.A.Mammoli, C.A.Brebbia. — Boston: WIT Press, 2005. — 371 p.

14 Pletcher R.H. Computational Fluid Mechanics and Heat Transfer / Richard H. Pletcher, John C. Tannehill, Dale Anderson. — [3rd ed.] — CRC Press Taylor & Francis Group, 2012. — 774 p.

15 Sirignano W.A. Fluid Dynamics and Transport of Droplets and Sprays / William A. Sirignano. — [2nd ed.] — Cambridge: Cambridge University Press, 2010. — 480 p.

16 Барилович В.А. Основы термогазодинамики двухфазных потоков и их численное решение / В.А.Барилович. - СПб.: Изд. Политехнического университета, 2009. - 425с.

17 Моделирование отрывных течений в программном комплексе FlowVision-НРС / С.В.Жлуктов, А.А.Аксенов, С.А.Харченко [та ін.] // Вычислительные методы и программирование. — 2010. — Т.11. — С.234-245.

18 Склабінський, В.І. Дослідження високоефективного інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання компресорних установок нафтогазової промисловості / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. — 2006. — №10(94). — С.112-119.

19 Wilcox D.C. Turbulence modeling for CFD / D.C.Wilcox. — [3rd ed.] — DCW Industries, 2006. — 522 p.

20 Субботина П.Н. Применение различных моделей турбулентности для задач внешнего обтекания в программном комплексе FlowVision [Електронний Ресурс] / П.Н.Субботина, А.С.Шишаева. — М.: Тесис, 2008. —

12 с. — Режим доступу: http://tesis.com.ru/infocenter/downloads/flowvision/fv_es08_turbul.pdf

21 Perry R.H., Green D.W. Perry's Chemical Engineers' Handbook / R.H.Perry, D.W.Green (ed.). — [8th ed.]. — McGraw-Hill, 2007. — 2640 p.

22 Sirignano W.A. Fluid Dynamics and Transport of Droplets and Sprays / William A. Sirignano. — [2nd ed.] — Cambridge: Cambridge University Press, 2010. — 480 p.

23 Ляпощенко, А.А. Интегрированные технологии автоматизированного проектирования с динамическим моделированием работы сепарационного и теплообменного оборудования в составе промышленных установок и комплексов / А.А.Ляпощенко, О.В.Настенко // Прогрессивные технологии и процессы: Сборник научных статей Международной молодежной научно-технической конференции. — Курск: Юго-Зап. гос. ун-т, 2014. — Т.1. — С.353-357.

24 Моделювання процесів сепарації та прогнозування ефективності роботи газосепараторів промислових установок газових та газоконденсатних родовищ / О.О.Ляпощенко, В.М.Маренок, Логвин А.В., О.В.Настенко, Р.А.Синельник // Компрессорное и энергетическое машиностроение. — 2013. — №2(32). — С.13-17.

25 Високоєфективні інерційно-фільтруючі газосепаратори для промислових установок комплексної підготовки газу газових та газоконденсатних родовищ / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин, М.М. Аль Раммахі // Тези міжнародної науково-практичної конференції «Проблеми та перспективи розвитку нафтогазового комплексу». —Полтава: ПолтНТУ, 2012. - С.131-134.

26 CFD-DEM modelling of multiphase flow in dense medium cyclones / [K.W.Chu, B.Wang, A.B.Yu, A.Vince] // Powder Technology. Special Issue: Discrete Element Methods: The 4th International conference on Discrete Element Methods. — 2009. — Vol.193.— P.235-247.

27 CFD-DEM simulation of the gas-solid flow in a cyclone separator / K.W.Chu, B.Wang, D.L.Xu // Chemical Engineering Science. — 2011. — Vol.66.— P.834-847.

28 Murariu V. Modelling of the Separation Process in a Ferrohydrostatic Separator Using Discrete Element Method [Електронний ресурс] / V.Murariu, P.J.Sergeant // Physical Separation in Science and Engineering. — 2007. — Режим доступу до ресурсу: <http://dx.doi.org/10.1155/2007/48238>.

29 Murariu V. The modelling of the separation process in a ferrohydrostatic separator / V.Murariu, J.Svoboda, P.Sergeant // Minerals Engineering. — 2005. — Vol.18.— P.449-457.

30 Методы динамики частиц и дискретных элементов как инструмент исследования и оптимизации процессов переработки природных и техногенных материалов / В.А. Арсентьев, Блехман И.И., Блехман Л.И. [та ін.] // Обогащение руд. — 2010. — №1.— С.30-35.

31 Методы динамики частиц и дискретных элементов как инструмент исследования и оптимизации процессов переработки природных и техногенных материалов / В.А. Арсентьев, Блехман И.И., Блехман Л.И. [та ін.] // Обогащение руд. — 2010. — №1.— С.30-35.

32 Хохуля М.С. Изучение сегрегационного разделения тонких частиц в сепараторе с наклонными пластинами на основе методов вычислительной гидродинамики / М.С. Хохуля, А.В.Фомин // Научный вестник Московского государственного горного университета. — 2014. — №3. — С.160-168.

33 Хохуля М.С. CFD моделирование разделения минеральных частиц в гидравлическом сепараторе с наклонными пластинами / М.С.Хохуля, А.В.Фомин // Труды Кольского научного центра РАН. — 2014. — №5 (24). — С.239-245.

34 Логвин, А. В. Сучасне газосепараційне обладнання - застосування та перспективи розвитку / А. В. Логвин, В. І. Склабінський, О. О. Ляпощенко // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів інженерного факультету : конференція присвячена Дню науки України та 60-річчю СумДУ. — Суми : СумДУ, 2008. — Ч.ІІ. — С. 37.

35 Логвин, А.В. Расчет начального участка инерционного фильтрующего газосепарационного элемента при помощи теории клеточных автоматов / А.В. Логвин, М.М. Аль-Раммахи // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. — 2011. — №4. — С. 73-76.

36 Ляпощенко, О.О. Гідродинаміка інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / О.О. Ляпощенко. - Суми : СумДУ, 2006. - 152 с.

37 Kalantari D. Liquid Spray Impact onto Flat and Rigid Walls: Formation and Spreading of Accumulated Wall Film / Davood Kalantari, Cameron Tropea // Fluid Dynamics and Materials Processing. — 2014. — Vol.10. — P.37-61.

38 CFD Analysis of Spray Propagation and Evaporation Including Wall Film Formation and Spray/Film Interaction / [R.Schmehl, H.Roskamp, M.Willmann, S.Witting] // International Journal of Heat and Fluid Flow. — 1999. — Vol.20. — P.520-529.

39 Прандтль, Л. Гидроаэромеханика / Л. Прандтль ; пер. Г. А. Вольперт. — 2-е изд. — Ижевск : НИЦ "Регулярная и хаотическая динамика", 2000. — 576 с.

40 Ландау, Л. Д. Теоретическая физика: Механика. В 10 т. / Л.Д.Ландау, Е.М.Лифшиц. — Т.1. - 5-е изд., стереот. — М.: ФИЗМАТЛИТ, 2004. — 224 с.

41 Hydrodynamics of inertial-filtering (IF) separate sections of gas-separating oil and gas equipment / V.I.Sklabinskiy, A.A.Lyaposchenko, A.V.Logvyn, Mustafa makki Al-Rammahi // Journal of Missan researches. — 2012. — Vol.8. — №16. — P.207-226.

42 Перспективные методы определения капельного уноса углеводородов с установок низкотемпературной сепарации природного газа / Б.Д.Донских, В.А.Истомин, С.В.Крашенников, Г.Н.Русанова // Вести газовой науки. — 2012. — №3(11). — С.265-281.

43 Склабинский, В.И. Гидродинамические особенности движения двухфазных потоков в инерционно-фильтрующих сепараторах / В.И.Склабинский, А.А.Ляпощенко, А.В.Логвин // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. — 2009. — №1. — С.79-83.

44 Ахлямов М.Н. Методика и устройство измерения уноса капельной жидкости на установках подготовки газа / М.Н.Ахлямов, Ф.А.Байгузин, И.М.Шигапов, Г.М.Хайруллин // Газовая промышленность. — 2009. — № 4. — С.79–81.

45 Hydrodynamics modeling of gas separator inertial and filter elements for natural gas fine cleaning / V.Sklabinskyu, O.Liaposhchenko, A.Logvyn, M.Al-Rammahi // Chemistry & Chemical Technology. — 2014. — Vol.8. — №4. — С.479-485.

46 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.

47 Моделирование и проектирование инерционно-фильтрующих газосепараторов-конденсаторов для компрессорных установок нефтегазовой промышленности / [В.И.Склабинский, О.О.Ляпощенко, О.В.Настенко, М.М.Аль-Раммахи] // Проблемы теории и практики центробежных машин: монография / под ред. И.Б.Твердохлеба, А.В.Загорулько, С.Н.Гудкова. – Сумы: ООО «ПД «Папирус», 2014. – 418 с., С.111-120.

48 V.Sklabinskyi Solution of the Navier–Stokes Equations for the Processes of Inertial Gas Dynamic Separation in the Curvilinear Channels / V.Sklabinskyi, O.Liaposchenko, 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.

49 Appliance of Inertial Gas-Dynamic Separation of Gas-Dispersion Flows in the Curvilinear Convergent-Divergent Channels for Compressor Equipment Reliability Improvement / O.O.Liaposchenko, 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

50 Пат. 82976 U Україна, МПК (2016.01)B01D 45/00. Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку / В.І. Склабінський, О.О. Ляпощенко, О.В. Настенко, А.В. Логвин, Д.В. Пономаренко (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201301444; заявл. 07.02.2013; опубл. 27.08.2013, бюл. № 16.

51 Liaposchenko O. The Model Of Crossed Movement And Gas-Liquid Flow Interaction With Captured Liquid Film In The Inertial-Filtering Separation Channels [Електронний ресурс] / O.Liaposchenko, I.Pavlenko, O.Nastenko // Separation and Purification Technology. — 2016. — Режим доступу до ресурсу: <http://dx.doi.org/10.1016/j.seppur.2016.08.042>.

52 Пат. 102445 U Україна, МПК В01D 45/04 (2006.01). Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / О.О. Ляпощенко, І.В. Павленко, О.В. Настенко, Р.Ю. Усик, М.М. Дем'яненко (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u 201505124; заявл. 25.05.2015; опубл. 26.10.2015, бюл.№ 20.

53 Пат. 111039 U Україна, МПК (2016.01)В01D 45/00. Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / О.О. Ляпощенко, О.В. Настенко, І.В. Павленко [та ін.] (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201605061; заявл. 06.05.2016; опубл. 25.10.2016, бюл. № 20.

54 Pavlenko I. V. Investigation of non-linear reactions in rotors' bearing supports of turbo-pump units for liquid rocket engines / I. V. Pavlenko, V. Simonovskiy, J. Pitel', M. M. Demianenko, A. Ye. Verbovyi // Journal of Engineering Sciences. – Sumy : Sumy State University, 2018. – Volume 5, Issue 1. – P. D6–D14.

55 Karintsev, I. B., & Pavlenko, I. V. (2017). Hydroaeroelasticity: a textbook. Sumy, Sumy State University.

56 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>.

57 Wu, Y. R., & Wang, C. H. (2017). Theoretical analysis of interaction between a particle and an oscillating bubble driven by ultrasound waves in liquid. Chinese physics B, Volume 11, Issue 26, No. 114303. DOI: <https://doi.org/10.1088/1674-1056/26/11/114303>.

58 Go, D. B., Atashbar, M. Z., Ramshani, Z., & Chang, H. C. (2017). Surface acoustic wave devices for chemical sensing and microfluidics: a review and perspective. Analytical methods, Volume 28, Issue 9, 4112–4134. DOI:<https://doi.org/10.1039/c7ay00690j>.

59 Аль Раммахи Мустафа М.М. Разработка физической модели движения газокапельных потоков в рабочей полости инерционно-фильтрующих сепараторов / Мустафа Аль Раммахи, А.В.Логвин, А.А.Ляпощенко // Хімічна промисловість України. -2012. - №6. - С.18-21.

60 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. (SCOPUS)

61 Леонтьев Н.Е. Основы теории фильтрации / Н.Е.Леонтьев. — М.: Изд-во Центра прикладных исследований при механико-математическом факультете МГУ, 2009. — 88 с.

62 Иглсон П. Природа самовозбуждения колебаний плоских пластинок в потоке / Иглсон П., Дейли Дж., Ноутсопулос Г. // Теоретические основы инженерных расчётов : труды американского общества инженеров-механиков. – М. : Мир, 1964. – №3. – С. 206–215.

63 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.

64 Павленко И.В.. Метод конечных элементов в задачах сопротивления материалов и линейной теории упругости. Сумы: Сумской государственный университет (2006).

65 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.

66 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.

67 Павленко І.В.. Метод кінцевих елементів в задачах опору матеріалів і лінійної теорії еластичності. Суми: Сумського державного університету (2007).

68 Y. C. Fung, An introduction to the theory of aeroelasticity, Mideola, Dover publications, Inc., New York 2002.

69 R. Schinzinger, P. Laura, Conformal mapping, Methods and applications, Dover Publications, New York 2003.

70 J. Mikusinski, Operational calculus, Polish Scientific Publishers, Warsaw 2011.

71 P. Dyke, An introduction to Laplace transform and Fourier series, Springer Science and Business Media, New York 2014.

72 Liaposhchenko O. Intensification of Foam Layered Apparatus by Foam Stabilization / Liaposhchenko O., Moiseev V., Khukhryanskiy O., Ochowiak M., Manoilo E. // Journal of Engineering Sciences. – Sumy : Sumy State University, 2018. – Volume 5, Issue 2. – P. F13-F18. DOI: 10.21272/jes.2018.5(2).f3

73 Karpus V. Technological assurance of complex parts manufacturing / Karpus V., Ivanov V., Dehtiarov I., Zajac J., Kurochkina V. // Lecture Notes in Mechanical Engineering. – Springer, 2018.- P. 51 – 61.

74 Ляпощенко О.О. Структура пінного шару на протитечійних контактних елементах зі стабілізацією / Ляпощенко О.О. Моїсєєв В.Ф., Манойло Є.В., Хухрянський О.М., Пономарьова Н.Г. // Вісник НТУ «ХП». Серія: Нові рішення у сучасних технологіях. — Харків: НТУ «ХП», 2018. — №26 (1302). — Т.2. — С.83-92. DOI: 10.20998/2413-4295.2018.26.37

75 Дем'яненко М. М. Розширення діапазону ефективної роботи динамічних сепараційних елементів за рахунок використання віброкоагуляції газорідного потоку / Дем'яненко М. М., Павленко І. В., Ляпощенко О.О. // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції (м. Суми, 17–20 квітня 2018 р.) / редкол.: О. Г. Гусак, І. В. Павленко – Суми : Сумський державний університет, 2018. – С. 134.

76 Anders Berg, Numerical and experimental study of the fluid flow in porous medium in charging process of stratified thermal storage tank – KTH Industrial Engineering and Manegmant, 2013 – 70 с.

77 Варуха Д.О. Моделювання процесу пневмокласифікації зернистих матеріалів в поличному апараті / Варуха Д.О., Дем'яненко М.М. // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції (м. Суми, 17–20 квітня 2018 р.) / редкол.: О. Г. Гусак, І. В. Павленко – Суми : Сумський державний університет, 2018. – С. 223.

78 Varukha D. A. Simulation of separation and air classification processes of aerodisperse systems in the shelving device / D. A. Varukha, V. A. Smirnov, M. Edl, M. M. Demianenko, M. P. Yukhymenko, I. V. Pavlenko, O. O. Liaposhchenko // Journal of Engineering Sciences. – Sumy : Sumy State University, 2018. – Volume 5, Issue 1. – P. F5-F9.

79 Павленко І. В. Оптимізаційне профілювання каналів динамічних сепараційних пристроїв з використанням сучасних програмних комплексів / Павленко І. В., Дем'яненко М.М., Старинський О. Є. // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції (м. Суми, 17–20 квітня 2018 р.) / редкол.: О. Г. Гусак, І. В. Павленко – Суми : Сумський державний університет, 2018. – С. 231.

80 Ляпощенко О. О. Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації : дисертація на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук : 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології / Олександр Олександрович Ляпощенко ; Міністерство освіти і науки України, Національний університет «Львівська політехніка». – Львів, 2016. – 435 с. – Бібліографія: с. 296–345 (425 назв).

81 Мустафа Аль Роммахи. Фізична модель руху газокраплинних потоків сепараційними каналами та фільтруючими секціями інерційно-фільтруючих газосепараторів / Мустафа Аль Роммахи, А.В.Логвин, О.О.Ляпощенко // Нафтогазова енергетика. — 2011. — №2(15). — С.5-11.

82 Корнилов В.И. Пространственные пристенные турбулентные течения в угловых конфигурациях / В.И.Корнилов. — Новосибирск: Наука. Сибирская издательская группа РАН, 2000. — 399 с.

83 Люшниченко М. П. Багатофункціональний реактор-нейтралізатор з модульними сепараційно-, тепло-, та масообмінним пристроями / Люшниченко М. П., Маренок В. М., Смирнов В. А., Скиданенко М. С., Шевчук А. В. // Хімічні проблеми сьогодення (ХПС-2018): збірник тез доповідей I Міжнародної наукової конференції студентів, аспірантів та молодих учених. — Вінниця, ТОВ “Нілан-ЛТД”, 2018. — С.250.

84 Курдес Ю. Ю. Доцільність використання модульного підходу в конструюванні сепараційного обладнання / Курдес Ю. Ю., Литвиненко О. В. // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції (м. Суми, 17–20 квітня 2018 р.) / редкол.: О. Г. Гусак, І. В. Павленко – Суми : Сумський державний університет, 2018. – С. 217.

85 О.О. Liaposhchenko Hydrodynamics simulation and forecasting the efficiency of separation equipment oil stabilization unit of Gnidyntsy gas processing plant / О.О. Liaposhchenko, I.V. Pavlenko, М.М. Demianenko, О.Ye. Starynskyi // II International Scientific and Technical Conference “Machines, Equipment and Materials for Oil and Gas Production Increase” PGE – 2018 24 – 27 April - Ivano Frankivsk 2018 – P. 340 – 342.

86 Ляпощенко О.О. Спосіб відділення газової фази з газорідного потоку. / Ляпощенко О. О., Литвиненко О.В., Старинський О. Є., Ковтун В. В., Борисова Н. В. // Пат. на корисну модель №130518 U201806839 Україна, МПК В01D 45/00, В01D 45/04, Заявлено 18.06.2018; Надрук. 10.12.2018, Бюл. №23, 2018.

87 Ляпощенко О.О. Пристрій для сепарації дисперсної рідини з газового потоку. / Ляпощенко О. О., Павленко І.В., Дем’яненко М.М., Старинський О. Є., Ковтун В. В. // Пат. на корисну модель №130464 U201806182 Україна, МПК В01D 45/04, Заявлено 04.06.2018; Надрук. 10.12.2018, Бюл. №23, 2018.

88 Ляпощенко О.О. Оптимізаційне компонування фазних розділювачів з застосуванням модульних сепараційних пристроїв / О.О.Ляпощенко, В.О.Іванов, І.В.Павленко, М.М.Дем'яненко, О.Є.Старинський, В.В.Ковтун // Наукові праці ОНАХТ: науковий журнал. – Серія «Технічні науки». – 2018. – Т.82. – №1. – С.128-133. DOI: 10.15673/swonaft.v82i1.1018.

89 Родін І. С. Ефективне розбирання та складання обладнання як основа модульного підходу в машинобудуванні / Родін І.С., Іванов В. О.// Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції (м. Суми, 17–20 квітня 2018 р.) / редкол.: О. Г. Гусак, І. В. Павленко – Суми : Сумський державний університет, 2018. – С. 46.

90 Іванов В.О. Класифікація опорних елементів модульних верстатних пристроїв / В.О.Іванов, О.О.Ляпощенко, І.В.Павленко // Високі технології в машинобудуванні. – Харків: НТУ «ХП», 2018. – Вип. 1 (28). – С. 79–90.

91 Пат. на корисну модель №123854 U Україна, МПК В23В 39/00 (2018.01) / Іванов В.О., Дегтярьов І.М., Косов І.О. — №u201709579; Заявлено 02.10.2017; Надрук. 12.03.2018, Бюл. №5, 2018.

92 Пат. на корисну модель №123855 U Україна, МПК В23В 39/00 (2018.01) / Іванов В.О., Дегтярьов І.М., Косов М.О. — №u201709580; Заявлено 02.10.2017; Надрук. 12.03.2018, Бюл. №5, 2018.

20800

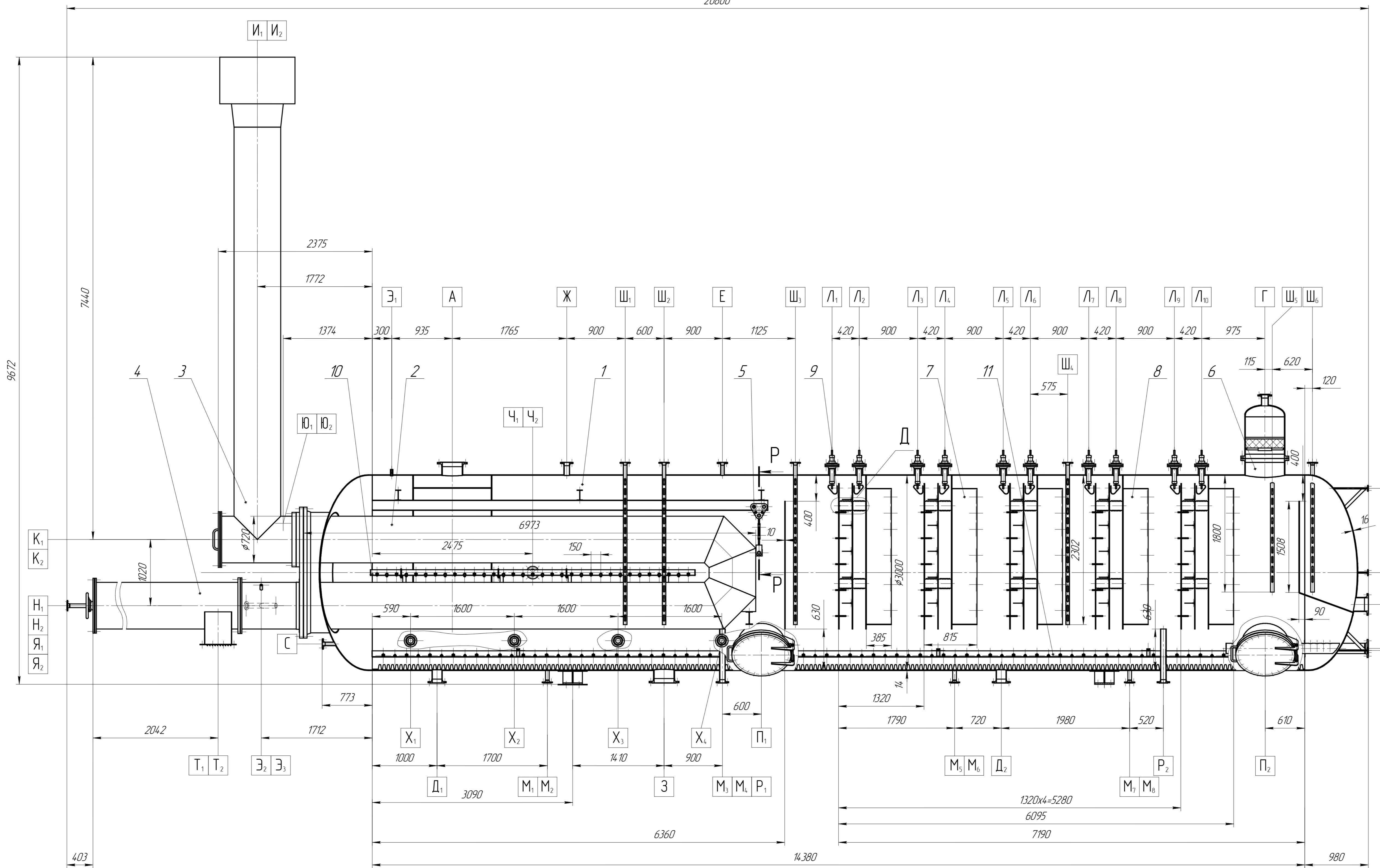


Таблица штуцеров

Обозначение	Назначение	Кол.	Условный проход Ду, мм	Условное давление Ру МПа
A	Вход нефтегазовой смеси	1	300	16
Б	Выход нефти	1	200	16
B ₁₂	Выход воды	2	150	16
Г	Выход газа	1	100	16
Д ₁₂	Для дренажа	2	150	16
Е	Для термометрика	1	50	16
Ж	Выход с предохранительного клапана	1	80	0,6
З	Для удаления шлама	1	300	16
И ₁₂	Выход дымовых газов	2	-	-
К ₁₂	Люк смотровой	2	700	0,1
Л ₁₁₀	Электроконтактный	10	100	16
М ₁₀	Вход проточной воды	8	50	16
Н ₁₂	Вход топливного газа	2	50	16
П ₁₂	Люк-лаз	2	700	16
Р ₁₂	Межфазный слив	2	80	16
С	Для пропарки	1	50	16
Т ₁₂	Забор воздуха	2	-	-
Х ₁₄	Выход пыли	4	80	16
Ч ₁₂	Вход проточной воды	2	80	16
Ш ₁₃	Отбор проб	3	15	16
Ш ₁₆	Для уравнимера	6	50	16
Э ₁₃	Для замера давления	3	M20	-
Ю ₁₂	Для термометрика	2	M20	-
Я ₁₂	Для газового запальника	2	-	-

Техническая характеристика

Аппарат предназначен для обезвоживания нефти и сепарации газа		
Параметр	Рабочее пространство	
	корпус	трубное
1 Рабочее давление, МПа	0,2-0,6	атмосферное
2 Расчетное давление, МПа	1,0	1,0
3 Максимально допустимая рабочая температура стенки, С	100	400
4 Минимально допустимая рабочая температура стенки, С	минус 60	минус 60
5 Расчетная температура стенки, С	100	400
4 Наименование среды	нефть, вода, попутный газ	попутный газ, дымовые газы, воздух
5 Характеристика рабочей среды:		
- класс опасности (по ГОСТ 12.1.007)		3
- пожароопасность (по ГОСТ 12.1.004)		да
- категория взрывоопасности (по ГОСТ Р 51330.11-99)		IIA
- класс взрывоопасных смесей (по ГОСТ Р 51330.5-99)		T3
6 Номинальный объем, м ³	100	8,2
7 Площадь теплообмена, м ²		60
8 Группа аппарата (по ГОСТ Р 5630-2012)		1
9 Срок службы аппарата, лет		20

Технические требования

- При изготовлении, испытании и поставке оборудования должны выполняться требования:
 - ГОСТ 12.2.003-91 "Оборудование производственное. Общие требования безопасности"
 - ГОСТ Р 12.1019-2009 ССБТ "Электробезопасность. Общие требования и номенклатура видов защиты"
 - ГОСТ Р 5630-2012 "Сосуды и аппараты стальные сварные. Общие технические требования"
- Аппарат испытать на прочность и плотность гидравлическим давлением: корпус 1,384 МПа; трубы 0,2 МПа.
- Сварные соединения должны соответствовать требованиям ГОСТ 26-3-87 "Сварка в химическом машиностроении. Основные положения".
- Сварные соединения частей аппарата контактирующих с рабочей средой контролировать в объеме 100%.
- На месте монтажа аппарат необходимо теплоизолировать.
- Защиту внутренних поверхностей аппарата выполнить эпоксид-фенольным покрытием НЕМРАДУР 85671 в 3 слоя толщиной по 120 мкм каждый.
- Наружное антикоррозионное покрытие выполнить в соответствии с требованиями ГОСТ 9.602 "Единая система защиты от коррозии и старения. Сооружения подземные. Общие требования к защите от коррозии".
- Размеры для справок

Поз.	Обозначение	Наименование	Кол.	Масса 1 шт.	Наименование и марка материала	Примечание
1		Корпус	1			
2		Труба жаровая	2			
3		Труба дымовая	2			
4		Горелка газовая	2			
5		Устройство выкатное	1			
6		Сепаратор	1			
7		Насадка пластинчатая	2			
8		Насадка листовая	3			
9		Решетка электрооная	5			
10		Коллектор проточной жаровых труб	2			
11		Коллектор размыла данных отложений	2			

Собственность Сумского государственного университета

Додаток Б

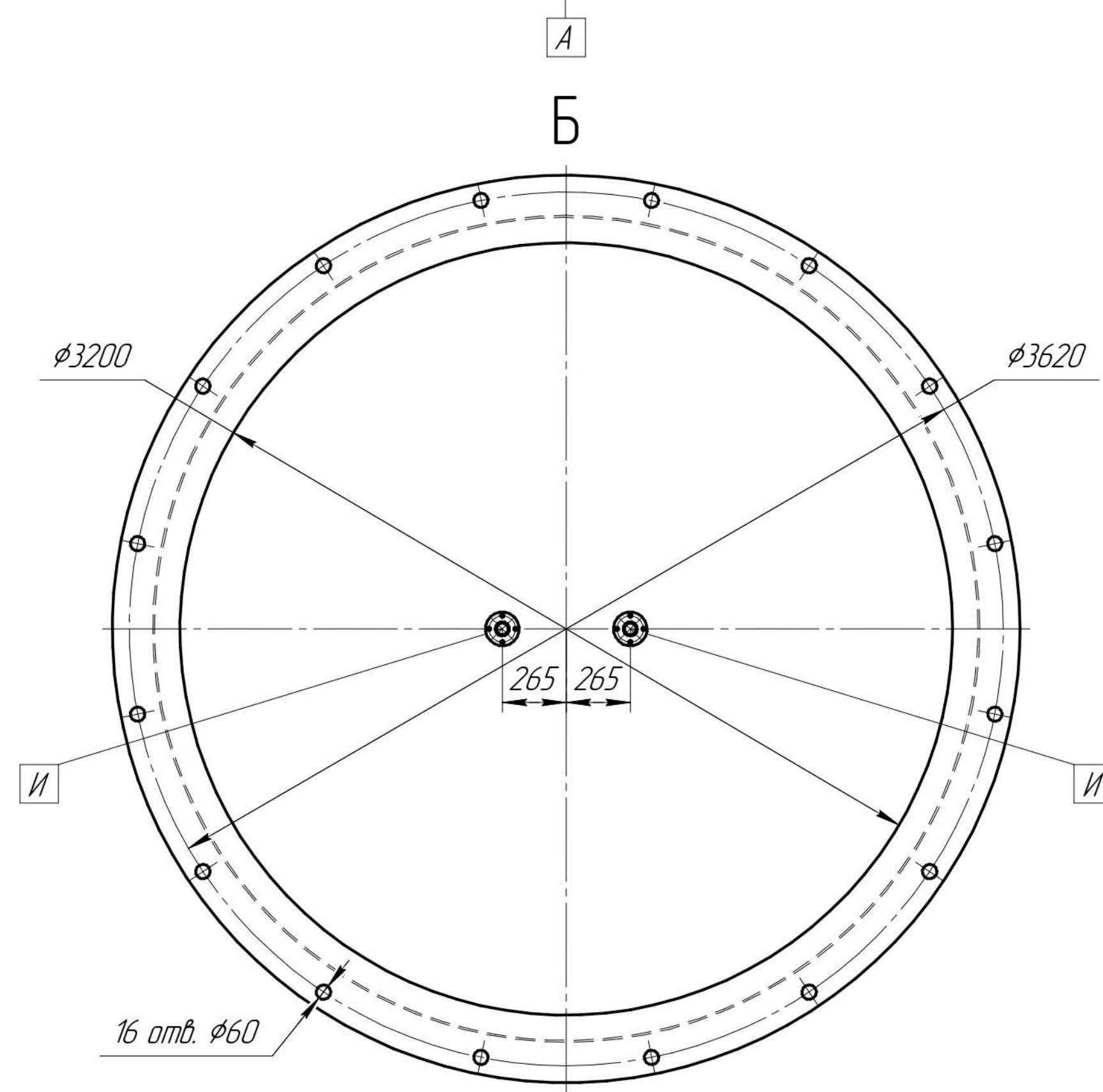
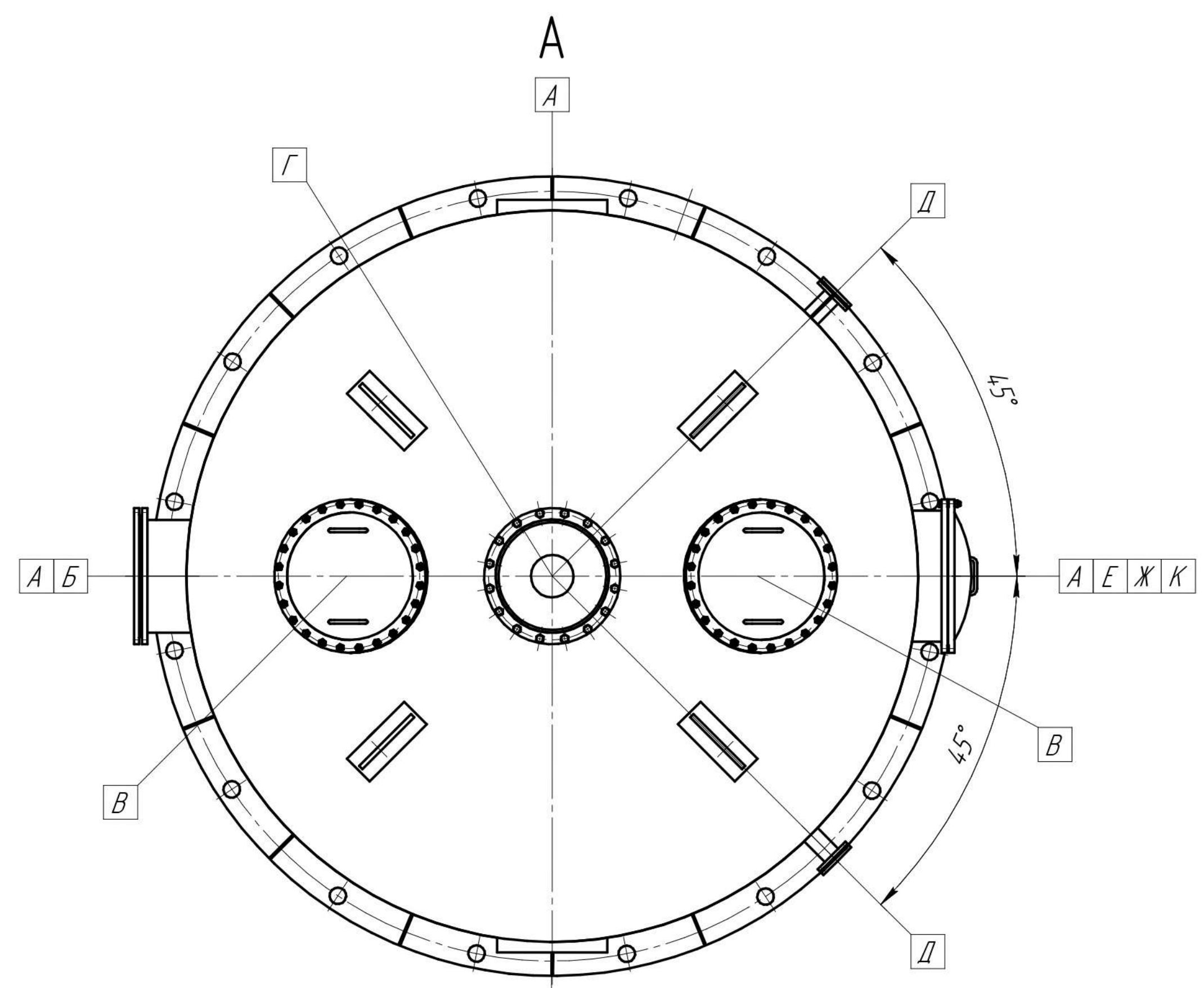
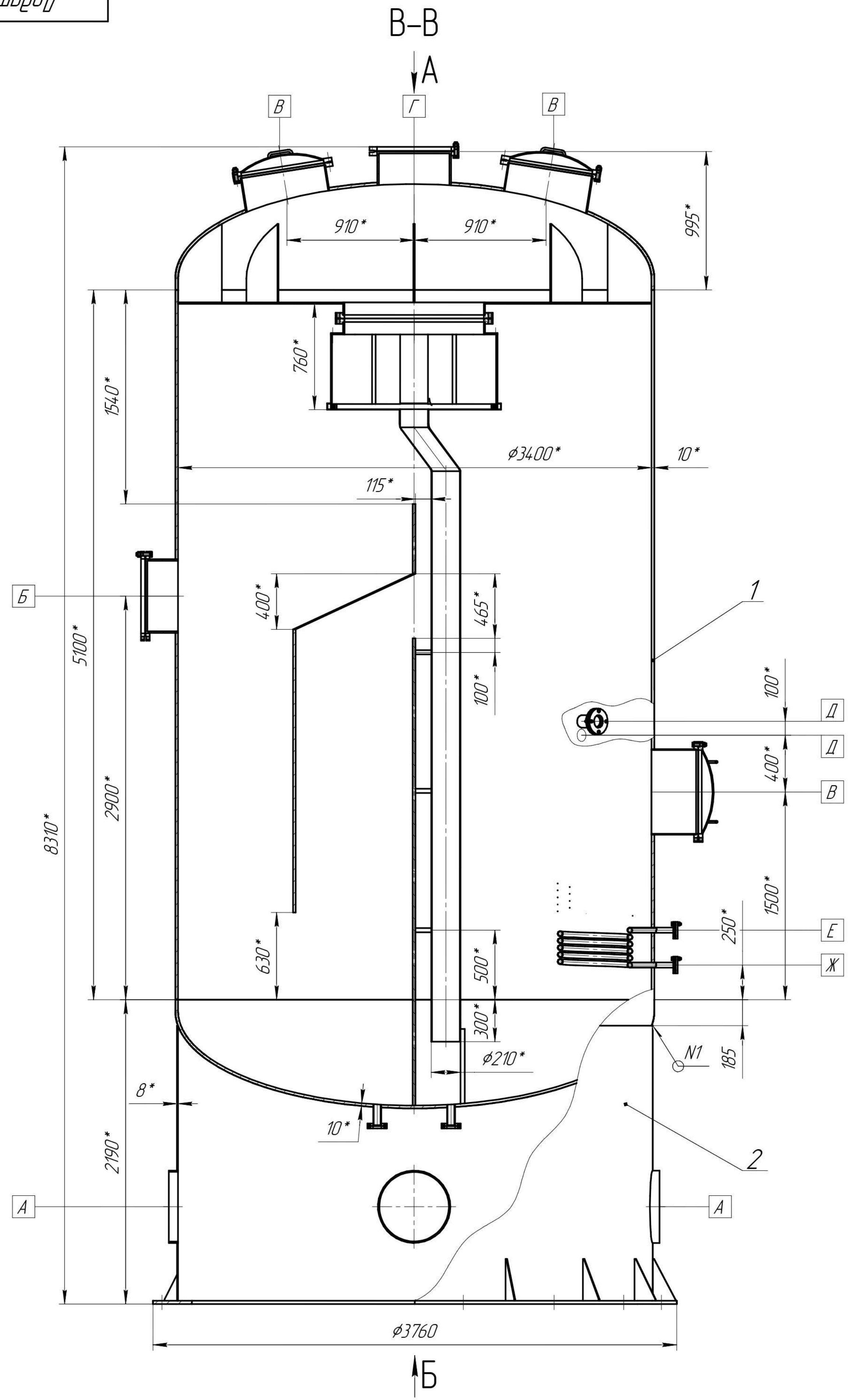
«HEATER-TREATER»

(Чертеж общего вида)

Лист	№ докум.	Код	Дата	Лист	Масса	Максимум
					35500	125
Резерв	Изменен					
Проб	Изменен					
Изменен	Изменен					
Изменен	Изменен					

Лист 1 из 1
СУМГУ

Формат А2х3



Таблиця штуцерів

Обозначение	Наименование	Кол-во	Прохл усл, Ду, мм	Давл усл, Ру, МПа
А	Лаз	4	500	-
Б	Вхід бензину	1	500	0,6
В	Люк	3	600	0,6
Г	Вихід газу	1	500	0,6
Д	Вихід бензину	2	80	0,6
Е	Вхід теплоносія	1	32	0,6
Ж	Вихід теплоносія	1	32	0,6
И	Вихід води	2	50	0,6

Таблиця зварних швів

№	Стандарт	Обозначение	Кол.	Длина	Примечание
1	ГОСТ 14.771-76	T6 ∇ 14	1	10680	И-п

Технічна характеристика

Апарат призначений для дегазациі і розшарування бензину і води	
Параметр	Значение
1 Розрахунковий тиск, МПа	0,305
2 Розрахункова температура стінки, С	35
3 Найменування середовища	ЩФ/В, бензин, вода
4 Група апарату (за ДСТУ 3-17-191-2000)	1
5 Надбавка для компенсації корозії, мм	2
6 Термін служби апарату, років	10

Технічні вимоги

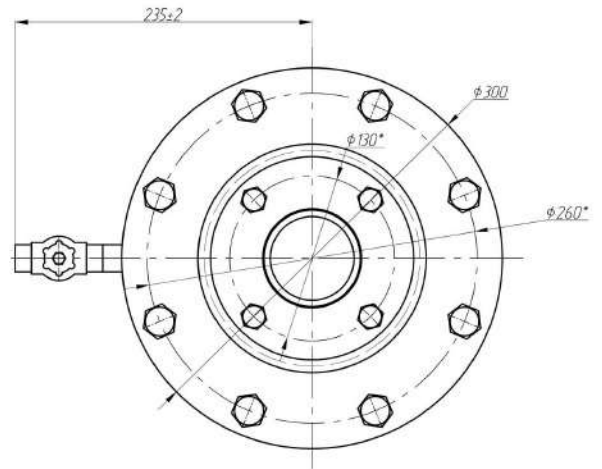
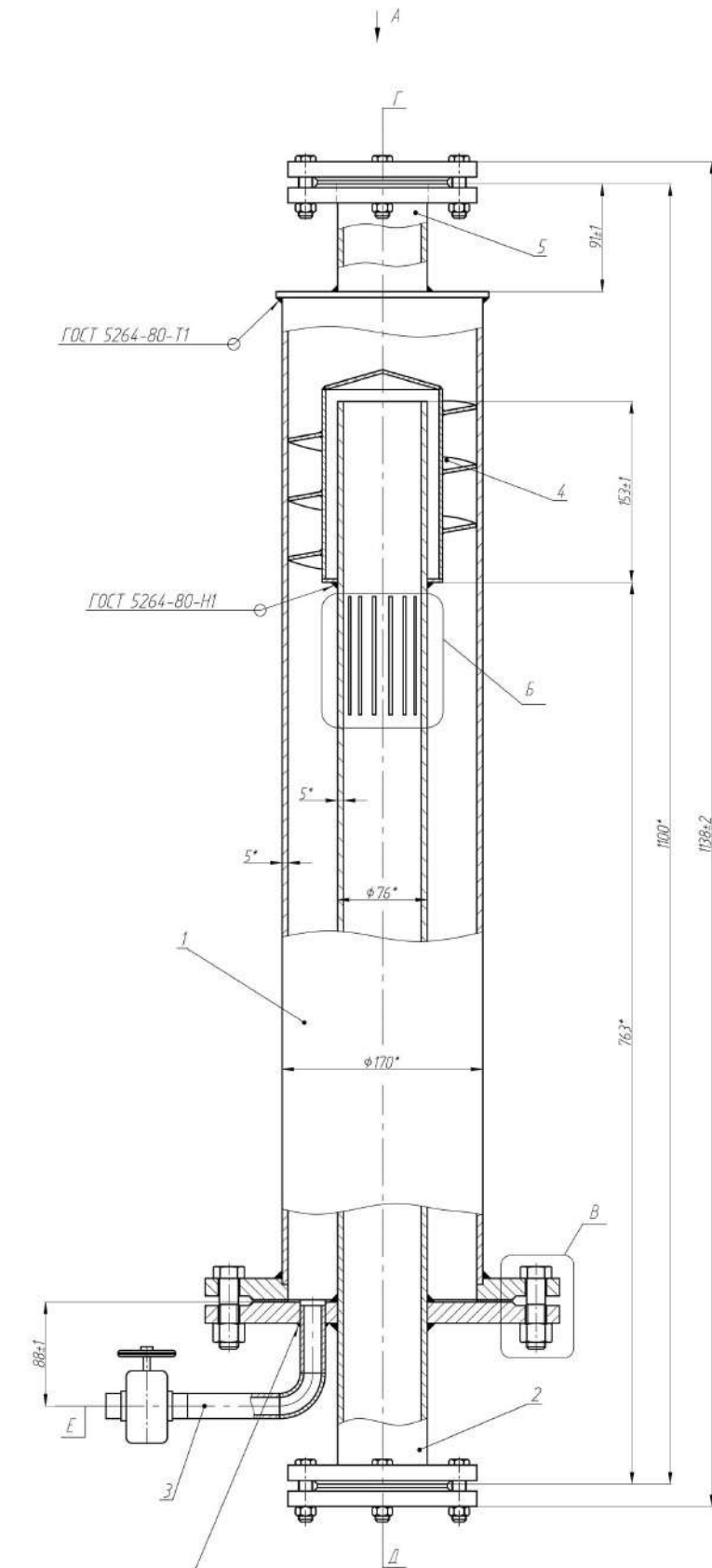
- Апарат виготовити відповідно до ДСТУ 3-17-191-2000 "Посудини та апарати сталеві зварні. Загальні технічні умови" і ДНАОП 0.00-107-94 "Правила будови і безпечної експлуатації посудин, що працюють під тиском".
- Зварні шви контролювати УЗД або рентгенопросвічуванням в обсязі 100%. Недоступні для УЗД або рентгенопросвічування шви контролювати відповідно до РД 26-11-01-85.
- Кліматичне виконання Ч. Категорія розміщення 1 ГОСТ 15150-69.
- Справжнє розташування штуцерів і люків дивись вид А. Н14, Н14, ІТ14 / 2.
- Зварні шви складових фланців перевірити на герметичність тиском повітря (або інертного газу) $p = 0,4 \dots 0,6$ МПа.
- * Розміри для довідок.
- Монтаж апарату провести відповідно до СНПЗ.05.05-84.
- На місці експлуатації апарат заземлити.

Додаток Г

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лит.	Масса	Масштаб
Разр.	Контр.	Литоценко				14.150	1:20
Т.контр.					Лист	Листов	1
И.контр.					СумДУ		
Ултб					Копировал		

Лист в діючій...
 Серія №...
 Взам. інв. №...
 Лист в діючій...

Додаток В



Б (1.1)

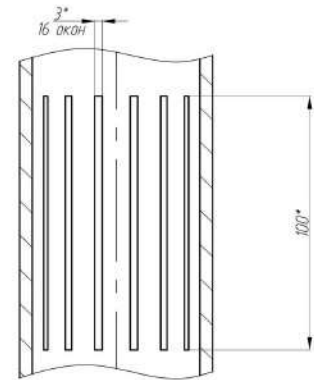


Таблица штуцеров

Обозначение	Назначение	Кол. шт.	Прим. условный диаметр	Давление условное Р/МПа
Г	Ввод загрязненной среды	1	65	0,4
Д	Вывод очищенной среды	1	65	0,4
Е	Вывод концентрата	1	5	0,4

Техническая характеристика

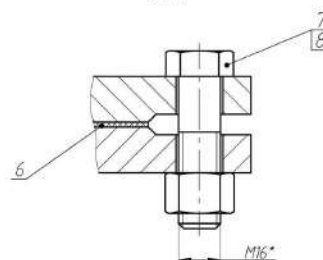
1. Сепаратор предназначен для очистки масла.	
2. Производительность м ³ /ч*	16
3. Давление в аппарате, МПа	0,4
4. Температура среды, °С	10...60
5. Среда в аппарате -	масло
6. Срок службы, лет	15

Технические требования

- При изготовлении и испытании аппарата должны выполняться требования ГОСТ 12.2.003-92 "Оборудование производственное. Общие требования безопасности" и ОСТ 26-291-94 "Сосуды и аппараты стальные сварные. Общие технические условия".
- Сварные соединения должны соответствовать требованиям ОСТ 26-01-82-81 "Сварка в химическом машиностроении".
- Сварные швы в объеме 100% контролируются рентгенографическим методом.
- Аппарат гидравлически испытывается пробным давлением 0,6 МПа.
- Временную противокоррозионную защиту производств в соответствии с ГОСТ 9.014-78 и ОСТ 26-01-890-80, наружные неокрашиваемые поверхности из углеродистой стали-вариант временной защиты В3-4, защита ЭТ 5/5-5 ГОСТ 19537-83.
- * Размеры для справок.

ГОСТ 5264-80-У4

В (1.1)



Додаток В					
Гидроциклонный SPR-сепаратор					
Сварочный чертеж					
Код	Дата	Изм.	Исполн.	Дата	Листы
Разраб.	Курбанов				40 / 12
Проб.	Александров				
Т. номер					Лист 1 / Листов 1
И. номер					Сум 9
ВМ					

ДОДАТОК Д (обов'язковий)

Таблиця Д.1 – Результати комп'ютерних моделювань, розрахунку гідравлічного опору та ефективності блочного горизонтального газосепаратора і окремих його ступенів сепарації

№1	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,143
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	2612
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00199
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,141
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,61
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	2100
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0233
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	280>210>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,120
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	83,72
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	272
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00469
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	100>63>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0186
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	79,87
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	240
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00199
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	63>55>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00270
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	57,57

Продовження таблиці Д1

№2	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,286
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	10926
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00362
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,283
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,74
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8810
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0689
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	250>150>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,217
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	75,93
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1136
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00793
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	74>68>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0610
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	88,49
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	980
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00362
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	67>64>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00431
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,35

Продовження таблиці Д1

№3	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,358
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	16322
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0076
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,350
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	97,88
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	13460
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0920
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	230>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,266
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	74,28
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1670
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0154
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	92>69>46
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0766
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	83,27
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1192
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00760
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	70>63>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00780
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	50,65

Продовження таблиці Д1

№4	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,823
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	2627
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00191
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,821
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,77
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	2125
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0342
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	350>130>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,789
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	95,84
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	272
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00428
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	150>80>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0299
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	87,49
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	230
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00191
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	120>70>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00237
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	55,36

Продовження таблиці Д1

№5	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	1,646
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	11016
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0275
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,618
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,33
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8890
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,384
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	220>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,262
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	76,67
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1142
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0599
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	110>66>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,324
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	84,40
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	984
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0275
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	71>62>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0324
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,09

Продовження таблиці Д1

№6	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	2,057
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	16668
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0263
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	2,031
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,72
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	13670
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,405
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	230>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,652
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	80,33
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1170
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0637
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	75>63>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,341
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	84,26
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1228
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0263
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	65>45>35
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0374
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	58,71

Продовження таблиці Д1

№7	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P , МПа	8
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,142
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	2457
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00099
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,142
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,31
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	2005
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0088
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	250>200>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,134
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	93,85
	Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем	
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	216
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00196
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	90>62>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00684
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	77,75
	Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)	
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	236
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00099
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	61>52>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00096
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	49,23

Продовження таблиці Д1

№8	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск P , МПа	8
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,286
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	9686
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00317
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,283
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,89
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	7797
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0484
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	240>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,238
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	83,09
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	900
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00695
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	73>66>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0414
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	85,64
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	989
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00317
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	66>62>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00378
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,39

Продовження таблиці Д1

№9	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск P , МПа	8
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,358
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	16319
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00365
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,354
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,98
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	12913
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0529
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	200>130>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,305
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	85,21
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1228
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0080
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	81>60>42
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0449
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	84,88
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	2178
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00365
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	65>61>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00435
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,38

Продовження таблиці Д1

№10	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P , МПа	8
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,823
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	2419
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00560
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,817
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,32
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1961
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0680
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	310>120>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,755
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	91,74
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	216
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0133
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	120>75>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0547
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	80,44
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	2428
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00560
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	110>69>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00770
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	57,89

Продовження таблиці Д1

№11	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск P , МПа	8
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	1,646
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	9962
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00511
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,641
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,69
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	7970
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,115
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	210>120>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,531
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	93,01
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1002
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0112
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	100>63>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,1038
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	90,26
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	990
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00511
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	68>60>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00609
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,38

Продовження таблиці Д1

№12	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск P , МПа	8
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	2,057
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідрравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	15252
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0108
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	2,046
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,47
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	12237
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,1875
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	230>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,870
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	90,89
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1443
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0230
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	70>60>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,165
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	87,73
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1572
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0108
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	60>41>30
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0122
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	53,04

Продовження таблиці Д1

№13	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P , МПа	10
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,143
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	1705
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00143
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,142
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,00
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1328
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0137
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	250>150>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,129
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	90,43
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	182
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00346
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	120>75>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,01024
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	74,74
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	195
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00143
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	70>45>30
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00203
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	58,67

Продовження таблиці Д1

№14	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск P , МПа	10
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,286
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідрравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	6835
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00266
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,284
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,07
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5346
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0343
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	200>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,252
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	88,02
	Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем	
2 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	733
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00583
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	81>68>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0285
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	83,00
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	756
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00266
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	74>45>22
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00317
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,37

Продовження таблиці Д1

№15	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск P , МПа	10
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,358
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	10719
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00251
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,355
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,30
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8354
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0420
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	250>152>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,316
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	88,26
	Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем	
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1160
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00603
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	70>50>35
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0360
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	85,64
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1205
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00251
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	55>35>20
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00352
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	58,37

Продовження таблиці Д1

№16	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P , МПа	10
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,823
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	1728
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00543
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,817
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,34
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1261
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0923
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	230>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,731
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	88,78
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	272
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0132
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	110>72>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0792
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	85,75
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	195
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00543
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	80>60>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00772
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	58,69

Продовження таблиці Д1

№17	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск P , МПа	10
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	1,646
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	6856
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0186
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,627
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,87
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5348
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,403
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	275>185>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,243
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	75,54
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	743
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0408
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	110>66>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,362
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	89,88
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	765
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0186
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	80>62>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0222
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,36

Продовження таблиці Д1

№18	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск P , МПа	10
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	2,057
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	10664
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0432
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	2,014
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	97,90
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8363
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,519
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	200>125>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,538
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	74,78
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1106
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0947
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	75>63>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,424
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	81,75
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1195
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0432
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	68>45>30
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0515
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,35

Продовження таблиці Д1

№19	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P , МПа	12
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,143
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	1623
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00156
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,142
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,91
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1319
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0160
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	230>180>41
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,127
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	88,85
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1416
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00399
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	85>61>41
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0120
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	75,00
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	163
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00156
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	57>48>41
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00243
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	60,90

Продовження таблиці Д1

№20	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск P , МПа	12
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,286
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідрравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	6522
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0030
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,283
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,95
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5257
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0322
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	220>120>48
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,254
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	88,75
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	607
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00664
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	69>61>47
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0256
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	79,38
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	658
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0030
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	63>58>48
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00364
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,82

Продовження таблиці Д1

№21	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск P , МПа	12
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,358
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	11101
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0094
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,348
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	97,37
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8696
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0862
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	180>110>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,272
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	75,90
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	948
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0205
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	78>58>40
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0657
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	76,22
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1457
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0094
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	63>58>41
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0111
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,15

Продовження таблиці Д1

№22	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P , МПа	12
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,823
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	2262
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0037
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,819
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	95,55
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1961
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,068
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	280>110>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,755
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	91,74
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	141
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0101
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	110>72>48
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0579
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	85,15
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	160
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0037
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	100>65>44
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0064
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	63,37

Продовження таблиці Д1

№23	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск P , МПа	12
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	1,646
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	6501
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0169
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,629
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,97
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5259
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,169
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	200>110>48
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,477
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	89,73
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	609
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0389
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	90>60>48
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,1301
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	76,98
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	633
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0169
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	63>58>46
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0220
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	56,56

Продовження таблиці Д1

№24	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск P , МПа	12
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	2,057
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідрравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	9986
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0498
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	2,0073
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	97,58
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8135
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,430
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	180>110>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,627
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	79,10
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	809
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,109
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	65>58>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,321
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	74,65
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1042
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0498
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	58>39>28
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0592
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,31

Продовження таблиці Д1

№25	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P , МПа	14
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,143
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	1219
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0026
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,1405
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,18
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	953
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0321
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	160>80>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,1110
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	77,57
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	126
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0064
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	114>65>40
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0257
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	80,06
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	140
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0026
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	69>35>30
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0038
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	59,39

Продовження таблиці Д1

№26	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск P , МПа	14
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,286
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідрравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	5353
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00466
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,2815
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,37
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	4283
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0534
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	250>152>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,233
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	81,34
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	521
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0102
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	84>60>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0432
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	80,90
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	549
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00466
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	68>59>22
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00554
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,31

Продовження таблиці Д1

№27	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск P , МПа	14
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,358
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	7637
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00857
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,349
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	97,60
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5970
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0911
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	210>120>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,267
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	74,54
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	815
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0183
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	70>50>35
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0728
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	79,91
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	852
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00857
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	49>35>21
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00973
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	53,17

Продовження таблиці Д1

№28	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P , МПа	14
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,823
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	1616
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,025
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,798
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	96,97
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1163
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,302
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	170>125>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,521
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	63,30
	Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем	
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	315
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0604
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	80>52>40
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,2416
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	80,00
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	138
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0249
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	55>30>18
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0355
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	58,77

Продовження таблиці Д1

№29	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск P , МПа	14
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	1,646
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідрравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	4881
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,032
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,614
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,05
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	3823
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,394
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	140>100>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,252
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	76,06
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	520
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0739
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	75>53>40
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,3201
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	81,24
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	538
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0321
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	60>53>30
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0418
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	56,56

Продовження таблиці Д1

№30	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск P , МПа	14
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	2,057
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідрравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	7693
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0225
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	2,0346
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,91
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5965
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,2697
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	250>152>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,787
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	86,89
Відцентровий однопатрубковий сепаратор з лопатково-аксіальним завихрювачем		
2 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	877
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0492
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	70>50>40
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,2205
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	81,76
Блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин (бризковловлювач)		
3 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	851
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0225
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	57>45>20
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0267
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,27

ДОДАТОК Е

(обов'язковий)

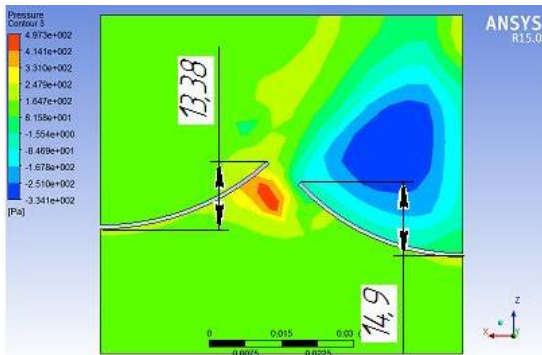


Рисунок 1 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 2 м/с

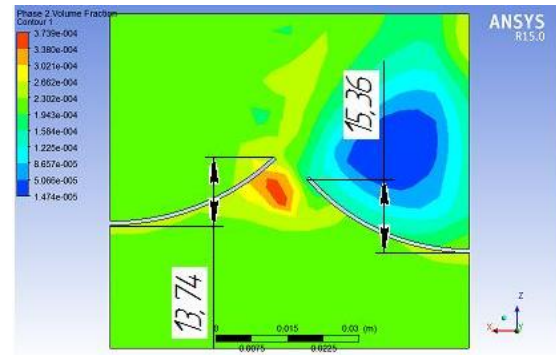


Рисунок 2 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 2,2 м/с

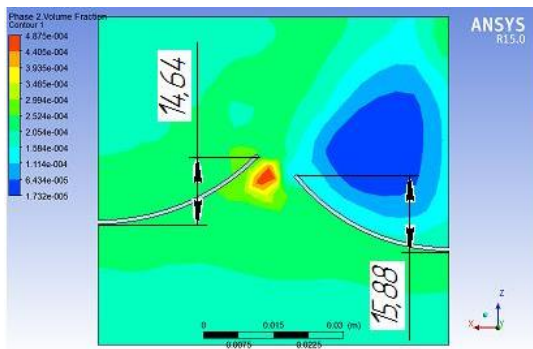


Рисунок 3 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 2,4 м/с

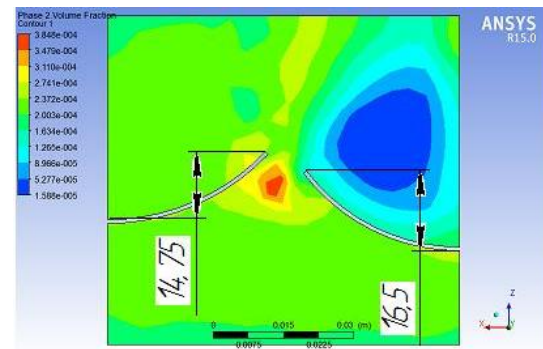


Рисунок 4 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 2,6 м/с

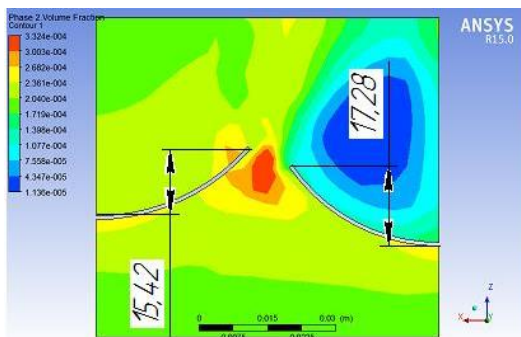


Рисунок 5 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 2,8 м/с

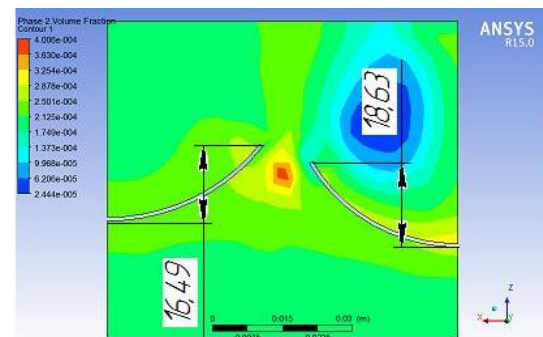


Рисунок 6 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу 3,0 м/с

2,8 м/с

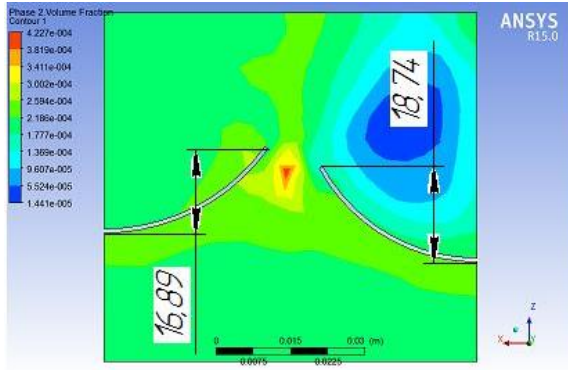


Рисунок 7 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу

3,2 м/с

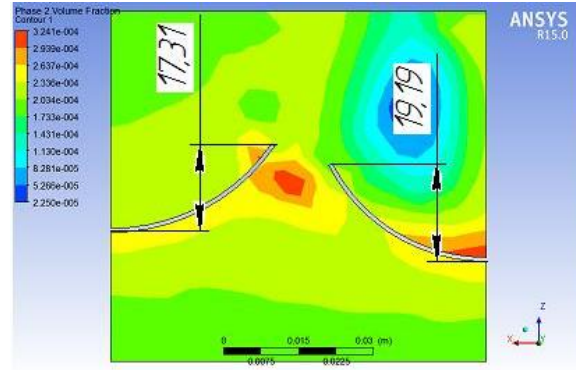


Рисунок 8 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу

3,4 м/с

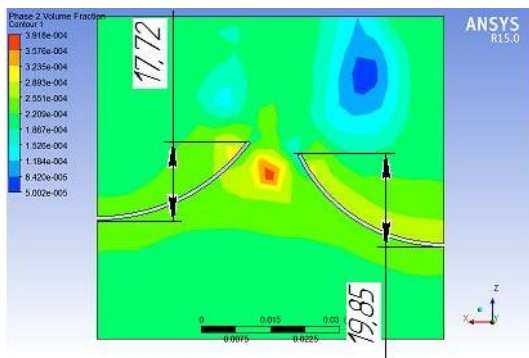


Рисунок 9 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу

3,8 м/с

3,6 м/с

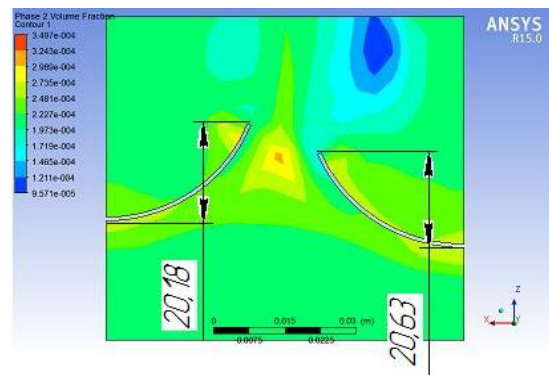


Рисунок 10 - Візуалізація результатів розрахунку для швидкості входу

4 м/с

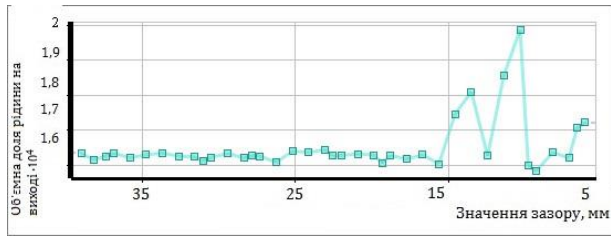


Рисунок 9 - Залежність об'ємно частки рідини на виході від розкриття зазору (18 м/с)

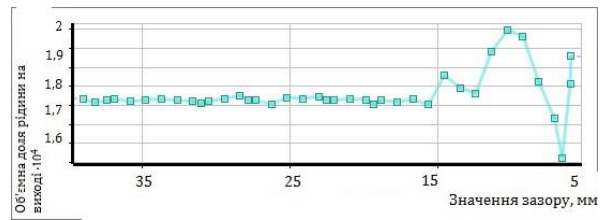


Рисунок 10 - Залежність об'ємно частки рідини на виході від розкриття зазору (19 м/с)

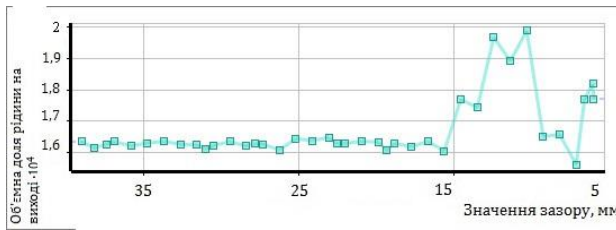


Рисунок 11 - Залежність об'ємно частки рідини на виході від розкриття зазору (20 м/с)

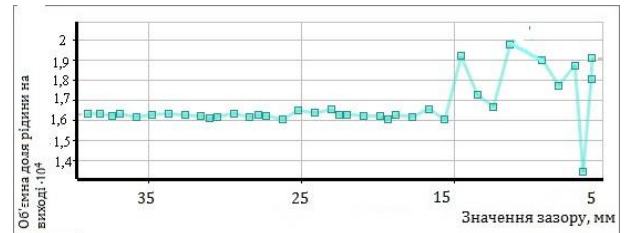


Рисунок 12 - Залежність об'ємно частки рідини на виході від розкриття зазору (25 м/с)

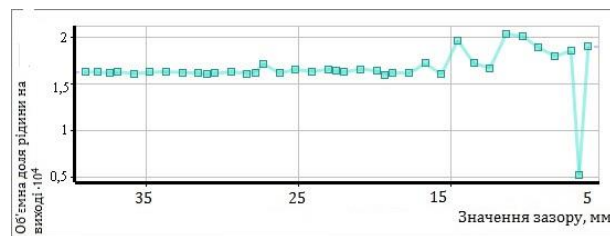
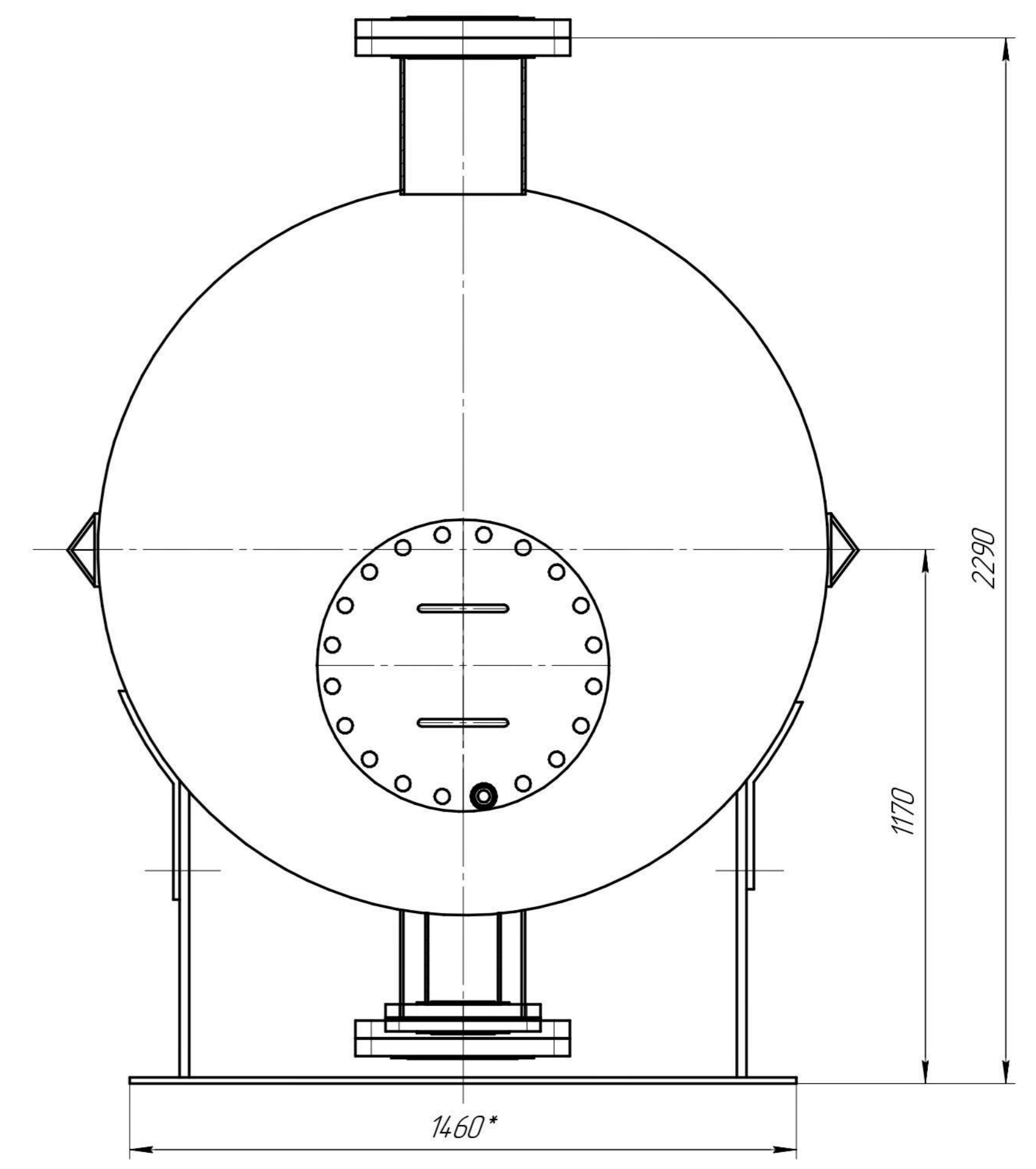
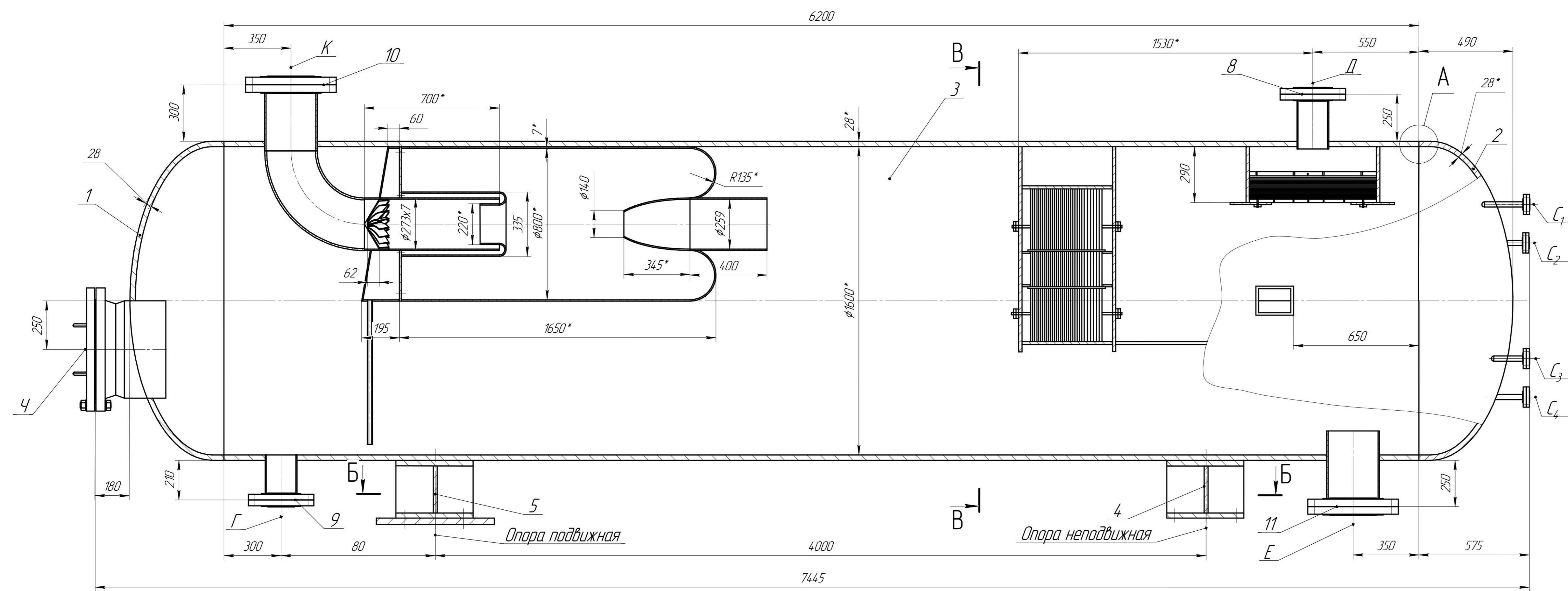


Рисунок 13 - Залежність об'ємно частки рідини на виході від розкриття зазору (30 м/с)



Техническая характеристика

Аппарат предназначен для отделения капельной влаги и жидких углеводородов		
Наименование среды в корпусе	Нефть, газ	
Температура, °C	От минус 30 ⁰ до плюс 100 ⁰	
Давление, МПа (кгс/см ²)	Рабочее	6,4 (64)
	Пробное	8,4 (84)
	Расчетное	6,4 (64)
Емкость, м ³	14	

Технические требования

1. Аппарат изготовить в соответствии с ГОСТ 3-17-191-2000 "Правила устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением".
2. Предельные отклонения размеров Н14, Н14, ± 1/2.
3. Сварка кольцевых швов обечайки и приварка днищ к обечайке автоматическая.
4. Сварка продольных швов обечайки электрошлаковая.
5. Покрытие - грунтровка ФЛ-03-К коричневого ГОСТ 9109-76 в 2

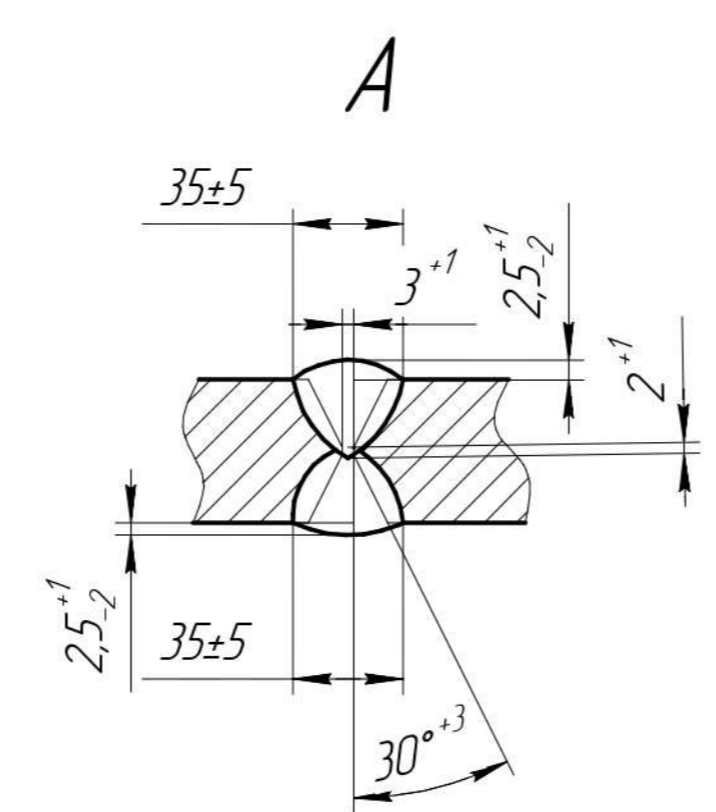
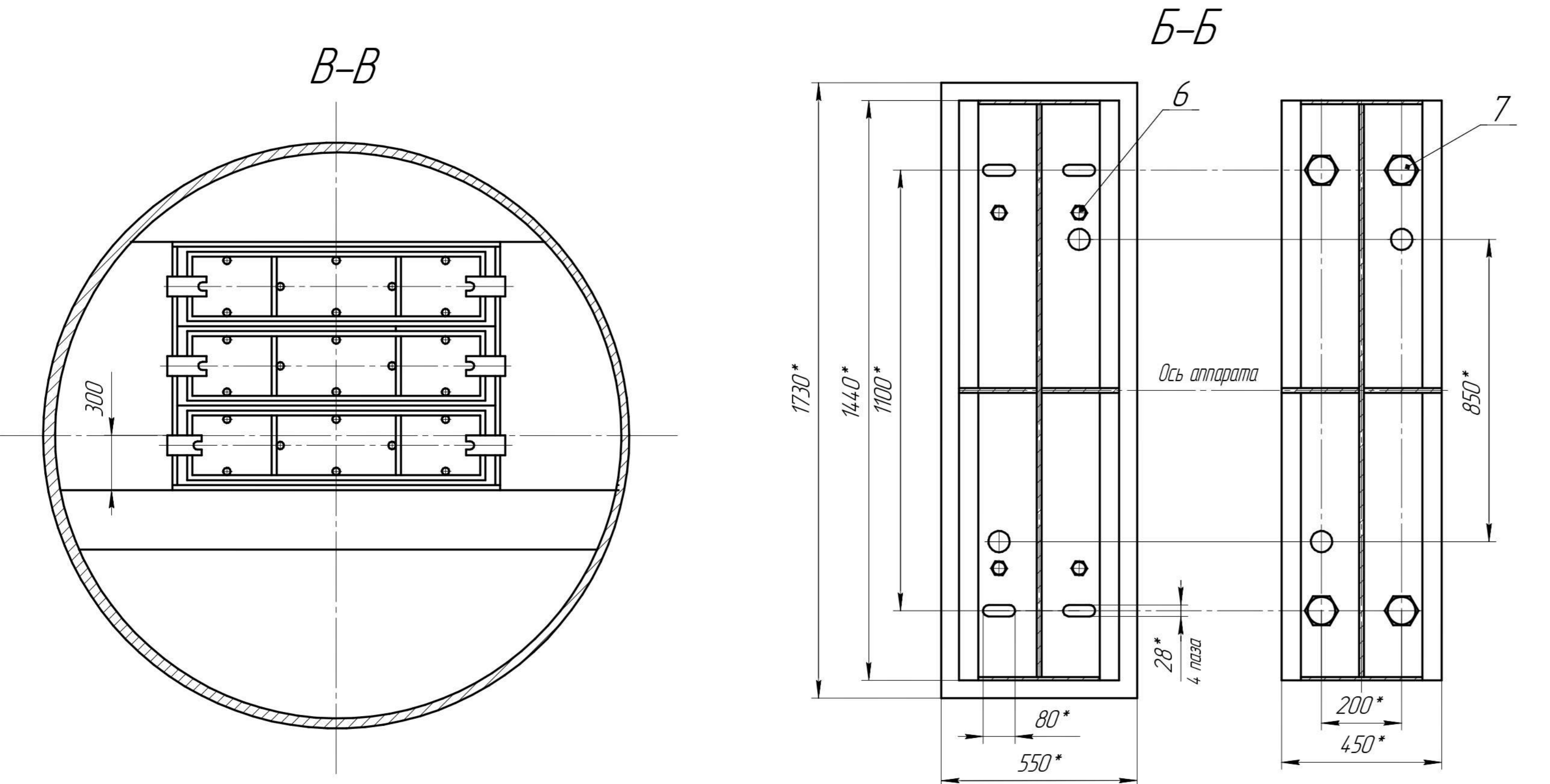


Таблица 1 - Таблица штуцеров

Обозначение	Наименование	Кол.	Проход условный D _у , мм	Давление условное, Р _и	
				кгс/см ²	МПа
К	Вход нефтегазовой смеси	1	250		
Г	Выход нефти	1	250		
Д	Выход газа	1	150	64	6,4
Е	Дренаж	1	150		
С ₁₋₄	Для указателя уровня	4	20		
Ч	Люк-лаз	1	450	80	8,0

слой - нанести после испытания приемки аппарата, с последующей покраской - эмаль ПФ-115 серая ГОСТ 6465-27 (2 слоя).
 6. Приварка штуцеров к корпусу по Н4.77-65; сварка ручная электродуговая.
 7. Обработанные неокрашенные поверхности смазать смазкой К-17 по ГОСТ 10877-75.
 8. *Размеры для справок

Додаток 3				Лист	Масса	Максимум
Газосепаратор (складальне креслення)				Лист		1/10
Изм.	Лист	№ докум.	Код	Дата		
Разработ.	Выполнил	Провер.	Дизайнер	Лист	Листов 1	
Утверд.						
Исполн.						
Шифр						

СумГУ



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

<p>(21) Номер заявки: u 2018 06839 (22) Дата подання заявки: 18.06.2018 (24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: 10.12.2018 (46) Публікація відомостей про видачу патенту: 10.12.2018, Бюл.№ 23</p>	<p>(72) Винахідник(и): Лященко Олександр Олександрович (UA), Литвиненко Ольга Вікторівна (UA), Старинський Олександр Євгенович (UA), Ковтун Валерій Віталійович (UA), Борисова Наталя Віталіївна (UA)</p> <p>(73) Власник(и): СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ, вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007 (UA)</p>
--	--

(54) СПОСІБ ВІДДІЛЕННЯ ГАЗОВОЇ ФАЗИ З ГАЗОРІДИННОГО ПОТОКУ**(57) Реферат:**

Спосіб відділення газової фази з газорідного потоку включає подачу газорідного 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 вверху, подають окремий газовий потік, який, контактуючи з газорідним потоком, захоплює з собою відділений газ і разом відводяться зверху вертикального шнекового елемента.

UA 130518 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

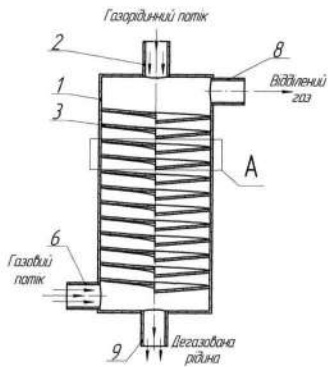
<p>(21) Номер заявки: u 2018 06839</p> <p>(22) Дата подання заявки: 18.06.2018</p> <p>(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: 10.12.2018</p> <p>(46) Публікація відомостей про видачу патенту: 10.12.2018, Бюл.№ 23</p>	<p>(72) Винахідник(и): Лященко Олександр Олександрович (UA), Литвиненко Ольга Вікторівна (UA), Старинський Олександр Євгенович (UA), Ковтун Валерій Віталійович (UA), Борисова Наталя Віталіївна (UA)</p> <p>(73) Власник(и): СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ, вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007 (UA)</p>
--	--

(54) СПОСІБ ВІДДІЛЕННЯ ГАЗОВОЇ ФАЗИ З ГАЗОРІДИННОГО ПОТОКУ

(57) Реферат:

Спосіб відділення газової фази з газорідного потоку включає подачу газорідного 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 вверху, подають окремий газовий потік, який, контактуючи з газорідним потоком, захоплює з собою відділений газ і разом відводяться зверху вертикального шнекового елемента.

UA 130518 U



Фіг. 1

Корисна модель належить до способів відділення газової фази з газорідного потоку і може бути використана в хімічній, нафто-, газопереробній та інших галузях промисловості.

За аналог вибрано спосіб відділення газової фази з газорідного потоку, що включає поступове стікання газорідного потоку тонкою плівкою по зливних полицях, при цьому відбувається розділення потоку внаслідок виділення газу через вільну поверхню розподілу фаз газ-рідина (Шаймарданов В.Х. Процессы и аппараты технологий сбора и подготовки нефти и газа на промыслах: учебное пособие / Под ред. В.И. Кудинова. - М. - Ижевск: НИЦ "Регулярная и хаотическая динамика", Институт компьютерных исследований, 2013. - С. 387).

Основними недоліками даного способу є низька інтенсивність процесу дегазації та недостатня площа поверхні розподілу фаз, що обмежується габаритами зливних полиць.

В основу корисної моделі поставлена задача вдосконалення способу відділення газової фази з газорідного потоку, а саме збільшення площі поверхні розподілу фаз за рахунок компактного розміщення поверхні, по якій стікає газорідний потік та підвищення інтенсивності процесу дегазації за рахунок віддувки.

Поставлена задача вирішується тим, що відомий спосіб відділення газової фази з газорідного потоку, що включає подачу газорідного потоку тонкою плівкою по зливному елементу, в напрямку зверху вниз, при цьому відбувається розділення потоку внаслідок виділення газу через вільну поверхню розподілу фаз газ-рідина, відповідно до корисної моделі, газорідний потік стікає тонкою плівкою по поверхні вертикального шнекового елемента, при цьому у протилежному напрямку, знизу вгору, подається окремий газовий потік, контактуючи з газорідним потоком, захоплює з собою відділений газ і разом відводяться зверху вертикального шнекового елемента.

Здійснення способу відділення газової фази з газорідного потоку в сукупності з усіма суттєвими ознаками, включаючи відмінні, дозволяє збільшити площу поверхні розподілу фаз за рахунок компактнішого розміщення поверхні, по якій газорідний потік стікає тонкою плівкою, та підвищити інтенсивність процесу дегазації внаслідок направлення у протилежному напрямку до напрямку стікання газорідного потоку окремого газового потоку, що при контакті з газорідним потоком збільшує масообмін між фазами газ-рідина.

Суть корисної моделі пояснює креслення.

На фіг. 1 зображений вертикальний шнековий елемент.

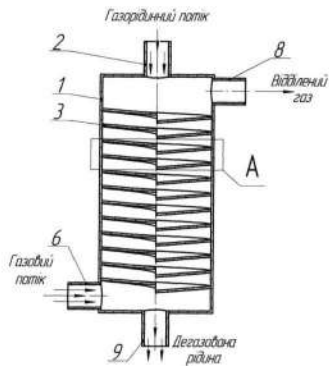
На фіг. 2 - вигляд А, на фіг. 1.

Спосіб здійснюється у наступній послідовності: газорідний потік, подається в корпус (1) через патрубок (2), та потрапляє на вертикальний шнековий елемент (3), стікаючи тонкою плівкою (4) по поверхні з верхньої до нижньої частини шнека, розділяючись на окрему газову та рідинну фазу внаслідок виділення газу (5) через вільну поверхню розподілу фаз, при цьому через патрубок (6) у протилежному напрямку, знизу вгору, подається окремий газовий потік (7), який контактуючи з газорідним потоком, захоплює з собою відділений газ (5) і разом відводяться зверху вертикального шнекового елемента через патрубок (8), дегазована рідина відводиться з нижньої частини шнека, патрубок (9).

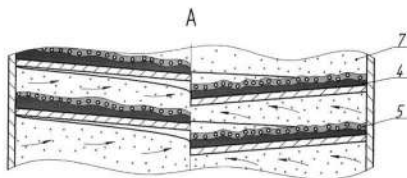
Таким чином, за рахунок компактнішого розміщення площі поверхні розподілу фаз досягається її значне збільшення, а внаслідок направлення у протилежному напрямку до напрямку стікання газорідного потоку окремого газового потоку підвищується інтенсивність процесу дегазації.

ФОРМУЛА КОРИСНОЇ МОДЕЛІ

Спосіб відділення газової фази з газорідного потоку, що включає подачу газорідного потоку на зливний елемент, в напрямку зверху вниз, поступове стікання потоку тонкою плівкою та розподілення його на газову та рідинну фазу внаслідок виділення газу через вільну поверхню розподілу фаз, який відрізняється тим, що як зливний елемент використовують вертикальний шнековий елемент, при цьому у протилежному напрямку, знизу вгору, подають окремий газовий потік, який, контактуючи з газорідним потоком, захоплює з собою відділений газ і разом відводяться зверху вертикального шнекового елемента.



Фіг. 1



Фіг. 2

Комп'ютерна верстка С. Чупій

Міністерство економічного розвитку і торгівлі України, вул. М. Грушевського, 12/2, м. Київ, 01008, Україна

ДП "Український інститут промислової власності", вул. Глазунова, 1, м. Київ – 42, 01601



УКРАЇНА

(19) **UA** (11) **130464** (13) **U**
 (51) МПК
B01D 45/04 (2006.01)

МІНІСТЕРСТВО
 ЕКОНОМІЧНОГО
 РОЗВИТКУ І ТОРГІВЛІ
 УКРАЇНИ

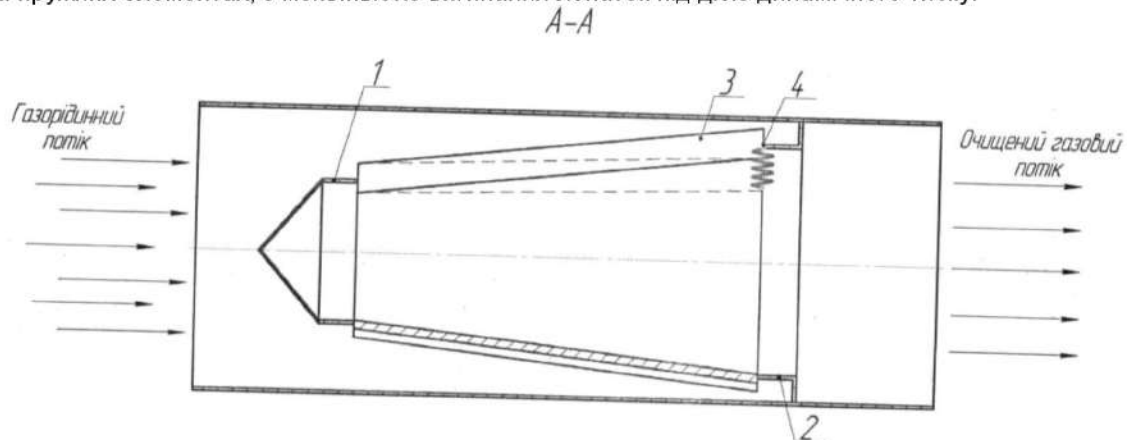
(12) ОПИС ДО ПАТЕНТУ НА КОРИСНУ МОДЕЛЬ

(21) Номер заявки: u 2018 06182	(72) Винахідник(и): Ляпощенко Олександр Олександрович (UA), Павленко Іван Володимирович (UA), Дем'яненко Марина Миколаївна (UA), Старинський Олександр Євгенович (UA), Ковтун Валерій Віталійович (UA)
(22) Дата подання заявки: 04.06.2018	(73) Власник(и): СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ, вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007 (UA)
(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: 10.12.2018	
(46) Публікація відомостей про видачу патенту: 10.12.2018, Бюл.№ 23	

(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.



Фіг. 2

Корисна модель належить до пристроїв для відділення краплинної рідини з газового потоку і може використовуватися в нафтогазовій, хімічній та інших галузях промисловості.

Як аналог вибрано аксіально-тангенційний сепараційний пристрій для відділення 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, жорстко закріпленими на них по діаметру під кутом (Калашников А.Н. Особенности газодинамики и эффективность прямооточных каплеуловителей компрессорных станций, Дис. канд. техн. наук, Сумской государственной университет, Сумы, 2003 г., стр. 68, рис. 2.4).

Недоліком даного пристрою є неможливість досягнення постійного у часі значення ефективності розділення в умовах різких перепадів швидкостей та об'ємної концентрації газового потоку, внаслідок чого відбувається збільшення гідравлічного опору та одночасно зниження ефективності роботи пристрою. Розміщення даного пристрою у сепараційному обладнанні не дозволяє запобігти потраплянню критичної кількості рідини до об'єму сепараторів, що призводить до виходу на пробкові режими роботи.

В основу корисної моделі поставлена задача вдосконалення пристрою для сепарації дисперсної рідини з газового потоку шляхом створення умов для ефективної роботи пристрою при різких змінах швидкостей та концентрації рідини у газовому потоці, запобігання потраплянню критичної кількості рідини до об'єму сепараторів та виходу на пробкові режими роботи.

Поставлена задача вирішується тим, що відомий 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, згідно з корисною моделлю, що лопатки на обтікаючому елементі закріплені жорстко, а на кільці жорсткості - на пружних елементах, з можливістю вигинання лопаток під дією динамічного тиску.

Виконання пристрою для сепарації дисперсної рідини з газового потоку в сукупності з усіма суттєвими ознаками, включаючи відмінні, дозволяє досягти постійного високого значення ефективності розділення в умовах різких перепадів швидкостей та об'ємної концентрації газового потоку за рахунок динамічного регулювання гідравлічного опору та відповідно швидкості потоку, запобігти потраплянню критичних об'ємів рідини до сепараційного обладнання та виходу на пробкові режими роботи.

Суть корисної моделі пояснюється кресленням, де на фіг. 1 зображений пристрій розміщений у трубопроводі; на фіг. 2 поперечний переріз А-А на фіг. 1.

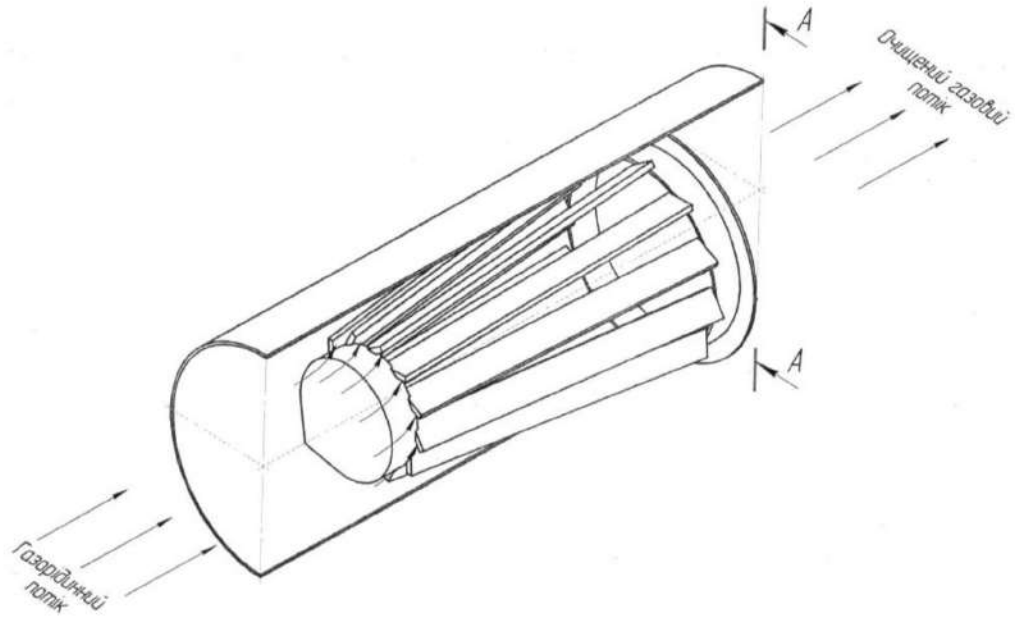
Пристрій для сепарації дисперсної рідини з газового потоку що містить конусний корпус, який складається з обтікаючого елемента (1) на вході потоку до корпусу та кільця жорсткості (2) на виході потоку з корпусу, з повздовжніми лопатками (3) закріпленими на них під кутом. Лопатки (3) жорстко закріплені на обтікаючому елементі (1), а на кільці жорсткості (2) - на пружних елементах (4).

Пристрій працює наступним чином.

До пристрою для сепарації дисперсної рідини з газового потоку, підводиться газовий потік, що містить дисперсну краплинну рідину, та направляється в конусний корпус, який складається з обтікаючого елемента (1) та кільця жорсткості (2), відповідно розміщені на вході і виході потоку, зі встановленими повздовжніми лопатками (3), жорстко закріпленими на обтікаючому елементі, а на кільці жорсткості - на пружних елементах (4), що вигинаються під дією динамічного тиску. Під час проходження газового потоку крізь пристрій лопатки (3) вигинаються, що сприяє зменшенню гідравлічного опору при зростанні швидкості, та відповідно підвищенню ефективності розділення. Дисперсна рідина, що міститься у газовому потоці, під дією сил інерції, осаджуються та стікає плівкою по поверхні лопаток (3), що дозволяє запобігти потраплянню критичних об'ємів рідини до сепараційного обладнання та виходу на пробкові режими роботи.

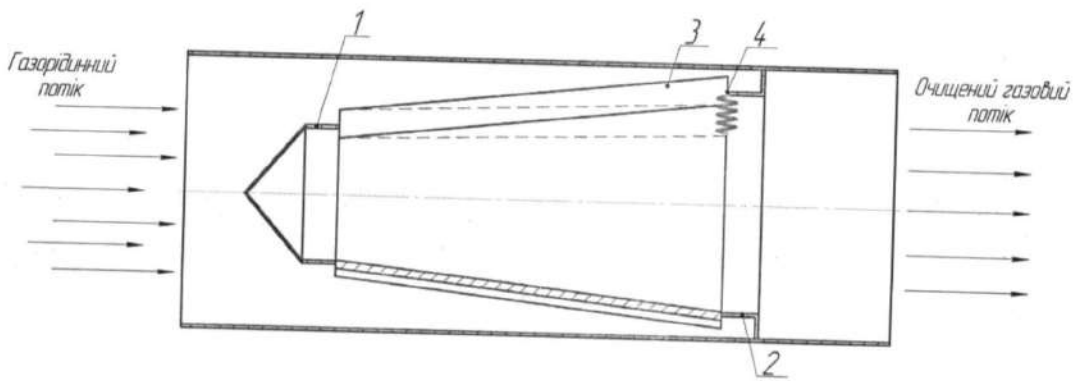
ФОРМУЛА КОРИСНОЇ МОДЕЛІ

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, який **відрізняється** тим, що лопатки на обтікаючому елементі закріплені жорстко, а на кільці жорсткості - на пружних елементах, з можливістю вигинання лопаток під дією динамічного тиску.



Фіг. 1

A-A



Фіг. 2

Комп'ютерна верстка Л. Литвиненко

Міністерство економічного розвитку і торгівлі України, вул. М. Грушевського, 12/2, м. Київ, 01008, Україна

ДП "Український інститут інтелектуальної власності", вул. Глазунова, 1, м. Київ – 42, 01601



OIL AND GAS EQUIPMENT FOR SEPARATION OF GASES AND OIL-WATER EMULSIONS

TECHNICAL PROPOSAL

Vice-rector for scientific work,
Dr. Sc. (Phys.-Math.)

A. M. Chornous

Scientific supervisor,
Dr. 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



UKRNAFTA
УКРНАФТА



Processes and Equipment
of Chemical and Petroleum-
Refineries Department

OIL AND GAS EQUIPMENT FOR
SEPARATION OF GASES
AND OIL-WATER EMULSIONS
Technique-commercial proposal

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, Rymskogo-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: rector@sumdu.edu.ua
Head of direction	Head of the Department, PECPR Department, D.Sc. (Eng.), Professor – Vsevolod I. Sklabinskyi tel.: (+38-0542) 33-71-24 e-mail: sklabinskiy@pohnp.sumdu.edu.ua
Contact person	Principal researcher, Dr. Sc. (Eng.), Associate professor – Oleksandr .O. Liaposhchenko tel.: (+38-0542) 68-77-95 e-mail: lyaposchenko@pohnp.sumdu.edu.ua
Requisites	Sumy state university, 2, Rymskogo-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), stripping 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-filtrating 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.

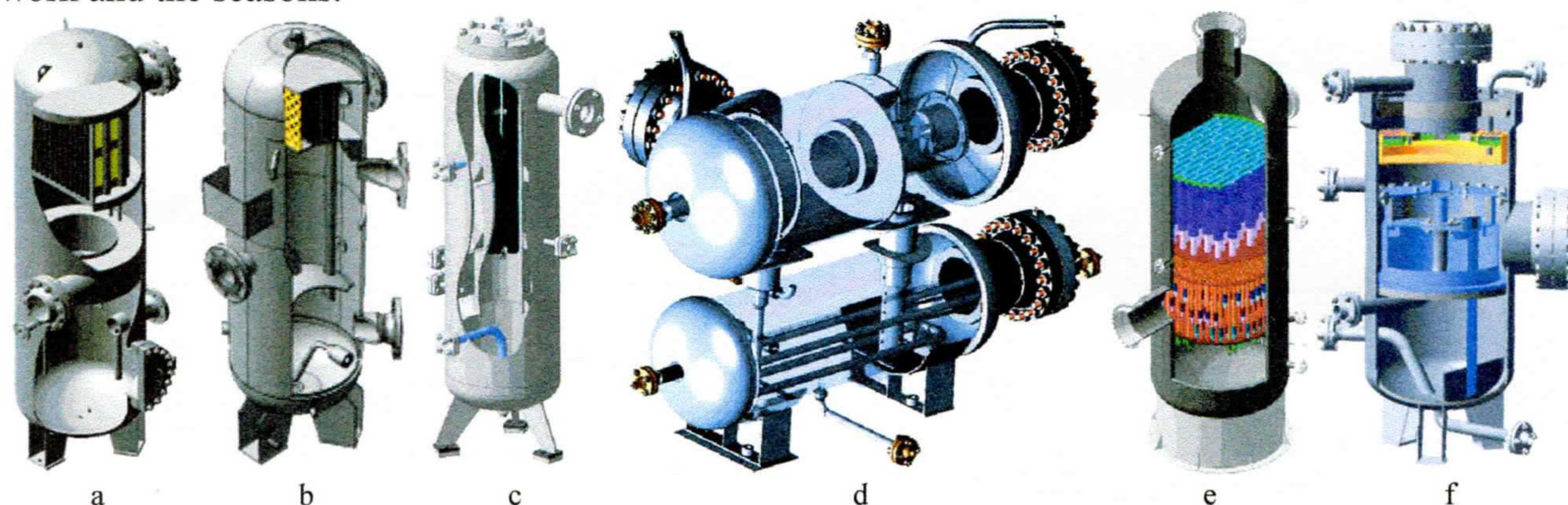


Figure 1- Combined separators of inertia-filtrating type:

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 louvres 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

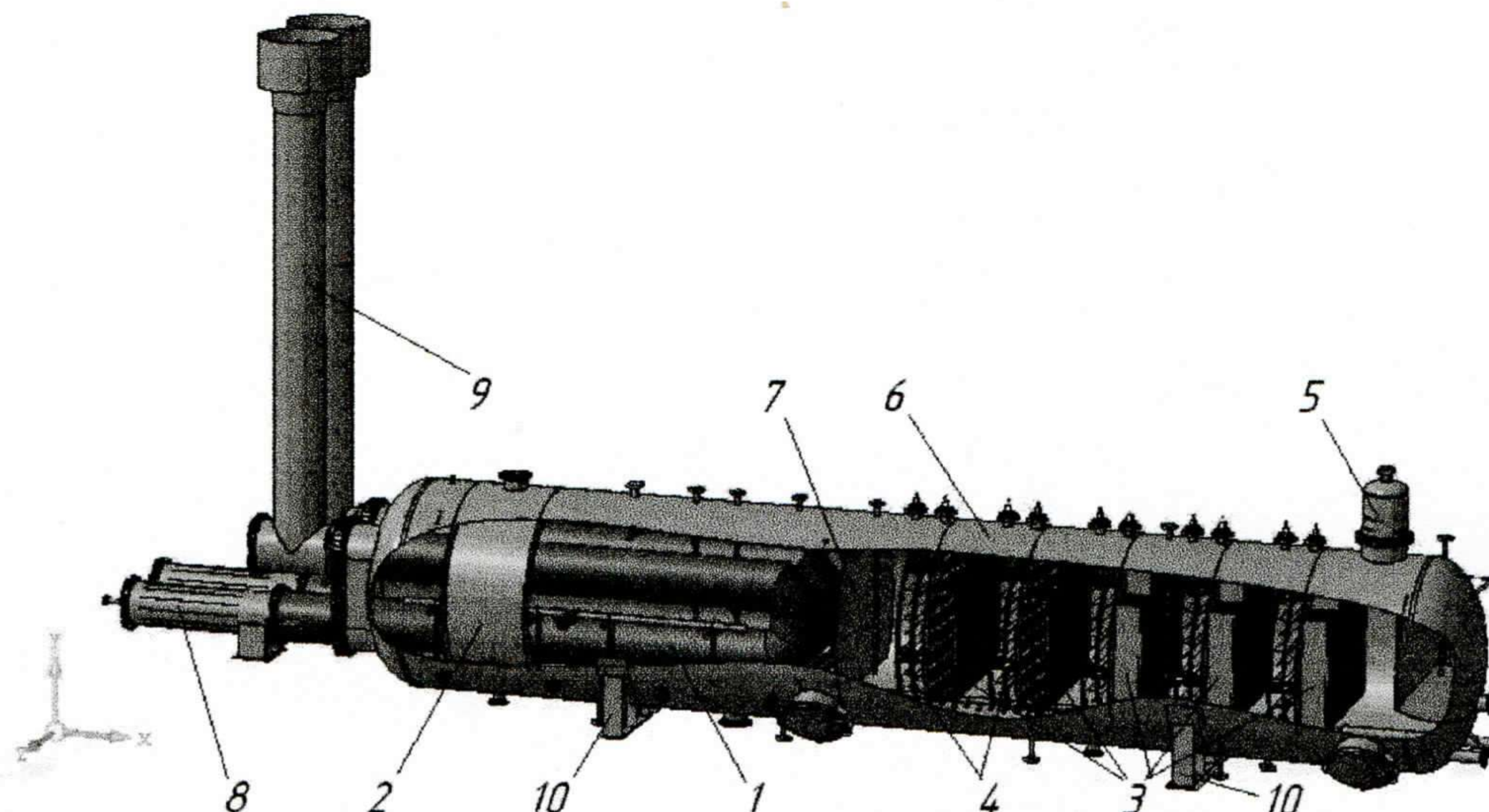


Figure 2 - OGWS of "HEATER-TREATER" type

(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), μm	>10-100	>0,3	>5
Contents of fluid at inlet, g/m^3	<200	<100	<200
Drop entrainment, g/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;	20-30	<20	70-90	20-90
- at the outlet of device	<0,5	<0,5	<5,0	<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, m ³	32; 100; 200	50-160	110	100
Equipment weight, t	56,5	12-50	65	35,5



 <p>SUMY STATE UNIVERSITY Welcomes cooperation</p>	 <p><i>Processes and Equipment of Chemical and Petroleum- Refineries Department</i></p>	<p>OIL AND GAS EQUIPMENT FOR SEPARATION OF GASES AND OIL-WATER EMULSIONS <i>Technique-commercial proposal</i></p>
--	--	--

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 approvement 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).





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, тел.: (0542)337-124, 687-795.

APPENDIX A (mandatory)

Information about the customer

Company Name:	
Address:	
Full name of the responsible person, position:	
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 ³ /h, possible deviations, %	
2. Working pressure, МПа,	
3. Estimated pressure, МПа,	
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 ² /s	
– at t=20 °C	
– at working temperature	
10. Water cut, %, at the inlet	
11. Content of	
– salts, mg/l	
– total phosphorus, % (mass.)	
– H ₂ 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"> – horizontal – vertical – ball (delete the unnecessary answer)
19. Power supply voltage, V	<ul style="list-style-type: none"> – 220 B alternating – 12 B constant – 24 B constant (delete the unnecessary answer)
	Specify if other:



СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Ukraine, 40007, Sumy, 2 Rymkogo-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, 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 ³ /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 ³ , 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 ³ , 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 ³ , reduced to initial conditions (t=0 °C, P=0,1013 MPa).	
13.	Density of liquid at working conditions, kg/m ³ .	
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 Rymkogo-Korsakova str.

<http://pohnv.teset.sumdu.edu.ua/>

info@pohnp.sumdu.edu.ua

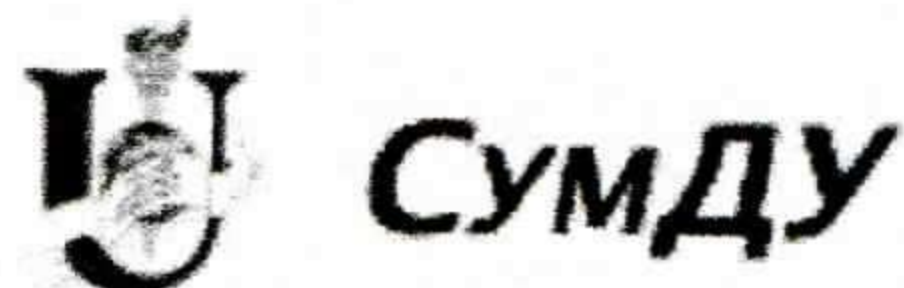
+38(0542)33-71-24, 68-77-95, 33-70-73, 33-10-24

+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 Rymkogo-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 Rymkogo-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, 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 ³ /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 ² /s - at t=20 °C - at working temperature	
10. Water cut, %, at the inlet	
11. Content of - salts, mg/l - total phosphorus, % (mass.) - H ₂ 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 Rymkogo-Korsakova str.

<http://pohnv.teset.sumdu.edu.ua/>

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 державний університет | Faculty of Technical Systems and Energy Efficient Technologies

Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries | Ukraine, 40007, Sumy, 2 Rymkogo-Korsakova str.

© 2017 SSU. All rights reserved. Reference to the resource is required in case of using materials.



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

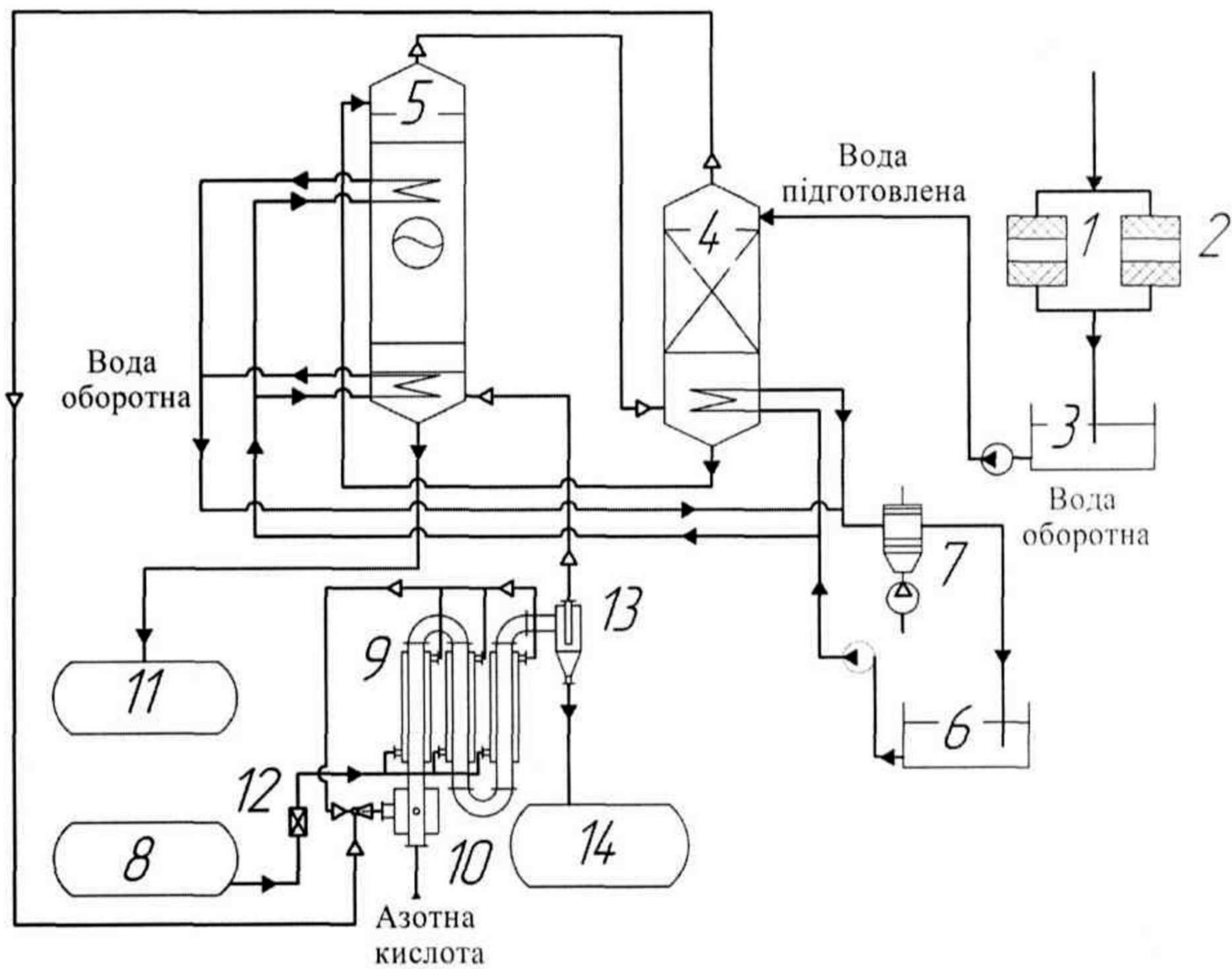
<p>(21) Номер заявки: а 2017 05214</p> <p>(22) Дата подання заявки: 29.05.2017</p> <p>(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: 11.12.2017</p> <p>(46) Публікація відомостей про видачу патенту: 11.12.2017, Бюл.№ 23</p>	<p>(72) Винахідник(и): Ляпощенко Олександр Олександрович (UA), Скиданенко Максим Сергійович (UA), Смирнов Василь Анатолійович (UA), Маренок Віталій Михайлович (UA), Варуха Дмитро Олександрович (UA)</p> <p>(73) Власник(и): СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ, вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007 (UA)</p>
--	--

(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



Корисна модель належить до способів отримання аміачної води та рідких добрив і може використовуватися у хімічній, аграрній та інших галузях промисловості.

Відомий спосіб виробництва аміачної води шляхом розчинення в контактному абсорбері газоподібного аміаку у воді з одночасним відведенням тепла, при цьому на другому ступені газоподібний аміак з першого ступеня розчинюється в початковій воді в ізотермічних умовах, а на першому ступені зріджений або частково випарений аміак розчиняють в адіабатичних умовах в аміачній воді, що надходить на другий ступінь (Росія, патент на винахід № 2105716, МПК C01C 1/00, опубл. 1998 р.)

Недоліками відомого способу є мала продуктивність та велике теплове навантаження на абсорбційну колонну.

За прототип вибрано спосіб розчинення газоподібного аміаку у воді в три етапи в контактних апаратах. На першому етапі проводять розчинення газоподібного аміаку в початковій воді, і як газоподібний аміак використовують залишковий газоподібний аміак з другого етапу. На другому етапі - розчиняють газоподібний аміак в аміачній воді, що надійшла з першого етапу, з виділенням тепла, а як газоподібний аміак використовують газоподібний аміак, який не вступив в реакцію з третього етапу. На третьому етапі - проводять розчинення газоподібного аміаку в аміачній воді, що надійшла з другого етапу, а як газоподібний аміак використовують суміш, яка утворюється після попереднього інжектування високошвидкісного потоку аміаку, що не прореагував з першого етапу зі свіжим газоподібним аміаком. Отриману аміачну воду високої концентрації після третього етапу, як готовий продукт охолоджують та відводять її до складської ємності. Як контактні апарати для процесу розчинення газоподібного аміаку застосовують: на першому етапі насадкову колонну, на другому - колпачкову колонну, на третьому - сепаратор-змішувач, в об'ємі якого вмонтовано охолоджувач (Україна, патент КМ № 115895 МПК C05C 3/00, C01C 1/00).

В основу корисної моделі поставлено задачу вдосконалення відомого способу шляхом зміни технологічної схеми отримання та установки з метою одночасного виготовлення аміачної води високої концентрації та рідких добрив, за рахунок оптимізації технологічних параметрів проведення процесу розчинення газоподібного аміаку, встановлення більш технологічних масообмінних пристроїв та застосування додаткового обладнання для отримання добрив, що сприятиме інтенсифікації процесу абсорбційного поглинання аміаку, підвищенню питомої продуктивності установки, дозволить одночасно отримувати рідкі азотні добрива.

Поставлена задача вирішується тим, що 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, відповідно до корисної моделі, отримання аміачної води проходить в колоні з хвилястими тарілками, яка обладнана теплообмінними пристроями для відведення теплової енергії, а 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, а сама нейтралізація суміші аміаку з кислотою проходить у ряді вертикальних труб з сорочками, послідовно з'єднаних калачами, після чого нейтралізована суміш надходить в сепаратор, де відбувається відділення газоподібного аміаку, що не прореагував після процесу нейтралізації, і його відведення у колонну з хвилястими тарілками, а рідкі добрива, у вигляді розплаву солі кислоти, транспортуються як готовий продукт в складську ємність.

Також, як кислоту для нейтралізації використовують азотну або фосфорну кислоту.

Виконання способу, який заявляється, з усіма суттєвими ознаками, включаючи відмінні, внаслідок оптимізації конструктивного виконання процесу абсорбції, а саме встановлення хвилястих тарілок провального типу та додаткових теплообмінних пристроїв у колоні дозволяє підвищити продуктивність та надійність її роботи і одержати на виході з колони аміачну воду з концентрацією не менше 25 %, встановлення додаткового обладнання, а саме змієвикового реактору та допоміжного обладнання (сепаратор, гідродинамічний змішувач) дозволяють отримувати одночасно з аміачною водою з концентрацією не менше 25 %, також і рідкі азотні та фосфорні добрива. У випадку використання, як кислоти для нейтралізації газоподібного аміаку,

азотну кислоту концентрацією 65 % отримуємо нітрат амонію концентрацією 63,88 %, а якщо використовувати 85 % фосфорну кислоту - діамонійфосфат концентрацією 36 %.

Суть корисної моделі пояснюється кресленням, де зображена технологічна блок-схема способу отримання аміачної води та рідких добрив.

5 Блок схема включає фільтри 1, 2 апарата іонообмінної очистки для очищення води, яку після очищення подають в ємність 3 для збору діалізованої води, насадкова колона 4, послідовно якій розташована колона 5 з хвилястими тарілками, ємність 6 для збору технічної води, теплообмінний апарат 7 для охолодження технічної води, ємність 8 для збереження зрідженого аміаку, реактор 9 змієвидного типу для нейтралізації кислоти, гідродинамічний
10 змішувач 10 для змішування газоподібного аміаку з кислотою для нейтралізації, ємність 11 для збору готової аміачної води, дросельний пристрій 12, сепаратор 13, ємність 14 для збору готових рідких добрив.

Спосіб здійснюють наступним чином.

15 Вода зі свердловини направляється на фільтри 1, 2 апарата іонообмінної очистки. Використання двох фільтрів, як для механічної очистки, так і для демінералізації води, та їх паралельне підключення дозволяє проводити регенерацію фільтруючої поверхні одного фільтра в той час, як працює другий, що безперервно забезпечує технологічний процес підготовленою водою. Пройшовши підготовку, вода збирається в ємність 3 для збору діалізованої води та подається у верхню частину насадочної колони 4, де стікаючи по насадці
20 вода поглинає газоподібний аміак, що надходить з нижньої частини насадочної колони 4. З ємності 8 для збереження зрідженого аміаку рідкий аміак направляється в дросельний пристрій 12, при проходженні якого знижується тиск до 0,2 МПа та температури до -8 °С. Далі відбувається розподіл аміаку по міжтрубному простору сорочок реактора 9 змієвидного типу, де він випаровується з поглинанням тепла, яке утворилося в процесі нейтралізації кислоти в
25 трубах газорідного реактора 9 змієвидного типу. Газоподібний аміак виводиться з верхньої частини сорочок реактора 9 змієвидного типу та по трубопроводу об'єднуючись в один потік, до якого також надходить газоподібний аміак з насадкової колони 4, направляється в гідродинамічний змішувач 10, в який також подається кислота для нейтралізації. Нейтралізація підготовленої суміші газоподібного аміаку та кислоти проходить у ряді вертикальних труб реактора 9 змієвидного типу, послідовно з'єднаних калачами. Остання труба з'єднана з сепаратором 13 в якому відбувається відділення газоподібного аміаку, що не прореагував (так як його надходить з надлишком для урівноваження теплового балансу процесу нейтралізації
30 кислоти, випаровування аміаку та забезпечити технологічний режим виробництва аміачної води), від утвореного розплаву солі кислоти, яку нейтралізували. Газоподібний аміак направляється в колону 5 з хвилястими тарілками, а рідкі добрива у вигляді розплаву солі як готовий продукт направляється в ємність 14 для збору готових рідких добрив. Газоподібний аміак надходить в кубову частину колони 5 з хвилястими тарілками, через барботер диспергується у вигляді бульбашок і контактує з аміачною водою утвореною в насадковій колоні 4 та підвищує її концентрацію до 25 %. У верхню частину колони 5 з хвилястими тарілками
40 подається аміачна вода концентрацією 8 %, що надходить з насадкової колони 4 етапу розчинення газоподібного аміаку, яка стікає по хвилястим тарілкам та поглинає аміак. Аміак, що не поглинувся в колоні 5 з хвилястими тарілками, направляється на вловлювання в насадкову колону 4 етапу розчинення газоподібного аміаку. Реакція утворення аміачної води на всіх ступенях супроводжується виділенням тепла. Відведення реакційного тепла здійснюється
45 завдяки вмонтованим в об'єм колони 5 з хвилястими тарілками та насадкової колони 4 теплообмінними пристроями оборотною водою, що надходить по трубопроводу за допомогою насоса з ємності 6 для збору технічної води, попередньо охолодженою в теплообмінному апараті 7. Отримана аміачна вода концентрацію 25 % направляється в ємність 11 для збору готової аміачної води. Діалізовану воду з температурою +20 °С за допомогою насоса подають у
50 верхню частину насадкової колони 4, а в нижню частину насадкової колони 4 подають газоподібний аміак, що надходить з колони 5 з хвилястими тарілками. Вода, стікаючи по насадці, поглинає газоподібний аміак, що надходить з нижньої частини колони 5 з хвилястими тарілками при тиску 0,2 МПа. Для аміаку, який не прореагував у об'ємі насадкової колони 4, передбачений рецикл з верхньої частини насадкової колони 4 в гідродинамічний змішувач 10, використавши можливість ежектування високошвидкісним потоком газу. Установка дозволяє
55 отримувати 15 т/годину аміачної води концентрацією 25 % та одночасно, у разі застосування азотної кислоти, 15 т/годину рідких азотних добрива у вигляді нітрату амонію. Так як нейтралізація фосфорної кислоти супроводжується значно більшим виділенням тепла, то для вирівнювання питомих енергетичних витрат і зберігання технологічного режиму на даній
60 установці можна отримувати рідкі фосфорні добрива - діамонійфосфат у кількості 1,5 т/годину.

Наводимо приклади виконання способу на мобільній промисловій установці з продуктивністю 15 т/год. готового продукту.

Приклад 1.

5 Вихідна вода, яка з ємності 3 для збору діалізованої води, попередньо проходячи через фільтр 1, у кількості 7,5 т/год. з температурою +20 °С за допомогою насоса надходить у верхню частину насадкової колони 4, в нижню частину якої надходить газоподібний аміак, що не прореагував, у кількості 1 т/год. з колони 5 з хвилястими тарілками. В насадковій колоні 4 отримують розбавлену аміачну воду з концентрацією 10 %, яка охолоджується технічною водою, і з температурою +40 °С у кількості 8,5 т/год. надходить у верхню частину колони 5 з хвилястими тарілками. В нижню частину колони 5 з хвилястими тарілками надходить газоподібний аміак, що не прореагував, з сепаратора 13 у кількості 2 т/год.

10 В колоні 5 з хвилястими тарілками отримують аміачну воду концентрації 20 % у кількості 9,5 т/год., яку охолоджують до температури +45 °С технічною водою. Технічна вода, виходячи з колони 5 з хвилястими тарілками, проходить через теплообмінник 7, де вона охолоджується і надходить в ємність 6 для збору технічної води.

Газоподібний аміак, що не прореагував, з насадкової колони 4 направляється на інжектування в гідродинамічний змішувач 10, в якому він змішується із кислотою. Отриману суміш подають в об'єм реактора 9 змієвидного типу кількості 2,5 т/год., а з ємності 8 для збереження зрідженого аміаку, рідкий аміак направляється в дросельний пристрій 12, при проходженні якого знижується тиск до 0,2 МПа та температури до -8 °С. Далі відбувається розподіл газоподібного аміаку у кількості 9,5 т/год. по міжтрубному простору реактора 9 змієвидного типу. В гідродинамічному змішувачі 10 в процесі подачі кислоти для нейтралізації та газоподібного аміаку отримується суміш у кількості 10 т/год., яку охолоджують до температури +25 °С за рахунок зрідженого аміаку, що випаровується з поглинанням тепла, яке утворилося в процесі нейтралізації кислоти в трубах реактора 9 змієвидного типу. Газоподібний аміак виводиться з верхньої частини сорочок реактора 9 змієвидного типу та по трубопроводу об'єднуючись в один потік, до якого також підходить газоподібний аміак з насадкової колони 4 направляється в гідродинамічний змішувач 10.

25 Газоподібний аміак, що не прореагував з сепаратора 13 у кількості 2 т/год. направляють в колону 5 з хвилястими тарілками.

30 Вихідні дані при отриманні аміачної води концентрації 15 т/год. наведені в таблиці 1.

Таблиця 1

Розрахунок витрат сировини та складу готового продукту з розрахунку на 15 т/годину аміачної води концентрацією 25 %.

Найменування сировини	Витрата, т/15 тг.п.	Склад готового продукту	т/15 тг.п. (% мас.)
Аміак зріджений (NH ₃)	3,75	Аміак у розчині (NH ₃ OH)	3,75 (25)
Вода (H ₂ O)	11,25	Вода (H ₂ O)	11,25 (75)
Разом	15	Разом	15

Приклад 2.

35 З ємності 8 для збереження зрідженого аміаку рідкий аміак в кількості 3,39 т/год. із температурою 20 °С при тиску 1,0 МПа, направляється в дросельний пристрій 12, при проходженні якого знижується тиск до 0,2 МПа та температурою до -8 °С. Далі відбувається розподіл аміаку по міжтрубному простору реактора 9 змієвидного типу, де він випаровується з поглинанням тепла у кількості 144,9 кДж/кмоль, яке утворилося в процесі нейтралізації кислоти в трубах реактора 9 змієвидного типу. Газоподібний аміак виводиться з верхньої частини сорочок реактора 9 змієвидного типу та по трубопроводу об'єднуючись в один потік, до якого також підходить газоподібний аміак з насадкової колони 4 направляється в гідродинамічний змішувач 10, в який також подається азотна кислота концентрацією 65 % у кількості 11,25 т/год. для нейтралізації. Нейтралізація підготовленої суміші проходить у ряді вертикальних труб реактора 9 змієвидного типу, послідовно з'єднаних калачами. Остання труба з'єднана з сепаратором 13 в якому відбувається відділення газоподібного аміаку, що не прореагував, від нітрату амонію в кількості 15 т/год., який потім направляється в ємність 14 для збору готових рідких добрив, а газоподібний аміак направляється на інші технологічні лінії.

Таблиця 2

Розрахунок витрат сировини та складу готового продукту з розрахунку на 15 т/годину нітрат амонію.

Найменування сировини	Витрата, т/15 тг.п.	Склад готового продукту	т/годину (% мас.)
Аміак зріджений (NH ₃)	3,39	Нітрат амонію (NH ₄ NO ₃)	9,59 (63,88)
Кислота азотна (HNO ₃) 65 %	11,61	Аміак у розчині (NH ₄ OH)	1,35 (9,03)
		Вода (H ₂ O)	4,06 (27,09)
Разом	15,00	Разом	15,00 (100)

Приклад 3.

3 ємності 8 для збереження зрідженого аміаку рідкий аміак в кількості 0,379 т/год. із температурою 20 °С при тиску 1,0 МПа, направляється в дросельний пристрій 12, при проходженні якого знижується тиск до 0,2 МПа та температурою до -8 °С. Далі відбувається розподіл аміаку по міжтрубному простору реактора 9 змієвидного типу, де він випаровується з поглинанням тепла у кількості 1647 кДж/кмоль, яке утворилося в процесі нейтралізації кислоти в трубах реактора 9 змієвидного типу. Газоподібний аміак виводиться з верхньої частини сорочок реактора 9 змієвидного типу та по трубопроводу об'єднуючись в один потік, до якого також підходить газоподібний аміак з насадкової колони 4 направляється в гідродинамічний змішувач 10, в який також подається фосфорна кислота концентрацією 85 % у кількості 0,472 т/год. для нейтралізації. Нейтралізація підготовленої суміші проходить у ряді вертикальних труб реактора 9 змієвидного типу, послідовно з'єднаних калачами. Остання труба з'єднана з сепаратором 13 в якому відбувається відділення газоподібного аміаку, що не прореагував, від діамонійфосфату в кількості 1,5 т/год., який потім направляється в ємність 14 для збору готових рідких добрив, а газоподібний аміак направляється на інші технологічні лінії.

Таблиця 3

Розрахунок витрат сировини та складу готового продукту з розрахунку на 1,5т/годину діамонійфосфату.

Найменування сировини	Витрата, т/годину	Склад готового продукту	т/годину (% мас.)
Аміак зріджений (NH ₃)	0,379	Діамонійфосфат ((NH ₄) ₂ HPO ₄)	0,54 (36)
Кислота фосфорна (H ₃ PO ₄) 85 %	0,472	Аміак у розчині (NH ₄ OH)	0,24 (16)
Вода (H ₂ O)	0,649	Вода (H ₂ O)	0,72 (48)
Разом	1,5	Разом	1.5 (100)

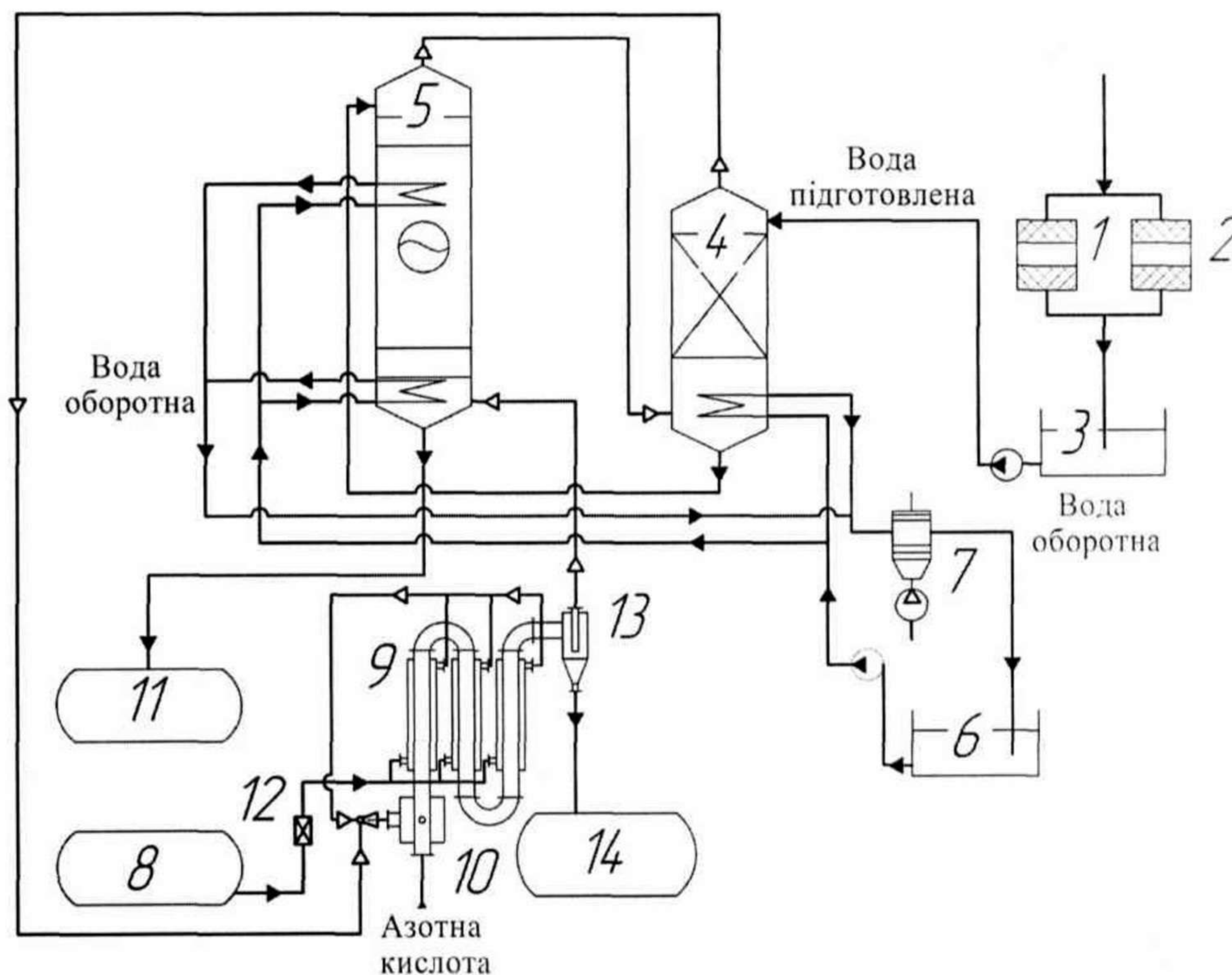
20

ФОРМУЛА КОРИСНОЇ МОДЕЛІ

1. Спосіб отримання аміачної води та рідких добрив, що 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, який **відрізняється** тим, що отримання аміачної води проходить в колоні з хвилястими тарілками, яка обладнана теплообмінними пристроями для відведення теплової енергії, а 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

35

- кислота для нейтралізації перемішані в гідродинамічному змішувачі, а сама нейтралізація суміші аміаку з кислотою проходить у ряді вертикальних труб з сорочками, послідовно з'єднаних калачами, після чого 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.
- 5 2. Спосіб отримання аміачної води та рідких добрив за п. 1, який **відрізняється** тим, що як кислоту для нейтралізації використовують азотну або фосфорну кислоту.



Комп'ютерна верстка А. Крулевський

Міністерство економічного розвитку і торгівлі України, вул. М. Грушевського, 12/2, м. Київ, 01008, Україна

ДП "Український інститут інтелектуальної власності", вул. Глазунова, 1, м. Київ – 42, 01601

Міністерство освіти і науки України



Ministry of Education and Science of Ukraine

СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ
УНІВЕРСИТЕТSUMY STATE
UNIVERSITY

вул.Римського-Корсакова, 2, м.Суми, 40007

тел. 64-04-99, тел/факс (0542) 33-40-58

E-mail: kanc@sumdu.edu.ua

www.sumdu.edu.ua

Код ЄДРПОУ 05408289

2, Rymsky-Korsakov, St., Sumy, Ukraine, 40007

tel. 64-04-99, tel/fax +38(0542) 33-40-58

E-mail: kanc@sumdu.edu.ua

www.sumdu.edu.ua

USREOU code 05408289

05 БЕР 2018 20 р. № 51/01-05/1142

На № _____ від _____ 20__ р.

комерційна пропозиція
на виконання НДР

Директору

ТОВ «Альтернативний енерговектор»

Логвину А.В.

Україна, 40022 м. Суми, вул. Псільська, 46.

Тел.: +380501373156, +380685265926

e-mail: logvyn.andrii@gmail.com

Шановний Андрію Володимировичу!

Відповідаючи на Ваш лист-запит №2 від 26.02.2018 повідомляємо, що Сумський державний університет готовий виконати необхідні Вам науково-дослідні роботи з підбору складу та властивостей рідини (у відповідності до заповненого опитувального листа) у повному обсязі.

Орієнтовна вартість робіт складає 132 000,00 грн. (сто тридцять дві тисячі гривень 00 коп.), в тому числі 20% (ПДВ) – 22 000,00 грн. (двадцять дві тисячі гривень 00 коп.).

Орієнтовні строки виконання робіт — на протязі 120 календарних днів після отримання авансу.

Комерційна пропозиція є актуальною на момент направлення і діє до 31.03.2018 р.

Додаток:

1) Опитувальний лист для розробки сполуки речовин.

Ректор

А.В. Васильєв

Міністерство освіти і науки України



Ministry of Education and Science of Ukraine

СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ
УНІВЕРСИТЕТSUMY STATE
UNIVERSITY

вул.Римського-Корсакова, 2, м.Суми, 40007

тел. 64-04-99, тел/факс (0542) 33-40-58

E-mail: kanc@sumdu.edu.ua

www.sumdu.edu.ua

Код ЄДРПОУ 05408289

2, Rymsky-Korsakov, St., Sumy, Ukraine, 40007

tel. 64-04-99, tel/fax +38(0542) 33-40-58

E-mail: kanc@sumdu.edu.ua

www.sumdu.edu.ua

USREOU code 05408289

14 БЕР 2018 20 р. № 51 / 01-05/1247

На № _____ від _____ 20__ р.

комерційна пропозиція
на виконання ДКР

Голові правління

АТ «Сумський завод «Насосенергомаш»

Ковтуну О.М.

Україна, 40011 м. Суми, Привокзальна пл., 1,

тел.: +38(0542) 70-00-44, факс: +38(0542) 70-00-45,

e-mail: info@nempump.com

Шановний Олександрє Миколайовичу!

У відповідності до отриманого запиту повідомляємо, що Сумський державний університет готовий виконати необхідні Вам дослідно-конструкторські роботи з розробки повного комплексу конструкторської документації технічного проекту на фільтр конденсатних насосів для АЕС (згідно вихідних технічних вимог Н18.266.02.00 ИТТ) у повному обсязі.

Орієнтовна вартість робіт складає 792 000,00 грн. (сімсот дев'яносто дві тисячі гривень 00 коп.), в тому числі 20% (ПДВ) – 132 000,00 грн. (сто тридцять дві тисячі гривень 00 коп.).

Орієнтовні строки виконання робіт — протягом 120 календарних днів після отримання авансу.

Комерційна пропозиція є актуальною на момент направлення і діє до 31.03.2018 р.

Додаток:

- 1) Фильтр. Исходные технические требования. Н18.266.02.00 ИТТ (разработчик – ПАО «ВНИИАЭН»).

Ректор

А.В.Васильєв

Ляпощенко О.О.
(0542) 68-77-95

ЗАТВЕРДЖУЮ
Начальник НДЧ СумДУ
Д.І. Курбатов
"21" 05. 2018 р.

ПРОТОКОЛ
Науково-технічної наради від 21.05.2018 р.
по темі: "Розробка сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання
установки з переробки сироватки з отриманням сухого продукту"

ПРИСУТНІ:

від СумДУ: Ляпощенко О.О., Юхименко М.П., Маренок В.М., Смирнов В.А.,
Старинський О.Є.
від ТК ОАО "Агрохіменерго": Денисов Р.В., Щербаков В.Н.

ПОРЯДОК ДЕННИЙ:

1. Розгляд запиту ТК ОАО Агрохіменерго" з проектування та виготовлення обладнання установки.
2. Погодження основних проектних рішень.
3. Уточнення вимог та відомостей для розробки технічного завдання на проектування.

В результаті обговорення та обміну думками прийнято наступні рішення:

1. Проектна продуктивність установки з переробки сироватки з отриманням сухого продукту за вихідним продуктом (сировиною) 30-50 т/добу.
2. Установа працює у періодичному режимі.
3. Для отримання сухого продукту пропонується застосовувати традиційну технологію вакуум-випарки з подальшим сушінням або альтернативні нові технології ультрафільтрування, кріоконцентрування, акустичної коагуляції та електроділювання стійкої колоїдної емульсії.



Протокол склав Старинський О.Є.

ПОГОДЖЕНО

від СумДУ
Докт. техн. наук, гол. наук. співробітник
Канд. техн. наук, доцент
Наук. співробітник
Мол. наук. співробітник
Провідний інженер

 О.О.Ляпощенко
 М.П.Юхименко
 В.М.Маренок
 О.Є.Старинський
 В.А.Смирнов

Від ТК ОАО Агрохіменерго"
Директор
Комерційний директор

 Р.В.Денисов
 В.М.Щербаков

ЗАТВЕРДЖУЮ
Перший проректор СумДУ
(посада)
Карпуца В.Д.
(підпис) (прізвище, ініціали)
" 17 " _____ 2018 р.



АКТ
впровадження (використання) результатів
науково-дослідної роботи (етапу НДР) у навчальний процес

ДР №0117U003931 «Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного 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. Склабінський 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:


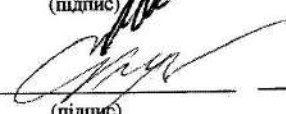

1. Результати досліджень були використані при підготовці випускних кваліфікаційних робіт бакалавра (Ковтун В.В., Борисова Н.В.), магістра (Старинський О.Є., Варуха Д.О., Курдес Ю.Ю.), а також спільної студентської наукової роботи Старинського О.Є., Ковтуна В.В. «Моделювання гідродинаміки та прогнозування 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, навчальний курс «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 для магістрантів Poznan 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 Contract №3/O-2018-30 «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 2018 р.

Голова комісії:		А.М.Чорноус
	(підпис)	(прізвище, ініціали)
Члени комісії:		В.І.Склябінський
	(підпис)	(прізвище, ініціали)
		О.О.Ляпощенко
	(підпис)	(прізвище, ініціали)

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 визначне і місце у Всеукраїнському
конкурсі студентських наукових робіт

в галузі "Нафтова та газова промисловість" 2017/2018 н.р.

у номінації "Об'єднання нафтогазової галузі"

Сторона галузевої конкурсної комісії
справляється з науковою роботою

№ 12345 15.01.2018 № 05/2