

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

УЗАГАЛЬНЕННЯ І ОЦІНЮВАННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ НАУКОВО-ДОСЛІДНИХ
РОБІТ
(проміжний)

Керівник НДР

д-р. техн. наук, професор

О. О. Ляпощенко

2019

Рукопис закінчено _____ 2019 р.

Результати цієї роботи розглянуті науковою радою, протокол від __.11.2019р. № ____

СПИСОК АВТОРІВ

Керівник НДР

головний науковий співробітник

д-р. техн. наук

О.О. Ляпощенко

(реферат, вступ, висновки)

22.11.2019

Відповідальний виконавець

науковий співробітник

М.М. Дем'яненко

(розділи 2-4)

22.11.2019

Старший науковий співробітник

д-р. техн. наук

В.О. Іванов

(розділ 3)

22.11.2019

Старший науковий співробітник

канд. техн. наук

І.В. Павленко

(розділи 2-4)

22.11.2019

Старший науковий співробітник

канд. техн. наук

М.С. Скиданенко

(розділи 1, 5)

22.11.2019

Науковий співробітник

О.Є. Старинський

(розділи 2-5)

22.11.2019

Інженер

О.Ю. Маренок

(розділи 1, 5, додатки)

22.11.2019

Виконавець цивільно-правового

договору

В.В. Ковтун

(розділи 1, 5)

22.11.2019

Виконавець цивільно-правового

договору

О.О. Голохвост

(розділи 1, 5, додатки)

22.11.2019

Виконавець договору	цивільно-правового	В.О. Колос (розділ 5, додатки)
		22.11.2019
Виконавець договору	цивільно-правового	А.П. Скотар (підрозділи 5.1)
		22.11.2019
Виконавець договору	цивільно-правового	М.В. Шаповал (підрозділи 5.2 - 5.4)
		22.11.2019
Виконавець договору	цивільно-правового	К.С. Пилипенко (підрозділ 5.1, додатки)
		22.11.2019
Виконавець договору	цивільно-правового	В. А. Шматенко (додатки)
		22.11.2019

РЕФЕРАТ

Звіт про НДР: 196 с., 55 рис., 13 табл., 119 джерел.

АКУСТИЧНІ КОЛИВАННЯ, ГАЗ, ГІДРОДИНАМІКА, КРАПЛІ, СЕПАРАЦІЯ,
МЕХАНІЧНІ КОЛИВАННЯ, РІДИНА, ТЕПЛОМАСООБМІН, ЧАСТКИ.

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

Мета роботи – вдосконалення технології інерційно-фільтруючої та інерційно-вібраційної сепарації багатофазних потоків, статичне та динамічне оптимізаційне моделювання процесів в сепараційному обладнанні з аналізом ефективності моделювання динамічних процесів сепарації гетерогенних систем з аналізом впливу тепломасообмінних процесів та вібраційних вимушених коливань, удосконалення, розробка та впровадження енергоефективних модульних багатофункціональних 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.

Проведені статичні та динамічні оптимізаційні моделювання процесів в промислових установках. Визначені прогнозовані основні технічні характеристики багатофункціональних модульних апаратів. Винайдені нові об'єкти інтелектуальної власності захищені свідоцтвом про реєстрацію авторського права на твір та патентами України на корисну модель.

ЗМІСТ

5

с.

Вступ.....	7
1 Статичне та динамічне оптимізаційне моделювання процесів в сепараційному та тепломасообмінному обладнанні промислових установок.....	8
1.1 Методика оптимізаційних моделювань хіміко-технологічних процесів (ХТП) засобами САЕ-систем термодинамічного моделювання...	8
1.2 Моделювання процесів компримування, сепарації та тепломасообміну в газофракціонуючих установках.....	10
1.3 Моделювання процесів сепарації та тепломасообміну в установках промислової підготовки до транспортування та переробки нафти.....	15
1.4 Висновки до першого розділу.....	20
2 Фізичні та математичні моделювання процесів сепарації. Гідродинамічні та сепараційні характеристики модульних газодинамічних та динамічно-регульованих сепараційних пристроїв	22
2.1 Математичні моделювання процесів сепарації у гідроциклонному SPR-сепараторі	22
2.2 Фізичні дослідження аеропружної взаємодії двофазного потоку з відбійними елементами динамічних сепараційних пристроїв.....	28
2.3 Висновки до другого розділу.....	38
3 Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої та вібраційно-інерційної сепарації в газодинамічних та динамічно-регульованих сепараційних пристроях.....	39
3.1 Основні закономірності процесів гравітаційного осадження та інерційного захоплення краплин, їх осадження на сепараційні поверхні та плівку вловленої рідини.....	39
3.1.1 Визначення поверхні контакту фаз при сепарації багатокомпонентних двофазних систем зі сполученим тепломасоперенесенням.....	39

3.1.2 Гідродинамічні особливості руху газорідного потоку в плоскому каналі сепараційного пристрою з вібруючою стінкою.....	50
3.2 Основні методи і механізми газодинамічної, інерційно-фільтруючої, вібраційно-інерційної сепарації.....	63
3.2.1 Ідентифікація параметрів технологічного обладнання для забезпечення надійності процесу вібраційної сепарації.....	63
3.2.2 Науковий та методологічний підхід до ідентифікації математичних моделей гідромеханічних систем з використанням штучних нейронних мереж.....	72
3.3 Висновки до третього розділу.....	78
4 Моделювання супутніх процесів сепарації та міжфазного тепломасообміну.....	81
4.1 Проблеми дослідження процесів тепломасообміну при сепарації газорідних систем CFD-методами.....	81
4.2 Моделювання процесу міжфазного тепломасообміну при розділенні рідини та газу.....	83
4.3 Висновки до четвертого розділу.....	91
5 Способи сепарації дво- та трифазних гетерогенних систем. Конструкції модульних сепараційних пристроїв, багатофункціональних апаратів та установок.....	92
5.1 Патентний огляд способів та пристроїв для розділення дво- та трифазних гетерогенних систем.....	92
5.2 Способи сепарації двофазних газодисперсних систем	102
5.3 Конструкції модульних сепараційних пристроїв.....	106
5.4 Конструкції модульних багатофункціональних апаратів.....	110
5.5 Апаратурне оформлення промислових установок.....	117
5.6 Висновки до п'ятого розділу.....	125
Висновки.....	126
Перелік джерел посилання.....	128
Додатки	

ВСТУП

Під час виконання попереднього етапу були розроблені нові, вдосконалено традиційні способи та конструкції модульних сепараційних пристроїв, що їх реалізують, за рахунок використання ефектів від накладання вібрацій на потік та створення умов для протікання сполучених процесів, запровадження механізмів вібраційно-інерційної та інерційно-фільтруючої сепарації. При розробці методики інженерних розрахунків виникла необхідність розробити новий математичний апарат для описання гідродинамічних процесів, що супроводжуються тепломасообмінними процесами під час розділення гетерогенних систем. Для цього застосовувались методи числового розрахунку рівнянь руху рідини в частинних похідних та статистичні методи.

Результати експериментальних досліджень модульних динамічних сепараційних пристроїв використані для проведення математичної ідентифікації параметрів моделі гідроаеропружної взаємодії газорідинного потоку та пружних відбійних елементів. Запропоновано узагальнену методологію дослідження для реалізації штучних нейронних мереж для вирішення прикладних завдань в області хімічного машинобудування (детально розглянуті способи створення цифрових двійників). Ця методологія спрямована на розв'язання прямих і зворотних гідромеханічних задач на основі комбінованого застосування штучної нейронної мережі, аналітичних залежностей і числового моделювання.

Отже, метою даної роботи є вдосконалення технології інерційно-фільтруючої та інерційно-вібраційної сепарації багатофазних потоків, статичне та динамічне оптимізаційне моделювання процесів в сепараційному обладнанні з аналізом ефективності моделювання динамічних процесів сепарації гетерогенних систем з аналізом впливу тепломасообмінних процесів та вібраційних вимушених коливань, удосконалення, розробка та впровадження енергоефективних модульних багатофункціональних сепараційних пристроїв.

1 СТАТИЧНЕ ТА ДИНАМІЧНЕ ОПТИМІЗАЦІЙНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ В СЕПАРАЦІЙНОМУ ТА ТЕПЛОМАСООБМІННОМУ ОБЛАДНАННІ ПРОМИСЛОВИХ УСТАНОВОК

1.1 Методика оптимізаційних моделювань хіміко–технологічних процесів (ХТП) засобами САЕ–систем термодинамічного моделювання

Одним із способів нарощування об'ємів виробництва вуглеводневих продуктів є вдосконалення та підвищення ефективності роботи в цілому промислових установок підготовки нафти та газу. У зв'язку зі складністю та тривалістю проведення обстежень та вимірювань показників роботи реальних промислових об'єктів у дослідженнях, пов'язаних із розробкою або вдосконаленням способів отримання вуглеводневих продуктів, часто використовують числові методи та програмні комплекси, що їх реалізують [1–3]. Для дослідження установок підготовки нафти та газу зазвичай застосовуються системи автоматизованого проектування (САПР), а саме технології автоматизованої розробки (САЕ). Зазвичай для моделювання режимів роботи технологічних ліній дослідники застосовують програмні комплекси, що дозволяють розрахувати матеріальні та теплові баланси даних технологічних ліній, а саме ChemCAD, AspenHYSYS, MATLAB, Mathcad та ін. [4–6]. Враховуючи складність існуючих промислових установок, для їх дослідження була запропонована методика оптимізаційних моделювань хіміко-технологічних процесів (ХТП) засобами САЕ-систем термодинамічного моделювання. Методика оптимізаційних моделювань складається з трьох етапів (рисунок 1.1). На першому етапі проводиться аналіз установки, а саме огляд технологічної лінії, аналіз сировини та ефективності і продуктивності роботи устатки в цілому. Метою аналізу установки є виявлення лімітуючих факторів таких як застаріле обладнання, низька інтенсивність та ефективність процесів сепарації та тепломасообміну. Виходячи з проведеного аналізу установки розробляється завдання для оптимізаційного

моделювання, визначаються керуючі фактори, тобто параметри які будуть змінювати на кожному наступному обчисленні (тиск, температура, кількість сепараційних або масообмінних елементів), визначається цільова функція, тобто параметр який буде оптимізований в результаті обчислень (витрата вуглеводневого компоненту, фракційний склад продукту).

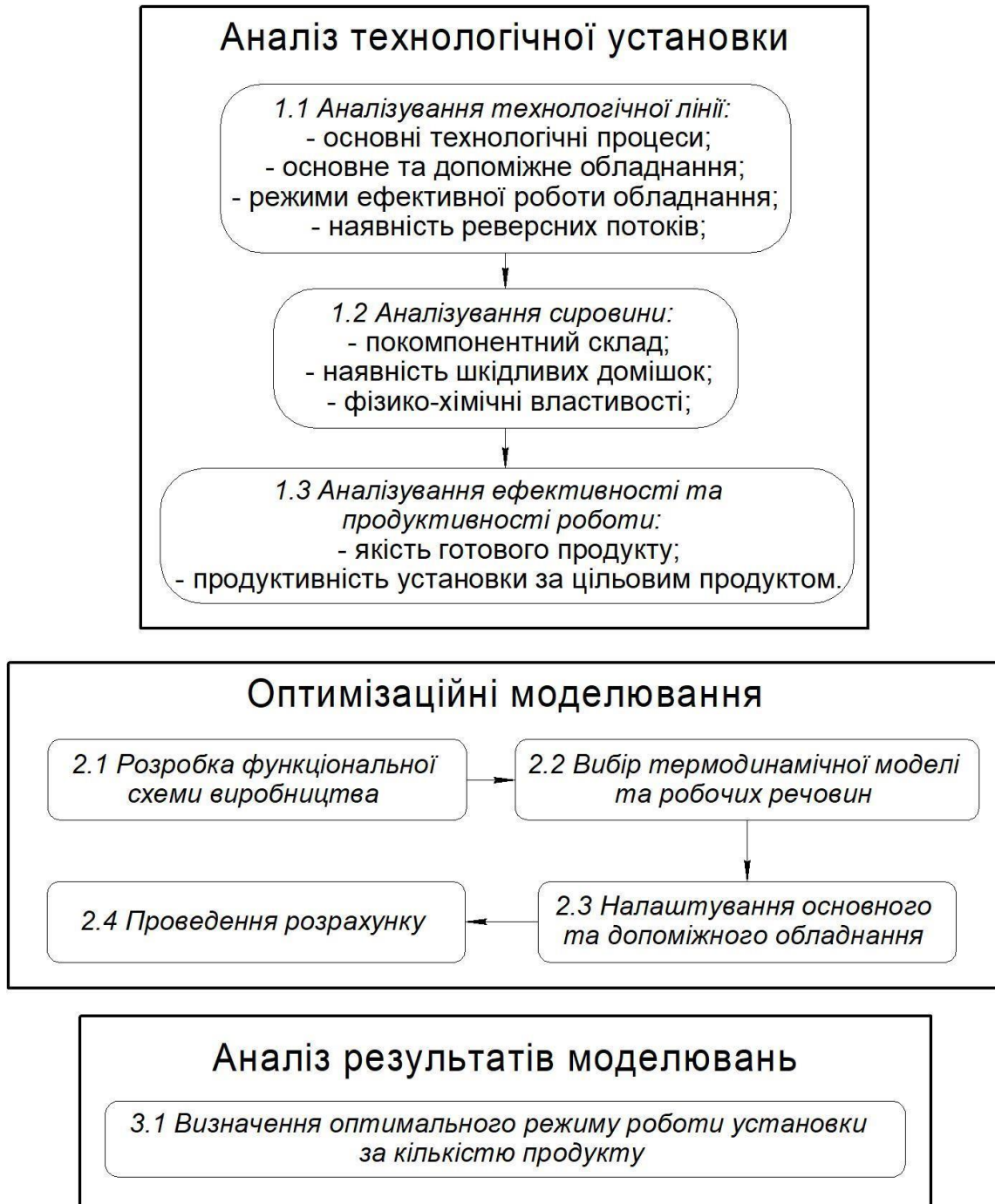


Рисунок 1.1 – Методика оптимізаційних моделювань хіміко-технологічних процесів засобами CAE–систем термодинамічного моделювання

На другому етапі проводяться оптимізаційні моделювання хіміко-технологічних процесів, в свою чергу даний етап можна умовно поділити на декілька кроків, розробка функціональної схеми установки, вибір глобальної розрахункової моделі та робочих речовин, налаштування окремих одиниць основного та допоміжного обладнання і проведення розрахунків. Останнім етапом є аналіз результатів розрахунків та надання рекомендацій щодо вдосконалення установки.

1.2 Моделювання процесів компримування, сепарації та тепломасообміну в газофракціонуючих установках

1.2.1 Аналіз установки переробки газового конденсату

Установка переробки газового конденсату включає абсорбційна, ректифікаційну колону, сепаратор, теплообмінне обладнання і насос. Установка працює наступним чином (рисунок 1.2): У якості сировини використовують широку фракцію легких вуглеводнів (ШФЛВ), покомпонентний та фракційний склади наведені у таблиці 1.1. ШФЛВ подається до абсорбера фракційного (АФ), де розділяється на вуглеводневі пари, які з абсорбера потрапляють у апарат повітряного охолодження (АВО) де охолоджуються і конденсуються, та на кубовий залишок, який після колони направляється до випарника (B_1). Після АВО суміш потрапляє в сепаратор (С-1), звідки метан–етанова фракція направляється в товарний парк, а конденсат повертається в абсорбер (АФ) для зрошення. Після випарника (B_1) рідина з направляється в ректифікаційну колону (КС). З колони газ подається в теплообмінник (T_1) де охолоджуються і конденсується, частина рідина повертається в колону для зрошення. Рідина з колони потрапляє в теплообмінник (T_2) де охолоджується. Після теплообмінника (T_2) стабільний бензин направляється в товарний парк, частина бензину поступає в абсорбер (АФ) на зрошення.

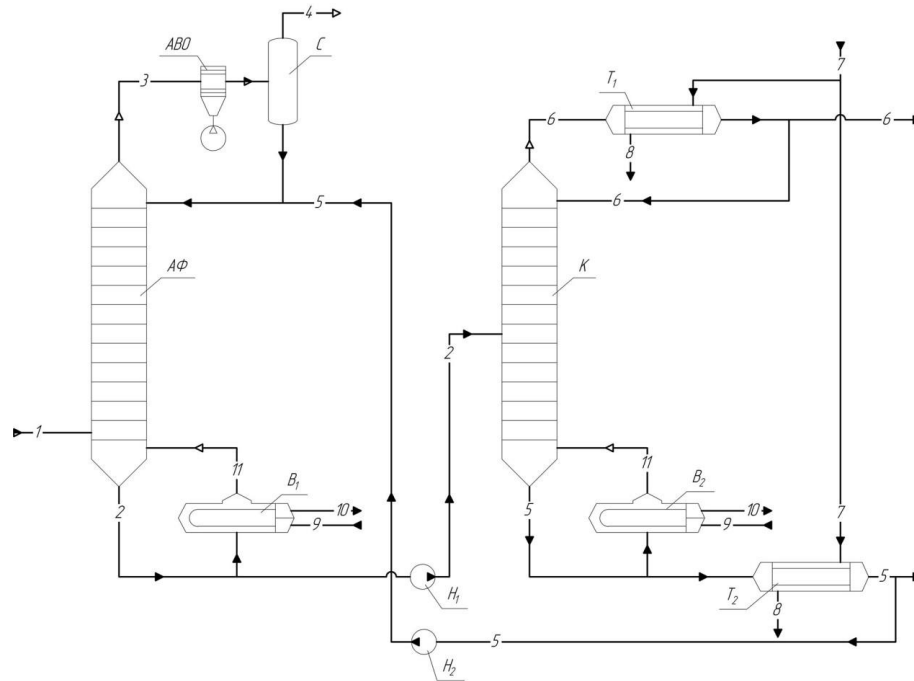


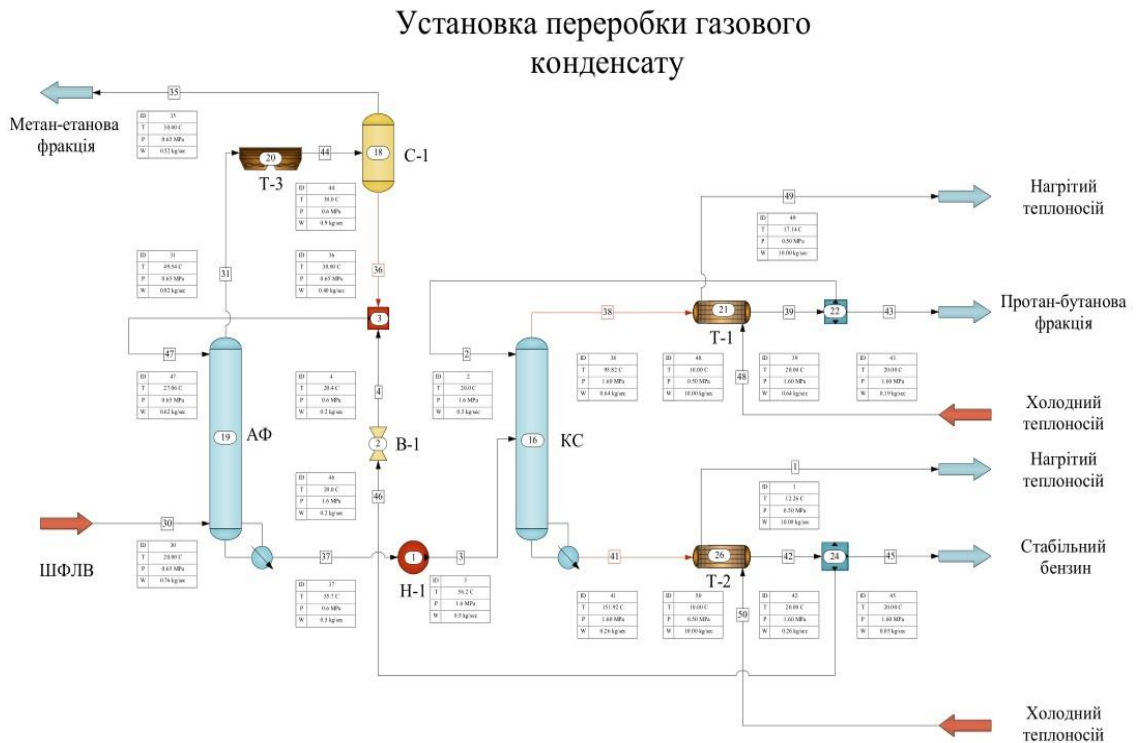
Рисунок 1.2 – технологічна схема установки переробки газового конденсату (1 - ШФЛВ; 2 - кубовий залишок; 3 – вуглеводневі пари; 4 - метан-етанова фракція; 5 - стабільний бензин; 6 – пропан-бутанова фракція; 7 - холодний теплоносій; 8 – нагрітий теплоносій; 9 - гарячий теплоносій; 10 - охолоджений теплоносій; 11 – пари; К - колона; АФ - абсорбер фракційний; С - сепаратор; В_{1,2} - випарники; Н_{1,2} - насоси; Т_{1,2} - теплообмінники; АВО - апарат повітряного охолодження)

Таблиця 1.1 – Покомпонентний і фракційний склад ШФЛВ

Речовина	Масова доля
Метан	0.057
Етан	0.081
Пропан	0.316
<i>i</i> -бутан	0.101
Бутан	0.247
<i>neo</i> -пентан	0.017
<i>i</i> -пентан	0.100
<i>n</i> -пентан	0.064
Гексан	0.008
Гептан	0.0045

1.2.2 Оптимізаційне моделювання установки переробки газового конденсату

Оптимізаційні моделювання проводились у програмному комплексі ChemCAD, на рисунку 1.3 зображена функціональна схема установки переробки газового конденсату.



Умовні позначення: АФ - абсорбер фракційний, КС - ректифікаційна стабілізаційна колона, С-1 - сепаратор Т-1,2,3 - теплообмінне обладнання, Н-1 - насос, В-1 - вентиль.

Рисунок 1.3 – Схема установки переробки газового конденсату (АФ – абсорбційна колона; КС – ректифікаційна стабілізаційна колона; С-1 – сепаратор; Т-1, Т-2, Т-3 – теплообмінне обладнання; Н-1 – насос; В-1 - вентиль)

Для дослідження процесів сепарації та тепломасообміну, в яких присутні вуглеводневі компоненти, рекомендується використовувати моделі Soave-Redlich-Kwong (SRK), UNIFAC-value, Peng - Robinson, що підходить для обчислення матеріальних і теплових балансів, констант рівноваги вуглеводневих систем при помірних та високих значеннях тисків [7–10]. Обираємо термодинамічну модель SRK, у якості додаткових налаштувань були обрані Regular SRK/PR VIPs та Standart

SRK/PR VIPs. Також вказані граничні умови відповідно до режимних параметрів роботи установки, а саме мінімальне (1°C) та максимальне (160°C) значення температур та максимальний надлишковий тиск 1.6 МПа. Характеристики вхідного потоку ШФЛВ вказані у таблиці 1.2. Покомпонентний та фракційний склади вхідної речовини задані відповідно до таблиці 1.1.

Таблиця 1.2 – Характеристики ШФЛВ

Назва потоку	30
Температура, С	20
Тиск, МПа	0.65
Газова фракція, долі	0.5902
Ентальпія, МДж/с	-2.0063
Витрата, кг/с	0.7624

Наступним кроком є налаштування основного та допоміжного обладнання. Для абсорбційної колони (АФ) вказуємо кількість тарілок – 25, тарілка живильна - 25, тарілка зрошування - 1, надлишковий тиск у колоні 0.65 МПа, значення кубового числа - 3, температури у верхній та нижній частина колони 20°C та 40°C відповідно. Для ректифікаційної колони (КС) обираємо режим роботи конденсаторів – «повна конденсація», кількість тарілок - 50, тарілка живильна - 25, тарілка зрошування – 1, температури у верхній та нижній частина колони 50°C та 63°C відповідно. Налаштування для теплообмінного обладнання проводимо за параметром температури потоку на виході з апарату. Для теплообмінників Т-1 і Т-2 температура вихідного потоку - 20°C , а для теплообмінника Т-3 - 30°C .

Розрахунок проводимо у статичному режимі, результати розрахунку, а саме витрата, температура, тиск і фракційний склад вихідних потоків наведені у таблиці 1.3.

Таблиця 1.3 – Характеристики вихідних потоків установки переробки газового конденсату

Метан-етанова фракція		Пропан-бутанова фракція		Стабільний бензин	
Назва потоку	35	Назва потоку	43	Назва потоку	45
Температура, С	30	Температура, С	20	Температура, С	20

Тиск, МПа	0.65	Тиск, МПа	1.6	Тиск, МПа	1.6
Газова фракція, долі	1	Газова фракція, долі	0	Газова фракція, долі	0
Ентальпія, МДж/с	-1.3142	Ентальпія, МДж/с	-0.5042	Ентальпія, МДж/с	-0.1276
Витрата, кг/с	0.5168	Витрата, кг/с	0.1929	Витрата, кг/с	0.0527
Компоненти, масова доля %					
Метан	8.4257	Метан	0.2808	Метан	0
Етан	11.3586	Етан	1.5864	Етан	1.46e-16
Пропан	39.9548	Пропан	18.1330	Пропан	1.77e-9
<i>i</i> -бутан	9.9408	<i>i</i> -бутан	13.3723	<i>i</i> -бутан	4.69e-5
Бутан	19.1335	Бутан	46.5381	Бутан	0.0057
<i>нео</i> -пентан	0.8420	<i>нео</i> -пентан	4.8008	<i>нео</i> -пентан	0.0516
<i>i</i> -пентан	5.9822	<i>i</i> -пентан	13.9284	<i>i</i> -пентан	35.4270
<i>n</i> -пентан	4.2630	<i>n</i> -пентан	1.3601	<i>n</i> -пентан	47.1958
Гексан	0.0931	Гексан	1.44e-7	Гексан	10.8489
Гептан	0.0064	Гептан	7.62e-14	Гептан	6.4710

1.2.3 Аналіз результатів оптимізаційних моделювань установки переробки газового конденсату

Установка переробки газового конденсату має продуктивність 0,76 кг/с, аналізуючи данні звіту по матеріальному та тепловому балансу маємо загальний вхідний/вихідний потік 20.76 кг/с. Енергетичний баланс дорівнює 320.3 МДж/с з яких на підігрів потрібно 0.62 МДж/с, для охолодження 0.17 МДж/с.

Абсорбер фракційний (АФ), що призначений для відділення легких вуглеводнів, за результатами оптимізаційних моделювань має наступні показники роботи: вміст метан-етанової фракції (C_1, C_2) з низу апарату дорівнює менше 1%, кубовий залишок складається з компонентів C_9-C_{16} . Вміст цільового компоненту близько 90%, витрата 0,5 кг/с. На зрошування в абсорбер (АФ) подається газовий конденсат витратою 0.61 кг/с, його фізичні властивості наступні: густина $\rho = 589$ кг/м³, динамічна в'язкість $\mu = 0,000183$ Па*с.

Сепаратор С-1 призначений для відділення легких вуглеводнів C_1-C_2 має наступні показники роботи: вміст газів на виході складає 96%, витрата 0,52 кг/с.

Рідка фаза складається з C_3 - C_6 (пропан-гексан) їх вміст більше 95%, витрата 0.40 кг/с, густина $\rho = 554 \text{ кг/м}^3$

Для ректифікаційної колони (КС) отримані наступні характеристики роботи: вхідний потік, сировина, має витрату 0.5 кг/с. Цільовий компонент верху колони C_3 - C_4 (пропан-бутан) має вміст 78%, з витратою 0.64 кг/с. На зрошення подається зріджені гази, витрата 0.5 кг/с, густина $\rho = 555 \text{ кг/м}^3$. З низу колони виходить стабільний бензин витратою 0.26 кг/с, склад C_5 - C_7 (I-Pentan, N-Pentan, Hexane, Heptane) вміст 98%, фізичні характеристики: густина - $\rho = 630 \text{ кг/м}^3$, динамічна в'язкість $\mu = 0,00025 \text{ Па}\cdot\text{с}$. Результати розрахунку у повному обсязі представлені у додатку А.

1.3 Моделювання процесів сепарації та тепломасообміну в установках промислової підготовки до транспортування та переробки нафти

1.3.1 Аналіз установки стабілізації нафти

Установка стабілізації нафти складається з стабілізаційної колони, вертикального сепаратора та теплообмінного обладнання (рисунок 1.4). У якості сировини використовують нафту після УПН, покомпонентний та фракційний склади наведені у таблиці 1.4. Установка працює наступним чином: нафта після підготовки на УПН надходить до теплообмінного апарату (Т-2/1-6) де нагрівається до температури 70°C і потрапляє до стабілізаційної колони (К-1). З верху колони виходять пари з температурою 92°C , потім їх конденсують у теплообміннику (Т-3/1-4) до температури 29°C . Сконденсована нафта направляється до сепаратора С-1, результатом його роботи є розділення на газову фракцію (метан-пропанова) та широку фракцію легких вуглеводнів, частина якої подається на зрошення. З низу колони стабільна нафта з температурою 275°C направляється до теплообмінника Т-2/1-6 у міжтрубний простір для підігріву нестабільної нафти. Далі нафту охолоджують до температури 20°C і направляють на подальшу переробку.

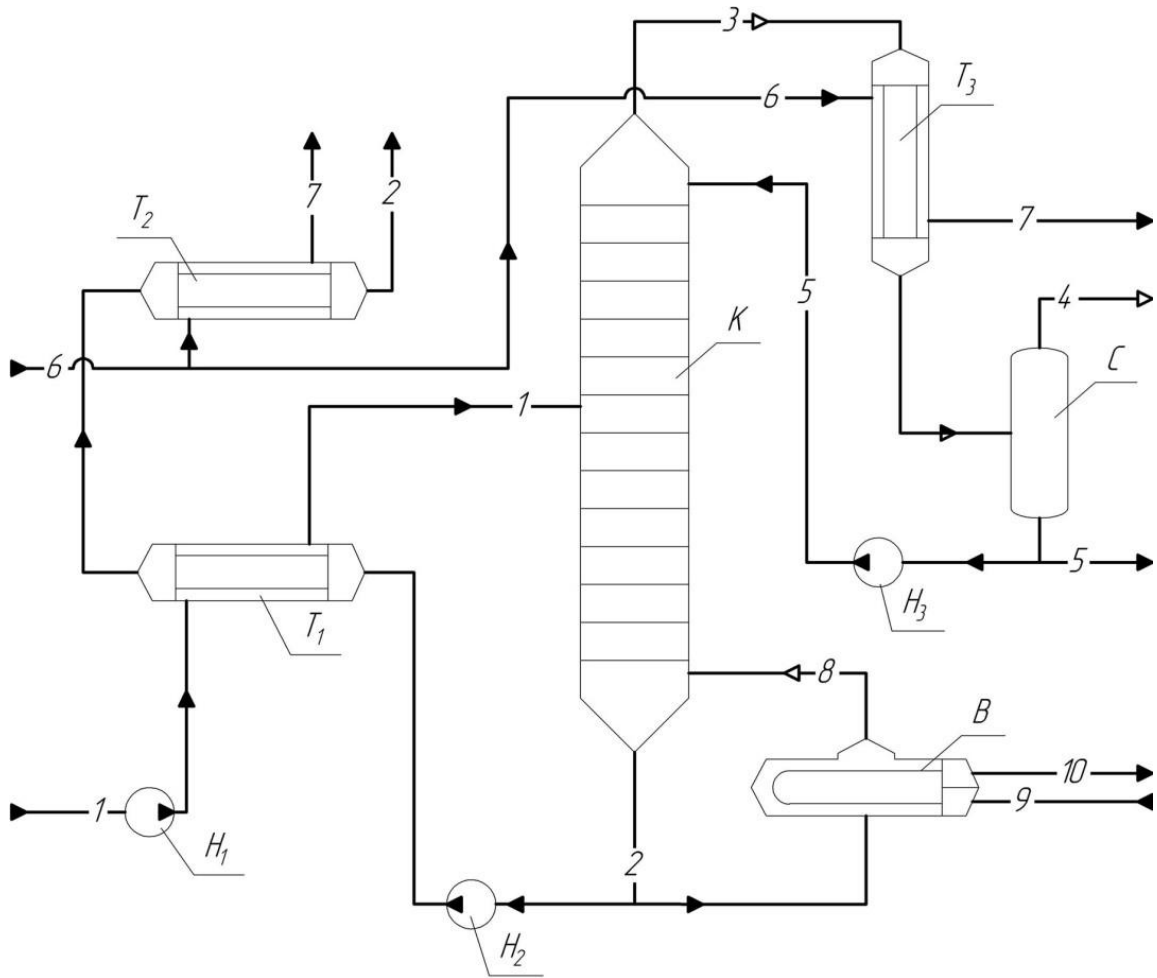


Рисунок 1.4 – Технологічна схема установки стабілізації нафти (1 – нафта після підготовки на УПН; 2 - стабільна нафта; 3 - дистиллят; 4 - газова фракція; 5 - ШФЛВ; 6 - холодний теплоносій; 7 – нагрітий теплоносій; 8 - пари; 9 – гарячий теплоносій; 10 - охолоджений теплоносій; К - колона; С - сепаратор; В-випарник; $H_{1..2}$ - насоси; $T_{1..3}$ - теплообмінне обладнання.)

Таблиця 1.4 – Покомпонентний та фракційний склади сировини

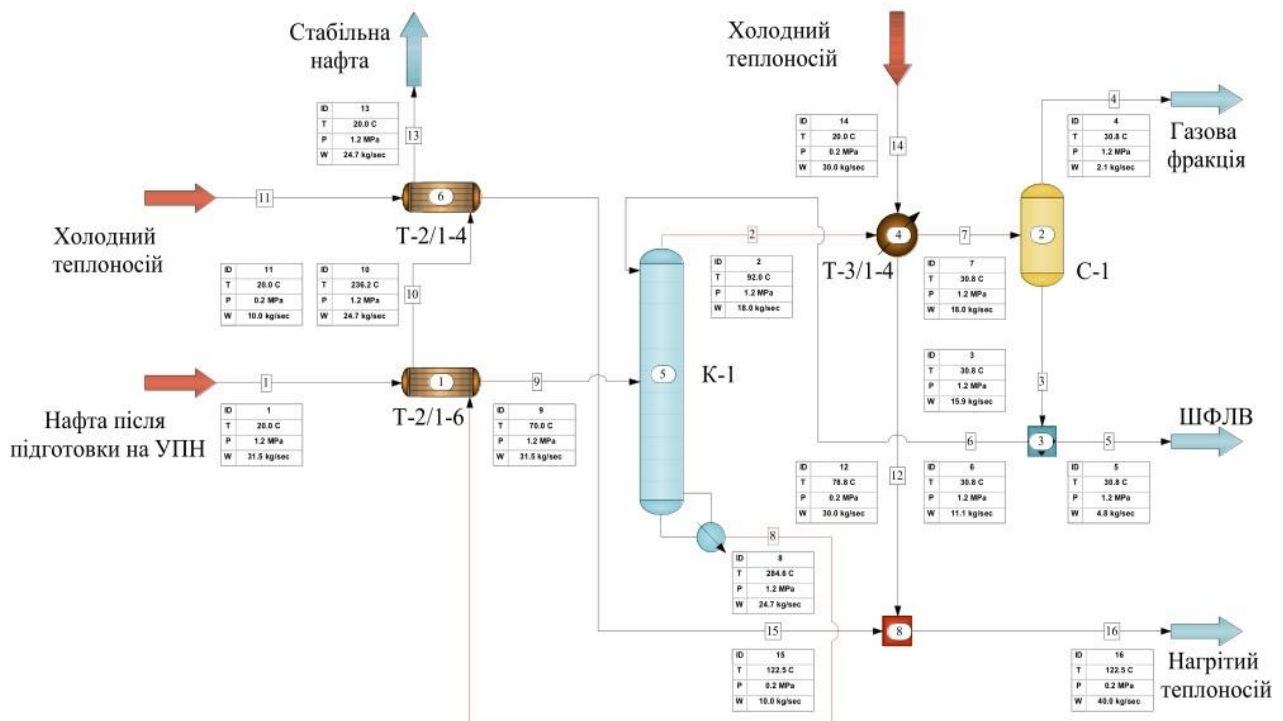
Компонент	Масова доля, %
Метан	1.0947
Етан	3.0399
Пропан	4.9851
<i>iso</i> -бутан	1.0948
Бутан	5.9576
<i>i</i> -пентан	2.0674
Пентан	2.0674
Гексан	6.8191

Гептан	7.8501
<i>n</i> -октан	6.8192
Нонан	9.9119
Декан	4.7573
Додекан	11.0028
Тридекан	10.1570
Тетрадекан	9.1261
Цетан	13.2498

1.3.2 Оптимізаційне моделювання установки стабілізації нафти

На рисунку 1.5 зображена функціональна схема установки переробки газового конденсату.

Установка стабілізації нафти



Умовні позначення: T-2/1-4,1-6,3/1-4 - теплообмінне обладнання,
K-1 - ректифікаційна колона, C-1 - сепаратор.

Рисунок 1.5 – Функціональна схема установки стабілізації нафти (K-1 – ректифікаційна колона; C-1 – вертикальний сепаратор; T-2/1-4, T-2/1-6, T-3/1-4 – теплообмінне обладнання)

Як і у попередньому оптимізаційному моделюванні у якості термодинамічної моделі була обрана модель Soave-Redlich-Kwong (SRK), оскільки робоча речовина установки стабілізації нафти також складається з вуглеводневих компонентів. Додаткові налаштування були обрані як і у підрозділі 1.2.2. Граничні умови роботи установки, а саме мінімальне (1°C) та максимальне (150°C) значення температур та максимальний надлишковий тиск 1.5 МПа. Характеристики вхідного потоку нафти вказані у таблиці 1.5. Покомпонентний та фракційний склади вхідної речовини задані відповідно до таблиці 1.4.

Таблиця 1.5 - Характеристики вхідного потоку (нафти)

Назва потоку	1
Температура, С	20
Тиск, МПа	1.2
Газова фракція, долі	0.039
Ентальпія, МДж/с	-71.1
Витрата, кг/с	31.52

Для ректифікаційної колони були обрані наступні налаштування: кількість тарілок – 50 шт., тарілка живильна - 25, тарілка зрошування – 1, значення кубового числа - 3. Також задаємо витрату дистилляту - 0,036 кмоль/с, температури у верхній та нижній частинах колони 70°C та 314°C відповідно. Основні габаритні розміри ректифікаційної колони наступні: діаметр колони 2 м. тип тарілок – клапанні, міжтарільчатий простір 0,6 м. Для вертикального сепаратора вказаний надлишковий тиск – 1.2 МПа, при якому відбувається ефективна сепарація цільових компонентів газової фракції $\text{C}_1 - \text{C}_3$. Для теплообмінників Т-2/1-6, Т-2/1-4 вказана температура вихідного потоку 70°C , яка є оптимальною для нафти перед її подачею до ректифікаційної колони. Для теплообмінника Т-3/1-4 вказана газова доля у двофазному потоці на виході з апарату - 0,18 % мас..

Розрахунок проводимо у статичному режимі, результати розрахунку, а саме витрата, температура, тиск і фракційний склад вихідних потоків наведені у таблиці 1.6.

Таблиця 1.6 – Характеристики вихідних потоків установки стабілізації нафти

Стабільна нафта		Газова фракція		ШФЛВ	
Назва потоку	13	Назва потоку	4	Назва потоку	5
Температура, С	20	Температура, С	29.0731	Температура, С	29.0731
Тиск, МПа	1.2	Тиск, МПа	1.2	Тиск, МПа	1.2
Газова фракція, долі	0	Газова фракція, долі	1	Газова фракція, долі	0
Ентальпія, МДж/с	-52.0738	Ентальпія, МДж/с	-5.9104	Ентальпія, МДж/с	-12.3551
Витрата, кг/с	24.6328	Витрата, кг/с	2.1043	Витрата, кг/с	4.7832
Компоненти, витрата, кг/с					
Метан	0	Метан	0.3141	Метан	0.0310
Етан	6.69e-22	Етан	0.6463	Етан	0.3119
Пропан	3.17e-16	Пропан	0.6267	Пропан	0.9446
<i>iso</i> -бутан	8.27e-13	<i>iso</i> -бутан	0.0784	<i>iso</i> -бутан	0.2666
Бутан	9.96e-11	Бутан	0.3293	Бутан	1.5485
<i>i</i> -пентан	4.84e-7	<i>i</i> -пентан	0.0545	<i>i</i> -пентан	0.5971
Пентан	4.84e-6	Пентан	0.0433	Пентан	0.6083
Гексан	1.6628	Гексан	0.0117	Гексан	0.4752
Гептан	2.4743	Гептан	8.99e-10	Гептан	1.06e-7
<i>n</i> -октан	2.1494	<i>n</i> -октан	1.13e-16	<i>n</i> -октан	3.79e-14
Нонан	3.1243	Нонан	2.48e-23	Нонан	2.41e-20
Декан	1.4995	Декан	0	Декан	0
Додекан	3.4681	Додекан	0	Додекан	0
Тридекан	3.2015	Тридекан	0	Тридекан	0
Тетрадекан	2.8765	Тетрадекан	0	Тетрадекан	0
Цетан	4.1763	Цетан	0	Цетан	0

1.2.3 Аналіз результатів оптимізаційних моделювань установки переробки стабілізації нафти

Установка має продуктивність 31.5 кг/с, аналізуючи данні звіту по матеріальному та тепловому балансу маємо загальний вхідний/вихідний потік 71.52 кг/с. Енергетичний баланс дорівнює 685.8 МДж/с з яких на підігрів потрібно 21.1 МДж/с.

За результатами моделювань ректифікаційна К-1 має наступні характеристики: легка вуглеводнева фракція C_1-C_6 (Methane, Ethane, Propane, Isobutane, Butane, I-Pentane, Pentane, Hexane). Вміст легкої фракції з верху колони 97%. Кубовий залишок з витратою 24.6 кг/с складається з C_7-C_{16} (Heptane, N-Octane, Nonane, Decane, Dodecane, Tridecane, Tetradecane, Cetan). На зрошування в колонну К-1 направляється ШВЛВ витратою 11.16 кг/с. Фізичні властивості: густина $\rho = 717$ кг/м³, динамічна в'язкість $\mu=0,00073$ Па*с. Вміст цільового компоненту більше 90%.

Сепараційне обладнання С-1 розділяє багатофазну систему на 2 потоки. Витрата газової фракції - 29.1 кг/с, ШФЛВ - 15.9 кг/с. Фізичні властивості газової фракції при 30⁰С густина $\rho = 16.7$ кг/м³, вміст цільового компоненту 75%. Фізичні властивості ШФЛВ: густина $\rho = 521$ кг/м³, вміст цільового компоненту 65%. Результати розрахунку у повному обсязі представлені у додатку Б.

1.4 Висновки до першого розділу

Для дослідження та оптимізації хіміко-технологічних процесів (ХТП) установок, призначених для виробництва вуглеводневої продукції (установки переробки газового конденсату та підготовки до транспортування та переробки нафти) були обрані методи статичних та динамічних оптимізаційних моделювань ХТП з застосуванням інструментальних засобів САЕ-систем термодинамічного моделювання, що дозволило при використанні відомих математичних моделей швидко та точно обраховувати теплові та матеріальні баланси як окремого технологічного обладнання так і установок в цілому. Це дозволило отримати максимальну ефективність обладнання та ефективність роботи установок в цілому. Так для установки переробки газового конденсату після ректифікаційної колони з верхньої частини отримаємо продукт C_3-C_4 (пропан-бутан), що має вміст 78%, а з низу колони виходить стабільний бензин склад C_5-C_7 (I-Pentan, N-Pentan, Hexane, Heptane), який має вміст 98%. Сепаратор призначений для відділення легких

вуглеводнів C1-C2 має наступні показники роботи: вміст газів на виході складає 96%, рідкої фази C3-C6 (пропан-гексан) більше 95%.

Установка підготовки до транспортування та переробки нафти після ректифікаційної колони має наступні показники: вміст легкої вуглеводневої фракція C1-C6 (Methane, Ethane, Propane, Isobutane, Butane, I-Pentane, Pentane, Hexane) 97%, вміст важкої вуглеводневої фракція C7-C16 (Heptane, N-Octane, Nonane, Decane, Dodecane, Tridecane, Tetradecane, Cetan) складає більше 90%.

Слід зазначити, що при проведенні оптимізаційних моделювань були зроблені незначні спрощення. Так у розрахунках у складі нафти та газу не використовувалися важкі вуглеводні C17+, температура кипіння яких складає 350 - 500°C, це пов'язано з обмеженими можливостями математичних моделей програмного комплексу ChemCAD.

При налаштуванні основного технологічного обладнання пропонувалось звужений асортимент конструкцій апаратів та математичних моделей для розрахунку фазової рівноваги та енергетичного і матеріального балансів, що обмежує способи вдосконалення ефективності та процесів що протікають та енергозатрат.

Тому актуальною задачею залишається проведення фізичних та математичних моделювань процесів сепарації і супутніх тепломасообмінних процесів та відповідного технологічного обладнання, розробка нових та узагальнення існуючих теоретичних основ і математичних моделей процесів інерційно-фільтруючої та вібраційно-інерційної сепарації в газодинамічних та динамічно-регульованих сепараційних пристроях, а також створення об'єктів права промислової власності нових способів сепарації та конструкцій сепараційних пристроїв, що в подальшому дозволить комерціалізувати наукові розробки.

2 ФІЗИЧНІ ТА МАТЕМАТИЧНІ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ СЕПАРАЦІЇ. ГІДРОДИНАМІЧНІ ТА СЕПАРАЦІЙНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ МОДУЛЬНИХ ГАЗОДИНАМІЧНИХ ТА ДИНАМІЧНО-РЕГУЛЬОВАНИХ СЕПАРАЦІЙНИХ ПРИСТРОЇВ

2.1 Математичні моделювання процесів сепарації у гідроциклонному SPR-сепараторі

Одним із високоефективних гідроциклоннів є SPR-сепаратор зі спіральною насадкою (турбоспіральною), яка призначена для направлення вхідного потоку у радіальному напрямку та відповідно створення відцентрових сил [11]. Основною перевагою SPR-сепаратору є висока робоча швидкість рідини в корпусі відцентрового елемента, що забезпечує високу інтенсивність процесу розділення. Але при високій робочій швидкості можуть виникати явища, що негативно впливають на процес сепарації, такі як повторне перемішування дисперсних домішок та суцільної фази. Тому для забезпечення надійної і ефективної роботи даного апарату необхідно на стадії проектування виключити технологічні режими при яких відбуваються вище вказані явища. Дану задачу можна вирішити шляхом визначення зв'язку між основними конструктивними розмірами SPR-сепаратору (рисунок 2.1) та параметрами потоку, а як наслідок і ефективністю розділення вхідної гетерогенної суміші.



Рисунок 2.1 - Схема SPR-сепаратору з основними потоками

Для визначення характеристик потоку в досліджуваному SPR-сепараторі було обрано програмний комплекс ANSYS Workbench, оскільки він має різні моделі для описання, як багатофазності потоку так і турбулентності, та його модуль Fluent Flow, що базується на методі скінченних об'ємів. Першим етапом розрахунку в даному модулі являється побудова тривимірної розрахункової геометрії, на якій визначаються граничні умови, як вказано на рисунку 2. Як видно з рисунку 2 гранична умова типу «стінка» не була задана, оскільки модуль Fluent Flow автоматично призначає її для поверхонь які не визначені, як інші граничні умови.

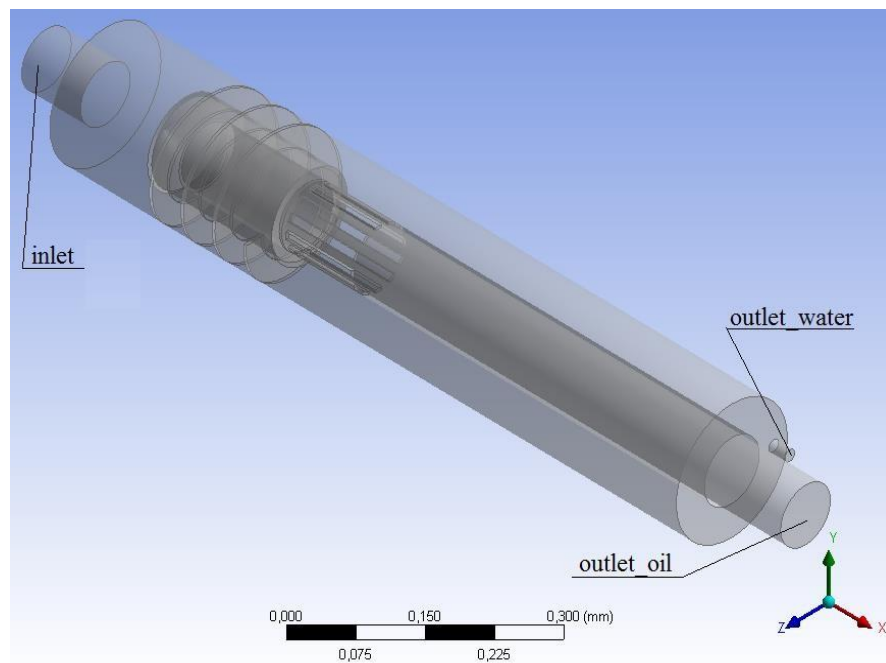


Рисунок 2.2 - Тривимірна розрахункова модель, з поверхнями для задання граничних умов

Другим етапом розрахунку була побудова скінчено-об'ємної розрахункової сітки, яка повинна враховувати особливості моделі, такі як наявність кривизни поверхонь та порівняно з іншими лінійними розмірами невеликі зазори, для цього обирались глобальне налаштування Proximity and Curvature. Додатково вказувалась кількість елементів в зазорі 5 з використанням Proximity size function – Face and Edges (якщо на поверхні/грані при використанні основних заданих розмірів

елементів можливо побудувати їх менше 5, то використовуються інші розміри, які визначаються в даному випадку вказаною функцією автоматично). Для забезпечення якісного описання потоку поблизу стінки був побудований пограничний шар на поверхнях які не задані як inlet та outlet. При цьому використовувалось Inflation Option – Last Aspect Ratio, до переваги якого відноситься зменшення висоти наступних шарів при необхідності (наприклад в зазорі), with First Layer Heights equivalent to 50 μm . Також використовувались Advanced Options, а саме Collision Avoidance – Layer Compression (дозволяє зменшувати висоту першого шару в зазорах та запобігати Stair Stepping). В результаті використання вказаних налаштувань була отримана скінчено об’ємна розрахункова сітка, що має 1,5 млн. елементів та наступні показники якості: максимальне значення Skewness 0,93 (не перевищує допустимого 0,95); мінімальне значення Orthogonal Quality – 0,13 (не менше допустимого 0,1); значення Aspect Ratio 809, що являється задовільним при використанні Double Precision (необхідне при розрахунку багатофазних потоків). Розрахункова сітка, що була побудована вказана на рисунку 2.3.

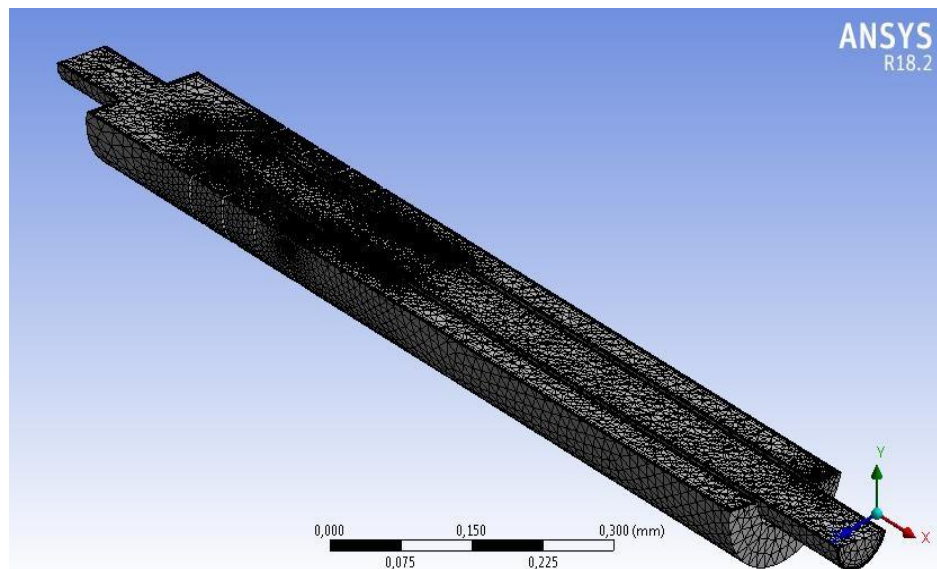


Рисунок 2.3 - Отримана скінчено-об’ємна розрахункова сітка

Наступним (тертім) етапом було налаштування модулю Fluent Flow, що починалось з внесення General Settings, до яких входило активація Double Precision, як вказано

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

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

- Головна фаза – керосин (рідина), з наступними фізичними властивостями: густина $\rho = 780 \text{ кг/м}^3$, динамічна в'язкість $\mu = 0.0024 \text{ Па}\cdot\text{с}$;
- Дисперсна фаза – вода (рідина), з наступними фізичними властивостями: густина $\rho = 998 \text{ кг/м}^3$, динамічна в'язкість $\mu = 0.001003 \text{ Па}\cdot\text{с}$.

В якості граничних умов на вході були задані:

- Для суміші – надлишковий тиск 0,4 МПа, параметри турбулентності такі, як гідравлічний діаметр 76 мм та інтенсивність турбулентності – 5%, що відповідає середньому значенню;
- Для головної фази (мастило) – швидкість на вході 1,18 м/с;
- Для дисперсної фази (вода) – об'ємна доля 0,1.

В якості граничних умов на виході мастила були задані:

- Для суміші – надлишковий тиск 0,4 МПа, параметри турбулентності такі, як гідравлічний діаметр 76 мм та інтенсивність турбулентності – 5%, що відповідає середньому значенню;
- Для дисперсної фази (вода) – об'ємна доля в можливому зворотному тоці 0,1.

В якості граничних умов на виході води були задані:

- Для суміші – надлишковий тиск 0,4 МПа, параметри турбулентності такі, як гідравлічний діаметр 15 мм та інтенсивність турбулентності – 5%, що відповідає середньому значенню;
- Для дисперсної фази (вода) – об’ємна доля в можливому зворотному тоці 1.

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

В результаті проведених розрахунків були отримані ізолінії дисперсної фази в серединному перетині апарату (рисунок 2.4), ізолінії надлишкового тиску (рисунок 2.5) та вектори швидкостей води (рисунок 2.6).

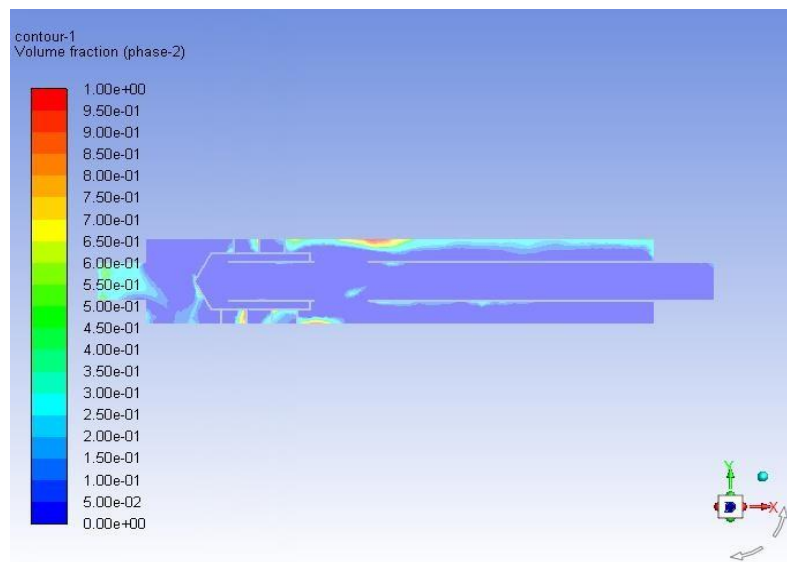


Рисунок 2.4 Ізолінії об’ємної частки рідини в серединному перетині SPR-сепаратору

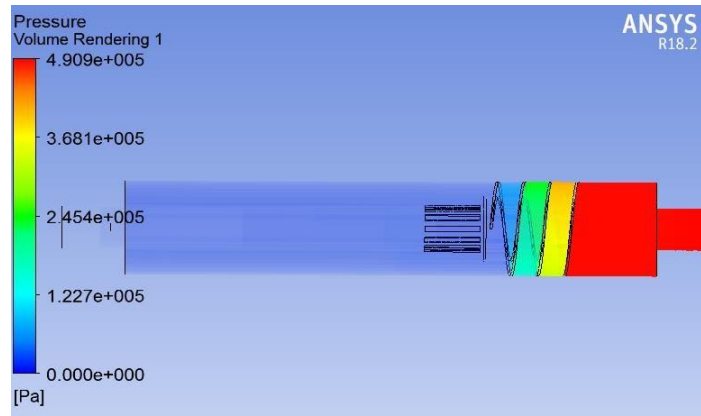


Рисунок 2.5 - Ізолінії надлишкового тиску

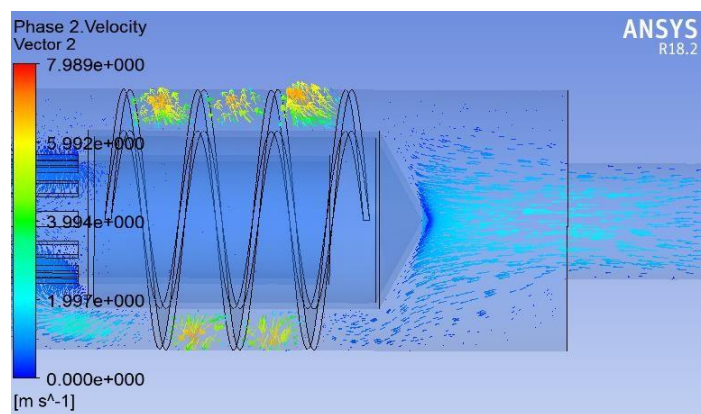


Рисунок 2.6 - Вектори швидкостей води.

На рисунку 4 компонент з більшим значенням за густини (вода) знаходиться поблизу стінок корпусу апарату, та відсутній у центральній частині корпусу. Вектори швидкості дисперсний фази, зображені на рисунку 6, направлені від осі сепаратора до периферії та вздовж стінки корпусу. В свою чергу це свідчить про ефективне протікання процесу сепарації. Значення ефективності сепарації було розраховано за залежністю [7] та становить $\eta = 95\%$:

$$\eta = \frac{c_0 - c}{c_0} \quad (2.1)$$

де η - ефективність сепарації; c_0 - вміст дисперсної фази у вхідній суміші; c - вміст дисперсної фази на виході з SPR-сепаратору.

2.2 Фізичні дослідження аеропружної взаємодії двофазного потоку з відбійними елементами динамічних сепараційних пристроїв

Одним із запропонованих в рамках НДР способів інтенсифікації процесу розділення гетерогенних систем є спосіб динамічної сепарації. Робочі елементи динамічних сепараційних елементів виготовляються з пластику та аналогічно до методу акустичної віброкоагуляції використовуються механічні коливання відбійних елементів (флатер). Враховуючи особливість роботи даних сепараційних пристроїв необхідно вирішувати задачу аерогідропружності, аналітичне вирішення якої являється складним, а інколи і не можливим. Тому необхідним являється використання математичної ідентифікації параметрів моделі за рахунок проведення числових та фізичних експериментів. При цьому процес дослідження даних сепараційних пристроїв було розділено на три етапи: перший етап - врахування тільки газової фази; другий етап - врахування газової та дисперсної фази та третій етап – дослідження впливу механічних коливань на ефективність розділення. Для цього необхідно розробити експериментальний стенд та методику проведення експерименту, що відповідає задачам досліджень на кожному етапі.

При розробці експериментального стенду для дослідження аерогідропружної взаємодії пружних відбійних елементів динамічних сепараційних пристроїв та суміші газ-рідина враховувався досвід нижче перелічених авторів. Дослідження яких можна умовно розділити на дві тематики: проведення експериментальних досліджень, що стосуються саме задач аеропружності та ефективності розділення гетерогенних систем. В роботах [12–15] проводились експериментальні дослідження плоских тіл різної форми для визначення критичних швидкостей, що викликають різні види їх не стійкості. При цьому головними елементами стендів були прилади для визначення частоти коливань, векторів швидкості потоку, що набігає на тіла. В роботах [12, 14] крім фізичного експерименту проводився числовий, для визначення додаткових параметрів моделі, таких як розподіл тисків.

проведення досліджень тіл з іншими геометричними розмірами. В даних випадках фізичний експеримент використовувався для підтвердження фізичного. В роботах [16, 17] дані отримані з проведених експериментальних досліджень застосовувались для проведення математичної ідентифікації параметрів моделі, такого наприклад, як жорсткість досліджуваного тіла. В роботах [18–20] досліджувалась ефективність розділення гетерогенних систем звичайно, що головними параметрами, що визначались були такі параметри, як гідравлічний опір сепараційних пристроїв, об'ємна частка рідини на вході та виході з них. Також широко розповсюджених являлось таке високовартісне лабораторне обладнання, як PIV (Particle Image Velocimetry), що застосовувалось для визначення траєкторії дисперсної фази. Вказані дані використовувались для профілювання сепараційних каналів.

Як вказувалось вище, процес дослідження модульних вібраційно-інерційних сепараційних пристроїв було вирішено розділити на три етапи, на кожному з яких, являється необхідним проведення експериментальних досліджень. А отже, розроблюваний експериментальний стенд повинен забезпечувати на кожному етапі визначення ряду параметрів в залежності від цілей етапу. У попередніх дослідженнях було розроблено математичні моделі для дослідження аерогідропружної взаємодії газорідинного потоку та пружних відбійних елементів модульних динамічних сепараційних пристроїв:

- математична модель статичного розрахунку динамічних відбійних елементів за допомогою якої є можливість визначити форму прогину попередньо zdeформованих пружних відбійних елементів за допомогою квадратичного або кубічного поліному;
- математичне розв'язання статичної задачі аерогідропружної взаємодії газорідинного потоку та пружних відбійних елементів за допомогою якого можливо визначити критичну швидкість газорідинного потоку, за якої виникає явище дивергенції динамічних відбійних елементів сепараційних

пристроїв та вирази для узагальнених сил для системи «газорідинний потік – динамічний відбійний елемент»;

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

При цьому для їх використання необхідно засобами математичної ідентифікації визначити внутрішні параметри моделі, що можливо зробити за рахунок проведення експериментальних досліджень. Для розробки експериментального стенду визначимо його завдання на кожному з етапів досліджень. На першому етапі буде досліджуватись взаємодія тільки газового потоку та пружних відбійних елементів та в якості ідентифікуємого внутрішнього параметру була обрана жорсткість пружних елементів. При цьому залишається не визначеним розподіл тиску створюваного потоком на пружні елементи, що являється не можливим при проведенні лише фізичного експерименту. Тому воно було визначено за допомогою проведення чисельного експерименту з використанням програмного комплексу ANSYS Workbench, а саме його модулів Fluent Flow та Transient Structural в поєднанні модулем System Coupling, а також частоти коливань пружних відбійних елементів для швидкостей входу від 3 до 6 м/с, результати наведені у попередньому звіті НДР. Необхідно відміти, що числовий експеримент завжди потребує підтвердження фізичним, яке будимо проводити на основі наступних параметрів:

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

- вимірювання статичних та динамічних напружень за допомогою тензодатчиків.

На другому етапі планується проводити математичну ідентифікацію поправочного коефіцієнту для врахування впливу на пружні елементи від стікаючої плівки рідини, що була вловлена на них. Даний поправочний коефіцієнт було вирішено ввести для жорсткості пружних елементів, яка в такому випадку буде залежати, крім матеріалу пружних елементів та їх геометричних розмірів, від швидкості газорідинного потоку та різної концентрації рідини. Враховуючи, що на даному етапі досліджується саме газорідинна суміш, а отже для введення її в потік буде використаний туманогенератор, що забезпечуватиме дисперсність вхідної газорідинної суміші від 1 до 100 мкм. Також необхідним являється вимірювання ефективності розділення газу та рідини за рахунок використання модульних динамічних сепараційних пристроїв. Для цього достатньо знайти відношення між кількістю вловленої рідини та її кількістю на входу. На третьому етапі заплановано дослідити саме вплив механічних коливань пружних елементів на газорідинний потік. Очікуваним ефектом являється коагуляція краплин, а отже і збільшення ефективності їх розділення, аналогічно до ефекту акустичної коагуляції [21]. Але згідно з особливостями вказаного ефекту можна спостерігати як злиття краплин так і їх руйнування в залежності від комбінації наступних параметрів: швидкості газорідинного потоку, частоти коливань пружних елементів та дисперсності краплин. Тому для вивчення впливу механічних коливань на потік використаємо математичну модель в яку засобами ідентифікації були внесені всі необхідні коефіцієнти та параметри, для знаходження розмірів сепараційного пристрою, що забезпечить підвищення ефективності розділення вхідної газорідинної суміші за рахунок коагуляції краплин. За даними розмірами необхідно виготовити інший сепараційний елемент, що дозволить дослідити саме вплив механічних коливань.

Отже, проаналізувавши вище задачі експериментальних досліджень було розроблено стенд, який їм відповідає, його схема наведена на рисунку 2.7.

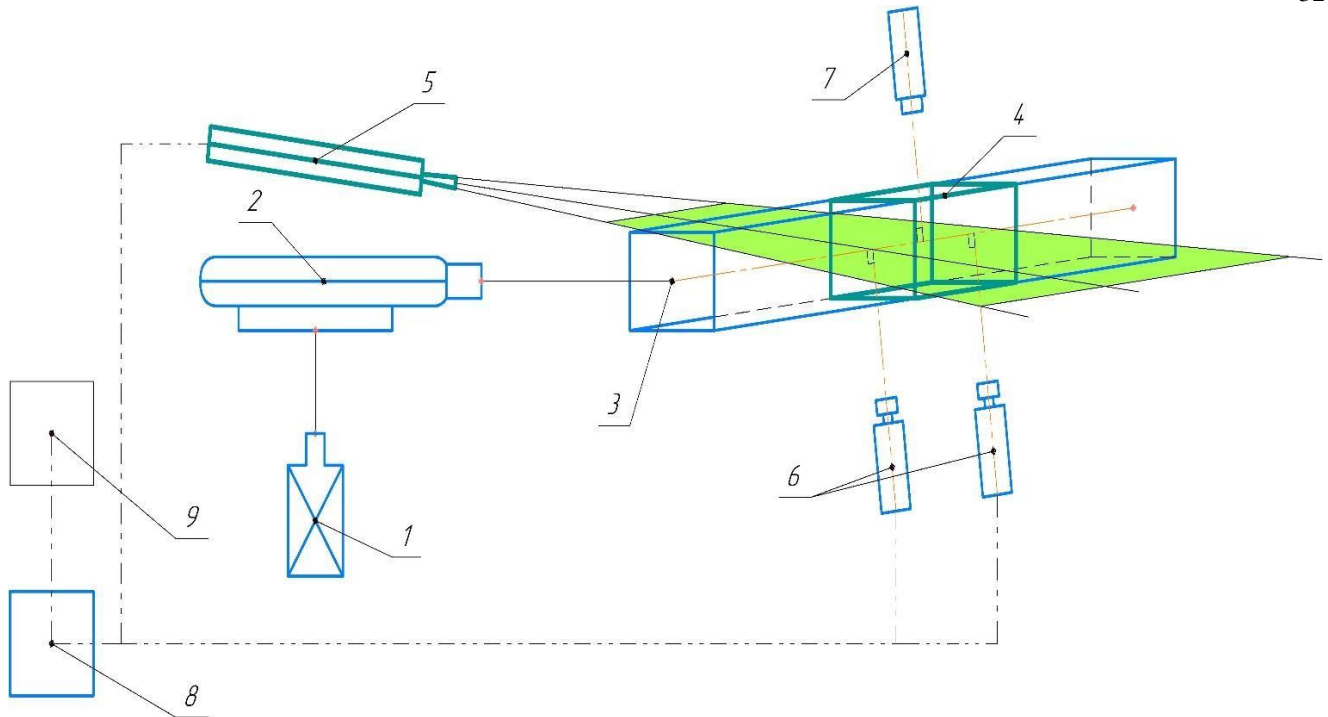


Рисунок 2.7 - Схема експериментальної установки для дослідження аерогідропружної взаємодії газорідного потоку та пружних відбійних елементів динамічних сепараційних пристроїв: 1 – туманогенератор; 2 – газодувка; 3 – тестова секція; 4 – модульний динамічний сепараційний пристрій; 5 – PIV; 6 – високошвидкісні камери; 7 – стробоскоп; 8 – блок управління PIV та високошвидкістними камерами; 9 – стаціонарний компютер.

Обладнання, матеріали та прилади:

- обладнання – експериментальний стенд для дослідження аерогідропружної взаємодії газорідного потоку та пружних відбійних елементів динамічних сепараційних пристроїв (рисунок 2.8), модель модульного динамічного сепараційного елемента (рисунок 2.9), газодувка для подачі газового потоку, туманогенератор (рисунок 2.10а), PIV (Particle Image Velocimetry), стаціонарний компютер.
- матеріали – повітря, розчин гліколю;
- прилади – стробоскоп, блок управління PIV та високошвидкістними камерами, ноутбук для збору даних, високошвидкістні камери (рисунок 2.10б).

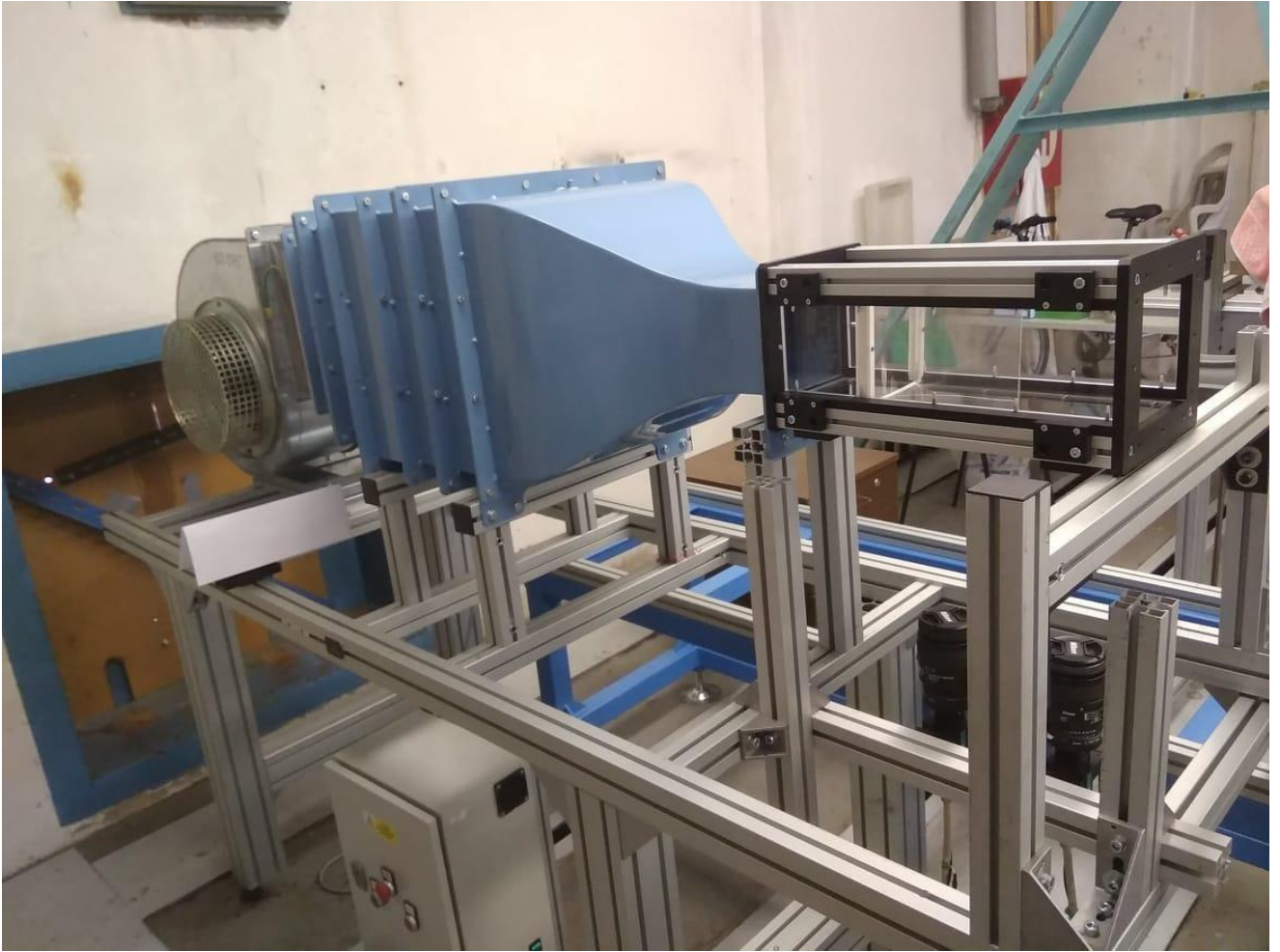
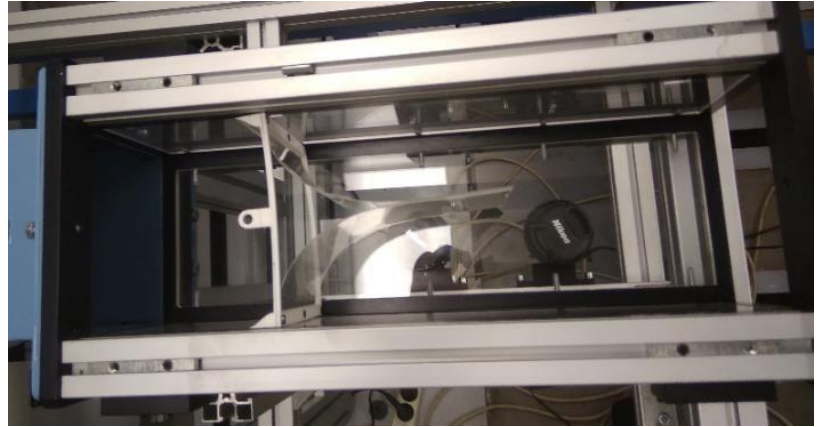
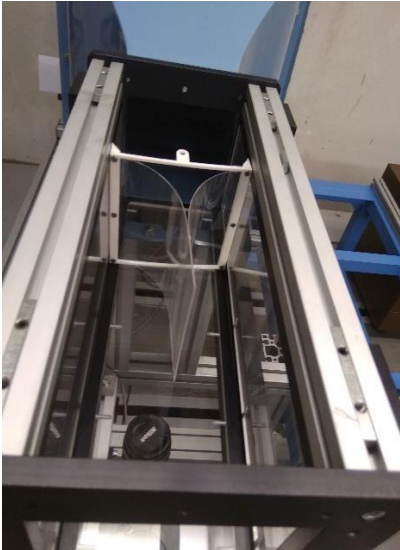


Рисунок 2.8 – Експериментальний стенд для дослідження аерогідропружної взаємодії газорідного потоку та пружних відбійних елементів динамічних сепараційних пристроїв.



а)

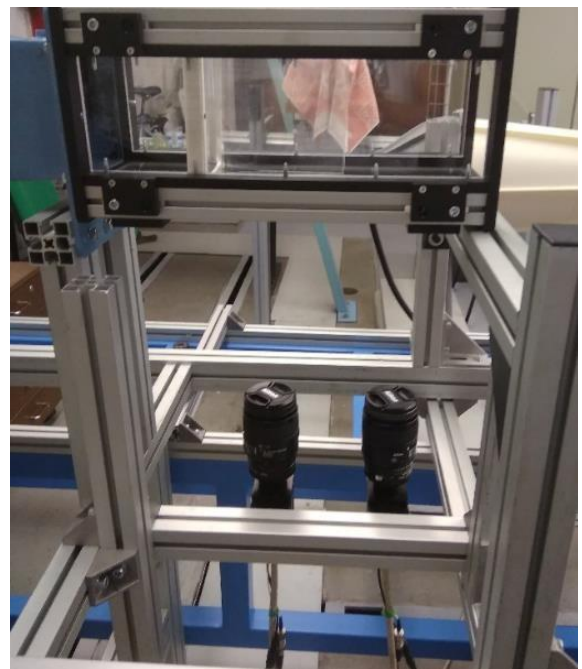


б)

Рисунок 2.9 – а) модульний динамічний сепараційний елемент; б) сепараційний елемент встановлений у тестову секцію



а)



б)

Рисунок 3.10 – а) туманогенератор; б) високошвидкісні камери

Експериментальний стенд має наступний принцип дії: дрібнодисперсна рідина з туманогенератора подається до газодуки, де змішується з газовим потоком та під дією тиску, що створюється газодувкою і направляється до тестової секції, минає

модульний динамічний сепараційний пристрій 4, де відбувається уловлювання дисперсних частинок. Вловлена рідина відводиться з сепаратору у вигляді плівки, а очищений газ потрапляє в атмосферу. Під час проходження газорідного потоку

через тестову секцію проводяться вимірювання частоти коливань пластин за допомогою стробоскопа, після чого на визначену частоту налаштовують високошвидкісні камери і проводять подальші вимірювання швидкості потоку та турбулентної кінетичної енергії потоку за допомогою PIV. При цьому

високошвидкісні камери розмішені перпендикулярно до площини світлових імпульсів що випромінює PIV, що працює наступним чином. Вектори швидкості виводяться з підсекцій цільової області потоку, насиченого дрібнодисперсними частинками, шляхом вимірювання руху частинок між двома світловими імпульсами: потік підсвічується в цільовій області світлим листом; об'єктив камери

відображає область цілі на матриці датчиків цифрової камери; камера здатна захоплювати кожен імпульс світла в окремих кадрах зображення. Як тільки послідовність з двох світлових імпульсів записана, зображення діляться на невеликі

підрозділи, звані областями опитування. Области запиту від кожного кадру зображення, взаємно корельовані між собою, піксель за пікселем. Кореляція створює пік сигналу, що визначає загальний зсув частинок. Вимірювання точного значення швидкості досягається за допомогою субпіксельної інтерполяції. Карта векторів швидкості по всій цільовій області виходить шляхом повторення взаємної кореляції для кожної області запиту за двома кадрами зображення, знятих камерою.

Для дослідження на першому та другому етапах приймаємо розміри тестової секції та 125x125x400 мм, як вказувалось вище дані розміри будуть уточнені на

третьому етапі, з огляду на забезпечення газодувкою турбулентного потоку за швидкостей входу газового потоку від 2 до 6 м/с. Пластини розміром 175x123 мм виготовлені з листового пластику товщиною 5 мм, рамка в якій закріплені відбійні елементи (пластини) виготовлена з ABS-пластику методом 3D-друку.

Порядок проведення експериментальних досліджень:

- Вмикається туманогенератор, за допомогою якого отримується дисперсна волога. Витрата гліколю регулюється перемикачем на туманогенераторі, потік дисперсної вологи направляється до газодувки;
- Вмикається газодувка, при цьому газовий потік проходить через датчик масової витрати повітря, за допомогою якого фіксується необхідна витрата повітря, яку можна регулювати на газодувці;
- Потік потрапляє до тестової секції, проходить відбійні елементи модульного сепараційного пристрою, які відхиляються від свого положення рівноваги та на другому та третьому етапах на них уловлюється волога;
- Після виходу роботи лабораторного стенду на стаціонарний режим по закінченню двох хвилин від початку вмикання установки, починаємо визначати частоту коливань пластин за допомогою стробоскопа;
- Після визначення частоти коливань пластин налаштуємо частоту зйомки (кадрів/секунду) високошвидкісних камер відповідно до визначеної частоти;
- Вмикаємо PIV та проводимо зйомку з високошвидкісних камер налаштованих на потрібну частоту;

Всі інші необхідні параметри вимірюються в залежності від присутності або відсутності коливань пружних відбійних елементів: коливання відсутні – вимірюємо відхилення пружних елементів в трьох контрольних точках та для другого та третього етапів вимірюємо ефективність розділення газорідного потоку; є коливання – вмикаємо стробоскоп та підбираємо необхідну частоту, після чого вимірюємо відхилення пружних елементів в трьох контрольних точках та для другого та третього етапів вимірюємо ефективність розділення газорідного потоку. При цьому змінюємо витрати газу та рідини для кожної серії експериментів, в кожній серії необхідно провести по 5 замірів.

В результаті проведених експериментальних досліджень була визначена частота коливань відбійних елементів модульного сепараційного пристрою: при швидкості газорідного потоку 6 м/с частота коливань пластин становить (флаттеру) 19 Гц. На рисунку 3.11 і 3.12 представлені поля векторів швидкості

підфарбовані за турбулентною кінетиною енергією отримані за допомогою PIV в різні моменти часу, при вхідній швидкості газорідного потоку 6 м/с.

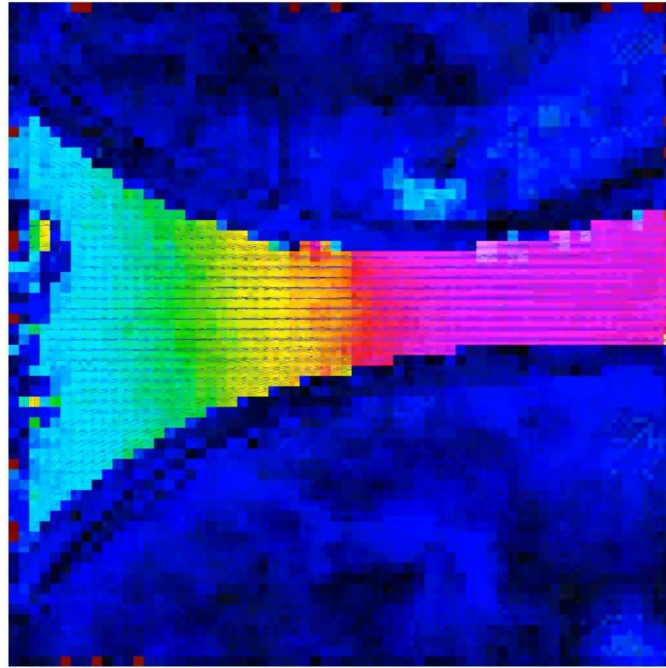


Рисунок 3.11 - Поля векторів швидкості підфарбовані за турбулентною кінетиною енергією у вертикальному перетині тестової секції, при $t_1=5$ сек.

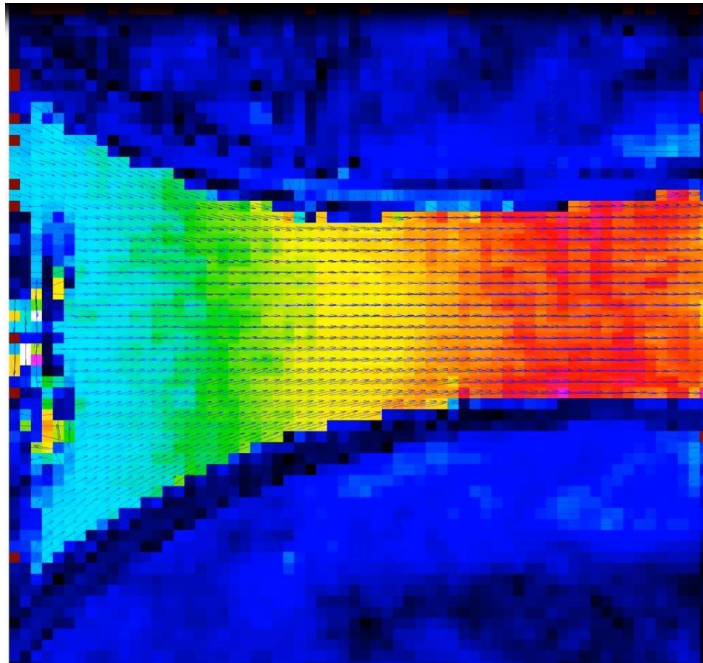


Рисунок 3.12 - Поля векторів швидкості підфарбовані за турбулентною кінетиною енергією у вертикальному перетині тестової секції, при $t_2=10$ сек.

2.3 Висновки до другого розділу

В результаті проведених досліджень запропонована методика чисельного дослідження SPR-сепаратору, яка дозволяє визначити основні гідродинамічні показники процесів сепарації, ефективність розділення, гідравлічний опір, величину та напрямки швидкостей дисперсної фази та ін. Розраховане значення ефективності розділення суміші, яке у порівнянні з експериментальними даними підтверджує адекватність запропонованої методики та можливість її використання для майбутніх досліджень і розрахунків. Планується провести серії числових багатofакторних експериментів (при різних параметрах потоку): вхідна швидкість, концентрація дисперсної фази, фракційний розподіл дисперсних часток та ін. У результаті здійснити оптимізацію конструкції SPR-сепаратору, визначити оптимальні лінійні розміри корпусу та шнекового елемента, що дозволить більш детально дослідити процеси, що протікають в SPR-сепараторі і удосконалити методику його розрахунку.

Здійснено тактичне планування експериментальних досліджень режимних параметрів динамічної та статичної стійкості пружних відбійних елементів модульних сепараційних пристроїв та проведено перший етап. За результатами першого етапу визначена частота коливань відбійних елементів модульного сепараційного пристрою: при швидкості газорідного потоку 6 м/с частота коливань пластин становить (флатеру) 19 Гц. Це дозволило доповнити попередньо розроблені математичні моделі для дослідження аерогідропружної взаємодії газорідного потоку та пружних відбійних елементів модульних динамічних сепараційних пристроїв. В подальшому планується продовжити експериментальні дослідження пружних відбійних елементів модульних сепараційних пристроїв за різних гідродинамічних режимів у більш широкому інтервалі значень швидкостей газорідного потоку (6-25 м/с) та різних товщин пластин відбійних елементів (1-5 мм).

3 ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ ТА ВІБРАЦІЙНО-ІНЕРЦІЙНОЇ СЕПАРАЦІЇ В ГАЗОДИНАМІЧНИХ ТА ДИНАМІЧНО-РЕГУЛЬОВАНИХ СЕПАРАЦІЙНИХ ПРИСТРОЯХ

3.1 Основні закономірності процесів гравітаційного осадження та інерційного захоплення краплин, їх осадження на сепараційні поверхні та плівку вловленої рідини

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

Протікання таких процесів як абсорбція, ректифікація та сепарація супроводжується тепломасоперенесенням. А як відомо перенос тепла та маси проходить через поверхню контакту фаз, що утворена поверхнями дисперсних часток газу/рідини у суцільній несучій фазі. Величина площі поверхні контакту фаз є основним гідродинамічним показником та визначальною характеристикою при проектуванні тепломасообмінного та сепараційного обладнання. Розрахунки технологічних режимів масообмінних та сепараційних процесів, лінійних розмірів окремих контактних і сепараційних секцій, їх кількості, та відповідно основних габаритних розмірів апаратів базуються саме на цій величині. У науковій літературі пропонується визначати питому поверхню контакту фаз (a) на одиницю об'єму в залежності від діаметру дисперсних часток (d_v) та газовмісту (φ) за наступною залежністю:

$$a = \frac{6 \cdot \varphi}{d_v}; \quad (3.1)$$

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

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

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

Тому для створення достовірних методів розрахунку сепараційного обладнання важливе значення мають дослідження спрямовані на створення аналітичних або математичних способів визначення поверхні контакту фаз при сепарації багатоконпонентних двофазних систем і врахуванням фракційного розподілу дисперсних часток. Враховуючи існуючі тенденції щодо створення нових способів сепарації, розробку модульних сепараційних пристроїв, змочуваних і незмочуваних поверхонь та мембран, які дозволяють суттєво підвищити

ефективність та інтенсивність процесів, що протікають у сепараційному обладнанні за умови оптимального їх компонування, та беручи до уваги дослідження дисперсних часток, які значно спрощують визначення діаметру та площі поверхні окремої бульбашки/краплини, актуальною задачею є створення математичної моделі для визначення поверхні контакту фаз при сепарації багатоконпонентних двофазних систем.

Розглянемо двофазну гідромеханічну систему, що складається із обмеженої сукупності частинок сферичної форми загальною кількістю N , кожна з яких має радіус R_i ($i = 1, 2, \dots, N$), в обмеженому об'ємі V середовища (рисунок 3.1).

Загальний об'єм дисперсної фази визначається наступною залежністю:

$$V = \sum_{i=1}^N \frac{4}{3} \pi R_i^3 = \frac{4\pi}{3} \sum_{j=1}^P \sum_{i=1}^{N_j} R_i^3 = \frac{4\pi}{3} \sum_{j=1}^P n_j R_j^3, \quad (3.1)$$

де $j = 1, 2, \dots, P$ – індекс сукупності частинок одного розміру; P – кількість дисперсних складів; n_j – частота знаходження частинок дисперсної фази із сукупності j визначається як відношення їх кількості N_j до загальної кількості N усіх частинок гідромеханічної системи (рисунок 3.1):

$$n_j = \frac{N_j}{\sum_{j=1}^P N_j} = \frac{N_j}{N} \quad (3.2)$$

При цьому має виконуватись основна тотожність:

$$\sum_{j=1}^P n_j = 1. \quad (3.3)$$

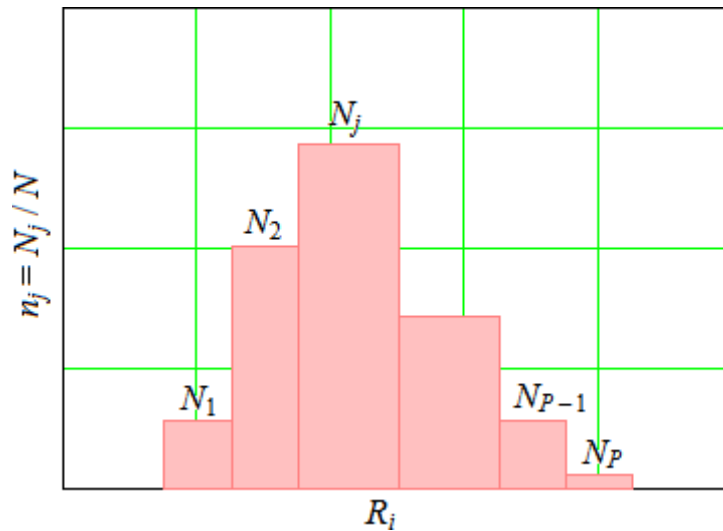


Рисунок 3.1 – Частота розподілу частинок дисперсної фази

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

$$S = \sum_{i=1}^N 4\pi R_i^2 = 4\pi \sum_{j=1}^P \sum_{i=1}^{N_j} R_i^2 = 4\pi \sum_{j=1}^P n_j R_j^2 \quad (3.4)$$

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

$$c = \frac{V_0}{V}, \quad (3.5)$$

з урахуванням виразу (3.1) може бути переписаний у наступному вигляді:

$$c = 3V \sum_{j=1}^P \sum_{i=1}^{N_j} R_i^3 = 3V \sum_{j=1}^P n_j R_j^3. \quad (3.6)$$

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

$$\alpha = \frac{S}{V_0^{2/3}}, \quad (3.7)$$

який з урахуванням виразів (3.4) і (3.6) набуває наступного вигляду:

$$\alpha = 4,84 \cdot \frac{\sum_{j=1}^P \sum_{i=1}^{N_j} R_i^2}{\left(\sum_{j=1}^P \sum_{i=1}^{N_j} R_i^3 \right)^{2/3}} = 4,84 \cdot \frac{\sum_{j=1}^P n_j R_j^2}{\left(\sum_{j=1}^P n_j R_j^3 \right)^{2/3}}, \quad (3.8)$$

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

Слід зазначити, що цей безрозмірний коефіцієнт залежить від закону розподілу частинок дисперсної фази за їх розмірами. Він також може визначатись емпірично. Крім того, введення цього коефіцієнта дозволяє встановити наступну універсальну залежність для визначення сумарної поверхні контакту фаз при сепарації багатоконпонентних двофазних систем зі сполученим тепломасоперенесенням. Так, з формули (3.7) з урахуванням виразу (3.5), можна встановити:

$$S = \alpha V_0^{2/3} = \alpha (cV)^{2/3}. \quad (3.9)$$

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

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

Зазначений вище детермінований підхід до визначення сумарної поверхні розділу фаз обмежений дискретною структурою розподілу частинок різного розміру, а також сумарною їх кількістю. Цей недолік усувається шляхом розгляду умовно нескінченної множини частинок з неперервним законом розподілу за їх розміром. У цьому разі вводиться густина імовірності розподілу частинок (рисунок 3.2):

$$p(R) = \lim_{P \rightarrow \infty} n_j, \quad (3.10)$$

яка відповідає умові нормалізації

$$\int_{R_{\min}}^{R_{\max}} p(R) dR = 1 \quad (3.11)$$

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

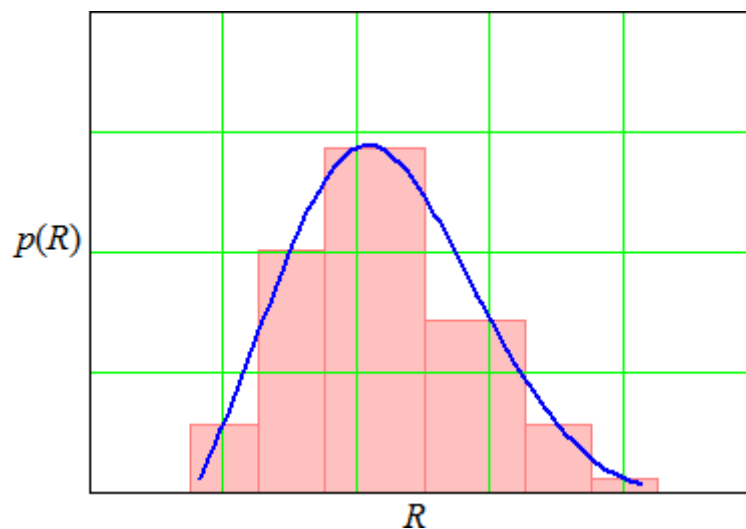


Рисунок 3.2 – Густина розподілу частинок дисперсної фази

У цьому випадку сума дискретних величин для поверхні розділу фаз замінюється на визначений інтеграл, а вираз (3.4) набуває наступного вигляду:

$$S = 4\pi \int_{R_{\min}}^{R_{\max}} R^2 p(R) dR. \quad (3.12)$$

Аналогічно, вираз (1.6) для концентрації

$$c = \frac{4\pi}{3V} \int_{R_{\min}}^{R_{\max}} R^3 p(R) dR. \quad (3.13)$$

Коефіцієнт поверхні розділу фаз (3.8) при цьому визначається за наступною формулою:

$$\alpha = 4,84 \cdot \frac{\int_{R_{\min}}^{R_{\max}} R^2 p(R) dR}{\left[\int_{R_{\min}}^{R_{\max}} R^3 p(R) dR \right]^{2/3}}, \quad (3.14)$$

а універсальна залежність (3.9) для визначення сумарної поверхні контакту фаз при сепарації багатоконпонентних двофазних систем зі сполученим тепломасоперенесенням залишається незмінною.

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

3.1.1.2 Окремі випадки визначення коефіцієнта поверхні розділу фаз

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

$$p(R) = 1/(R_{\max} - R_{\min}) = \text{const.} \quad (3.15)$$

Підстановка цієї залежності до формули (3.14) дозволяє встановити вираз для коефіцієнта поверхні розділу фаз. У результаті можна отримати наступний вираз (рисунок 3.3):

$$\alpha = 4,06 \cdot \frac{R_{\min} \left(1 + \frac{R_{\min}}{R_{\max}} + \left(\frac{R_{\min}}{R_{\max}} \right)^2 \right)}{\left(1 + \frac{R_{\min}}{R_{\max}} \right) \left[1 + \left(\frac{R_{\min}}{R_{\max}} \right)^2 \right]}. \quad (3.16)$$

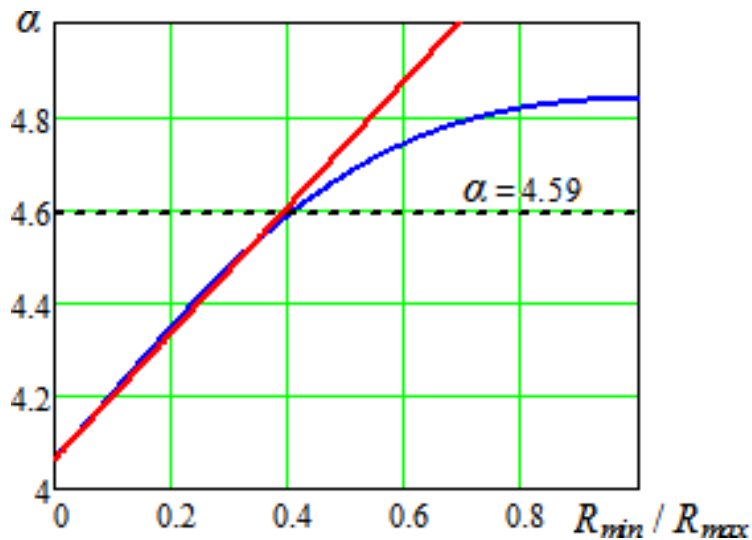


Рисунок 3.3 – Залежність коефіцієнта поверхні розділу фаз від коефіцієнта варіації для рівномірного закону розподілу

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

$$\alpha = \int_0^1 4,06 \cdot \frac{1 + \frac{R_{min}}{R_{max}} + \left(\frac{R_{min}}{R_{max}}\right)^2}{\left|1 + \frac{min}{R_{max}}\right| \left|1 + \left|\frac{min}{R_{max}}\right|^2\right|} d\left|\frac{R_{min}}{R_{max}}\right| \approx 4,59. \quad (3.17)$$

Слід зазначити, що для випадку наявності у середовищі частинок із відносно широким діапазоном зміни їх розміру ($R_{min} / R_{max} < 0,4$), доцільним є представлення виразу для коефіцієнта поверхні розділу фаз у лінеаризованому вигляді. Так, застосувавши ряд Маклорена відносно відношення R_{min} / R_{max} з утриманням членів першого порядку малості, можна отримати (рисунок 3.3):

$$\alpha \approx 4,06 \cdot \left(1 + \frac{1}{3} \frac{R_{min}}{R_{max}}\right). \quad (3.18)$$

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

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

$$p(R) = \frac{a}{\sqrt{2\pi\sigma}} \exp\left[-\frac{(R-\bar{R})^2}{2\sigma^2}\right], \quad (3.19)$$

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

$$\sigma = \kappa \bar{R}, \quad (3.20)$$

де κ – коефіцієнт варіації.

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

З урахуванням виразу (3.11), нормалізуючий множник визначається за наступною формулою:

$$a = \frac{\sqrt{2\pi\sigma}}{\int_{R_{min}}^{R_{max}} \exp\left[-\frac{(R-\bar{R})^2}{2\sigma^2}\right] dR} \quad (3.21)$$

Підстановка цієї залежності до формули (3.14) дозволяє встановити вираз для коефіцієнта поверхні розділу фаз. З огляду на достатню складність цієї залежності, доцільним є використання правила 3σ для визначення границь діапазону найбільш імовірних значень розмірів частинок.

$$\begin{aligned} R_{min} &= \bar{R} - 3\sigma = (1 - 3\kappa)\bar{R}; \\ R_{max} &= \bar{R} + 3\sigma = (1 + 3\kappa)\bar{R}. \end{aligned} \quad (3.22)$$

При цьому можна показати, що вираз для коефіцієнту поверхні розділу фаз не залежить від розміру частинок, а лише від коефіцієнта варіації, та з точністю до

членів другого порядку малості він може бути представлений наступною аналітичною залежністю:

$$\alpha = 4,84 \cdot (1 - 0,52\kappa^{5/3}). \quad (3.23)$$

Слід зазначити, що у максимально можливому діапазоні зміни коефіцієнта варіації $\kappa = [0, 1/3]$ значення коефіцієнта поверхні розділу фаз змінюються несуттєво у діапазоні $\alpha = 4,44\text{--}4,84$. При цьому середнє інтегральне значення для усього діапазону зміни коефіцієнта варіації (рисунок 3.4):

$$\alpha = 4 \cdot \int_0^{1/3} 4,84 \cdot (1 - 0,52\kappa^{5/3}) d\kappa \approx 4,69. \quad (3.24)$$

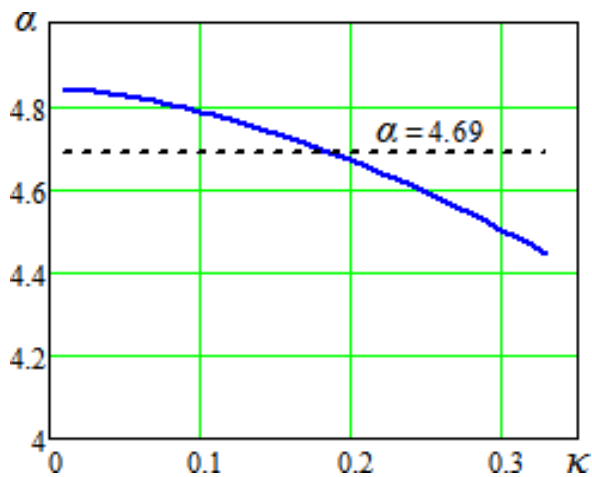


Рисунок 3.4 – Залежність коефіцієнта поверхні розділу фаз від коефіцієнта варіації для нормального закону розподілу

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

3.1.2 Гідродинамічні особливості руху газорідинного потоку в плоскому каналі сепараційного пристрою з вібруючою стінкою

Процеси сепарації багатоконпонентних гетерогенних систем є одними з найскладніших при фізичному і математичному описі, в той же час вони широко використовуються в хімічній та нафтогазовій промисловості [22]. Високотехнологічне обладнання повинно мати високі показники енергоефективності та надійності. Проблема запобігання аварійних ситуацій в існуючому компресорному обладнанні, а також збільшення зносу робочих частин машин і апаратів є актуальною в хімічній і нафтовій промисловості, насосній і компресорній техніці. Перші спроби впровадження інерційних і фільтруючих способів сепарації та відповідних сепараційних пристроїв були зроблені Сумським державним університетом у 2003 році. У 2007 році SulzerAG (Mellachevron®) і Koch-Glitsch (FLEXICHEVRONTM) запропонували свої технічні рішення для проектування подвійних жалюзійних пакетів, пасток і дренажних каналів, які були введені в масове виробництво в 2013 році.

На основі аналізу можливих шляхів поліпшення існуючого сепараційного обладнання запропонована нова технологія вібраційного і інерційного розділення газорідинних потоків, представлена в роботі [23]. Однак існуючі математичні моделі не охоплюють всі аспекти опису фізичних особливостей робочих процесів гідромеханіки, тепломасопереносу в відповідному обладнанні для розділення і очищення. Більш того, всі останні дослідження засновані на складних нелінійних моделях, які не можуть бути вирішені безпосередньо. У зв'язку з цим, існує велика різноманітність обчислювальних методів дослідження і підходів чисельного моделювання. Однак вони не дозволяють прогнозувати поведінку комплексної гідромеханічної системи в широкому діапазоні її робочих параметрів. У зв'язку з вищесказаним проведено ряд повторних пошуків для забезпечення кількісного і якісного наближення запропонованих моделей і пов'язаних з ними розрахункових

підходів до фізичних особливостей руху газорідинних потоків в сепараційних каналах.

Науково - дослідна робота [24] спрямована на вивчення впливу ультразвуку на сепарацію. В результаті доведено важливість використання теплової енергії в сепараційному обладнанні, а також була запропонована методика оцінки загальної енергоефективності, заснована на гіпотезі про прямі і зворотні потоках енергії. Методологія чисельного моделювання процесу спалювання механічної суміші представлена в статті [25]. В результаті швидкість закрученого потоку була обчислена з розрахунку забезпечення ефективності процесу сепарації. Проблеми проектування, оцінки та застосування вихрових технологій розділення систем очищення рідини обговорюються в статтях [26, 27]. Однак ці підходи не дозволяють визначати аналітичні залежності між параметрами потоку і початковими умовами гідромеханічної системи. Метод розширення робочого діапазону сепараційних елементів представлений в попередній роботі [28], де процес розділення здійснюється з використанням сил інерції, що діють на частинки. Такий підхід дозволяє вирішити стаціонарну задачу гідроаеропружності для елементів, що самі регулюються та деформуються. Однак цей метод практично не реалізовувався і повинен бути підтверджений в подальших дослідженнях.

У дослідженнях [29-31] розглядається насичення фільтруючої рідини газом як при послідовній, так і при одночасній подачі в апарати хімічної промисловості. В результаті коефіцієнт споживання газу значно знижується. Дослідницька робота [32] присвячена визначенню умов насичення фільтруючого шару, а також моделювання розподілу швидкості і тиску в умовах руху рідини в фільтруючому шарі під дією сили тяжіння. Це дозволяє уточнити процеси розподілу і руху рідких крапель газорідинної суміші в волокнистому фільтруючому шарі в процесі інерційно-фільтруючої сепарації. Однак в зазначених матеріалах не враховується вплив коливань на підвищення ефективності сепарації.

Математична модель як система диференціальних рівнянь відносних переміщень частинок досліджується в статті [33] для циліндричної поверхні, що коливається.

Результати експериментальних даних дозволили отримати рівняння регресії для визначення якості сепарації, а також для розрахунку поверхні відгуків. Недоліком даної роботи є використання тільки кінематичного підходу, незважаючи на комплексність заявленої проблеми.

Методика вибору і комплексної оцінки сепараторів для газової і нафтової промисловості запропонована в статтях [34, 35]. База даних вагових і габаритних параметрів сепараторів дозволила отримати залежності між типом апарату, його робочим тиском і витратою. У статті [36], в результаті проведених досліджень запропонована фізична модель газорідного потоку, а також отримані рівняння для визначення основних параметрів взаємодії плівок захопленої рідини і газорідного потоку. Але ці дослідження не мають надійних математичних моделей для прогнозування робочих параметрів процесу розділення при довільних робочих умовах.

Наукові статті [37, 38] спрямовані на розробку прогностичної моделі для моделювання реактивних процесів мікросепарації, а також на проектування відповідного сепараційного обладнання, та на абсолютно новий метод очищення газу, представлений в статті «Modeling and design of inertial-filtering gas separators-condensers for compressor units of oil and gas industry» з використанням методу сепарації та супутньої конденсації. В результаті запропоновані моделі процесу сепарації в інерційно-фільтруючих сепараторах-конденсаторах для компресорних установок в нафтогазовій промисловості. Однак ці моделі також обмежені тільки чисельними експериментами і повинні бути розширені шляхом створення надійних математичних моделей.

Інший спосіб ефективного розділення нафти і води запропонований в дослідній роботі [39] з використанням магнітних супергідрофобних матеріалів. Автори стверджують, що цей підхід є потенційно ефективним способом розділення нафти і води. Крім того, останні тенденції в сепараторах рідина-газ і тверде-газ описані в роботі [40] для промислового обладнання в області хімічного машинобудування. Представлені конструкції сепараторів і їх експлуатаційні параметри, а також

запропоновані методи чисельного моделювання. Робота [41] сфокусована на сучасних технологіях і пов'язаних з ними технологічних процесах рекуперації енергії і рециркуляції води. В результаті запропоновані рекомендації щодо оптимального проектування технологічного обладнання в конкретних ситуаціях.

Робота [42] присвячена оптимальному вибору обладнання для розділення і очищення і раціональному використанню їх робочих процесів. Для досягнення загального техніко-економічного і комерційного успіху пропонуються більш глибоке вивчення процесів розділення і очищення, а також передові методи. Слід зазначити, що дослідження [39-42] мають обмежену сферу застосування, головним чином в області повторного використання води.

Особливий інтерес вчених пов'язаний з методами чисельної реалізації розроблених моделей. Зокрема, підхід прогнозування для багатofакторних процесів в хімічному машинобудуванні представлений в статті [43]. Стаття [44] спрямована на розвиток наукового підходу до використання штучних інтелектуальних систем для вирішення прикладних завдань в області механічного та хімічного машинобудування. Зокрема, запропоновані конструктивні схеми для прямого і зворотного математичного моделювання гідромеханічних процесів. Крім того, запропонований підхід до вирішення міждисциплінарної задачі гідроаеропружної взаємодії газорідинних сумішей з деформівними сепараційними елементами, заснований на комплексній реалізації штучних нейронних мереж методом кінцевих елементів чисельного моделювання. Інший підхід, запропонований в статті [45], стосується комп'ютерного планування процесів, заснованого на методах класифікації. В результаті запропонований і описаний новий метод вибіркової і динамічної класифікації, однак чисельні підходи, запропоновані в роботах [43-45], стосуються дуже складних методів призначених для практичних цілей.

У зв'язку з вищевикладеним, представлена нижче методологія досліджень, намагається узагальнити останні підходи, зберігаючи в якості переваги порівняльну простоту і ясність запропонованого підходу. Метою дослідження є підвищення

ефективності сепарації шляхом впливу вібрації на газорідинний потік. Мета досягається шляхом застосування явища виборчої коагуляції краплин рідини шляхом вирішення наступних завдань: створення математичної моделі гідромеханічної системи «вібруюча стінка - газорідинний потік»; ідентифікація залежностей для товщини пристінкового шару; оцінка зон по мінімальному тиску; обґрунтування явища коагуляції рідинних крапель. Наукова новизна за пропонованого підходу в порівнянні з вищезгаданими роботами полягає в створенні математичної моделі, здатної оцінити аналітичні залежності між ефективністю процесу розділення і початковими параметрами сепараційного пристрою, тим самим визначається товщина пристінкового шару, будуються траєкторії частинок і виявляються локальні зони мінімального тиску.

Розглядається рух газорідинного потоку в плоскому напів-нескінченному каналі між двома паралельними стінами. Одна зі стінок є жорсткою, друга - моногармонійно коливається з амплітудою швидкості коливань a (м/с), кутовою частотою ω_0 (рад/с) і хвилі довжиною $L = 2\pi/\lambda$, де L - параметр хвилі (м^{-1}). Всі сили негідродинамічної природи в газорідинному потоці вважаються відсутні, або їх вплив на рух крапель рідини досить незначний. Розрахункова схема представлена на рисунку 3.5.

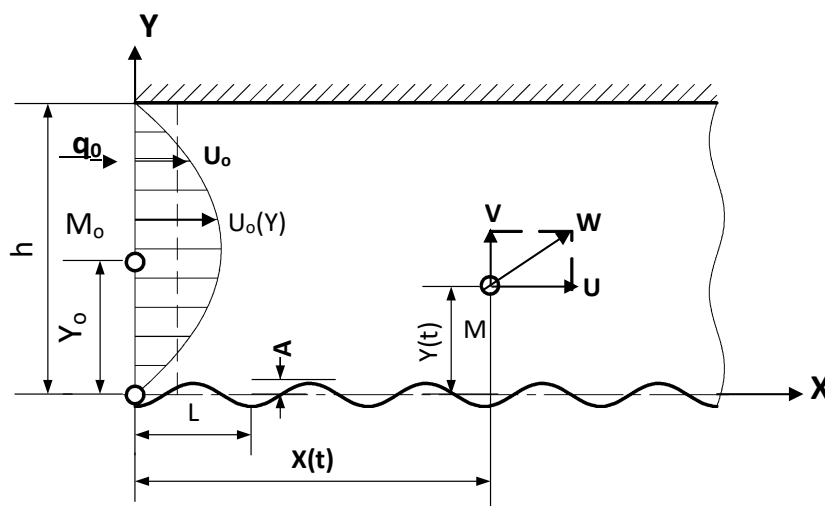


Рисунок 3.5 - Розрахункова схема

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

У науково-дослідній роботі [26] показано, що лінії струму в такому каналі визначаються з використанням такої системи нелінійних і нестационарних параметричних рівнянь з повторюванням за часом t (с) і за координатами x, y (м) частинки що досліджується в газорідинному потоці:

$$\left[\begin{aligned} \frac{dx}{dt} &= \frac{6y}{h^3} (h-y) + \frac{a}{\lambda} (1 - \cos \lambda x) \sin \omega_0 t, \\ \frac{dy}{dt} &= \frac{a}{h^3} (h-y)^2 (2y+h) \sin \lambda x \sin \omega_0 t, \end{aligned} \right]; \quad (3.25)$$

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

$$q_0 = \int_0^h u_0 dy. \quad (3.26)$$

У цьому рівнянні швидкість на вході u_0 (м/с) залежить від вертикальної координати y [46]:

$$u_0 = \frac{6q_0}{h^3} y(h-y). \quad (3.27)$$

Система (3.25) є нелінійною і не може бути вирішена безпосередньо. Таким чином, необхідно розглядати частковий випадок для отримання достатнього наближення аналітичного рішення з якісно допустимою відносною похибкою в порівнянні з результатами чисельного моделювання. Практично цінний приклад стосується випадку, коли швидкість потоку q_0 домінує амплітуду $\Delta q_a = 2a/\lambda$ швидкості потоку коливань $\Delta q = a/\lambda \cdot (1 - \cos \lambda x) \sin \omega_0 t$ в результаті впливу стінки що коливається на газорідинний потік. У зв'язку з вищевикладеним в якості відношення значення амплітуди додаткової витрати Δq_a до питомої витрати q_0 слід додати наступний безрозмірний критерій: потоку:

$$Cr_1 = \frac{\Delta q_a}{q_0} = \frac{2a}{\lambda q_0} = \frac{2}{\lambda h} \frac{a}{\bar{u}_0}, \quad (3.28)$$

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

У разі $Cr_1 \ll 1$, система (3.25) приймає наступну спрощену форму:

$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = \frac{6y}{h^3} (h-y)q_0; \\ \frac{dy}{dt} = \frac{a}{h^3} (h-y)^2 (2y+h) \sin \lambda x \sin \omega_0 t. \end{cases} \quad (3.29)$$

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

$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = \frac{6\kappa_1}{h} q_0; \\ \frac{dy}{dt} = \kappa_2 a \sin \lambda x \sin \omega_0 t, \end{cases} \quad (3.40)$$

де безрозмірний κ_1, κ_2 набувають наступної форми:

$$\kappa_1 = \frac{y_0}{h} \left(1 - \frac{y_0}{h} \right); \quad \kappa_2 = \left(1 - \frac{y_0}{h} \right) \left(1 + \frac{2y_0}{h} \right), \quad (3.41)$$

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

Рішення системи (3.40) при початкових умовах $x(0) = 0$ і $y(0) = y_0$ дозволяє отримати аналітичний розв'язок швидкостних складових газорідного потоку:

$$\begin{cases} x(t) = u_0 t; \\ y(t) = y_0 + \frac{\kappa a}{2} \left(\frac{\sin \omega_1 t}{\omega_1} - \frac{\sin \omega_2 t}{\omega_2} \right) \end{cases} \quad (3.42)$$

де введені такі частоти:

$$\omega_1 = \omega_0 - \lambda u_0; \quad \omega_2 = \omega_0 + \lambda u_0. \quad (3.43)$$

Таким чином, рішення (3.42) вказує на наявність бігармонічних коливань частинок з частотами $\omega_{2,1} = \omega_0 \pm \lambda u_0$ і, відповідно, періоди $T_{2,1} = 2\pi/(\omega_0 \pm \lambda u_0)$.

Наступний критерій

$$Cr_2 = \lambda u_0 / \omega_0 \quad (3.44)$$

дозволяє розглядати два різних випадку. Для малих довжин хвиль ($Cr_2 \gg 1$), розкладання правій частині рівняння (3.42) у ряд Тейлора по відношенню до частоти C_0 з точністю першого порядку дозволяє отримання наступної апроксимації:

$$\begin{cases} x(t) = u_0 t; \\ y(t) = y_0 - \frac{\kappa a}{\lambda u_0} \sin \lambda u_0 t \cos \omega_0 t. \end{cases} \quad (3.45)$$

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

$$\begin{cases} x(t) = u_0 t; \\ y(t) = y_0 - \frac{\kappa a}{\omega_0} \sin \lambda u_0 t \cos \omega_0 t. \end{cases} \quad (3.46)$$

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

$$\begin{aligned} y_{0 \min}^b &= \kappa_3 h \left(1 - \frac{3\kappa}{3}\right); \\ y_{0 \max}^b &= 0,29h\sqrt{Cr_1}. \end{aligned} \quad (3.47)$$

Траєкторії часток. Траєкторії часток можна описати таким рівнянням:

$$y(x) = y_0 + \frac{1}{2} \kappa_2 a \left(\frac{\sin \lambda_1 x}{\lambda_1} - \frac{\sin \lambda_2 x}{\lambda_2} \right), \quad (3.48)$$

де введені параметри хвилі:

$$\lambda_{1,2} = \lambda \mu \frac{\omega_0}{u_0} = \left(1 \mu \epsilon r - \frac{1}{2} \right) \lambda. \quad (3.49)$$

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

Більш точне визначення траєкторій може бути реалізовано для відносних координат:

$$\begin{aligned} \xi(t) &= \frac{\lambda h \omega_0}{6 \kappa_1 a} [x(t) - u_0 t]; \\ \eta(t) &= \frac{2 \lambda u_0}{\kappa_2 a} [y(t) - y_0] \end{aligned} \quad (3.50)$$

за допомогою методу малих збурень [47]. Відносні траєкторії являють собою еліпси.

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

Функція тиску, отримана в науково-дослідній роботі [26] має такий спрощений аналітичний вигляд:

$$p(x, y, t) = p_0 - \frac{6\mu a}{\lambda^2} \left[(1 + Cr)^{2x} - \frac{2}{\lambda^2} \left(\frac{h^3}{\omega^3 \lambda} \right) \sin x \sin \omega t, \right. \\ \left. - y \left(\frac{h}{\lambda} - y \right) \right] \quad (3.51)$$

де безрозмірний параметр

$$Cr_3 = q_0 \lambda / a. \quad (3.52)$$

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

$$\begin{cases} x_n = \frac{1}{\lambda} \left(\arccos \frac{1}{1 + \lambda^2 h^2 / 8} + 2\pi n \right), & n \in Z; \\ y_n = h/2. \end{cases} \quad (3.53)$$

Використовуючи ряд Тейлора дозволяє отримати спрощену залежність для координат x_n :

$$x_n = \frac{h}{2} - \frac{5}{192} \lambda^2 h^3 + \frac{2\pi n}{\lambda}. \quad (3.54)$$

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

Цей факт, а також періодичний елемент $\sin \omega_0 t$ вказує на те, що вплив вібрації на потік може здійснюватися різними способами. У разі малих довжин хвиль, коли $2\pi/(\lambda d) > 1$ (d - діаметр крапель рідини), частки, навпаки, рухаються між сусідніми областями мінімального тиску, сприяють розриву крапель більших, ніж довжина хвилі.

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

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

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

$$\{Y(t)\} = \begin{Bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{Bmatrix} = \begin{Bmatrix} x(t) \\ y(t) \end{Bmatrix}, \quad (3.55)$$

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

$$D = \left\{ \begin{array}{l} \left[\frac{6Y_2}{h^2} \left(1 - \frac{Y_2}{h} \right) \right] q_0 + \frac{a\varphi}{\lambda} (1 - \cos \lambda Y) \\ \left[1 - \frac{2Y_2}{h} \right] \left[1 + \frac{2Y_2}{h} \right] a\varphi \sin \lambda Y_1 \end{array} \right\} \quad (3.56)$$

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

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

$$\begin{aligned} u &= \frac{6y}{h^2} \left(1 - \frac{y}{h} \right) \left[q_0 + \frac{a\varphi}{\lambda} (1 - \cos \lambda x) \right] \\ v &= \left[1 - \frac{2y}{h} \right] \left[1 + \frac{2y}{h} \right] a\varphi \sin \lambda x. \end{aligned} \quad (3.57)$$

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

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

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

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

В результаті чисельного моделювання з використанням відповідного програмного забезпечення для автоматизованого проектування [38], можна отримати складне поле швидкостей.

Крім того, результати чисельного моделювання представлені на рисунку 3.6 в якості ліній току газорідинного потоку поблизу стінки плоского каналу, що коливається.

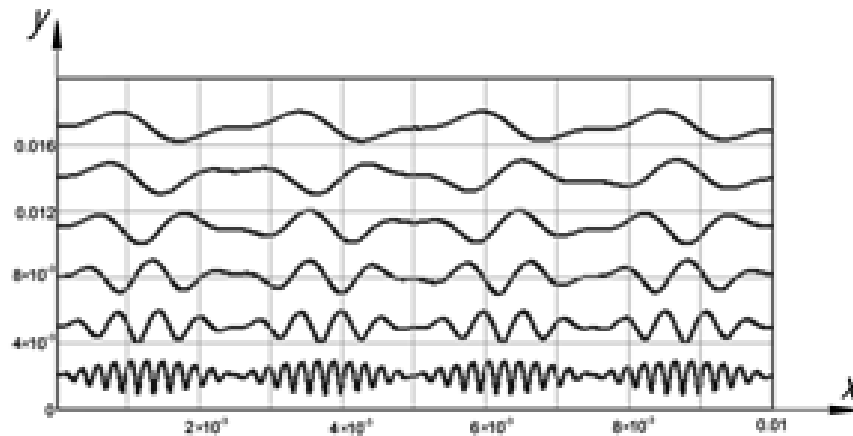


Рисунок 3.6 - Ліній току газорідинного потоку

На цьому рисунку чітко видно зменшення амплітуд коливань частинок в газорідинному потоці на деякій відстані від стінки, що коливається. Крім того, частота цього вторинного процесу також знижується. Крім того, механічні удари спостерігаються в пристінній області через накладення двох коливань з близькими частотами. Той же ефект був експериментально [49] доведено.

Результати чисельних розрахунків показані на рисунок 3.6 відповідають аналітичним даним з достатньою точністю для практичних цілей, навіть для більш віддалених частинок від рухомої стінки.

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

3.2.1 Ідентифікація параметрів технологічного обладнання для забезпечення надійності процесу вібраційної сепарації

Розділення і очищення продуктів є дорогим, але важливим кроком в хімічній технології і виробництві [50]. В цьому випадку, при розробці відповідного технологічного обладнання, необхідно працювати з великим об'ємом інформації, яка не завжди доступна для надійного проектування. В результаті конкуренції на світовому ринку, було розроблено, виготовлено і впроваджено на підприємства декілька типів сепараційного обладнання. З огляду на цей факт, в 2007 році, S. Tarleton і R. Wakeman спробували дати описовий огляд типів обладнання і основних альтернативи, доступні для інженера-проектувальника. Зокрема, переваги і недоліки обладнання висунуті на перший план, і були зроблені зусилля для забезпечення кількісних значень.

У 2015 році L. Sorsamaki і M. Narra запропонував ідею для розробки швидкої методології і пов'язаної з нею «укороченої» моделі для оцінки параметрів різного устаткування для розділення твердої і рідкої фаз, рідина-рідина, газ-рідина і газ-суцільні системи. Запропонований підхід успішно використовується для розділення, фільтрації, і сушки твердих частинок гетерогенних систем [51].

Через зазначеними вище, дана робота спрямована на вирішення актуальної проблеми забезпечення надійності процесу вібрації сепарації і проектування відповідного технологічного обладнання. Ця проблема може бути вирішена як за допомогою ідентифікації параметрів і імовірнісного підходу.

Важливість заявленої проблеми підкреслюється сучасними дослідженнями по розробці високопродуктивного сепараційного обладнання. Зокрема, в статтях [52, 53] представлені нові методи забезпечення процесу сепарації. Робота [54]

присвячена сепарації двофазного потоку газу і рідини за допомогою незалежних компонентів. В роботі [55] запропоновано новий метод оцінки оптимальних робочих тисків сепаратора для нафтової і газової промисловості. У статті [56] розглядається вплив енергії вібрації на сепарацію дрібних частинок у вібруючому середовищі. Науково-дослідна робота [57] спрямована на вдосконалення багатоступневих процесів сепарації в газо-псевдозрідженому шарі, що вібрує. Способи підвищення надійності компресорного устаткування представлені в наукових роботах [23, 58] з використанням процесу інерційної газодинамічної сепарації і нового методу підвищення надійності збірки.

У статті [36] розроблені фізико-математичні моделі схрещеного руху і взаємодії газорідинного потоку з захопленою рідкою плівкою в каналах інерційно-фільтруючого сепаратора. Аналітичний і чисельний підходи до моделювання розподілу і переміщенню рідини в волокнистому фільтруючому шарі в процесі сепарації інерційної фільтрації запропоновані в роботі [32]. Крім того, в статті [59] представлено математичне моделювання газоочисного устаткування з високорозвиненою поверхнею контакту фаз.

Проблема підвищення якості технологічного обладнання вирішується практично за допомогою сучасних технологій, винаходів та ідей [60]. Зокрема, виявлені та впроваджені удосконалення з використанням автоматизації в компаніях, заснованих на ощадливому виробництві з максимальною продуктивністю і ефективністю. Проте, необхідно розробити фундаментальний підхід, заснований на процесі експлуатації обладнання для розділення. Для цього нижче представлена математична модель і відповідний аналітичний підхід для ідентифікації параметрів каналу розділення.

Щоб вивчити процес вібраційної сепарації для рухомого або підвішеного шару, необхідно розглянути механізм руху крапельної рідини. Для цієї мети використовуються різні рівняння в залежності від робочих характеристик фізичного процесу. Зокрема, в вібраційному сепараторі з ламінарним або турбулентним режимами для дисперсної фази в потоці газу взаємодія сил, що діють

на окремі частинки, може бути оцінена для випадку щодо малих концентрацій рідини, що капає.

Розглянемо рух рідини, що капає в плоскому каналі. Потік обмежений двома стінками разом з потоком. Перша стінка нерухома, а друга моногармонічно коливається з амплітудою швидкості вібрації a , частотою ω_0 і довжиною хвилі $2\pi/\lambda$. Відповідна проектна схема представлена на рисунку 3.7.

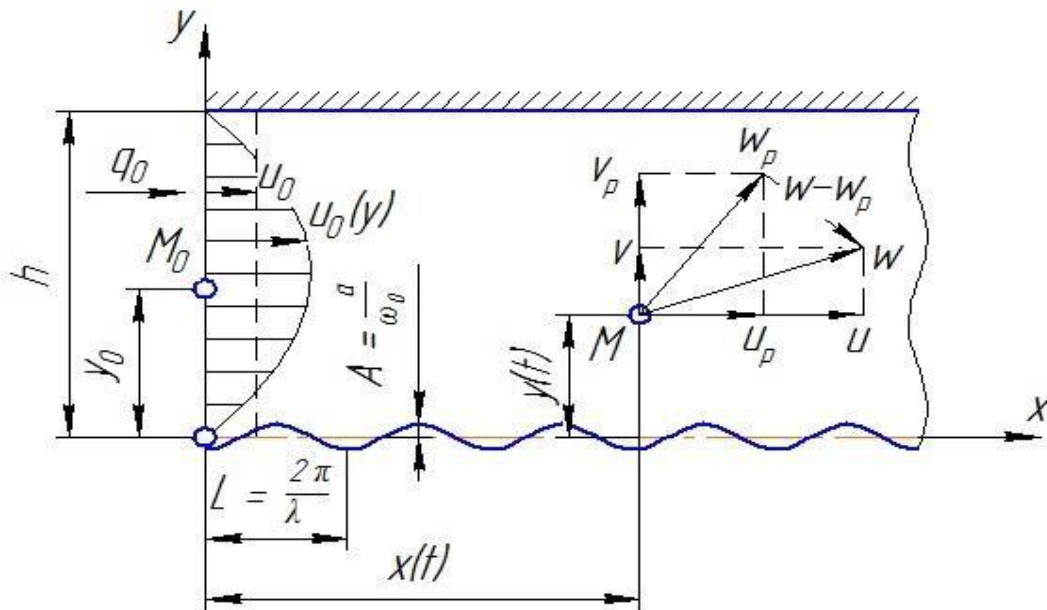


Рисунок 3.7 - Розрахункова схема робочого каналу для розділення газорідинної суміші

Поле швидкостей описуються компонентами за допомогою наступних рівнянь, отриманих раніше:

$$\begin{cases} u = u_0 + \frac{6\kappa_1 a}{\lambda h \kappa_2} \left[\sin \omega_0 t - \frac{1}{2} \sin(\omega_0 - \lambda u_0) t - \frac{1}{2} \sin(\omega_0 + \lambda u_0) t \right] \\ v = \frac{2}{\lambda} [\cos(\omega_0 - \lambda u_0) t - \cos(\omega_0 + \lambda u_0) t], \end{cases} \quad (3.58)$$

де κ_1, κ_2 - безрозмірні параметри визначаються відповідно до методики, представленої підрозділі 3.1.2.

Нестационарний рух крапельної рідини є складним, так як відповідні диференціальні рівняння, не мають аналітичного рішення, але може бути вирішена

чисельно тільки для конкретних умов. В іншому випадку, необхідно застосовувати наближені чисельні методи для вирішення поставленого завдання. У цьому випадку такі спрощення вважаються: краплі мають сферичну форму, і рух в основному ламінарний при малих числах Рейнольдса. В цьому випадку сила опору умовно пропорційна швидкості крапель [61].

При відносно повільного рух рідкої фази в газовому потоці, рівняння Basset–Boussinesq–Oseen розглядається для стаціонарного середовища [62, 63, 64]. Однак узагальнені “Tchen’s equations” [65, 66] використовуються для нестационарного руху газорідного потоку з корекцією Corrsin–Lumley [67, 68].

У двовимірній постановці, загальна система диференціальних рівнянь стаціонарного руху крапель рідини має такий вигляд [59]:

$$\begin{cases} (1 + \gamma) \frac{du_p}{3} + \beta u = \beta u + \gamma \frac{du}{dt} + \frac{9}{\rho_p d_p} \sqrt{\frac{\mu \rho}{\pi}} \int_0^{\sqrt{t-\theta}} \frac{1}{\sqrt{t-\theta}} \frac{(du - \frac{du_p}{dt})}{dt} d\tau; \\ (1 + \gamma) \frac{dv_p}{3} + \beta v = \beta v + \gamma \frac{dv}{dt} + \frac{9}{\rho_p d_p} \sqrt{\frac{\mu \rho}{\pi}} \int_0^{\sqrt{t-\theta}} \frac{1}{\sqrt{t-\theta}} \frac{(dv - \frac{dv_p}{dt})}{dt} d\tau - (1 - \gamma)g + \frac{F_y}{m_p}, \end{cases} \quad (3.59)$$

де u_p, v_p - компоненти швидкості крапельної рідини; $d_p, V_p = \pi d_p^3/6$ - діаметр і об'єм частки; ρ, ρ_p - щільність газорідного потоку і крапель, відповідно; $m_p = \rho V_p$ - маса частинки; μ - динамічна в'язкість середовища; g - прискорення сили тяжіння; F_y - інший обсяг змушений; $\beta = 1/\tau$ - коефіцієнт інерції, обернено пропорційна постійної часу τ ; $\gamma = 2\rho/(3\rho_p)$ - коефіцієнт щільності.

Сучасні рівняння містять компоненти локальних і конвективних сил інерції [70]. Однак, так як в попередніх дослідженнях, гідродинаміка газорідного потоку була розглянута без конвективних сил інерції, дія цих сил має бути вивчено окремо шляхом визначенням об'ємної сили F_y і її подальшої підстановки у рівняння (2).

Рівняння також містять сили опору для випадку однорідного середовища при швидкості потоку, що дорівнює швидкості потоку в той же самий час. В цьому випадку, необхідно враховувати, що сила опору при відносному русі частинок описується законом Стокса для відносно малих діаметрів крапель d_p [71]. Вплив сил

інерції при малих значеннях відносних швидкостей можна знехтувати [72]. Друга складова зв'язана з градієнтом тиску в результаті прискорення частинок.

Так як інерційні властивості крапельної рідини, що рухається в потоці газу відрізняються від інерційних властивостей частинки, що рухається у вакуумі, сила реакції середовища відбувається як ефект приєднаної маси. Відповідна складова визначає частину сили опору, пов'язану з витратою енергії для переміщення середовища. У цьому випадку вплив цієї складової зводиться до уявного збільшення маси частинки на половину маси витісненого середовища.

Передостання складова другого рівняння для випадку вертикальної осі у містить гравітаційну і Архімед силу. Крім того, необхідно враховувати силу, яка уповільнює коливання краплі в газорідинному потоці. Відхилення режиму потоку від стаціонарного обумовлено силою Бассета [73], що збільшує миттєвий опір частинок в потоці. Ця сила визначається інтегральною складовою. Її вплив на рух крапель слід вивчати окремо. Проте, слід зазначити, що в разі відносно високого прискорення частинки, сила Бассе стає істотною. Отже, миттєве опір множить на значення стаціонарного руху.

Система рівнянь (3.59) добре описує випадок малої концентрації в рідкій фазі, і кожну краплю можна розглядати як одну в газовому потоці. Для малих концентрацій рідкої фази, краплі при різних швидкостях збільшують дисипацію кінетичної енергії. В результаті спостерігається затримка частинок з газового потоку. При значній концентрації рідкої фази, крапельки рідини взаємодіють в результаті їх зіткнень і викривлення ліній току поблизу них. Як наслідок для переміщення частинок в умовах стисненого руху необхідна додаткова кінетична енергія. Система нелінійних інтегральних диференціальних рівнянь (3.59) з урахуванням компонентів швидкості потоку газу (1), може бути вирішена чисельно і аналітично [74, 75].

Проте, в цьому дослідженні, метою буде направлено на пошук точного аналітичного рішення при наступних припущеннях, які дозволяють спростити систему рівнянь (3.59):

1) Коефіцієнт щільності відносно малий ($\gamma \ll 1$). Це дозволяє знехтувати складовою $\gamma/3$, силою інерції для приєднаної маси пропорційної $\gamma du/dt$, і складовою $-\gamma$ визначення сили Архімеда;

2) з урахуванням особливостей сили Бассета і конвективних сил інерції, вони повинні бути вивчені окремо.

І, нарешті, система рівнянь, що описують рух крапель рідини має такий вигляд:

$$\begin{cases} \frac{du_p}{dt} + \beta u_p = \beta u; \\ \frac{dv_p}{dt} + \beta v_p = \beta v - g. \end{cases} \quad (3.60)$$

Ця система була раніше вирішена для випадку стаціонарного поля швидкостей. Однак, в разі коли стінка коливається, вираз (1) необхідно враховувати.

Слід зазначити, що в разі вертикальних стінок, складова «-g» необхідно, видалити з цього рівняння. Крім того, в разі зміни відносного положення стаціонарних і нестаціонарних стін, складова «-g» необхідно замінити на «g».

Система (3.60) показує, що рух крапельної рідини в газорідинному плоскому потоці з стінкою, що коливається є реакцією на полігармонічний вплив з частотами ω_0 , $(\omega_0 - \lambda u_0)$, і $(\omega_0 + \lambda u_0)$. Загальне рішення цієї системи отримуємо у вигляді наступних суперпозицій:

$$\begin{cases} u_p = \frac{dx_p}{dt} = u_0 + A_2 \sin(\omega_0 t - \varphi_2) - A_3 \sin[(\omega_0 - \lambda u_0)t - \varphi_3] - \\ \quad - A_4 \sin[(\omega_0 + \lambda u_0)t - \varphi_4]; \\ v_p = \frac{dy_p}{dt} = B \cos[(\omega_0 - \lambda u_0)t - \varphi_3] - B \cos[(\omega_0 + \lambda u_0)t - \varphi_4] - g\tau, \end{cases} \quad (3.61)$$

де x_p, y_p - координати, які визначають положення крапельної рідини в часі.

Інтеграція системи (3.61) в часі дозволяє отримати наступні параметричні рівняння траєкторій для краплинної рідини:

$$\begin{aligned}
 x_p(t) &= u_0 t - \frac{A_2}{\omega_0} \cos(\omega_0 t - \varphi_2) + \frac{A_3}{\omega_0 - \lambda u_0} \cos[(\omega_0 - \lambda u_0)t - \varphi_3] + \\
 &+ \frac{A_4}{\omega_0 + \lambda u_0} \cos[(\omega_0 + \lambda u_0)t - \varphi_4] + \frac{A_2}{\omega_0} \cos \varphi_2 - \frac{A_3}{\omega_0 - \lambda u_0} \cos \varphi_3 + \frac{A_4}{\omega_0 + \lambda u_0} \cos \varphi_4; \\
 y_p(t) &= y_0 + \frac{B_3}{\omega_0 - \lambda u_0} \sin[(\omega_0 - \lambda u_0)t - \varphi_3] - \frac{B_4}{\omega_0 + \lambda u_0} \sin[(\omega_0 + \lambda u_0)t - \varphi_4] + \\
 &+ \frac{B_3}{\omega_0 - \lambda u_0} \sin \varphi_3 - \frac{B_4}{\omega_0 + \lambda u_0} \sin \varphi_4 - g\tau t.
 \end{aligned} \tag{3.62}$$

Загалом, можна довести, що абсолютні траєкторії центру мас для крапель є криві Ліссажу [76]. Проте, окремі випадки повинні бути досліджені при різних значеннях безрозмірних критеріїв $\omega_0 \tau$, та $\lambda u_0 / \omega_0$.

Час T_s для захоплення крапельної рідини в каналі розподілу визначається за умови досягнення координати у ширини h каналу, тобто $y(T_s) = h$:

$$\begin{aligned}
 &\frac{B_3}{\omega_0 - \lambda u_0} \{ \sin[(\omega_0 - \lambda u_0)T_s - \varphi_3] + \sin \varphi_3 \} - \\
 &- \frac{B_4}{\omega_0 + \lambda u_0} \{ \sin[(\omega_0 + \lambda u_0)T_s - \varphi_4] + \sin \varphi_4 \} - g\tau T_s = h - y_0.
 \end{aligned} \tag{3.63}$$

Цей час може бути зменшено за рахунком розміщення стінки, що коливається у верхній частині каналу. В цьому випадку, схема конструкції змінюється симетрично протилежно, а складову « $-g\tau T_s$ » необхідно замінити на « $g\tau T_s$ ».

В окремому випадку, коли $\lambda u_0 / \omega_0 \ll 1$ час вловлювання крапельної рідини в каналі розподілу визначається за такою формулою:

$$T_s = \frac{18\mu(h-y_0)}{\rho_p g d_p^2} \tag{3.64}$$

Довжина каналу розподілу, по якому проходить крапельна рідина, може бути визначена з використанням залежностей (3.62) і (3.64) наступним чином:

$$L(y) = x_p(T) = \frac{u_0(h-y_0)}{g\tau} = \frac{6u_0 y_0}{g\tau h} \left(1 - \frac{y_0}{h}\right)^2. \tag{3.65}$$

Частинки найбільш віддалені від нерухомої стінки мають значно нижчу початкову швидкість на вході, але велику поперечну складову швидкості під впливом стінки, що вібрує. В ядрі потоку, ситуація протилежна: частинки мають найбільше значення початкової швидкості в той час як вплив вібруючої стінки є відносно незначним. Нарешті, частки поблизу нерухомої стінки мають відносно низьку початкову швидкості, і вплив стінки, що коливається нехтується.

Через вищезазначені, рівняння (3.65) визначає розподіл крапель по довжині їх захоплення. Таким чином, розподіл значень L_s в залежності від вихідного положення краплі на вході показано на рисунку 3.8

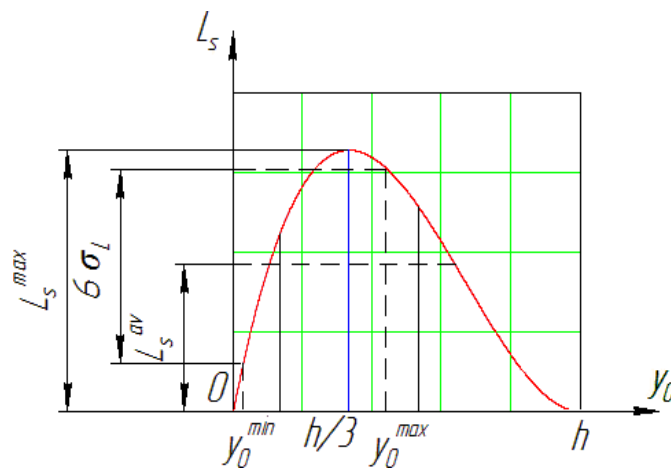


Рисунок 3.8 - Область ефективного захоплення крапельної рідини на нерухомій стінці каналу сепаратора

Дослідження на екстремум залежності (3.65) показує, що максимальне значення L_s^{\max} довжини L_s досягається для значення $y \neq h/3$. У цьому випадку,

$$L_s^{\max} = L \left(\frac{h}{s^3} \right) = \frac{8 q_0}{9 g \tau} \quad (3.66)$$

Розрахункове значення L_s^{\max} визначає стадію жолобів (рисунок 3.8).

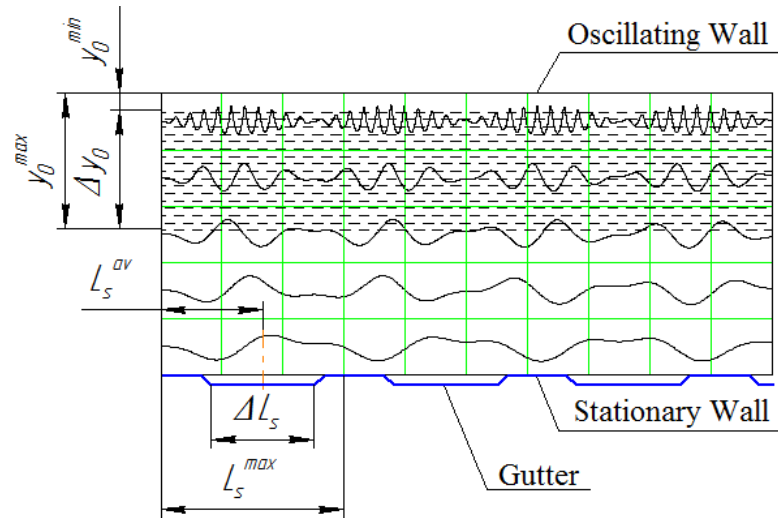


Рисунок 3.9 - Геометричні характеристики каналу поділу

Розгляд рівняння (3.65) дозволяє отримати функцію розподілу довжини сепарації наступним чином:

$$L_s(\bar{y}) = 6.75L_s^{max}y_0(1 - \bar{y})^2 \quad (3.67)$$

де $\bar{y} = y_0/h$ - безрозмірна початкова координата.

Для інтенсифікації процесу вібраційної сепарації для газорідної суміші, необхідно розмістити найбільшу кількість в області впливу вібрації.

Застосовуючи імовірнісний підхід для визначення ефективної площі сепарації крапель з газорідного потоку, математичного очікування, як середнє значення функції розподілу (3.67) в діапазоні від 0 до L_s^{max} визначаються наступним чином:

$$L_s^{av} = \frac{1}{L_s^{max}} \int_0^{L_s^{max}} L_s(\bar{y}) d\bar{y} = 0.563L_s^{max} = \frac{q_0}{2g\tau} \quad (3.68)$$

Розрахункове значення L_s^{av} визначає місце розташування центру жолоба (рисунок 3.8). Відношення його значення до максимуму ($L_s^{av}/L_s^{max} = 0.56$) вказує на зсув $0.5 L_s^{max}$ від центру жолоба на півкроку.

Середньоквадратичне відхилення σ_L дозволяє оцінити ефективну ширину жолобів. З урахуванням інженерних цілей коефіцієнт варіації 0,2, величина середнього квадратичного відхилення дорівнює $\sigma_L = 0.2L_s^{av} = 0.113L_s^{max}$.

Застосовуючи правило «3 σ » дозволяє оцінити «довірчий» інтервал для захоплення крапель : $[L_s^{av} - 3\sigma, L_s^{av} + 3\sigma] = [0.4, 1.6]L_s^{av} = [0.225, 0.900]L_s^{max}$. У цьому випадку ширина цього інтервалу визначає ефективну ширину жолоба : $\Delta L_s = 6\sigma_L = 1.2L_s^{av} = 0.675L_s^{max}$. Це значення забезпечує захоплення більшості крапель з газорідного потоку.

Для того, щоб визначити ефективну площу впливу вібрації, необхідно визначити значення початкових координат y_0 , що забезпечує значення кордонів для довірчого інтервалу в якості позитивних дійсних коренів кубічних рівнянь:

$$\begin{cases} \bar{y}_0^{min}(1 - \bar{y}_0^{min})^2 = \frac{0.225}{0.675} = 0.033; \\ \bar{y}_0^{max}(1 - \bar{y}_0^{max})^2 = \frac{0.900}{0.675} = 0.133. \end{cases} \quad (3.69)$$

Застосувавши чисельний метод для вирішення цих рівнянь, отримано наступні значення : $\bar{y}_0^{min} = 0.036L_s^{max}$; $\bar{y}_0^{max} = 0.464L_s^{max}$, В результаті, ширина ефективної площі впливу вібрації визначається за такою формулою:

$$\Delta y_0 = \bar{y}_0^{max} - \bar{y}_0^{min} = 0.428L_s^{max}. \quad (3.70)$$

Таким чином, вищезгадана методика дозволяє оцінити геометричні параметри і ефективну площу для розміщення жолобів на нерухомій стінці в каналі розподілу.

3.2.2 Науковий та методологічний підхід до ідентифікації математичних моделей гідромеханічних систем з використанням штучних нейронних мереж

Штучні нейронні мережі (Artificial Neural Networks, ANN) виникли як спроба моделювання можливостей обробки інформації нервових систем. І тепер їх можна

розглядати як підхід до вирішення прикладних обчислювальних задач, таких як використання платформи електронного пошуку для пошуку потенційних постачальників [77], в додатку до системи управління автоматизованим рухом [88] або в процесі оптимізації виробництва [79-81]. Детальний опис моделей штучних нейронних мереж і підходів до їх створення представлено в роботах [82-84]. Штучні нейронні мережі широко використовуються для вирішення завдань класифікації (розпізнавання образів, витяг ознак, зіставлення зображень), зменшення шуму і прогнозування (або екстраполяція), завдяки наступним перевагам у порівнянні з традиційною процедурою регресії:

- штучна нейронна мережа з'ясовує, як виконувати свою функцію;
- визначення функції тільки на основі вхідних даних вибірки;
- вміння узагальнювати, тобто обирати розумні виходи для відповідних входів.

Однак штучні нейронні мережі залишаються практично недослідженими для вирішення прикладних завдань в області інженерної механіки через відсутність єдиного науково-методичного підходу до його реалізації. Більш того, не існує єдиної нотації штучних нейронних мереж, яка є загальноприйнятою. Дослідницькі роботи в багатьох різних областях (наприклад, інженерія, фізика, математика), як правило, використовують словник властивий їх спеціальності. В результаті багатьом авторам штучні нейронні мережі здавалися більш складним, ніж вони є насправді [85].

У зв'язку з вищесказаним необхідно узагальнити процедуру вирішення широкого кола прикладних наукових завдань в галузі хімічного та нафтового машинобудування та суміжних областях науки на наступних прикладах:

- оцінка власних значень для динамічних систем;
- рішення нелінійної задачі ідентифікації параметрів математичних моделей для динамічних систем;
- аналіз динамічного стану механічних систем;
- оцінка параметрів механічних і гідромеханічних систем.

Слід зазначити, що всі завдання дослідження можна умовно розділити на дві категорії:

- проведення спрямованого дослідження з використанням штучних нейронних мереж в якості узагальненої процедури регресії;
- рішення оберненої задачі для ідентифікації невідомих параметрів надійних математичних моделей.

Ці проблеми можуть бути вирішені, якщо припустити, що штучна нейронна мережа, як правило, може навчатися сама за початковими даними (емпіричними або аналітичними) [86]. Існує розширений набір публікацій про застосування різних підходів для вирішення спільних проектів, наприклад, в області технології виробництва [87-89].

Штучні нейронні мережі можуть бути корисні для проведення досліджень завдяки своїй здатності апроксимувати отримані експериментальні результати. Взаємодія багатьох «нейронів» штучної нейронної мережі виконує оцінювані параметри. Перші спроби впровадження штучних нейронних мереж в області машинобудування були зроблені в роботі [90]. Інший приклад застосування ANN в продемонстрований в дослідній роботі [91] для вирішення складних інженерних завдань при проектуванні процесів, ANN також можуть бути успішно використаний для прогностичного моделювання в різних областях техніки. Функціональні схеми застосування штучних нейронних мереж для дослідження і для розв'язання оберненої задачі представлені на малюнку 3.10.

Пряме дослідження (рисунок 3.10а) використовується для чисельного моделювання механічних систем. Проте, невідомі параметри для комплексної міждисциплінарної задачі можуть бути оцінені тільки за допомогою зворотного дослідження (рисунок 3.10а).

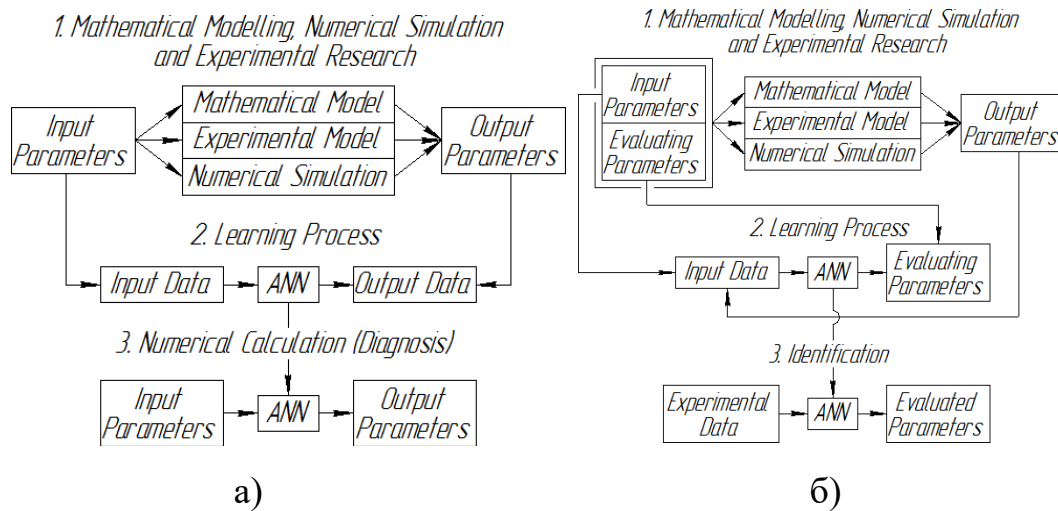


Рисунок 3.10 - Функціональна схема застосування штучних нейронних мереж для спрямованих досліджень (а) і для розв'язання оберненої задачі (б)

Робота більшості сепараційних пристроїв з гетерогенними системами в якості робочого середовища заснована на впливі сили інерції через газорідний потік. У той же час важливою проблемою є видалення плівки захопленої рідини з сепараційних поверхонь при контакті з турбулентним потоком. В цьому випадку критична швидкість потоку, при якій відбувається вторинне винесення, істотно не змінюється. Отже, немає істотного розширення діапазону ефективної роботи для відповідного сепараційного обладнання. В результаті був розроблений принципово новий метод сепарації гетерогенних систем, що дозволяє значно розширити цей діапазон. Крім того, були запропоновані відповідні математичні моделі для опису процесів інерційно-фільтруючої сепарації.

Математична модель перехресного руху і взаємодія газорідного потоку з захопленою плівкою рідини в інерційно-фільтруючих сепараційних каналах запропонована в роботі [36], а також модель інерційної газодинамічної сепарації газорідного потоку в криволінійних каналах, представлена в роботі [23]. ANN може бути реалізована на цих моделях для розв'язання задачі ідентифікації параметрів математичної моделі динамічного стану для зазначених гідромеханічних систем.

Слід додатково зазначити, що нетривіальний підхід до вирішення проблеми уловлювання високодисперсною крапельною рідиною з газового потоку стосується методу газодинамічної сепарації. В цьому випадку функціональні елементи (рисунок 3.11а) працюють в якості автоматичної системи управління з зусиллями пружини в якості керуючого впливу і гідравлічним опором в якості регульованого об'єкта. Збільшення швидкості потоку призводить до збільшення динамічного тиску газорідинного потоку і внутрішнього напруги деформівних пластин. В результаті прогин плити і гідравлічний діаметр збільшуються. Отже, коефіцієнт гідравлічних втрат зменшується.

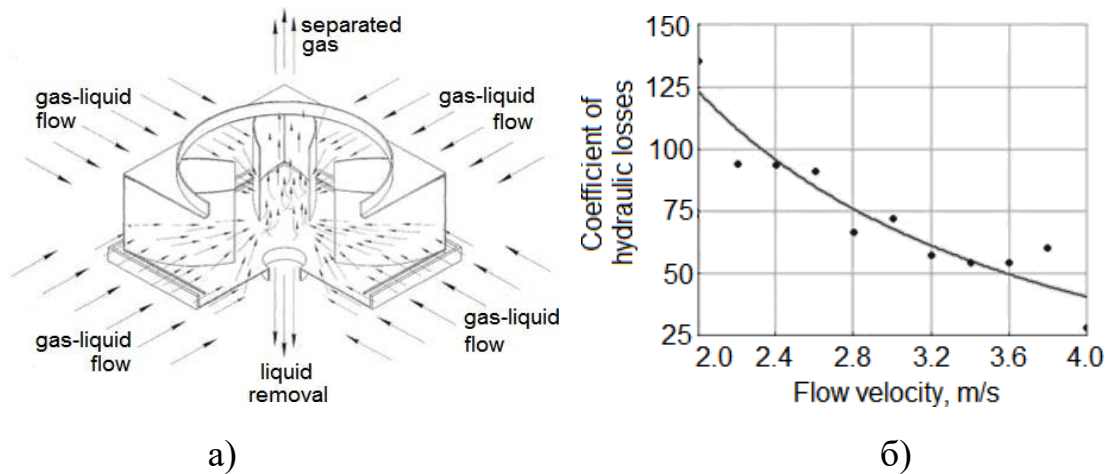


Рисунок 3.11 Принципова схема пристрою вібраційно-інерційної сепарації(а) і залежність між коефіцієнтом гідравлічних втрат і швидкістю потоку (б).

В результаті чисельного моделювання аеропружної взаємодії гнучких елементів вібраційно-інерційних пристроїв та газорідинного потоку, отримана залежність коефіцієнту гідравлічного опору від швидкості газорідинного потоку у вигляді [92]:

$$\zeta = \frac{2\Delta p(v)}{\rho_m v^2}, \quad (3.71)$$

ρ_m - густина газорідинної суміші;

$\Delta p(v)$ – різниця тисків як нелінійно аналітично невизначеної функції швидкості потоку v .

Для вибору аналітичної функції, яка правильно апроксимує отримані дані, використовувалися експоненціальні, логарифмічні, гіперболічні, дробові і раціональні залежності. В результаті доведено, що залежність (3.71) може бути апроксимована за допомогою гіперболічної функції. Однак через неможливість точного прогнозування цих даних з використанням процедури регресії, ANN слід впровадити в ці моделі для вирішення проблеми ідентифікації параметрів для вищезгаданої гідромеханічної системи.

Функціональні схеми застосування ANN для динамічного аналізу гідромеханічної системи «багатофазний потік - гнучкий елемент» для пристрою інерційного динамічного поділу, а також для оцінки доданої маси для математичної моделі взаємодії між багатофазним потіком і гнучкими динамічними елементами представлені на малюнку 3.12

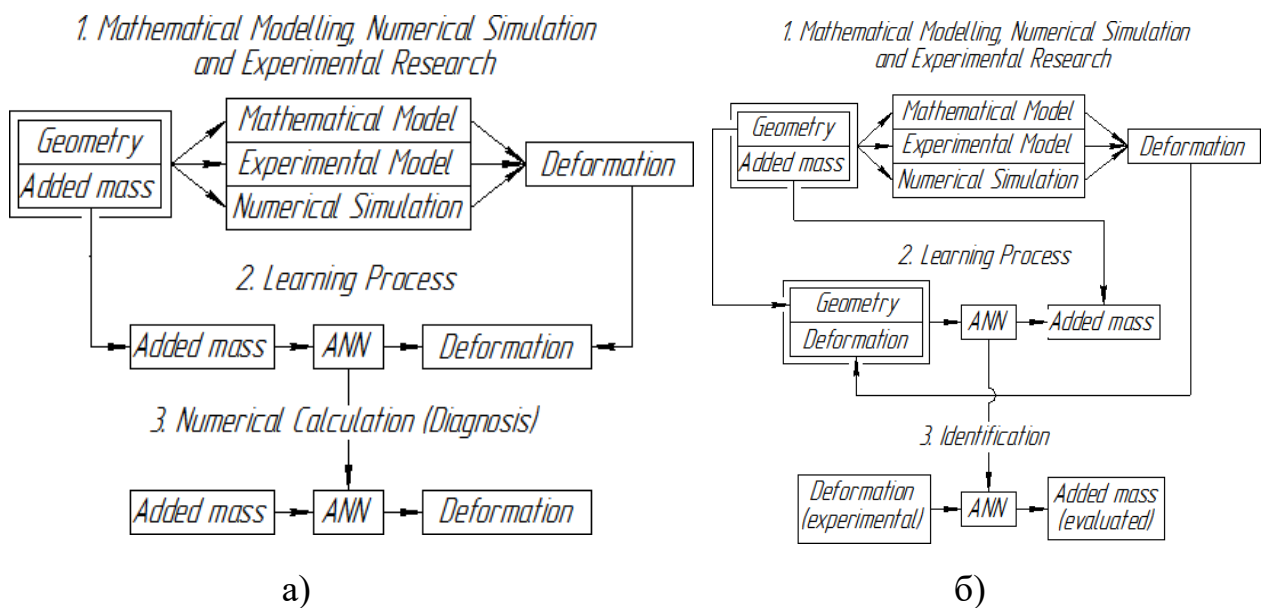


Рисунок 3.12 - Функціональна схема застосування ANN для динамічного аналізу гідромеханічної системи «багатофазних потік - гнучкий елемент» (а) і для оцінки доданої маси (б),[93].

3.3 Висновки до третього розділу

Запропонована математична модель для визначення поверхні контакту фаз при сепарації багатокomпонентних двофазних систем зі сполученим тепломасоперенесенням. У результаті встановлено універсальний вираз для визначення сумарної поверхні тепломасообміну у формі залежності (3.9). Доведено, що значення цієї поверхні з точністю до емпіричного коефіцієнта залежить від об'єму середовища та об'ємної концентрації дисперсної фази у ньому. Запропоновано залежність для визначення коефіцієнта поверхні розділу фаз. Встановлені значення цього коефіцієнта для різних законів розподілу частинок за їх розмірами. Зокрема, для рівномірного закону розподілу цей коефіцієнт $\alpha = 4,06$ для випадку наявності у середовищі частинок з достатньо широким діапазоном розподілу їх розмірів. При урахуванні усього можливого діапазону зміни розмірів частинок дисперсної фази значення коефіцієнта поверхні розділу фаз змінюється несуттєво у діапазоні 4,06–4,84, а його середнє значення становить $\alpha = 4,59$. Також встановлено, що для нормального закону розподілу значення цього коефіцієнта змінюється несуттєво у діапазоні 4,44–4,84 в усьому діапазоні зміни коефіцієнта варіації. При цьому його середнє значення становить $\alpha = 4,69$. Слід також зазначити, що коефіцієнт α для довільного або невідомого закону розподілу може бути визначений експериментально шляхом порівняння залежності (3.7) з існуючими критеріальними рівняннями для окремих тепло- і масообмінних процесів.

Отримано аналітичні вирази для полів швидкості і тиску. Лінії току газорідного потоку визначено аналітичним методом, а також визначено відносні траєкторії руху частинок рідини (краплин). Запропоновано безрозмірні критерії визначення гідродинамічних характеристик газорідного потоку, зокрема, для визначення траєкторій руху частинок. Поле тиску досліджувалося для визначення екстремальних значень. В результаті визначено локальні області мінімального тиску. Встановлено, що відстані між сусідніми зонами мінімального тиску рівні довжині хвилі коливального впливу стінки, що рухається на потік. Цей факт

опосередковано свідчить про подальшу коагуляції краплин в цих зонах. При проведенні досліджень не враховувалися конвективні сили інерції через їх значну нелінійність. Вплив цих сил на гідродинаміку газорідного потоку вимагає окремого вивчення. Крім того, врахування цих сил призводить до зміщення локальних областей мінімального тиску від ядра потоку до стінки, що коливається через ефект вібраційного поважчання частинок, а також до зміни відстані між краплями і стінкою, що коливається в залежності від розміру часток. Крім того, особливий інтерес представляє розгляд вібраційного впливу на турбулентний потік і знаходження підходу для оцінки частот турбулентних пульсацій.

Було розглянуто рух частинок рідини (краплин) газорідної суміші в каналі з роздільною стінкою, що хитається. В результаті математичного моделювання та ідентифікації параметрів, були отримані аналітичні вирази для компонентів швидкості частинок. Траєкторії крапель рідини були визначені аналітично. Зокрема, компоненти швидкості були визначені у вигляді суперпозиції гармонійних складових з частотами в залежності від швидкості потоку і були визначені характеристики вібрації стінки, що коливається для випадку нестационарної верхньої стінки з урахуванням гравітаційних сил. Використовуючи імовірнісний підхід, геометричні характеристики жолобів стаціонарної стінки, були визначені з урахуванням фізичних особливостей перенесення частинок з потоку до нерухомої стінки. Було встановлено, що стадія жолобів дорівнює максимальної розрахункової довжини уловлюваної рідини, а також їх центри зміщені щодо центру цього кроку в напрямку потоку газу. Була оцінена ефективна ширина жолобів, і виявлена ефективна зона впливу вібрації. Наступне дослідження буде направлено на вивченні руху дисперсної фази в турбулізованому потоці, а також на дії конвективних сил інерції на кінематичних характеристиках крапельної рідини. Зокрема, воно повинно бути обґрунтовано, що з урахуванням цих сил призводить до протилежних ефектів в залежності від відносного положення стаціонарних і нестационарних стін в каналі розподілу.

Запропоновано узагальнену методологію дослідження для реалізації штучних нейронних мереж для вирішення прикладних завдань в області хімічного машинобудування. Запропоновано схему проектування для ідентифікації параметрів математичних моделей співвідношень між механічним і гідромеханічним параметром: «витрата - коефіцієнт гідравлічних втрат». Ця методологія спрямована на рішення прямих і зворотних гідромеханічних задач на основі комбінованого застосування штучної нейронної мережі, аналітичних залежностей і чисельного моделювання. Наведено розрахункові схеми застосування штучної нейронної мережі для динамічного аналізу гідромеханічної системи «багатофазних потік - гнучкі елементи» в віброінерційному сепараційному пристрої на прикладі визначення параметрів коефіцієнта гідравлічних втрат. Слід зазначити, що використання систем штучного інтелекту дозволяє значно підвищити точність оцінки параметрів в порівнянні з процедурами регресії.

4 МОДЕЛЮВАННЯ СУПУТНИХ ПРОЦЕСІВ СЕПАРАЦІЇ ТА МІЖФАЗНОГО ТЕПЛОМАСООБМІНУ

4.1 Проблеми дослідження процесів тепломасообміну при сепарації газорідних систем CFD-методами

Протікання сепараційних процесів зазвичай супроводжується тепло і масообмінними процесами, які мають місце при зміні термобаричних умов (тиску та температури). У науковій літературі представлені перевірені методики експериментальних досліджень даних процесів. Слід зазначити, що одним із можливих способів дослідження також є комп'ютерне моделювання за допомогою методів обчислювальної гідродинаміки (CFD). При цьому способи проведення досліджень CFD-методами запропоновані лише для окремих масообмінних процесів.

За допомогою обчислювальної гідродинаміки можна дослідити локальні явища, концентраційні градієнти та масообмінні коефіцієнти у будь-якому перетині технологічного обладнання та вздовж нього, що неможливо спостерігати проводячи експериментальні або теоретичні дослідження. Це в свою чергу дозволяє оптимізувати конструкції технологічного обладнання та провести комплексний параметричний аналіз, тобто визначити вплив вхідних параметрів на процес сепарації та масообміну одночасно. У зв'язку з цим актуальним та перспективним завданням є розробка способів дослідження масообмінних процесів у газорідних системах за допомогою CFD-методів [94].

При моделюванні масообмінних процесів виникають технічні складнощі. Зазвичай у програмних комплексах, що реалізують CFD-методи, застосовуються два основних закони для визначення рівноважної концентрації компоненту у рідині та газі – закон Генрі та закон Рауля [95].

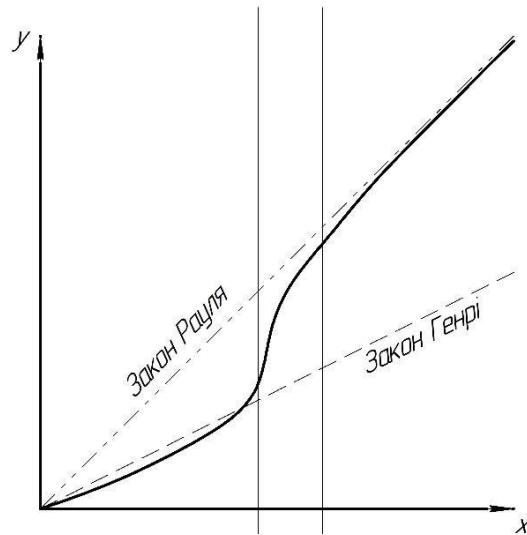


Рисунок 4.1 – Графічне відображення законів Генрі та Рауля (x – концентрація компонента у рідині; y – концентрація компонента у газовій фазі)

Графічним відображенням даних законів є прями лінії, але рівноважна концентрація має вигляд експоненціальної кривої [96]. При цьому пряма закону Генрі співпадає з експоненціальною кривою рівноважної концентрації лише в межах низької концентрації компонента, а пряма закону Рауля - в межах високої концентрації компонента (рисунок 4.1). Тому, у випадку коли концентрація компонента знаходиться у межах між низькою та високою, ні один із законів не підходить для обчислення рівноважної концентрації.

Іншою проблемою є те що при моделюванні масообмінних процесів у яких присутня хімічна реакція у рідинній фазі між розчиненим газовим компонентом та сорбентом частина компонента переходить у зв'язаний стан, або утворює нову сполуку, і концентрація компонента в рідині знижується. Таке зниження призводить до зростання градієнту концентрації та інтенсифікації процесу масообміну. Врахування даного ефекту вимагає точного налаштування механізму реакції, оскільки від швидкості реакції буде залежати інтенсивність процесу масообміну (рисунок 4.2).

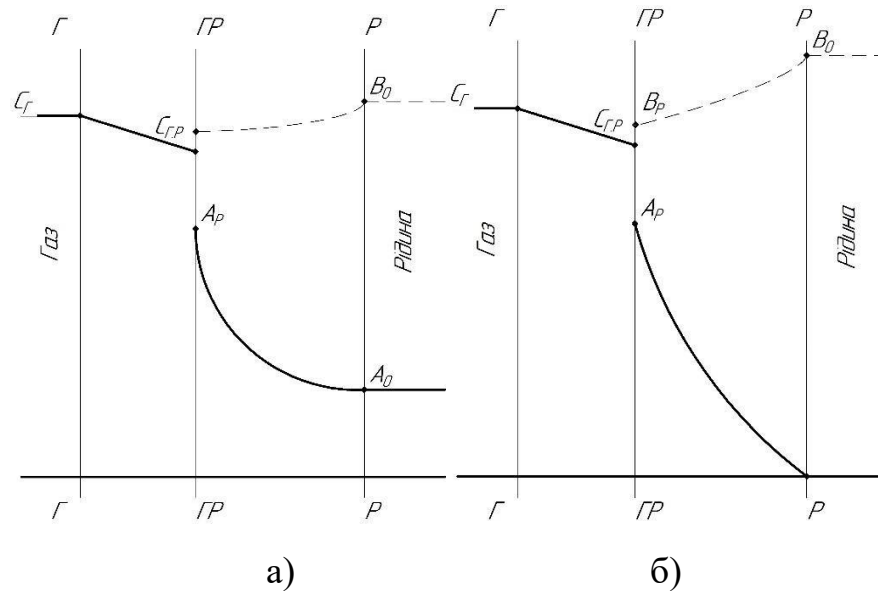


Рисунок 4.2 – Розподіл концентрацій в фазах при абсорбції, що супроводжується повільною (а) та швидкою (б) хімічною реакцією. (Г – поверхня розподілу газу та газової плівки; ГР – поверхня розподілу фаз; Р - поверхня розподілу рідини та рідинної плівки; C_Г – концентрація компонента в газовій фазі; A₀, B₀ – концентрації компонентів у рідині; C_{Г.Р} – концентрація компонента на поверхні розподілу фаз; A_Р, B_Р – концентрація компонентів на поверхні розподілу фаз; хімічна реакція типу $A + qB = C$) [95].

4.2 Моделювання процесу міжфазного тепломасообміну при розділенні рідини та газу

При протіканні супутніх процесів сепарації та міжфазного тепломасообміну важко оцінити вплив окремого параметру на локальні або деякі глобальні характеристики процесу. Одним із можливих способів оцінити вплив вхідних параметрів на вихідні, та провести їх оптимізацію, це застосування нейронних мереж [97, 98]. За допомогою CFD-методів представляється можливим дослідити локальні явища, що протікають в сепараційному та масообмінному обладнанні, які неможливо спостерігати проводячи експериментальні або глобальні (global) дослідження [99]. Це в свою чергу дозволяє оптимізувати конструкції вище вказано

технологічного обладнання та провести комплексний параметричний аналіз, тобто визначити вплив вхідних параметрів на процес сепарації, одночасно. Тому було запропоновано провести CFD моделювання супутніх процесів сепарації та міжфазного масообміну у об'ємі сепараційного елемента, а саме у гофрованій листовій насадці. Оскільки пакет насадки має розвинену поверхню за рахунок гофр розрахункова сітка буде мати значну кількість елементів, що суттєво збільшить час обчислень. У зв'язку з цим було вирішено проводити моделювання у об'ємі між двома гофрованими пластинами. У якості робочих речовин були обрані аміак та вода, оскільки аміак добра поглинається та розчиняється у воді, і взагі процес поглинання аміаку досить поширений у хімічній та нафтогазовій галузях.

Слід зазначити, що навіть для одного процесу існують декілька можливих способів дослідження за допомогою CFD-методів. Тому було запропоновано два підходи для моделювання сепарації та тепломасообміну, які ґрунтуються на теоретичних уявленнях про даний процес. Процес поглинання аміаку водою складається з двох стадій, перший підхід полягає в тому, що моделюється процес масообміну та хімічна реакція у рідині, а саме реакція іонізації ($NH_3 + H_2O = NH_4^+ OH^-$), між молекулами аміаку та молекулами води (рисунок 4.3).

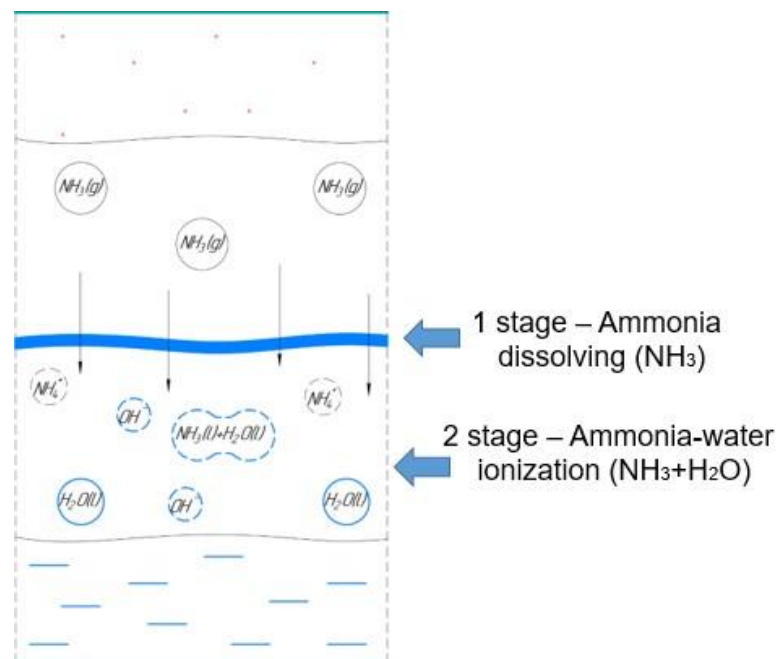


Рисунок 4.3 – Стадії процесу поглинання аміаку водою

У другому способі проводиться лише моделювання процесу поглинання аміаку, без хімічної реакції. Для проведення моделювань був обраний програмний комплекс ANSYS, а саме його модуль Fluent. Розрахункова область представляла собою об'єм між двома пластинами пластинчатого теплообмінника (рисунок 4.4).

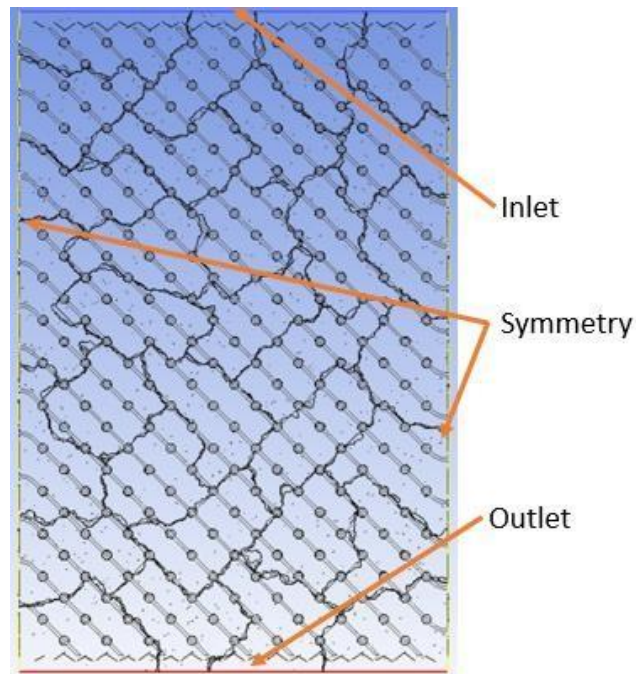


Рисунок 4.4 - Розрахункова область для моделювання процесу поглинання аміаку водою

Для даного моделювання була побудована гексагедральна розрахункова сітка. Для даних підходів були обрані спільні налаштування: General – Transient, Gravity $Y = -9.81 \text{ m/s}^2$. Для моделювання багатофазних систем рекомендується Eulerian - Eulerian model, оскільки вона дозволяє отримати точні результати при моделюванні процесів у яких відбувається активна взаємодія між фазами [11, 100], також були обрані додаткові налаштування Multi-Fluid VOF model - Implicit, тип моделі міжфазної поверхні (Interface Modeling Type) – Sharp. У якості моделі турбулентності була обрана k – omega SST model, the “per phase” turbulence multiphase model was chosen. Для моделювання газового потоку та рідинного потоку були створені дві суміші: газова суміш – аміак газоподібний та водяний пар, рідинна суміш – для першого підходу (вода, аміак газоподібний та аміачна вода); для

другого (вода та аміак у вигляді рідини). У якості головної фази призначена газова суміш. Вхідні умови (inlet, outlet, walls, symmetry) зображені на рисунку 4.5.

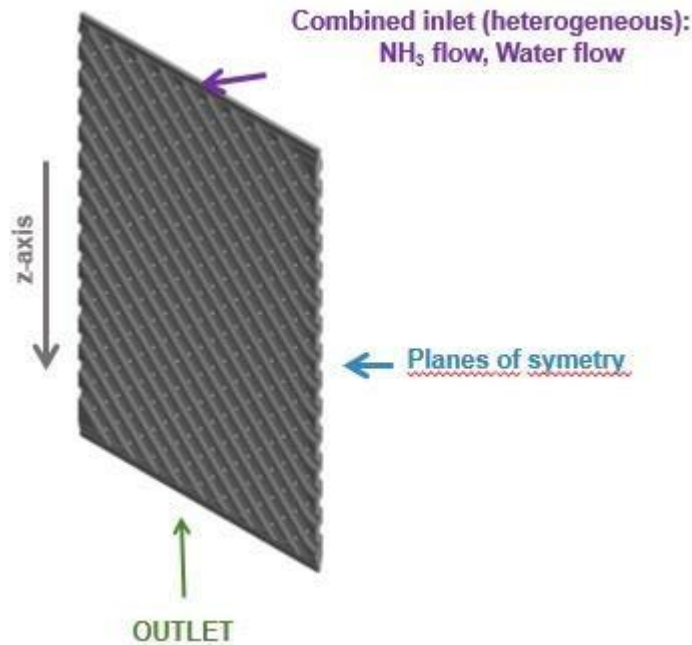


Рисунок 4.5 – Вхідні умови розрахункової області

Таблиця 4.1 – Закономірності для визначення фізичних властивостей газової та рідинної суміші

<i>Газова суміш</i>		<i>Рідинна суміш</i>	
аміак газоподібний + водяний пар		1 підхід.: аміак газоподібний + вода + NH ₄ OH; 2 підхід.: аміак рідкий + вода	
Густина	Ideal gas (kg/m ³)	Густина	Volume weighted mixing law (kg/m ³)
Теплоємність	Mixing law (j/kg-k)	Теплоємність	Mixing law (j/kg-k)
Теплопровідність	Mass weighted mixing law (w/m-k)	Теплопровідність	Mass weighted mixing law (w/m-k)
В'язкість	Mass weighted mixing law (kg/m-s)	В'язкість	Mass weighted mixing law (kg/m-s)
Масова дифузія	From NH ₃ to H ₂ O - 1e ⁻⁹ (m ² /s)	Масова дифузія	From NH ₃ to H ₂ O - 1e ⁻⁹ (m ² /s)

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

Для першого підходу був заданий перехід аміаку газоподібного з газової фази в рідину за допомогою mass transfer mechanism. From Phase - vapor (species NH_3 <Gas>) to phase - liquid (species NH_3 <Gas>), mechanism – Species mass transfer. Model options: Equilibrium Ratio (Molar Concentration) – Molar concentration equilibrium ratio = 0,99, Interphase Mass Transfer Coefficient – Per Phase. Коефіцієнт масообміну між фазами розраховувався за Hugmark correlation (From Phase – Hugmark, To phase – Hugmark). Слід зазначити що для першого підходу було створено нову речовину – аміачну воду (NH_4OH), яка відсутня у базі даних ANSYS. Аміачна вода була додана у рідинну суміш, як її компонент. Рівняння реакції між аміаком та водою задане у властивостях рідинної суміші, тобто реакція відбувається лише у рідині. Коефіцієнт швидкості реакції розраховувався за рівнянням Арреніуса.

У другому підході був заданий перехід аміаку газоподібного з газової фази в аміак рідкий у рідинну фазу за допомогою “mass transfer mechanism”. З фази - vapor (species NH_3 <Gas>), до фази - liquid (species NH_3 <Liquid>), механізм – Species mass transfer. Equilibrium Ratio (Molar Concentration) – Henry’s Law з Van’t Hoff correlation (Reference Henry’s constant = 0.0169; Temperature dependence = 4200). Interphase mass transfer coefficient – Hugmark correlation per phase.

Таблиця 4.2 - Вхідні данні та граничні умови для моделювання

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

Слід зазначити, що у базі даних ANSYS відсутня стандартна ентальпія для аміаку рідкого, тому дану величину було додано вручну. Також молярна маса аміаку рідкого була змінена на 17, оскільки у базі даних ANSYS вказано значення молярної маси – 28. Для обчислення були обрані наступні методи вирішення: Pressure-Velocity Coupling Scheme – Coupled; Density – Second Order Upwind, Momentum – First Order Upwind, Volume Fraction – Modified HRIC; Turbulent Kinetic Energy – Second Order Upwind; Energy – First Order Upwind; Transient Formulation – First Order Implicit. Select time step for the correct description of the mass transfer between two

phase and reaction in the liquid phase is 0,001 s, and other parameters are: Min. Iterations – 1, Max. Iterations – 25.

В результаті проведених моделювань процесу абсорбції були отримані масові витрати газової суміші та рідинної суміші на виході з розрахункової області, масові та об'ємні долі аміачної води та рідкого аміаку у першому та другому підходах відповідно. На рисунках 4.5 і 4.6 представлені результати моделювань у вигляді ізоповерхонь об'ємної доли рідини та масової концентрації компоненту у рідині. Як можна побачити, на рисунку 4.5б рідина розподілена рівномірно вздовж всього каналу, в той час як на рисунку 4.5а рідина накопичується у нижній частині розрахункової області. На рисунку 4.6б концентрація NH_3 у рідині зростає рівномірно, тобто масоперенесення з газової фази в рідину відбувається вздовж всього каналу, при цьому на рисунку 4.6а концентрація NH_4OH майже однакова вздовж всього каналу, також присутні локальні зони у нижній частині каналу де концентрація NH_4OH рівна нулю. Це може бути пов'язано з утворенням рідинної пробки. До таблиці 4.3 зведені результати обчислень.

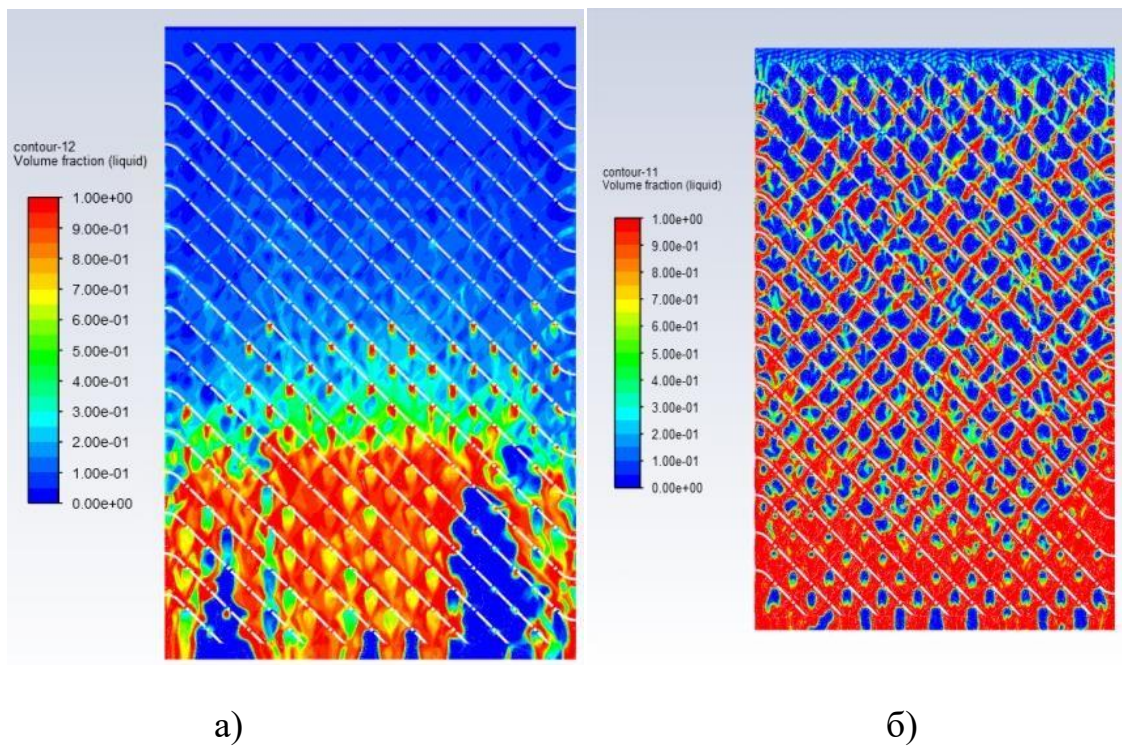
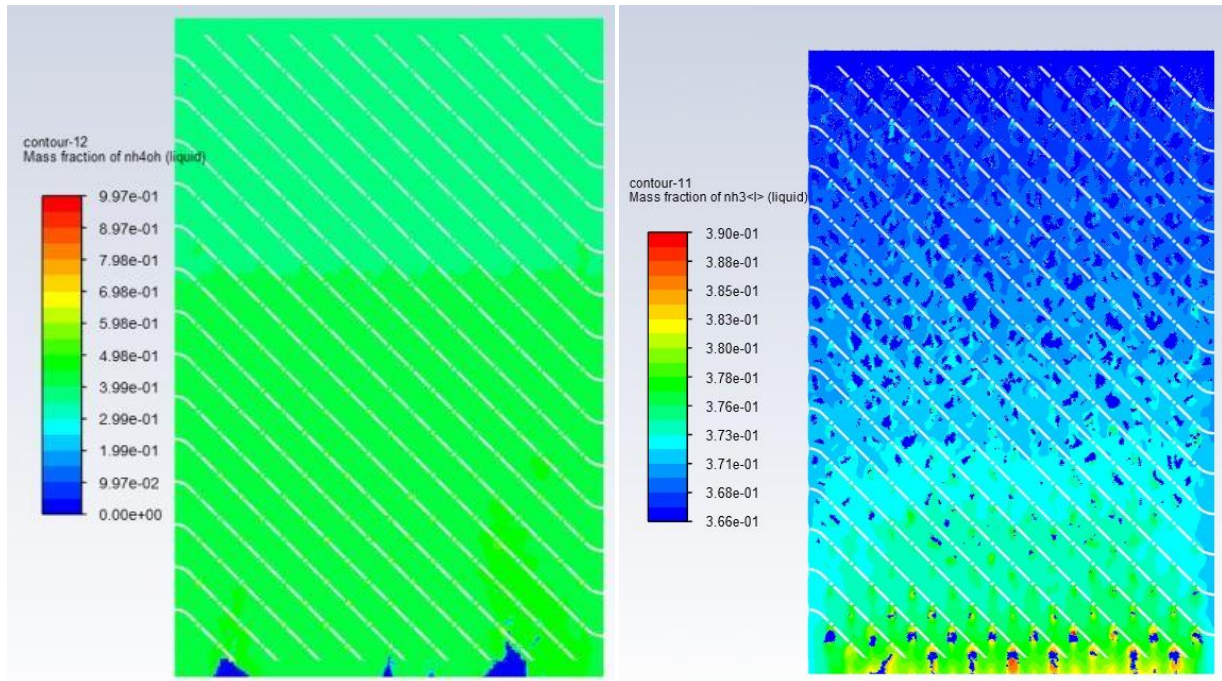


Рисунок 4.5 - а) Об'ємна доля рідини (перший підхід); б) Об'ємна доля рідини (другий підхід)



а)

б)

Рисунок 4.6 - а) Масова доля NH_4OH ; б) Масова доля аміаку рідкого

Таблиця 4.3 – Результати моделювання

First approach			Second approach				
Mass Flow Rate (kg/s)							
Mixture	Inlet	0,0725	Mixture	Inlet	0,0725		
	Outlet	0,094		Outlet	0,115		
Vapor	Inlet	0,0026	Vapor	Inlet	0,0026		
	Outlet	$5,7e^{-5}$		Outlet	$4,61e^{-6}$		
Liquid	Inlet	0,0699	Liquid	Inlet	0,0699		
	Outlet	0,0941		Outlet	0,115		
Mass-Weighted Average Mass (kg/kg)							
Ammonia solution (NH_4OH)				Ammonia liquid (NH_3)			
Inlet	0,366	Outlet	0,438	Inlet	0,366	Outlet	0,378

При моделюванні лише процесу поглинання аміаку водою, з використанням Henry's Law with Van't Hoff correlation, були отримані більш точні результати, а саме рівномірне зростання концентрації аміаку у рідині від входу до виходу розрахункової області. Слід зазначити, що рідинна фаза в цілому більш рівномірно розподілена у розрахунковій області і не накопичується в локальних зонах, що

відбувається при моделюванні за першим підходом. Отже, виходячи з вищесказаного можна стверджувати що другий підхід було доцільніше використовувати для моделювання супутніх процесів сепарації та масообміну.

4.3 Висновки до четвертого розділу

Розглянуті проблеми, що можуть виникати при моделюванні супутніх процесів сепарації та тепломасообміну, а саме складнощі при виборі закону для розрахунку рівноважної концентрації компонентів у фазах та при врахуванні хімічної реакції, що протікає у рідинній фазі.

Запропоновано два підходи для чисельного моделювання процесу поглинання аміаку і води між гофрованими листовими пластинами. Перший підхід враховує процес масопереносу аміаку з газової фази в рідинну і хімічну реакцію між поглинутим компонентом компонентом і водою, другий підхід - тільки процес розчинення аміаку.

Як результат моделювання були отримані масовий потік від газу до рідини і масова частка аміаку. Закон Генрі з кореляцією Ван-Хоффа був використаний для обчислення рівноважної концентрації аміаку в газовій і рідкій фазі. На підставі цих результатів було встановлено, що запропоновані в ANSYS закони для розрахунку рівноважної концентрації погано корелюють з кривою рівноважної концентрації аміаку. У майбутніх дослідженнях для більш точних результатів моделювання поглинання аміаку і водою планується розробка спеціальних інструментальних засобів, використовуючи можливості User Defined Function (UDF) для модуля Fluent базової конфігурації ANSYS.

5 ПАТЕНТНИЙ ОГЛЯД СПОСОБІВ ТА ПРИСТРОЇВ ДЛЯ РОЗДІЛЕННЯ ДВО- ТА ТРИФАЗНИХ ГЕТЕРОГЕННИХ СИСТЕМ

5.1 Патентний огляд способів та пристроїв для розділення дво- та трифазних гетерогенних систем

З метою оформлення права інтелектуальної власності на запропоновані в рамках науково-дослідної роботи нові об'єкти (способи та пристрої для сепарації багатофазних систем) був проведений патентний огляд серед вітчизняних та світових винаходів в вищезазначеній області досліджень.

У патенті [101] був запропонований малогабаритний високоефективний сепаратор СЦВ-5 (рисунок 5.1), призначений для вловлювання дрібнодисперсних рідких і твердих частинок з газового потоку в полі відцентрових сил. Для підвищення ефективності сепарації і збільшення продуктивності по рідкій і газовій фаз запропонований сепаратор, який містить вертикальний циліндричний корпус, горизонтальну кришку, вхідний, вихідний, зливний патрубків, дефлектор, сепараційний пакет, що складається з плоских зігнутих і дугоподібних пластин, що утворюють в сепараційних зонах щілинні канали. На внутрішній поверхні вертикальної дугоподібної пластини, розташованої по ходу руху газорідного потоку безпосередньо після плоских вигнутих пластин пакета, по всій висоті встановлення сходяться дугоподібні напрямні пластини, спрямовані під кутом 30° до горизонталі, що вловлюють і відводять плівкову рідину з внутрішньої поверхні дугоподібної пластини в зону щілинного каналу. Для транспортування рідкої фази із зони щілинного каналу до внутрішньої поверхні корпусу апарату передбачені прямокутні відкриті жолоби, що займають $1/7-1/8$ частину площі перетину, обмеженої внутрішньою поверхнею корпусу і зовнішньою поверхнею пакета. У верхній частині сепараційного пакета в отворі горизонтальної кришки встановлена кільцева кишень-пастка, утворена зовнішньою нижньою частиною циліндричної поверхні вихідного патрубка, нижньою поверхнею кришки і внутрішньої

поверхнею верхньої частини сепараційних пластин. На рисунку 5.1 зображене конструктивне оформлення багатофазного сепаратора.

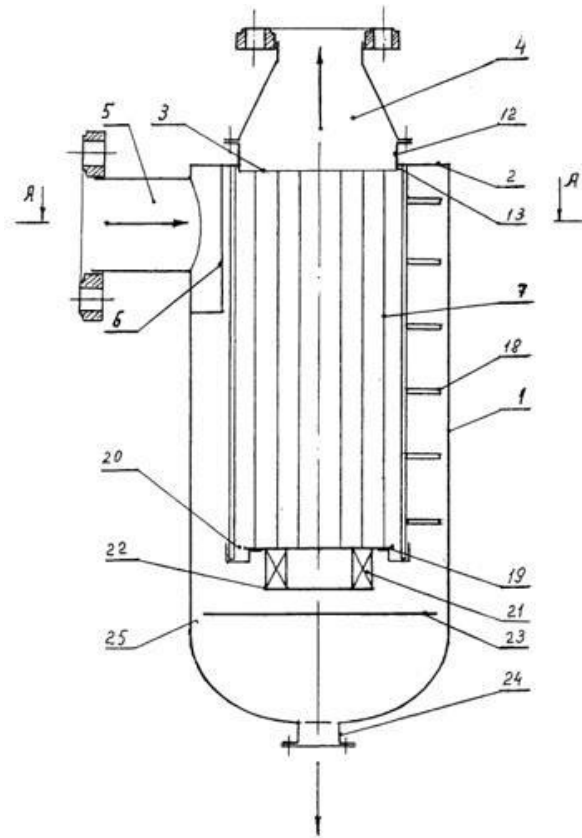


Рисунок 5.1 – Малогабаритного високоефективного сепаратора СЦВ-5

У патенті [102] запропонований фазний розділювач (рисунок 5.2), призначений для сепарації газорідних сумішей, відділення газового потоку від рідини і механічних домішок і може бути використаний на об'єктах газової, нафтової та нафтохімічної промисловості. Фазний розділювач містить вертикальний корпус з патрубками входу газорідної суміші та виходу газу у верхній його частині і виходу рідини в нижній його частині, розподільний короб, встановлений перед вхідним патрубком, відцентрові ступені і вимірювач рівня рідини. Нижня частина корпусу має відсік для відводу легкої рідини і відсік для відводу важкої рідини, розділені перегородкою. Над відсіками встановлено полотно, виконане у вигляді сегмента кола, що примикає по кривій до корпусу. Вільна частина сегмента має

відбортовки, відігнута вниз над відсіком для відводу важкої рідини. Полотно має патрубков для відводу газу, над яким встановлено краплевідбійники. Між торцем перегородки і торцем відбортовки полотно встановлений пакет тонкошарових елементів у вигляді пластин, що утворюють канали. Нижня частина каналів розміщена в відсіку для відводу важкої рідини, а верхня їх частина розміщена під полотном. Кожен відсік має патрубок виходу рідини і вимірювач рівня рідини. Технічним результатом є підвищення ефективності поділу трифазної газорідинної суміші. На рисунку 5.2 зображена конструкція фазного розділювача.

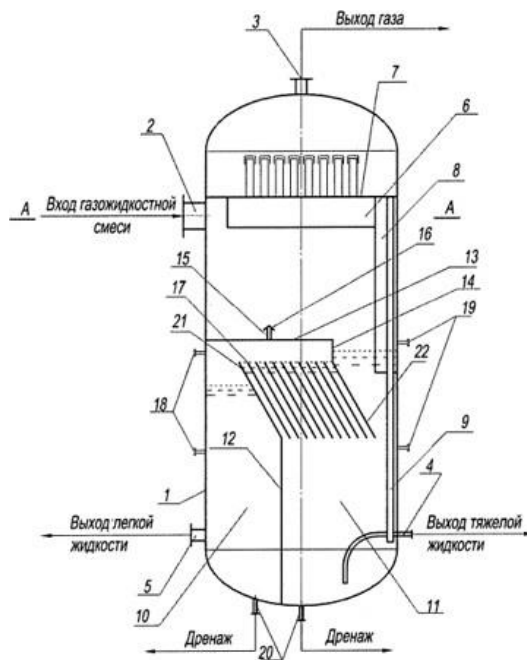


Рисунок 5.2 – Фазний розділювач

У винаході [103] запропонований трифазний нафтогазовий сепаратор (рисунку 5.3). Трифазний сепаратор містить вхідний отвір для подачі сировини в сепаратор, пристрій для направлення потоку, корпус резервуара сепаратора, отвір для спостереження, тумановловлювач з дротяної сітки, систему промивання піску, водозливну пластину, пристрій підвищення рівня води, в якому пристрій для спрямування потоку розсіювання енергії спроектовано і розташовано на внутрішньому вході сепаратора, так що сепаратор може здійснювати ефективний

розподіл потоку і первинне розділення нафти і води; пристрій для спрямування потоку виконано в двосторонньому режимі поділу потоку; від шести до восьми направляючих потоку розташовані на кожному боці; поверхні наповнювача сепаратора оброблені металлокерамічною фарбою; завдяки встановленим вимірювальним приладам можна вимірювати, товщину і стан мулу, висоту рівня води, емульгуючих шарів, масла, піни і газової фази. Труба для направлення потоку води спроектована між розділовою камерою і камерою для води; металева гнучка гофрована труба призначена для верхньої частини направляючого потоку води; металева гофрована труба з'єднана з ручним колесом, розташованим зовні корпусу резервуара; граничне положення нафти і води і час протікання процесу сепарації можуть бути оптимізовані за допомогою регулювання рівня води поза корпусом резервуара.

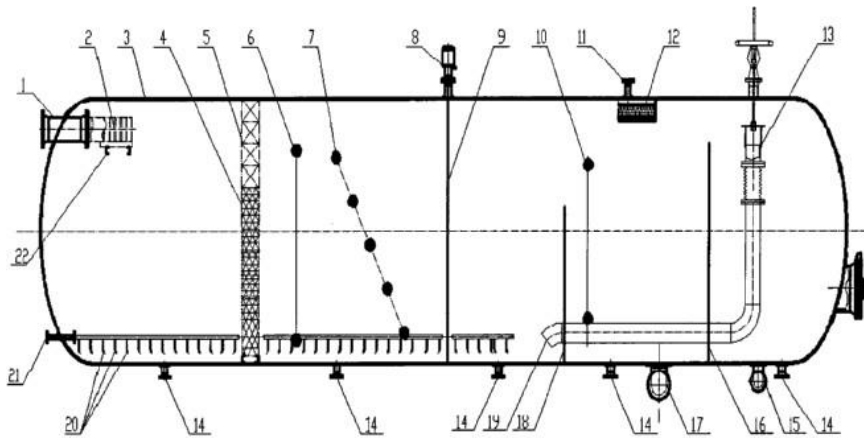


Рисунок 5.3 - Трифазний нафтогазовий сепаратор

У патенті [104] представлений трифазний нафтогазовий сепаратор, що включає в себе вертикальний резервуар, стічний вхід встановлений на верхньому кінці бічної стінки ємності, а верх і низ корпусу ємності забезпечені вхідним і вихідним штуцером для газу відповідно, на боковій стінці корпусу апарату встановлено штуцер для виходу нафти. Усередині ємності встановлена перегородкою яка розділяє верхню і нижню частину апарата на дві секції: рідинна і роздільна камери. На перегородці розміщені водостічна і сполучна труби. Кінець водостічної труби

забезпечений розподільником, верхня частина рідинної камери оснащена засобом для видалення туману.

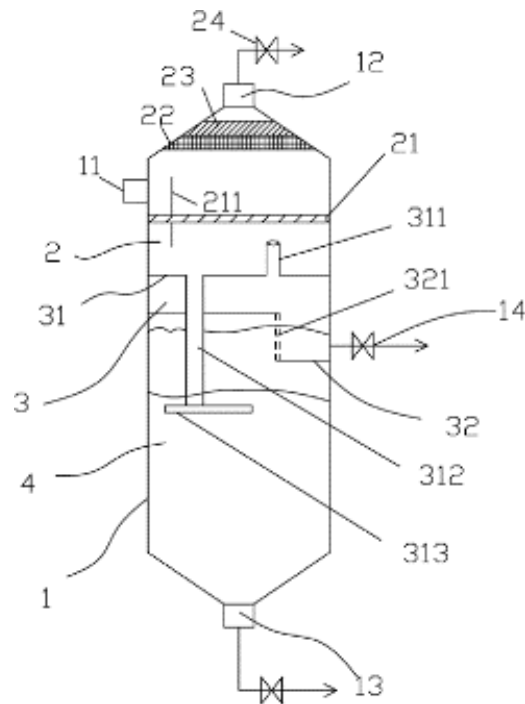


Рисунок 5.4 – Конструкція трифазного сепаратору

У патенті [105] запропонований енергозберігаючий вертикальний фазовий сепаратор нафти, газу і води. Корпус сепаратора має вертикальну циліндричну форму, в верхньому кінці корпусу розміщений вихідний отвір для газу, при розділові перегородки ділять внутрішній простір корпусу на бункер для дегазації, бункер для зневоднення, і комунікаційний бункер. Дегазаційний бункер з'єднаний з комунікаційним бункером центральною трубою, дифузійна пластина розташована горизонтально в середній частині бункера дегазації, зливний елемент має форму гачка і приварений під розділовою пластиною бункера для видалення нафти, барабан розташований навколо центральної труби в резервуарі для зневоднення, наскрізні отвори розміщені в третій роздільній частині, в барабані. Для енергозберігання у вертикальному сепараторі, дифузійна пластина розташована горизонтально в середній частині камери для дегазації, нафта, газ і вода надходять в енергозберігаючий вертикальний сепаратор фаз через впускний отвір і

розділяються проходячи дифузійну пластину, площа рідини збільшується а товщина зменшується, так що газ може легко відділятися з поверхні рідини; і водозливна труба, розташована за межами сепаратора, може стабільно керувати границею розділу нефта-вода в камері для зневоднення, балансувальна труба приварена до верхнього кінця водозливної труби і з'єднана з газовідвідною трубою на виході газу, перешкоджає тому, щоб труба виходу води викликала явище сифона.

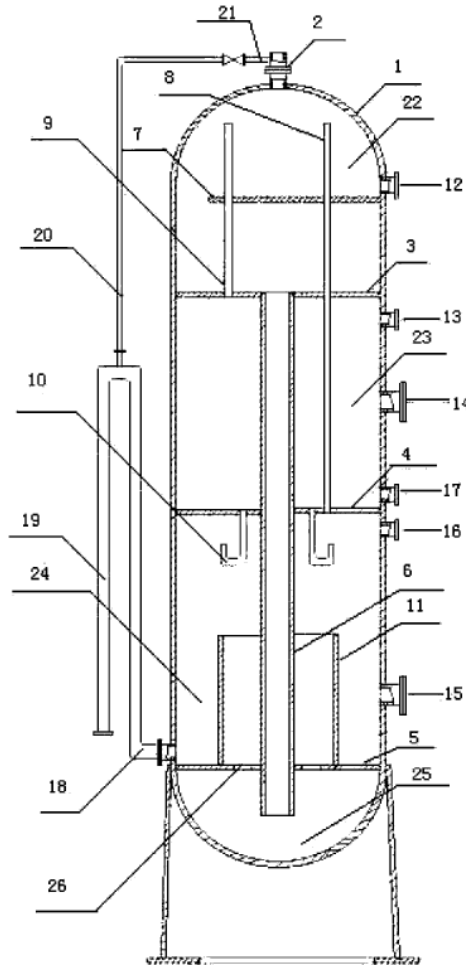


Рисунок 5.5 – Конструкція енергозберігаючого вертикального фазового сепаратору

Трифазний багатоступінчатий сепаратор запропонований у патенті [106]. Сепаратор обладнаний впускним отвором для води і нафти відповідно. На вході в сепаратор розміщена похила пластинка призначена для сповільнення вхідного гетерогенного потоку, у верхній частині апарату розміщений сітчастий

тумановловлювач для сепарації дрібнодисперсної рідини з газового потоку. По ходу руху рідини розміщено три ступені для розділення нафти та води, після яких відділена нафта і вода направляються до окремих камер зберігання, звідки виводяться з апарату через вихідні штуцери.

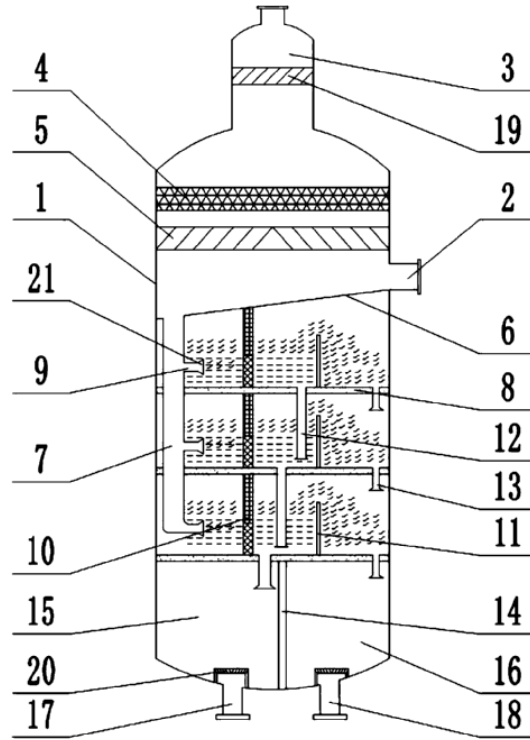


Рисунок 5.6 – Конструкція трифазного багатоступінчатого сепаратору

У патенті [107] описаний вертикальний трифазний сепаратор який містить газовідвідну трубу причому нижня частина газовідвідної труби забезпечена кожухом, газовипускна труба з'єднана з верхньою частиною корпусу апарату. У верхній частині корпусу апарату встановлений тумановловлювач, впускна труба розташована у верхній частині корпусу апарату, відбійна перегородка розташована навпроти впускної труби і слугує для початкового відділення газу, у нижній частині апарату розташовані секції коалесценції для розділення нафти та води.

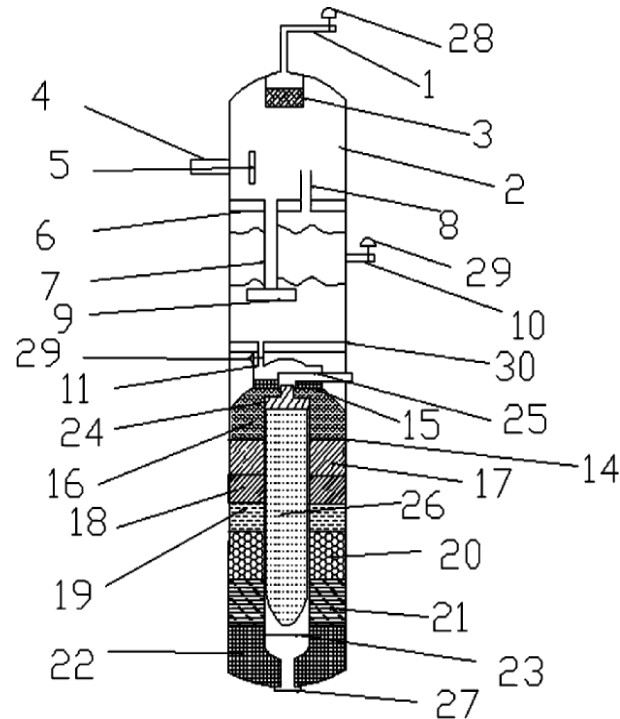


Рисунок 5.7 – Конструкція вертикального трифазного сепаратору

Вертикальний нафтогазовий сепаратор запропонований у патенті [108]. Сепаратор на вході обладнаний коалесцером сітчастого типу, уздовж напрямляючої труби, в якій розміщений коалесцер первинного поділу суміші, встановлені дренажні трубки, з'єднані через гідрозатвор зі збірником рідини і шламу. У верхній частині апарату встановлений сітчастий тумановловлювач для вловлення дрібнодисперсної краплинної рідини. Відділена нафта накопичується у нижній частині апарату і відводиться через вихідний штуцер.

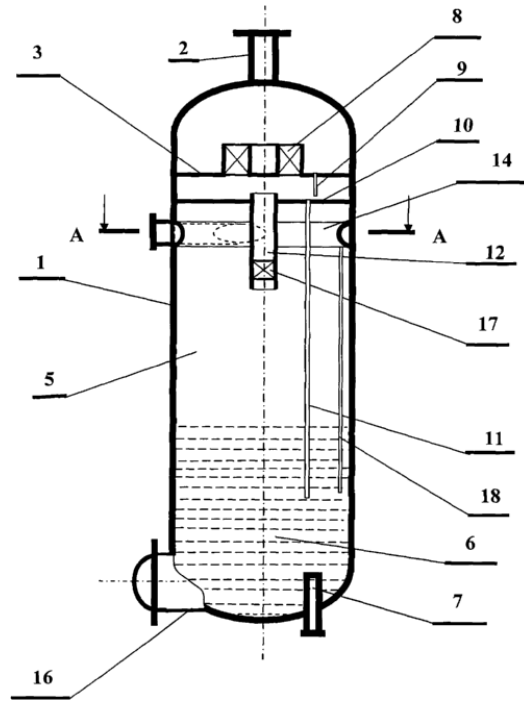
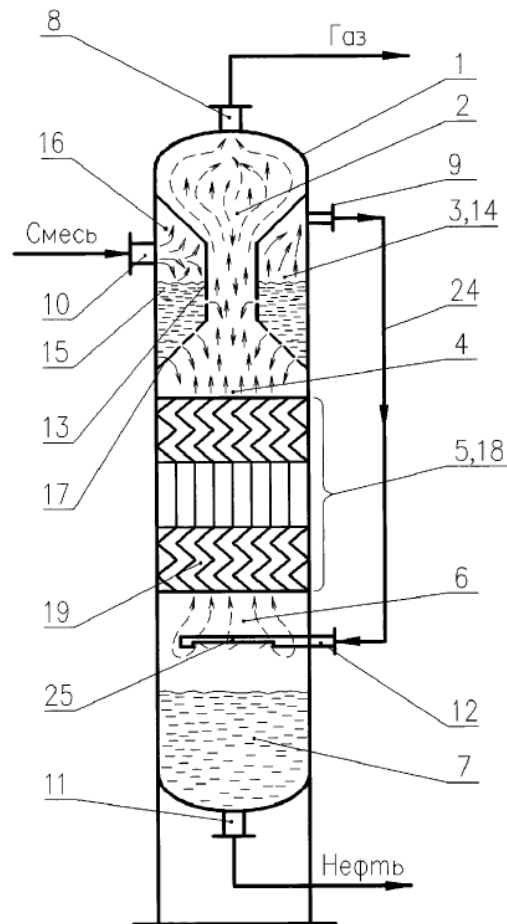


Рисунок 5.8 – Конструкція вертикального сепаратору

У патенті [109] запропоноване обладнання для поділу гетерогенних сумішей, а саме вертикальний нафтогазовий сепаратор. Вертикальний сепаратор містить циліндричний корпус з наступними зверху вниз технологічними зоною скупчення і відведення остаточно відсепарованого газу, закритою кільцевою зоною попереднього поділу суміші, зоною остаточного поділу продуктів, отриманих при попередньому поділі, на нафту і газ і зоною скупчення і відведення відсепарованої нафти. У верхній частині корпусу розташований патрубок виведення остаточно відсепарованого газу, нижче розташований на циліндричній частині корпусу сепаратора патрубок виведення попередньо відсепарованого газу із зони попереднього поділу нафтогазової суміші. Сепаратор містить тангенціальний патрубок введення суміші в кільцеву зону попереднього поділу. У днищі корпусу розташовано патрубок виведення з корпусу відсепарованої нафти. Сепаратор забезпечений газопроводом з газорозподільником, що підводять попередньо відокремлений від нафти газ з кільцевої зони корпусу сепаратора в зону остаточного поділу попередньо відсепарованих продуктів, і протivotочною

масообмінною насадкою, встановленої в зоні остаточного поділу попередньо відсепарованих продуктів. Закрита кільцева зона попереднього поділу суміші в корпусі сепаратора сформована обечайкою, поєднаною з внутрішньою поверхнею корпусу сепаратора з утворенням симетричної осі з сіткоподібним днищем камери з двома сполученими зонами з попередньо відсепарованих продуктів: зоною скупчення і відведення попередньо відсепарованої нафти і зоною скупчення і відведення попередньо відсепарованого газу.



Фиг. 1

Рисунок 5.9 – Вертикальний нафтогазовий сепаратор

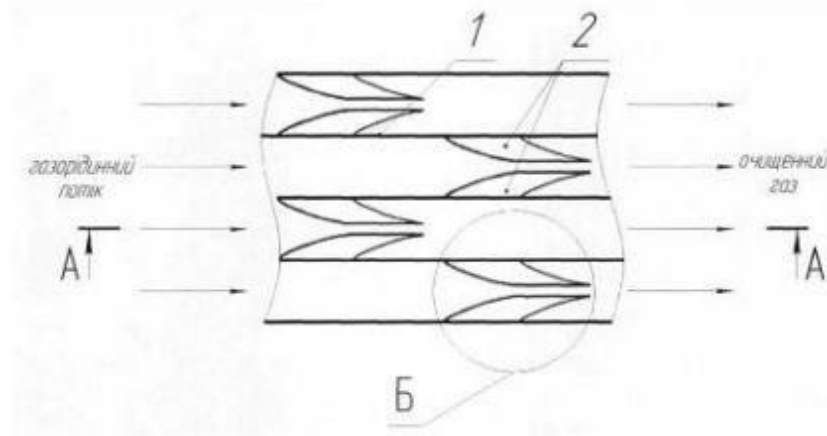
У більшості вищезазначеного обладнання для розділення гетерогенних багатокомпонентних сумішей використовують традиційні способи та пристрої. Так для очистки нафтового газу коалесцери та сітчасті тумановловлювачі, які працюють за рахунок захоплення дрібнодисперсної рідини з газового потоку волокнистим матеріалом. Для розділення нафти та води використовують гравітаційне

відстоювання або встановлюють пакети коалесційних насадок. Дані способи характеризуються низькою інтенсивністю процесу сепарації та обмеженими діапазоном робочих швидкостей газової та рідинної фаз.

5.2 Способи сепарації двофазних газодисперсних систем (типу газ-рідина)

У патентах [110, 111] були запропоновані способи відділення краплинної рідини з газорідинного потоку, засновані на динамічному регулюванні тиску за рахунок використання деформівних сепараційних елементів. Відомі раніше способи сепарації характеризуються обмеженим діапазоном швидкостей газу, при досягненні яких відбувається різке зростання гідравлічного опору та як наслідок вторинне бризковинесення вловленої рідини, що в свою чергу призводить до зниження ефективності сепарації.

Перший із запропонованих способів полягає в наступному: газорідинний потік, що містить краплинну рідину, направляють в сепараційний пакет 1, який містить плоско-паралельні пружні пластини 2, консольно закріплені під гострим кутом α до траєкторії руху газорідинного потоку, які під дією динамічного тиску (швидкісного напору) потоку та внутрішніх напружень, що виникають в пластинах 2, набувають форми похилого параболічного півциліндра. Краплинна рідина, яка міститься в газорідинному потоці 3, під дією сил інерції відхиляється від скривленої лінії струму газорідинного потоку 3, який огинає пластини 2, що набули форму похилого парабічного півциліндра та осаджується на їх внутрішній поверхні 4 з наступною коагуляцією 5 і утворенням плівки 6 рідини, яка стікає вздовж внутрішньої поверхні 4 пластини 2, а також вздовж вільної від закріплення кромки 7 пластини 2, скошеної під гострим кутом β . При зростанні швидкості газорідинного потоку зростає динамічний тиск (швидкісний напір) потоку та внутрішні напруження в пластині 2, збільшується прогин пластин (зменшується відстань точок зрізаного півциліндра від директриси), відповідно і площа прохідного перерізу, а отже зменшується гідравлічний опір [110]. Принципова схема зображена на рисунку 5.10.



Фіг. 1



Фіг. 2

Рисунок 5.10 - Принципова схема способу газодинамічної сепарації

Даний спосіб дозволяє здійснити динамічне регулювання гідравлічного опору, створити умови для зменшення гідравлічного опору при зростанні швидкості газорідинного потоку, плівка вловленої рідини стікає по вільній від закріплення кромці пластини, скошеній під гострим кутом, чим запобігають руйнуванню структури плівки рідини, появи вторинного унесення бризок та виходу на пробкові режими (залпові викиди рідини) з наступним "захлинанням" сепараційного пакету, що призводить до інтенсифікації процесу вловлювання краплинної рідини з газорідинного потоку, підвищення питомої продуктивності й ефективності сепарації за умови суттєвих коливань значень робочих режимних параметрів процесу.

Другий із зазначених способів полягає в наступному: газорідинний потік, що містить краплинну рідину направляють з чотирьох взаємно перпендикулярних

сторін до сепараційного блока (1), у якому встановлені пружні пластини (2), закріплені під прямим кутом до траєкторії руху газорідинного потоку, які вигинаються під дією динамічного тиску та внутрішніх напружень, що виникають в пластинах (2), набувають форми параболічного півциліндра. Краплинна рідина, яка міститься в газорідинному потоці (3) під дією сил інерції відхиляється від скривленої лінії струму газорідинного потоку (3), який огинає пластини (2), що набули форму параболічного півциліндра та осаджується на їх внутрішній поверхні (4), з наступною коагуляцією (5) і утворенням плівки рідини (6), яка стікає вздовж внутрішньої поверхні пластини. Газорідинні потоки зіштовхуються у сепараційному блоці (1), краплини рідини (7) за рахунок коалесценції укрупнюються та осідають на дні блока, вловлена рідина (8) відводиться з сепараційного блока (1) через дренаж (9), розташований у центрі його дна. [111]. Принципова схема зображена на рисунку 5.11.

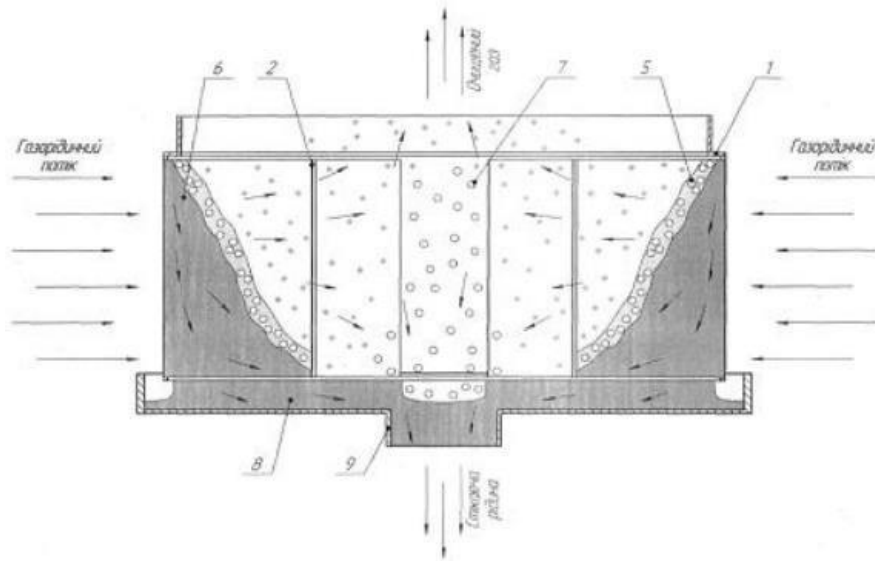


Рисунок 5.11 - Принципова схема способу газодинамічної сепарації

Зазначений спосіб дозволяє створити умови для укрупнення краплин, які минули пружні пластини, за рахунок їх коалесценції та дозволяє зменшити концентрацію краплинної рідини на виході з блока, а відповідно й підвищити ступінь очистки газу та ефективність сепарації.

Також був запропонований спосіб відділення газової фази з газорідинного потоку, за рахунок збільшення площі поверхні розподілу фаз внаслідок компактного розміщення поверхні, по якій стікає газорідинний потік та підвищення інтенсивності процесу дегазації за рахунок віддувки. Основними недоліками аналогічних способів є низька інтенсивність процесу дегазації та недостатня площа поверхні розподілу фаз, що обмежується габаритами сепараційних елементів.

Спосіб здійснюється наступним чином: газорідинний 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 газорідинним 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) [112].

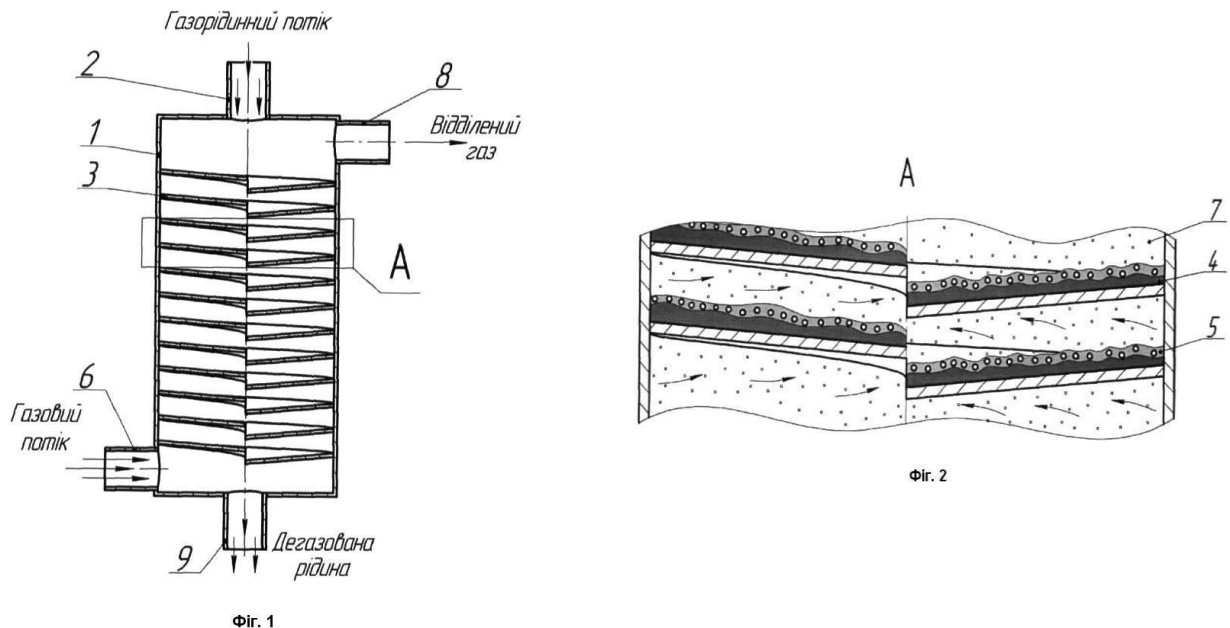


Рисунок 5.12 - Спосіб відділення газової фази з газорідинного потоку

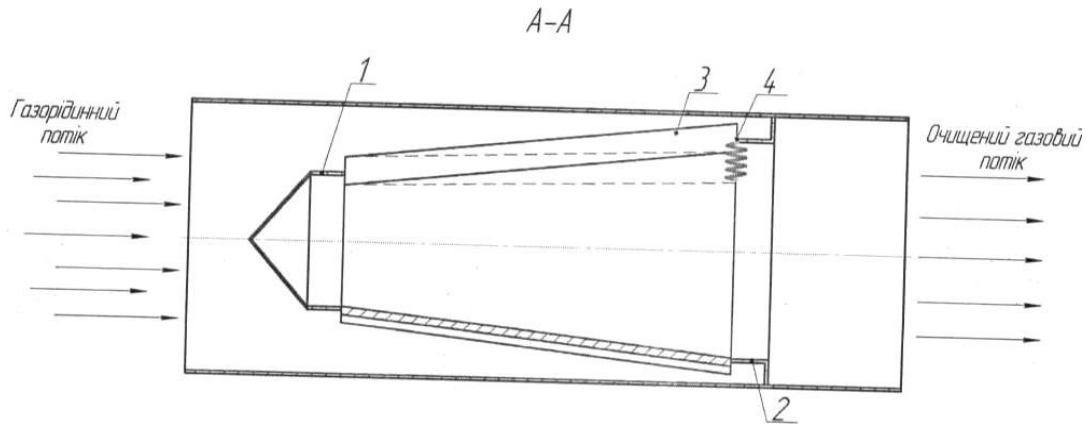
Таким чином, за рахунок компактнішого розміщення площі поверхні розподілу фаз досягається її значне збільшення, а внаслідок направлення у

протилежному напрямку до напрямку стікання газорідинного потоку окремого газового потоку підвищується інтенсивність процесу дегазації.

5.3 Конструкції модульних сепараційних пристроїв

У патенті [113] запропонований пристрій 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. Основним недоліком аналогічних пристроїв є неможливість досягнення постійного у часі значення ефективності розділення в умовах різких перепадів швидкостей та об'ємної концентрації рідини у газовому потоці, внаслідок чого відбувається збільшення гідравлічного опору та одночасно зниження ефективності роботи пристрою.

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 [113]. Принципова схема пристрою зображена на рисунку 5.13.



Фіг. 2

Рисунок 5.13 - Пристрій для сепарації дисперсної рідини з газового потоку

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.

Також був запропонований пристрій для ежекції газу в потік рідини [114], призначений для використання хімічній промисловості, а саме в сепараційному та масообмінному обладнанні, та для підвищення ступеня змішування/розділення газового та рідинного потоків. Недоліком аналогічних пристроїв для ежекції є конструкція щілини для ежекції, вона не передбачає високого ступеню змішування газового та рідинного потоків, що в свою чергу не дозволяє застосовувати пристрій у хімічній промисловості, а саме в сепараційному та масообмінному обладнанні.

Пристрій працює наступним чином: потік рідини подається до пристрою для ежекції з труби (1), та надходить до труби (2), між трубами встановлена насадка (4), яка їх з'єднує та складається з меншої (5) та більшої (6) втулки, розміщених одна в одній і з'єднаних направляючими пластинами (7), встановленими під кутом до вісі труб. Газовий потік надходить до труби (2) з міжтрубного простору (8), проходячи крізь щілину ежекції (3), закручується у радіальному напрямку внаслідок взаємодії потоку з направляючими пластинами (7), та змішується з рідинним потоком у трубі для змішування (2), а саме у більшій за діаметром трубі (2), труби (1,2) закріплені у

трубній решітці (9) [114]. На рисунку 5.14 зображена принципова схема роботи пристрою.

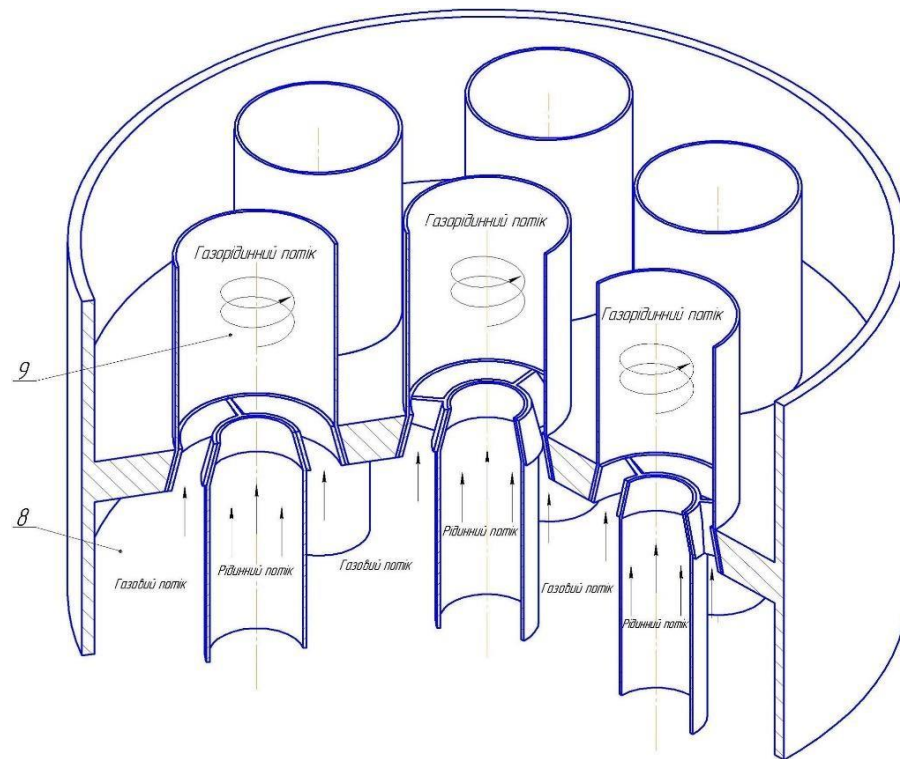


Рисунок 5.14 - Пристрій для змішування/розділення газового та рідинного потоків

Також слід звернути увагу на пристрій для виділення високодисперсної краплинної рідини [115] з газорідинного потоку шляхом запобігання руйнування структури плівки рідини та вторинного унесення бризок, що призводить до інтенсифікації процесу вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку, підвищення ефективності сепарації. Недоліками аналогічних пристроїв є те, що при значній швидкості та при різкій зміні траєкторії руху газорідинного потоку відбувається вторинне унесення бризок від удару краплин рідини, які осаджуються, об поверхню плівки, що призводить до зниження ефективності сепарації.

Пристрій працює наступним чином: До пристрою для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку підводиться газорідинний потік, що містить високодисперсну краплинну рідину, який направляєється в призматичний корпус 1, з основою 3, у вигляді трапеції, де

розбивається на плоскі струмені гофрованими лопатевими відводами 2, які встановлені під кутом від 30 до 60 градусів або під кутом від 120 до 150 градусів до напрямку підведення газорідинного потоку. При їх проходженні, під дією інерційних сил, траєкторія руху краплин рідини, що рухаються зі значною швидкістю, відхиляється від скривленої лінії руху газового потоку і краплі рідини направляються у фільтруючий елемент, де відбувається їх гравітаційне осадження, вловлені краплини рідини стікають плівкою по поверхні фільтруючих елементів і відводиться з пристрою [115]. На рисунку 5.15 зображена конструкція даного пристрою.

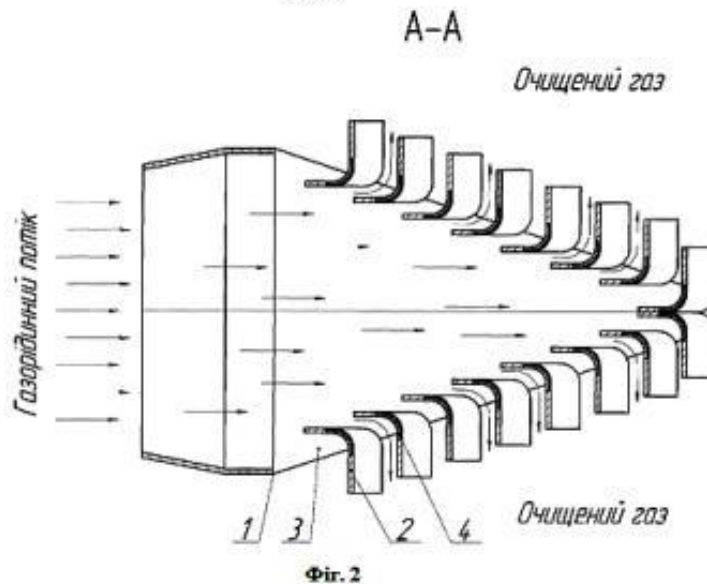
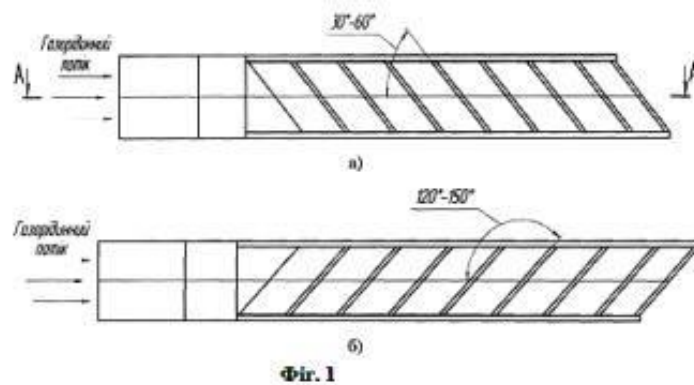


Рисунок 5.15 - Пристрій для виділення високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку

Даний пристрій дозволяє запобігти руйнуванню плівки рідини та появі вторинного унесення бризок, а отже призводить до інтенсифікації процесу вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку, що підвищує ефективність сепарації.

5.4 Конструкції модульних багатофункціональних апаратів

Для проведення високоефективних процесів сепарації та масообміну запропонована конструкція нового пінного апарату призначеного для підвищення ефективності процесу очистки газів від диспергованих твердих домішок, зменшення енерговитрат за рахунок зменшення бризко віднесення та гідравлічного опору, а також інтенсифікація тепломасообміну і підвищення продуктивності апарату за рахунок турбулізації газорідинного середовища та організації поперечного перемішування та розвиненої пінної структури на внутрішніх елементах апарата. До недоліків відомих апаратів відносяться: наявність бризковіднесення, недостатньо розвинена пінна структура, у зв'язку з близьким розташуванням стабілізатора до тарілки, забивання апарату при роботі з забрудненими газами, значний гідравлічний опір.

Пінний апарат працює наступним чином: в середину корпусу 1 через вхідний патрубок 2 подається газова фаза. Одночасно у верхній частині апарата через зрошувач 9 подають рідину. При проходженні газу через отвори тарілки 6, газ входить в контакт з рідиною, що супроводжується утворенням пухирців газу, які одразу ж розпадається на вихрові газорідинні потоки та призводить до турбулізації потоків і розвитку великої площі контакту фаз при переході у пінний режим роботи. У такому гідродинамічному режимі відбувається очищення газу від домішок або інші тепломасообмінні процеси. При цьому в апараті утворюється інтенсивний газорідинний пінний шар, що виключає заростання отворів тарілки 6 та елементів стабілізатора 7. Очищений газ виводиться із апарату через патрубок 3, а рідина

видаляється з апарату через патрубок 5. Конструкція апарату зображена на рисунку 5.16.

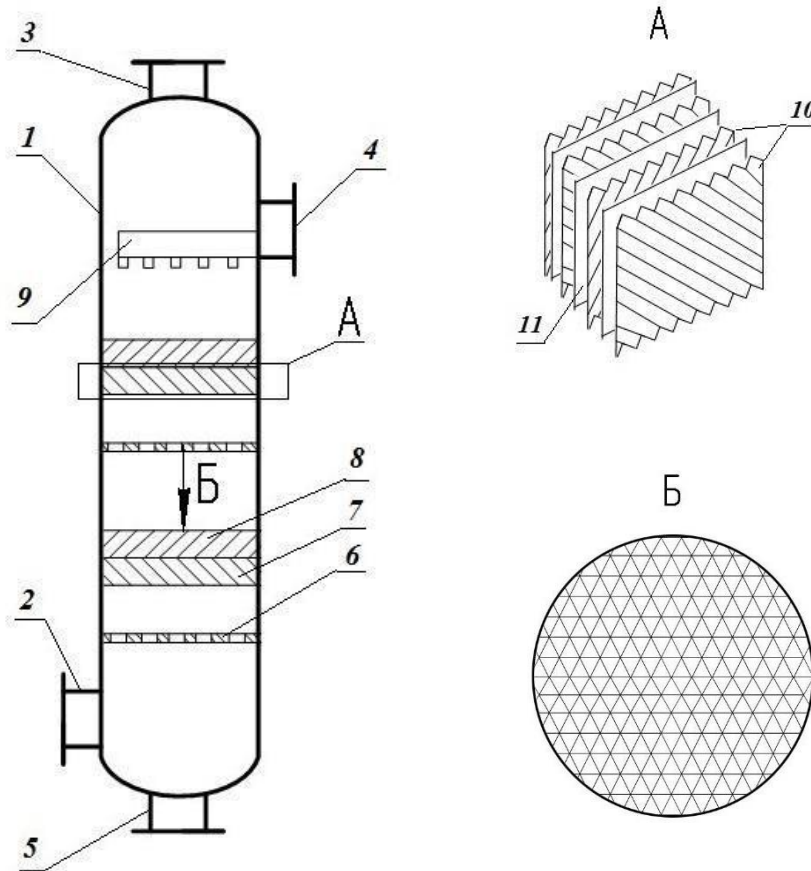


Рисунок 5.16 - Конструкція пінного апарату

Конструктивне оформлення даного апарату дозволяє значно підвищити продуктивність та ефективність процесів сепарації та масообміну за рахунок зменшення бризковіднесення, турбулізації газорідного середовища та організації поперечного перемішування на внутрішніх елементах апарату.

Також була запропонована нова конструкція комбінованого масообмінного апарату, призначеного для підвищення ефективності процесів сепарації та тепломасообміну, зменшення енерговитрат за рахунок зменшення бризковіднесення та гідравлічного опору, а також інтенсифікація тепломасообміну і підвищення продуктивності апарату за рахунок турбулізації газорідного середовища та організації поперечного перемішування та розвиненої барботажно-

пінної структури на внутрішніх елементах апарата. До причин, що перешкоджають досягненню високої продуктивності при використанні відомих конструкцій апаратів можна віднести: забивання апарату при роботі з забрудненими газами, або речовинами, що кристалізуються, не в повній мірі використовується вся товщина барботажного шару для активного масообміну, чутливість до монтажу тонкостінних листових елементів краплевідбійників, які легко деформуються в процесі внутрішнього монтажу в апаратів, порушуючи конструкцію її проточної частини та значний гідравлічний опір.

Комбінований масообмінний апарат працює наступним чином: в середину корпусу 1 через вхідний патрубок 2 подається газова фаза. Одночасно у верхній частині апарата через зрошувач 9 подають рідину. При проходженні газу через отвори тарілки 6, газ входить в контакт з рідиною, що супроводжується утворенням пухирців газу, які одразу ж розпадається на вихрові газорідинні потоки та призводить до турбулізації потоків і розвитку значної площі контакту фаз при переході у барботажний режим роботи. У такому гідродинамічному режимі відбувається проведення тепломасообмінних процесів –

ректифікації або абсорбція. При цьому в апараті утворюється інтенсивний газорідинний пінний шар, що виключає заростання отворів тарілки 6 та блоків контактних елементів 7 та 8. Газова фаза після проходження через краплевідбійник 12, та відділення дрібних крапель рідини, виводиться із апарату через патрубок 3, а рідина видаляється з апарату через патрубок 5. Тепломасообмінний апарат конструктивно може складатися як з однієї ступені контакту так і із декількох в залежності від необхідного ступеня розділення фаз. Конструкція апарату зображена на рисунку 5.17.

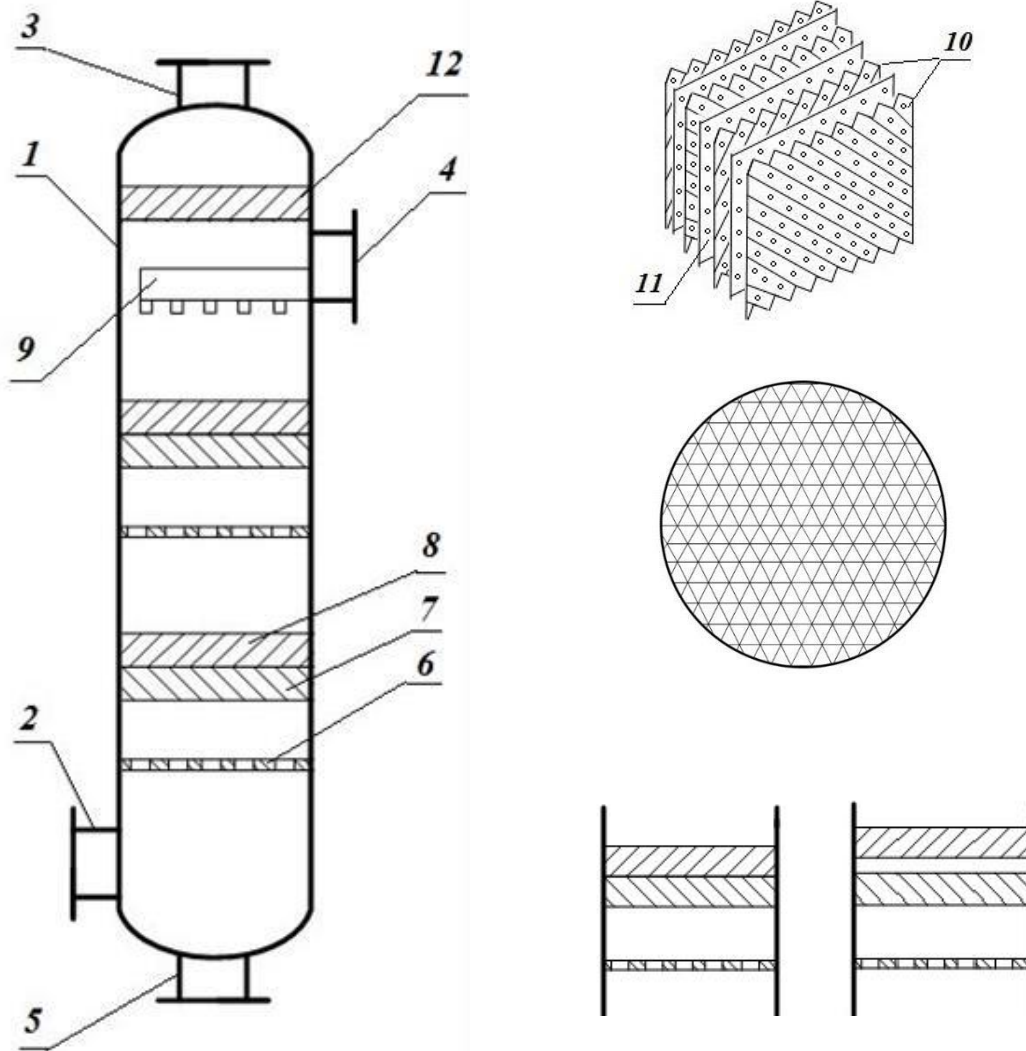


Рисунок 5.17 - Конструкція комбінованого масообмінного апарату

Особлива конструкція даного апарату значно підвищить продуктивність та ефективність сепараційних та тепломасообмінних процесів за рахунок зменшення бризковіднесення, турбулізації газорідного середовища та організації поперечного перемішування на внутрішніх елементах апарату.

Також був запропонований багатофункціональний апарат для отримання висококонцентрованої аміачної води, призначений для підвищення ефективності використання енергії, що виділяється під час розчинення аміаку, зменшення металоємності та затрат на обслуговування. Недоліками відомих апаратів є

незначна інтенсивність та швидкість процесу масообміну, а також велика металомісткість.

Запропонований апарат (рисунок 5.18) працює наступним чином: газоподібний аміак тиском подається в верхню сепараційну зону 15. Утворення газоподібного аміаку відбувається шляхом випаровування зрідженого аміаку, що поступає на охолодження трубного простору реактора та через патрубки 18 виводу газоподібного агенту подається в зону А ідеального змішування, а саме в циліндричний стакан 2 через штуцер 6 шляхом всмоктуванням через верхній отвір пустотілого валу 3 на якому закріплений ротор 4 з пустотілими лопатками 5 . Одночасно з газоподібним аміаком через патрубок 13 для вводу рідкого агенту в циліндричний стакан 2 подається очищена від хімічних та механічних домішок вода. Газоподібний аміак при його надходженні в верхню сепараційну зону 15 всмоктується через верхній отвір пустотілого валу 3 та надходить до пустотілих лопаток 5, де у вигляді бульбашок взаємодіє з водою. Для прискорення процесу поглинання газоподібного аміаку водою відбувається постійне перемішуванням суміші за допомогою ротора 4 на якому закріплені пустотілі лопатки 5. Наявність пустотілих лопаток 5 через які газоподібний аміак диспергується у вигляді бульбашок, ще більше інтенсифікує процес абсорбції. Утворена суміш переповнює зону ідеального змішування А, а саме циліндричний стакан 2 та стікає по циліндричних трубах 16 в нижню сепараційну зону 17 реактора та контактує з газоподібним аміаком, що надходить через штуцер 6 в верхню сепараційну зону 15 [116].

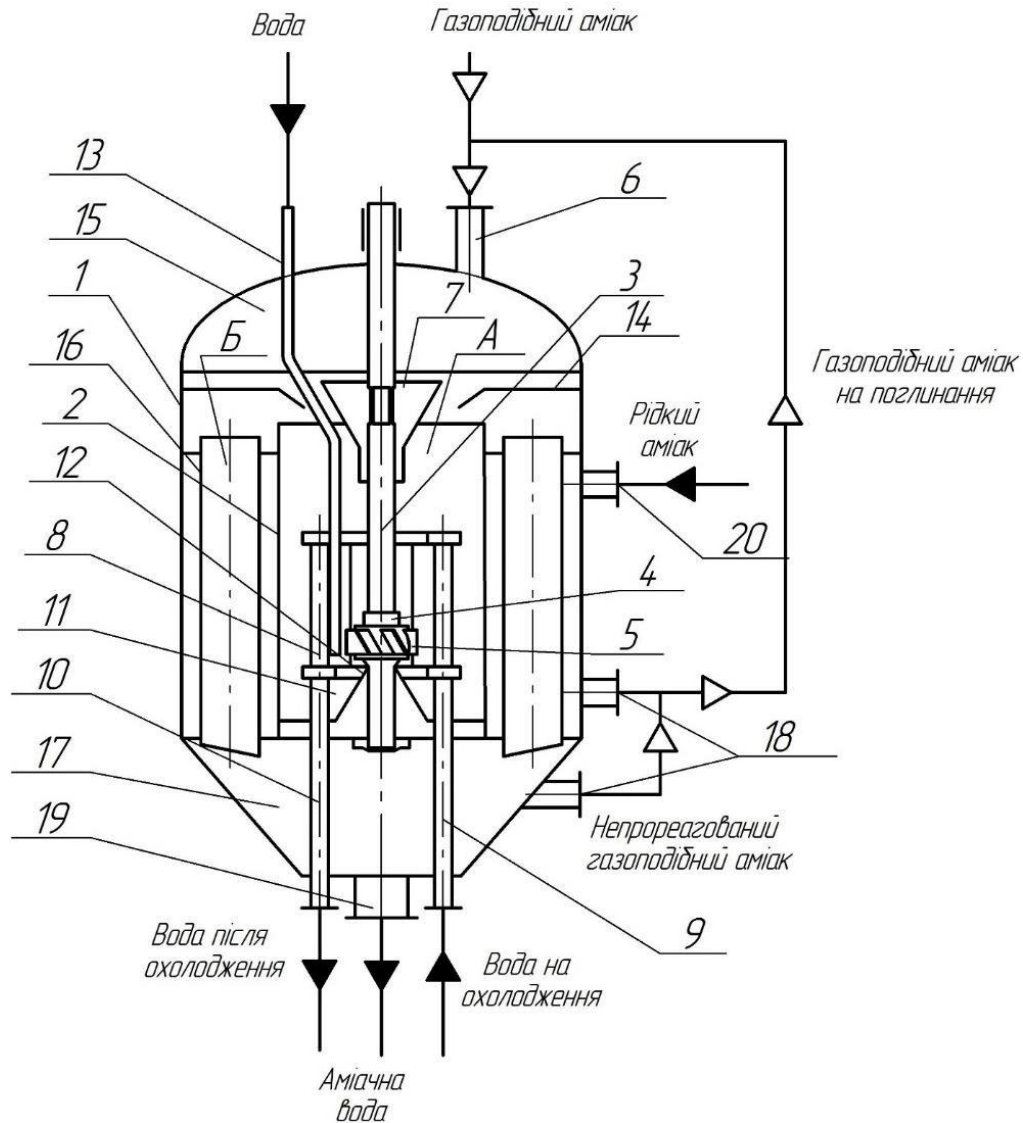


Рисунок 5.18 - Багатофункціональний апарат для отримання висококонцентрованої аміачної води

В результаті контакту фаз відбувається процес отримання аміачної води концентрацією 25%. Отримана аміачна вода в якості готового продукту виводиться з нижньої сепараційної зони 17 реактора, а аміак, що не прореагував через штуцер 2 виводу газоподібного агенту направляєтся в верхню сепараційну зону 15, де одна частина газоподібного аміаку надходить в трубний простір циліндричних труб 16, а інша частина подається в зону ідеального змішування А, а саме циліндричний стакан 2 шляхом всмоктування через верхній отвір пустотілого валу 3 на якому закріплений ротор 4 з пустотілими лопатками 5. В результаті реакції в апараті

виділяється значна кількість тепла. Тепло, що утворюється в циліндричному стакані 2 в процесі контакту газоподібного аміаку з водою відводиться за допомогою підведення через патрубок 9 вводу теплоносія для охолодження в статор 8, що складається з пустотілих кілець (на кресленні не показано). Нагріта в результаті охолодження вода відводиться через патрубок 10 виводу теплоносія. Тепло, що утворилося в трубному просторі циліндричних труб 16 в процесі контакту газоподібного аміаку з розчином аміачної води відводиться в результаті випаровування зрідженого аміаку, що подається через патрубок 20 введення рідкого аміаку, пари якого відводяться через патрубки 18 виводу газоподібного агента та направляються в верхню сепараційну зону 15, де одна частина газоподібного аміаку надходить в об'єм реактора, а інша частина подається в зону А ідеального змішування шляхом всмоктування через верхній отвір пустотілого валу 3 на якому закріплений ротор 4 з пустотілими лопатками 5. Реакція отримання аміачної води відбувається при заданому тиску та температурі.

В заявленому апараті, за рахунок рециркуляції непрореагованого газоподібного аміаку, забезпечується повне його поглинання аміачною водою, а використання газоподібного аміаку в процесі відведення надлишку тепла в зоні контакту фаз, дозволяє інтенсифікувати процес масообміну, підвищити продуктивність на виході, знизити затрати на виробництво та отримати аміачну воду високої концентрації. Це дозволить значно ефективніше використовувати енергію, що виділяється під час розчинення аміаку, зменшити металомісткість затрати на обслуговування. Вихідні дані для отримання аміачної води концентрацією 25% продуктивністю установки 1т/год наведені в таблиці 5.1.

Таблиця 5.1 – Розрахунок витрат сировини та складу готового продукту з розрахунку на 1 т/годину аміачної води концентрацією 25%

Найменування сировини	Витрата, кг/1 т г.п.	Склад готового продукту	кг/1 тг.п. (% мас.)
Аміак зріджений (NH ₃)	250	Аміак у розчині (NH ₃ OH)	250(25)
Вода (H ₂ O)	750	Вода (H ₂ O)	750(75)
Разом	1000	Разом	1000 (100)

5.5 Апаратурне оформлення промислових установок

Сепараційне обладнання широко використовується майже у всіх галузях виробництва при використанні якого поліпшуються якісні характеристики готового продукту. Так у хімічній промисловості при виробництві високо концентрованої аміачної води удосконалити спосіб можливо шляхом зміни технологічних параметрів проведення розчинення газоподібного аміаку та застосування більш ефективних і економічних обладнання в тому числі комбінованого багатофункціонального сепаратора змішувача.

Відомі аналоги способів виробництва високо концентрованої аміачної води шляхом абсорбції газоподібного аміаку мають ряд недоліків такі як мала продуктивність та велике теплове навантаження на абсорбційну колонну. Також у відомих способах не передбачено відведення газів з верху абсорбційної колони, що порушує оптимальні гідродинамічні умови роботи верхніх тарілок, внаслідок чого

знижується інтенсивність процесу масопередачі на цих контактних пристроях. Автори стверджують, що за таким способом можливе отримання аміачної води концентрацією 25% розчиненого аміаку, при цьому кількість теплоти, яка поглинається при випаровуванні зрідженого аміаку повністю використовується в технологічному процесі. У результаті одержують аміачну воду без використання зовнішніх джерел холоду. Ґрунтуючись на довідкові дані, що стосуються

теплофізичних властивостей аміаку впливає, що при розчиненні аміаку для отримання 1 кг водного розчину з вмістом 25% мас. аміаку виділяється +440,3 кДж

тепла. Розрахунковим експериментом визначено, що тепловий ефект процесу зниження тиску при дроселюванні зрідженого аміаку і випаровування 0,25 кг аміаку становить -316,24 кДж. Таким чином, виходячи з рівняння теплового балансу установки впливає, що кількості теплоти, що поглинається під час випаровування зрідженого аміаку, недостатньо для поглинання теплоти реакції розчинення аміаку.

Спосіб отримання аміачної води високої концентрації було модернізовано шляхом розчинення газоподібного аміаку в воді поступово на трьох ступенях. При

цьому як контактні апарати для процесу розчинення газоподібного аміаку на першій ступені використовують насадочну колону, на другій ступені – колпачкову колону, на третій ступені – сепаратор-змішувач, в об’ємі якого вмонтовано охолоджувач.

Заявлений спосіб апаратурного оформлення промислової установки [106], дозволяє утилізувати тепло, що утворюється при розчиненні газоподібного аміаку і відвести його за рахунок циркулюючої по установці, в якості теплоносія, води, що значно знизило теплове навантаження на обладнання, яке використане при отриманні аміачної води 25%. Інтенсифікація процесу розчинення газоподібного аміаку, за рахунок удосконалення режимно-технологічного і апаратурно-конструктивного рішень, відобразилася на підвищенні питомої продуктивності способу при збереженні високого виходу аміачної води 15 т/год, концентрацією 25%.

Переваги запропонованої установки являється також в наступному: можливо отримувати аміачну воду концентрацією понад 25% (30, 40% та вище), але необхідно підвищити робочий тиск на всіх трьох ступенях розчинення газоподібного аміаку.

Заміна однієї абсорбційної колони у [117], двома складовими колонами з проміжним охолодженням абсорбенту (аміачної води), дозволяє тим самим зменшити масогабаритні характеристики блоку установки по висоті більше ніж в 2 рази. Це дозволяє блочно-модульний спосіб компонування установки та передбачається можливість монтажу та транспортування основного технологічного обладнання для виробництва аміачної води концентрацією 25% в конфігурації стандартного вантажного автомобільного контейнера, що у відповідності з міжнародними стандартами ISO 830: 1981, 20-футовий стандартний контейнер має розміри 2370×2591×6096 мм, вантажомісткість 33,9 м³, максимальне завантаження 21920 кг; 40-футовий стандартний контейнер має розміри 2438×2591×12192 мм, вантажомісткість 67,7 м³, максимальне завантаження 26580 кг.

Заміна масообмінних контактних елементів на першій ступені розчинення газоподібного аміаку, з тарілчастих на насадкові, дозволить колоні - першій ступені

розчинення газоподібного аміаку, більш ефективно працювати при низьких навантаженнях по газовій фазі. Все перелічене сприятиме інтенсифікації процесу отримання аміачної води високої концентрації.

Запропонована промислова установка працює наступним чином (рисунок 5.19): вихідну воду для очищення подають через фільтр 1 або 2 апарати іонообмінної очистки, яка потім поступає в ємність 3 для збору діалізованої води. Наявність другого фільтру 2 та його паралельне підключення дозволяє проводити регенерацію фільтруючої поверхні фільтру 1 в той час, коли працює другий фільтр, що забезпечує технологічний процес підготовленою водою безперервно. Діалізовану воду з температурою $+20\text{ }^{\circ}\text{C}$ за допомогою насоса подають у верхню частину насадочної колони 4 (перша ступінь розчинення газоподібного аміаку), а в нижню частину насадочної колони 4 подають газоподібний аміак, що поступає з другої ступені розчинення газоподібного аміаку, а саме з колпачкової колони 5.

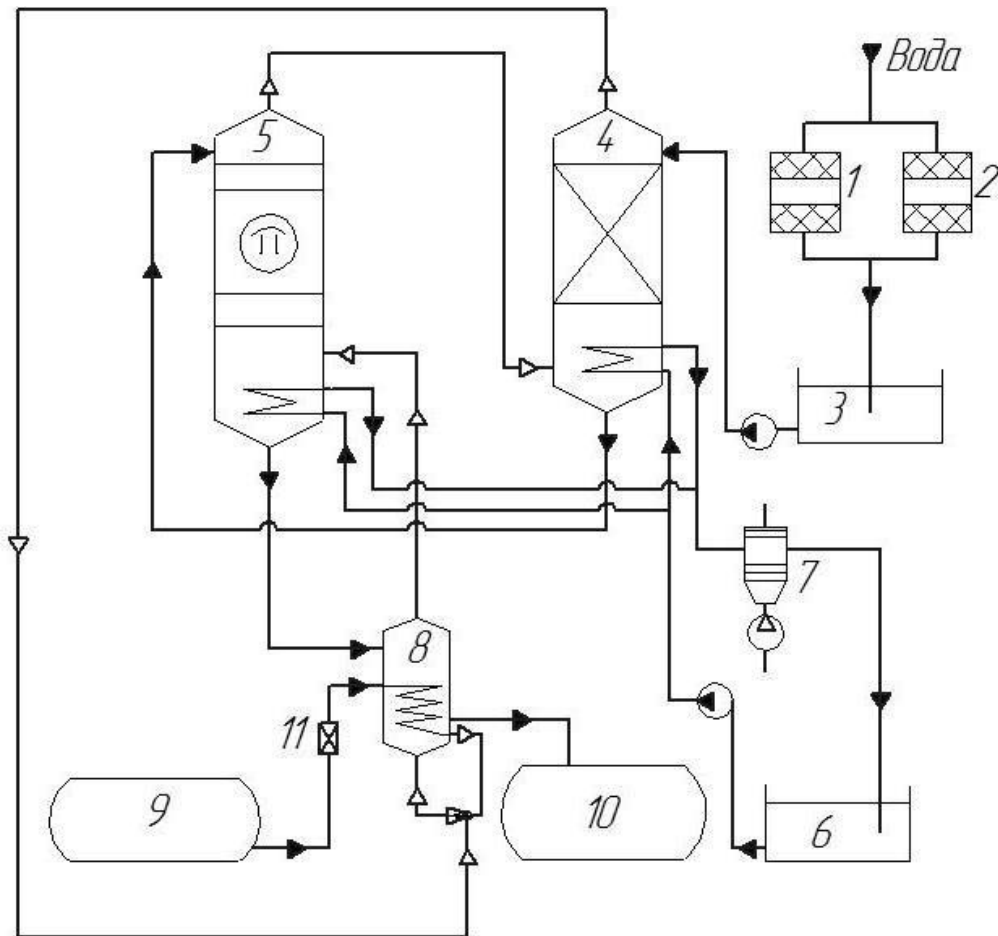


Рисунок 5.19 – Установка для отримання висококонцентрованої аміачної води

В насадочній колоні 4 отриману аміачну воду концентрацією 10% охолоджують технічною водою, яка виходячи з насадочної колоні 4 проходить через теплообмінник 7 де вона охолоджується і поступає до ємності 6 для збору технічної води, а аміачну воду концентрації 10% з температурою +40 °С, з першої ступені розчинення газоподібного аміаку, тобто з насадочної колоні 4, подають у верхню частину колпачкової колоні 5 (друга ступінь розчинення газоподібного аміаку). В нижню частину колпачкової колоні 5 подають не прореагований газоподібний аміак, з третьої ступені розчинення газоподібного аміаку, а саме з сепаратора-змішувача 8. В колпачковій колоні 5 отримують аміачну воду концентрацією 20%, яку охолоджують технічною водою до температури +45 °С, яка виходячи з колпачкової колоні 5, проходить через теплообмінник 7 де вона охолоджується і поступає до ємності 6 для збору технічної води. Потім не прореагувавший газоподібний аміак з першої ступені розчинення, тобто з насадочної колоні 4 направляють на інжектування з свіжим газоподібним аміаком, що утворився в охолоджувачі під час випаровування зрідженого аміаку, який змонтовано в сепаратор-змішувач 8 (третя ступінь розчинення газоподібного аміаку). Зріджений аміак з складської ємності 9 з температурою +20°С під тиском 1 МПа поступає на дросельний пристрій 11, який знижує тиск до 0,2 МПа, а температура до -8 °С. Отриману суміш газоподібного аміаку подають з низу в об'єм сепаратора-змішувача 8, на третю ступінь розчинення газоподібного аміаку, а в верхню частину сепаратора-змішувача 8 подають аміачну воду концентрації 20% з колпачкової колоні 5, другої ступені розчинення газоподібного аміаку. Таким чином, в сепараторі-змішувачі 8, третя ступінь розчинення газоподібного аміаку, отримують концентровану аміачну воду 25%, а не прореагувавший газоподібний аміак, направляють на другу ступінь розчинення газоподібного аміаку у колпачкову колону 5, в якій отримують аміачну воду концентрацією 20%, для використання у сепараторі-змішувачі 8. Охолоджена аміачна вода концентрацією 25% до температури +25°С, за рахунок випаровування зрідженого аміаку, з третьої ступені розчинення газоподібного аміаку, з нижньої частини сепаратора-змішувача 8

виводиться в складську ємність 10. Отриману підігріту воду до температури +45-50 °С, під час охолодження аміачної води в контактних апаратах (першої та другої ступені розчинення газоподібного аміаку), може використовуватися для побутових цілей підприємства [118].

Вихідні дані для отримання аміачної води концентрацією 25% та продуктивністю установки 15т/год наведені в таблиці 5.2.

Таблиця 5.2 – 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

З часом авторами було вдосконалено технологічну схему установки з метою одночасного отримання аміачної води високої концентрації та рідких азотних добрив [119]. Це можливо здійснити шляхом оптимізації технологічних параметрів проведення процесу розчинення газоподібного аміаку, встановлення більш технологічних масообмінних пристроїв та застосування додаткового обладнання для отримання азотних добрив, що сприятиме інтенсифікації процесу абсорбційного поглинання аміаку, підвищенню питомої продуктивності установки та дозволить одночасно отримувати рідкі азотні добрива.

Поставлене завдання вирішується тим, в тарілчасту колону, обладнують хвилястими тарілками провального типу та теплообмінними пристроями, що дозволить більш інтенсивніше відведення теплової енергії, 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 добрива. У випадку використання, у якості кислоти для нейтралізації

газоподібного аміаку, азотну кислоту концентрацією 65% отримуємо нітрат амонію концентрацією 63,88%, а якщо використовувати 85% фосфатну кислоту – діамонійфосфат концентрацією 36%.

Промислова установка працює наступним чином (рисунок 5.20).

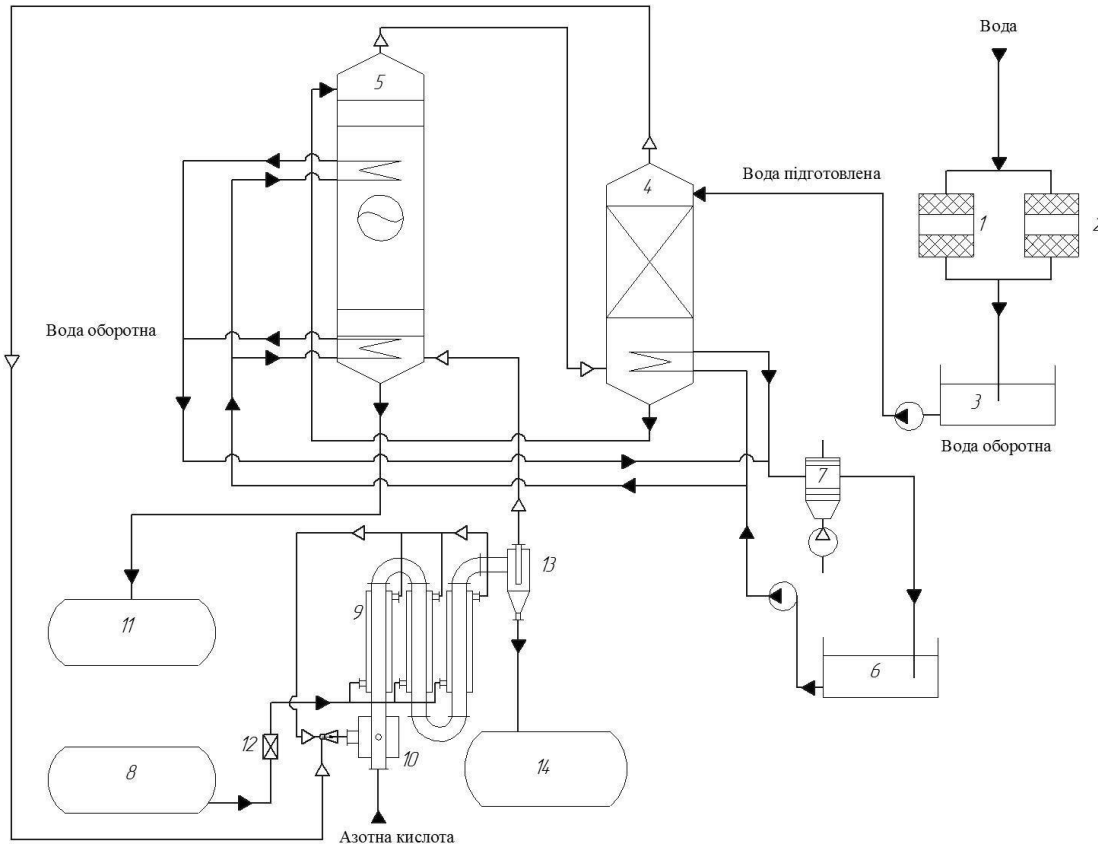


Рисунок 5.20 – Установка для отримання висококонцентрованої аміачної води та рідких азотних добрив

Підготовка діалізованої води та робота насадкової колони аналогічні як і вище описаній установці. З ємності 8 рідкий аміак направляється в дросельний пристрій 12, при проходженні якого знижується тиск до 0,2 МПа та температурою до -8°C . Далі відбувається розподіл аміаку по міжтрубному простору сорочки реактора змієвидного типу 9, де він випаровується з поглинанням тепла, яке утворилося в процесі нейтралізації кислоти в трубах газорідного реактора змієвидного типу 9. Газоподібний аміак виводиться з верхньої частини сорочок реактора 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 кислота для нейтралізації. Нейтралізація підготовленої суміші проходить у ряді вертикальних труб реактора 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 кислоти та випаровування аміаку та забезпечити технологічний режим виробництва аміачної води), від утвореного розплаву солі кислоти, яку нейтралізували. Газоподібний аміак направляється в колону з хвилястими тарілками 5, а розплав солі як готовий продукт направляється в ємність 14. Газоподібний аміак надходить в кубову частину колони з хвилястими тарілками 5, через барботер диспергується у вигляді бульбашок і контактує з аміачною водою утвореною раніше та підвищує її концентрацію до 25%, що супроводжується виділенням тепла. В об'ємі колони з хвилястими тарілками 5 знаходиться змішувачі які охолоджують аміачну воду оборотною водою. У верхню частину колони з хвилястими тарілками 5 подається аміачна вода концентрацією 8%, що надходить з насадкової колони 4, яка стікає по хвилястим тарілкам та поглинає аміак. Аміак, що не поглинувся в колоні з хвилястими тарілками 5 направляється на вловлювання в насадкову колону 4 першої ступені. Реакція утворення аміачної води на всіх ступенях супроводжується виділенням тепла. Відведення реакційного тепла здійснюється завдяки вмонтованих в об'єм колони з хвилястими тарілками 5 теплообмінними пристроями оборотною водою, що надходить по трубопроводу за допомогою насоса з ємності 6, попередньо перед цим охолодженою в теплообмінному апараті 7. Діалізовану воду з температурою +20 °C за допомогою насоса подають у верхню частину насадкової колони 4, а в нижню частину насадкової колони 4 подають газоподібний аміак, що поступає з колони з хвилястими тарілками 5. Вода стікаючи по насадці поглинає газоподібний аміак, що надходить з нижньої частини колони при тиску 0,2 МПа. Для аміаку, який не прореагував у об'ємі насадкової колони 4 передбачений рецикл з верхньої частини

колони в гідродинамічний змішувач 10, використавши можливість ежектування високошвидкісним потоком газу [119].

Установка дозволяє отримувати 15 т/годину аміачної води концентрацією 25% та одночасно 15 т/годину нітрат амонію. Так як нейтралізація фосфатної кислоти супроводжується значно більшим виділенням тепла, то для вирівнювання питомих енергетичних витрат і зберігання технологічного режиму на даній установці можна отримувати діамонійфосфат у кількості 1,5 т/годину.

В таблицях 5.3 та 5.4 вказано вихідні дані для отримання рідких азотних добрив на основі азотної кислоти концентрацією 65% та продуктивністю установки 15т/год та фосфорної кислоти концентрацією 85% та продуктивністю установки 1,5т/год відповідно

Таблиця 5.3 – Розрахунок витрат сировини та складу готового продукту з розрахунку на 15 т/годину по г.п. (РАД)

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)

Таблиця 5.4 – Розрахунок витрат сировини та складу готового продукту з розрахунку на 1,5 т/годину по г.п. (РАД)

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)

5.6 Висновки до п'ятого розділу

За результатами патентного огляду виявлено, що в більшості сучасних способів та пристроїв для сепарації багатокomпонентних сумішей використовуються традиційні методи розділення, а саме гравітаційне відстоювання та фільтрування, що в свою чергу обмежує інтенсивність розділення фаз в цілому.

Запатентовані авторами проекту нові способи та конструкції сепарації гетерогенних систем, мають ряд переваг в порівнянні з аналогами тому, що засновані на вібраційно-інерційних і інерційно-фільтруючих методах розділення двофазних систем, що дозволяє підвищити інтенсивність і ефективність розділення. Також запропоновані пристрої та апарати для сепарації з супутнім тепломасообміном, які дозволяють розширити діапазон робочих швидкостей газової та рідинної фаз. Запропоновані технологічні схеми установок сепарації та тепломасообміну, що дозволяють підвищити продуктивність та використовувати енергію, що виділяється під час термодинамічних процесів та хімічних реакцій для забезпечення технологічного процесу або власних потреб підприємства, що в свою чергу дозволяє знизити енерговитрати.

ВИСНОВКИ

1. Для дослідження та оптимізації хіміко-технологічних процесів (ХТП) промислових установок (установки переробки газового конденсату, підготовки до транспортування та переробки нафти і газу) обрано методи статичних та динамічних оптимізаційних моделювань ХТП з застосуванням інструментальних засобів САЕ-систем термодинамічного моделювання, що дозволило при використанні відомих математичних моделей швидко та точно обраховувати теплові та матеріальні баланси як окремого технологічного обладнання так і установок в цілому. Такий підхід удосконалив інженерне проектування високоенергоєфективного ресурсозберігаючого обладнання і установок.

2. Запропонована методика числових моделювань SPR-сепаратору дозволяє визначити основні гідродинамічні показники процесів сепарації, ефективність розділення, гідравлічний опір та ін. Здійснено тактичне планування експериментальних досліджень режимних параметрів динамічної та статичної стійкості пружних відбійних елементів модульних сепараційних пристроїв. За результатами досліджень доповнено попередньо розроблені математичні моделі аерогідропружної взаємодії газорідного потоку та пружних відбійних елементів модульних динамічних сепараційних пристроїв. Подальші експериментальні дослідження пружних відбійних елементів модульних сепараційних пристроїв плануються за різних гідродинамічних режимів у більш широкому інтервалі значень швидкостей газорідного потоку (6-25 м/с) та різних товщин пластин відбійних елементів (1-5 мм)..

3. Запропонована математична модель для визначення поверхні контакту фаз при сепарації багатокомпонентних двофазних систем зі сполученим тепломасоперенесенням. У результаті встановлено універсальний вираз для визначення сумарної поверхні тепломасообміну. Запропоновано залежність для визначення коефіцієнта поверхні розділу фаз, встановлені значення цього коефіцієнта для різних законів розподілу частинок за їх розмірами. Отримано аналітичні вирази для полів швидкості і тиску. Запропоновано безрозмірні критерії

визначення гідродинамічних характеристик газорідного потоку, зокрема, для визначення траєкторій руху частинок. Розглянуто рух крапельної рідини частинок газорідної суміші в каналі з роздільною стінкою, що хитається. В результаті математичного моделювання та ідентифікації параметрів, були отримані аналітичні вирази для компонент швидкості та траєкторій краплин рідини. Запропоновано узагальнену методологію досліджень процесів сепарації з використанням технологій штучних нейронних мереж, яку доцільно поширити на розв'язання широкого кола прикладних завдань в області хімічного машиноапаратобудування.

4. Запропоновано два підходи для числового моделювання процесів абсорбційного поглинання аміаку водою між гофрованими листовими пластинами жалюзійних сепараційно-тепло-масообмінних контактних секцій. В подальшому планується розробка спеціальних інструментальних засобів, використовуючи можливості User Defined Function (UDF) для модуля Fluent базової конфігурації ANSYS.

5. Запатентовані авторами проекту нові способи сепарації гетерогенних систем та конструкції сепараційних пристроїв, мають ряд переваг в порівнянні з аналогами, засновані на вібраційно-інерційних і інерційно-фільтруючих методах розділення дво- та трифазних систем, що дозволяє підвищити інтенсивність і ефективність розділення. Запропоновані пристрої та апарати відрізняються високою ефективністю у широкому діапазоні навантажень та співвідношення фаз, а відповідні технологічні схеми промислових установок застосовують високоенергоєфективне ресурсозберігаюче обладнання.

ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ

1. Pankrushina A V., Gartman TN (2017) Process design of complex systems of rectification columns and the evaluation of their effectiveness with the assumption of the range of feed composition. *Theor Found Chem Eng* 51:858–866. <https://doi.org/10.1134/s0040579517050177>
2. Meiri N, Radus R, Herskowitz M (2017) Simulation of novel process of CO₂ conversion to liquid fuels. *J CO₂ Util* 17:284–289. <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2016.12.008>
3. Valentínyi N, Mizsey P (2014) Comparison of pervaporation models with simulation of hybrid separation processes. *Period Polytech Chem Eng* 58:7–14. <https://doi.org/10.3311/PPch.7120>
4. Abdelaziz OY, Hosny WM, Gadalla MA, et al (2017) Novel process technologies for conversion of carbon dioxide from industrial flue gas streams into methanol. *J CO₂ Util* 21:52–63. <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2017.06.018>
5. Chisalita DA, Petrescu L, Cormos AM, Cormos CC (2018) Assessing Energy and CO₂Emission Reduction from Ammonia Production by Chemical Looping as Innovative Carbon Capture Technology. Elsevier Masson SAS
6. Dibyo S, Sunaryo GR, Bakhri S, et al (2018) Analysis on Operating Parameter Design to Steam Methane Reforming in Heat Application RDE. *J Phys Conf Ser* 962: <https://doi.org/10.1088/1742-6596/962/1/012052>
7. O. O. Liaposhchenko, V. F. Moiseev, V. M. Marenok, O. M. Khukhryansky, O. Y. Starynsky, and V. V. Kovtun, “Simulation of chemical and technological processes of a hydrocarbon preparation plant” *JOURNAL OF HYDROCARBON POWER ENGINEERING*, vol. 6, no. 1, pp. 7–13, Jun. 2019. DOI: 10.31471/2311-1399-2019-1(11)-7-13.
8. Haaz E, Toth AJ (2018) Methanol dehydration with pervaporation: Experiments and modelling. *Sep Purif Technol* 205:121–129. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2018.04.088>.

9. Szima S, Cormos CC (2018) Improving methanol synthesis from carbon-free H₂ and captured CO₂: A techno-economic and environmental evaluation. *J CO₂ Util* 24:555–563. <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2018.02.007>.
10. Al-Mhanna N (2018) Simulation of High Pressure Separator Used in Crude Oil Processing. *Processes* 6:219. <https://doi.org/10.3390/pr6110219>.
11. Liaposhchenko, O., Pavlenko, I., Demianenko, M., Starynskyi, O., Pitel, J. (2019). The methodology of numerical simulations of separation process in SPR-separator. *CEUR Workshop Proceedings*, vol. 2353, pp. 822-832.
12. Wang S, Li K, Ke Z, Chen C (2019) International Journal of Heat and Mass Transfer Time-resolved PIV measurement and thermal-hydraulic performance evaluation of thin film self-agitators in a rectangular channel flow. *Int J Heat Mass Transf* 137:922–939. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2019.04.014>
13. Yan L, Dong L, Hui X, Flay RGJ (2019) Journal of Wind Engineering & Industrial Aerodynamics Experimental determination of aerodynamic admittance functions of a bridge deck considering oscillation effect. *J Wind Eng Ind Aerodyn* 190:83–97. <https://doi.org/10.1016/j.jweia.2019.04.009>
14. Klock RJ, Cesnik CES Local Aeroelastic Instability of High-Speed Cylindrical Vehicles. 1–9. <https://doi.org/10.2514/1.J057705>
15. Kalmbach A, Breuer M (2013) Experimental PIV / V3V measurements of vortex-induced fluid – structure interaction in turbulent flow — A new benchmark FSI-PfS-2a. *J Fluids Struct* 42:369–387. <https://doi.org/10.1016/j.jfluidstructs.2013.07.004>
16. Abdullatif M, Mukherjee R (2019) AC. *J Sound Vib*. <https://doi.org/10.1016/j.jsv.2019.04.033>
17. Text OR (2013) AND CYLINDRICAL PANELS OF A COMPOSITE WITH A CONCENTRATED MASSES. 54:578–587. <https://doi.org/10.1134/S0021894413040081>
18. He M, Zhang Y, Ma L, et al (2018) *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification* Study on flow field characteristics in a reverse rotation cyclone

<https://doi.org/10.1016/j.cep.2018.02.026>

19. Yan X, Chen Z, Wang L (2018) Computational fluid dynamics (CFD) numerical simulation and particle image velocimetry (PIV) measurement of a packed flotation column. 54:395–405

20. Zhao L, Wang Y, Xu B, et al (2018) Innovative design and study of an oil-water coupling separation magnetic hydrocyclone. Sep Purif Technol 213:389–400. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2018.12.051>

21. Coagulation E, Ultrasound H (2019) Enhanced Coagulation by High-frequency Ultrasound in Microcystis aeruginosa - laden Water: Strategies and Mechanisms Abstract Ultrasonic treatment has attracted much attention because of its physical and chemical. Ultrason - Sonochemistry. <https://doi.org/10.1016/j.ultsonch.2019.01.022>

22. 12. I. V. Pavlenko, O. O. Liaposhchenko, V. I. Sklabinskyi, V. O. Ivanov, and O. G. Gusak, “Hydrodynamic Features of Gas-Liquid Flow Movement in a Separation Device Plane Channel with an Oscillating Wall,” 2018.

23. 13. Liaposhchenko, O. O., Sklabinskyi, V. I., Zavialov, V. L., Pavlenko, I. V., Nastenko, O. V., Demianenko, M. M.: Appliance of inertial gas-dynamic separation of gas dispersion flows in the curvilinear convergent-divergent channels for compressor equipment reliability improvement. IOP Conference Series: Materials Science and Engineering, 233, 012025 (2017), doi: 10.1088/1757-899X/233/1/012025

24. 14. F. A. Trishyn, O. R. Trach, and Y. V. Orlovskaya, “Management Of Energy Flows In Low-Temperature Separation Units,” PROBLEMELE ENERGETICII REGIONALE 1 (36), pp. 73-86, 2018.

25. 15. A. A. Redko, I. A. Redko, and A. F. Redko, “Combustion Of Solid Fuel In A Vortex Furnace With Counter-Swirling Flows,” 2017.

26. 16. Ochowiak M., Matuszak M., Wlodarczak S., Ancukiewicz M., Krupinska A. The modified swirl sedimentation tanks for water purification. Journal of Environmental Management, 2017, vol. 189, pp. 22–28.

27. 17. Zhao F.-L., Bo H.-L. Characteristics analysis of droplet phase transformation during moving in swirl-vane separator. *Atomic Energy Science and Technology*, 2017, vol. 51 (12), pp. 2183–2190.
28. 18. O. I. Pavlenko O. Liaposhchenko, M. Ochowiak, M. Demyanenko, “Solving the Stationary and Hydroaeroelasticity Problem,” in *Vibrations in Physical Systems*, 29, 2018026 (1 of 7), 2018.
29. 19. Pitak I., Shaporev V., Pitak O., Hrubnik A., Moiseev V. Investigation of the Process of Saturation of the Filter Liquid of Soda Production with Ammonia and Carbon Dioxide in the Production of Ammonium Chloride. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, Springer, 2019, pp. 481–488.
30. 20. Kashuk S., Mercurio S.R., Iskander M. Visualization of dyed NAPL concentration in transparent porous media using color space components. *Journal of Contaminant Hydrology*, 2014, vol. 162–163, pp. 1–16.
31. Andan S., Hariharan S.I., Chase G.G. Continuum model evaluation of the effect of saturation on coalescence filtration. *Separation Science and Technology*, 2008, vol. 43 (8), pp. 1955–1973.
32. V. Sklabinskyi, O. Liaposhchenko, I. Pavlenko, O. Lytvynenko, and M. Demianenko, “Modelling of Liquid’s Distribution and Migration in the Fibrous Filter Layer in the Process of Inertial-Filtering Separation,” in *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, Springer International Publishing, 2018, pp. 489–497.
33. Pylypaka S., Klendiy M., Zaharova T. Movement of the particle on the external surface of the cylinder, which makes the translational oscillations in horizontal planes. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, Springer, 2019, vol. part F2, pp. 336–345.
34. Mil’stein L.M. Comprehensive Evaluation and Selection of Separators for the Oil and Gas Industry. *Chemical and Petroleum Engineering*, 2014, vol. 49 (11–12), pp. 727–735.

35. Kurchatov I.M., Tishin A.A., Karaseva M.D., Gurkin V.N. Hybrid solutions of compressed gas drying. *Journal of Physics: Conference Series*, 2018, vol. 1099 (1), 012033.
36. Liaposchenko, O., Pavlenko, I., Nastenko, O.: The model of crossed movement and gas-liquid flow interaction with captured liquid film in the inertial-filtering separation channels. *Separation and Purification Technology*, 173, pp. 240-243 (2017), doi: 10.1016/j.seppur.2016.08.042
37. Basauri A., Gomez-Pastora J., Fallanza M., Bringas E., Ortiz I. Predictive model for the design of reactive micro-separations. *Separation and Purification Technology*, 2019, vol. 209, pp. 900–907.
38. Gomez-Pastora J., Gonzalez-Fernandez C., Fallanza M., Bringas E., Ortiz I. Flow patterns and mass transfer performance of miscible liquid-liquid flows in various microchannels: Numerical and experimental studies. *Chemical Engineering Journal*, 2018, vol. 344, pp. 487–497.
39. Li Z.-T., Wu H.-T., Chen W.-Yi, He Fu-An, Li, De-H. Preparation of magnetic superhydrophobic melamine sponges for effective oil-water separation. *Separation and Purification Technology*, 2019, vol. 212, pp. 40–50.
40. Duroudier J.-P. *Liquid-Gas and Solid-Gas Separators*. ISTE Press, Elsevier, 2016, 176 p.
41. Lahnsteiner J. *Handbook of Water and Used Water Purification*. Springer, 2020, 1000 p.
42. Ramaswamy S., Huang H.-J., Ramarao B.V. *Separation and Purification Technologies in Biorefineries*. Wiley, 2013, 608 p.
43. Liu J., Liu T., Chen J. Quality prediction for multi-grade processes by just-in-time latent variable modeling with integration of common and special features. *Chemical Engineering Science*, 2018, vol. 191, pp. 31–41.
44. Lopez-Belchi A., Illan-Gomez F., Cano-Izquierdo J.M., Garcia-Cascales J.R. GMDH ANN to optimise model development: Prediction of the pressure drop and the

heat transfer coefficient during condensation within mini-channels. *Applied Thermal Engineering*, 2018, vol. 144, pp. 321–330.

45. Kuric I. Development of classification systems for process planning systems. *Quality – Access to Success*, 2012, vol. 13 (SUPPL.5), pp. 183–186.

46. Talukdar D., Li C.-G., Tsubokura M. Numerical investigation of laminar compressible natural convection flow in asymmetrically and isothermally heated open-ended inclined channel. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 2019, vol. 130, pp. 83–97.

47. Ijaz N., Zeeshan A., Bhatti M.M., Ellahi R. Analytical study on liquid-solid particles interaction in the presence of heat and mass transfer through a wavy channel. *Journal of Molecular Liquids*, 2018, vol. 250, pp. 80–87.

48. Aliev A.V., Mishchenkova O.V., Lipanov A.M. *Mathematical modeling and numerical methods in chemical physics and mechanics*. Apple Academic Press, 2016, 534 p.

49. Wong K.W.L., Zhao J., Lo J.D., Thompson M.C., Sheridan J. Experimental investigation of flow-induced vibration of a sinusoidally rotating circular cylinder. *Journal of Fluid Mechanics*, 2018, vol. 848, pp. 430–466.

50. Tarleton, E. S., Wakeman, R. J.: *Solid/liquid separation: equipment selection and process design*. Elsevier Ltd., Netherlands (2007)

51. Kaijaluoto, S., Sorsamaki, L., Aaltonen, O., Nakari-Setälä, T.: Bark-based biorefinery – From pilot experiments to process model. *AIChE Annual Meeting, Conference Proceedings*, 83459 (2010)

52. Gulsoy, O. Y., Gulcan, E.: A new method for gravity separation: vibrating table gravity concentrator. *Separation and Purification Technology*, 211, pp. 124-134 (2019), doi: 10.1016/j.seppur.2018.09.074

53. Zhang, G., Willemin, A. S., Brion, A., Piet, M. H., Moby, V., Bianchi, A., Mainard, D., Galois, L., Gillet, P., Rousseau, M.: A new method for the separation and purification of the osteogenic compounds of nacre ethanol soluble matrix. *Journal of Structural Biology*, 196(2), pp. 127-137 (2016), doi: 10.1016/j.jsb.2016.03.016

54. Xu, Y., Wang, X., Cui, Z., Dong, F., Yan, Y.: Separation of gas-liquid two-phase flow through independent component analysis. *IEEE Transactions on Instrumentation and Measurement*, 59(5), pp. 1294-1302 (2010)
55. Ling, K., Wu, X., Guo, B., He, J.: New method to estimate surface-separator optimum operating pressures. *Oil and Gas Facilities*, 2(3), pp. 65-76 (2013), doi: 10.2118/163111-PA
56. Zhou, E., Zhang, Y., Zhao, Y., Luo, Z., Yang, X., Duan, C., Dong, L., Fu, Z.: Effect of vibration energy on fluidization and 1–6 mm coal separation in a vibrated dense medium fluidized bed. *Separation Science and Technology*, 53(14), pp. 2297-2313 (2018), doi: 10.1080/01496395.2018.1445757
57. Wang, S., Yang, Y., Yang, X., Zhang, Y., Zhao, Y.: Dry beneficiation of fine coal deploying multistage separation processes in a vibrated gas-fluidized bed. *Separation Science and Technology*, 54(4), 655-664 (2019), doi: 10.1080/01496395.2018.1505917
58. Tarellyk, V., Martsynkovskyy, V., Dziuba, A.: New method of friction assemblies reliability and endurance improvement. *Applied Mechanics and Materials*, 630, pp. 388-396 (2014), doi: 10.4028/www.scientific.net/AMM.630.388
59. Plyatsuk, L. D., Ablieieva, I. Yu., Vaskin, R. A., Yeskendirov, M., Hurets, L. L.: Mathematical modeling of gas-cleaning equipment with a highly developed phase contact surface. *Journal of Engineering Sciences*, 5(2), pp. F19-F24, doi: 10.21272/jes.2018.5(2).f4
60. Araujo, A. F., Varela, M. L. R., Gomes, M. S., Barreto, R. C. C., Trojanowska, J.: Development of an intelligent and automated system for lean industrial production, adding maximum productivity and efficiency in the production process. *Advances in Manufacturing. Lecture Notes in Mechanical Engineering*, pp. 131-140 (2018), doi: 10.1007/978-3-319-68619-6_13
61. Feng, J.: A deformable liquid drop falling through a quiescent gas at terminal velocity. *Journal of Fluid Mechanics*, 658, pp. 438-462 (2010), doi: 10.1017/S0022112010001825

62. Yadav, M. P., Agarwal, R.: Numerical investigation of fractional-fractal Boussinesq equation. *Chaos*, 29, 013109 (2019), doi: 10.1063/1.5080139
63. Kambe, T.: New scenario of turbulence theory and wall-bounded turbulence: theoretical significance. *Geophysical and Astrophysical Fluid Dynamics*, 111(6), pp. 448-507 (2017), doi: 10.1080/03091929.2017.1376055
64. John, V.: The Oseen equations. *Finite Element Methods for Incompressible Flow Problems*. Springer Series in Computational Mathematics, 51, pp. 243-300 (2016), doi: 10.1007/978-3-319-45750-5_5
65. Parmar, M., Haselbacher, A., Balachandar, S.: Generalized Basset–Boussinesq–Oseen equation for unsteady forces on a sphere in a compressible flow. *Physical Review Letters*, 106, 084501 (2011), doi: 10.1103/PhysRevLett.106.084501
66. Chouippe, A., Uhlmann, M.: On the influence of forced homogeneous-isotropic turbulence on the settling and clustering of finite-size particles. *Acta Mechanica*, 230(2), pp. 387-412 (2019), doi: 10.1007/s00707-018-2271-7
67. Petersen, A. J., Baker, L., Coletti, F.: Experimental study of inertial particles clustering and settling in homogeneous turbulence, 864, pp. 925-970 (2019), doi: 10.1017/jfm.2019.31
68. Chun, J., Koch, D., Rani, S., Ahluwalia, A., Collins, L.: Clustering of aerosol particles in isotropic turbulence. *Journal of Fluid Mechanics*, 536, pp. 219-251 (2005). doi: 10.1017/S0022112005004568
69. Kelbaliev, G. I., Ibragimov, Z. I., Kasimova, R. K.: Deposition of aerosol particles in vertical channels from an isotropic turbulent flow. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*. 83(5), pp. 908-916 (2010), doi: 10.1007/s10891-010-0413-4
70. Cencini, M., Bec, J., Biferale, L., Boffetta, G., Celani, A., Lanotte, A. S., Musacchino, S., Toschi, F.: Dynamics and statistics of heavy particles in turbulent flows. *Journal of Turbulence*, 7, 36 (2019), doi: 10.1080/14685240600675727
71. Arakawa, K.: Dynamic sliding friction and similarity with Stokes' law. *Tribology International*, 94, pp. 77-81 (2016), doi: 10.1016/j.triboint.2015.08.007

72. Rosen, T.: The influence of inertia on the rotational dynamics of spheroidal particles suspended in shear flow. Royal Institute of Technology, Sweden (2014)
73. Daitche, A.: On the role of the history force for inertial particles in turbulence. *Journal of Fluid Mechanics*, 782, pp. 567-593 (2015), doi: 10.1017/jfm.2015.551
74. Armand, A., Allahviranloo, T., Gouyandeh, Z.: General solution of Basset equation with Caputo generalized Hukuhara derivative. *Journal of Applied Analysis and Computation*, 6(1), pp. 119-130 (2016), doi: 10.11948/2016010
75. Edwards, J. T., Ford, N. J., Simpson, A. C.: The numerical solution of linear multi-term fractional differential equations: systems of equations. *Journal of Computational and Applied Mathematics*, 148(2), pp. 401-418 (2002), doi: 10.1016/S0377-0427(02)00558-7
76. Gomez-Lopez, A., Ferrer, V. H., Rincon, E., Aguayo, J. P., Chavez, A. E., Vargas, R. O.: Large-amplitude oscillatory shear flow simulation for a FENE fluid. *Rheologica Acta*, 58(1), pp. 241-260 (2019)
77. Fuks K., Kawa A., Wiczerzycki W., Improved e-sourcing strategy with multi-agent swarms. In: *Computational Intelligence for Modelling Control & Automation*, pp. 488-493, 2008.
78. Kunz G., Machado J., Perondi E., Using timed automata for modeling, simulating and verifying networked systems controller's specifications", *Neural Computing and Applications*, 28(5), pp. 1031-1041, 2017.
79. Santos A.S., Varela M.L.R., Putnik G.D., Madureira, A.M., Alternative Approaches Analysis for Scheduling in an Extended Manufacturing Environment, In: *Proc. Nature and Biologically Inspired Computing*, pp. 97-102, 2014.
80. Sika R., Rogalewicz M., Methodologies of knowledge discovery from data and Data Mining methods in mechanical engineering, *Management and Production Engineering Review*, Vol. 7, Issue 4/2016, pp. 97-108, 2016.
81. Dostatni E., Diakun J., Grajewski D., Wichniarek R., Karwasz A., Multi-agent System to Support Decision-Making Process in Ecodesign. In: Herrero Á., Sedano

J., Baruque B., Quintián H., Corchado E. (eds), *Advances in Intelligent Systems and Computing*, vol 368, 463-474, Springer, 2015

82. Rojas, R.: *Neural Networks*. Springer, Heidelberg, 1996.

83. Kriesel, D.: *A Brief Introduction to Neural Networks* (2008), http://www.dkriesel.com/science/neural_networks, last accessed 2017/12/10.

84. Chandima Ratnayake R.M., Antosz K., *Development of a Risk Matrix and Extending the Risk-based Maintenance Analysis with Fuzzy Logic*, *Procedia Engineering*, Vol. 182, pp. 602-610, 2017

85. Hagan, M.T., Demuth, H.B., et al.: *Neural network design*. 2nd edn. <http://hagan.okstate.edu/nnd.html>, last accessed 2017/12/10.

86. Zhao, L., Li, W., et al.: *Artificial Neural Networks Based on Fractal Growth*. *Advances in Automation and Robotics*, vol. 2, pp. 323–330 (2011).

87. Ferraz, A., Brito, J., Carvalho, V. Machado J., *Blood Type Classification Using Computer Vision and Machine Learning*, *Neural Computing and Applications*, 28, pp.2029–2040, 2017.

88. Putnik G. D., Ferreira L., Shah V., Putnik Z., Castro H., Cruz-Cunha M.M., Varela L., *Effective Service Dynamic Packages for Ubiquitous Manufacturing System.Virtual and Networked Organizations, Emergent Technologies and Tools*. Springer, pp.207–219, 2011.

89. Varela M.L.R., Ribeiro R.A., *Distributed Manufacturing Scheduling Based on a Dynamic Multi-criteria Decision Model*, In: Zadeh L., Abbasov A., Yager R., Shahbazova S., Reformat M. (eds), *Recent Developments and New Directions in Soft Computing. Studies in Fuzziness and Soft Computing*, vol. 317. Springer, pp. 81-93, 2014.

90. Kapania, R.K., Liu, Y.: *Applications of Artificial Neural Networks in Structural Engineering with Emphasis on Continuum Models*. Virginia Polytechnic Institute and State University, Blacksburg (1998).

91. Lazarevska, M., Knezevic, M., et al.: *Application of artificial neural networks in civil engineering*. *Tehnicki vjesnik* 21(6), 1353–1359 (2014).

92. I. Pavlenko, J. Trojanowska, V. Ivanov, and O. Liaposhchenko, "Parameter Identification of Hydro-Mechanical Processes Using Artificial Intelligence Systems," *International Journal of Mechatronics and Applied Mechanics*, 2018, Issue 5, pp. 19-26.

93. I. Pavlenko, J. Trojanowska, V. Ivanov, and O. Liaposhchenko, "Scientific and Methodological Approach for the Identification of Mathematical Models of Mechanical Systems by Using Artificial Neural Networks," in *Innovation, Engineering and Entrepreneurship*, Springer International Publishing, 2018, pp. 299–306.

94. Старинський О. Є. Проблеми дослідження процесів масообміну у газорідних системах CFD-методами / Старинський О. Є., Дем'яненко М. М., Ляпощенко О. О., Павленко І. В // V Міжнародна науково-технічна конференція "Комп'ютерне моделювання та оптимізація складних систем", 6-8 листопада 2019 року м. Дніпро.

95. Рамм В.М. Абсорбция газов. Издание 2-е, переработанное и дополненное М., "Химия" 1976.

96. Thermophysical Properties of NH₃ + H₂O Solutions for the Industrial Design of Absorption Refrigeration Equipment, Formulation for Industrial Use. Conde Engineering, Zurich 2004. – 40 с.

97. I. Pavlenko, V. Ivanov, I. Kuric, O. Gusak, and O. Liaposhchenko (2019) Ensuring Vibration Reliability of Turbopump Units Using Artificial Neural Networks. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, Springer International Publishing, pp. 165–175. https://doi.org/10.1007/978-3-030-18715-6_14

98. Pavlenko, Ivan et al. (2019) Using Computer Modeling and Artificial Neural Networks for Ensuring the Vibration Reliability of Rotors. CMIS.

99. A.A.S. Lima , A.A.V. Ochoa , J.A.P. Da Costa , J.R. Henr'iquez , CFD Simulation of Heat and Mass Transfer in an Absorber That uses the pair Ammonia/Water as a Working Fluid, *International Journal of Refrigeration* (2018), doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijrefrig.2018.11.010>

100. O. Liaposhchenko, et. al. (2019) Numerical Simulation of Aeroelastic Interaction Between Gas-Liquid Flow and Deformable Elements in Modular Separation

Devices. Lecture Notes in Mechanical Engineering, Springer International Publishing, pp. 765–774.

101. Пат. № RU02221625, B01D 45/16, Малогабаритний високоефективний сепаратор СЦВ-5 / Кочубей Ю. І., заявл.: 04.01.2003, опубл.: 20.01.2004.

102. Пат. № 2011152665, B01D 17/00, B01D 19/00, Фазний розділювач / Бойко С. І., Литвиненко О. В., Грицай М. О., Шульга Т. М., Андреевська Т. В., Тютюник Г. Г., Самольянов О. С., заявл.: 22.12.2011, опубл.: 27.05.2013.

103. W. Hongfu, L. Yongsheng, Z. Xihua, Oil-gas-water three-phase separator for polymer flooding oil production, CN Patent No. 105525904, 27.04.2016.

104. W. Junchuan, Y. Haiqiao, T. Yipan, L. Bin, Z. Ping, Oil -gas -water three - phase separator, CN Patent No. 206081807, 12.04.2017.

105. O. Guoqiang, O. Yongyi, H. Gang, Energy-saving vertical type oil-gas-water phase separator, CN Patent No. 104225963, 24.12.2014.

106. W. Lichao, W. Heng, W. Shiyong, W. Pengfei, Z. Yan, L. Xin, L. Jingjing, Oil and natural gas handles and uses three -phase multistage separator, CN Patent No. 207076174.

107. S. Yucheng, Vertical three -phase separator, CN Patent No. 207478152, 12.06.2018.

108. М.Л. Маркович, Вертикальний нафтогазовий сепаратор, RU Patent No. 0000101936, 10.02.2011.

109. Лесухін С. П., Скоробогатов Д. Ю., Ушаков С. Е., Лесухін М. С., Вертикальний нафтогазовий сепаратор, RU 0002612737, 13.03.2017.

110. Пат. 102445 U Україна, МПК B01D 45/04 (2006.01). Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного 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. - № u201505124; заявл. 25.05.2015; опубл. 26.10.2015, бюл. № 20.

111. Пат. 111039 U Україна, МПК (2016.01)B01D 45/00. Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного 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.

112. Пат. 130518 U Україна, МПК В01D 45/00, В01D 45/04 (2006.01). Спосіб відділення газової фази з газорідного потоку / О.О. Ляпощенко, О.В. Литвиненко, О.Є. Старинський, В.В. Ковтун, Н.В. Борисова (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201806839; заявл. 18.06.2018; опубл. 10.12.2018, бюл. №23.

113. Пат. 130464 U Україна, МПК В01D 45/04 (2006.01). Пристрій для сепарації дисперсної рідини з газового потоку / О.О. Ляпощенко, І.В. Павленко, М.М. Дем'яненко, О.Є. Старинський, В.В. Ковтун (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201806182; заявл. 04.06.2018; опубл. 10.12.2018, бюл. № 23.

114. Пат. 137925 U Україна, МПК В01F 3/04 (2006.01). Пристрій для ежекції газу в потік рідини / О.О. Ляпощенко, В.М. Маренок, О.Є. Старинський, В.В. Ковтун (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201904358; заявл. 11.11.2019; бюл. № 21.

115. Пат. 115702 U Україна, МПК В01D 45/04 (2006.01). Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку / О.О. Ляпощенко, В.І. Склабінський, О.В. Настенко, М.В. Старинський, М.П. Люшниченко (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201611118; заявл. 04.11.2016; опубл. 25.04.2017, бюл. № 8.

116. Пат. 136120 U Україна, МПК С05С 3/00 (2006). Спосіб отримання аміачної води з сполученими процесами сепарації та тепломасообміну / Ляпощенко О.О., Склабінський В.І., Стороженко В.Я., Скиданенко М.С., Смирнов В.А., Варуха Д.О. (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201900254; заявл. 09.01.2019; опубл. 12.08.2019, бюл. № 15.

117. Пат. 2105716 RU Російська Федерація, МПК С01С1 / 00 Непреривний спосіб отримання аміачної води / Н.І. Савельєв; Л.А. Савельєва; Т.М. Малофейкин;

С.М. Філіппова; Ю.П. Сухов; Заявник і власник патенту: акціонерне товариство відкритого типу "Хімпром". - №2105716; заявл. 29.07.1996; опубл. 27.02.1998, Бюл. № 23.

118. Пат. 115895 U Україна, МПК (2006), C05C 3/00, C01C 1/00. Безперервний спосіб отримання аміачної води високої концентрації / О.О. Ляпощенко, М.С. Скиданенко, В.А. Смирнов, В.М. Маренок, М.П. Кононенко, А.О. Ільченко, А.В. Шевчук (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201612675; заявл. 12.12.2016; опубл. 25.04.2017, бюл. № 8.

119. Пат. 121362 U Україна, МПК (2006) C05C 3/00, C01C 1/00. Спосіб отримання аміачної води та рідких добрив / О.О. Ляпощенко, М.С. Скиданенко, В.А. Смирнов, В.М. Маренок, Д.О. Варуха (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № a201705214; заявл. 29.05.2017; опубл. 11.12.2017, бюл. № 23.

Додаток А

(Результати оптимізаційного моделювання установки переробки газового конденсату)

FLWSHEET SUMMARY

ID	Type	Label	Stream Numbers			
1	PUMP		37	-3		
2	VALV		46	-4		
3	MIXE		4	36	-47	
16	TOWR		2	3	-38	-41
18	FLAS		44	-35	-36	
19	TOWR		47	30	-31	-37
20	HTXR		31	-44		
21	HTXR		48	38	-49	-39
22	DIVI		39	-2	-43	
24	DIVI		42	-45	-46	
26	HTXR		50	41	-1	-42

Stream Connections

Stream	Equipment		Stream	Equipment		Stream	Equipment	
	From	To		From	To		From	To
1	26		36	18	3	44	20	18
2	22	16	37	19	1	45	24	
3	1	16	38	16	21	46	24	2
4	2	3	39	21	22	47	3	19
30		19	41	16	26	48		21
31	19	20	42	26	24	49	21	
35	18		43	22		50		26

Calculation mode : Sequential

Flash algorithm : Normal

Equipment Calculation Sequence

21 22 26 24 2 3 19 20 18 1 16

Equipment Recycle Sequence

21 22 26 24 2 3 19 20 18 1 16

Recycle Cut Streams

41 38 36

Recycle Convergence Method: Direct Substitution

Max. loop iterations 40

Recycle Convergence Tolerance

Flow rate 1.000E-003

Temperature 1.000E-003

Pressure 1.000E-003

Enthalpy 1.000E-003

Vapor frac. 1.000E-003

Recycle calculation has converged.

Overall Mass Balance	kmol/sec		kg/sec	
	Input	Output	Input	Output
Methane	0.003	0.003	0.044	0.044
Ethane	0.002	0.002	0.062	0.062
Propane	0.005	0.005	0.241	0.241
I-Butane	0.001	0.001	0.077	0.077
Butane	0.003	0.003	0.189	0.189
Neopentane	0.000	0.000	0.014	0.014
I-Pentane	0.001	0.001	0.076	0.076
N-Pentane	0.001	0.001	0.050	0.050
Hexane	0.000	0.000	0.006	0.006
Heptane	0.000	0.000	0.003	0.003
Water	1.110	1.110	20.000	20.000
Total	1.127	1.127	20.762	20.762

Overall Energy Balance	MJ/sec	
	Input	Output
Feed Streams	-320.787	
Product Streams		-320.333
Total Heating	0.624789	
Total Cooling	-0.171829	
Power Added	0.000828317	
Power Generated	0	
Total	-320.334	-320.333

COMPONENTS

	ID #	Name	Formula
1	2	Methane	CH4
2	3	Ethane	C2H6
3	4	Propane	C3H8
4	5	I-Butane	C4H10
5	6	Butane	C4H10
6	9	Neopentane	C5H12
7	7	I-Pentane	C5H12
8	8	N-Pentane	C5H12
9	10	Hexane	C6H14
10	11	Heptane	C7H16
11	62	Water	H2O

THERMODYNAMICS

K-value model : SRK
 Water/Hydrocarbon immiscible
 Enthalpy model : SRK
 Liquid density : Library

Std vapor rate reference temperature is 0 C.
 Atmospheric pressure is 0.1013 MPa.

SRK Parameters:

$BIP = A + B * T + C * T * T$ $T =$ Temperature in degree K

I	J	A	B	C
5	10	-0.00040	0.00000	0.00000

STREAM PROPERTIES

Stream No.	1	2	3	4
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/sec	0.56	0.01	0.01	0.00
Mass flow kg/sec	10.00	0.45	0.46	0.21
Temp C	12.26	20.00	56.24	20.40
Pres MPa	0.50	1.60	1.60	0.65
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Enth MJ/sec	-159.30	-1.1764	-1.1020	-0.51040
Tc C	374.20	141.98	176.15	201.89
Pc MPa	22.12	4.24	4.02	3.40
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	0.565	0.603	0.635
Std. sp gr. air = 1	0.622	1.928	2.259	2.584
Degree API	10.00	119.03	103.11	91.47
Average mol wt	18.01	55.85	65.43	74.83
Actual dens kg/m3	999.11	556.56	550.79	631.27
Actual vol m3/h	36.03	2.91	2.98	1.20
Std liq m3/h	36.00	2.87	2.72	1.20
Std vap 0 C m3/h	44789.97	650.28	562.99	227.45
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/sec	0.56	0.01	0.01	0.00
Mass flow kg/sec	10.00	0.45	0.46	0.21
Average mol wt	18.01	55.85	65.43	74.83
Actual dens kg/m3	999.11	556.56	550.79	631.27
Actual vol m3/h	36.03	2.91	2.98	1.20
Std liq m3/h	36.00	2.87	2.72	1.20
Std vap 0 C m3/h	44789.97	650.28	562.99	227.45
Cp J/kmol-K	75504.23	137169.70	168365.75	167879.66
Z factor	0.0050	0.0697	0.0742	0.0345
Visc Pa-sec	0.001245	0.0001537	0.0001430	0.0002438
Th cond W/m-K	0.5873	0.1026	0.0951	0.1152
Surf. tens. N/m	0.07	0.01	0.01	0.02

Stream No.	30	31	35	36
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/sec	0.02	0.02	0.01	0.01
Mass flow kg/sec	0.76	0.92	0.52	0.40
Temp C	20.00	49.54	30.00	30.00
Pres MPa	0.65	0.65	0.65	0.65
Vapor mole fraction	0.5902	1.000	1.000	0.0000
Enth MJ/sec	-2.0063	-2.1736	-1.3142	-1.0312
Tc C	111.37	118.27	92.07	153.82
Pc MPa	6.15	5.96	6.51	4.31
Std. sp gr. wtr = 1	0.510	0.520	0.483	0.576
Std. sp gr. air = 1	1.558	1.620	1.401	2.022
Degree API	145.82	140.62	161.37	114.09
Average mol wt	45.13	46.91	40.58	58.57
Actual dens kg/m3	21.68	12.53	11.42	553.71
Actual vol m3/h	126.62	264.73	162.94	2.63
Std liq m3/h	5.38	6.38	3.85	2.53
Std vap 0 C m3/h	1363.05	1584.54	1027.51	557.03
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/sec	0.01	0.02	0.01	
Mass flow kg/sec	0.37	0.92	0.52	
Average mol wt	37.40	46.91	40.58	
Actual dens kg/m3	10.82	12.53	11.42	
Actual vol m3/h	124.10	264.73	162.94	
Std liq m3/h	2.90	6.38	3.85	
Std vap 0 C m3/h	804.50	1584.54	1027.51	
Cp J/kmol-K	68314.41	89775.74	75117.98	
Z factor	0.9221	0.9073	0.9168	
Visc Pa-sec	8.862e-006	9.084e-006	8.931e-006	
Th cond W/m-K	0.0208	0.0217	0.0210	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/sec	0.01			0.01
Mass flow kg/sec	0.39			0.40
Average mol wt	56.27			58.57
Actual dens kg/m3	556.91			553.71
Actual vol m3/h	2.52			2.63
Std liq m3/h	2.48			2.53
Std vap 0 C m3/h	558.55			557.03
Cp J/kmol-K	138567.73			146326.81
Z factor	0.0286			0.0290
Visc Pa-sec	0.0001503			0.0001459
Th cond W/m-K	0.1029			0.1002
Surf. tens. N/m	0.01			0.01

Stream No.	37	38	39	41
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/sec	0.01	0.01	0.01	0.00
Mass flow kg/sec	0.46	0.64	0.64	0.26
Temp C	55.65	95.82	20.00	151.92
Pres MPa	0.65	1.60	1.60	1.60
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	0.0000	0.0000
Enth MJ/sec	-1.1028	-1.3816	-1.6806	-0.54328
Tc C	176.15	141.98	141.98	201.89
Pc MPa	4.02	4.24	4.24	3.40
Std. sp gr. wtr = 1	0.603	0.565	0.565	0.635
Std. sp gr. air = 1	2.259	1.928	1.928	2.584
Degree API	103.11	119.03	119.03	91.47
Average mol wt	65.43	55.85	55.85	74.83
Actual dens kg/m3	551.54	38.65	556.56	460.55
Actual vol m3/h	2.98	59.89	4.16	2.06
Std liq m3/h	2.72	4.10	4.10	1.50
Std vap 0 C m3/h	562.99	929.00	928.96	284.27
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/sec		0.01		
Mass flow kg/sec		0.64		
Average mol wt		55.85		
Actual dens kg/m3		38.65		
Actual vol m3/h		59.89		
Std liq m3/h		4.10		
Std vap 0 C m3/h		929.00		
Cp J/kmol-K		131217.75		
Z factor		0.7538		
Visc Pa-sec		1.050e-005		
Th cond W/m-K		0.0264		
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/sec	0.01		0.01	0.00
Mass flow kg/sec	0.46		0.64	0.26
Average mol wt	65.43		55.85	74.83
Actual dens kg/m3	551.54		556.56	460.55
Actual vol m3/h	2.98		4.16	2.06
Std liq m3/h	2.72		4.10	1.50
Std vap 0 C m3/h	562.99		928.96	284.27
Cp J/kmol-K	169284.20		137154.80	263226.66
Z factor	0.0303		0.0697	0.0855
Visc Pa-sec	0.0001419		0.0001537	9.997e-005
Th cond W/m-K	0.0953		0.1026	0.0714
Surf. tens. N/m	0.01		0.01	0.00

Stream No.	42	43	44	45
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/sec	0.00	0.00	0.02	0.00
Mass flow kg/sec	0.26	0.19	0.92	0.05
Temp C	20.00	20.00	30.00	20.00
Pres MPa	1.60	1.60	0.65	1.60
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.6485	0.0000
Enth MJ/sec	-0.63800	-0.50417	-2.3455	-0.12760
Tc C	201.89	141.98	118.27	201.89
Pc MPa	3.40	4.24	5.96	3.40
Std. sp gr. wtr = 1	0.635	0.565	0.520	0.635
Std. sp gr. air = 1	2.584	1.928	1.620	2.584
Degree API	91.47	119.03	140.62	91.47
Average mol wt	74.83	55.85	46.91	74.83
Actual dens kg/m3	631.67	556.56	20.03	631.67
Actual vol m3/h	1.50	1.25	165.57	0.30
Std liq m3/h	1.50	1.23	6.38	0.30
Std vap 0 C m3/h	284.31	278.69	1584.54	56.86
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/sec			0.01	
Mass flow kg/sec			0.52	
Average mol wt			40.58	
Actual dens kg/m3			11.42	
Actual vol m3/h			162.94	
Std liq m3/h			3.85	
Std vap 0 C m3/h			1027.51	
Cp J/kmol-K			75117.98	
Z factor			0.9168	
Visc Pa-sec			8.931e-006	
Th cond W/m-K			0.0210	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/sec	0.00	0.00	0.01	0.00
Mass flow kg/sec	0.26	0.19	0.40	0.05
Average mol wt	74.83	55.85	58.57	74.83
Actual dens kg/m3	631.67	556.56	553.71	631.67
Actual vol m3/h	1.50	1.25	2.63	0.30
Std liq m3/h	1.50	1.23	2.53	0.30
Std vap 0 C m3/h	284.31	278.69	557.03	56.86
Cp J/kmol-K	167313.50	137151.95	146326.81	167296.84
Z factor	0.0848	0.0697	0.0290	0.0848
Visc Pa-sec	0.0002476	0.0001537	0.0001459	0.0002476
Th cond W/m-K	0.1153	0.1026	0.1002	0.1153
Surf. tens. N/m	0.02	0.01	0.01	0.02

Stream No.	46	47	48	49
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/sec	0.00	0.01	0.56	0.56
Mass flow kg/sec	0.21	0.62	10.00	10.00
Temp C	20.00	27.06	10.00	17.14
Pres MPa	1.60	0.65	0.50	0.50
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Enth MJ/sec	-0.51040	-1.5416	-159.39	-159.09
Tc C	201.89	170.03	374.20	374.20
Pc MPa	3.40	4.16	22.12	22.12
Std. sp gr. wtr = 1	0.635	0.595	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	2.584	2.185	0.622	0.622
Degree API	91.47	106.33	10.00	10.00
Average mol wt	74.83	63.28	18.01	18.01
Actual dens kg/m3	631.67	579.62	999.37	998.39
Actual vol m3/h	1.20	3.82	36.02	36.06
Std liq m3/h	1.20	3.72	36.00	36.00
Std vap 0 C m3/h	227.45	784.48	44789.97	44789.97
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/sec	0.00	0.01	0.56	0.56
Mass flow kg/sec	0.21	0.62	10.00	10.00
Average mol wt	74.83	63.28	18.01	18.01
Actual dens kg/m3	631.67	579.62	999.37	998.39
Actual vol m3/h	1.20	3.82	36.02	36.06
Std liq m3/h	1.20	3.72	36.00	36.00
Std vap 0 C m3/h	227.45	784.48	44789.97	44789.97
Cp J/kmol-K	167296.84	151895.97	75561.43	75410.61
Z factor	0.0848	0.0305	0.0050	0.0049
Visc Pa-sec	0.0002476	0.0001701	0.001319	0.001106
Th cond W/m-K	0.1153	0.1050	0.5837	0.5948
Surf. tens. N/m	0.02	0.01	0.07	0.07

Stream No.	50
Name	
- - Overall - -	
Molar flow kmol/sec	0.56
Mass flow kg/sec	10.00
Temp C	10.00
Pres MPa	0.50
Vapor mole fraction	0.0000
Enth MJ/sec	-159.39
Tc C	374.20
Pc MPa	22.12
Std. sp gr. wtr = 1	1.000
Std. sp gr. air = 1	0.622
Degree API	10.00
Average mol wt	18.01
Actual dens kg/m3	999.37
Actual vol m3/h	36.02
Std liq m3/h	36.00
Std vap 0 C m3/h	44789.97
- - Liquid only - -	
Molar flow kmol/sec	0.56
Mass flow kg/sec	10.00
Average mol wt	18.01
Actual dens kg/m3	999.37
Actual vol m3/h	36.02
Std liq m3/h	36.00
Std vap 0 C m3/h	44789.97
Cp J/kmol-K	75561.43
Z factor	0.0050
Visc Pa-sec	0.001319
Th cond W/m-K	0.5837
Surf. tens. N/m	0.07

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	12.2576	20.0000	56.2426	20.4043
Pres MPa	0.5000	1.6000	1.6000	0.6500
Enth MJ/sec	-159.30	-1.1764	-1.1020	-0.51040
Vapor mass frac.	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/sec	0.56	0.01	0.01	0.00
Total kg/sec	10.00	0.45	0.46	0.21
Total std L m3/h	36.00	2.87	2.72	1.20
Total std V m3/h	44789.97	650.28	562.99	227.45
Flow rates in kg/sec				
Methane	0.00	0.00	0.00	0.00
Ethane	0.00	0.01	0.00	0.00
Propane	0.00	0.08	0.03	0.00
I-Butane	0.00	0.06	0.03	0.00
Butane	0.00	0.21	0.09	0.00
Neopentane	0.00	0.02	0.01	0.00
I-Pentane	0.00	0.06	0.12	0.07
N-Pentane	0.00	0.01	0.13	0.10
Hexane	0.00	0.00	0.03	0.02
Heptane	0.00	0.00	0.02	0.01
Water	10.00	0.00	0.00	0.00

Stream No.	30	31	35	36
Stream Name				
Temp C	20.0000	49.5407	30.0000	30.0000
Pres MPa	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
Enth MJ/sec	-2.0063	-2.1736	-1.3142	-1.0312
Vapor mass frac.	0.48910	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/sec	0.02	0.02	0.01	0.01
Total kg/sec	0.76	0.92	0.52	0.40
Total std L m3/h	5.38	6.38	3.85	2.53
Total std V m3/h	1363.05	1584.54	1027.51	557.03
Flow rates in kg/sec				
Methane	0.04	0.04	0.04	0.00
Ethane	0.06	0.07	0.06	0.01
Propane	0.24	0.28	0.21	0.07
I-Butane	0.08	0.09	0.05	0.04
Butane	0.19	0.21	0.10	0.11
Neopentane	0.01	0.01	0.00	0.01
I-Pentane	0.08	0.11	0.03	0.08
N-Pentane	0.05	0.10	0.02	0.08
Hexane	0.01	0.01	0.00	0.01
Heptane	0.00	0.00	0.00	0.00
Water	0.00	0.00	0.00	0.00

Stream No.	37	38	39	41
Stream Name				
Temp C	55.6535	95.8163	20.0000	151.9196
Pres MPa	0.6500	1.6000	1.6000	1.6000
Enth MJ/sec	-1.1028	-1.3816	-1.6806	-0.54328
Vapor mass frac.	0.00000	1.0000	0.00000	0.00000
Total kmol/sec	0.01	0.01	0.01	0.00
Total kg/sec	0.46	0.64	0.64	0.26
Total std L m3/h	2.72	4.10	4.10	1.50
Total std V m3/h	562.99	929.00	928.96	284.27
Flow rates in kg/sec				
Methane	0.00	0.00	0.00	0.00
Ethane	0.00	0.01	0.01	0.00
Propane	0.03	0.12	0.12	0.00
I-Butane	0.03	0.09	0.09	0.00
Butane	0.09	0.30	0.30	0.00
Neopentane	0.01	0.03	0.03	0.00
I-Pentane	0.12	0.09	0.09	0.09
N-Pentane	0.13	0.01	0.01	0.12
Hexane	0.03	0.00	0.00	0.03
Heptane	0.02	0.00	0.00	0.02
Water	0.00	0.00	0.00	0.00

Stream No.	42	43	44	45
Stream Name				
Temp C	20.0000	20.0000	30.0000	20.0000
Pres MPa	1.6000	1.6000	0.6500	1.6000
Enth MJ/sec	-0.63800	-0.50417	-2.3455	-0.12760
Vapor mass frac.	0.00000	0.00000	0.56106	0.00000
Total kmol/sec	0.00	0.00	0.02	0.00
Total kg/sec	0.26	0.19	0.92	0.05
Total std L m3/h	1.50	1.23	6.38	0.30
Total std V m3/h	284.31	278.69	1584.54	56.86
Flow rates in kg/sec				
Methane	0.00	0.00	0.04	0.00
Ethane	0.00	0.00	0.07	0.00
Propane	0.00	0.03	0.28	0.00
I-Butane	0.00	0.03	0.09	0.00
Butane	0.00	0.09	0.21	0.00
Neopentane	0.00	0.01	0.01	0.00
I-Pentane	0.09	0.03	0.11	0.02
N-Pentane	0.12	0.00	0.10	0.02
Hexane	0.03	0.00	0.01	0.01
Heptane	0.02	0.00	0.00	0.00
Water	0.00	0.00	0.00	0.00

Stream No.	46	47	48	49
Stream Name				
Temp C	20.0000	27.0639	10.0000	17.1365
Pres MPa	1.6000	0.6500	0.5000	0.5000
Enth MJ/sec	-0.51040	-1.5416	-159.39	-159.09
Vapor mass frac.	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/sec	0.00	0.01	0.56	0.56
Total kg/sec	0.21	0.62	10.00	10.00
Total std L m3/h	1.20	3.72	36.00	36.00
Total std V m3/h	227.45	784.48	44789.97	44789.97
Flow rates in kg/sec				
Methane	0.00	0.00	0.00	0.00
Ethane	0.00	0.01	0.00	0.00
Propane	0.00	0.07	0.00	0.00
I-Butane	0.00	0.04	0.00	0.00
Butane	0.00	0.11	0.00	0.00
Neopentane	0.00	0.01	0.00	0.00
I-Pentane	0.07	0.16	0.00	0.00
N-Pentane	0.10	0.18	0.00	0.00
Hexane	0.02	0.03	0.00	0.00
Heptane	0.01	0.01	0.00	0.00
Water	0.00	0.00	10.00	10.00

Stream No.	50
Stream Name	
Temp C	10.0000
Pres MPa	0.5000
Enth MJ/sec	-159.39
Vapor mass frac.	0.00000
Total kmol/sec	0.56
Total kg/sec	10.00
Total std L m3/h	36.00
Total std V m3/h	44789.97
Flow rates in kg/sec	
Methane	0.00
Ethane	0.00
Propane	0.00
I-Butane	0.00
Butane	0.00
Neopentane	0.00
I-Pentane	0.00
N-Pentane	0.00
Hexane	0.00
Heptane	0.00
Water	10.00

DISTILLATION PROFILE

Unit type : TOWER Unit name: Eqp # 16

Stg	Temp C	Pres MPa	* Net Flows *		Feeds kmol/sec	Product kmol/sec	Duties MJ/sec
			Liquid kmol/sec	Vapor kmol/sec			
1	95.8	1.60	0.01		0.01	0.01	
2	104.9	1.60	0.01	0.02			
3	110.5	1.60	0.01	0.02			
4	114.4	1.60	0.01	0.02			
5	117.4	1.60	0.01	0.02			
6	119.6	1.60	0.01	0.02			
7	121.2	1.60	0.01	0.02			
8	122.4	1.60	0.01	0.02			
9	123.3	1.60	0.01	0.02			
10	123.9	1.60	0.01	0.02			
11	124.5	1.60	0.01	0.02			
12	124.8	1.60	0.01	0.02			
13	125.1	1.60	0.01	0.02			
14	125.4	1.60	0.01	0.02			
15	125.6	1.60	0.01	0.02			
16	125.8	1.60	0.01	0.02			
17	125.9	1.60	0.01	0.02			
18	126.1	1.60	0.01	0.02			
19	126.3	1.60	0.01	0.02			
20	126.4	1.60	0.01	0.02			
21	126.6	1.60	0.01	0.02			
22	126.8	1.60	0.01	0.02			
23	127.1	1.60	0.01	0.02			
24	127.6	1.60	0.01	0.02			
25	128.4	1.60	0.02	0.02	0.01		
26	133.5	1.60	0.02	0.02			
27	136.8	1.60	0.02	0.02			
28	139.0	1.60	0.02	0.02			
29	140.7	1.60	0.03	0.02			
30	141.8	1.60	0.03	0.02			
31	142.7	1.60	0.03	0.02			
32	143.4	1.60	0.03	0.02			
33	143.9	1.60	0.03	0.02			
34	144.3	1.60	0.03	0.02			
35	144.6	1.60	0.03	0.02			
36	144.8	1.60	0.03	0.02			
37	145.0	1.60	0.03	0.02			
38	145.2	1.60	0.03	0.02			
39	145.3	1.60	0.03	0.02			
40	145.5	1.60	0.03	0.02			
41	145.6	1.60	0.03	0.02			
42	145.7	1.60	0.03	0.02			
43	145.8	1.60	0.03	0.02			
44	146.0	1.60	0.03	0.02			
45	146.2	1.60	0.03	0.02			
46	146.4	1.60	0.03	0.02			
47	146.9	1.60	0.03	0.02			
48	147.6	1.60	0.03	0.02			
49	149.0	1.60	0.02	0.02			
50	151.9	1.60		0.02		0.00	0.3533
Total liquid entering stage 1 at			20.001 C,			0.008 kmol/sec.	
Total liquid entering stage 25 at			104.248 C,			0.019 kmol/sec.	

DISTILLATION PROFILE

Unit type : TOWR Unit name: Eqp # 19

Stg	Temp C	Pres MPa	* Net Flows *		Feeds kmol/sec	Product kmol/sec	Duties MJ/sec
			Liquid kmol/sec	Vapor kmol/sec			
1	49.5	0.65	0.01		0.01	0.02	
2	52.4	0.65	0.01	0.02			
3	53.4	0.65	0.01	0.02			
4	53.8	0.65	0.01	0.02			
5	54.0	0.65	0.01	0.02			
6	54.2	0.65	0.01	0.02			
7	54.3	0.65	0.01	0.02			
8	54.4	0.65	0.01	0.02			
9	54.4	0.65	0.01	0.02			
10	54.5	0.65	0.01	0.02			
11	54.6	0.65	0.01	0.02			
12	54.6	0.65	0.01	0.02			
13	54.6	0.65	0.01	0.02			
14	54.7	0.65	0.01	0.02			
15	54.7	0.65	0.01	0.02			
16	54.7	0.65	0.01	0.02			
17	54.7	0.65	0.01	0.02			
18	54.8	0.65	0.01	0.02			
19	54.8	0.65	0.01	0.02			
20	54.8	0.65	0.01	0.02			
21	54.8	0.65	0.01	0.02			
22	54.8	0.65	0.01	0.02			
23	54.9	0.65	0.01	0.02			
24	55.0	0.65	0.01	0.02			
25	55.7	0.65		0.02	0.02	0.01	0.2715

Total liquid entering stage 1 at 27.064 C, 0.010 kmol/sec.
Total liquid entering stage 25 at 33.047 C, 0.017 kmol/sec.

4	1	62.12	86	41.8931	0.0000	0.028	0.736	-
2.056								
5	1	63.05	86	42.2890	0.0000	0.028	0.735	-
2.067								
6	1	63.73	86	42.5777	0.0000	0.028	0.734	-
2.075								
7	1	64.23	86	42.7869	0.0000	0.028	0.733	-
2.080								
8	1	64.60	87	42.9348	0.0000	0.028	0.732	-
2.084								
9	1	64.86	87	43.0361	0.0000	0.028	0.732	-
2.086								
10	1	65.04	87	43.1029	0.0000	0.028	0.731	-
2.086								
11	1	65.17	87	43.1448	0.0000	0.028	0.731	-
2.086								
12	1	65.26	87	43.1693	0.0000	0.028	0.731	-
2.085								
13	1	65.32	87	43.1817	0.0000	0.028	0.731	-
2.083								
14	1	65.36	87	43.1859	0.0000	0.028	0.731	-
2.082								
15	1	65.40	87	43.1844	0.0000	0.028	0.731	-
2.080								
16	1	65.42	87	43.1791	0.0000	0.028	0.731	-
2.077								
17	1	65.44	87	43.1714	0.0000	0.028	0.731	-
2.075								
18	1	65.45	87	43.1618	0.0000	0.028	0.731	-
2.073								
19	1	65.46	87	43.1508	0.0000	0.028	0.731	-
2.070								
20	1	65.48	87	43.1385	0.0000	0.028	0.731	-
2.067								
21	1	65.49	87	43.1244	0.0000	0.028	0.731	-
2.064								
22	1	65.51	86	43.1073	0.0000	0.028	0.731	-
2.060								
23	1	65.54	86	43.0836	0.0000	0.029	0.732	-
2.055								
24	1	65.60	86	43.0449	0.0000	0.029	0.732	-
2.047								
25	1	65.71	86	42.9709	0.0000	0.029	0.733	-
2.032								
26	1	67.84	112	44.3669	0.0000	0.029	0.724	-
2.695								
27	1	69.17	115	45.2023	0.0000	0.029	0.718	-
2.801								
28	1	70.06	117	45.7573	0.0000	0.029	0.715	-
2.867								
29	2	70.70	118	46.1462	0.0000	0.029	0.713	-
2.912								
30	2	71.17	119	46.4263	0.0000	0.029	0.711	-
2.943								
31	2	71.51	120	46.6304	0.0000	0.029	0.710	-
2.966								
32	2	71.76	120	46.7797	0.0000	0.029	0.709	-
2.982								

33	2	71.95	121	46.8887	0.0000	0.029	0.708	-
2.994								
34	2	72.08	121	46.9676	0.0000	0.029	0.708	-
3.003								
35	2	72.19	121	47.0243	0.0000	0.029	0.707	-
3.008								
36	2	72.26	121	47.0643	0.0000	0.029	0.707	-
3.012								
37	2	72.32	121	47.0919	0.0000	0.030	0.707	-
3.015								
38	2	72.36	122	47.1102	0.0000	0.030	0.707	-
3.016								
39	2	72.39	122	47.1216	0.0000	0.030	0.706	-
3.016								
40	2	72.41	122	47.1276	0.0000	0.030	0.706	-
3.016								
41	2	72.43	122	47.1294	0.0000	0.030	0.706	-
3.015								
42	2	72.44	122	47.1278	0.0000	0.030	0.706	-
3.013								
43	2	72.45	122	47.1235	0.0000	0.030	0.706	-
3.011								
44	2	72.47	122	47.1167	0.0000	0.030	0.706	-
3.008								
45	2	72.49	122	47.1077	0.0000	0.030	0.706	-
3.004								
46	2	72.52	122	47.0961	0.0000	0.030	0.706	-
2.998								
47	2	72.58	121	47.0810	0.0000	0.030	0.706	-
2.989								
48	2	72.70	121	47.0596	0.0000	0.030	0.707	-
2.974								
49	2	72.96	120	47.0252	0.0000	0.030	0.707	-
2.944								
50	2	73.53	119	46.9731	0.0000	0.030	0.709	-
2.885								

Tray Properties

Unit type : TOWER		Unit name:		Eqp # 19		Thermal	Surface	Liq H
Liquid		Average	Actual	Actual	viscosity	conduct.	tension	
Stg	kg/sec	mol wt	vol rate	density	Pa-sec	W/m-K	N/m	MJ/sec
			m3/h	kg/m3				
1	1	63.57	4.60	550.69	0.0001	0.096	0.009	-
1.722								
2	1	64.05	4.67	549.88	0.0001	0.096	0.009	-
1.739								
3	1	64.26	4.69	549.77	0.0001	0.095	0.009	-
1.743								
4	1	64.37	4.70	549.78	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
5	1	64.45	4.70	549.81	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
6	1	64.51	4.70	549.84	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
7	1	64.55	4.70	549.87	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
8	1	64.59	4.70	549.90	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
9	1	64.62	4.71	549.92	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
10	1	64.65	4.71	549.94	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
11	1	64.67	4.71	549.96	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
12	1	64.68	4.71	549.97	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
13	1	64.70	4.71	549.98	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
14	1	64.71	4.71	549.99	0.0001	0.095	0.009	-
1.745								
15	1	64.72	4.71	550.00	0.0001	0.095	0.009	-
1.744								
16	1	64.72	4.71	550.01	0.0001	0.095	0.009	-
1.744								
17	1	64.73	4.71	550.01	0.0001	0.095	0.009	-
1.744								
18	1	64.74	4.71	550.02	0.0001	0.095	0.009	-
1.744								
19	1	64.74	4.71	550.02	0.0001	0.095	0.009	-
1.744								
20	1	64.75	4.71	550.03	0.0001	0.095	0.009	-
1.744								
21	1	64.75	4.71	550.03	0.0001	0.095	0.009	-
1.744								
22	1	64.76	4.70	550.05	0.0001	0.095	0.009	-
1.743								
23	1	64.78	4.70	550.10	0.0001	0.095	0.009	-
1.742								
24	1	64.88	4.68	550.31	0.0001	0.095	0.009	-
1.732								
25	0	65.43	2.98	551.54	0.0001	0.095	0.009	-
1.103								

Vapor Actual Actual Thermal Vap H

Heating Curves Summary

Eqp # 16 Unit type : TOWER Unit name: Reboiler

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	149.0	1.6	0.000	0	2	0.0000	0.0000	Bub
2	149.2	1.6	0.0353	0	2	0.0873	0.0865	
3	149.4	1.6	0.0707	0	2	0.1745	0.1728	
4	149.6	1.6	0.106	0	1	0.2613	0.2590	
5	149.9	1.6	0.141	1	1	0.3478	0.3450	
6	150.1	1.6	0.177	1	1	0.4340	0.4308	
7	150.4	1.6	0.212	1	1	0.5197	0.5163	
8	150.7	1.6	0.247	1	1	0.6050	0.6015	
9	151.1	1.6	0.283	1	1	0.6897	0.6864	
10	151.5	1.6	0.318	1	0	0.7738	0.7709	
11	151.9	1.6	0.353	2	0	0.8571	0.8550	

Eqp # 19 Unit type : TOWER Unit name: Reboiler

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	33.0	0.6	0.000	0	1	0.3812	0.2877	
2	35.9	0.6	0.0271	0	1	0.4161	0.3228	
3	38.5	0.6	0.0543	1	1	0.4517	0.3594	
4	41.0	0.6	0.0814	1	1	0.4879	0.3973	
5	43.4	0.6	0.109	1	1	0.5245	0.4364	
6	45.6	0.6	0.136	1	1	0.5616	0.4766	
7	47.8	0.6	0.163	1	1	0.5989	0.5178	
8	49.8	0.6	0.190	1	1	0.6365	0.5599	
9	51.8	0.6	0.217	1	1	0.6742	0.6029	
10	53.8	0.6	0.244	1	1	0.7121	0.6466	
11	55.7	0.6	0.271	1	0	0.7500	0.6910	

Eqp # 20 Unit type : HTXR Unit name: Stream 31

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	49.5	0.6	0.000	1	0	1.0000	1.0000	
2	47.6	0.6	0.0172	1	0	0.9662	0.9547	
3	45.7	0.6	0.0344	1	0	0.9317	0.9092	
4	43.9	0.6	0.0515	1	0	0.8968	0.8638	
5	42.0	0.6	0.0687	1	0	0.8616	0.8189	
6	40.1	0.6	0.0859	1	0	0.8263	0.7745	
7	38.2	0.6	0.103	1	0	0.7909	0.7305	
8	36.2	0.6	0.120	1	0	0.7553	0.6872	
9	34.2	0.6	0.137	1	0	0.7197	0.6445	
10	32.1	0.6	0.155	1	0	0.6841	0.6024	
11	30.0	0.6	0.172	1	0	0.6485	0.5611	

Eqp # 21 Unit type : HTXR Unit name: Stream 48

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	10.0	0.5	0.000	0	10	0.0000	0.0000	
2	10.8	0.5	0.0332	0	10	0.0000	0.0000	
3	11.6	0.5	0.0664	0	10	0.0000	0.0000	
4	12.3	0.5	0.0954	0	10	0.0000	0.0000	
5	12.4	0.5	0.0997	0	10	0.0000	0.0000	

6	13.2	0.5	0.133	0	10	0.0000	0.0000
7	14.0	0.5	0.166	0	10	0.0000	0.0000
8	14.8	0.5	0.199	0	10	0.0000	0.0000
9	15.5	0.5	0.233	0	10	0.0000	0.0000
10	16.3	0.5	0.266	0	10	0.0000	0.0000
11	17.1	0.5	0.299	0	10	0.0000	0.0000

Stream 38

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	20.0	1.6	0.000	0	1	0.0000	0.0000
2	40.3	1.6	0.0332	0	1	0.0000	0.0000
3	59.2	1.6	0.0664	0	1	0.0000	0.0000
4	74.4	1.6	0.0954	0	1	0.0000	0.0000
5	75.5	1.6	0.0997	0	1	0.0142	0.0122
6	81.7	1.6	0.133	0	1	0.1530	0.1389
7	85.6	1.6	0.166	0	0	0.3136	0.2934
8	88.6	1.6	0.199	0	0	0.4818	0.4605
9	91.3	1.6	0.233	0	0	0.6533	0.6353
10	93.6	1.6	0.266	1	0	0.8263	0.8155
11	95.8	1.6	0.299	1	0	0.9997	0.9997

Bub

Eqp # 26 Unit type : HTXR Unit name: Stream 50

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	10.0	0.5	0.000	0	10	0.0000	0.0000
2	10.2	0.5	0.00946	0	10	0.0000	0.0000
3	10.5	0.5	0.0189	0	10	0.0000	0.0000
4	10.7	0.5	0.0284	0	10	0.0000	0.0000
5	10.9	0.5	0.0379	0	10	0.0000	0.0000
6	11.1	0.5	0.0473	0	10	0.0000	0.0000
7	11.4	0.5	0.0568	0	10	0.0000	0.0000
8	11.6	0.5	0.0663	0	10	0.0000	0.0000
9	11.8	0.5	0.0757	0	10	0.0000	0.0000
10	12.0	0.5	0.0852	0	10	0.0000	0.0000
11	12.3	0.5	0.0946	0	10	0.0000	0.0000

Stream 41

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	20.1	1.6	0.000	0	0	0.0000	0.0000
2	35.9	1.6	0.00946	0	0	0.0000	0.0000
3	51.0	1.6	0.0189	0	0	0.0000	0.0000
4	65.5	1.6	0.0284	0	0	0.0000	0.0000
5	79.5	1.6	0.0379	0	0	0.0000	0.0000
6	92.9	1.6	0.0473	0	0	0.0000	0.0000
7	105.9	1.6	0.0568	0	0	0.0000	0.0000
8	118.3	1.6	0.0663	0	0	0.0000	0.0000
9	130.2	1.6	0.0757	0	0	0.0000	0.0000
10	141.4	1.6	0.0852	0	0	0.0000	0.0000
11	151.9	1.6	0.0947	0	0	0.0013	0.0012

Додаток Б

(Результати оптимізаційного моделювання установки стабілізації нафти)

FLOWSHEET SUMMARY

ID	Type	Label	Stream Numbers			
1	HTXR		8	1	-10	-9
2	FLAS		7	-4	-3	
3	DIVI		3	-5	-6	
4	HTXR		2	14	-7	-12
5	TOWR		6	9	-2	-8
6	HTXR		10	11	-13	-15
8	MIXE		12	15	-16	

Stream Connections

Stream	Equipment		Stream	Equipment		Stream	Equipment	
	From	To		From	To		From	To
1		1	7	4	2	13	6	
2	5	4	8	5	1	14		4
3	2	3	9	1	5	15	6	8
4	2		10	1	6	16	8	
5	3		11		6			
6	3	5	12	4	8			

Calculation mode : Sequential
Flash algorithm : Normal

Equipment Calculation Sequence
1 4 2 3 5 6 8

Equipment Recycle Sequence
1 4 2 3 5

Recycle Cut Streams
2 8

Recycle Convergence Method: Direct Substitution

Max. loop iterations 40

Recycle Convergence Tolerance

Flow rate	1.000E-003
Temperature	1.000E-003
Pressure	1.000E-003
Enthalpy	1.000E-003
Vapor frac.	1.000E-003

Recycle calculation has converged.

Overall Mass Balance	kmol/sec		kg/sec	
	Input	Output	Input	Output
Methane	0.022	0.022	0.345	0.345
Ethane	0.032	0.032	0.958	0.958
Propane	0.036	0.036	1.571	1.571
Isobutane	0.006	0.006	0.345	0.345
Butane	0.032	0.032	1.878	1.878
I-Pentane	0.009	0.009	0.652	0.652
Pentane	0.009	0.009	0.652	0.652
Hexane	0.025	0.025	2.149	2.150
Heptane	0.025	0.025	2.474	2.474
N-Octane	0.019	0.019	2.149	2.149
Nonane	0.024	0.024	3.124	3.124
Decane	0.011	0.011	1.499	1.499
Dodecane	0.020	0.020	3.468	3.468
Tridecane	0.017	0.017	3.202	3.202
Tetradecane	0.014	0.014	2.877	2.877
Cetane	0.018	0.018	4.176	4.176
Water	2.220	2.220	40.000	40.000
Total	2.540	2.540	71.520	71.520

Overall Energy Balance	MJ/sec	
	Input	Output
Feed Streams	-707.031	
Product Streams		-685.847
Total Heating	21.1842	
Total Cooling	-6.0959e-005	
Power Added	0	
Power Generated	0	
Total	-685.847	-685.847

COMPONENTS

	ID #	Name	Formula
1	2	Methane	CH4
2	3	Ethane	C2H6
3	4	Propane	C3H8
4	5	Isobutane	C4H10
5	6	Butane	C4H10
6	7	I-Pentane	C5H12
7	8	Pentane	C5H12
8	10	Hexane	C6H14
9	11	Heptane	C7H16
10	12	N-Octane	C8H18
11	13	Nonane	C9H20
12	14	Decane	C10H22
13	16	Dodecane	C12H26
14	17	Tridecane	C13H28
15	18	Tetradecane	C14H30
16	20	Cetane	C16H34
17	62	Water	H2O

THERMODYNAMICS

K-value model : SRK
 Boston-Mathias Alpha function.
 Enthalpy model : SRK
 Liquid density : Library

Std vapor rate reference temperature is 0 C.
 Atmospheric pressure is 0.1013 MPa.

SRK Parameters:

$BIP = A + B * T + C * T * T$ T = Temperature in degree K

I	J	A	B	C
5	9	-0.00040	0.00000	0.00000

STREAM PROPERTIES

Stream No.	1	2	3	4
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/sec	0.32	0.35	0.29	0.06
Mass flow kg/sec	31.52	18.05	15.94	2.10
Temp C	20.00	88.31	29.07	29.07
Pres MPa	1.20	1.20	1.20	1.20
Vapor mole fraction	0.03967	1.000	0.0000	1.000
Enth MJ/sec	-71.133	-39.750	-41.184	-5.9104
Tc C	304.42	135.33	146.74	56.37
Pc MPa	7.03	5.61	4.95	7.16
Std. sp gr. wtr = 1	0.669	0.536	0.556	0.423
Std. sp gr. air = 1	3.408	1.758	1.894	1.139
Degree API	79.87	132.28	122.97	202.78
Average mol wt	98.71	50.93	54.87	32.99
Actual dens kg/m3	440.26	23.96	524.23	17.59
Actual vol m3/h	257.74	2711.71	109.49	430.72
Std liq m3/h	169.50	121.12	103.22	17.90
Std vap 0 C m3/h	25766.59	28594.10	23447.28	5146.95
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/sec	0.01	0.35		0.06
Mass flow kg/sec	0.30	18.05		2.10
Average mol wt	23.34	50.93		32.99
Actual dens kg/m3	12.13	23.96		17.59
Actual vol m3/h	87.78	2711.71		430.72
Std liq m3/h	2.98	121.12		17.90
Std vap 0 C m3/h	1022.17	28594.10		5146.95
Cp kJ/kg-K	2.04	2.16		1.97
Z factor	0.9478	0.8488		0.8959
Visc Pa-sec	1.022e-005	1.013e-005		9.645e-006
Th cond W/m-K	0.0276	0.0257		0.0237
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/sec	0.31		0.29	
Mass flow kg/sec	31.22		15.94	
Average mol wt	101.82		54.87	
Actual dens kg/m3	661.39		524.23	
Actual vol m3/h	169.96		109.49	
Std liq m3/h	166.52		103.22	
Std vap 0 C m3/h	24744.43		23447.28	
Cp kJ/kg-K	2.17		2.56	
Z factor	0.0881		0.0518	
Visc Pa-sec	0.0003452		0.0001240	
Th cond W/m-K	0.1218		0.0974	
Surf. tens. N/m	0.02		0.01	

Stream No.	5	6	7	8
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/sec	0.09	0.20	0.35	0.17
Mass flow kg/sec	4.78	11.16	18.05	24.63
Temp C	29.07	29.07	29.07	275.50
Pres MPa	1.20	1.20	1.20	1.20
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.1800	0.0000
Enth MJ/sec	-12.355	-28.828	-47.094	-35.090
Tc C	146.74	146.74	135.33	360.94
Pc MPa	4.95	4.95	5.61	2.77
Std. sp gr. wtr = 1	0.556	0.556	0.536	0.735
Std. sp gr. air = 1	1.894	1.894	1.758	5.051
Degree API	122.97	122.97	132.28	61.00
Average mol wt	54.87	54.87	50.93	146.30
Actual dens kg/m3	524.23	524.23	120.27	425.61
Actual vol m3/h	32.85	76.64	540.21	208.36
Std liq m3/h	30.97	72.26	121.12	120.64
Std vap 0 C m3/h	7034.18	16413.10	28594.23	13585.61
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/sec			0.06	
Mass flow kg/sec			2.10	
Average mol wt			32.99	
Actual dens kg/m3			17.59	
Actual vol m3/h			430.72	
Std liq m3/h			17.90	
Std vap 0 C m3/h			5146.95	
Cp kJ/kg-K			1.97	
Z factor			0.8959	
Visc Pa-sec			9.645e-006	
Th cond W/m-K			0.0237	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/sec	0.09	0.20	0.29	0.17
Mass flow kg/sec	4.78	11.16	15.94	24.63
Average mol wt	54.87	54.87	54.87	146.30
Actual dens kg/m3	524.23	524.23	524.23	425.61
Actual vol m3/h	32.85	76.64	109.49	208.36
Std liq m3/h	30.97	72.26	103.22	120.64
Std vap 0 C m3/h	7034.18	16413.10	23447.28	13585.61
Cp kJ/kg-K	2.56	2.56	2.56	3.43
Z factor	0.0518	0.0518	0.0518	0.0965
Visc Pa-sec	0.0001240	0.0001240	0.0001240	0.0001486
Th cond W/m-K	0.0974	0.0974	0.0974	0.0640
Surf. tens. N/m	0.01	0.01	0.01	0.00

Stream No.	9	10	11	12
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/sec	0.32	0.17	0.56	1.67
Mass flow kg/sec	31.52	24.63	10.00	30.00
Temp C	70.00	226.19	20.00	78.53
Pres MPa	1.20	1.20	0.20	0.20
Vapor mole fraction	0.1370	0.0000	0.0000	0.0000
Enth MJ/sec	-67.195	-39.027	-158.97	-469.58
Tc C	304.42	360.94	374.20	374.20
Pc MPa	7.03	2.77	22.12	22.12
Std. sp gr. wtr = 1	0.669	0.735	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	3.408	5.051	0.622	0.622
Degree API	79.87	61.00	10.00	10.00
Average mol wt	98.71	146.30	18.01	18.01
Actual dens kg/m3	215.90	535.58	997.84	972.32
Actual vol m3/h	525.59	165.57	36.08	111.07
Std liq m3/h	169.50	120.64	36.00	108.00
Std vap 0 C m3/h	25766.59	13585.59	44789.97	134369.92
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/sec	0.04			
Mass flow kg/sec	1.40			
Average mol wt	32.08			
Actual dens kg/m3	14.39			
Actual vol m3/h	351.13			
Std liq m3/h	12.05			
Std vap 0 C m3/h	3530.54			
Cp kJ/kg-K	2.10			
Z factor	0.9377			
Visc Pa-sec	1.078e-005			
Th cond W/m-K	0.0292			
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/sec	0.28	0.17	0.56	1.67
Mass flow kg/sec	30.12	24.63	10.00	30.00
Average mol wt	109.29	146.30	18.01	18.01
Actual dens kg/m3	621.44	535.58	997.84	972.32
Actual vol m3/h	174.46	165.57	36.08	111.07
Std liq m3/h	157.45	120.64	36.00	108.00
Std vap 0 C m3/h	22236.06	13585.59	44789.97	134369.92
Cp kJ/kg-K	2.39	3.08	4.18	4.19
Z factor	0.0844	0.0919	0.0019	0.0017
Visc Pa-sec	0.0002423	0.0001768	0.001033	0.0003647
Th cond W/m-K	0.1083	0.0780	0.5990	0.6631
Surf. tens. N/m	0.01	0.01	0.07	0.06

Stream No.	13	14	15	16
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/sec	0.17	1.67	0.56	2.22
Mass flow kg/sec	24.63	30.00	10.00	40.00
Temp C	20.00	20.00	122.49	122.49
Pres MPa	1.20	0.20	0.20	0.20
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.3980	0.03617
Enth MJ/sec	-52.074	-476.92	-145.93	-615.51
Tc C	360.94	374.20	374.20	374.20
Pc MPa	2.77	22.12	22.12	22.12
Std. sp gr. wtr = 1	0.735	1.000	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	5.051	0.622	0.622	0.622
Degree API	61.00	10.00	10.00	10.00
Average mol wt	146.30	18.01	18.01	18.01
Actual dens kg/m3	732.60	997.84	2.79	29.79
Actual vol m3/h	121.05	108.23	12915.36	4834.39
Std liq m3/h	120.64	108.00	36.00	144.00
Std vap 0 C m3/h	13585.59	134369.92	44789.97	179159.88
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/sec			0.22	0.08
Mass flow kg/sec			3.98	1.45
Average mol wt			18.01	18.01
Actual dens kg/m3			1.11	1.11
Actual vol m3/h			12892.32	4686.81
Std liq m3/h			14.33	5.21
Std vap 0 C m3/h			17825.88	6480.33
Cp kJ/kg-K			2.16	2.16
Z factor			0.9857	0.9857
Visc Pa-sec			1.308e-005	1.308e-005
Th cond W/m-K			0.0269	0.0269
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/sec	0.17	1.67	0.33	2.14
Mass flow kg/sec	24.63	30.00	6.02	38.55
Average mol wt	146.30	18.01	18.01	18.01
Actual dens kg/m3	732.60	997.84	940.47	940.47
Actual vol m3/h	121.05	108.23	23.04	147.58
Std liq m3/h	120.64	108.00	21.67	138.79
Std vap 0 C m3/h	13585.59	134369.92	26964.09	172679.52
Cp kJ/kg-K	2.09	4.18	4.25	4.25
Z factor	0.1218	0.0019	0.0016	0.0016
Visc Pa-sec	0.0009556	0.001033	0.0002238	0.0002238
Th cond W/m-K	0.1336	0.5990	0.6836	0.6836
Surf. tens. N/m	0.02	0.07	0.05	0.05

FLOW SUMMARIES:

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	20.0000	88.3113	29.0731	29.0731
Pres MPa	1.2000	1.2000	1.2000	1.2000
Enth MJ/sec	-71.133	-39.750	-41.184	-5.9104
Vapor mass frac.	0.0093811	1.0000	0.00000	1.0000
Total kmol/sec	0.32	0.35	0.29	0.06
Total kg/sec	31.52	18.05	15.94	2.10
Total std L m3/h	169.50	121.12	103.22	17.90
Total std V m3/h	25766.59	28594.10	23447.28	5146.95
Flow rates in kg/sec				
Methane	0.35	0.42	0.10	0.31
Ethane	0.96	1.69	1.04	0.65
Propane	1.57	3.78	3.15	0.63
Isobutane	0.35	0.97	0.89	0.08
Butane	1.88	5.49	5.16	0.33
I-Pentane	0.65	2.04	1.99	0.05
Pentane	0.65	2.07	2.03	0.04
Hexane	2.15	1.60	1.58	0.01
Heptane	2.47	0.00	0.00	0.00
N-Octane	2.15	0.00	0.00	0.00
Nonane	3.12	0.00	0.00	0.00
Decane	1.50	0.00	0.00	0.00
Dodecane	3.47	0.00	0.00	0.00
Tridecane	3.20	0.00	0.00	0.00
Tetradecane	2.88	0.00	0.00	0.00
Cetane	4.18	0.00	0.00	0.00
Water	0.00	0.00	0.00	0.00

Stream No.	5	6	7	8
Stream Name				
Temp C	29.0731	29.0731	29.0731	275.4985
Pres MPa	1.2000	1.2000	1.2000	1.2000
Enth MJ/sec	-12.355	-28.828	-47.094	-35.090
Vapor mass frac.	0.00000	0.00000	0.11659	0.00000
Total kmol/sec	0.09	0.20	0.35	0.17
Total kg/sec	4.78	11.16	18.05	24.63
Total std L m3/h	30.97	72.26	121.12	120.64
Total std V m3/h	7034.18	16413.10	28594.23	13585.61
Flow rates in kg/sec				
Methane	0.03	0.07	0.42	0.00
Ethane	0.31	0.73	1.69	0.00
Propane	0.94	2.20	3.78	0.00
Isobutane	0.27	0.62	0.97	0.00
Butane	1.55	3.61	5.49	0.00
I-Pentane	0.60	1.39	2.04	0.00
Pentane	0.61	1.42	2.07	0.00
Hexane	0.48	1.11	1.60	1.66
Heptane	0.00	0.00	0.00	2.47
N-Octane	0.00	0.00	0.00	2.15
Nonane	0.00	0.00	0.00	3.12
Decane	0.00	0.00	0.00	1.50
Dodecane	0.00	0.00	0.00	3.47
Tridecane	0.00	0.00	0.00	3.20
Tetradecane	0.00	0.00	0.00	2.88
Cetane	0.00	0.00	0.00	4.18
Water	0.00	0.00	0.00	0.00

Stream No.	9	10	11	12
Stream Name				
Temp C	70.0000	226.1923	20.0000	78.5308
Pres MPa	1.2000	1.2000	0.2000	0.2000
Enth MJ/sec	-67.195	-39.027	-158.97	-469.58
Vapor mass frac.	0.044534	0.00000	0.00000	0.00000
Total kmol/sec	0.32	0.17	0.56	1.67
Total kg/sec	31.52	24.63	10.00	30.00
Total std L m3/h	169.50	120.64	36.00	108.00
Total std V m3/h	25766.59	13585.59	44789.97	134369.92
Flow rates in kg/sec				
Methane	0.35	0.00	0.00	0.00
Ethane	0.96	0.00	0.00	0.00
Propane	1.57	0.00	0.00	0.00
Isobutane	0.35	0.00	0.00	0.00
Butane	1.88	0.00	0.00	0.00
I-Pentane	0.65	0.00	0.00	0.00
Pentane	0.65	0.00	0.00	0.00
Hexane	2.15	1.66	0.00	0.00
Heptane	2.47	2.47	0.00	0.00
N-Octane	2.15	2.15	0.00	0.00
Nonane	3.12	3.12	0.00	0.00
Decane	1.50	1.50	0.00	0.00
Dodecane	3.47	3.47	0.00	0.00
Tridecane	3.20	3.20	0.00	0.00
Tetradecane	2.88	2.88	0.00	0.00
Cetane	4.18	4.18	0.00	0.00
Water	0.00	0.00	10.00	30.00

Stream No.	13	14	15	16
Stream Name				
Temp C	20.0000	20.0000	122.4938	122.4939
Pres MPa	1.2000	0.2000	0.2000	0.2000
Enth MJ/sec	-52.074	-476.92	-145.93	-615.51
Vapor mass frac.	0.00000	0.00000	0.39799	0.036171
Total kmol/sec	0.17	1.67	0.56	2.22
Total kg/sec	24.63	30.00	10.00	40.00
Total std L m3/h	120.64	108.00	36.00	144.00
Total std V m3/h	13585.59	134369.92	44789.97	179159.88
Flow rates in kg/sec				
Methane	0.00	0.00	0.00	0.00
Ethane	0.00	0.00	0.00	0.00
Propane	0.00	0.00	0.00	0.00
Isobutane	0.00	0.00	0.00	0.00
Butane	0.00	0.00	0.00	0.00
I-Pentane	0.00	0.00	0.00	0.00
Pentane	0.00	0.00	0.00	0.00
Hexane	1.66	0.00	0.00	0.00
Heptane	2.47	0.00	0.00	0.00
N-Octane	2.15	0.00	0.00	0.00
Nonane	3.12	0.00	0.00	0.00
Decane	1.50	0.00	0.00	0.00
Dodecane	3.47	0.00	0.00	0.00
Tridecane	3.20	0.00	0.00	0.00
Tetradecane	2.88	0.00	0.00	0.00
Cetane	4.18	0.00	0.00	0.00
Water	0.00	30.00	10.00	40.00

DISTILLATION PROFILE

Unit type : TOWER Unit name: Eqp # 5

Stg	Temp C	Pres MPa	* Net Flows *		Feeds kmol/sec	Product kmol/sec	Duties MJ/sec
			Liquid kmol/sec	Vapor kmol/sec			
1	88.3	1.20	0.21		0.20	0.35	
2	111.6	1.20	0.20	0.36			
3	123.8	1.20	0.20	0.35			
4	130.4	1.20	0.20	0.35			
5	134.1	1.20	0.20	0.35			
6	136.1	1.20	0.20	0.35			
7	137.3	1.20	0.20	0.35			
8	137.9	1.20	0.20	0.35			
9	138.2	1.20	0.20	0.35			
10	138.4	1.20	0.20	0.35			
11	138.5	1.20	0.20	0.35			
12	138.6	1.20	0.20	0.35			
13	138.6	1.20	0.20	0.35			
14	138.6	1.20	0.20	0.35			
15	138.7	1.20	0.20	0.35			
16	138.7	1.20	0.20	0.35			
17	138.7	1.20	0.20	0.35			
18	138.7	1.20	0.20	0.35			
19	138.8	1.20	0.20	0.35			
20	138.9	1.20	0.20	0.35			
21	139.1	1.20	0.20	0.35			
22	139.4	1.20	0.20	0.35			
23	140.1	1.20	0.20	0.35			
24	141.9	1.20	0.17	0.35			
25	152.9	1.20	0.65	0.32	0.32		
26	177.4	1.20	0.82	0.49			
27	184.7	1.20	0.87	0.65			
28	187.5	1.20	0.90	0.71			
29	188.8	1.20	0.91	0.73			
30	189.5	1.20	0.91	0.74			
31	189.9	1.20	0.91	0.74			
32	190.1	1.20	0.91	0.75			
33	190.2	1.20	0.92	0.75			
34	190.3	1.20	0.92	0.75			
35	190.4	1.20	0.92	0.75			
36	190.5	1.20	0.92	0.75			
37	190.6	1.20	0.92	0.75			
38	190.7	1.20	0.92	0.75			
39	190.9	1.20	0.92	0.75			
40	191.2	1.20	0.91	0.75			
41	191.7	1.20	0.91	0.75			
42	192.3	1.20	0.91	0.74			
43	193.3	1.20	0.91	0.74			
44	194.8	1.20	0.90	0.74			
45	197.1	1.20	0.89	0.73			
46	200.7	1.20	0.88	0.73			
47	206.5	1.20	0.85	0.71			
48	216.5	1.20	0.79	0.68			
49	235.8	1.20	0.67	0.62			
50	275.5	1.20		0.51		0.17	21.18
Total liquid entering stage			1 at	29.073 C,		0.203 kmol/sec.	
Total liquid entering stage			25 at	93.258 C,		0.439 kmol/sec.	

27	86	98.58	631.22	491.22	0.0001	0.069	0.004	-
157.115								
28	89	98.87	652.42	488.96	0.0001	0.069	0.003	-
160.726								
29	90	99.02	659.76	489.66	0.0001	0.068	0.004	-
162.327								
30	90	99.12	663.20	490.16	0.0001	0.068	0.004	-
163.109								
31	91	99.17	664.96	490.49	0.0001	0.068	0.004	-
163.521								
32	91	99.21	665.94	490.69	0.0001	0.068	0.004	-
163.749								
33	91	99.24	666.51	490.81	0.0001	0.068	0.004	-
163.879								
34	91	99.26	666.87	490.88	0.0001	0.068	0.004	-
163.953								
35	91	99.28	667.11	490.92	0.0001	0.068	0.004	-
163.992								
36	91	99.31	667.30	490.93	0.0001	0.068	0.004	-
164.008								
37	91	99.35	667.48	490.92	0.0001	0.068	0.004	-
164.004								
38	91	99.41	667.68	490.88	0.0001	0.068	0.004	-
163.983								
39	91	99.50	667.93	490.82	0.0001	0.068	0.004	-
163.940								
40	91	99.62	668.27	490.72	0.0001	0.068	0.004	-
163.869								
41	91	99.81	668.77	490.57	0.0001	0.068	0.004	-
163.756								
42	91	100.09	669.48	490.33	0.0001	0.068	0.004	-
163.580								
43	91	100.52	670.48	489.98	0.0001	0.068	0.004	-
163.297								
44	91	101.17	671.85	489.43	0.0001	0.067	0.004	-
162.827								
45	91	102.19	673.53	488.58	0.0001	0.067	0.003	-
162.000								
46	91	103.82	675.07	487.20	0.0001	0.067	0.003	-
160.426								
47	91	106.58	674.25	484.79	0.0001	0.067	0.003	-
157.043								
48	88	111.76	663.04	479.76	0.0001	0.066	0.003	-
148.784								
49	83	123.01	697.41	427.63	0.0001	0.063	0.001	-
132.178								
50	25	146.30	208.36	425.61	0.0001	0.064	0.001	-
35.090								

Vapor		Average	Actual	Actual	viscosity	Thermal	Compr.	Vap H
Stg	kg/sec	mol wt	vol rate	density	Pa-sec	conduct.	factor	MJ/sec
1	18	50.93	2712	23.9601	0.0000	0.026	0.849	-
2	21	57.82	2866	25.9084	0.0000	0.027	0.837	-
3	22	61.25	2924	26.7500	0.0000	0.028	0.833	-

33	66	88.59	6549	36.3533	0.0000	0.032	0.759	-
107.475								
34	66	88.63	6556	36.3692	0.0000	0.032	0.759	-
107.605								
35	66	88.67	6561	36.3802	0.0000	0.032	0.759	-
107.679								
36	66	88.70	6563	36.3888	0.0000	0.032	0.759	-
107.718								
37	66	88.73	6564	36.3968	0.0000	0.032	0.759	-
107.734								
38	66	88.78	6565	36.4059	0.0000	0.032	0.759	-
107.730								
39	66	88.85	6565	36.4175	0.0000	0.032	0.759	-
107.709								
40	66	88.94	6564	36.4337	0.0000	0.032	0.759	-
107.666								
41	66	89.09	6563	36.4572	0.0000	0.032	0.759	-
107.595								
42	66	89.30	6560	36.4917	0.0000	0.032	0.759	-
107.482								
43	67	89.62	6556	36.5431	0.0000	0.032	0.759	-
107.306								
44	67	90.10	6550	36.6195	0.0000	0.032	0.759	-
107.023								
45	67	90.83	6538	36.7330	0.0000	0.033	0.759	-
106.553								
46	67	91.96	6515	36.9012	0.0000	0.033	0.759	-
105.726								
47	67	93.77	6467	37.1480	0.0000	0.033	0.760	-
104.152								
48	66	96.80	6354	37.4869	0.0000	0.034	0.761	-
100.769								
49	64	102.41	6053	37.9011	0.0000	0.035	0.766	-
92.510								
50	58	115.24	5337	39.2627	0.0000	0.038	0.772	-
75.904								

Heating Curves Summary

Eqp # 1 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 8

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	226.2	1.2	0.000	0	25	0.0000	0.0000
2	231.4	1.2	0.394	0	25	0.0000	0.0000
3	236.5	1.2	0.788	0	25	0.0000	0.0000
4	241.5	1.2	1.18	0	25	0.0000	0.0000
5	246.5	1.2	1.58	0	25	0.0000	0.0000
6	251.5	1.2	1.97	0	25	0.0000	0.0000
7	256.4	1.2	2.36	0	25	0.0000	0.0000
8	261.3	1.2	2.76	0	25	0.0000	0.0000
9	266.1	1.2	3.15	0	25	0.0000	0.0000
10	270.8	1.2	3.54	0	25	0.0000	0.0000
11	275.5	1.2	3.94	0	25	0.0000	0.0000

Stream 1

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	20.0	1.2	0.000	0	31	0.0397	0.0094
2	25.4	1.2	0.394	0	31	0.0479	0.0117
3	30.7	1.2	0.788	0	31	0.0565	0.0143
4	35.9	1.2	1.18	1	31	0.0653	0.0171
5	41.0	1.2	1.58	1	31	0.0745	0.0202
6	46.0	1.2	1.97	1	31	0.0841	0.0235
7	51.0	1.2	2.36	1	31	0.0940	0.0272
8	55.8	1.2	2.76	1	31	0.1043	0.0311
9	60.6	1.2	3.15	1	30	0.1149	0.0353
10	65.3	1.2	3.54	1	30	0.1258	0.0398
11	70.0	1.2	3.94	1	30	0.1370	0.0445

Eqp # 4 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 2

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	29.1	1.2	0.000	2	16	0.1800	0.1166
2	37.9	1.2	0.734	3	15	0.2493	0.1747
3	45.5	1.2	1.47	4	14	0.3253	0.2432
4	52.2	1.2	2.20	6	12	0.4058	0.3202
5	58.2	1.2	2.94	7	11	0.4893	0.4045
6	63.8	1.2	3.67	9	9	0.5748	0.4946
7	68.9	1.2	4.41	11	7	0.6611	0.5895
8	73.9	1.2	5.14	12	6	0.7475	0.6883
9	78.7	1.2	5.88	14	4	0.8333	0.7901
10	83.5	1.2	6.61	16	2	0.9176	0.8941
11	88.3	1.2	7.34	18	0	1.0000	1.0000

Stream 14

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.
----	-----------	-------------	-----------------	-----------------	------------------	-------------------	-------------------

1	20.0	0.2	0.000	0	30	0.0000	0.0000
2	25.9	0.2	0.734	0	30	0.0000	0.0000
3	31.7	0.2	1.47	0	30	0.0000	0.0000
4	37.6	0.2	2.20	0	30	0.0000	0.0000
5	43.4	0.2	2.94	0	30	0.0000	0.0000
6	49.3	0.2	3.67	0	30	0.0000	0.0000
7	55.1	0.2	4.41	0	30	0.0000	0.0000
8	61.0	0.2	5.14	0	30	0.0000	0.0000
9	66.8	0.2	5.88	0	30	0.0000	0.0000
10	72.7	0.2	6.61	0	30	0.0000	0.0000
11	78.5	0.2	7.34	0	30	0.0000	0.0000

Eqp # 5 Unit type : TOWR Unit name:

Reboiler

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	235.8	1.2	0.000	0	83	0.0000	0.0000	Bub
2	239.1	1.2	2.12	6	77	0.0899	0.0756	
3	242.6	1.2	4.24	12	70	0.1764	0.1499	
4	246.2	1.2	6.36	18	64	0.2596	0.2230	
5	250.0	1.2	8.47	24	58	0.3393	0.2948	
6	253.9	1.2	10.6	30	53	0.4157	0.3654	
7	258.0	1.2	12.7	36	47	0.4887	0.4347	
8	262.2	1.2	14.8	42	41	0.5585	0.5029	
9	266.5	1.2	16.9	47	36	0.6251	0.5702	
10	271.0	1.2	19.1	53	30	0.6889	0.6367	
11	275.5	1.2	21.2	58	25	0.7500	0.7026	

Eqp # 6 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 10

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	20.0	1.2	0.000	0	25	0.0000	0.0000	
2	47.4	1.2	1.45	0	25	0.0000	0.0000	
3	73.3	1.2	2.90	0	25	0.0000	0.0000	
4	97.2	1.2	4.30	0	25	0.0000	0.0000	
5	98.0	1.2	4.35	0	25	0.0000	0.0000	
6	121.5	1.2	5.80	0	25	0.0000	0.0000	
7	144.1	1.2	7.25	0	25	0.0000	0.0000	
8	165.7	1.2	8.70	0	25	0.0000	0.0000	
9	186.6	1.2	10.1	0	25	0.0000	0.0000	
10	206.8	1.2	11.6	0	25	0.0000	0.0000	
11	226.2	1.2	13.0	0	25	0.0000	0.0000	

Stream 11

NP	Temp C	Pres MPa	Del H MJ/sec	Vapor kg/sec	Liquid kg/sec	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	20.0	0.2	0.000	0	10	0.0000	0.0000	
2	54.7	0.2	1.45	0	10	0.0000	0.0000	
3	89.3	0.2	2.90	0	10	0.0000	0.0000	
4	122.5	0.2	4.30	0	10	0.0000	0.0000	Bub
5	122.5	0.2	4.35	0	10	0.0021	0.0021	
6	122.5	0.2	5.80	1	9	0.0681	0.0681	
7	122.5	0.2	7.25	1	9	0.1341	0.1341	

8	122.5	0.2	8.70	2	8	0.2000	0.2000
9	122.5	0.2	10.1	3	7	0.2660	0.2660
10	122.5	0.2	11.6	3	7	0.3320	0.3320
11	122.5	0.2	13.0	4	6	0.3980	0.3980

Додаток В

(Акт про впровадження результатів НДР)



ЗАТВЕРДЖУЮ
Директор
ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ»

Махновець В.П.



15.11.2019 р

АКТ ПРО ВПРОВАДЖЕННЯ (ВИКОРИСТАННЯ) РЕЗУЛЬТАТІВ НАУКОВО-ДОСЛІДНОЇ РОБОТИ

ТДШУНГ Василівського ГРК

15.11.19

Комісія в складі:

Голова Комісії:

Головний технолог – Нашочич В.Д.

члени Комісії:

Головний механік – Добровольський І.В.

Головний енергетик – Дмитрієв О.В.

Начальник відділу охорони праці,

павколишнього середовища та цивільного захисту - В.Ф. Побірсій

склали даний акт про те, що результати науково-дослідної роботи (НДР) ДР №0117U003931 «Розробка та впровадження енергоефективних модульних сепараційних пристроїв для нафтогазового та очисного обладнання» (науковий керівник – доктор технічних наук, професор, головний науковий співробітник Ляпощенко О.О.) використані в виробничій діяльності ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ». Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність, мають перспективи до впровадження в технологіях промислового видобутку, підготовки до транспортування та переробки нафти і газу.

Результати використані при наданні науково-консультаційних послуг з підготовки фахівців ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ» за темою «Теоретичні основи процесів стиснення, теплообміну і сепарації в поршневіх компресорних машинах та установках» (договір №51.18-20196.СЦ/03 від 23 жовтня 2019 р. на надання наукових послуг, замовник - ТОВ «ПРОМ-ЕНЕРГО ПРОДУКТ», виконавець - Сумський державний університет, факультет технічних систем та енергоефективних технологій, кафедра процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв, науково-навчальний центр комплексного інжинірингу «SSUChemTech», науковий керівник – доктор технічних наук, професор, головний науковий співробітник Ляпощенко О.О.).

Голова Комісії:

Головний технолог

В.Д. Нашочич

члени Комісії:

Головний механік

І.В. Добровольський

Головний енергетик

О.В. Дмитрієв

Начальник відділу охорони праці,

павколишнього середовища та цивільного захисту

В.Ф. Побірсій

Додаток Г



PFTechnology sp. z o.o. sp.k.
ul. Kościuszki 96
26-680 Wierzbica
tel./fax: (+48) 48 618-20-71 618- 20- 82

Wierzbica, 28.06.2019

Prof. Oleksandr LIAPOSHCHENKO,
DSc., Professor,
Department of Processes and Equipment
of Chemical and Petroleum-Refineries,
Sumy State University
Ukraine

Confirmation Letter

It is my great pleasure to confirm that **Prof. Oleksandr LIAPOSHCHENKO**, DSc., Professor of the Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries of Sumy State University has successfully completed the short-term research internship "Design of Modular Separation Equipment" at the PFTechnology sp. z o.o. sp. k. (Wierzbica, Poland) in a period from June 24, 2019 to June 28, 2019.

During this period Prof. Oleksandr LIAPOSHCHENKO has been invited by PFTechnology sp. z o.o. sp. k. and EcoHydroCarbon Sp. z o.o. companies as an expert for scientific discussions and consultations with the aim of modernization of separation equipment of the installation for solid waste processing by pyrolysis method, developed within EU project "Wdrożenie innowacyjnej technologii termicznego przetwarzania odpadów polimerowych poprzez odzysk".

Paweł Zielonka
Vice President of the Board

WICEPREZES ZARZĄDU

Paweł Zielonka

Jerzy Przydatek
Member of the Board

Członek Zarządu

Jerzy Przydatek

Członek Zarządu

PFTechnology sp. z o.o. sp. k.
ul. Kościuszki 96, 26-680 Wierzbica
tel./fax 48 618 20 71, 48 618 20 82
NIP 655-19-28-416 REGON 260197426

Додаток Д



Kielce University of Technology

FACULTY OF MANAGEMENT AND COMPUTER MODELLING

Kielce, June 29, 2019

Prof. Oleksandr LIAPOSHCHENKO,
DSc., Professor,
Department of Processes and Equipment
of Chemical and Petroleum-Refineries,
Sumy State University
Ukraine

Confirmation Letter

It is hereby certified that **Prof. Oleksandr LIAPOSHCHENKO**, DSc., Professor of the Department of Processes and Equipment of Chemical and Petroleum-Refineries of Sumy State University has held an invited educational training titled **“Design of Modular Separation Equipment”** (4 hours) during June 27-28, 2019 for MSc students of the Faculty of Management and Computer Modelling at Kielce University of Technology.

DZIEKAN
Wydział Zarządzania i Informatyki Komputerowej

dr hab. inż. Artur Cortosik, prof. PŚk

Додаток Е

21 січня 2019 р.

м. Суми

ПРОТОКОЛ науково-технічної наради з намірів співпраці ПрАТ «Укрхімпроект» та СумДУ

ПРИСУТНІ:

Від ПрАТ «Укрхімпроект»:

Хухрянський О.М. – генеральний директор;

Середа Р. М. – перший заступник генерального директора;

Гончаров О.Г. – начальник відділу інженерних мереж, заступник начальника ННЦ «SSUChemTech».

Від СумДУ:

Ляпощенко О.О. – докт. техн. наук, доцент, гол. наук. співробітник кафедри ПОХНВ;

Скиданенко М.С. – канд. техн. наук, ст. наук. співробітник, начальник ННЦ «SSUChemTech»;

Смирнов В.А. – начальник обчислювального центру факультету ТеСЕТ.

СЛУХАЛИ:

1. Ляпощенко О.О. повідомив, що спеціальність «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будматеріалів» СумДУ включена до Європейської інженерної освітньої бази FEANI INDEX, а її випускники можуть отримати Engineering Card. Надав пропозиції щодо проведення у 2019 р. спільних НДДКР та трансферу технологій (комерціалізації розробок СумДУ з сепараційного, тепломасообмінного обладнання), наукових та навчальних заходів (воркшопів та наукових семінарів, міжнародної конференції DSMIE-2019).

2. Хухрянський О.М. доповів про участь в експертній раді роботодавців СумДУ з складання навчальних планів освітніх програм, відмітив можливість організації та проведення практик, підвищення кваліфікації наукових та інженерних кадрів базового підприємства і кафедри. Зазначив про готовність ПрАТ «Укрхімпроект» до участі в реалізації інженерних проектів спільно з СумДУ.

ПОСТАНОВИЛИ:

1. ПрАТ «Укрхімпроект» надати перелік співробітників базового підприємства з числа випускників минулих років кафедри ПОХНВ СумДУ, які мають стаж роботи на інженерних посадах за спеціальністю не менше трьох років та бажають отримати FEANI Engineering Card.

2. ПрАТ «Укрхімпроект» спільно з СумДУ розробити програму короткотермінового тренінгу щодо підвищення кваліфікації спеціалістів підприємства на базі СумДУ з інтегрованих технологій та програмних комплексів автоматизованого виконання проектних робіт, інструментальних засобів числового моделювання хіміко-технологічних процесів, розрахунків машин і апаратів, систем скінченно-елементного аналізу механіки рідини і газу, тепло- та масоперенесення, а також механіки конструкцій.

3. ПрАТ «Укрхімпроект» надати пропозиції щодо цільової підготовки студентів в СумДУ.

4. ПрАТ «Укрхімпроект» спільно з СумДУ провести аналіз діючих державних та міжнародних стандартів і за необхідності розглянути можливість розробки та впровадження нових ДСТУ / СОУ.

5. ПрАТ «Укрхімпроект» розглянути техніко-комерційні пропозиції СумДУ з розробки та впровадження дослідних зразків енергоефективного багатофункціонального сепараційного і тепломасообмінного обладнання модульної установки для виробництва рідких комплексних добрив.

6. ПрАТ «Укрхімпроект» розглянути можливість участі в 2nd International Conference on Design, Simulation, Manufacturing: The Innovation Exchange (Platinum Sponsor of the DSMIE-2019).

7. ПрАТ «Укрхімпроект» спільно з СумДУ для здійснення науково-технічної співпраці залучити науково-навчальний центр комплексного інжинірингу «SSUChemTech», створений згідно з наказом ректора СумДУ та генерального директора ПАТ «Укрхімпроект» №03-ОД/0071.1-І від 26.01.2018.

8. ПрАТ «Укрхімпроект» надати СумДУ рекламну інформацію щодо малотоннажних установок з переробки нафти і газового конденсату та комплексів з переробки вуглеводневої сировини з отриманням товарних палив з метою пошуку їх потенційних замовників в азіатських країнах (зокрема, Республіці Ірак).

Протокол склав Гончаров О.Г.

ПОГОДЖЕНО:

Від ПрАТ «Укрхімпроект»:


 О.М.Хухрянський

Р.М.Середа

О.Г.Гончаров

Від СумДУ:


 О.О.Ляпощенко

М.С.Скиданенко

В.А.Смирнов

Додаток Ж

ЗАТВЕРДЖУЮ

Науковий керівник НДДКР,
докт. техн. наук, гол. наук. співроб. СумДУ

О.О.Ляпощенко

«19» березня 2019 р.

ПРОТОКОЛ

науково-технічної наради від 19.03.2019 р.

по темі «Проектування сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання
установки для виробництва аміачної води»

ПРИСУТНІ:

від СумДУ: Ляпощенко О.О., Скиданенко М.С., Маренок В.М., Смирнов В.А.

від ТОВ «Агросервіс»: Шевчук А.В.

ПОРЯДОК ДЕННИЙ:

1. Розглядання повідомлення від ТОВ «Агросервіс» (далі – «Замовник») про необхідність поновлення виконання робіт, передбачених Договором №51.18-05.15.СП від 12.07.2015 р., тимчасово припинених у відповідності до додаткової угоди №2.
2. Обговорення та погодження основних проектних рішень, закладених базовими проектами Э УАВТ КА.00.00 ЭП, Э УАВТ РСТ.00.00 ЭП. Уточнення технічного завдання, технічних вимог, вихідних даних та матеріалів, інших відомостей, необхідних і достатніх для монтажної проробки об'єкта проектування.

СЛУХАЛИ:

1. Шевчук А.В. повідомив про необхідність поновлення виконання робіт, передбачених Договором №51.18-05.15.СП від 12.07.2015 р., тимчасово припинених за ініціативи Замовника на підставі листа №21 від 10.03.2016 р. ТОВ «Агросервіс» та у відповідності до додаткової угоди №2 від 11.03.2016 р.
2. Ляпощенко О.О. доповів про готовність СумДУ (далі - Виконавець) до поновлення виконання робіт за незавершеним етапом 3 у відповідності до Календарного плану робіт (Додаток 1 до додаткової угоди №1 від 01.12.2015 р. до договору №51.18-05.15.СП від 12.07.2015 р.). Запропонував зміни до змісту основних етапів та календарного плану робіт.

ПОСТАНОВИЛИ:

1. У зв'язку зі спливом терміну дії договору №51.18-05.15.СП від 12.07.2015 р. (з додатковими угодами №1,2) поновити виконання робіт за незавершеним етапом 3 у відповідності до Календарного плану робіт (Додаток 1 до додаткової угоди №1 від 01.12.2015 р. до договору №51.18-05.15.СП від 12.07.2015 р.) після укладання між Замовником і Виконавцем договору на створення (передачу) науково-технічної продукції / надання наукових послуг у новій редакції. За необхідності, внести зміни до змісту основних етапів та календарного плану робіт.
2. ТОВ «Агросервіс», за необхідності, внести зміни та затвердити технічне завдання на НДДКР (Э УАВТ.00.00 ТЗ) у новій редакції і направити на адресу СумДУ в строк до 25.03.2019 р.

3. В результаті обговорення між науковцями СумДУ та керівництвом ТОВ «Агросервіс» погоджено та прийнято наступні рішення. Проектна продуктивність установки 15 т/годину за готовим продуктом (аміак водний технічний). Концентрація аміаку (азоту) у водному розчині, не менше, 25,0% (20,5%) (мас.), максимальна концентрація готового продукту за аміаком (за азотом) - 36,0% (30,0%) (мас.). Апаратурне оформлення основних технологічних процесів випаровування зрідженого аміаку, абсорбційного поглинання газоподібного аміаку з отриманням насиченого водного розчину аміаку та проміжним охолодженням – дослідний (експериментальний) зразок комбінованого багатофункціонального газорідинного реактора кожухотрубного типу. Тип установки – блочно-модульна транспортабельна (пересувна).

4. СумДУ надати відповідні техніко-комерційні пропозиції та спільно з ТОВ «Агросервіс» підготувати проект договору на створення (передачу) науково-технічної продукції / надання наукових послуг у новій редакції.

5. СумДУ розглянути необхідність, можливість та доцільність додаткового залучення до виконання запланованих НДДКР:

- науково-дослідного інституту мінеральних добрив і пігментів (НДІ «МінДіП») з лабораторіями «Технологій виробництва добрив і пігментів» і «Дослідно-промислових випробувань добрив і пігментів», створеного шляхом приєднання ДП «СД НДІ МінДіП» до СумДУ у відповідності до Наказу МОН України №370 від 16.04.2018 р.;

- науково-навчального центру комплексного інжинірингу «SSUChemTech», створеного згідно з наказом ректора СумДУ та генерального директора ПАТ «Укрхімпроект» №03-ОД/0071.1-І від 26.01.2018 р.;

- науково-дослідного інституту енергоефективних технологій (НДІ ЕТ), створеного згідно з наказом ректора СумДУ №0522-І від 31.08.16 р.

ПОГОДЖЕНО

від СумДУ


М.С.Скиданенко

В.М.Маренок

В.А.Смирнов

від ТОВ «Агросервіс»

А.В.Шевчук



Додаток 3

