

Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет

На правах рукопису

ЛЯПОЩЕНКО ОЛЕКСАНДР ОЛЕКСАНДРОВИЧ

УДК 66.074.1

**ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСІВ
ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ**

Спеціальність 05.17.08 — процеси та обладнання хімічної технології

Дисертація на здобуття наукового ступеня
доктора технічних наук

Науковий консультант
доктор технічних наук, професор
Склабінський Всеволод Іванович

Ідентичність всіх примірників дисертації

ЗАСВІДЧУЮ:

Вчений секретар

спеціалізованої вченої ради Д 35.052.09

доктор технічних наук, професор

Я.М.Гумницький

ЗМІСТ

	с.
ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ	6
ВСТУП	11
РОЗДІЛ 1. ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ ТА ВИБІР НАПРЯМКУ ДОСЛІДЖЕНЬ	21
1.1. Теоретичні і практичні проблеми механіки суцільних середовищ та процесів сепарації дисперсних систем в апаратах з інтенсивними гідродинамічними режимами	21
1.2. Сучасні методи розділення двофазних багатоконпонентних сумішей та способи підвищення ефективності сепарації	25
1.3. Фізичні умови утворення аеродисперсних систем. Модель формування високодисперсної краплинної рідини у потоці газу	48
1.4. Механіка аеродисперсних систем. Динаміка турбулентних газодисперсних потоків	58
1.5. Висновки до першого розділу, постановка задач досліджень	65
РОЗДІЛ 2. МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ДИСЕРТАЦІЙНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ	67
2.1. Обґрунтування вибору напрямку досліджень. Розробка загальної методики та стратегії проведення дисертаційних досліджень	67
2.2. Вибір та порівняльна оцінка методів вирішення задач досліджень. Оцінка похибок вимірювань та адекватності результатів моделювань	73
2.2.1. Методи розв'язання основних рівнянь гідродинаміки та математичного імітаційного (комп'ютерного) моделювання гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації	75
2.2.2. Методи експериментальної гідродинаміки у сукупності з методами прямого спостереження	86
2.2.3. Методи дисперсного аналізу високодисперсних систем	94

2.2.4. Способи і методи визначення вологості та складу сумішей газів, методика визначення краплинного унесення рідини з газовим потоком. Методики прогнозування та оцінки розрахункової ефективності сепарації дисперсних систем	101
2.3. Опис експериментальних установок та дослідно-демонстраційних стендів.	110
2.4. Методика експериментальних досліджень, стратегія оптимізаційних статичних та динамічних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації	119
2.5. Висновки до другого розділу	122
РОЗДІЛ 3. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ТЕОРІЇ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ АЕРОДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ	125
3.1. Модель руху газодисперсного потоку в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах	125
3.1.1. Диференціальні рівняння руху турбулентного газового потоку в криволінійних сепараційних каналах	127
3.1.1.1. Розв'язання диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса за допомогою поліномів (поліноміальне рішення)	129
3.1.1.2. Розв'язання диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса за допомогою модифікованих степеневих рядів	131
3.1.2. Диференціальні рівняння руху дисперсних часток в турбулентному газовому потоці в криволінійних сепараційних каналах	138
3.2. Модель утворення та взаємодії плівки вловленої рідини з газовим потоком в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах	146
3.2.1. Моделювання взаємодії плівки рідини, що стікає по стінці, та газового потоку, який рухається по сепараційному каналу	149
3.2.2. Моделювання розподілу та міграції рідини в шарі волокнистого фільтру	157
3.3. Вторинні процеси при інерційно-фільтруючій сепарації аеродисперсних систем	174
3.4. Висновки до третього розділу	187

РОЗДІЛ 4. ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ПРИ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧІЙ СЕПАРАЦІЇ ГАЗОРІДИННИХ СИСТЕМ ТА ВИЗНАЧЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧИХ ГАЗОСЕПАРАТОРІВ	190
4.1. Фізичне та математичне (чисельне) моделювання руху газокраплинних потоків по сепараційних каналах та фільтруючих секціях інерційно-фільтруючих газосепараторів	190
4.1.1. Формування потоку газу та краплин рідини у інерційно-фільтруючих газосепараторах, оптимізаційне гідродинамічне профілювання геометричної конфігурації сепараційних каналів	192
4.1.2. Перенесення та сепарація краплин рідини у турбулентному газорідинному потоці. Механізми вловлювання дисперсних часток інерційно-фільтруючими сепараційними елементами	207
4.1.3. Оптимальні режими відведення вловленої рідини для упередження вторинного бризкоунесення, зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації інерційно-фільтруючих газосепараторів	216
4.2. Вибір волокнистих матеріалів та визначення впливу властивостей фільтруючих елементів на ефективність сепарації газорідинних систем	221
4.3. Оцінка гідравлічного опору та прогнозування розрахункової ефективності сепарації високодисперсних систем в інерційно-фільтруючих газосепараторах	224
4.4. Висновки до четвертого розділу	234
РОЗДІЛ 5. АНАЛІЗ ВПЛИВУ СПОЛУЧЕНОГО МІЖФАЗНОГО ТЕПЛО-МАСООБМІНУ НА ПРОЦЕСИ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ БАГАТОКОМПОНЕНТНИХ ГАЗОКОНДЕНСАТНИХ СУМІШЕЙ	237
5.1. Утворення та конденсаційне зростання краплин в турбулентному потоці при адіабатичному розширенні газу	237
5.2. Утворення краплинної рідини при охолодженні газової суміші в пристроях попередньої конденсації та сепараційних каналах	244

5.3. Модель конвективного теплообміну при конденсації в охолоджуваних сепараційних каналах	249
5.4. Коефіцієнти розподілу компонентів двофазної системи. Вплив фазових перетворень на ефективність процесів інерційно-фільтруючої сепарації	254
5.5. Висновки до п'ятого розділу	260
РОЗДІЛ 6. ПРОЕКТУВАННЯ СЕПАРАЦІЙНИХ УСТАНОВОК ДЛЯ ХІМІЧНОЇ ТА НАФТОГАЗОВОЇ ГАЛУЗЕЙ ПРОМИСЛОВОСТІ. ПРАКТИЧНА РЕАЛІЗАЦІЯ РЕЗУЛЬТАТІВ РОБОТИ	262
6.1. Способи очищення газів, вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинних потоків і пристрої для їх здійснення	262
6.2. Стратегія проектування інерційно-фільтруючих газосепараторів, крапле- та тумановловлювачів для блоків сепараційних установок	269
6.2.1. Інтегровані технології автоматизованого проектування з динамічним моделюванням роботи сепараційного обладнання	269
6.2.2. Аналіз впливу факторів і параметрів процесу сепарації на ефективність розділення газорідинних сумішей	271
6.2.3. Методика розрахунку інерційно-фільтруючих газосепараторів	272
6.2.4. Методика розрахунку інерційно-фільтруючих трифазних сепараторів	274
6.3. Системи статичного та динамічного оптимізаційного математичного моделювання процесів сепарації. SCADA-системи для автоматизованого управління процесами сепарації	276
6.4. Програма та методика дослідно-промислових випробувань газосепараційного обладнання	281
6.5. Впровадження та особливості експлуатації інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання	284
6.6. Висновки до шостого розділу	291
ВИСНОВКИ	293
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	296
ДОДАТКИ	

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ,
СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ

σ_1^2	— дисперсія розподілу;
$\bar{\tau}$	— тензор в'язких напружень, Па;
τ	— напруження внутрішнього тертя (напруження зсуву), Па;
\bar{D}	— коефіцієнт (матриця) ізотропного (анізотропного) опору, кг/(м ³ ·с);
\bar{I}	— метричний (одиничний) тензор;
\bar{S}	— тензор швидкостей деформації, с ⁻¹ ;
\dot{m}_d	— питома швидкість унесення маси з поверхні часток (краплин), кг/(м ² ·с);
n_d	— концентрація часток, 1/м ³ ;
\dot{n}_d	— швидкість утворення/зникнення часток (краплин), 1/(м ³ ·с);
Q_μ	— об'ємне джерело енергії (тепла) за рахунок в'язкої дисипації, Вт/м ³ ;
φ	— об'ємна доля газової фази в газокраплинному потоці (газовміст) або відносна площа живого перетину насадки, м ² /м ² ;
α	— коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м ² ·К);
β	— коефіцієнт масовіддачі (масопередачі), кг/(м ² ·Па);
δ	— товщина, м;
λ	— коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м ² ·К);
σ	— поверхневий натяг, Н/м;
ω	— кутова швидкість, рад/с;
ε	— коефіцієнт турбулентної в'язкості або швидкість дисипації турбулентної енергії, м ² /с ³ ;
ν	— коефіцієнт кінематичної в'язкості, м ² /с;
ρ	— густина середовища (суцільної фази), кг/м ³ ;
μ	— коефіцієнт динамічної в'язкості, Па·с;
ε_0	— питома дисипація енергії, Дж/(м ³ ·с);

ρ_d	—	густина дисперсної фази (часток, краплин), кг/м^3 ;
ν_G	—	коефіцієнт кінематичної в'язкості газу, $\text{м}^2/\text{с}$;
ρ_G	—	густина газу, кг/м^3 ;
ρ_g	—	гідростатична густина, кг/м^3 ;
μ_G	—	коефіцієнт динамічної в'язкості газового потоку, $\text{Па}\cdot\text{с}$;
ν_L	—	коефіцієнт кінематичної в'язкості рідини, $\text{м}^2/\text{с}$;
ρ_L	—	густина рідини, кг/м^3 ;
μ_L	—	коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, $\text{Па}\cdot\text{с}$;
ν_t	—	турбулентний коефіцієнт кінематичної в'язкості, $\text{м}^2/\text{с}$;
μ_t	—	турбулентний коефіцієнт динамічної в'язкості, $\text{Па}\cdot\text{с}$;
Δp	—	гідрравлічний опір, Па ;
ΔT	—	різниця температур, К ;
B	—	ширина полоси фільтруючого елемента (в напрямку довжини сепараційного каналу), м ;
C	—	коефіцієнт фільтрації, м/с ;
C_D	—	коефіцієнт опору обтіканню частки газовим потоком;
C_G	—	об'ємна доля суцільної фази (газ), $\text{м}^3/\text{м}^3$;
C_L	—	об'ємний вміст рідкої фази, $\text{м}^3/\text{м}^3$;
c_p	—	питома теплоємність, $\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$;
c_ϕ	—	вміст часток даної фракції у аеродисперсній системі, % (частки);
D	—	коефіцієнт дифузії часток (краплин), $\text{м}^2/\text{с}$;
d	—	діаметр часток (краплин), м ;
d_0	—	початковий діаметр краплин до зіткнення зі стінкою, м ;
d_{32}	—	середній діаметр краплин по Заутеру, зважений по питомій поверхні, м ;
d_{50}	—	середній масовий діаметр краплин, м ;
d_b	—	діаметр волокон, м ;
d_e	—	ефективний (еквівалентний) гідрравлічний діаметр, м ;

d_m	— середній медіанний діаметр краплин, утворених в процесі зіткнення та вторинного подрібнення, м;
$D_{зб}$	— діаметр корпусу збірника, м;
D_c	— діаметр корпусу сепаратора, м;
d_T	— діаметр трубопроводу, м;
$d_{ш}$	— діаметр пробовідбірного штуцера, м;
E	— модуль пружності першого роду (модуль Юнга), Па;
e	— частка парової фази;
$f(\varphi)$	— летючість (коефіцієнт летючості);
g	— прискорення вільного падіння, м/с ² ;
G	— масова кількість, кг;
G_1	— масова витрата часток з газорідним потоком, кг/с;
G_2	— масова витрата не сепарованих часток з газовим потоком, кг/с;
G_3	— масова витрата сепарованих часток, кг/с;
G_L	— масова витрата рідини, кг/с;
G_n	— кількість газу, який не конденсується, кг;
$G_{п}$	— кількість переданої речовини (пари), кг;
\bar{h}	— гідростатичний напір, м;
$h(H)$	— питома ентальпія, Дж/кг;
H	— висота сепараційного каналу (жалюзі), м;
k	— турбулентна енергія, м ² /с, або проникність волокнистого матеріалу фільтр-елементу, м ² ;
K	— константа фазової рівноваги (коефіцієнт розподілу компонентів)
L	— довжина прямолінійної ділянки сепараційного каналу (жалюзі), м;
M	— молекулярна маса (середня), кг/кмоль;
M_n	— молекулярна маса газу, що не конденсується, кг/кмоль;
$M_{п}$	— молекулярна маса пароподібної речовини, кг/кмоль;
m	— маса частки (краплі), кг, або пористість волокнистого матеріалу фільтр-елементу;
$M_{1(2)}$	— вага фільтр-патрона до (після) пропускання проби газу, кг;

M_d	—	локальна середня маса часток, кг;
M_φ	—	згинальний момент, Н·м;
n	—	кількість часток;
$n(R)$	—	доля часток радіусом R (щільність імовірності випадкової величини R);
$p(P)$	—	тиск (загальний), Па;
p_0	—	тиск початковий, Па;
$p_{гр}$	—	тиск на міжфазовій поверхні, Па;
p_n	—	тиск насиченої пари, Па;
P	—	функція Лейбензона;
Pr	—	число Прандтля;
$Q(q)$	—	кількість переданої теплоти, Дж, або тепловий потік (питомий), Вт/м ² ;
Q_φ	—	перерізувальна сила, Н;
Q_h	—	джерело енергії (ентальпії) за рахунок часток, Вт/м ³ ;
Q_m	—	джерело маси за рахунок часток (швидкість зміни маси краплин за рахунок випаровування/конденсації), кг/(м ³ ·с);
R	—	радіус дисперсних часток (краплі), м;
r	—	питома теплота пароутворення, Дж/кг;
R_c	—	середній радіус дисперсних часток (краплин), м;
R_e	—	еквівалентний радіус часток неправильної форми, м;
Re	—	критерій Рейнольдса;
$R_{кр}$	—	критичний радіус дисперсних часток (краплин), м;
$R_{ц}$	—	радіус криволінійної ділянки сепараційного каналу (жалюзі), м;
$S(S_{кр})$	—	ступінь пересичення пари (критична);
s	—	розтягувальна сила, Н, або відстань, м;
Sc	—	число Шмідта;
$S_{ж}$	—	товщина стінки жалюзі, м;
S_φ	—	площа перетину фільтру, м ² ;
$T(T_0)$	—	абсолютна температура (початкова), К;

$T_{гр}$	—	температура на міжфазовій поверхні, К;
$T_{ст}$	—	температура стінки, К;
t	—	час, с;
$t_{ж}$	—	ширина дренажного каналу, м;
$t_{к}$	—	ширина сепараційного каналу, м;
t_p	—	відстань між поверхнею плівки рідини на протилежних стінках каналу, м;
\vec{u}	—	вектор швидкості фільтрування, м/с;
u	—	швидкість пересування часток відносно газового потоку, м/с;
v	—	абсолютна швидкість газового потоку, м/с;
V	—	об'ємна витрата газу, м ³ /с;
$V_{п}$	—	об'ємна витрата газу крізь вимірювальний прилад, м ³ /с;
$V_{п}$	—	об'єм пропущеної в вимірювальний прилад (відібраної) проби газу, м ³ ;
w	—	абсолютна швидкість часток (краплин) або плівки рідини, м/с;
We	—	число Вебера;
x	—	частка компонента в рідкій фазі, долі;
y	—	частка компонента в газовій фазі, долі;
Y_d	—	вагова доля часток, кг/кг;
z	—	частка компонента в суміші, долі;
η	—	ефективність очищення газів (коефіцієнт сепарації, ступінь очищення), % (частки);
$\eta_{ф}$	—	фракційна ефективність очищення, % (частки);
K_y	—	коефіцієнт унесення;
$\Phi(R)$	—	передаточна функція сепаратора (нормальна функція розподілу випадкової величини R);

ВСТУП

Актуальність теми. Процеси сепарації фаз є супутніми при протіканні більшості з основних процесів хімічної технології в промислових машинах та апаратах, зокрема гідромеханічних (відстоювання, фільтрування, центрифугування, розділення та фракціонування, мокре очищення), теплових (випаровування та конденсація), масообмінних (абсорбція, ректифікація, екстракція, кристалізація).

Найбільшого поширення набули гравітаційно-інерційні сепаратори, основним недоліком яких є низький ступінь розділення, та фільтри, які відрізняються підвищеним гідравлічним опором та обмеженою продуктивністю. На підставі виявлених недоліків, науковцями Сумського державного університету визначено перспективні напрямки організації руху та взаємодії двофазних потоків, а в результаті розроблено новий окремий клас інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, які поєднують кращі переваги та дозволяють уникнути основних недоліків, притаманних окремим типам існуючих сепараційних пристроїв (відцентрових, насадкових, сітчастих, фільтрів). При цьому застосовано спосіб відмінний від традиційного послідовного розташування сепараційних пристроїв різного типу з метою підвищення ефективності сепарації в цілому. Розташуванням фільтруючих елементів в зонах потенційного вторинного унесення з інерційних сепараційних каналів досягається зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації у широких діапазонах навантажень та співвідношення фаз.

Дослідження процесів сепарації, в додаток ускладнених сполученням тепло-масообміном, відноситься до фундаментальних проблем гідромеханіки, теорії процесів тепло- та масопередачі, оскільки на їх основі вирішуються інші наукові та технічні задачі, що виникають при розрахунках процесів та проектуванні обладнання хімічної технології. У зв'язку з цим можна стверджувати, що тема дисертації представляється актуальною, має важливе наукове і практичне значення, оскільки спрямована на вирішення актуальної науково-прикладної проблеми, сутність якої полягає в створенні теоретичних основ процесів інерційно-фільтруючої сепарації і науково обґрунтованих методів розрахунку основних технологічних параметрів та характеристик сепараційних пристроїв.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Дисертаційна робота виконувалася на кафедрі процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв Сумського державного університету (СумДУ) у відповідності до визначених пріоритетних напрямів розвитку науки й техніки на період до 2020 року (Закон України «Про пріоритетні напрями розвитку науки і техніки», стаття 3, пункти 1,3,4) та згідно з планом держбюджетних науково-дослідних робіт на 2007-2019 рр. (замовник — Міністерство освіти і науки України, виконавець — Сумський державний університет) за темами «Дослідження вихрових грануляційних та масотеплообмінних пристроїв» (ДР №0106U013012), «Дослідження гідродинамічних та масотеплообмінних характеристик пристроїв з вихровими та високотурбулізованими одно- та двофазними потоками» (ДР №0110U002632) та «Гідродинамічні показники двофазних потоків тепломасообмінного, грануляційного та сепараційного обладнання» (ДР №0115U002551). Здобувач приймав участь в проведенні досліджень в рамках вказаних держбюджетних тем у якості відповідального виконавця, а також був науковим керівником окремих мультидисциплінарних досліджень, результати яких використано науковцями секції комп'ютеризованих систем управління кафедри комп'ютерних наук СумДУ та впроваджено при виконанні держбюджетних НДР за темою «Багатовимірні системи управління технічними і технологічними об'єктами» (ДР №0113U004134).

Дисертаційна робота відповідає плану науково-дослідних та дослідно-конструкторських робіт (НДДКР) на 2009-2011 рр. за темою «Дослідження гідродинаміки багатофазних потоків при сепарації та фільтруванні, оптимізація конструкцій промислових сепараторів для нафтогазової та хімічної промисловості» (замовник — ПАТ «Сумське НВО ім. М.В.Фрунзе», виконавець — СумДУ). Наукові результати та практичні рекомендації дисертаційної роботи використані під час виконання науково-дослідних робіт за господарчими договорами №51.18-04.12.СП «Оцінка ефективності роботи горизонтального газосепаратора» (замовник — ПрАТ «Укргазвидобуток», Regal Petroleum Corporation Ltd., виконавець — Сумський державний університет), №51.21-01.13.СП «Вдосконалення схеми технологічного процесу гальванічного виробництва» (замовник — АТ «Сумський завод «Насосенергомаш», хол-

динг «Група ГМС», виконавець — Сумський державний університет), науково-технічного консультування та надання інжинірингових послуг за господарчими договорами №51.18-02.15.СП «Сучасні технології та обладнання для сепарації і класифікації дисперсних сумішей рослинної сировини» (замовник — ТОВ «СУМИ-ФІТОФАРМАЦІЯ», виконавець — Сумський державний університет), 51.18-02.16.СП «Вдосконалення та оптимізація роботи сепараційного і тепломасообмінного обладнання малотоннажної дослідно-промислової установки переробки вуглеводневої сировини (УПН/УПК)» (замовник — ТОВ «АЛІНДАСТРІ», виконавець — СумДУ) та міжнародним контрактом №51.18-02.14.СП «Розробка електродегідратора для розділення водонафтової емульсії ЕЛЗУ» (замовник — ТОВ НПВ «Машхімнафтосервіс» (Україна, Республіка Гана), виконавець — Сумський державний університет). Наукові розробки впроваджені в рамках виконаних науково-дослідних та дослідно-конструкторських робіт за господарчими договорами №3/04, №51.18-05.12.СП (замовник — ТОВ «Суми-Омекс», концерн «Укрросметал», виконавець — Сумський державний університет), №51.18-05.15.СП «Проектування сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва аміачної води» (замовник — ТОВ «Агросервіс», виконавець — Сумський державний університет) та №51.18-04.15.СП «Розробка підігрівача-деемульсатора типу «HEATER-TREATER» установки підготовки нафти» для облаштування родовища ім. В.Н.Виноградова (Група «ЛУКОЙЛ», «Російська інноваційна паливно-енергетична компанія» (РИТЭК) (замовник — ПАТ «Укрхімпроект», генпроектувальник — ТюменьНППнафта, виконавець — Сумський державний університет). Здобувач виступав у якості наукового керівника вказаних госпдоговірних НДР та ДКР впродовж 2012-2016 рр.

Мета і задачі дослідження. Метою дисертаційної роботи є розв'язання важливої науково-прикладної проблеми шляхом розробки теоретичних основ процесів інерційно-фільтруючої сепарації газодисперсних потоків, моделювання гідродинаміки інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроїв та аналіз впливу сполученого тепломасообміну на процеси інерційно-фільтруючої сепарації газоконденсатних систем.

Для досягнення поставленої мети необхідно послідовно розв'язати наступні конкретні і відносно самостійні статистичні, методологічні, теоретичні, експериментальні та практичні задачі:

- провести порівняльний аналіз сучасних методів розділення двофазних багатокомпонентних сумішей та обґрунтувати доцільність запровадження інерційно-фільтруючих способів для підвищення ефективності сепарації в апаратах з інтенсивними гідродинамічними режимами;

- сформулювати концептуальні основи теорії інерційно-фільтруючої сепарації, провести теоретичний аналіз основних механізмів вловлювання дисперсних часток інерційно-фільтруючими сепараційними елементами, встановити основні закономірності процесів інерційного захоплення краплин, їх осадження на волокна фільтруючого елемента та плівку вловленої рідини;

- створити фізичну модель та встановити закономірності гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації газорідинних систем, розробити методи розв'язання основних рівнянь гідродинаміки та математичного моделювання гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації, виконати оптимізаційне гідродинамічне профілювання сепараційних каналів;

- визначити гідродинамічні та сепараційні характеристики інерційно-фільтруючих газосепараторів, перевірити адекватність та апробувати розроблені моделі, узагальнити результати теоретичних і експериментальних досліджень;

- обґрунтувати вибір волокнистих матеріалів для фільтруючих елементів, встановити закономірності вторинних процесів, які супроводжують основний процес інерційно-фільтруючої сепарації газодисперсних систем, визначити оптимальні режими відведення вловленої рідини для упередження вторинного бризкоунесення, зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації, що є основою теоретичних розрахунків та прогнозування фракційної ефективності сепарації і загальної ефективності інерційно-фільтруючих газосепараторів у цілому;

- проаналізувати вплив сполученого міжфазового тепломасообміну на процеси інерційно-фільтруючої сепарації газоконденсатних систем;

- розробити нові способи інерційно-фільтруючої сепарації та конструкції се-

параційних пристроїв і сепараторів, які дозволять підвищити ступінь розділення та знизити гідравлічний опір за рахунок уникнення негативного впливу вторинних процесів;

- розробити програму та методику дослідно-промислових випробувань нових інерційно-фільтруючих газосепараторів для блоків сепараційних установок, а також теоретично обґрунтованих практичних рекомендацій та інженерних методик для їх розрахунку і проектування;

- здійснити заходи щодо апробації та практичного використання (впровадження) отриманих наукових результатів і практичних рекомендацій, провести техніко-економічні розрахунки з оцінки доцільності пропонованих рішень.

Об'єктом дослідження є процеси сепарації газодисперсних систем та інерційно-фільтруюче сепараційне обладнання.

Предметом дослідження є гідродинаміка газодисперсних потоків в інерційно-фільтруючих сепараційних пристроях, вплив режимних і конструктивних параметрів на гідравлічний опір та ефективність сепарації.

Методи дослідження. Основні теоретичні положення дисертації ґрунтуються на фундаментальних положеннях механіки рідини та газу, класичних положеннях теорії гідродинаміки та тепломасообміну. Основні теоретичні залежності для сепараційних каналів та елементів інерційно-фільтруючих сепараторів визначено диференціальними методами математичного аналізу та інтегрального обчислення з застосуванням систем комп'ютерної алгебри (Computer Algebra System, CAS). На етапі експериментальних досліджень застосовано методи експериментальної гідродинаміки (аеродинамічне зондування, димових струменів), прямого спостереження (мікроскопія), седиментації, оптичні (світлорозсіювання, лазерної дифракції), оптичної мікрофотографії, цифрової програмної обробки мікрофотографій. Експериментальні дослідження проведено у відповідності до оригінальних методик шляхом фізичних моделювань стендових моделей сепараційних пристроїв та дослідно-промислових зразків блочно-модульних сепараційних установок, обладнаних SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) програмно-апаратними комплексами; аналізу, симуляції, оптимізації процесів та обладнання методами обчислювальної гідродинаміки

(Computational Fluid Dynamics, CFD), статичного та динамічного моделювання ХТП на базі термодинамічного моделювання.

Наукова новизна одержаних результатів. На основі виконаних теоретичних і експериментальних досліджень отримані такі наукові результати:

- вперше теоретично обґрунтовано можливість підвищення ефективності сепарації газорідних систем шляхом створення апаратів, в яких поєднані принципи одночасної взаємодії інерційних та фільтруючих сепараційних елементів, на відміну від традиційно послідовної схеми розташування сепараційних пристроїв;

- вперше закладено теоретичні основи теорії інерційно-фільтруючої сепарації, які пояснюють основні механізми вловлювання краплин інерційно-фільтруючими сепараційними елементами і визначають основні закономірності процесів гравітаційного осадження та інерційного захоплення краплин, їх осадження на волокна фільтруючого елемента та плівку вловленої рідини;

- розвинуто науковий підхід до фізичного моделювання та теоретичних досліджень гідродинамічних процесів під час інерційно-фільтруючої сепарації газорідних систем, розробки методів розв'язання основних рівнянь гідродинаміки та математичного моделювання гідродинамічних процесів під час інерційно-фільтруючої сепарації;

- вперше отримано аналітичний розв'язок рівнянь руху і нерозривності потоку відносно складових локальних швидкостей газового потоку для окремого випадку плоскої невісесиметричної течії в криволінійному каналі зі стінками синусоїдального профілю;

- розширено уявлення про основні методи і механізми інерційно-фільтруючої сепарації, на підставі запропонованої фізичної моделі руху газокраплинних потоків в каналах інерційно-фільтруючих сепараторів, вперше отримано чисельне розв'язання рівнянь руху газодисперсного середовища, що дозволяє визначити траєкторії руху краплин і здійснити оптимізаційне геометричне профілювання криволінійних каналів з фільтруючими елементами;

- вперше визначено основні гідродинамічні характеристики сепараційних елементів інерційно-фільтруючих сепараторів за результатами експериментальних

досліджень модельних зразків криволінійних сепараційних каналів;

- отримала подальший розвиток континуальна модель криволінійної течії газодисперсного потоку, що дозволяє розрахунковим методом визначити спосіб розподілу крапель за розмірами і відповідно оцінити ефективність сепарації після кожної послідовної криволінійної ділянки сепараційного каналу;

- науково розвинуто методику розрахунку газодинамічних сепараторів з метою підвищення ефективності сепарації та зниження гідравлічного опору з визначенням оптимальних конструктивних параметрів інерційно-фільтруючих сепараційних елементів.

Практичне значення одержаних результатів. Запропоновано окремий клас нових, захищених патентами України та Іраку, способів сепарації та нових конструкцій інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв. На основі отриманих наукових результатів розроблено та впроваджено сучасні методи визначення дисперсного складу газоконденсатних сумішей та суспензій. Розроблені наукові положення та практичні рекомендації використано при підготовці розділів навчальних посібників «Технологічні основи нафто- та газопереробки», «Обладнання газо- та нафтопереробних виробництв» з описом методів аналізу складу багатокомпонентних систем; технологічних основ процесів і обладнання для розділення емульсій, суспензій та газоконденсатних систем; контактних сепараційних та тепломасообмінних пристроїв і апаратів. Розроблено програму та методику дослідно-промислових випробувань нових інерційно-фільтруючих газосепараторів, крапле- та тумановловлювачів для блоків сепараційних установок, а також науково обґрунтовані практичні рекомендації до інженерних методик для їх розрахунку і проектування. Отримані наукові результати та практичні рекомендації впроваджені у виробництво на машинобудівних заводах, підприємствах хімічної промисловості і нафтогазового комплексу України та іноземних держав (ПАТ «Сумське НВО ім. М.В.Фрунзе», АТ «Сумський завод «Насосенергомаш», холдинг «Група ГМС», Група «ЛУКОЙЛ», концерн «Укрросметал», ПАТ «Укрхімпроект», ТОВ «Агросервіс», ТОВ «СУМИФІТОФОРМАЦІЯ», ПрАТ «Укргазвидобуток», Представництво «Регал Петролеум Корпорейшн Лімітед» та інші).

Особистий внесок здобувача полягає в аналізі стану проблеми, обґрунтуванні і розробленні основної ідеї і теми дисертації, розробленні наукових положень, програм та методик експериментальних досліджень і дослідно-промислових випробувань, узагальненні отриманих результатів і формулюванні висновків, розробці науково обґрунтованих практичних рекомендацій та інженерних методик розрахунку, впровадженні науково-технічних розробок.

Здобувач висловлює глибоку подяку науковому консультанту д.т.н., професору Склабінському В.І. за надану допомогу в розв'язанні наукової проблеми; к.т.н. Павленку І.В. за плідну співпрацю та допомогу у проведенні міждисциплінарних досліджень процесів сепарації; к.т.н. Скиданенку М.С., наук. співробітнику Маренку В.М. та асистенту Смирнову В.А. за допомогу у інженерному проектуванні та впровадженні дослідно-промислових зразків апаратів; зав. лабораторіями Покотило В.М. та аспірантам Логвину А.В., Настенко О.В., Аль-Роммахі М.М. за допомогу у проведенні експериментальних досліджень та статистичній обробці результатів.

Апробація результатів дисертації. Основні положення і результати дисертаційної роботи доповідалися та обговорювалися на XI, XIII, XIV Міжнародній науковій конференції «Удосконалення процесів та обладнання харчових і хімічних виробництв» (м. Одеса, 2006, 2010, 2011 рр.); III Міжнародній науково-технічній конференції студентів, аспірантів та молодих вчених «Хімія та сучасні технології» (м. Дніпропетровськ, 2007 р.); III, V, VI, VII, IX Міжнародній конференції «Стратегія качества в промышленности и образовании» (Республіка Болгарія, м. Варна, 2007, 2009, 2010, 2011, 2013 рр.); VII Міжнародній науково-методичній конференції «Сучасний український університет: теорія і практика впровадження інноваційних технологій» (м. Суми, 2008 р.); V Міжнародній науково-практичній конференції «Нетрадиційні і поновлювані джерела енергії як альтернативні первинним джерелам енергії в регіоні» (м. Львів, 2009 р.); I Міжнародному конгресі «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування» (м. Львів, 2009 р.); IV Міжнародній науково-практичній конференції «Наукові дослідження – теорія та експеримент '2009» (м. Полтава, 2009 р.); Міжнародній науково-практичній конференції і школі-семінарі «Проблеми енергетичної ефективності хар-

чових і хімічних виробництв» (м. Одеса, 2009 р.); XV, XXI Міжнародній науково-методичній конференції «Технології XXI століття» (м. Алушта, Суми, Глухів 2009, 2015 рр.); Міжнародній науково-технічній конференції і виставці «Нафтогазова енергетика: проблеми та перспективи» (м. Івано-Франківськ, 2009 р.); XXIII Міжнародній науково-технічній конференції «Химические реактивы, реагенты и процессы малотоннажной химии: Реактив-2010» (Республіка Білорусь, м. Мінськ, 2010 р.); I, III Міжнародній конференції молодих вчених «Хімія та хімічні технології: ССТ-2010, ССТ-2013» (м. Львів, 2010, 2013 рр.); X Всеукраїнській науково-практичній конференції «Інноваційний потенціал української науки – XXI сторіччя» (м. Запоріжжя, 2011 р.); Міжнародній науково-технічній конференції «Нафтогазова енергетика – 2011» (м. Івано-Франківськ, 2011 р.); VIII Всеукраїнській науково-технічній конференції молодих учених і фахівців (м. Кременчук, 2011 р.); Міжнародній науково-практичній конференції «Проблеми та перспективи розвитку нафтогазового комплексу» (м. Полтава, 2012 р.); I Міжнародній науково-технічній конференції «Хімічна технологія: наука та виробництво» (м. Суми, 2012 р.); XII Всеукраїнській науково-технічній конференції «Буріння» (м. Донецьк, 2012 р.); II Міжнародній науково-технічній конференції «Обчислювальний інтелект (ОІ-2013)» (м. Черкаси, 2013 р.); Міжнародній науково-практичній конференції «Сучасні напрями теоретичних і прикладних досліджень '2013» (м. Одеса, 2013 р.); IV, V Міжнародній науково-практичній конференції «Інноваційні енерготехнології» (м. Одеса, 2013, 2015 рр.); XXII Міжнародній науково-практичній конференції «Інформаційні технології: наука, техніка, технологія, освіта, здоров'я» (м. Харків, 2014 р.); XIV Міжнародній науково-технічній конференції «Герметичність, вібронадійність і екологічна безпека насосного і компресорного устаткування — ГЕРВІКОН-НАСОСИ-2014» (м. Суми, 2014 р.); Міжнародній молодіжній науково-технічній конференції «Прогрессивные технологии и процессы» (Російська Федерація, м. Курськ, 2014 р.); XIV Міжнародній науково-практичній конференції «Інтегровані технології і енергозбереження ІТЕ 2014» (м. Харків, 2014 р.); II Міжнародній науково-практичній конференції «Автоматизированное проектирование в машиностроении» (Російська Федерація, м. Новокузнецк, 2014 р.); XII Міжнародній науково-практичній конференції «Современ-

ные инструментальные системы, информационные технологии и инновации» (Российская Федерация, м. Курськ, 2014 р.); XVII Міжнародному симпозиумі «Методи дискретних особливостей в задачах математичної фізики — МДОЗМФ-2015» (м. Харків, Суми, 2015 р.); XI Ogólnopolska konferencja przepływów wielofazowych (Республіка Польща, м. Гданськ, 2015 р.); XVI Міжнародній науково-технічній конференції «Промислова гідравліка і пневматика» (м. Суми, Вінниця, 2015 р.); Міжнародній науково-технічній конференції і виставці «Машини, обладнання і матеріали для нарощування вітчизняного видобутку та диверсифікації постачання нафти і газу — ПМ-2016» (м. Івано-Франківськ, 2016 р.); II Міжнародній науково-практичній конференції «Хімічна технологія: наука, економіка та виробництво» (м. Шостка, 2014 р.); I Міжнародній науково-практичній конференції «Системи розробки та постановки продукції на виробництво» (м. Суми, 2016 р.); I, II, III Всеукраїнській міжвузівській науково-технічній конференції «Сучасні технології в промисловому виробництві» (м. Суми, 2010, 2012, 2014 рр.); на науково-технічних конференціях викладачів, співробітників, аспірантів і студентів Сумського державного університету (м. Суми, 2006, 2007, 2008, 2009, 2011, 2013, 2015 рр.).

Публікації. Результати дисертаційної роботи опубліковано у 70 наукових працях, з них одна публікація у колективній монографії, 20 статей у наукових фахових виданнях України та 12 публікацій у фахових видання іноземних держав, у тому числі одна публікація у електронному науковому фаховому виданні та 18 статей у виданнях, які включені до міжнародних наукометричних баз (у тому числі 3 статті у виданнях, які обліковуються наукометричними базами Scopus та Web of Science), 27 публікацій у матеріалах та працях конференцій, а також 2 навчальні посібники, у тому числі 1 з грифом «Рекомендовано МОН України». Отримано 15 патентів на корисну модель, 2 патенти на винахід України, 1 міжнародний сертифікат відповідності та 1 міжнародний патент на винахід.

Структура та обсяг дисертації. Дисертаційна робота складається зі вступу, шести розділів, висновків, списку використаних джерел з 425 найменувань, додатків. Повний обсяг дисертації становить 295 сторінок основного тексту, серед яких 5 таблиць, 92 ілюстрації, а також додатків на 90 сторінках.

РОЗДІЛ 1

ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ ТА ВИБІР НАПРЯМКІВ ДОСЛІДЖЕНЬ

1.1. Теоретичні і практичні проблеми механіки суцільних середовищ та процесів сепарації дисперсних систем в апаратах з інтенсивними гідродинамічними режимами

Процеси утворення та розділення (сепарації) неоднорідних гетерогенних дисперсних систем (емульсії, суспензії, аерозолі) відіграють суттєву роль як у природі та житті людини, так і в науці та техніці. Достатньо згадати, що кругообіг води в природі відбувається шляхом поверхневого випаровування з одночасним опрісненням, об'ємної конденсації, гравітаційної сепарації та ґрунтової фільтрації. Слід зазначити, що в перелічених вище природних явищах та процесах важливу роль відіграє рух частинок під дією різних зовнішніх та молекулярних сил.

Процеси сепарації таких систем в більшості випадків є результатом зіткнення та коагуляції дисперсних часток з наступним їх рухом до якої-небудь макроскопічної стінки для осадження на її поверхні. Вивчення руху часток, їх осадження та коагуляція, а також явища, що відбуваються при зіткненні часток одна з одною та макроскопічними тілами, у тому числі зворотні вторинні процеси (зрив часток з поверхні стінок, диспергування та вторинне унесення) складає предмет механіки дисперсних систем [407, 408]. При описі механіки дисперсних систем пропонується відрізняти дисперсійні (утворюються при диспергуванні та розпиленні) та конденсаційні (утворюються за рахунок об'ємної конденсації) дисперсні системи, які крім способів їх походження відрізняються також розміром дисперсних часток та фракційним складом, а відповідно і властивостями, але на практиці часто приходиться мати справу з дисперсними системами, які містять частки як дисперсійного, так і конденсаційного походження [143, 369, 378, 407, 418].

Властивості високодисперсних систем та поверхневі явища, які виникають на межі поділу фаз, ретельно вивчаються в колоїдній хімії з осучасненою назвою *Interface and Colloid Science* [41], що є по суті міждисциплінарною наукою, яка віді-

грає фундаментальну роль та має прикладне значення для процесів та обладнання хімічних технологій, фармацевтики, біотехнологій, нанотехнологій та інших.

Типові гетерогенні високодисперсні системи широко застосовуються в сучасних вимірювальних приладах та системах, які успішно використовуються в експериментальній фізиці. Зокрема, для вивчення розподілу швидкостей руху газового потоку в умовах фізичного моделювання експериментальних зразків традиційним є метод димових струменів з розділу експериментальної гідродинаміки, який не тільки не втратив сьогодні свою актуальність для розв'язання задач оптимізаційного аеродинамічного профілювання геометричних поверхонь та форм досліджуваних об'єктів, а й отримав подальший розвиток завдяки широкому впровадженню в кінці ХХ – початку ХХІ століття у інженерну практику інформаційних технологій проектування та комп'ютерного моделювання на основі фізичних, математичних та чисельних методів обчислювальної гідродинаміки (Computational Fluid Dynamics, CFD) [18, 24, 39, 59].

Проводити розрахунки процесів диспергування та сепарації з подальшою розробкою відповідного розпилювального та сепараційного обладнання, яке працює в умовах високо інтенсивних гідродинамічних режимів, можливо лише маючи ґрунтовні уявлення про механіку рідини і газу взагалі [85, 86, 187, 199, 198, 220, 326, 328] та, зокрема, гідродинаміку двофазних потоків (механіку дисперсних систем) [60, 141, 147, 177, 193, 288, 289, 407, 408], взаємодію часток (краплин) одна з одною та плівкою рідини, закономірностях тепломасообмінних процесів, що супроводжують основний процес розділення (конденсація, випаровування, абсорбція, ректифікація і т.п.). Одночасно, як вже було зазначено вище, процеси сепарації фаз мають місце та є основними або супутніми (вторинними) при реалізації більшості механічних, гідромеханічних та тепломасообмінних процесів в основному технологічному обладнанні технологічних ліній і комплексів хімічних, нафтогазопереробних, харчових виробництв та багатьох інших галузей промисловості [7, 56, 75, 152, 153, 171].

Теоретичні і практичні проблеми механіки суцільних середовищ та сепарації дисперсних систем розглядали в своїх фундаментальних роботах Алієв Г.М.-А., Альтшуль А.Д., Амелін А.Г., Біргер М.І., Вальдберг А.Ю., Войнов М.О., Медніков

Є.П., Мільштейн Л.М., Мягков Б.І., Романков П.Г., Сінайський Е.Г., Стокс Д.Г., Страус В., Сугак Є.В., Ужов В.Н., Фукс Н.А. та інші [82, 83, 85-88, 259, 265, 345, 349, 350, 369, 373, 376, 378, 391-394, 406-408]. Одночасно слід відмітити, що дисперсним системам та, зокрема, механіці дисперсних систем, враховуючи її впливове практичне значення, продовжує приділятися суттєва увага і на початку 2000-х років, з яких у історії інженерної діяльності починається епоха вирішення актуальних проблем підвищення рівня енергоефективності, ресурсозбереження та екологічної безпеки технічних систем у галузі процесів та обладнання хімічної технології [4, 93, 165, 196, 243, 251, 257, 281, 293, 333, 336, 347, 348, 365, 380, 417]. Але у більшості випадків відповідні матеріали розкидані по численних монографіях та публікаціях у періодичних виданнях за матеріалами дисертаційних досліджень, які відносяться до різних галузей науки і техніки, мають вузько прикладний характер та тільки в окремих випадках представляють зацікавленість для теорії [79, 80, 103, 146, 167, 191, 213, 254, 256, 267, 331, 341, 376, 398, 402]. Такі роботи важко використовувати для перевірки наукових результатів та висновків, а також для знаходження нових теоретичних закономірностей, тому що розрахунки швидкості турбулентного осадження в трубах та каналах пропонується здійснювати за допомогою чисто емпіричних залежностей, які витікають з результатів експериментальних досліджень та чисельних моделювань окремих дослідників [1, 4, 12-16, 30-34, 102, 160, 176, 186, 197, 385].

Представляє окремі труднощі вивчення закономірностей руху суцільної (дисперсійне середовище) та дисперсної (частки) фаз в умовах інтенсивних гідродинамічних режимів, що обумовлено підвищеними вимогами до технічних характеристик та експлуатаційних показників обладнання (продуктивності, ефективності і т.д.). Турбулентний режим руху неоднорідних гетерогенних дисперсних систем відрізняється від ламінарного режиму руху наявністю флуктуацій, нерегулярних пульсацій випадкового хаотичного характеру з моментальною зміною напрямку та значення істинних (локальних) швидкостей і, як наслідок, інтенсивним перемішуванням елементарних об'ємів суцільної (несучої) фази між собою [8, 56, 85, 86, 171, 179, 187, 199, 198, 220, 259, 349, 350, 407]. Як відомо, при цьому профіль розподілу фіктивних (осереднених за часом) швидкостей у поперечному перетині потоку більш рівномір-

ний, але в пристінкових шарах спостерігається різке зменшення значення швидкості руху [56, 77, 85, 86, 171, 187, 199, 198, 220]. Високодисперсні частки, які мають незначні розміри, порівняно з масштабом пульсацій, та масу інерційно захоплюються з деяким відставанням по фазі та амплітуді в пульсаційний турбулентний рух суцільної фази та разом з нею здійснюють інтенсивне дифузійне пересування по потоку. В таких випадках, при описі механіки дисперсних систем пропонується розглядати рух дисперсної фази з двох складових, що пояснюється градієнтом та зсувом осередненої і пульсаційної складових швидкості суцільної (несучої) фази в ядрі потоку та пристінкових шарах:

- рух дисперсних часток повздовж та відносно потоку суцільної фази зі швидкістю, наближеною до значення осередненої швидкості руху суцільної фази (конвективна та турбулентна дифузія часток) [407];
- міграція дисперсних часток в поперечному перетині до руху потоку суцільної фази зі швидкістю, наближеною до значення швидкості турбулентних пульсацій суцільної фази (турбулентна міграція часток) [259].

Таким чином, всі ці розглянуті фізичні явища суттєво змінюють траєкторії руху зважених часток в двофазних потоках, роблять їх більш складними в порівнянні з відомими моделями прямолінійного (рівномірного і нерівномірного) та криволінійного руху дисперсних часток аеродисперсних систем при малих числах Рейнольдса Re в процесах їх гравітаційного та інерційного осадження [407, 408]. З цих же причин розподіл та концентрація дисперсної фази в поперечному перетині високотурбулізованого двофазного потоку суттєво відрізняється від аналогічного розподілу в ламінарному потоці при гравітаційно-інерційному осадженні [259, 349, 350, 407]. Іншим парадоксальним явищем турбулентності є факт різкого підвищення інтенсивності осадження дисперсних часток з високотурбулізованого потоку замість унесення їх зі стінок труб та каналів, що пояснюється саме міграційною моделлю, при цьому швидкість осадження дисперсних часток на граничних повздовжніх стінках каналів зростає зі збільшенням швидкості руху потоку суцільної фази, що свідчить про інерційну природу явища, яке в механіці дисперсних систем отримало назву турбулентного (турбулентно-інерційного) осадження [259].

Проведеним оглядом численних монографій та збірників публікацій з механіки дисперсних систем та процесів їх розділення окремо виявлено відсутність будь-яких теоретичних представлень про процеси інерційно-фільтруючої сепарації, у зв'язку з чим можна стверджувати, що сформульована тематика дисертаційних досліджень представляється безперечно актуальною, має важливе наукове і практичне значення, оскільки спрямована на вирішення актуальної науково-прикладної проблеми, сутність якої полягає в створенні теоретичних основ процесів інерційно-фільтруючої сепарації.

1.2. Сучасні методи розділення двофазних багатокомпонентних сумішей та способи підвищення ефективності сепарації

В промислових умовах процеси сепарації та відповідне сепараційне обладнання застосовується по-перше в якості основного технологічного обладнання з метою вловлювання цінних компонентів зі складу неоднорідних гетерогенних багатокомпонентних сумішей в технологічних лініях та комплексах різних галузей промисловості: металургійні виробництва, хімічні виробництва та нафтогазопереробка, гальванічні виробництва, переробка рослинної сировини та багато інших [131, 142, 162, 172, 202, 203, 253, 265, 322, 325, 368, 388, 389, 399]. По-друге, часто сепараційне обладнання застосовується у якості допоміжного технологічного обладнання з метою підвищення рівня екологічної безпеки за рахунок очищення промислових стоків і газових викидів (сірчаноокислотні та азотні виробництва), переробки відходів (вторинна переробка та рециклінг, регенерація та утилізація), які можуть забруднювати навколишнє середовище [82, 83, 108, 117, 125, 163, 164, 178, 222, 253, 268, 302, 369, 373, 375, 391-394, 418].

У відповідь на сучасні виклики та основні принципи розвитку постіндустріального суспільства на порозі Третьої та Четвертої (Industrie 4.0) промислових революцій, про які сьогодні так багато обговорень і дискусій на світових промислових та економічних форумах [62, 63, 295], останнім часом визначено перспективним та спостерігаються світові тенденції зі створення саме багатофункціональних енергое-

фективних апаратів (наприклад, як наведені на рис.1.1, 1.2) [31, 90-92, 95, 128, 162, 183, 184, 248, 284, 296, 329, 386, 399, 400, 419, 422].

Конструкції таких комбінованих апаратів (двофазних та трифазних сепараторів, скрубєрів, абсорбційних та ректифікаційних колон і т.п.) для розділення та очищення гетерогенних багатокомпонентних сумішей містять послідовно розташовані в корпусах запатентовані високоефективні внутрішні пристрої різного типу та призначення (рис.1.3-1.5), серед яких найбільш популярними є вузли від світових концернів-виробників та фірм-ліцензіарів Sulzer AG, Shell Global Solution, Monsanto Enviro-Chem Systems, Koch-Glitsch, Pall Corporation, ACS Industries, Cameron's NATCO, Sivalls, Maloney Industries, ДОО «ЦКБН» ОАО «Газпром» та інших [31, 38, 47, 48, 13, 68-71, 284, 400, 419, 422]:

- вхідні вузли, що виконують функції розподільників газових, газорідних потоків та рідини (наприклад, Shell Schoepentoeter™, Sulzer Tangential Cyclon Gas Inlet Device Vapour Horn GITV, Sulzer Splash Plate Inlet GDP, Sulzer Vanta™ GITD, Sulzer Cyclonic Inlet Device GIRZ, Sulzer GIX та інші);
- вхідні сепараційні секції гравітаційно-інерційного та відцентрового типів (наприклад, Shell Schoepentoeter™ та Schoepentoeter Plus™, Sulzer Mellachevron™ Mist Eliminators, Sulzer Cyclonic Inlet Device GIRZ, Shell Swirltube™ та Swirltube Light™ Mist Eliminator Deck), призначені для попередньої сепарації рідини та вловлювання механічних домішок;

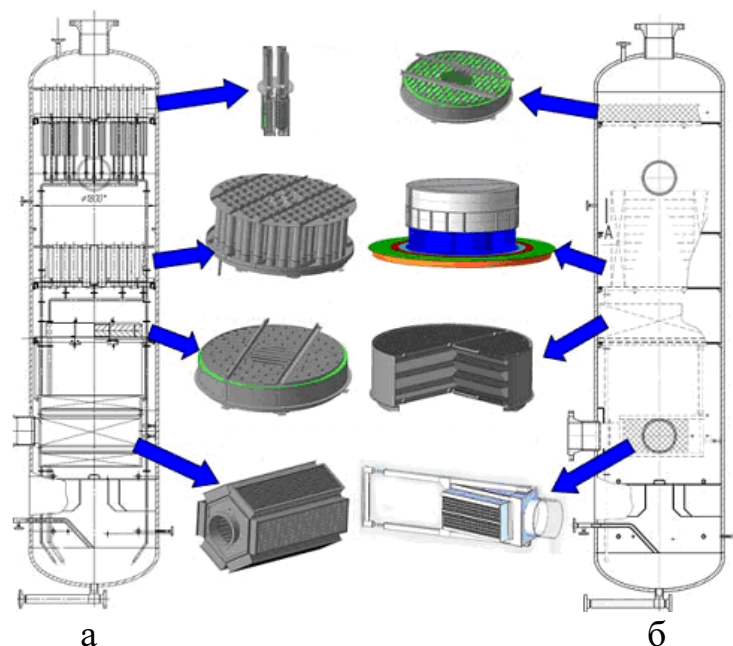


Рисунок 1.1 – Комбіновані багатофункціональні газосепаратори [400]: а – з вузлом попередньої сепарації, мультициклонною секцією та патронними фільтр-коалесцерами; б – з вузлом попередньої сепарації, жалюзійною секцією та сітчастим краплевловлювачем.

- регулярно встановлені масообмінні контактні секції (насадкові, тарілчасті та вихрові) для безпосереднього контактування потоків, які можуть додатково оснащуватись вбудованими сепараційними та теплообмінними елементами;

- основні та вихідні сепараційні секції гравітаційно-інерційного та фільтруючого типів, обладнані високоефективними сепараційними пристроями з насадковими кутковими та швелерковими жалюзійними пакетами (Plate-Pak™, Stokes-Pak™, Sulzer Mellaplate™, Mellachevron™ та Mellagrid™), багатопатрубковими (мультициклонними) вузлами з вихровими прямотечійними циклонними елементами (Shell Swirltube™ та Swirltube Light™ Mist Eliminator Deck), сітчастими (Sulzer KnitMesh™ Mist Eliminator та KnitMesh V-MISTER™, Monsanto TowerGARD™ та HI-FLO™ Brink® Mesh Pad, Wire Mesh Interceptor-Pak™, Wire Wool Interceptor-Pak™) і волокнистими (Teflon Fiber Interceptor-Pak™, Polyester Fiber Interceptor-Pak™, Fiberglass Interceptor-Pak™, Fiberglass Mat Interceptor-Pak™) пакетами, патронними фільтр-коалесцерами (Pall SepraSol™, AquaSep® Plus, PhaseSep®, Sulzer MKS Multi Cassette™, Monsanto HE, ES, FP, CS CK, HV, HP Mist Eliminators™), що є коагуляторами дрібнодисперсного аерозолю.

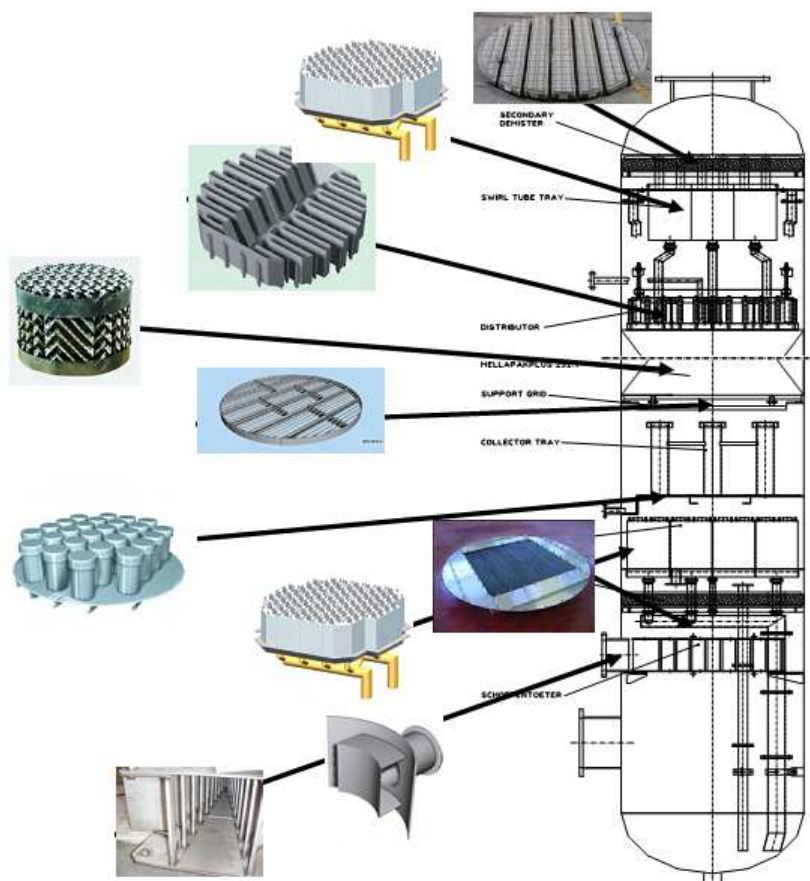


Рисунок 1.2 – Багатофункціональний абсорбер осушування газу з інтегрованими вхідною та вихідною сепараційним секціями, масообмінно-сепараційними контактними ступенями з багатопатрубковими прямотечійно-відцентровими елементами та пакетами регулярної пластинчастої насадки [419].

циклонними елементами (Shell Swirltube™ та Swirltube Light™ Mist Eliminator Deck), сітчастими (Sulzer KnitMesh™ Mist Eliminator та KnitMesh V-MISTER™, Monsanto TowerGARD™ та HI-FLO™ Brink® Mesh Pad, Wire Mesh Interceptor-Pak™, Wire Wool Interceptor-Pak™) і волокнистими (Teflon Fiber Interceptor-Pak™, Polyester Fiber Interceptor-Pak™, Fiberglass Interceptor-Pak™, Fiberglass Mat Interceptor-Pak™) пакетами, патронними фільтр-коалесцерами (Pall SepraSol™, AquaSep® Plus, PhaseSep®, Sulzer MKS Multi Cassette™, Monsanto HE, ES, FP, CS CK, HV, HP Mist Eliminators™), що є коагуляторами дрібнодисперсного аерозолю.

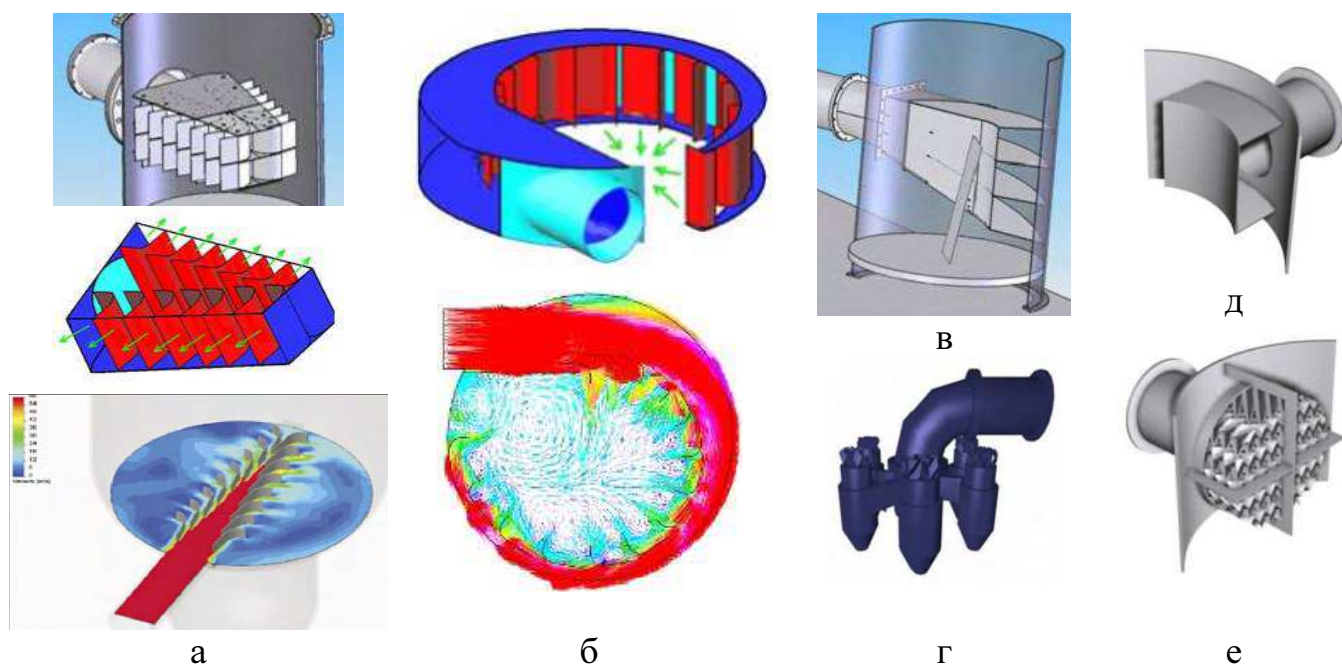


Рисунок 1.3 – Конструкції вхідних розподільних та сепараційних вузлів, моделювання розподілення в них потоків методами CFD [68-71, 422]: а – жалюзійний розподільник-сепаратор Shell Schoerentoeter™, б – тангенціально-вихровий жалюзійний розподільник-сепаратор Sulzer GITV, в – тангенціальний пластинчатий розподільник Sulzer Vanta™ GITD, г – батарейний циклонний розподільник-сепаратор Sulzer GIRZ, д – пластинчатий відбійник Sulzer GDP, е – насадковий розподільник Sulzer “GIX”.

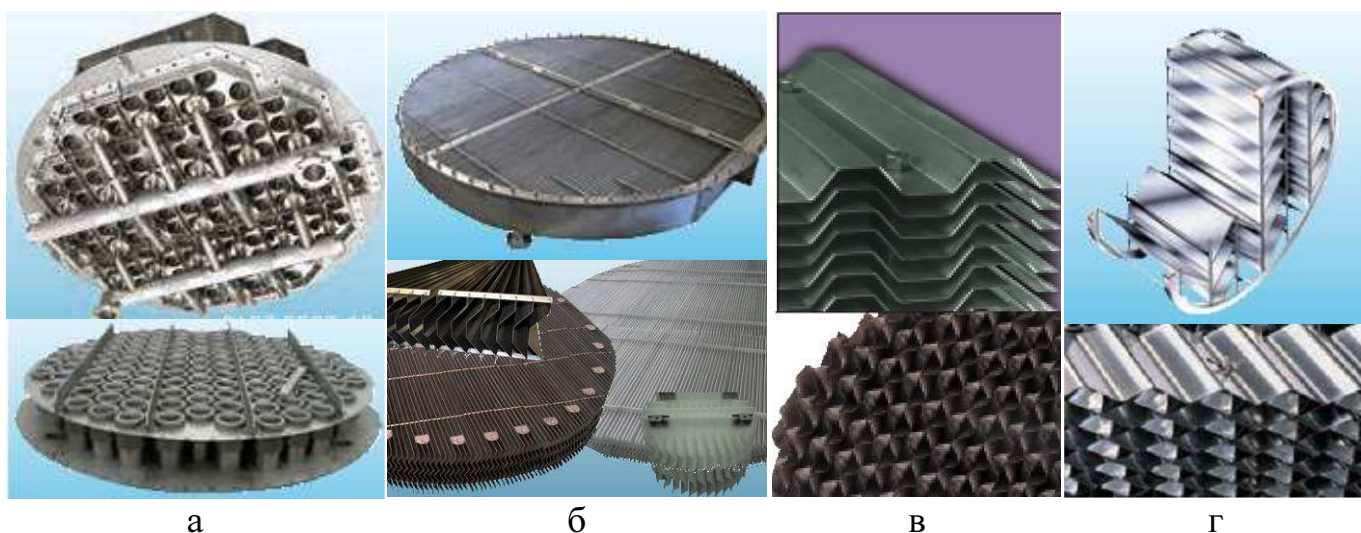


Рисунок 1.4 – Сепараційні секції (краплевловлювачі) [38, 67-71, 422]: а – мультициклонні Shell Swirltube™ та Swirltube Light™; б, в, г – насадкові жалюзійні Sulzer Mellachevron™, Plate-Pak™, Stokes-Pak™, Sulzer Mellaplate™ та Mellagrid™ відповідно.

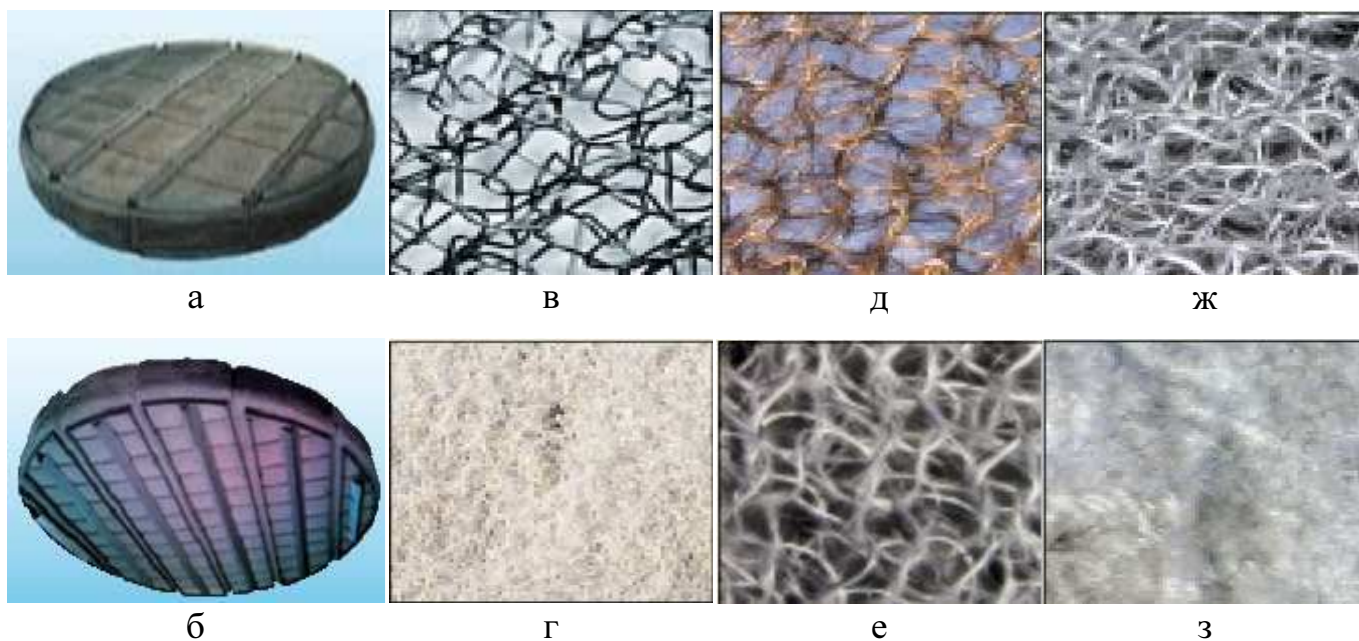


Рисунок 1.5 – Сітчасті відбійники (тумановловлювачі) та волокнисті матеріали для коалесцерів [38, 47, 48, 67-69]: а, б – сітчасті відбійники Sulzer KnitMesh™, KnitMesh V-MISTER™, Monsanto TowerGARD™ та HI-FLO™ Brink® Mesh Pad; в, г – металева сітка Wire Mesh Interceptor-Pak™ та стружка Wire Wool Interceptor-Pak™; д, е, ж – тефлонове, поліестерне та скловолокло (полотно) Teflon Fiber Interceptor-Pak™, Polyester Fiber Interceptor-Pak™, Fiberglass Interceptor-Pak™, Fiberglass Mat Interceptor-Pak™ відповідно.

Колонне обладнання, від ефективної роботи якого в більшості випадків в значній мірі залежить ефективність роботи окремих установок, технологічних ліній та комплексів хімічних і нафтохімічних виробництв в цілому, залишається ключовим, що обумовлено складністю процесів, які в ньому протікають, а також відсутністю достойної альтернативи апаратурного оформлення тепломасообмінних процесів [56, 94, 171, 285, 351, 363, 372]. Традиційним конструкціям тарілчастих та насадкових колон притаманні і загальні недоліки: висока собівартість капітальних та експлуатаційних витрат [56, 171, 291, 372]. Тут також слід зазначити, що взагалі технології хімічних виробництв дуже інерційно реагують на технічний прогрес порівняно з іншими галузями промисловості, а в вітчизняних технологічних лініях та комплексах з переробки нафти і газу іноді використовуються технології навіть кінця ХІХ століття! Цим пояснюється низькі ефективність, ступінь розділення та глибина пе-

реробки сировини, що є неприпустимим в економічних умовах сьогодення в аспектах енергоефективності та ресурсозбереження. Проте розглядаючи еволюційний розвиток колонного обладнання (абсорбційних та ректифікаційних колон) відразу помітно, що починаючи з 2000-х років в їх конструкціях та конструкціях внутрішніх масообмінних контактних пристроїв з'явилися прогресивні та істотні зміни [135, 162, 419]. Якщо ще 20-30 років тому загально прийнятим було застосування в ректифікаційних та абсорбційних колонах типових масообмінних тарілок (ковпачкових, ситчастих, клапанних та інших комбінованих конструкцій), то за останні десятиріччя став помітний перехід на регулярні структуровані насадки. Це пояснюється тим, що при роботі стандартних масообмінних тарілок у режимі барботажу при підвищених навантаженнях (продуктивності) та співвідношенні фаз (рідина/газ) спостерігається вторинне бризкоунесення між окремими ступенями контактування фаз у масообмінній тарілчастій частині колон. Збільшення відстані між тарілками з метою збільшення об'єму зони гравітаційної сепарації є недоцільним, бо при цьому пропорційно кількості тарілок збільшуються масогабаритні характеристики апарату, який і так часто вже має непристойно великі розміри. В абсорбційних колонах додатково виникає проблема унесення з газовим потоком бризок абсорбенту з зони масообміну та безповоротних втрат коштовних компонентів. Як наслідок, розглянуті вище нові високоефективні сепараційні пристрої миттєво отримали широке запровадження при модернізації існуючих та розробці нових конструкцій абсорбційних колонних апаратів.

Перехід зі стандартних типів масообмінних тарілок (ковпачкових, ситчастих, клапанних) на регулярні структуровані насадки (Sulzer Mellapak™, MellapakPlus™) або комбіновані масообмінно-сепараційні тарілчасті секції з жалюзійними та ситчастими пакетами, багатопатрубовими прямотечійно-вихровими та фільтрпатронними елементами (Sulzer Mellachevron™, KnitMesh™, Shell Swirl Tube™ Trays, MKS Multi Cassette™ та іншими), наприклад, в конструкціях абсорбційних колон для осушування природного газу (рис.1.6) надає наступні переваги [92, 95, 128, 135, 162, 183, 184, 248, 285, 342, 386, 419]:

- висока продуктивність та широкий діапазон навантажень по природному газу

(підвищення до 400%);

- висока ефективність масообміну (підвищення більше ніж на 20%);
- низька чутливість до в'язкості рідини та її схильності до утворення піни;
- порівняно низький гідравлічний опір у більш широкому діапазоні співвідношення фаз рідина/газ;
- ефективний рівномірний розподіл по перетину апарату потоків газу та рідини без вихроутворення та бризок;
- можливість попередньої сепарації твердих часток (механічних домішок) і краплин рідини з забруднених та зволжених газів, попередження їх потрапляння в масообмінну зону апарату;
- уникнення інтенсивного унесення рідини (абсорбенту) з газовим потоком з зони масообміну та зниження втрат гліколів (не більше 5 мг/нм³ газу).

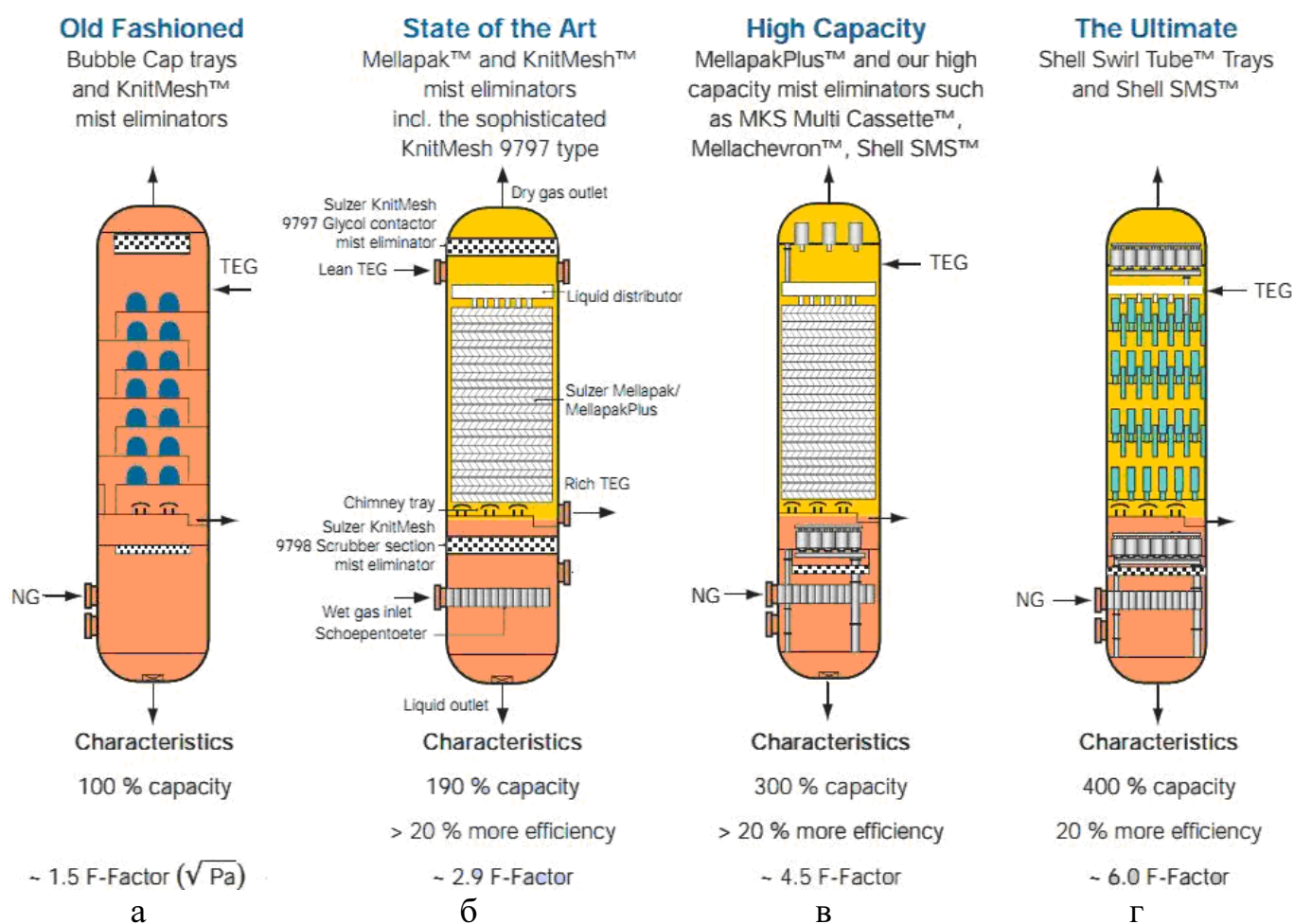


Рисунок 1.6 – Порівняння типової та модернізованих конструкцій абсорбційних колон для осушування природного газу [67, 419].

Базова конструкція абсорбера (рис.1.6а) для осушування природного газу (Natural Gas, NG) представляє собою колонний апарат з ковпачковими тарілками та сітчастим відбійником для вловлювання бризок абсорбенту (триетиленгліколь, TEG). Модернізовані абсорбери (рис.1.6б, в, г) відрізняються наявністю вхідних жалюзійних розподільників-сепараторів Shell Schoerentoeter™, в масообмінній зоні обладнуються регулярною структурованою масообмінною насадкою (наприклад, Sulzer Mellapak™ та MellapakPlus™) або масообмінно-сепараційними тарілчастими секціями (наприклад, Shell Swirl Tube™), а також сепараційними пакетами жалюзійних та сітчастих відбійників (краплевловлювачі типу Sulzer Mellachevron™, KnitMesh™) і патронними фільтр-коалесцерами (тумановловлювачі типу Sulzer MKS Multi Cassette™) відповідно.

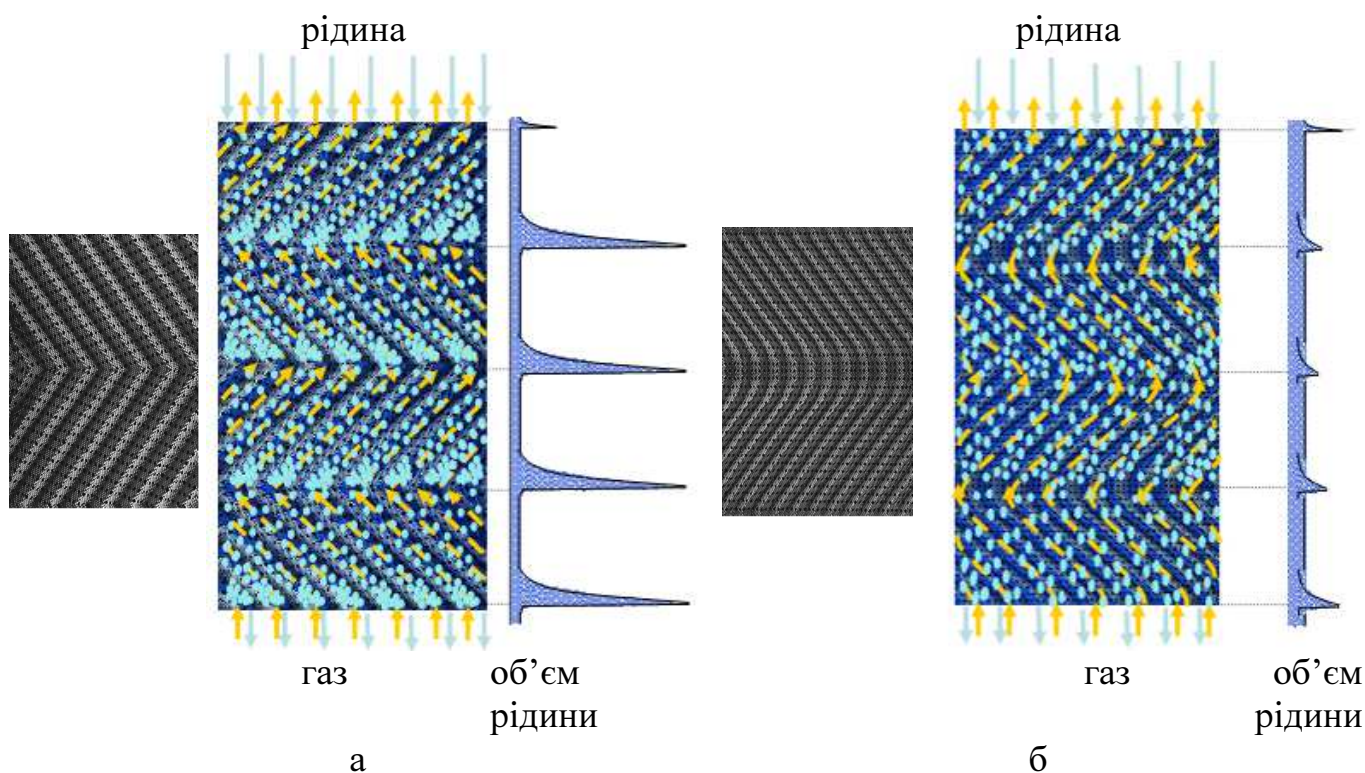


Рисунок 1.7 – Модель руху потоків та вертикальні профілі затримки рідини в пакетах регулярної структурованої насадки Sulzer [71, 419]: а – Mellapak™; б – MellapakPlus™.

При підвищенні навантаження по фазах в насадковій колоні (рис.1.6б) з розташованими в зоні масообміну пакетами регулярних структурованих насадок типу Sulzer Mellapak™ можливе надлишкове накопичення рідини між секціями регулярних структурованих насадок (рис.1.7), що є результатом різкої зміни напрямку руху

рідини і викликає зменшення перетину каналів для проходження газового потоку, а це в свою чергу призводить до руйнування структури плівки рідини та зриву і унесення бризок з її поверхні [204, 207, 370]. Для уникнення процесів вторинного бризкоунесення з зони масообміну та підвищення продуктивності апарату запропоновано змінити куткову форму жалюзей на криволінійну з утворенням між ними криволінійних каналів, наближених до синусоїдальної форми (основна відмінність регулярних структурованих насадок Sulzer Mellapak™ та MellapakPlus™) [71, 419].

Подальше підвищення навантаження по газовій фазі в насадковій колоні (рис.1.6в) з розташованими в зоні масообміну пакетами регулярних структурованих насадок типу Sulzer MellapakPlus™ призводить до різкого накопичення рідини, зміни співвідношення фаз та «захливання» насадки з пробковими викидами рідини з зони масообміну в напрямку руху газу. Таким чином, суттєве підвищення питомої продуктивності в колонних апаратах з регулярними структурованими насадками, які працюють за протитечійною схемою руху газу і рідини є неможливим. Тому високопродуктивні колонні апарати пропонується обладнувати масообмінно-сепараційними секціями з багатопатрубковими прямотечію-відцентровими елементами, які реалізують прямотечію схему руху газорідинних потоків на кожному окремому ступені контактування та протитечійну схему руху потоків газу та рідини по колоні в цілому [67, 92, 95, 128, 135, 162, 183, 184, 248, 285, 342, 386, 419].

За рекомендаціями виробників-ліцензіарів [67], наведені на рис.1.3-1.5 високоефективні сепараційні вузли та пристрої можуть бути встановлені в конструкціях енергоефективних та ресурсозберігаючих комбінованих сепараторів в різному поєднанні та послідовності між собою (рис.1.8, 1.10, 1.11, 1.13) у відповідності до призначення апарату, продуктивності, необхідної кількості ступенів розділення для забезпечення заданої ефективності очищення чи сепарації фаз, компонентного та дисперсного складу вихідних сумішей і отримуваних продуктів, фізико-хімічних властивостей компонентів, співвідношення фаз, припустимого гідравлічного опору та інших вихідних даних для проектування.

Високопродуктивні жалюзійні сепаратори (рис.1.8) застосовуються для ефективною сепарації полідисперсних з газорідинних потоків з високодисперсною скла-

довою, для чого перед вертикальними жалюзійними блоками Sulzer Mellachevron™ встановлюються сітчасті коагулятори Sulzer KnitMesh™ (рис.1.9), а також можуть додатково обладнуватись високопродуктивним вхідним жалюзійним розподільником-краплевловлювачем Shell Schoepentoeter™ (рис.1.8б), в якому попередньо відділяються порівняно крупні краплі (ефективність сепарації до 80%).

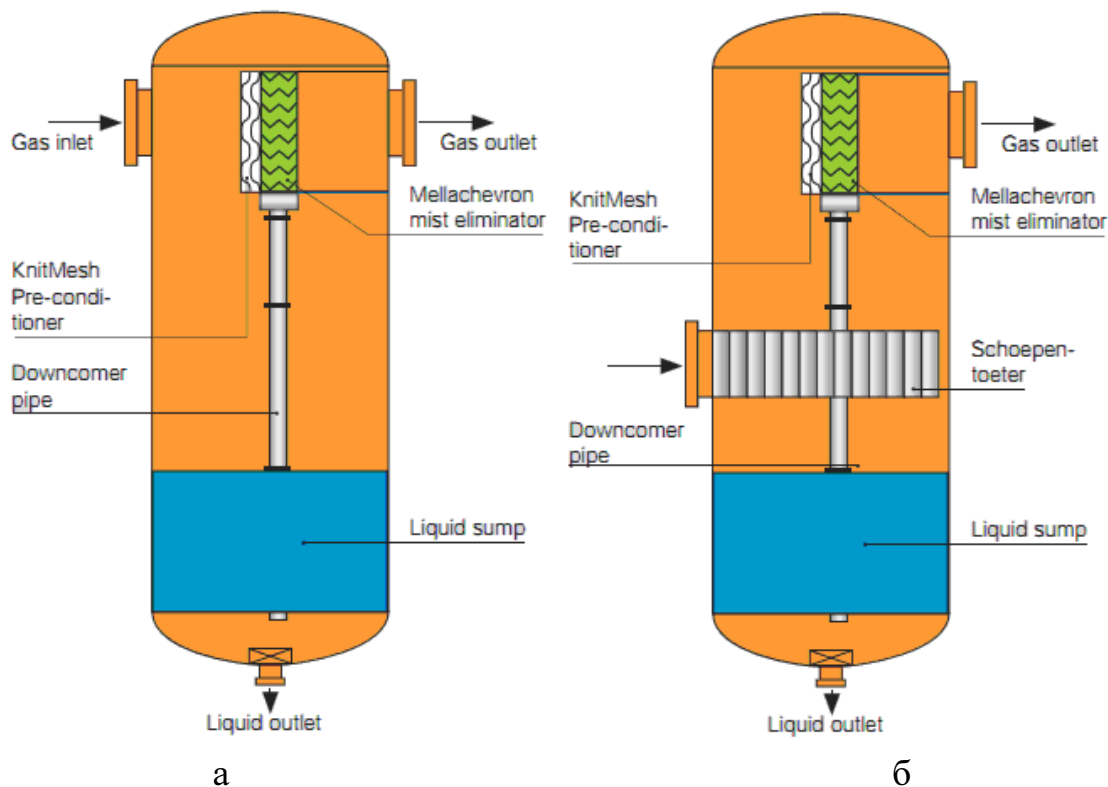


Рисунок 1.8 – Високопродуктивні жалюзійні сепаратори [67].

Високодисперсні краплі (розміром $2R=10\div 20$ мкм) попередньо укрупнюються (до розмірів $2R=30\div 40$ мкм) проходячи крізь сітчасті коагулятори дрібнодисперсного аерозолі (рис.1.9б) [67, 80, 118-121, 173, 192, 243, 332, 335, 393, 394], внаслідок чого забезпечується їх наступне ефективне інерційне вловлювання в послідовно розташованих жалюзійних блоках з утворенням плівки рідини, яка стікає по стінках жалюзей (рис.1.9а) [67]. В умовах зниження робочої продуктивності сепараторів робота високопродуктивних інерційних сепараційних жалюзійних блоків стає мало-ефективною внаслідок зменшення швидкості руху газорідного потоку. При цьому значення сумарної ефективності сепарації в даних апаратах залишається та підтримується на високому рівні за рахунок того, що сітчасті коагулятори починають пра-

цювати як звичайні краплевловлювачі.

Жалюзійні сепараційні блоки можуть розташовуватися у горизонтальних та вертикальних сепараторах наступним чином (рис.1.10):

- з горизонтальним рухом газорідинного потоку крізь вертикальний жалюзійний блок, перехресно до плівки рідини, що стікає по стінках жалюзей (рис.1.10а, б, д);
- з рухом газорідинного потоку з низу в гору крізь горизонтальний жалюзійний блок, протитечійно до плівки рідини, що стікає по стінках жалюзей (рис.1.10в, г);
- з перехресним рухом газорідинного потоку і плівки вловленої рідини, що стікає по стінках жалюзей V-подібного подвійного жалюзійного блоку (рис.1.10е).

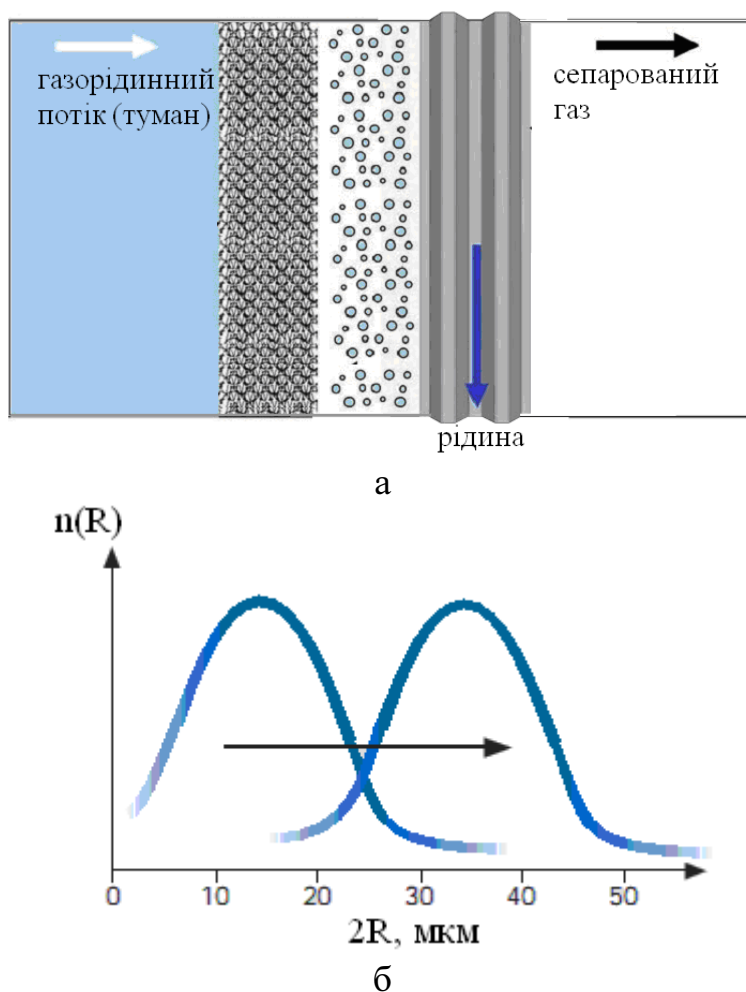


Рисунок 1.9 – Модель процесів коагуляції та інерційної сепарації з оцінкою розподілу краплин за розмірами $n(R)$ в комбінованих пристроях Sulzer KnitMesh™ та Mellachevron™ [67].

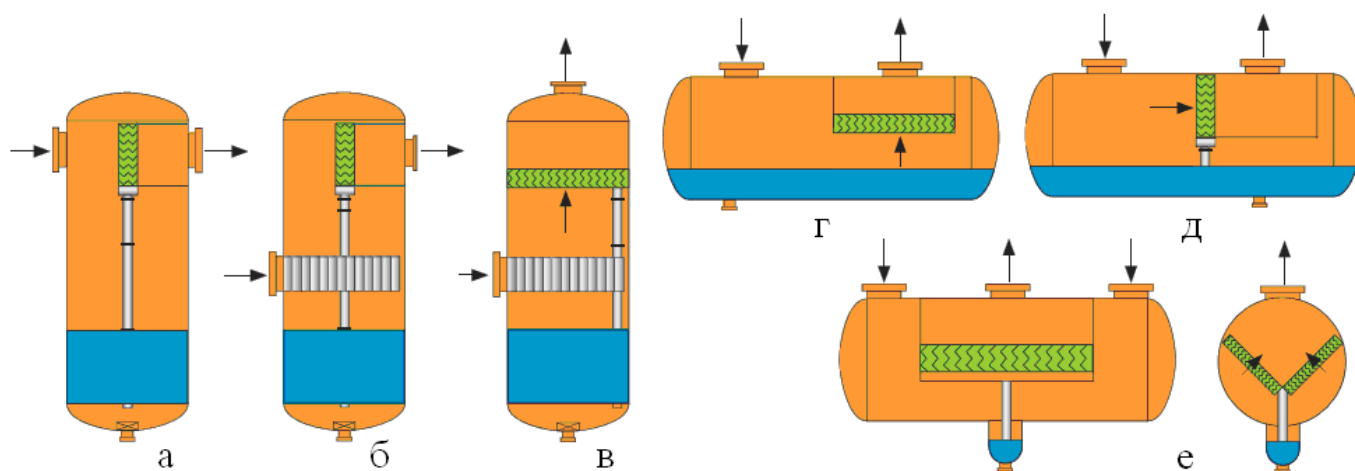


Рисунок 1.10 – Варіанти компонування жалюзійних сепараційних блоків у горизонтальних та вертикальних сепараторах [67].

Для уникнення прямого контактування рідини з газовим потоком та вторинного бризкоунесення [327, 337], відведення вловленої рідини з жалюзійних блоків до збірника рідини здійснюється дренажними трубками (рис.1.8а, б, рис.1.10а, б, в, д, е).

Жалюзійно-сітчасті сепаратори (рис.1.11) обладнуються вхідним жалюзійним розподільником-краплевловлювачем Shell Schoepentoeter™ та горизонтальним або вертикальним сітчастими тумановловлювачами Sulzer KnitMesh™, відрізняються найнижчою собівартістю за рахунок застосування недорогих неметалевих матеріалів у конструкції сітчастих відбійників, забезпечують високу ефективність та дозволяють ефективно вловлювати високодисперсні краплі рідини навіть розміром від $2R \geq 2$ мкм [67].

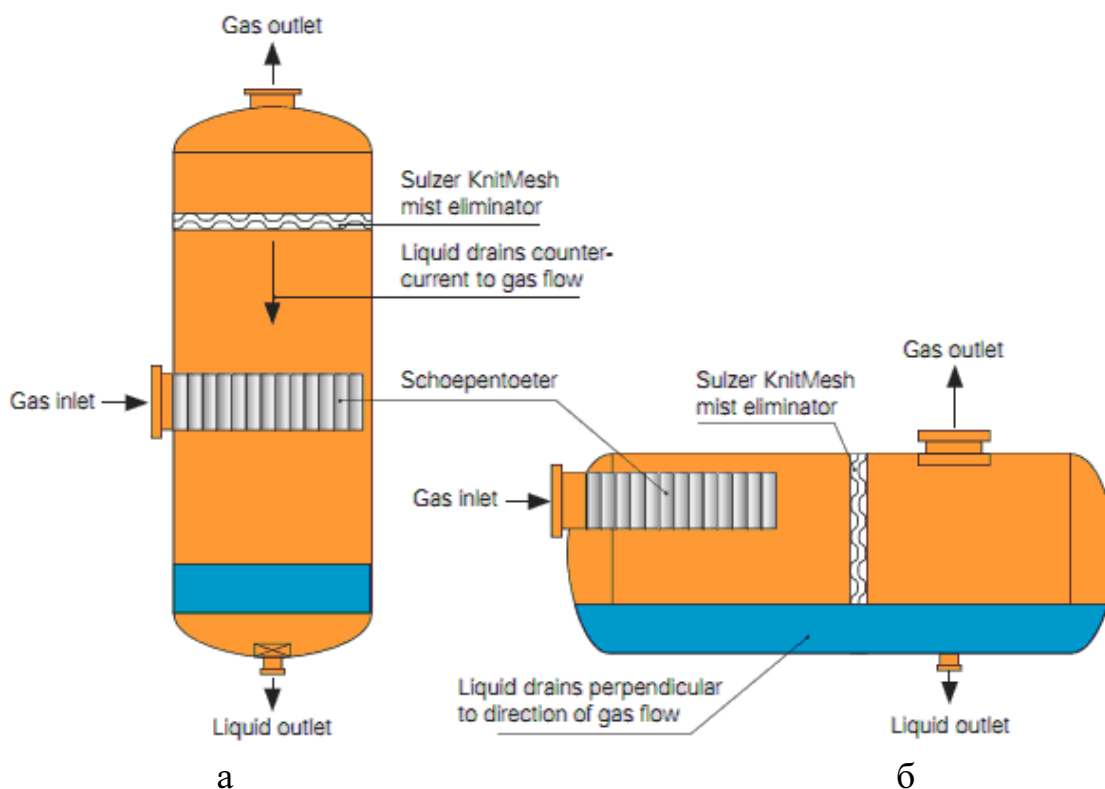


Рисунок 1.11 – Високоєфективні жалюзійно-сітчасті сепаратори [67].

Модель інерційного зіткнення краплин, їх осадження на дроті металевої сітки чи волокнах полімерних матеріалів, а також співосадження одна на одній зі злиттям в більш крупні наведена на рис.1.12г [67, 80, 116-121, 173, 243, 264, 335, 393, 394]:

- краплі розміром $2R_1$, траєкторія руху яких проходить на відстані від волокон

або сітки, що перевищує значення R_1 , уникають захоплення та потрапляють в наступний шар сітки;

- краплі розміром $2R_2$, які рухаються на відстані від волокон або сітки, що дорівнює радіусу R_2 , торкаються перепон та осаджуються (захоплюються) на волокнах;
- краплі розміром $2R_3$ та $2R_4$, траєкторії руху яких перетинаються, коагулюють з утворенням краплі більших розмірів або плівки рідини на поверхні волокон;
- захоплені волокнами краплі розміром $2R_5$ стікають до перехресть волокон, утворюючи плівку рідини, яка стікає з шару сітки.

В вертикальному апараті схема руху потоків вертикальна протитечійна (рис.1.11а), тому для уникнення вторинного бризкоунесення замість секцій Sulzer KnitMesh™ (рис.1.5а) з традиційним протитечійним відведенням рідини (рис.1.12б) доцільно використовувати сітчасті тумановловлювачі KnitMesh V-MISTER™, Monsanto TowerGARD™ або HI-FLO™ Brink® Mesh Pad (рис.1.5б, 1.12а) з кутковими колекторами (дренажними жолобами), що використовують Von Karman Roll-Vortex ефект (рис.1.12в) [47, 48, 67], заснований на використанні зони пониженого динамічного тиску за кутковими елементами для збору та відведення вловленої рідини з шару сітки чи волокнистих матеріалів (з плетінням в один, два, три або чотири шари, рис.1.12е) до дренажних каналів і далі через систему колекторів до стінок корпусу апарату (рис.1.12д).

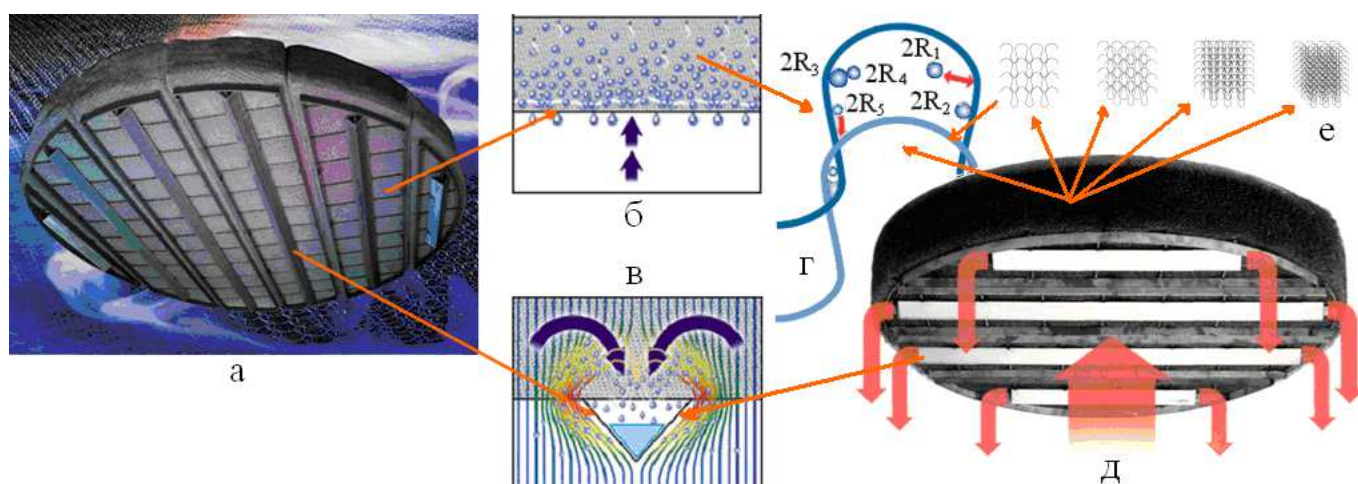


Рисунок 1.12 – Модель сепарації газорідного потоку в сітчастих відбійниках типу Sulzer KnitMesh™, KnitMesh V-MISTER™, Monsanto TowerGARD™ та HI-FLO™ Brink® Mesh Pad [47, 48, 67].

Відомо [56, 77, 85, 86, 171, 187, 199, 198, 220], що локальні швидкості руху газового потоку в пристінкових шарах суттєво менше від середньої швидкості газу в ядрі потоку, тому плівка сепарованої рідини з сітчастих відбійників без руйнування стікає по стінці корпусу вертикального апарату до збірника рідини жалюзійно-сітчастого сепаратора (рис.1.11а).

В горизонтальному апараті (рис.1.10б) газорідинний потік рухається горизонтально крізь сітчастий тумановловлювач та перехресно до плівки вловленої рідини, яка стікає по волокнах фільтруючого шару до збірника рідини.

Високопродуктивні та високоефективні багатоступеневі комбіновані сепаратори поєднують кращі запатентовані розробки сепараційних пристроїв від Shell Global Solution в різній конфігурації, що відзначається в їх найменуванні (Shell SVS™, SMS™, SMSM™, SMMSM™, рис.1.13). В порівнянні з сітчастими сепараторами за однакових масогабаритних характеристик забезпечують високу ефективність сепарації (до 99%) та підвищення до 2,5 рази продуктивності по газу [67].

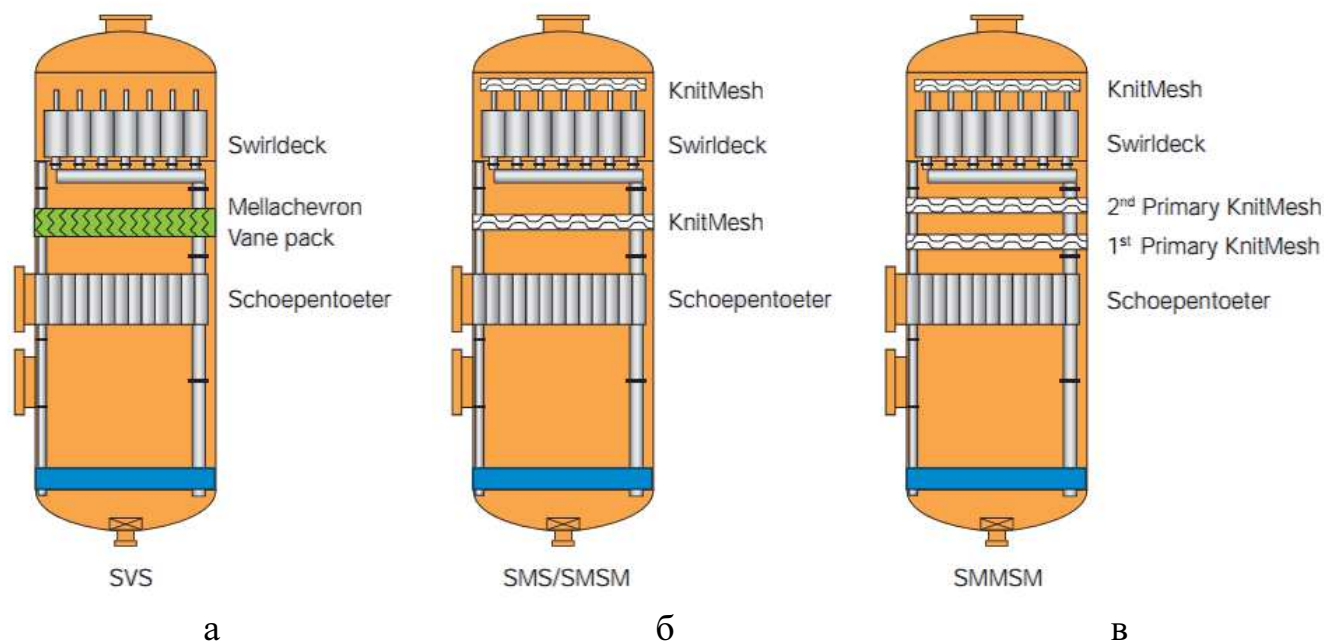


Рисунок 1.13 – Високопродуктивні та високоефективні багатоступеневі комбіновані сепаратори [67].

Характерною загальною рисою таких апаратів є застосування в якості вхідного пристрою високопродуктивних жалюзійних розподільників-краплевловлювачів

Shell Schoepentoeter[™] або Schoepentoeter Plus[™] (S). Горизонтальні сітчасті відбійники Sulzer KnitMesh[™] виконують функції коагулятора або сепаратора в залежності від витрати та швидкості газового потоку (M). Сітчасті відбійники Sulzer KnitMesh[™] можуть бути поєднані в апаратах у декілька ступенів (MM), в тому числі виконуватися з різними волокнистими наповнювачами та з шарами з різним діаметром волокон, чим по-перше досягається підвищення ефективності сепарації, а по-друге представляється можливим окреме відділення з двофазних багатокомпонентних сумішей (систем типу газ/рідина/рідина) краплин рідини, які відрізняються фізико-хімічними властивостями та відведення їх до окремих збірників в апараті (наприклад, природний газ / пластова вода / вуглеводневий конденсат або природний газ / вода / гліколі). Основним сепараційним пристроєм в апаратах є мультициклонна секція Swirdeck (S), що є удосконаленим рішенням вузла Shell Swirltube[™]. В конструкціях високопродуктивних SMS[™]/SMSM[™]/SMMSM[™]-сепараторів над мультициклонними секціями Swirdeck, як правило, встановлюється горизонтальний сітчастий відбійник Sulzer KnitMesh[™], призначений для вторинної сепарації газу від бризок та туману, які утворюються внаслідок високо інтенсивних гідродинамічних режимів у прямо-течійно-відцентрових елементах Shell Swirltube[™] (рис.1.13б, в). Сітчасті відбійники Sulzer KnitMesh[™] можуть бути замінені на горизонтальні секції насадкових жалюзійних краплевловлювачів Sulzer Mellachevron[™] з утворенням SVS-сепараторів (рис.1.13а)

Більшість з розглянутих вище високоефективних конструкцій апаратів широко застосовуються у якості двофазних сепараторів для сепарації газорідинних потоків (системи газ/рідина або газ/тверде), а також трьохфазних сепараторів для розділення систем (тверде/рідина/газ або рідина/рідина/газ) [67, 69]. Зрозуміло, що висока продуктивність та ефективність сепараторів забезпечується доцільним поєднанням відповідних сепараційних вузлів, принцип дії яких заснований на різних механізмах розділення гетерогенних багатокомпонентних систем (відстоювання, інерційне вловлювання, фільтрування і т.п.). Як правило, таке поєднання є послідовним (рис.1.1, 1.2, 1.6, 1.8, 1.9, 1.11, 1.13). При цьому перший ступінь представляє собою грубе попереднє очищення або коагулятор високодисперсних часток, на подальших

ступенях відбувається основний процес розділення, а на останніх ступенях сепарації відбувається тонке очищення або вловлювання високодисперсних часток, утворених внаслідок протікання вторинних процесів (руйнування структури плівки вловленої рідини, унесення бризок та генерація туману) поряд з основним процесом сепарації. Тобто для досягнення високої ефективності сепарації застосовується прийом боротьби з наслідками після протікання вторинних процесів, а не з самою їх причиною безпосередньо поряд з протіканням основного процесу сепарації фаз.

Взагалі, оцінка ефективності роботи сепараторів та окремих сепараційних пристроїв проводиться за значенням коефіцієнту ефективності сепарації (ступеня розділення) η [56, 75, 82, 108, 123, 163, 171, 243, 302, 373, 392, 393], який виражається у вигляді відношення кількості сепарованої дисперсної фази до початкової її кількості у суміші на вході у сепараційний пристрій за певний проміжок часу:

$$\eta = \frac{G_1 - G_2}{G_1} = \frac{G_3}{G_1}, \quad (1.1)$$

де G_1, G_2, G_3 – масова витрата дисперсних часток (краплин), що потрапили до сепаратора, залишилися в потоці суцільної фази на виході сепаратора, а також видалені в сепараційному апараті або пристрої відповідно, кг/с.

Коефіцієнт ефективності сепарації часто визначають за значенням фракційної ефективності η_ϕ (ступеня очищення від дисперсних часток визначеного розміру) [243, 392, 393]:

$$\eta = \sum \eta_\phi c_\phi, \quad (1.2)$$

де c_ϕ – вміст часток даної фракції у аеродисперсній системі.

Для оцінки ефективності сепарації апаратів, що включають кілька послідовних ступенів сепарації (сепараційних пристроїв) слід використовувати залежність [243, 393]:

$$\eta = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2) \dots (1 - \eta_i), \quad (1.3)$$

де $\eta_1, \eta_2, \dots, \eta_i$ – коефіцієнти ефективності окремих ступенів сепарації відповідно.

Дійсно, послідовне поєднання різних сепараційних пристроїв, заснованих на різних механізмах розділення гетерогенних систем, може призводити до суттєвого

підвищення ефективності розділення. Однак, гідравлічний опір таких сепараторів зростає прямопропорційно кількості сепараційних пристроїв (ступенів сепарації), об'єднаних в одному апараті [371]. При експериментальних дослідженнях гідродинамічних процесів з метою визначенні ефективності сепарації рекомендується застосовувати метод фізичної аналогії, а в якості аналога використовувати саме значення гідравлічного опору [117-121]. Подібна фізична аналогія безумовно є виправданою, тому що внутрішнє тертя, обумовлене в'язкістю потоку та режимом його руху і тертя о стінки каналів, які визначають значення гідравлічного опору, та осадження дисперсних часток за рахунок інерційних сил на поверхнях осадження (стінках жалюзей, волокнах або сітках), викликані одним й тим же процесом руху двофазного потоку по сепараційних секціях [243]. Аналізом експериментальних даних [243] раніше було з'ясовано, що в умовах, коли значення коефіцієнту ефективності сепарації $\eta \rightarrow 1$ (ефективність сепарації) мало помітне підвищення ефективності сепарації супроводжується суттєвим підвищенням гідравлічного опору. Цей факт пояснюється тим, що на першій стадії сепарації з вихідної суміші відділяються найбільш крупнодисперсні частки, які складають основну масову долю дисперсної фази в суміші (особливо при високому початковому вмісті дисперсної фази суміші). На цій стадії застосовуються поширеними є процеси гравітаційно-інерційного розділення фаз та відповідні сепараційні пристрої, які характеризуються найнижчим гідравлічним опором і одночасно забезпечують ефективність сепарації $\eta = 30 \div 70\%$ [353, 355]. Порівнюючи розподіл дисперсних часток за розмірами на вході до сепараторів, а також на виході з сепараційних пристроїв після попередньої і основних стадій сепарації (сумарна ефективність сепарації після яких складає $\eta = 90 \div 99\%$) відзначено, що в потоці залишається високодисперсна складова, яка складає незначну масову долю дисперсної фази в суміші відносно її початкового значення [15, 192, 230, 231, 353, 355]. Причому наступних стадіях сепарації виникає необхідність вловлювання все більш високодисперсних часток, що стає можливим або після їх укрупнення (коагуляції) або з застосуванням принципово інших способів. Як правило, на цих стадіях застосовуються сепараційні пристрої, принцип дії яких заснований на процесах розділення в полі відцентрових сил та процесах фільтрування, що відрізняються

підвищеним гідравлічним опором (сумарна ефективність сепарації після тонкого очищення складає $\eta=99,5\div 99,9\%$ [353, 355]. З цього витікає, що при сепарації кожної наступної залишкової високодисперсної складової двофазного потоку питомі витрати на основний процес перевищуватимуть ефект від його реалізації. Таким чином, при проектуванні сепараційного обладнання завжди слід виходити з міркувань, що існує деяка оптимальна кількість послідовно поєднаних сепараційних пристроїв, яка забезпечує необхідний ступінь розділення (ефективність сепарації) при мінімальному значенні гідравлічного опору.

На підставі аналізу розглянутих основних відомих способів сепарації та розроблених для їх реалізації сепараційних пристроїв в комбінованих конструкціях сепараторів від відомих світових виробників (Sulzer AG, Shell Global Solution, Monsanto Enviro-Chem Systems, Koch-Glitsch, Pall Corporation, ACS Industries, Cameron's NATCO, Sivalls, Maloney Industries, ДОО «ЦКБН» ОАО «Газпром» та інших [31, 38, 47, 48, 13, 68-71, 284, 400, 419, 422]), з урахуванням притаманних їм переваг та виявлених недоліків, науковцями Сумського державного університету впродовж 2003-2016 років розроблено новий окремий клас інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв (рис.1.14) [305-320], які поєднують кращі переваги та дозволяють уникнути основних недоліків, притаманних окремим типам існуючих сепараційних пристроїв (відцентрових, насадкових, сітчастих, фільтрів), заснованих на принципово нових рішеннях організації руху та взаємодії двофазних потоків [243]. При цьому застосовано спосіб відмінний від традиційного послідовного розташування сепараційних пристроїв різного типу з метою підвищення ефективності сепарації в цілому. Розташуванням фільтруючих елементів на стінках жалюзей в зонах потенційного руйнування структури плівки вловленої рідини та вторинного унесення газовим потоком бризок з інерційних сепараційних каналів в комплексі з застосуванням відокремлених дренажних каналів у подвійних жалюзях досягається одночасне зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації у широких діапазонах навантажень та співвідношення фаз [224-232, 351, 353-355].

Про правильність обраного об'єкту та предмету досліджень свідчить і той факт, що в загально прийнятій класифікації сепараційного обладнання для розділен-

ня газорідних (газоконденсатних) сумішей та емульсій виявлено відсутність перехідного виду сепараторів від інерційного до фільтруючого типів (рис.1.14) [243, 281, 349, 378].

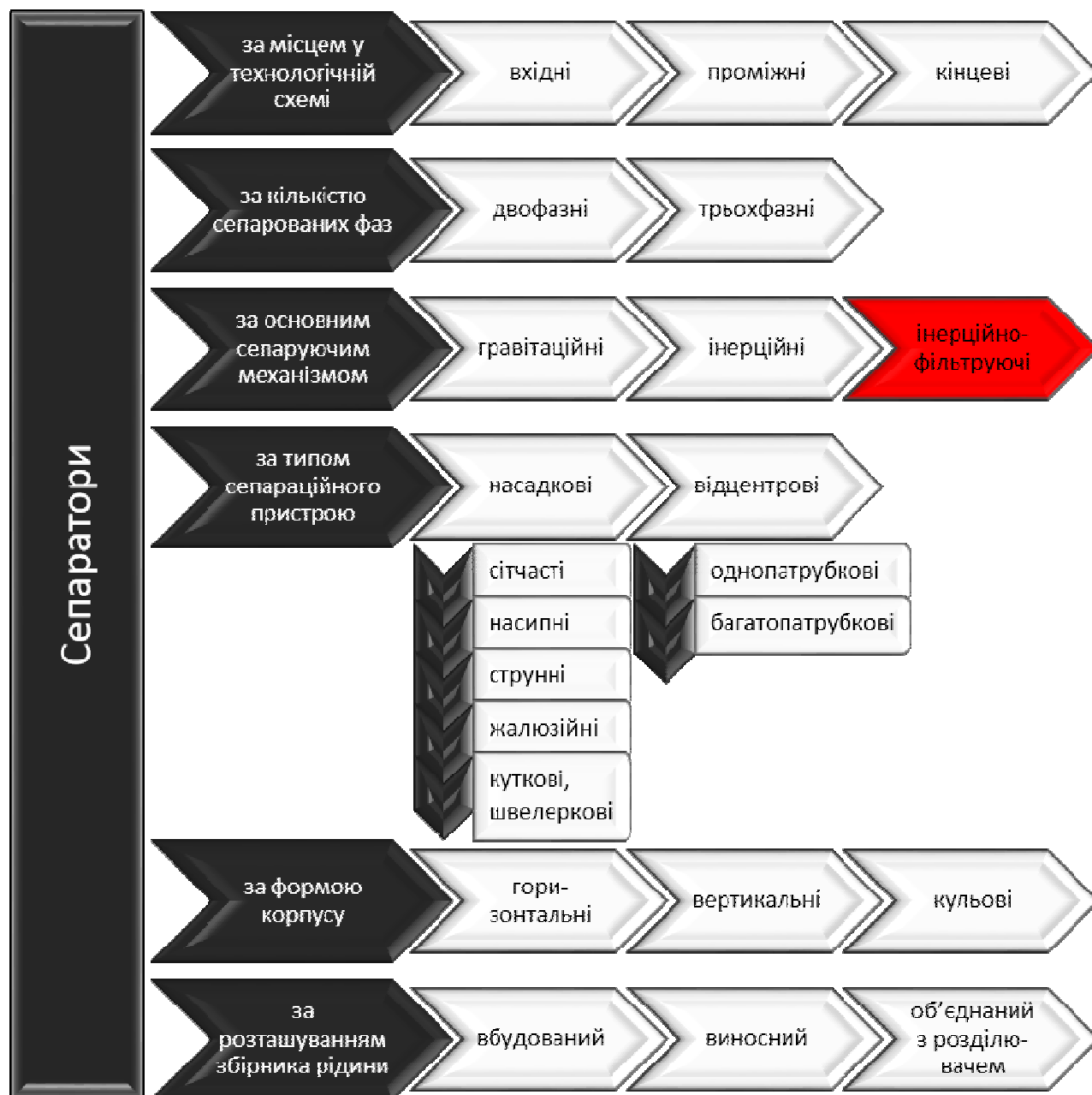


Рисунок 1.14 – Класифікація сепараторів за основними функціональними та конструктивними ознаками [349].

Тут також слід зазначити, що перші патенти на способи інерційно-фільтруючої сепарації та пристрої були отримані ще в 2003 році (патентовласник — Сумський державний університет, рис.1.15е) [314, 315] і в тому ж році їх дослідно-

промислові зразки були впроваджені у виробництво [224-232, 351, 353-355], а деякі наближені по суті способи і технічні рішення (подвійні жалюзі, пастки та дренажні канали, рис.1.15а, б, в, г, д), реалізовані в удосконалених насадкових жалюзійних секціях Sulzer Mellachevron™ та Koch-Glitsch FLEXICHEVRON®, запатентовані (патенто власники — Sulzer AG, Koch-Glitsch) лише з 2007 року [1] та запроваджені в масове виробництво у 2013-2014 роках [15, 32, 33, 67-71].

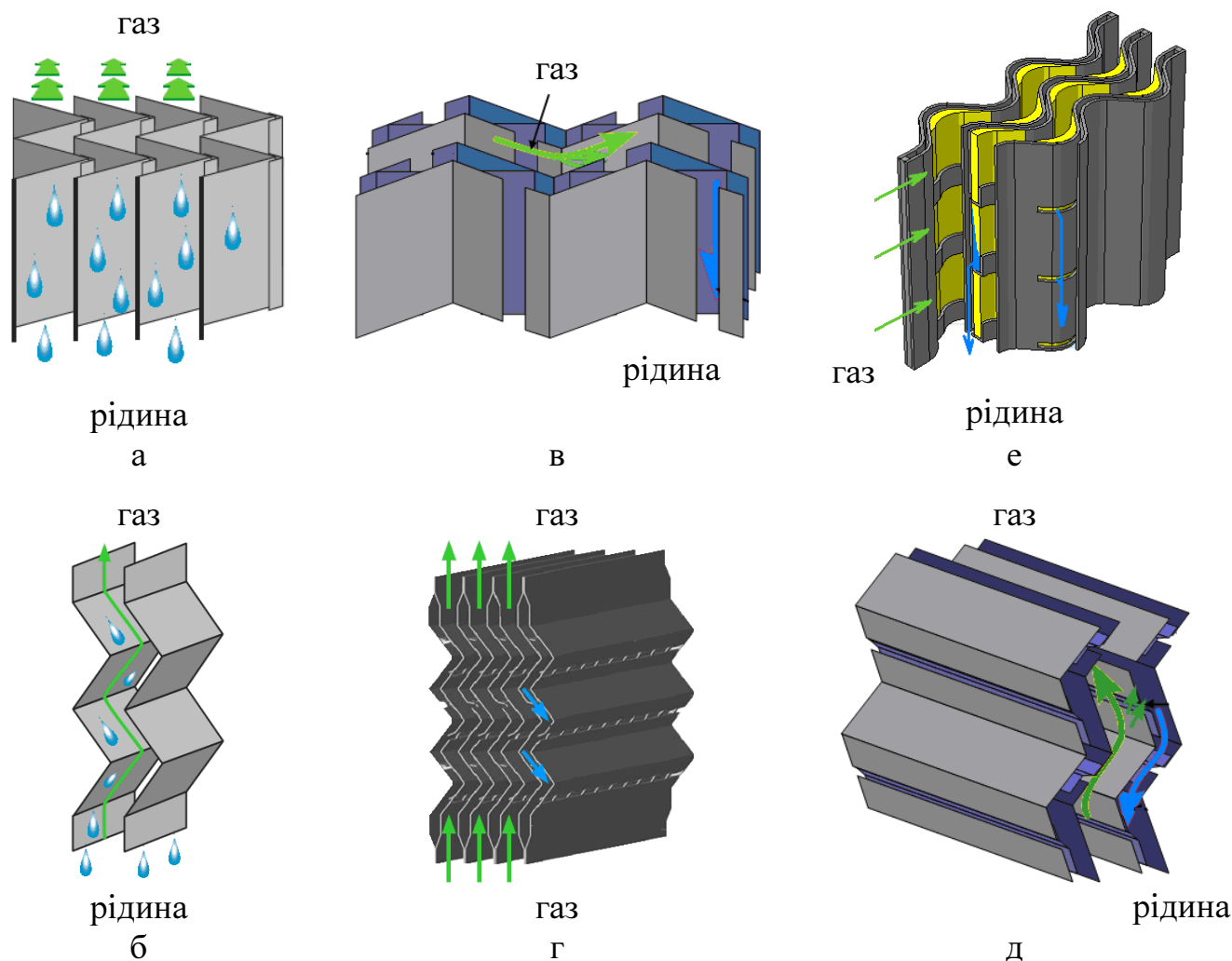


Рисунок 1.15 – Модель руху потоків в криволінійних каналах жалюзійних пакетів: а, б, г – Mellachevron™ (Sulzer) [67]; в, д – FLEXICHEVRON® (Koch-Glitsch) [15, 32, 33]; е – інерційно-фільтруючий сепаратор (Сумський державний університет) [315].

Інші винайдені в рамках проведених дисертаційних досліджень способи та технічні рішення (паралельне поєднання процесів інерційно-фільтруючої сепарації (інерційного вловлювання та механізмів фільтрування); динамічне регулювання значення та напрямку швидкості руху газорідинного потоку; створення умов для ке-

рованої пульсації газорідного потоку за рахунок утворення розгінних та гальмівних ділянок у криволінійних каналах; напівпроникні подвійні жалюзі з фільтр-коалесцерами між ними; поєднання процесів інерційно-фільтруючої сепарації з конденсацією пароподібної вологи на поверхні охолоджуваних стінок криволінійних каналів з подачею охолоджуючого теплоносія у дренажні канали подвійних жалюзей, детальніше у підрозд.6.1) й досі не мають аналогів у світі [55, 305-320].

Підсумовуючи розглянуті основні методи розділення двофазних багатокомпонентних сумішей та у відповідності до запропонованої класифікації сучасного сепараційного обладнання за основними функціональними та конструктивними ознаками на підставі комплексного підходу визначено основні способи підвищення ефективності сепарації і шляхи удосконалення двофазних газосепараторів (апаратів з інтенсивними гідродинамічними режимами) та багатофазних сепараторів (фазних розділювачів) (рис.1.16, 1.17) [202], що знов підтверджує правильно обраний напрямок розвитку нових способів інерційно-фільтруючої сепарації, які задовольняють більшості з основних сучасних викликів та вимог до сепараційних технологій, чим пояснюють та доводять перспективи їх застосування та промислового впровадження. Зрозуміло, що підвищити продуктивність можна лише у випадку підвищення ефективності за рахунок зменшення вторинного унесення, а це в свою чергу передбачає удосконалення внутрішніх пристроїв (встановлення коалесцюючих та фільтруючих насадок або їх тонкошарових модулів, застосування для них змочуваних або не змочуваних матеріалів, створення регулярно-структурованих елементів з організованим відведенням рідини), при цьому може бути розширене функціональне призначення апаратів (об'єднання функцій сепарації та розподілу суцільної фази, часткова первинна сепарація або фільтрація для зниження масового співвідношення фаз) і цей процес має ітераційно-циклічний характер, бо перелічені фактори безпосередньо пов'язані та впливають один на один (рис. 1.16, 1.17). На підставі аналізу можливих шляхів удосконалення існуючого сепараційного обладнання в основу пропонує способів інерційно-фільтруючої сепарації покладено більшість з основних сформульованих способів підвищення ефективності сепарації (рис. 1.16, 1.17).

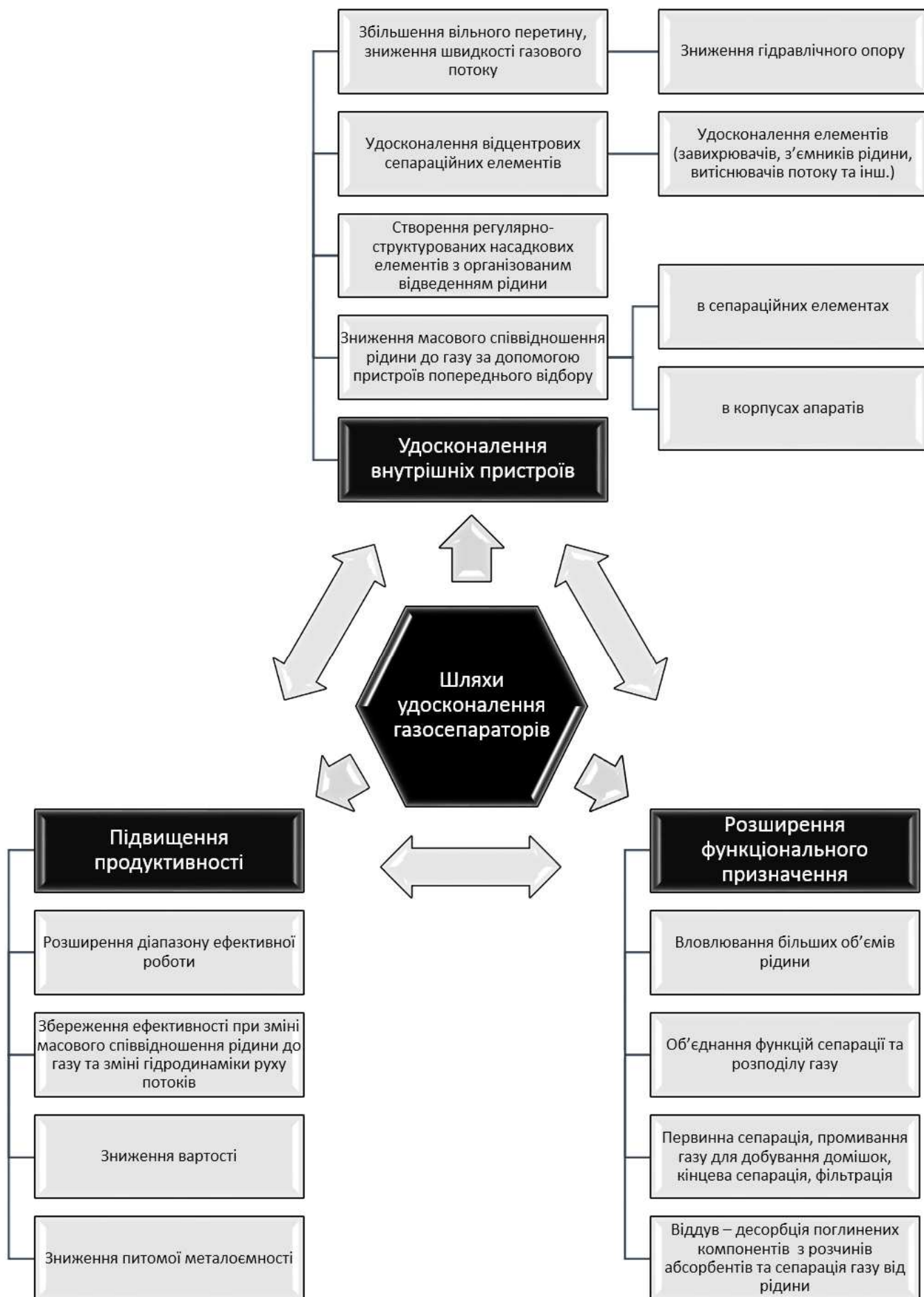


Рисунок 1.16 – Способи підвищення ефективності двофазних газосепараторів [202].

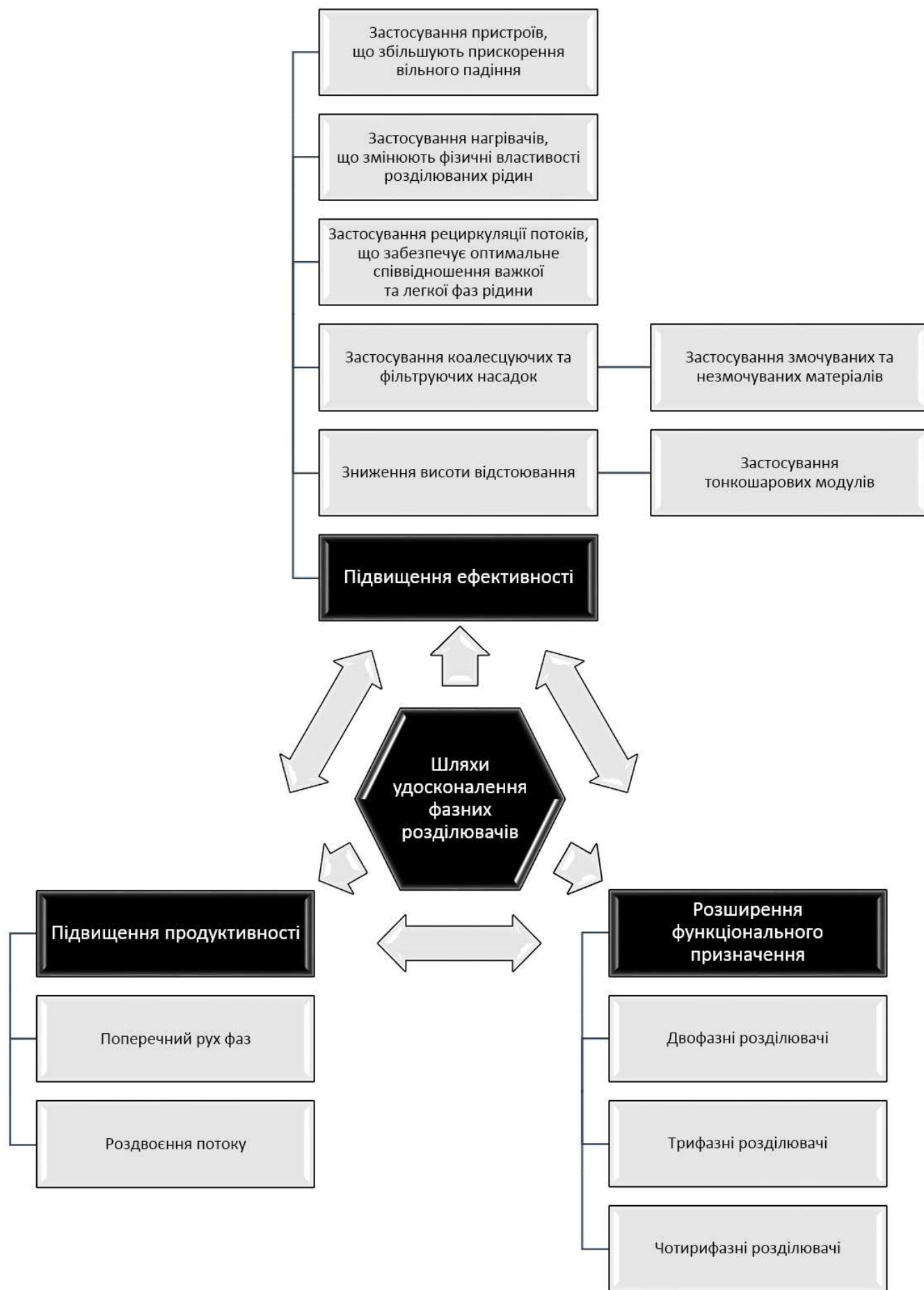


Рисунок 1.17 – Способи підвищення ефективності багатofазних сепараторів [202].

1.3. Фізичні умови утворення аеродисперсних систем. Модель формування високодисперсної краплинної рідини у потоці газу

Природно утворювані реально оточуючі нас дисперсні системи завжди є полідисперсними [15, 67, 192]. Штучно отримувані у промислових процесах аеродисперсні системи також часто характеризуються полідисперсним складом і дуже рідко є умовно монодисперсними [369, 378, 392, 393]. Газорідинні системи завжди є полідисперсними внаслідок безперервного протікання процесів подрібнення та укрупнення (коагуляції) краплин рідини, випаровування та конденсації [349, 350, 406]. Слід звернути увагу, що часто у експериментальних роботах з дослідження гідродинамічних процесів у турбулентних двофазних потоках, які проводяться в умовах полідисперсних систем, розподіл часток за розмірами або зовсім не вивчається, або визначається досить грубо, що пояснюється складністю таких експериментів та високою вартістю відповідних вимірювальних пристроїв [101, 167, 336, 339, 376, 398, 417]. Вказані параметри газоконденсатної суміші неможливо точно визначити, але представляється можливим провести їх якісну оцінку, якщо розглянути утворення краплин рідини за рахунок різних механізмів формування [243].

На основі класифікації газорідинних та запиленних потоків за розмірами дисперсних часток визначено рекомендовані інтервали доцільного застосування розділювальної апаратури різного типу (рис.1.18) [15, 56, 67, 150, 192, 197, 205, 369, 376, 378, 392, 393]. Слід зазначити, що застосування способів інерційно-фільтруючої газодинамічної сепарації та відповідного їх апаратурного оформлення надає перспективи для ефективного розділення газорідинних систем у широкому діапазоні розмірів дисперсних часток від краплин (бризок) і мряки до туману, при цьому за результатами моделювань та експериментальних досліджень доведено, що інерційно-фільтруючі сепаратори за своїми технічними характеристиками повністю замінюють жалюзійні сепаратори і навіть циклони, частково перекривають клас батарейних циклонів, волокнистих та тканинних фільтрів і поступаються лише HEPA- та ULPA-фільтрам.

Туман				Мряка				Краплі			
								Краплі дощу			
				Дрібний дощ (мряка)							
				Природний туман							
				Тумани кислот та лугів							
				Смоляний туман							
				Масляний туман							
Дим				Пил				Пісок			
								Ливарний пісок			
								Вугільний пил			
				Пилок							
				Спори							
				Пил від вагранок з дуттям							
				Цементний пил							
				Летюча зола							
				Пил вугільних шахт							
				Колошниковий пил							
				Цинковий пил							
				Порошок молока							
				Бактерії							
				Пил барвників							
				Сілікозонебезпечний пил							
				Металургійні пил та возгони							
				Возгони оксидів металів							
				Конверторні возгони							
				Возгони з мартенівських печей							
				Сажа							
				Сажі спецмастил, сублімаційні возгони							
				Аерозолі хімічних процесів							
				Атмосферний пил							
				Дими амонійних солей							
				Табачний дим							
				Віруси							
0,01	0,1	1,0	10	10 ²	10 ³	2R, мкм					
								Осаджувальні камери			
								Жалюзійні вловлювачі			
								Циклони			
								Інерційно-фільтруючі газосепаратори			
								Батарейні циклони			
								Скрубери			
								Пінні вловлювачі			
								Швидкісні промивачі Вентурі			
								Тканинні фільтри			
								Волокнисті фільтри та тумановловлювачі			
								Тонковолокнисті паперові фільтри, HEPA (High Efficiency Particulate Air або High Efficiency Particulate Absorbing) та ULPA (Ultra Low Penetrating Air) фільтри			
								Електрофільтри			
Re		10 ⁻⁴		2		5·10 ²					
Закони осадження		Стокса-Каннінгама		Стокса		Проміжний		Ньютона			

Рисунок 1.18 – Розміри аерозольних часток та інтервали застосування апаратів для очищення промислових газових викидів [15,56,67,192,369,376,378,392,393].

Розглядаючи фізичні умови утворення аеродисперсних систем та моделі формування високодисперсної краплинної рідини у потоці газу відзначено, що основними способами утворення аерозолів є процеси конденсації та диспергування, а основними механізмами формування крапель у турбулентному потоці газу за відсутності конденсації є процеси подрібнення та коагуляції, які відбуваються одночасно [243, 349, 350, 395, 396, 407]. У результаті на вході та виході з сепараційних пристроїв встановлюється деякий рівноважний полідисперсний розподіл з краплин за розмірами $n(R)$, що має вигляд логарифмічно нормального розподілу, та характеризується об'ємним вмістом рідкої фази C_L , середнім радіусом крапель R_c та дисперсією розподілу σ_1^2 (рис.1.19) [15, 228-231, 243, 299, 349, 350, 407]:

$$n(R) = \frac{n_* R_1}{\sigma_1 R} \exp\left(-\frac{\ln^2(R/R_1)}{2\sigma_1^2}\right), \quad (1.4)$$

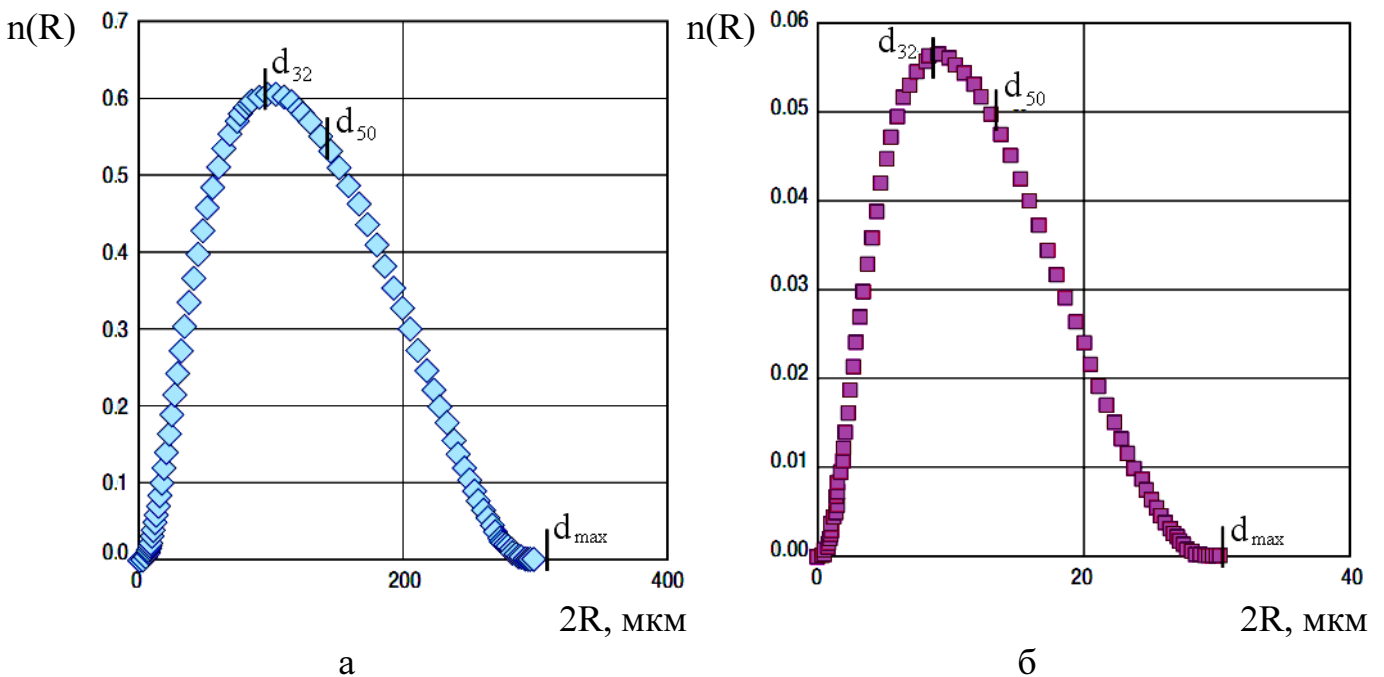


Рисунок 1.19 – Диференційні криві розрахункового розподілу краплин за розмірами у газорідному потоці на вході (а) та виході (б) з сепараційних блоків Koch-Glitsch FLEXICHEVRON® [15, 192].

$$n_* = 3C_L \exp(-2,5\sigma_1^2) / 4\pi\sqrt{2\pi}R_c^4, \quad (1.5)$$

$$R_1 = R_c \exp(-0,5\sigma_1^2), \quad (1.6)$$

де R – радіус краплин, м; $n(R)$ – функція щільності розподілу дисперсного складу краплин у газорідинному потоці (імовірності випадкової величини R); C_L – об'ємний вміст рідкої фази у газорідинному потоці, $\text{м}^3/\text{м}^3$; R_c – середній радіус краплин ($R_c = d_{32}/2$), м; d_{32} та d_{50} – середній діаметр краплин по Заутеру (зважений по питомій поверхні) та середній масовий діаметр краплин відповідно [392], м; σ_1^2 – дисперсія розподілу.

Відомо, що краплі в потоці газу подрібнюються, якщо їх радіус перевищує деякий критичний $R_{кр}$, а краплі меншого радіусу можуть тільки коагулювати [230, 231, 243, 349, 350]. Враховуючи, що у дійсності ці процеси носять випадковий характер, більш коректно зазначити, що ймовірність подрібнення краплі радіусом менше критичного $R < R_{кр}$ мала й у якості середнього варто брати критичний радіус $R_c = R_{кр}$. Крапля з радіусом більше критичного $R > R_{кр}$ з великою вірогідністю подрібниться з утворенням двох приблизно однакових за розмірами «дочірніх» краплин та кілька високодисперсних (сателітів) краплин, які коагулюють або між собою, або з іншими краплями до тих пір, поки їх розмір не досягне критичного $R_{кр}$. Тому за умови встановленої динамічної рівноваги процесів коагуляції та подрібнення при оцінці середнього розміру краплин можна його рахувати таким, що дорівнює критичному $R_c = R_{кр}$. Подрібнення краплин в турбулентному потоці газу відбувається за рахунок інерційних ефектів, обумовлених суттєвою різницею густини рідини та газу, а також за рахунок швидкості турбулентних пульсацій, які обтікають краплю з різних боків. При цьому подрібнення краплі відбувається за рахунок деформації її поверхні. Деформацію та подрібнення краплин викликають мілкомасштабні пульсації, оскільки крупномасштабні порівняно мало відрізняються на відстані порядку діаметру краплі. Основний вплив на процес подрібнення краплі створює динамічний напір і крапля не подрібнюється до тих пір, поки динамічний напір врівноважений силою поверхневого натягу (умова рівноваги краплі) [243, 349, 350]:

$$\frac{0,5\rho_L^{2/3}\varepsilon_0^{2/3}R^{2/3}}{\rho_G^{2/3}} = \frac{2\sigma}{R}, \quad (1.7)$$

виходячи з якої, критичний радіус краплі $R_{кр}$, тобто радіус, при перевищенні значення якого крапля з великою вірогідністю подрібниться:

$$R_{кр} = d_e C_D^{-3/5} We^{-3/5} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{2/5}, \quad (1.8)$$

де ρ_L та ρ_G – густина дисперсної та суцільної фаз відповідно, кг/м^3 ; ϵ_0 – питома дисипація енергії, $\text{Дж}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$; σ – поверхневий натяг, Н/м ; d_e – ефективний (еквівалентний) гідравлічний діаметр потоку, м ; C_D – коефіцієнт опору обтіканню частки газовим потоком; We – число Вебера (відношення сил інерції до сил поверхневого натягу) [56, 171].

$$We = \frac{\rho_G w^2 d_e}{\sigma}, \quad (1.9)$$

Слід відзначити, що залежність (1.8) отримана з припущень про однорідність та ізотропність турбулентного газорідинного потоку, але на відміну від ядра потоку в пристінковій області каналу це припущення порушується, частина краплин може осаджуватися на стінці, а утворена на поверхні стінки плівка рідин може руйнуватися зі зривом та вторинним унесенням краплин з газовим потоком [349, 350]. Тому наведена теоретична та отримані експериментально залежності для оцінки середнього розміру краплин [144] потребує уточнень з урахуванням впливу на критичний розмір краплин в турбулентному газорідинному потоці процесів інерційної сепарації (осадження) та вторинних процесів (бризкоунесення).

Як вже зазначалося вище, в турбулентному газорідинному потоці процеси подрібнення та коагуляції (коалесценції) краплин відбуваються одночасно в результаті чого між ними встановлюється динамічна рівновага з характерним середнім радіусом краплин $R_c = R_{кр}$. Краплі з радіусом більше $R > R_{кр}$ подрібнюються, в той час як краплі $R < R_{кр}$ коагулюють. При коагуляції краплин в турбулентному потоці виділяють два основних механізми: інерційний механізм та механізм турбулентної дифузії [219, 243, 349, 350]. В основі інерційного механізму лежить припущення про те, що турбулентні пульсації не повністю захоплюють краплю. В результаті відносні швидкості, придбані краплями за рахунок турбулентних пульсацій, залежать від ма-

си крапель. Різниця пульсаційних швидкостей краплин різних розмірів обумовлює їх зближення і збільшує вірогідність зіткнення. В основі механізму турбулентної дифузії лежить припущення про повне захоплення краплин турбулентними пульсаціями того масштабу, який відіграє основну роль у механізмі зближення краплин. Оскільки краплі хаотично рухаються під дією турбулентних пульсацій, їх рух схожий з явищем дифузії і може бути охарактеризоване турбулентним коефіцієнтом дифузії.

Розглядаючи інерційний механізм коагуляції в турбулентному потоці, число зустрічей K краплі радіусом R_1 з краплями радіусом R_2 в одиницю часу t за рахунок інерційного механізму визначає залежність [349, 350]:

$$K = \pi(R_1 + R_2)^2 (R_1^2 - R_2^2) \frac{\rho_L \epsilon_0^{3/4}}{\rho_G v_G^{5/4}} n_1, \quad (1.10)$$

де v_G - коефіцієнт кінематичної в'язкості суцільної фази, m^2/c ; n_1 - число крапель радіусом R_1 в одиниці об'єму.

Швидкість зростання (коагуляції) краплин можна наближено оцінити з урахуванням залежності (1.10) за рівнянням балансу числа краплин n , при цьому при підрахунку числа зіткнень взаємодія однакових краплин враховується двічі [349, 350]:

$$\frac{dn}{dt} = -\frac{1}{2} \pi R_c^4 \frac{\rho_L w^{9/4}}{\rho_G v_G^{5/4} d_c^{3/4}} n^2, \quad (1.11)$$

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{R_c}{R_c^0} \right) = \frac{C_w}{8} \left(\frac{R_c}{R_c^0} \right)^2 R_c^0 \frac{\rho_L w^{9/4}}{\rho_G v_G^{5/4} d^{3/4}}, \quad (1.12)$$

де w - швидкість краплі, m/c ; R_c^0 - початковий радіус крапель, m .

Слід відмітити, що якщо навіть до коагуляції газорідинний потік є монодисперсним, то після коагуляції він стає полідисперсним, а вказані вище залежності для визначення швидкості коагуляції краплин за інерційним механізмом не враховують розподіл краплин за розмірами, а також гідродинамічний опір руху краплин та сили міжмолекулярної взаємодії, що може суттєво подовжувати тривалість процесу коагуляції краплин. Під дією турбулентних пульсацій краплі наближаються на відстані

менші у порівнянні з їх розмірами, після чого відбувається їх коагуляція під дією молекулярних сил Ван-дер-Ваальса. При наближенні краплин, радіус яких менше внутрішнього масштабу турбулентності, крім молекулярних сил істотними є сили в'язкого опору, оскільки пульсації, які менше або дорівнюють масштабу турбулентності, мають в'язкий характер. Сила в'язкого опору збільшується зі зменшення відстані між поверхнями краплин, що наближуються. З урахуванням розмірів краплин швидкості їх руху також будуть різні.

Розглянута фізична модель механізму коагуляції справедлива для взаємодії краплин, які суттєво відрізняються по розмірах. Для краплин порівняно однакових розмірів основним механізмом коагуляції є турбулентна дифузія [350]. Для з'ясування, які пульсації можуть змусити зблизитися краплі радіусами R_1 та R_2 пропонується розглянути два граничних випадки (без урахування опору суцільної фази) [349, 350]:

$$R_2 \ll R_1, \quad (1.13)$$

$$R_2 \approx R_1. \quad (1.14)$$

У першому випадку зблизитися краплі зможуть турбулентні пульсації λ масштабу

$$\lambda \approx L - R_1, \quad (1.15)$$

а в другому турбулентні пульсації

$$\lambda \approx L, \quad (1.16)$$

де L - відстань між центрами краплин радіусами R_1 та R_2 , м.

Використовуючи граничні співвідношення (1.13)-(1.16), а також умову симетрії

$$\lambda(L, R_1, R_2) = \lambda(L, R_2, R_1), \quad (1.17)$$

отримаємо залежність для оцінки масштабу турбулентних пульсацій λ , які можуть зблизити краплі радіусами R_1 та R_2 [350]:

$$\lambda \approx L - R_1 - R_2 + \frac{R_1 R_2 (R_1 + R_2)}{R_1^2 + R_2^2 - R_1 R_2}. \quad (1.18)$$

Частота зіткнень краплин радіусом R_2 з краплями радіусом R_1 дорівнює дифузійному потоку J_v , що визначається з розв'язання стаціонарного рівняння дифузії,

яке в сферично симетричному випадку має вигляд [349, 350]:

$$\frac{1}{L^2} \frac{d}{dr} \left(L^2 D_t \frac{dn_2}{dL} \right) = 0, \quad (1.19)$$

де D_t - коефіцієнт турбулентної дифузії (без урахування стисненості руху краплин) [349, 350], m^2/c .

$$D_{to} = \frac{\mu_G}{\rho_G \lambda_0^2} \lambda^2, \quad (1.20)$$

де μ_G - коефіцієнт динамічної в'язкості газового потоку, Па·с; λ_0 – внутрішній масштаб турбулентності.

$$\lambda_0 = \frac{d_e}{Re^{3/4}}, \quad (1.21)$$

Граничними умовами для розв'язання рівняння (1.19) [349, 350] є умови миттєвого поглинання краплею радіусом R_1 краплин радіусом R_2 при їх торканні

$$n_2=0 \text{ при } L=R_1+R_2, \quad (1.22)$$

та умови постійності концентрації краплин радіусом R_2 , віддалено від краплі радіусом R_1

$$n_2=n_{20} \text{ при } L \rightarrow \infty, \quad (1.23)$$

$$J_t = 4\pi \left(L^2 D_t \frac{dn_2}{dL} \right)_{L=R_1+R_2} = 4\pi \left(\int_{R_1+R_2}^{\infty} \frac{dL}{L^2 D_t(L)} \right), \quad (1.24)$$

Для краплин однакового розміру ($R_1=R_2$) [349, 350]:

$$J_t = 96\pi n_{20} R_2^3 \left(\frac{W^3}{v_G d_e} \right)^{1/2}. \quad (1.25)$$

Слід знов зазначити, що при виводах залежностей, які описують процес коагуляції краплин у турбулентному газорідному потоці за механізмом турбулентної дифузії, не враховано сили гідродинамічної та міжмолекулярної взаємодії краплин, що може суттєво подовжувати тривалість процесу коагуляції краплин, і виконано для найпростішого випадку монодисперсного розподілу краплин. При наближенні краплин під впливом турбулентних пульсацій на відстані, менші за значення внутрішнього масштабу турбулентності, стає помітним та відчутним значний опір суцільної фази, а також сили міжмолекулярного притягання, які і забезпечують зітк-

нення та злиття краплин. Якщо основним механізмом коагуляції краплин є механізм турбулентної дифузії, то коефіцієнт турбулентної дифузії залежить від коефіцієнту гідродинамічного опору i , як наслідок, від відносного проміжку між краплями, які наближаються одна до одної. Поки краплі знаходяться далеко одна від одної ($r \gg R_1 + R_2$), то можна рахувати, що вони рухаються незалежно, а коли вони наближаються, сила опору зростає зворотно пропорційно відстані між поверхнями краплин.

Таким чином, адекватні моделі, які б комплексно враховували гідродинамічний опір руху краплин, сили гідродинамічної та міжмолекулярної взаємодії краплин, полідисперсність потоку та зміну розподілу краплин за розмірами за рахунок процесів коагуляції і подрібнення з урахуванням осадження та унесення краплин на межі розрахункової області руху газорідного потоку (на стінці каналу), на жаль відсутні [349, 350].

При сепарації багатокомпонентних сумішей, за наявності до сепаратору пристроїв (дросель, теплообмінник, турбодетандер), що змінюють температуру та тиск газу, у потоці можливе зародження дрібних краплин з утворенням газоконденсатних систем [243]. В основі механізму утворення рідкої фази, наприклад, за дроселюючим пристроєм, розташованим у підходящій трубі до сепаратору, є процес адіабатичного розширення газової суміші, за якого одночасно збільшується об'єм суміші, понижується тиск пари та температура, оскільки робота розширення здійснюється за рахунок внутрішньої енергії газу. Тиск насиченої пари знижується зі зменшенням температури та призводить до збільшення пересичення пари.

Під ступенем пересичення S розуміють відношення тиску пари в газі p до тиску насиченої пари p_∞ над плоскою поверхнею тієї ж рідини [349, 350]:

$$S = \frac{p}{p_\infty}, \quad p_\infty = \exp\left(C - \frac{0,12M_L r}{T}\right), \quad (1.26)$$

де T – абсолютна температура, К; C – постійна; M_L – молекулярна маса пари, що конденсується, кг/кмоль; r – питома теплота пароутворення, Дж/кг.

Над випуклою поверхнею, яку мають краплі рідини, тиск насиченої пари вище, ніж над плоскою, та збільшується зі зменшенням радіусу краплі. Тому необхід-

ною умовою конденсації пари у об'ємі газу є наявність пересичення пари, яке дозволяє компенсувати підвищений тиск.

Процес гомогенної конденсації (утворення крапель відбувається у результаті конденсації пари на зародках) складається з трьох стадій: утворення пересиченої пари, створення зародків, конденсації пари на поверхні зародків та їх зростання. Процес гетерогенної конденсації (утворення крапель відбувається на ядрах конденсації) проходить за наявності ядер конденсації. За гомогенної конденсації у газовій суміші під тиском, більшим тиску насичення, з'являються зародки рідкої фази, які потім збільшуються за розмірами.

Необхідною умовою утворення конденсованої фази є наявність таких процесів, за яких підвищується пересичення суміші, наприклад, у результаті зниження температури суміші або підвищення тиску газу.

Конденсація пари починається лише при певному пересиченні, званому критичним $S_{кр}$ [349, 350]:

$$S_{кр} = \exp\left(1,74 \cdot 10^7 \frac{M_L}{p_L} \left(\frac{\sigma}{T}\right)^{3/2}\right). \quad (1.27)$$

Швидкість процесу конденсації на поверхні краплі визначається дифузією пари до цієї поверхні, тому за великих значень швидкості пересичення швидкість дифузії може статися недостатньою для вирівнювання тиску пари в усьому об'ємі. При цьому тиск пари у поверхні крапель може сильно відрізнитися від тиску пари в об'ємі. Виникає значне пересичення, що призводить до інтенсивного зародкоутворення.

Таким чином, в залежності від співвідношення між швидкістю пересичення та чисельною концентрацією крапельок (ядер конденсації), можливі два випадки: швидкість дифузії пари до поверхні краплі значна, і пересичення не досягає критичного значення, тому зародки не утворюються; швидкість дифузії пари незначна, пересичення стає більш критичного та відбувається інтенсивне зародкоутворення.

Аналізом основних механізмів утворення газоконденсатних систем, а також механізмів їх сепарації визначено, що для підвищення ефективності сепарації доцільним є використання пристроїв попередньої конденсації. При проходженні газорі-

динних сумішей через такі пристрої порушується фазова рівновага, що встановилася в газорідинному потоці, особливо у випадку багатоконпонентних сумішей. При цьому відбуваються процеси нуклеації краплин, а також сполученого тепломасообміну (конденсація, випаровування). Порушення термодинамічної рівноваги фаз викликано зміною тиску p та температури T . Особливу зацікавленість викликають питання визначення оптимальних значень термодинамічних параметрів при яких відбувається конденсаційне укрупнення краплин рідини, оскільки це полегшує їх відділення від газу за механізмами інерційно-фільтруючої сепарації.

1.4. Механіка аеродисперсних систем. Динаміка турбулентних газодисперсних потоків

Для опису гідродинаміки двофазних потоків існує два основних підходи: континуальний та статистичний [288, 289]. Гідродинамічні процеси в двофазних турбулентних газодисперсних потоках в реальних сепараційних апаратах настільки складні, що представляє суттєві труднощі побудування математичних моделей, які б враховували комплекс фізичних явищ міжфазного обміну масою, імпульсом та енергією, специфіку конкретних процесів та апаратів. Це пов'язано з відсутністю чіткої теорії руху двофазних газодисперсних потоків, яка б враховувала полідисперсний склад дисперсної фази та її концентрацію, взаємодію часток між собою та з сепараційними елементами, турбулентні пульсації середовища, процеси подрібнення та коагуляції, фазові переходи і т.п. [206, 378, 407, 408]. Причому виникають труднощі як фізичного, так і математичного характеру. Одночасно постає протиріччя між необхідністю детального опису процесів, які відбуваються з окремою часткою (краплею), та доцільністю їх врахування в загальній динаміці газодисперсної суміші, що вимагає прийняття додаткових гіпотез та спрощуючих припущень при побудуванні моделей динаміки і масообміну окремої частки та газодинаміки суміші в цілому. Це пояснюється тим, що дослідження взаємодії суцільної та дисперсної фаз з урахуванням процесів, що відбуваються в краплі та на її поверхні (тепломасообмін, конденсація або випаровування, внутрішня циркуляція і т.д.) потребують складних методів

газодинаміки, термодинаміки та фізико-хімічної кінетики. В додаток, розглядаючи двофазні (багатофазні) багатокомпонентні системи з великою кількістю зв'язків та взаємодії різної природи, більша частина з яких має вірогідно-стохастичний характер, їх математичний опис виявляється значно ускладненим у порівнянні з моделями однофазних потоків або низькоінтенсивних (ламінарних) гідродинамічних режимів. Це пояснює, низький рівень розвитку методів теоретичних та експериментальних досліджень механіки (динаміки) дисперсних систем [378, 407, 408] у порівнянні з методами класичної гідроаеродинаміки [85, 86, 148, 187, 199, 198, 220, 326, 328].

З аналізу існуючих способів та пристроїв для розділення гетерогенних дисперсних систем (підрозд.1.2) витікає, що для підвищення ефективності сепарації при високоінтенсивних гідродинамічних режимах взаємодії фаз доцільним є застосування декількох взаємопов'язаних механізмів розділення. Одним з таких способів принципово нової організації газорідинних газодисперсних потоків та взаємодії фаз є спосіб інерційно-фільтруючої сепарації, реалізований у жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараційних пристроях (рис.1.15e) [314, 315]. В жалюзійний пакет пристрою підводиться газорідинний потік (газоконденсатна суміш, що містить високодисперсну краплинну рідину), який направляєється в криволінійні сепараційні канали, утворені зовнішніми поверхнями подвійних гофрованих пластин (рис.1.20). Під дією інерційних сил, траєкторія руху краплин рідини, що рухаються зі значною швидкістю, відхиляється від скривленої лінії струму газового потоку, яка обгинає криволінійні поверхні стінок каналів. Краплі рідини направляються в шар смуг із волокнистого матеріалу (металевих, скляних чи полімерних волокон), де внаслідок інерційного зіткнення й ефекту торкання відбувається їх захоплення. Далі, у результаті протікання вторинних процесів осадження знов надходячих крапель на вже осаджених та капілярних явищ у волокнистому матеріалі, відбувається збільшення середнього розміру часток дисперсної фази та проводиться наступне їх гравітаційне осадження. Шар смуг із волокнистого матеріалу насичується вловленою рідиною, яка збирається у жолобах, направляєється крізь горизонтальні або вертикальні щілеподібні отвори в подвійних гофрованих пластинах з криволінійних сепараційних каналів до криволінійних дренажних каналів, закритих для газового потоку, стікає

плівкою по внутрішнім поверхням подвійних гофрованих пластин вниз, ізолювано від перехресного газового потоку, який рухається по сепараційному каналу, чим запобігають вихід пристрою на режими захлинання, уникають вторинного унесення і сприяють створенню стабільного стоку вловленої рідини [243].

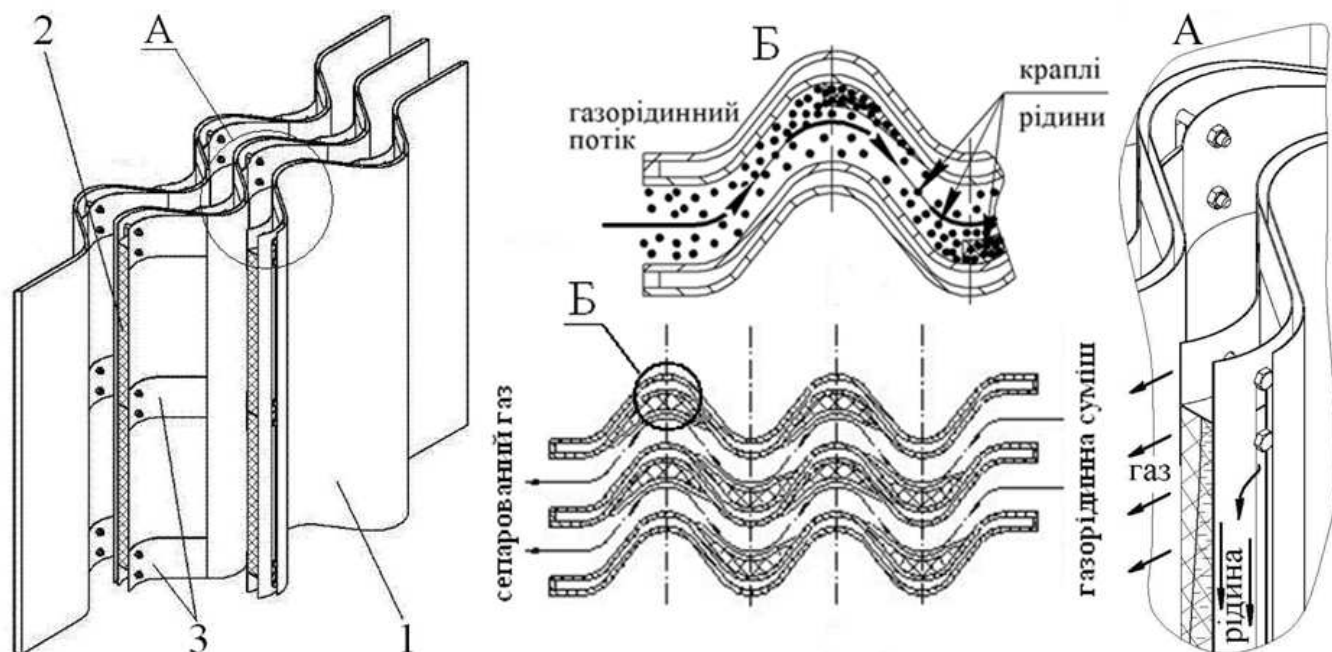


Рисунок 1.20 – Модель організації руху та взаємодії потоків у жалюзійному інерційно-фільтруючому сепараційному пристрої [314, 315]:

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

Розглядаючи механіку газодисперсних систем слід відзначити, що сили взаємодії між частками (краплями) у більшості випадків значно менші зовнішніх сил (сили тяжіння) та опору середовища, тому ними можна знехтувати і розглядати рух часток незалежно одна від одної [407]. Таким чином, дослідження механіки газодисперсних систем може бути зведене до вивчення руху окремих часток під дією різних зовнішніх сил у суцільному середовищі, а потім за необхідності вводиться поправка на взаємодію між частками. Такий метод теоретичних та експериментальних досліджень широко застосовується в теорії аеродисперсних систем [349, 350, 378, 407, 408, 413].

Основні найпростіші випадки руху часток з розділу механіки (динаміки) аеродисперсних систем розглянуті в фундаментальних роботах [259, 378, 407, 408]:

- прямолінійний рівномірний рух аерозольних часток (осадження кулеподібних часток за законом Стокса);
- прямолінійний нерівномірний рух аерозольних часток (при малих та великих числах Re);
- криволінійний рух аерозольних часток (осадження часток в ламінарних потоках; інерційне осадження на тілах простої форми);
- броунівський (тепловий) рух та дифузія в аерозолях (дифузійне осадження в нерухомому середовищі, дифузійне осадження в ламінарному потоці);
- конвективна та турбулентна дифузія часток в аерозолях (осадження при конвекції та перемішуванні, дифузія та осадження часток в турбулентному потоці);
- пульсаційний рух та турбулентна міграція часток;
- взаємодія часток в турбулентному потоці (коагуляція та подрібнення).

Як було вже зазначено, механіка подібних процесів описується закономірностями переносу кількості руху, енергії (тепла) та маси [378, 407, 408]. Традиційний підхід до їх вивчення заснований на фундаментальних законах класичної механіки, механіки суцільних середовищ, фізичної хімії та термодинаміки. Рух часток (краплин) в турбулентному потоці газу відрізняється високою складністю та інтенсивністю міжфазної взаємодії, що обумовлено безпорідністю турбулентних пульсацій середовища та пов'язаним з ними коливальним рухом часток, їх турбулентною дифузійною. При описі таких процесів можна рахувати, що рух часток в турбулентному потоці газу складається з двох складових: поступального руху під дією докладених зусиль (сили тяжіння, Архімеда, лобового аеродинамічного опору, Магнуса-Жуковського та сили, що виникають внаслідок пульсацій тиску, швидкості та дотичних напружень) та хаотичного руху під впливом турбулентних пульсацій газу [378]. Використовуючи принцип адитивності щодо складових швидкостей та руху, можна припустити, що частка (крапля) одночасно приймає участь у обох видах руху, але розглядати їх основні закономірності окремо. Причому перша складова руху підкоряється законам класичної механіки, а друга має стохастичний характер.

Розглядаючи рух суцільної фази в криволінійних сепараційних каналах та порожнинах фільтруючих елементів інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв

слід зазначити, що теорія руху рідини (газу) базується на двох основних рівняннях гідродинаміки: рівнянні нерозривності і динамічному рівнянні руху рідини (рівняння Нав'є-Стокса) [85, 86, 187, 199, 198, 220, 326, 328].

Рівняння нерозривності (неперервності, суцільності) потоку ілюструє закон збереження маси, згідно до якого зміна маси визначеного елементарного об'єму газів компенсується відповідною зміною його густини [56, 85, 86, 171, 187, 199, 198, 220, 326, 328]:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_x v_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho_y v_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho_z v_z)}{\partial z} = 0, \quad (1.28)$$

де ρ – густина середовища (газів), кг/м^3 ; t – час, с; v – швидкість потоку, м/с ; x, y та z – напрямки осей координат.

Рівняння Нав'є-Стокса визначає систему сил, що діють у рідині (газах), та за напрямками осей координат для елементарного об'єму рідини може бути представлено у вигляді [56, 85, 86, 171, 187, 199, 198, 220, 326, 328]:

$$\begin{cases} -\frac{\partial p_x}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} \right) = \rho \left(\frac{\partial v_x}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z} \right); \\ -\frac{\partial p_y}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 v_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_y}{\partial z^2} \right) = \rho \left(\frac{\partial v_y}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_y}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_y}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_y}{\partial z} \right); \\ -\rho g - \frac{\partial p_z}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 v_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \right) = \rho \left(\frac{\partial v_z}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_z}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_z}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} \right), \end{cases} \quad (1.29)$$

де p – тиск у розглядаємій крапці потоку, Н/м^2 ; μ – динамічна в'язкість середовища (газів), $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Розв'язок вказаної системи диференціальних рівнянь в приватних похідних представляє одне з найважливіших завдань гідродинаміки [324], зокрема ці рівняння включають турбулентність, в якій полягає суть однієї з шести не вирішених задач тисячоліття або «Millennium Prize Problems» (станом на квітень 2016 р.), за розв'язок яких Clay Mathematics Institute на початку XXI століття встановив премію в $\text{US}\$1,000,000$ [17]. Для отримання премії достатньо довести або спростувати існування і гладкість розв'язку у будь-якому з двох варіантів. У першому варіанті рівняння розглядаються в усьому тривимірному просторі з деякими обмеженнями на

швидкість зростання рішення на нескінченності. У другому варіанті рівняння розглядаються на тривимірному торі з періодичними граничними умовами. В 2014 році Мухтарбай Отелбаєв опублікував роботу [301], в якій стверджує, що дав повний розв'язок проблеми, але у тому ж 2014 році була знайдена одна серйозна проблема в доказі, яку визнав і автор. У квітні 2016 року Шокір Давлатов теж заявив про те, що доведено існування єдиного гладкого рішення задачі Нав'є-Стокса з періодичними крайовими умовами по просторових змінних, і тим самим здійснено розв'язок шостої проблеми тисячоліття, своє розуміння задачі автор виклав у препринті роботи [145]. Останнім часом в кругах математиків і фізиків гостро обговорюються контр-прикладі до основних тверджень обох цих робіт. Один з них — Теренс Тао, лауреат премії Філдса, опублікував препринт [72], в якому стверджується про неможливість розв'язку «Millennium Prize Problems» існуючими на даний момент засобами. Підтвержені аналітичні рішення рівнянь знайдені лише в деяких окремих випадках, коли число Рейнольдса для задачі мале, а геометрія каналів проста (наприклад, течія Пуазейля). У інших випадках використовується чисельне моделювання з використанням систем обчислювальної гідродинаміки (Computational Fluid Dynamics, CFD) та скінченно-елементного аналізу (Finite Element Method, FEM) [5, 18, 24, 35, 39, 59].

Перелічені вище основні найпростіші випадки руху дисперсних часток з потоком суцільної фази описуються диференціальними рівняннями, виведеними Бассе, Бусінеском, Осееном та узагальненими Ченом [9, 378, 397, 407, 408], які у випадку одномірного нерівномірного руху окремо взятої кулеподібної частки під впливом різних зовнішніх зусиль, що на неї діють в турбулентному потоці, представляються у вигляді [259]:

$$\begin{aligned} \frac{4\pi}{3}R^3\rho_L\frac{dw}{dt} = 6\pi\mu_G R(v-w) - \frac{4}{3}R^3(\rho_L - \rho_G)\frac{dw}{dt} - \\ - \frac{2\pi}{3}R^3\rho_G\left(\frac{dv}{dt} - \frac{dw}{dt}\right) + 6R^2\sqrt{\pi\rho_G\mu_G}\int_{t_0}^t\left(\frac{dv}{dt'} - \frac{dw}{dt'}\right)\frac{dt'}{\sqrt{t-t'}} + F \end{aligned} \quad (1.30)$$

де t_0, t, t' – початковий і поточний момент часу та тривалість руху частки до поточного моменту часу відповідно, с; F – сума зовнішніх сил, що діють на частку, Н.

В роботі [205] було здійснено спробу розв'язання задачі математичного мо-

делювання гідродинаміки турбулентного газодисперсного потоку в інерційно-фільтруючому сепараційному пристрої. Для спрощення задачі робочий об'єм сепараційного каналу умовно розбито на три зони (прямо- та криволінійні ділянки каналу, фільтруючий елемент), сепарація на яких здійснюється за різними механізмами (рис.1.21).

Рівняння руху краплі на прямолінійних ділянка сепараційного каналу (рис.1.21б) має вигляд [161, 230, 243]:

$$\begin{aligned} \left(\frac{4\pi R^3 \rho_L}{3}\right) \frac{dw_x}{dt} &= \frac{C_D \rho_G \pi R^2 |\bar{u}| (v - w_x)}{2}, \\ \left(\frac{4\pi R^3 \rho_L}{3}\right) \frac{dw_y}{dt} &= \frac{4\pi R^3 \Delta \rho g}{3} - \frac{C_D \rho_G \pi R^2 |\bar{u}| w_y}{2}. \end{aligned} \quad (1.31)$$

де w_x, w_y – складові швидкості краплі, м/с; C_D – коефіцієнт опору часток, що залежить від числа Рейнольдса Re потоку газу, який їх обтікає [56, 171, 349, 350]; v – абсолютна швидкість газового потоку, м/с; u – швидкість пересування краплі відносно газового потоку, м/с.

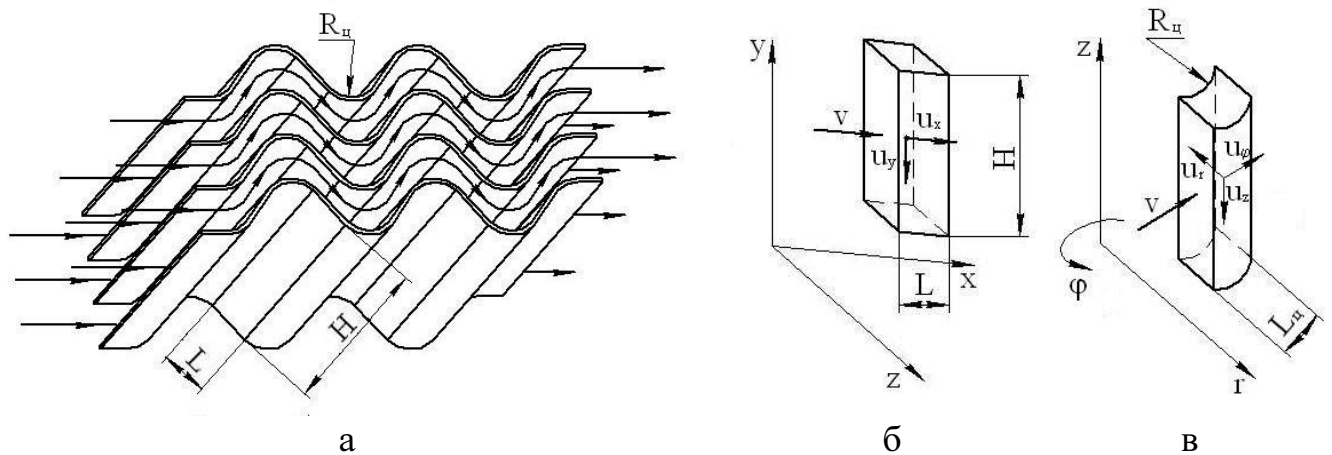


Рисунок 1.21 – Розрахункова схема жалюзійного блоку та окремих ділянок криволінійних сепараційних каналів: а – криволінійні інерційні сепараційні канали; б, в – прямолінійна та криволінійна ділянка сепараційного каналу відповідно.

$$C_D = \begin{cases} 24 / Re, & Re < 2; \\ 18,5 / Re^{0,5}, & 2 < Re < 500; \\ 0,44, & Re > 500, \end{cases} \quad (1.32)$$

$$\vec{u} = (v - w_x, w_y), \quad w_x = dx / dt \quad \text{та} \quad w_y = dy / dt. \quad (1.33)$$

Рівняння руху краплі на криволінійних ділянках сепараційного каналу (рис.1.21в) має вигляд [230, 205, 377, 409]:

$$\begin{aligned} \frac{4}{3} \pi R^3 \rho_L \frac{dw_z}{dt} &= -\frac{4}{3} \pi R^3 \Delta \rho g - 6\pi \mu_G R (w_\varphi - v_\varphi), \\ \frac{4}{3} \pi R^3 \rho_L \frac{dw_r}{dt} &= -6\pi \mu_G R w_r + \frac{4}{3} \pi R^3 \rho_L \frac{w_\varphi^2}{r}, \\ \frac{4}{3} \pi R^3 \rho_L \left(\frac{dw_\varphi}{dt} + \frac{w_r w_\varphi}{r} \right) &= -6\pi \mu_G R (w_\varphi - v_\varphi) \end{aligned} \quad (1.34)$$

де w_z , w_r та w_φ – відповідно поздовжня, радіальна й тангенціальна складові швидкості частки (краплі), м/с.

У загальному випадку рівняння (1.31), (1.34) слід розв'язувати чисельно.

1.5. Висновки до першого розділу, постановка задач досліджень

З огляду на все вище наведене, впливає доцільність формулювання концептуальних основ теорії інерційно-фільтруючої сепарації з подальшим використанням наукових основ прогнозування поведінки двофазних потоків та сепарації гетерогенних дисперсних систем.

Метою досліджень дисертаційної роботи є розробка теоретичних основ процесів інерційно-фільтруючої сепарації газодисперсних потоків, моделювання гідродинаміки інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроїв та аналіз впливу сполученого тепломасообміну на процеси інерційно-фільтруючої сепарації газоконденсатних систем.

Досягнення поставленої мети стає можливим за послідовного вирішення наступних задач досліджень:

- проведення порівняльного аналізу сучасних методів розділення двофазних багатокомпонентних сумішей та обґрунтування доцільності запровадження інерційно-фільтруючих способів для підвищення ефективності сепарації в апаратах з інтенсивними гідродинамічними режимами;

- формулювання концептуальних основ теорії інерційно-фільтруючої сепарації, проведення теоретичного аналізу основних механізмів вловлювання дисперсних часток інерційно-фільтруючими сепараційними елементами, встановлення основних закономірностей процесів інерційного захоплення краплин, їх осадження на волокна фільтруючого елемента та плівку вловленої рідини;
- побудування фізичної моделі та теоретичні дослідження гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації газорідинних систем, розробка методів розв'язання основних рівнянь гідродинаміки та математичного моделювання гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації;
- визначення гідродинамічних характеристик інерційно-фільтруючих газосепараторів, оптимізаційне гідродинамічне профілювання сепараційних каналів, вибір волокнистих матеріалів фільтруючих елементів;
- дослідження вторинних процесів, які супроводжують основний процес інерційно-фільтруючої сепарації аеродисперсних систем, визначення оптимальних режимів відведення вловленої рідини для упередження вторинного бризкоунесення, зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації, що є основою теоретичних розрахунків та прогнозування фракційної ефективності сепарації і загальної ефективності інерційно-фільтруючих газосепараторів у цілому;
- аналіз впливу сполученого міжфазного тепломасообміну на процеси інерційно-фільтруючої сепарації газоконденсатних сумішей;
- перевірка адекватності та апробація розроблених моделей, узагальнення результатів теоретичних та експериментальних досліджень гідродинаміки та сполученого міжфазного тепломасообміну при інерційно-фільтруючій сепарації газоконденсатних систем;
- розробка програми та методики дослідно-промислових випробувань нових інерційно-фільтруючих газосепараторів, крапле- та тумановловлювачів для блоків сепараційних установок, а також теоретично обґрунтованих практичних рекомендацій та інженерних методик для їх розрахунку і проектування.

Основні задачі досліджень розділу опубліковані в працях [25, 84, 249, 277, 282, 357, 352].

РОЗДІЛ 2

МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ДИСЕРТАЦІЙНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

2.1. Обґрунтування вибору напрямку досліджень. Розробка загальної методики та стратегії проведення дисертаційних досліджень

У загальному випадку програма наукових досліджень представляється як логічна система послідовних етапів роботи, заснована на методологічних концептах та структурних елементах, які характеризують дисертаційну роботу: вибір теми (актуальність); виділення та постановка наукової проблеми, об'єкту та предмету досліджень; формулювання мети та задач досліджень; визначення методологічних стратегій роботи; аналіз та інтерпретація отриманих наукових результатів; висновки (наукові положення та їх новизна) та практичні рекомендації (практична значимість у прикладному аспекті) (вступ, підрозд.1.5).

Програма проведення дисертаційних досліджень, що відображає сукупність етапів, ієрархічних рівнів, методології та методів наукових досліджень, представлена у вигляді логіко-структурної схеми на рис.2.1.

На підставі загального інформаційного огляду науково-технічних літературних джерел та патентних документів щодо основних етапів розвитку наукової думки за розв'язуваною проблемою (розд.1), а також їх критичного аналізу з виділенням раніше невирішених задач для досягнення поставленої мети дисертаційної роботи (підрозд.1.5), можна стверджувати, що дослідження процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідинних багатокомпонентних систем, в додаток ускладнених сполученим міжфазним тепломасообміном, відносяться до фундаментальних невирішених проблем гідромеханіки, теорії процесів тепло- та масопередачі, оскільки на їх основі очікується розв'язання інших наукових та технічних задач, що полягають у моделюванні та проектуванні інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання для хімічної, нафтогазопереробної та інших галузей промисловості.

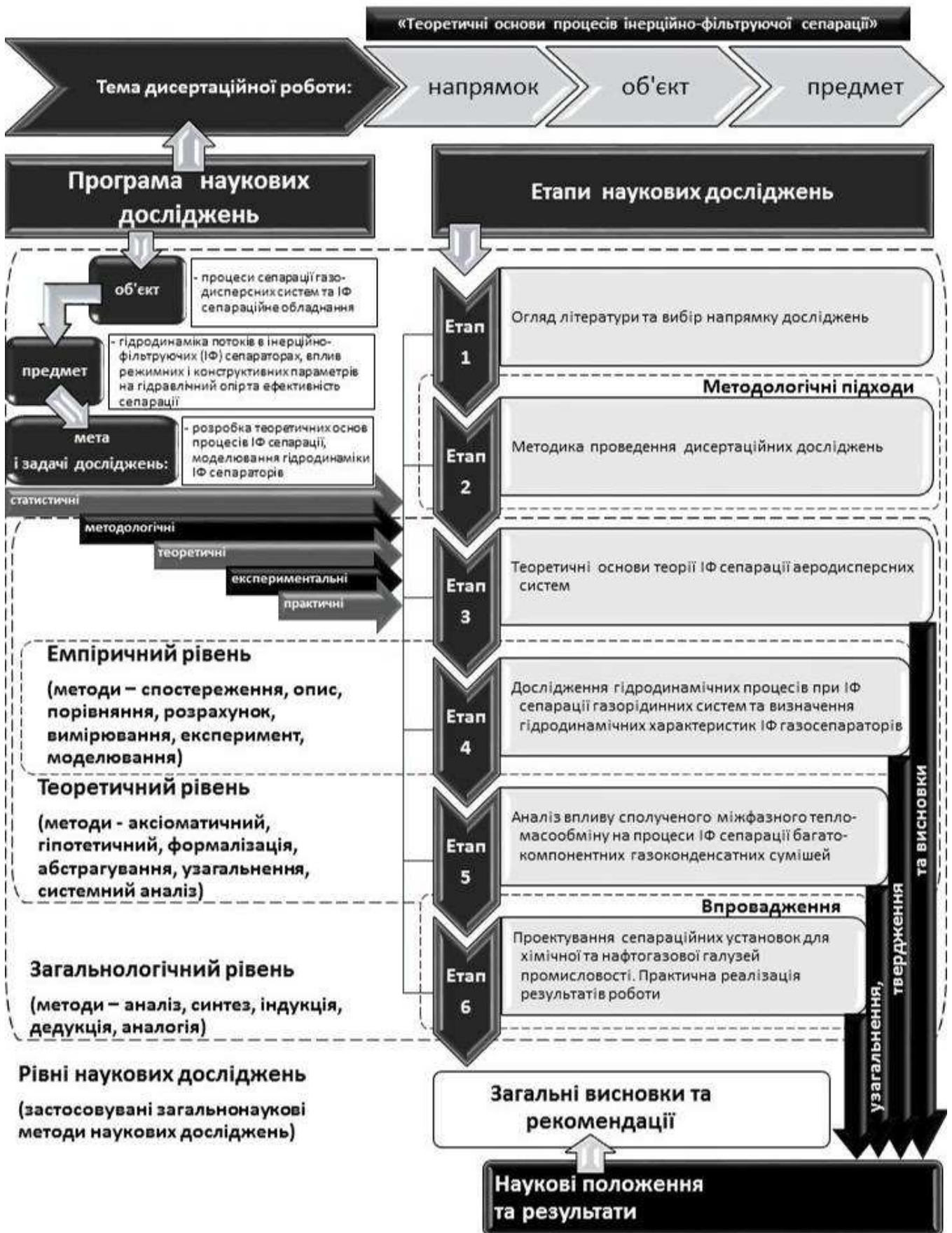


Рисунок 2.1 – Логіко-структурна схема проведення дисертаційних досліджень

У зв'язку з цим не викликає сумнівів, що обраний напрямок досліджень представляється актуальним, а сформульована тема дисертаційної роботи, яка вказує на напрямок \rightarrow об'єкт \rightarrow предмет досліджень (рис.2.1), безперечно має важливе наукове і практичне значення, оскільки спрямована на вирішення актуальної науково-прикладної проблеми, сутність якої полягає в створенні теоретичних основ процесів інерційно-фільтруючої сепарації і науково обґрунтованих методів розрахунку основних технологічних параметрів та характеристик інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв.

Наступним кроком за проведеним оглядом літератури, доведеною актуальністю і сформульованою проблемою досліджень слід обґрунтувати вибір методології та визначити стратегію дисертаційної роботи. На цьому етапі першими обов'язковими елементами з програми дисертації є формулювання об'єкта досліджень, розташованого частіше в області емпіричних знань, який визначає процес або явище, що породжує проблемну ситуацію і обране для наукових досліджень та аналізу, а також предмета досліджень, який може бути достатньо адекватно визначений в області теорії та методології як нове наукове знання, метод та інструмент отримання цього наукового знання про об'єкт з метою встановлення закономірностей (залежностей) зміни об'єкта, які можна пояснити на теоретичному рівні. У відповідності до методологічних концептів програми досліджень об'єктом дослідження є процеси сепарації газодисперсних систем та інерційно-фільтруюче сепараційне обладнання, а предметом дослідження — гідродинаміка газодисперсних потоків в інерційно-фільтруючих сепараційних пристроях, вплив режимних і конструктивних параметрів на гідравлічний опір та ефективність сепарації.

В рамках виявленої наукової проблеми та ґрунтуючись на формулювання об'єкта і предмета досліджень поставлено центральний елемент дисертаційної роботи — мету досліджень, яка полягає в розробці теоретичних основ процесів інерційно-фільтруючої сепарації газодисперсних потоків, моделюванні гідродинаміки інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроїв з аналізом впливу сполученого тепломасообміну на процеси інерційно-фільтруючої сепарації газоконденсатних систем. У відповідності до поставленої мети досліджень логічно визначено конкретні

відносно самостійні задачі (статистичні, методологічні, теоретичні, експериментальні та практичні), які мають бути розв'язані для її досягнення (вступ, підрозд.1.5), а їх формулювання, послідовність та опис розв'язання складає алгоритм, стильові особливості та жанр і по суті зміст окремих розділів дисертаційної роботи (розд.3-6):

1) статистичні задачі з оцінки існуючих та перспективних вимог до об'єкта досліджень:

- проведення порівняльного аналізу сучасних методів розділення двофазних багатокомпонентних сумішей та обґрунтування доцільності запровадження інерційно-фільтруючих способів для підвищення ефективності сепарації в апаратах з інтенсивними гідродинамічними режимами;
- перевірка адекватності та апробація розроблених моделей, узагальнення результатів теоретичних і експериментальних досліджень гідродинаміки та сполученого міжфазного тепломасообміну при інерційно-фільтруючій сепарації газоконденсатних систем;

2) методологічні та теоретичні задачі з розкриття предмета досліджень:

- формулювання концептуальних основ теорії інерційно-фільтруючої сепарації, проведення теоретичного аналізу основних механізмів вловлювання дисперсних часток інерційно-фільтруючими сепараційними елементами, встановлення основних закономірностей процесів інерційного захоплення краплин, їх осадження на волокна фільтруючого елемента та плівку вловленої рідини;
- побудування фізичної моделі та теоретичні дослідження гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації газорідинних систем, розробка методів розв'язання основних рівнянь гідродинаміки та математичного моделювання гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації;
- аналіз впливу сполученого міжфазного тепломасообміну на процеси інерційно-фільтруючої сепарації газоконденсатних сумішей;
- розробка програми та методики дослідно-промислових випробувань нових інерційно-фільтруючих газосепараторів, крапле- та тумановловлювачів для блоків сепараційних установок, а також теоретично обґрунтованих практичних рекомендацій.

цій та інженерних методик для їх розрахунку і проектування;

3) експериментальні задачі для підтвердження та доповнення теоретичних основ, практичні задачі з виявлення ефективності закладених рішень:

- визначення гідродинамічних характеристик інерційно-фільтруючих газосепараторів, оптимізаційне гідродинамічне профілювання сепараційних каналів, вибір волокнистих матеріалів фільтруючих елементів;
- дослідження вторинних процесів, які супроводжують основний процес інерційно-фільтруючої сепарації аеродисперсних систем, визначення оптимальних режимів відведення вловленої рідини для упередження вторинного бризкоунесення, зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації, що є основою теоретичних розрахунків та прогнозування фракційної ефективності сепарації і загальної ефективності інерційно-фільтруючих газосепараторів у цілому.

Для досягнення поставленої мети та вирішення сформульованих задач досліджень розроблено загальну методику проведення дисертаційних досліджень, здійснено стратегічне та тактичне планування [359], яке полягає у визначенні раціональної кількості і послідовності етапів на різних рівнях наукових досліджень (емпіричному та теоретичному) та відображає основні застосовувані загальнонаукові методи (загальнологічні, теоретичні та емпіричні) у відповідності до обраної методологічної основи (методології) наукових досліджень (рис.2.1).

Основні теоретичні положення дисертації, отримані на теоретичному рівні наукових досліджень, ґрунтуються на фундаментальних положеннях механіки рідини та газу, класичних положеннях теорії гідродинаміки та тепломасообміну (підрозд.1.4) [56, 85, 86, 171, 187, 199, 198, 220, 326, 328]. На етапах формулювання концептуальних основ теорії інерційно-фільтруючої сепарації та теоретичних досліджень гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації розроблено фізичні та математичні моделі, які пояснюють та описують процес формування потоку газу та краплин рідини у інерційно-фільтруючих газосепараторах, рух дисперсних часток у турбулентному газорідинному потоці та основні механізми вловлювання краплин рідини інерційно-фільтруючими елементами, у тому числі гравітаційне та інерційне осадження краплин рідини на стінку, на плівку вловленої рідини та на

волокна фільтруючого елементу. В подальшому представляється доцільним провести аналіз впливу сполученого міжфазного тепломасообміну на процеси інерційно-фільтруючої сепарації багатокомпонентних газоконденсатних сумішей. При математичному моделюванні для розв'язання вихідних систем диференціальних рівнянь (руху, теплопровідності, дифузії та інших) застосовано відповідні аналітичні та чисельні методи (п.2.2.1) з урахуванням вихідних та граничних умов, а також прийнятих певних гіпотез, спрощень та припущень (розд.3-5). Розроблені математичні моделі враховують закономірності руху та взаємодії двофазних потоків (газокраплинний потік, газовий потік та плівка рідини) в криволінійних каналах складної конфігурації, дозволяють визначити траєкторії руху газового потоку та краплин рідини, розрахунковим методом визначити розподіл крапель по розмірах і відповідно оцінити ефективність сепарації після кожної послідовної криволінійної ділянки сепараційного каналу. На емпіричному рівні наукових досліджень методами фізичного та математичного імітаційного моделювання модельних зразків окремих криволінійних каналів і жалюзійних блоків інерційно-фільтруючих сепараторів визначено їх основні гідродинамічні характеристики, оптимальні гідродинамічні режими відведення вловленої рідини для упередження вторинних процесів (руйнування плівки рідини, вторинного бризкоунесення та інших), зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації інерційно-фільтруючих газосепараторів; проведено оптимізаційне гідродинамічне профілювання геометричної конфігурації інерційних сепараційних каналів та визначено області доцільного розташування фільтруючих елементів, обґрунтовано вибір волокнистих матеріалів та визначено вплив властивостей фільтруючих елементів на ефективність сепарації газорідинних систем. При цьому впроваджено сучасні методи визначення дисперсного складу високодисперсних систем (п.2.2.3), що базуються на вимірюванні інтенсивності кутового розсіювання випромінювання лазера на частках аерозолі, оптичній мікрофотографії з їх наступною цифровою програмною обробкою. При обробці результатів експериментальних досліджень застосовано метод фізичної аналогії сепараційних та гідравлічних показників, яким запропоновано оцінювати ефективність процесу сепарації за значенням гідравлічного опору інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв. Після цього на

загальнологічному рівні наукових досліджень здійснено співставлення та аналіз отриманих результатів для підтвердження адекватності пропонованих моделей. Узагальнюючи результати теоретичних та експериментальних досліджень розроблено науково обґрунтовані практичні рекомендації до проектування та інженерних методик для розрахунку газодинамічних сепараторів з метою підвищення ефективності сепарації та зниження гідравлічного опору з визначенням оптимальних конструктивних параметрів інерційно-фільтруючих сепараційних елементів (радіус гофр жалюзей, товщина шару фільтру, довжина каналу та кількість гофр, висота каналу і висота розташування переливних жолобів та інші), а також програму та методику дослідно-промислових випробувань нових інерційно-фільтруючих сепараторів та блоків сепараційних установок. На етапі апробації та впровадження (практичної реалізації) результатів роботи здійснено техніко-економічну оцінку пропонованих рішень, чим доведено їх доцільність та ефективність.

Вихідними прототипами змістовних формулювань отриманих наукових результатів та наукових положень (вступ, висновки), які виносяться на захист, виступають узагальнення, твердження та висновки по окремих розділах дисертації (підрозд.1.5, 3.4, 4.4, 5.5, 6.6), які містять результати вирішення окремих задач досліджень (вступ, підрозд.1.5), як це витікає з рис.2.1.

Далі пропонується більш детально розглянути деякі з основних застосовуваних в представлений дисертаційній роботі методів наукових досліджень.

2.2. Вибір та порівняльна оцінка методів вирішення задач досліджень. Оцінка похибок вимірювань та адекватності результатів моделювань

Основні теоретичні залежності, отримані при проведенні дисертаційних досліджень, визначаються диференціальними методами математичного аналізу та інтегрального обчислення. На етапі застосування диференціальних методів математичного аналізу та інтегральних обчислень, а саме алгебраїчного (не чисельного) розв'язку лінійних і деяких нелінійних диференціальних та кінцево-різницевого рівнянь,

диференціювання в часткових та повних похідних, інтегральних перетворень, символічного інтегрування, спрощення алгебраїчних виразів до меншого розміру або стандартних форм, символічного розв'язку задач оптимізації (знаходження екстремумів), операцій з матрицями та статистичних обчислень, побудування графіків функцій і діаграм даних з дво- та трьохвимірною візуалізацією (анімацією) доцільним є застосування сучасних систем комп'ютерної алгебри (Computer Algebra System, CAS). Для математичного (чисельного) імітаційного моделювання гідродинамічних процесів, аналізу, симуляції, оптимізації процесів інерційно-фільтруючої сепарації та сепараційного обладнання пропонується застосування програмних пакетів з обчислювальної механіки (Computational Mechanics), зокрема обчислювальної гідродинаміки (Computational Fluid Dynamics, CFD). На етапі експериментальних досліджень застосовуються традиційно відомі методи експериментальної гідродинаміки (аеродинамічне зондування, метод димових струменів) у сукупності з методами прямого спостереження (оптична мікрофотографія, швидкісна відеозйомка) та цифрової програмної обробки отриманих матеріалів. Основними методами дисперсного аналізу досліджуваних гетерогенних систем обрано методи прямого спостереження (мікроскопія), методи седиментаційного аналізу, оптичні методи (світлорозсіювання, лазерна дифракція), методи оптичної мікрофотографії та цифрової програмної обробки мікрофотографій. Експериментальні дослідження та дослідно-промислові випробування проведено у відповідності до оригінальних методик визначення гідродинамічних та сепараційних характеристик (підрозд.2.3, додаток А) шляхом фізичних моделювань стендових моделей сепараційних пристроїв та дослідно-промислових зразків блочно-модульних сепараційних установок, обладнаних SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) програмно-апаратними комплексами. Для вирішення практичних задач з розрахунку, аналізу, симуляції, статичного та динамічного моделювання, оптимізації та синтезу хіміко-технологічних процесів (ХТП), що відбуваються в комбінованому сепараційному та тепломасообмінному обладнанні в складі технологічних ліній та комплексів, застосовуються сучасні системи комп'ютерної математики та інженерних розрахунків на базі термодинамічного моделювання.

2.2.1. Методи розв'язання основних рівнянь гідродинаміки та математичного імітаційного (комп'ютерного) моделювання гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації

Як було зазначено вище, аналітичне розв'язання вихідних систем основних диференційних рівнянь доцільно проводити з застосуванням систем комп'ютерної алгебри (СКА або CAS), що з'явилися на стику математики та інформатики і являють собою пакети комп'ютерних програм, які дозволяють виконувати найрізноманітніші математичні операції та перетворення алгебраїчних виразів заданих в чисельній та символійній формах (змінні, функції, поліноми, матриці тощо). CAS-системи з'явилися ще на початку 1960-х рр. і поетапно розвивалися, в основному, в двох напрямках: теоретична фізика і створення штучного інтелекту [27]. Сучасні CAS-системи містять функції практично з усіх розділів сучасної математики, підтримують інтерактивну візуалізацію, одну чи кілька мов програмування, і часто дозволяють комбінувати алгоритми, математичні формули, текст, графіку, діаграми чи анімацію зі звуком, а також результати обчислення в одному файлі [379]. Основні можливості сучасних CAS-систем (MATHLAB, Mathcad, Maxima, Mathematica, Maple та інші) [379]: спрощення алгебраїчних виразів до стандартних форм, у тому числі автоматичне спрощення; часткове і повне диференціювання; розв'язок багатьох визначених та невизначених інтегралів (в тому числі багатовимірних інтегралів); розв'язок лінійних і деяких нелінійних рівнянь; розв'язок багатьох диференціальних та різницевих рівнянь; інтегральні перетворення; операції з матрицями; статистичні обчислення; автоматичне доведення та перевірка теорем; експорт оптимізованого коду в інші мови програмування. В той же час, не зважаючи на потужний розвиток таких систем, в окремих випадках математичного опису досліджуваних фізичних процесів та явищ, отримати аналітичний розв'язок математичних задач моделювання практично неможливо (підрозд.1.4). Тому на загальнологічному рівні дисертаційних досліджень (рис.2.1) доцільним є виявлення аналогій, застосування методів аналізу та синтезу для отримання основних співвідношень та закономірностей, заснованих на фі-

зичних механізмах досліджуваних процесів, якими закладено теоретичні основи теорії інерційно-фільтруючої сепарації (теоретичний рівень), і даних обчислювальних (чисельні рішення) та фізичних експериментів (емпіричний рівень).

Сучасні програмні комплекси та системи автоматизації інженерних розрахунків (Computer-Aided Engineering, CAE), засновані на чисельних методах розв'язання диференціальних рівнянь та призначені для розрахунків, аналізу і симуляції фізичних процесів, сьогодні успішно застосовуються спільно з CAD-системами (Computer Aided Design, CAD або Computer Aided Design and Drafting, CADD) [223]. Можуть і часто інтегруються в них, в цьому випадку виходять гібридні CAD/CAE-системи) для розрахунку, аналізу та симуляції гідродинамічних, тепло- та масообмінних процесів. Імітаційне (комп'ютерне) моделювання у повній мірі замінило фізичне моделювання, зараз вже помітно стрімке прагнення до віртуального моделювання, яке виключає витрати на виготовлення металоємних модельних та дослідно-промислових зразків обладнання, експериментальних стендів та полігонів з високоточними та цінними контрольно-вимірювальними приладами, та за досконало складеної математичної моделі зводить похибки експерименту практично до мінімуму. Крім того, експериментальне отримання повної картини структури потоків з визначенням полів значень та градієнтів розподілу швидкостей, тиску, температури, концентрації та інших характеристик потоків в інерційно-фільтруючих сепараційних пристроях представляється складною задачею внаслідок складної форми пластин жалюзійного блоку та незначних розмірів утворюваних ними каналів. Тому, як було вже зазначено вище, на даний момент достойною альтернативою фізичному моделюванню представляється дослідження гідродинаміки експериментальних та дослідно-промислових зразків інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання та порівняння їх характеристик з аналогами та прототипами способом комп'ютерного (чисельного) моделювання методами обчислювальної гідродинаміки (Computational Fluid Dynamics, CFD). Взагалі, терміном обчислювальна гідродинаміка (CFD) визначають підрозділ механіки суцільних середовищ, що включає сукупність фізичних, математичних і чисельних методів, призначених для обчислення характеристик потокових процесів та вирішення проблеми моделювання гідродинаміки та теплома-

сопереносу в різних технічних і природних об'єктах [5, 24, 39]. Таким чином, основною метою математичних моделювань CFD-методами є визначення розподілу швидкостей, тиску та інших характеристик потоків за відомими основними фізичними законами (збереження енергії, маси, імпульсу та інші) зміни цих характеристик, які описуються системою базових рівнянь в приватних похідних та додаткових співвідношень, що утворюють відповідні математичні моделі. Основними базовими рівняннями з дослідження гідродинаміки потоків засобами обчислювальної гідродинаміки є: рівняння нерозривності (1.28), рівняння збереження імпульсу та рівняння збереження енергії. Рівняння збереження імпульсу можуть мати різний вигляд залежно від наявності або відсутності тертя (рівняння Нав'є-Стокса (1.29), Ейлера). Залежно від умов завдання середовище в розрахунковій області розглядається як таке, що стискається (газ) або таке, що не стискається (краплинна рідина). Основним завданням обчислювальної гідродинаміки є чисельне розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса (1.29), що описують динаміку рідини та газу. Вищеназвані рівняння є базовою моделлю течії середовища, яка залежно від особливостей вирішуваної задачі може бути доповнена рівняннями для моделей турбулентності, перенесення речовин, обрахунку багатофазності та інше. Усі перераховані математичні формулювання є системою нелінійних диференціальних рівнянь другого порядку, що мають аналітичне рішення лише в дуже простих випадках, коли число Рейнольдса для задачі мале, а геометрія проста (підрозд.1.4). Поставлені задачі можна розв'язати чисельно у тому випадку, якщо похідні, що стоять в рівняннях, замінити на кінцеві різниці, створені на малих просторових і тимчасових інтервалах. Для цього проводиться так звана дискретизація простору і часу так, що геометрія процесу розбивається на розрахункові осередки, вибрані особливим чином, а час процесу — на розрахункові тимчасові інтервали. При цьому застосовують різні чисельні методи (алгоритми) розв'язання системи рівнянь: метод скінченних різниць (Finite-Difference Methods, FDM); метод кінцевих (контрольованих) об'ємів (Finite-Volume Method, FVM); метод скінченних елементів (Finite Element Method, FEM); метод згладжених часток (Smoothed Particle Hydrodynamics, SPH) та інші [5, 18, 19, 24, 35, 39, 59]. Гнучкість CFD-методів, що полягає в можливості швидкого внесення змін в геометричні (фо-

рма та розміри пластин, фільтр-елементів, сепараційних каналів) та режимні (витрата, гідродинамічні режими, тиск, температура) параметри при заданні початкових та граничних умов, надає додаткові переваги при дослідженні динамічних об'єктів, а отримані чисельними моделюваннями результати можна розглядати як чисельний експеримент.

Моделювання (чисельний експеримент) методами обчислювальної гідродинаміки складається з послідовних етапів, які виконуються з використанням окремих об'єднаних модулів спеціального програмного забезпечення (ANSYS CFX та Fluent, COMSOL Multiphysics, Flowvision, SolidWorks Flow Simulation та інші) [5, 10-12, 14, 18, 24, 30, 35, 39, 59, 412, 415]:

- препроцесор-preprocessor (підготовчий етап на якому формується геометрична 2D/3D-модель розрахункової області, формулюється та задається математична модель з системи диференціальних рівнянь, задаються необхідні фізичні умови, початкові і граничні умови, задається початкова розрахункова сітка та критерії її адаптації для розв'язання за граничними умовами);
- розв'язувач-solver (здійснюється розрахунок у відповідності до заданого алгоритму, за обраною та сконфігурованою математичною моделлю чисельно вирішуються основні рівняння з точки зору базових фізичних параметрів (швидкість, тиск, густина, температура, ентальпія і т.п.), результати обчислень зберігаються в файли проекту);
- постпроцесор-postprocessor (представлення для наступного аналізу результатів моделювань, які відображаються у вигляді графіків, таблиць, а також контурних/векторних схем, прив'язаних до початкової 2D/3D-геометрії).

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

потоків та двофазної течії з частками. Тому розглянемо основні закономірності та базові системи рівнянь цих моделей [5, 49, 18, 24, 39, 42, 59, 64, 98, 272, 357].

Рівняння нерозривності (1.28):

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla(\rho v) = 0. \quad (2.1)$$

Рівняння збереження імпульсів (1.29):

$$\frac{\partial \rho v}{\partial t} + \nabla(\rho v \otimes v) = -\nabla p + \nabla \bar{\tau} - Dv - \bar{D}v + F, \quad (2.2)$$

де $\bar{\tau}$ – ефективний тензор в'язких напружень (враховує турбулентність), Па; D та \bar{D} – коефіцієнт ізотропного опору та матриця анізотропного опору (може виникати в середовищах, які мають неоднорідну структуру відносно просторового напрямку пор та каналів, зокрема, це стосується фільтруючих елементів з волокнистих матеріалів з просторово орієнтованими розташуванням волокон) відповідно, кг/(м³·с).

$$\bar{\tau} = (\mu + \mu_t) \left(2\bar{S} - \frac{2}{3}(\nabla v) \bar{I} \right), \quad (2.3)$$

$$D = \frac{\mu}{\alpha} + C \frac{1}{2} \rho |v|, \quad (2.4)$$

$$F = (\rho - \rho_g)g - \rho(2\omega \times v + \omega \times \omega \times r), \quad (2.5)$$

де μ_t – турбулентний коефіцієнт динамічної в'язкості, Па·с; \bar{S} – тензор швидкостей деформації, с⁻¹; \bar{I} – метричний (одичинний) тензор; α – проникність, м²; C – інерційний коефіцієнт, м⁻¹; ρ_g – гідростатична густина, кг/м³; g – прискорення вільного падіння, м/с²; ω – кутова швидкість обертання підобласті, рад/с; r – радіус-вектор з початком на вісі обертання, м.

Базові моделі течії рідини/газу засновані на системі рівнянь Нав'є-Стокса (2.1) та (2.2). Як видно з рівнянь (2.1)-(2.3), моделювання турбулентних течій засновано на використанні турбулентної в'язкості, спосіб визначення якої залежить від вибору однієї з доступних моделей турбулентності: стандартна k-ε модель KES, квадратична k-ε модель KEQ, низькорейнольдсові k-ε моделі KEAKN/HL/LS та інші [1, 2, 5, 18, 24, 39, 59, 74, 272, 357, 374].

Рівняння стандартної k-ε моделі (для турбулентної енергії та швидкості її ди-

сипації):

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \nabla(\rho v k) = \nabla \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right) + G - \rho \varepsilon, \quad (2.6)$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \nabla(\rho v \varepsilon) = \nabla \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right) + \frac{\varepsilon}{k} (C_1 G - C_2 \rho \varepsilon), \quad (2.7)$$

де k – турбулентна енергія, $\text{м}^2/\text{с}$; ε – швидкість дисипації турбулентної енергії, $\text{м}^2/\text{с}^3$; σ_k , σ_ε , C_μ , C_1 , C_2 – значення параметрів k - ε моделі ($\sigma_k=1,0$, $\sigma_\varepsilon=1,3$, $C_\mu=0,09$, $C_1=1,44$, $C_2=1,92$) [272].

$$G = \mu_t \left(S - \frac{2}{3} (\nabla v)^2 \right), \quad (2.8)$$

$$\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon}, \quad (2.9)$$

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

Рівняння збереження енергії для рідини:

$$\frac{\partial(\rho h)}{\partial t} + \nabla(\rho v h) = \frac{\partial p}{\partial t} + v \nabla p - \nabla q + Q_{\mu L}, \quad (2.10)$$

де h – термодинамічна ентальпія, $\text{м}^2/\text{с}^2$; q – питомий тепловий потік, $\text{Вт}/\text{м}^2$; $Q_{\mu L}$ – об'ємне джерело енергії (тепла) за рахунок в'язкої дисипації, $\text{Вт}/\text{м}^3$.

$$q = - \left(\lambda + \frac{\mu_t c_p}{Pr} \right) \nabla T = - \left(\frac{\lambda}{c_p} + \frac{\mu_t}{Pr} \right) \nabla h, \quad (2.11)$$

$$Q_{\mu L} = \tau S + \rho \varepsilon, \quad (2.12)$$

$$\tau = \mu \left(2S - \frac{2}{3} (\nabla v) \delta \right), \quad (2.13)$$

$$Pr = \frac{\mu c_p}{\lambda}, \quad (2.14)$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності, $\text{Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$; c_p – питома теплоємність, $\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$; Pr – число Прандтля [56, 171]; δ – товщина прикордонного (пористого) шару, м .

Рівняння збереження енергії для газу:

$$\frac{\partial(\rho H)}{\partial t} + \nabla(\rho v H) = \frac{\partial p}{\partial t} + \rho v F - \nabla q + Q_{\mu G}, \quad (2.15)$$

де H – повна ентальпія, m^2/c^2 .

$$q = -\left(\frac{\lambda}{c_p} + \frac{\mu_t}{Pr_t}\right)(\nabla H - v(\nabla v)), \quad (2.16)$$

$$Q_{\mu G} = \nabla\left((\mu + \mu_t)\left(2\bar{S} - \frac{2}{3}(\nabla v)\bar{I}\right)v\right), \quad (2.17)$$

Якщо моделювання руху однофазних потоків CFD-методами представляється легко можливим, то моделювання двофазних потоків з дисперсними частками й досі представляє ряд труднощів [49, 64, 98, 234, 277]. Тому для моделювання руху дисперсних часток при інерційно-фільтруючій сепарації газодисперсних потоків доцільно використовувати інші чисельні методи [127]. Серед чисельних методів для розрахунку великої кількості частинок відомим є метод дискретного елемента (Discrete Element Method, DEM), що є узагальненням методу скінченних елементів (FEM) [11, 12, 50, 51, 262, 263, 411]. При такому підході, дисперсна система розглядається як група часток і для кожної частки розраховується траєкторія руху на основі рівняння балансу сил, що діють на частку. Для опису зіткнення і тертя часток між собою і стінками сепараційних елементів використовується модель зіткнення дискретних елементів (DEM Collision Model) [412]. Для чисельного моделювання поведінки гетерогенних середовищ, що представляють собою аеродисперсні системи пропонується такий підхід, в якому досліджуваний об'єкт представляється таким, що складається з областей двох типів, які описуються у рамках дискретного і континуального підходів відповідно [273]. При цьому континуальна частина середовища моделюється методом скінченних різниць (FDM) розв'язання системи рівнянь механіки суцільного середовища (CFD-методи), а дискретна – методом рухливих клітинних автоматів (Movable Cellular Automata, MCA), який відноситься до методів обчислювальної механіки (Computational Mechanics), але заснований на дискретному підході і, відповідно, поєднує переваги метода класичних клітинних автоматів (CA) і метода дискретних елементів (DEM) [214, 218]. Реалізовані на основних засадах викладених

підходів математичні моделі багатофазних потоків та дисперсних систем дозволяють моделювати процеси руху потоків з дисперсними частками, течії в пористому каркасі, перенесення фази, тепло- та масоперенесення. Основна суцільна (несуча) фаза може бути рідиною або газом. Дисперсні частки можуть бути твердими, краплями або бульбашками. У моделях вирішуються рівняння Нав'є-Стокса і рівняння нерозривності для газорідинної течії, а також рівняння перенесення для об'ємної долі дисперсної фази. При чому передбачається взаємний вплив фаз, тобто несуча фаза, визначає траєкторії руху часток, а частки у свою чергу впливають на течію за рахунок джерела маси, імпульсу (силу опору, що діє на несучу фазу) і енергії.

Розглянемо основні закономірності та базові системи рівнянь цих моделей починаючи з рівнянь, що описують процеси, які відбуваються у суцільній (несучій) фазі (газ). В наведених нижче модифікованих рівняннях враховується присутність дисперсної фази (краплі рідини) в розрахунковій області, тому вони відрізняються від відповідних рівнянь (2.1), (2.2), (2.10), (2.15), які було наведено вище.

Рівняння нерозривності для суцільної фази:

$$\frac{\partial(C_G \rho_G)}{\partial t} + \nabla(C_G \rho_G v) = Q_m - M_d \dot{n}_d, \quad (2.18)$$

де C_G – об'ємна доля суцільної фази (газ), $\text{м}^3/\text{м}^3$; M_d – локальна середня маса часток, кг; \dot{n}_d – швидкість утворення/зникнення часток (краплин), $1/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$; Q_m – джерело маси за рахунок часток (швидкість зміни маси краплин за рахунок випаровування/конденсації), $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$.

$$Q_m = n_d \pi d^2 \dot{m}, \quad (2.19)$$

де n_d – концентрація часток (краплин), $1/\text{м}^3$; d – діаметр часток (краплин), м; \dot{m} – питома швидкість унесення маси з поверхні часток (краплин), $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

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

$$\frac{\partial(C_G \rho_G Y_i)}{\partial t} + \nabla(C_G \rho_G v Y_i) = -\nabla(C_G J_i) + Q_{mi}, \quad (2.20)$$

де Y_i – масова доля і-компонента; J_i – ефективний дифузійний потік і-компонента, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; Q_{mi} – джерело маси і-компонента (для багатокомпонентних систем, якщо

суцільна фаза однокомпонентна ($Q_{mi}=Q_m$), кг/(м³·с).

$$J_i = -\left(\rho_G D_i + \frac{\mu_t}{Sc_t}\right) \nabla Y_i = -\left(\frac{\mu}{Sc} + \frac{\mu_t}{Sc_t}\right) \nabla Y_i, \quad (2.21)$$

$$Sc_{(t)} = \frac{\mu_{(t)}}{\rho D_{(t)}}, \quad (2.22)$$

де D_i – коефіцієнт дифузії i -компонента, м²/с; Sc (Sc_t) – число (турбулентне) Шмідта [56].

Рівняння збереження імпульсів для суцільної фази:

$$\frac{\partial(C_G \rho_G v)}{\partial t} + \nabla(C_G \rho_G v \otimes v) = -C_G \nabla p + \nabla(C_G \bar{\tau}) + C_G \rho_G g + S_d, \quad (2.23)$$

$$S_d = Q_{m,d} w - M_d \dot{n}_d v - n_d \rho_G \frac{1}{2} C_D \pi r_d^2 |v - u| (v - u). \quad (2.24)$$

Рівняння збереження енергії для суцільної газової фази:

$$\frac{\partial(\rho_G C_G H)}{\partial t} + \nabla(\rho_G C_G v H) = \frac{\partial(C_G p)}{\partial t} + \rho v F - \nabla q + C_G Q_{\mu G} - Q_h, \quad (2.25)$$

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

$$Q_h = \pi d^2 n_d (q_{G \rightarrow L} - \dot{m} h_r), \quad (2.26)$$

де $q_{G \rightarrow L}$ – питомий тепловий потік від суцільної фази до дисперсної, Вт/м²; h_r – ентальпія речовини суцільної фази, що здійснює фазовий перехід при випаровуванні/конденсації на поверхні часток, Дж/кг.

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

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

$$\frac{\partial n_d}{\partial t} + \nabla(u n_d) = \nabla\left(\frac{v_t}{Sc_t} \nabla n_d\right) + n_d. \quad (2.27)$$

Динаміка часток (краплин рідини) описується рівняннями [243, 354, 357]:

$$\frac{dx}{dt} = u, \quad (2.28)$$

$$w = v - u, \quad (2.29)$$

$$\frac{du}{dt} = \frac{\pi d^2}{8m} C_D \rho_G |w| w + g \left(1 - \frac{\rho_G}{\rho_L} \right) - \frac{\nabla p}{\rho_L}, \quad (2.30)$$

де x – положення частки (вектор), м; d – діаметр частки, м; m – маса частки, кг; C_D – коефіцієнт опору часток (у відповідності до залежності (1.32)); w – швидкість частки (краплі) відносно суцільної (несучої) фази, м/с.

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

$$\frac{\partial(M_d n_d)}{\partial t} + \nabla \left(M_d \left(n_d u - \frac{v_t}{Sc_t} \nabla n_d \right) \right) = -Q_m + M_d n_d. \quad (2.31)$$

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

Рівняння збереження енергії (рівняння для температури частки):

$$\frac{dT}{dt} = (q_{G \rightarrow L} - \dot{m}r) \frac{6}{d \rho_L c_{pL}}. \quad (2.32)$$

Взаємодію часток (краплин рідини, що рухаються в пристінкових шарах) зі стінкою криволінійного сепараційного каналу можна характеризувати за значенням числа Вебера We , яке визначає гідродинамічний режим контактування та виражає відношення сил інерції до сил поверхневого натягу (у відповідності до залежності (1.9) [56, 171]):

$$We = \frac{\rho_L u_n^2}{\sigma}, \quad (2.33)$$

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

У випадку коли несуча фаза - газ, а частки - краплі, на твердих стінках утворюється плівка рідини. У режимі прилипання ($We < 5$) краплі повільно наближаються до стінки, торкаються, зачіплюються і вливаються в існуючу або утворюють нову плівку рідини. При більш високих нормальних швидкостях крапля відскакує від стінки (режим відскоку $5 < We < 10$). Режим вливання ($10 < We, S < 1$) аналогічний режиму прилипання [29, 10, 66]:

$$S = \frac{Re}{24La^{0,419}}, \quad Re = \frac{\rho_L du_n}{\mu_L}, \quad La = \frac{\rho_L d\sigma}{\mu_L}. \quad (2.34)$$

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

Масову долю рідини, що влилася в плівку в режимі розбризкування, можна оцінити за емпіричною залежністю [10, 66]:

$$\eta = S^{-0,6}. \quad (2.35)$$

Середній розмір вторинних краплин можна оцінити за емпіричною залежністю [10, 66]:

$$\ln \frac{d_i}{d_0} = -2 - \frac{d_0}{4066 \mu\text{m}} - 0,05S, \quad (2.36)$$

де d_0 – діаметр краплі до зіткнення зі стінкою, м; d_i – діаметр краплин, утворених в процесі зіткнення та вторинного подрібнення, м.

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

Методи математичного моделювання та розглянуті математичні моделі є потужним інструментом пізнання, симуляції та аналізу досліджуваних процесів інерційно-фільтруючої сепарації, розкривають широкі можливості для імітаційного комп'ютерного моделювання гідромеханічних та тепломасообмінних процесів, а також проведення чисельного експерименту з визначенням основних гідродинамічних і термодинамічних параметрів, сепараційних характеристик, впливу на них конструктивних особливостей інерційно-фільтруючих пристроїв, виявленням оптимальних аерогідродинамічних форм сепараційних елементів. При цьому представляється можливим експериментувати з моделлю досліджуваного об'єкту навіть в таких випадках, коли робити це на реальному об'єкті практично неможливо або недоцільно. Одночасно, робота не з самим об'єктом (явищем, процесом), а з його математичною

моделлю надає можливість відносно швидко і без істотних витрат досліджувати його властивості і поведінку у будь-яких мислимих ситуаціях (переваги теорії). В той же час обчислювальні (імітаційні) експерименти з математичними моделями об'єктів дозволяють детально і глибоко вивчати досліджувані об'єкти в достатній повноті, недоступній чисто теоретичним підходам (переваги експерименту).

2.2.2. Методи експериментальної гідродинаміки у сукупності з методами прямого спостереження

Не зважаючи на широкі можливості та виявлені переваги обчислювальних (імітаційних) експериментів (п.2.2.1), даний вид експериментів можна лише умовно віднести до експериментів, тому що він не відображає реальні природні явища, а є лише чисельною реалізацією створених математичних моделей. Дійсно, як вже було зазначено вище (п.2.2.1), у випадку неадекватної або некоректно обраної математичної моделі результати її чисельного розв'язання можуть бути віддаленими або навіть суттєво розходитися з фізичним експериментом.

Тому для вивчення фізичних явищ обтікання газорідним потоком криволінійних поверхонь жалюзей, стікання плівки вловленої рідини по стінках сепараційних каналів, насичення фільтруючих елементів рідиною, утворення хвиль на поверхні плівки рідини, зриву пограничного шару з вторинним унесенням бризок та інших, на яких засновані процеси інерційно-фільтруючої сепарації, перевірки гіпотез і експериментального підтвердження теоретичних положень та результатів на емпіричному рівні дисертаційних досліджень (у відповідності до рис.2.1) застосовано методи фізичного моделювання, засновані на теорії подібності [56, 171], з дотриманням наближених до бездоганних умов для дослідів при постановці експериментальних досліджень [328]. Взагалі, визначення фізичних властивостей та гідродинамічних закономірностей складних турбулентних течій двофазних потоків при вивченні процесів інерційно-фільтруючої сепарації потребує постановки та проведення комплексного аерогідродинамічного експерименту, що передбачає застосування різноманітних методів, засобів та пристроїв, які дозволяють здійснювати багатофун-

кціональні вимірювання бажано простими та надійним способами, з метою отримання повного набору розподілів середніх та пульсаційних параметрів потоків (підрозд.1.1, 1.3, 1.4). Це дозволить виявити фізичні механізми, які є ключовими та керуючими у процесах інерційно-фільтруючої сепарації, і отримати необхідні експериментальні дані для перевірки вказаних гіпотез, а також апробації розрахункових методів. На етапі експериментальних досліджень гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації застосовано традиційно відомі методи експериментальної гідродинаміки (аеродинамічне зондування, метод димових струменів та інші) [9, 182, 326, 328] у сукупності з методами прямого спостереження (оптична мікрофотографія, швидкісна відеозйомка) та цифрової програмної обробки отриманих матеріалів.

Основні методи експериментальної механіки рідини і газу будуються на способах вимірювання швидкостей і тисків з визначенням напрямку руху потоків [9, 182, 326, 328]. Для вирішення поставлених задач експериментальних досліджень такими способами пропонується здійснити вимірювання осереднених швидкостей руху суцільної фази, а відповідно і загальної витрати потоку, локальних швидкостей суцільної фази у криволінійних сепараційних каналах та гідравлічного опору експериментальних моделей окремих вузлів сепараційних пристроїв (секцій) та дослідних зразків інерційно-фільтруючих сепараторів.

Вимірювання витрати та кількості, а відповідно і визначення осереднених швидкостей руху потоку в трубопроводах на вході та виході з моделей інерційно-фільтруючих сепараторів здійснено за стандартними методиками (ГОСТ 8.586.1-2005 «Измерение расхода и количества жидкостей и газов с помощью стандартных сужающих устройств. Часть 1. Принцип метода измерений и общие требования», ISO 5167-1:2003 «Measurement of fluid flow by means of pressure differential devices inserted in circular cross-section conduits running full — Part 1: General principles and requirements», ГОСТ 8.586.5-2005 «Измерение расхода и количества жидкостей и газов с помощью стандартных сужающих устройств. Часть 5. Методика выполнения измерений») з використанням стандартних діафрагм (ГОСТ 8.586.2-2005 «Измерение расхода и количества жидкостей и газов с помощью стандартных сужающих

устройств. Часть 2. Диафрагмы. Технические требования», ISO 5167-2:2003 «Measurement of fluid flow by means of pressure differential devices inserted in circular cross-section conduits running full — Part 2: Orifice plates»). Вимірювання швидкості направленого повітряного потоку на виході з окремих криволінійних каналів масштабно збільшеної моделі жалюзійного блоку здійснено ручним крильчатим анемометром АСО-3 (ГОСТ 6376-74 «Анемометры ручные со счетным механизмом. Технические условия»).

За останні десятиліття досягнуто без перебільшення революційні успіхи в експериментальному вивченні властивостей та отриманні сьогоденних уявлень про структуру турбулентних потоків, які в значній мірі обумовлені використанням методів термоанемометрії. Сучасні термоанемометри (терморезистивні анемометри) є незамінним інструментом при експериментальному вивченні турбулентних течій завдяки малій інерційності, високій чутливості та роздрібній здатності, широкому діапазону вимірювань, можливості визначення багатьох характеристик турбулентності, в тому числі середньої швидкості та напряму вектора просторового потоку, а також пульсаційної швидкості і температури, енергетичних спектрів та масштабів турбулентності [9, 182, 328]. Важливо, що завдяки мініатюрним чутливим елементам датчиків виключається їх вплив на досліджувані потоки в трубопроводах та каналах, а самі прилади часто виконуються блочними, поєднуючи перерозподільні випрямлювачі струменів (решітки) потоку, термоанемометричні (терморезистивні) датчики, перетворювачі сигналу (плати вторинного перетворювача). Цікаво, що застосуванню таких приладів в лабораторних умовах передує парадоксальна ситуація, оскільки даний метод є непрямим і вимагає початкового тарування (калібрування) приладу, але знайти для даної задачі інший прилад, який би мав вищий або хоча б такий же рівень по класу точності є проблемою. При підготовці експериментальних установок та стендів для тарування (калібрування) застосовуваних аналогових контрольно-вимірювальних приладів (діафрагми, анемометр) використовувався термоанемометр BOSCH HLM2-4.7 0280212014 (датчик масової витрати повітря, ДМРВ, матеріал чутливого елемента датчика – платина). В подальшому, з метою отримання цифрового сигналу про витратні показники, було використано у складі SCADA (Supervisory

Control And Data Acquisition) / НМІ (Human Machine Interface) програмно-апаратного комплексу для удосконаленого дослідно-демонстраційного стенду з моделювання та дослідження процесів сепарації газорідних потоків, оптимізації конструкцій сепараційних вузлів.

Поряд з досконалими термоанемометричними, оптичними та іншими методами експериментальної гідродинаміки, серед найбільш поширених та застосовуваних на практиці методів з визначення напряму і значення швидкостей та тисків традиційно виділяються прості і тому добре апробовані пневмометричні методи дослідження газових потоків, засновані на вимірюванні повних та статичних тисків у певних точках внесених у потік вимірювальних приладів (пневмонасадок, зондів) [182, 326]. Циліндричні трубки та кульові пневмонасадки на зонди, як і зонди-щупи з ворсинками-індикаторами, часто застосовують для зондування складних турбулентних течій. Теорія пневматичних приладів для вимірювання швидкостей ґрунтується на використанні рівняння Бернуллі [9, 85, 86, 187, 199, 198, 220, 326, 328]. Основні переваги таких приладів полягають у їх простоті, надійності, стабільності в процесі тривалої експлуатації. При необхідності дослідження структури складних полів течій, коли напрям вектора швидкості априорі не відомий, в умовах забруднених потоків в додаток ускладнених теплообміном [9, 384] застосування інших приладів, наприклад, термоанемометра є неможливим, що обумовлено зокрема його чутливістю до забруднень, залежністю вихідного сигналу не тільки від швидкості руху газового потоку, а й від температури потоку, ризиками пошкодження або зниження механічної міцності датчиків і т.п. Наведені факти, по-перше, обмежують можливість застосування термоанемометрів для вимірювання не тільки пульсаційних, а й навіть середніх характеристик потоку. По-друге, в подібних умовах дійсно використання мініатюрних пневмонасадок для вимірювання середніх та локальних параметрів потоку є безальтернативним. З цією метою використовують одно- (трубка Піто), двох- (трубка Піто-Прандтля) та трьохтрубчаті насадки або двох-, трьох-, п'яти- і навіть семиканальні циліндричні та кульові зонди [9, 182, 326, 328]. Трубки пневмонасадок та канали зондів з'єднують з диференціальними мікроманометрами. Підсумовуючи потрібно відзначити, що прилади для зондування просторових течій давно викорис-

товуються у практиці аерофізичних експериментів, але незважаючи на цей факт можливості пневмометричних насадок ще далеко не вичерпані і мають цікаві перспективи удосконалення, а при остаточному виборі типу пневмонасадок слід обов'язково брати до уваги особливості конкретних практичних задач та умов проведення експериментів.

Аеродинамічне зондування потоків при експериментальних дослідженнях гідродинаміки масштабних моделей криволінійних каналів інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв здійснено за допомогою відтарованих (каліброваних) спарених напірних трубок повного й статичного тиску типових конструкцій з трубок Піто (для вимірювання повного напору), Піто-Прандтля (для вимірювання швидкісного напору) та п'ятиканального кульового зонду (для вимірювання напряму потоку та всіх тисків) у відповідності до відомих методик [9, 182, 243, 326, 328] з розділу експериментальної гідродинаміки, тому детальний опис їх в даній роботі не наводиться. Кришка криволінійного сепараційного каналу виконана з щілинними отворами шириною 10 мм з кроком 15° в області криволінійних ділянок гофр жалюзей, що утворюють сітку у напрямку повздовж сепараційних каналів, у які вводиться аеродинамічний зонд з трубчастими або кульовими пневмонасадками для вимірювання швидкості газового потоку. У перпендикулярному напрямку до вісі течії по каналу зонд має змогу пересуватися повільно по направляючих ковзанах щілин з можливістю вимірювання координати. Кут обертання пневмонасадки навколо вісі державки фіксується по координатному лімбу на зонді. Отвори у кришці, що тимчасово не використовуються, затуляються гумовими пробками. Зазначені прилади дозволяють вимірювати швидкість у межах 6-100 м/с, при цьому припустима похибка складає 1-5%. Напірні трубки та канали зонда з'єднувались імпульсними трубками з лабораторними диференціальними рідинними мікроманометрами з U-подібними та похилими трубками ММН-240 (робоча рідина — вода та спирт відповідно, похибки вимірювань в межах $\pm 1\%$ від верхньої межі вимірювань, ГОСТ 18140-84 «Манометры дифференциальные ГСП. Общие технические условия», ГОСТ 11161-84 «Микроманометры жидкостные. Типы и основные параметры»).

Для вивчення характеру обтікання криволінійних поверхонь жалюзей та візу-

алізації складних полів руху газорідного потоку з метою оптимізаційного аеродинамічного профілювання криволінійних сепараційних каналів на масштабних моделях інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв застосовано різні методи візуалізації. Доречно зауважити, що до появи та широкого запровадження комп'ютерних технологій, однією з основних задач візуалізації традиційно вважалося отримання картини обтікання об'єкта досліджень на якісному рівні (візуалізація «першого покоління» [76, 182]), але досвід останніх років доводить, що це далеко не єдине і не головне її призначення. Стрімкий розвиток інформаційних технологій проектування та комп'ютерного моделювання наприкінці ХХ – початку ХХІ століття привів до переосмислення ролі візуалізації в процесах експериментальних досліджень, в результаті чого методи візуалізації не тільки не втратили свою актуальність, а й їх розвиток вийшов на якісно новий рівень [76, 182]. Процес візуалізації вже не обмежується тільки експериментом, а завершується збором та наступною цифровою програмною обробкою первинної інформації (Image Processing) засобами комп'ютерної графіки (візуалізація «другого покоління» [76, 182]), що є проміжним кроком до комп'ютерної візуалізації даних та результатів математичних моделювань CFD-методами [18, 24, 39, 59]. Такий підхід визначає основні методи візуалізації не тільки як інструмент вивчення об'єкта досліджень, а і як спосіб створення образу досліджуваного явища, що обумовлює наступні етапи комп'ютерної візуалізації [182]: синтез образу, який є результатом створення візуального зображення за експериментальними даними (кількісні дані) або з розрахунку (аналітичне або чисельне моделювання); удосконалення образу модифікацією визначених фрагментів вихідного зображення; побудування тривимірного образу з двовимірних зображень, отриманих звичайною візуалізацією. Таким чином, на основі експерименту за наведеною методологією розкриваються можливості не тільки для якісної оцінки, а й для отримання кількісних даних. Як вже було зазначено вище, візуалізація потоків представляється особливо цінним інструментом на емпіричному рівні дисертаційних досліджень на етапі визначення гідродинамічних характеристик інерційно-фільтруючих сепараторів і, зокрема, оптимізаційному аеродинамічному профілюванні криволінійних сепараційних каналів з виявленням оптимальних аеро- та гідродинамічних форм інер-

ційних та фільтруючих сепараційних елементів і місць їх доцільного розташування з точки зору забезпечення найвищої ефективності сепарації газорідного потоку за найнижчого значення гідравлічного опору пристрою.

Так, серед методів візуалізації просторового обтікання повітряними потоками модельних (натурних) об'єктів самими простими, надійними, доступними, достатньо ефективними, а від того й найбільш поширеними є методи обдування моделей з нанесеними по вузлах сітки 50×50 мм та закріпленими на їх поверхні з одного кінця індикаторами — ворсинками, нитками або стрічками довжиною 10-100 мм, вільні кінці яких визначають напрям локальних швидкостей і надають уявлення про напрям струменів та потоків, які обтікають поверхні моделі [182]. Такі індикатори надають уявлення про режими обтікання в пристінкових зонах та пограничному шарі. Окремим інструментом можуть використовуватися зонди-щупи (мініатюрні державки з закріпленим індикатором), які вводять в ядро потоку в досліджуваній області. Результати таких аеродинамічних експериментів представляються у вигляді аеродинамічного спектру (спектру обтікання), за яким можна визначити на якісному рівні загальну картину обтікання газорідним потоком криволінійних поверхонь жалюзей та стікання плівки вловленої рідини по стінках сепараційних каналів, відзначити локальні області відриву потоку і зони зародження вихрів (визначається обертальним рухом вільних кінців з чітко вираженим контуром вихру на відміну від хаотичних флуктуацій у відривних зонах) у криволінійних каналах інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв.

Інші використовувані в роботі методи візуалізації базуються на введенні в досліджувану область сепараційного каналу підкрашених дисперсних часток і є корисними для отримання первинної інформації про характерні особливості процесів інерційно-фільтруючої сепарації, яка виявляється достатньою для розуміння суті досліджуваних фізичних явищ, а головна їх перевага полягає у відсутності необхідності введення будь яких зондів, які тою чи іншою мірою впливають на збурення потоку. Серед подібних методів візуалізації повітряних потоків найбільш відомим та поширеним є метод димових струменів, а також його різновиди з використанням спеціальних димових трубок та проволочок, які визначають спосіб подачі підкрашено-

го диму (продукти згоряння спеціальних сумішей в генераторах диму) в досліджувану область [182]. При візуалізації методом димових струменів полоси (струмені) диму направляються безпосередньо у газовий потік на вході до сепараційного каналу і таким чином виступають своєрідним індикатором характеру течії, дозволяють спостерігати об'ємну (тривимірну) картину руху потоку (на відміну від способів візуалізації за допомогою ворсинок-стрічок, які надають уявлення лише про поверхневе обтікання) та визначити відповідні зони розділення (сепарації) потоків, зони завихрень та зриву потоку (бризкоунесення) і т.п. У результаті цей метод представляє можливість для експертної оцінки гідродинамічного використання поверхні стінок сепараційних каналів моделі в цілому, а також її окремих конструктивних елементів (фільтруючих елементів, переливних та дренажних жолобів). Слід також зауважити, що в даному випадку термін «дим» є умовним, оскільки в якості трасерів, які надають видиму картину для прямих спостережень, виступає саме високодисперсна краплинна складова (утворювана в механічному або ультразвуковому зволожувачі-генераторі туману) аеродисперсного газорідного потоку, що вкотре підтверджує доцільність обраного методу досліджень. Для покращення ефекту сприйняття та підвищення інформативності методу візуалізація здійснювалась кольоровим туманом, підкрашеним за рахунок додавання спеціальних присадок, а контрастність картини течії підвищена шляхом додаткового підсвічування портативним квантово-оптичним генератором когерентних і монохроматичних електромагнітних хвиль видимого діапазону (червоний лазерний діод, потужність 2 мВт) з коліматором-насадкою для променя у вигляді світлового ножа. Пересуванням світлового ножа по довжині криволінійного сепараційного каналу може бути встановлено положення центру вихроутворень, їх структуру і навіть закономірності їх розвитку в досліджуваній області. Для додаткового розширення можливостей слід забезпечити синхронізовану одночасну фото- та швидкісну відеозйомку процесу з різних ракурсів та наступну по кадрову цифрову обробку. Мікрофотографії та відеоматеріали швидкісної зйомки отримані оптичним способом з використанням цифрової фотокамери Fujifilm FinePix HS25EXR (60x збільшення, оптичний стабілізатор, швидкість серійної зйомки 8 кадрів/с, відео FullHD – 30 кадрів/с, швидкісна відеозйомка – до 320

кадрів/с). Доречно відмітити, що за практичними рекомендаціями [182], ця методика ефективна у випадках, коли швидкість потоку в досліджуваній області не перевищує 20-25 м/с. Слід також з особливою обережністю підходити до інтерпретації отриманої картини течії у вигляді спектру обтікання, пам'ятаючи основні відмінності між поняттями траєкторії, підфарбованого струменя та лінії току (течії) [56, 171, 220, 326]. Типовий спектр обтікання, який можна отримати методом димових струменів, складається з окремих забарвлених струменів, і лише у випадку усталеної течії газорідного потоку в криволінійних сепараційних каналах (стаціонарний процес) кожна частка рухається по однаковій траєкторії, а отже траєкторії руху часток, підфарбовані струмені і лінії току співпадають. В умовах неусталеного руху (нестационарний або перехідний процес) вони одна від одної відрізняються.

Основні технічні характеристики моделей інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, якими обладнано експериментальні установки та стенди для проведення дисертаційних досліджень, наведено у підрозд.2.3.

Тактичне планування багатофакторних експериментів з визначенням оптимальної кількості серій та окремих дослідів з метою досягнення найвищого ступеня точності й достовірності отриманих результатів виконано у відповідності до методичних рекомендацій [28, 61, 252, 367]. Статистичний аналіз та обробку експериментальних даних з оцінкою похибок вимірювань здійснено за загальноприйнятими методиками [28, 61].

Після співставлення та у разі відповідності результатів фізичних і математичних моделювань, дані та висновки, отримані експериментально на фізичних (масштабних) моделях інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв та апаратів є надійними і можуть бути поширені на подібні явища в реальних масштабах та використовуватися для вирішення практичних задач.

2.2.3. Методи дисперсного аналізу високодисперсних систем

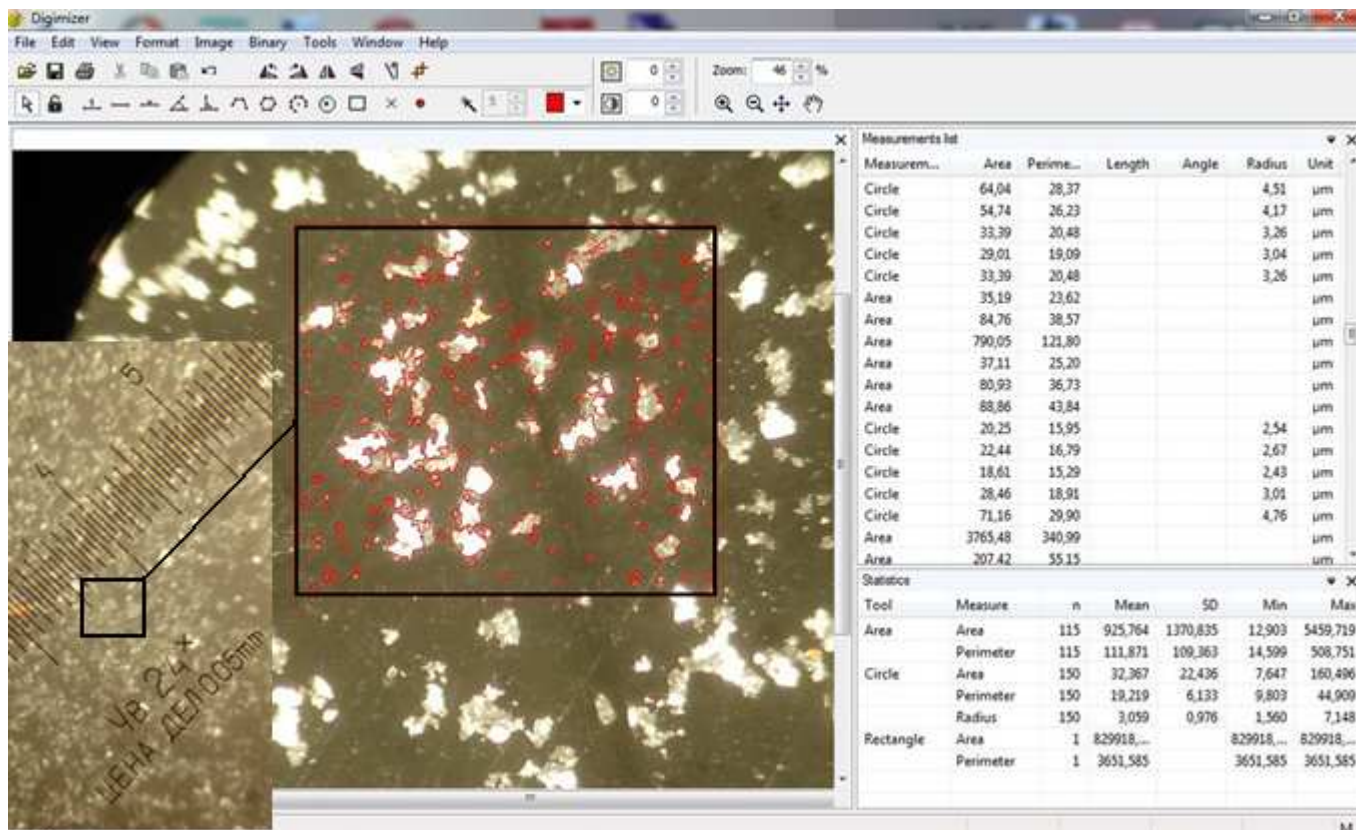
Аналітичним оглядом з'ясовано, що більшість з природних та штучно створених аерозолів є полідисперсними системами (підрозд.1.3, рис.1.9, 1.18, 1.19)

[14, 51, 62, 176, 343, 350, 352, 366, 367], а розподіл часток за розмірами $n(R)$ підкоряється логарифмічно нормальному закону розподілу (у відповідності до залежності (1.4) [14, 209-212, 224, 323, 324, 381]. Як вже зазначалося вище (підрозд.1.3), в результаті одночасного протікання процесів подрібнення та коагуляції (коалесценції) краплин в газорідному потоці встановлюється динамічна рівновага з характерним середнім радіусом краплин $R_c = R_{кр}$, що визначається у відповідності до залежності (1.8) [243, 349, 350]. В той же час, у відповідності до залежності (1.2), прогнозування та оцінка загальної ефективності сепарації таких систем часто визначається за значенням фракційної ефективності η_f (ступеня очищення від дисперсних часток визначеного розміру) [243, 392, 393]. Дисперсність та форма часток також відіграють суттєве значення для процесів розділення гетерогенних систем, тому дослідження процесів сепарації слід починати з визначення їх розмірів та форми, а при виборі методів та обладнання для розділення гетерогенних систем слід враховувати їх фізичні властивості, природу взаємодії та геометричні розміри часток [334]. Відомо також, що фізичні властивості газодисперсних систем суттєво залежать від їх дисперсності, а тому середнього розміру (радіусу R_c) часток (краплин) недостатньо для їх характеристики і необхідним є визначення розміру часток та даних про їх розподіл за розмірами в полідисперсній системі у вигляді функції щільності розподілу (кривої розрахункового розподілу) або диференційної кривої розподілу розмірів часток (краплин) методами дисперсного аналізу [21, 369, 407]. Відрізняють якісний та кількісний дисперсний аналіз, які проводять в залежності від мети досліджень та дисперсності системи [334]. Для визначення форми, розмірів та кількості дисперсних часток відповідних фракцій і вивчення їх властивостей застосовуються непрямі (дисперсна фаза попередньо відділяється від суцільної) і прямі (переважно оптичні) методи [304]. Основними методами дисперсного аналізу є методи прямого спостереження (мікроскопія), седиментації, хроматографії, оптичні (світлорозсіювання), ситового аналізу та інші [9, 21, 156, 182, 260, 298, 334, 369, 407]. Запроваджені останніми роками сучасні методи аналізу дисперсних систем, такі як динамічне світлорозсіювання (Dynamic Light Scattering, DLS), акустична та електроакустична спектроскопія, аналітичне центрифугування, лазерна дифракція, мікрореологія, аналіз траєкто-

рій наночасток (Nanoparticle Tracking Analysis, NTA), аналіз стійкості дисперсних систем та інші, дозволяють з високою точністю визначити фракційний склад та функцію розподілу за розмірами дисперсних часток і навіть здійснити вимірювання з подальшою візуалізацією траєкторій та поля швидкостей [182]. В той же час, такі прилади, як NTA та DLS-аналізатори, акустичні та електроакустичні спектрометри, оптичні аналітичні центрифуги, лазерні та інші безконтактні прилади мають дуже високу вартість, а відповідно є важкодоступними, що обмежує можливості їх застосування. Слід зазначити, що складність вимірювання розміру часток, і особливо, визначення розподілу часток по розмірах, зворотно пропорційні самому їх розміру [260]. При сепарації полідисперсних систем виникає необхідність оцінки не тільки розподілу розмірів часток на вході та на виході з сепараційних пристроїв, а й визначення їх абсолютної кількості в кожній фракції. Зрозуміло, що це передбачає обрахунок великої кількості часток, а тому такі обрахунки в «ручному» режимі (візуально за допомогою мікроскопу) є трудомісткими та звісно недоцільними.

На емпіричному рівні наукових досліджень (рис.2.1) на етапі дисперсного аналізу досліджуваних гетерогенних систем обрано методи прямого спостереження (мікроскопія) та безконтактні оптичні методи (світлорозсіювання, лазерна дифракція, оптична мікрофотографія) [134, 260, 359]. Непрямий дисперсний аналіз газодисперсних сумішей та суспензій запропоновано здійснювати методами мікроскопії з наступною цифровою обробкою отриманих мікрофотографій взятих проб. Для цього проби з твердими частками або краплями на предметному склі досліджували за допомогою мікроскопів типу МПБ-2 (максимальний діаметр області вимірювань 6,5 мм; ціна поділки шкали 0,1 мм; 24х збільшення (2х збільшення об'єктиву, 12х збільшення окуляра) та типу МБУ-4 (збільшення від 56х до 300х). Мікрофотографії з зображеннями дисперсних часток (рис.2.2), отримано оптичним способом з використанням цифрової фотокамери Fujifilm FinePix HS25EXR (матриця 16MP BSI EXR-CMOS 1/2", ISO 100-12800; 60х збільшення (30х оптичне збільшення, 2х інтелектуальне цифрове збільшення), 24-720 мм в еквіваленті для 35 мм; апертура F2,8-5,6; витримка 30-1/4000 с; оптичний стабілізатор). Обрахунок кількості часток здійснюється в «автоматизованому» режимі за допомогою спеціального програмного комплексу

су для аналізу зображень зі знімками дисперсних систем, який дозволяє отримати точні ручні виміри, а також автоматичне виявлення об'єктів (дисперсні частки) з вимірюванням їх характеристик. Інтерфейс програмного комплексу для дисперсного аналізу і цифрової обробки зображень дисперсних часток наведено на рис.2.2б.



а

б

Рисунок 2.2 – Інтерфейс програмного комплексу для дисперсного аналізу і цифрової обробки зображень дисперсних часток, отриманих способом оптичної мікрофотографії за допомогою цифрової фотокамери Fujifilm FinePix HS25EXR та мікроскопів типу: а - МПБ-2 (24x збільшення); б - МБУ-4 (120x збільшення).

Дисперсний аналіз та цифрова обробка зображень включає завдання масштабу зображення, вказування окремих часток, автоматичне вимірювання і розрахунок їх розмірів. На наведеному прикладі (рис.2.2), для вимірювань обрано прямокутну область площею $8 \cdot 10^5$ мкм², в якій обраховано 265 окремих часток. В результаті отримано масиви даних, що включають значення площі та периметру кожної виділеної частинки, радіусу круглої частинки або розмірів у двох взаємно перпендикулярних напрямках для часток неправильної форми (додаток Б, табл.Б.1-3, рис.2.3).

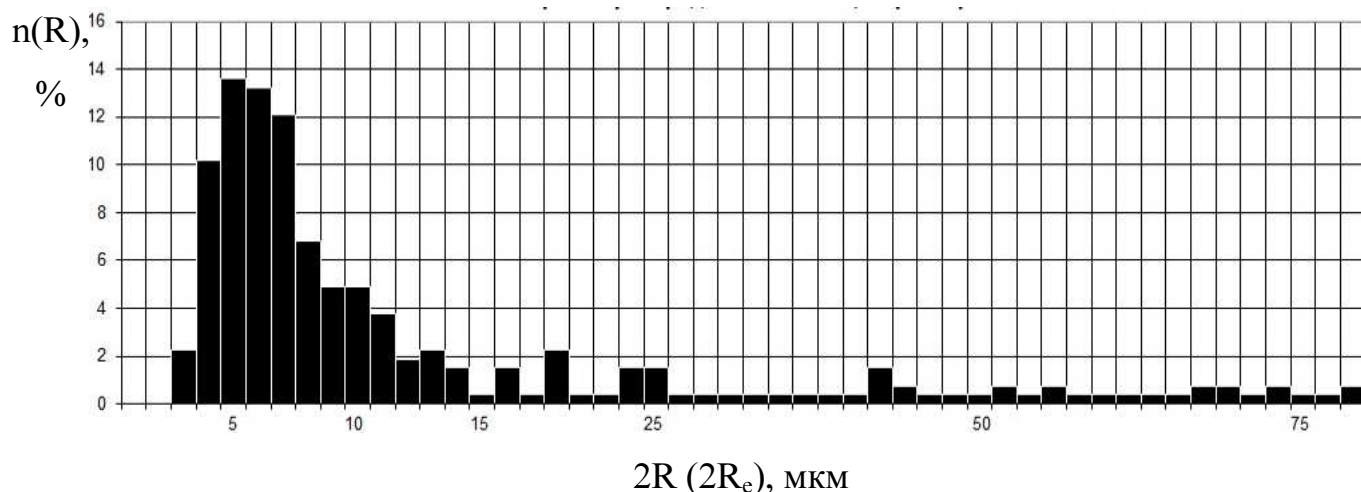


Рисунок 2.3 – Гістограма розподілу часток за розмірами

На основі експериментальних даних з гістограми розподілу часток за розмірами (рис.2.3) та отриманих результатів розрахунку фракційного складу часток (табл.2.1) побудовано інтегральні та диференційні криві функції щільності розподілу дисперсних часток за розмірами (рис.2.4-2.5).

Таблиця 2.1 – Розрахунок фракційного складу часток.

Інтервали розмірів часток $2R (2R_e)$, мкм	<3	3...5	5...10	10...20	20...30
Кількість часток, n	16	42	111	38	16
Доля часток (щільність розподілу), n(R)	0,07	0,16	0,40	0,14	0,06
Середня маса часток M_d , кг	$1 \cdot 10^{-12}$	$3 \cdot 10^{-12}$	$2 \cdot 10^{-11}$	$2 \cdot 10^{-10}$	$6 \cdot 10^{-10}$
Вагова доля часток Y_d , кг/кг	0,00001	0,0001	0,0028	0,0077	0,0108

Продовження табл.2.1.

Інтервали розмірів часток $2R (2R_e)$, мкм	30...45	45...60	60...75	75>
Кількість часток, n	11	10	10	10
Доля часток (щільність розподілу), n(R)	0,04	0,04	0,04	0,04
Середня маса часток M_d , кг	$2 \cdot 10^{-9}$	$5 \cdot 10^{-9}$	$1 \cdot 10^{-8}$	$2 \cdot 10^{-8}$
Вагова доля часток Y_d , кг/кг	0,0253	0,0546	0,1065	0,1841

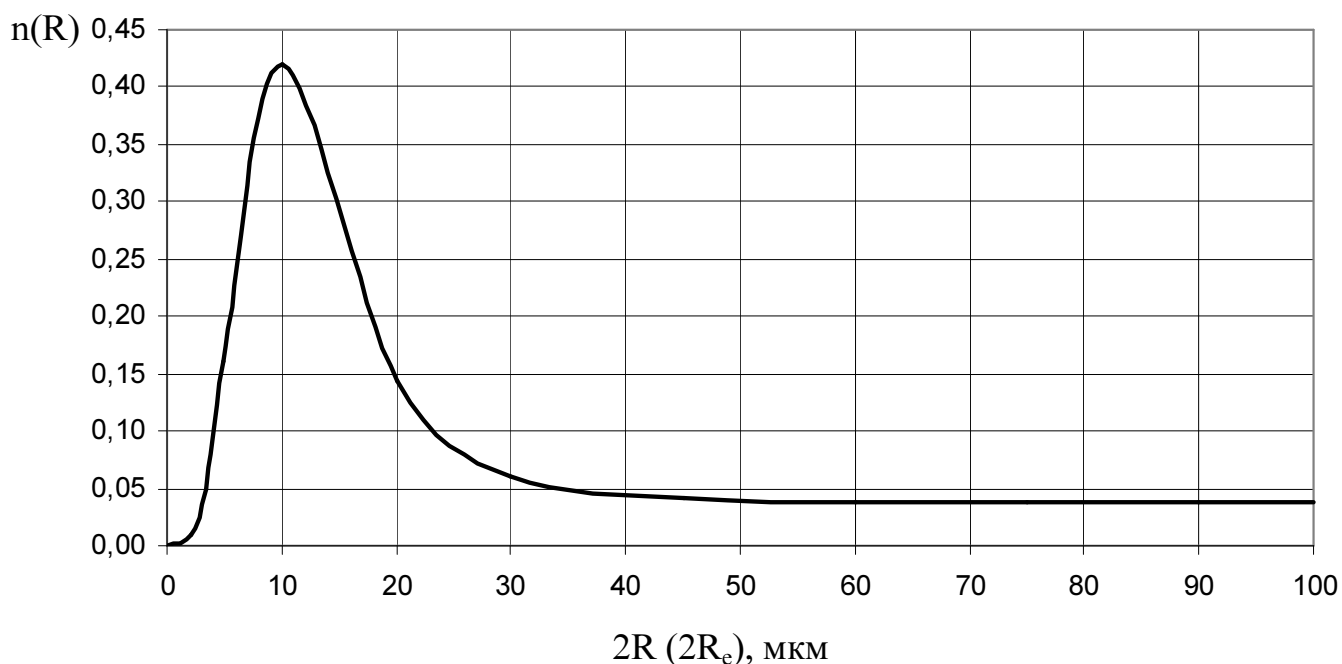


Рисунок 2.4 – Диференційна крива розрахункового розподілу часток за розмірами

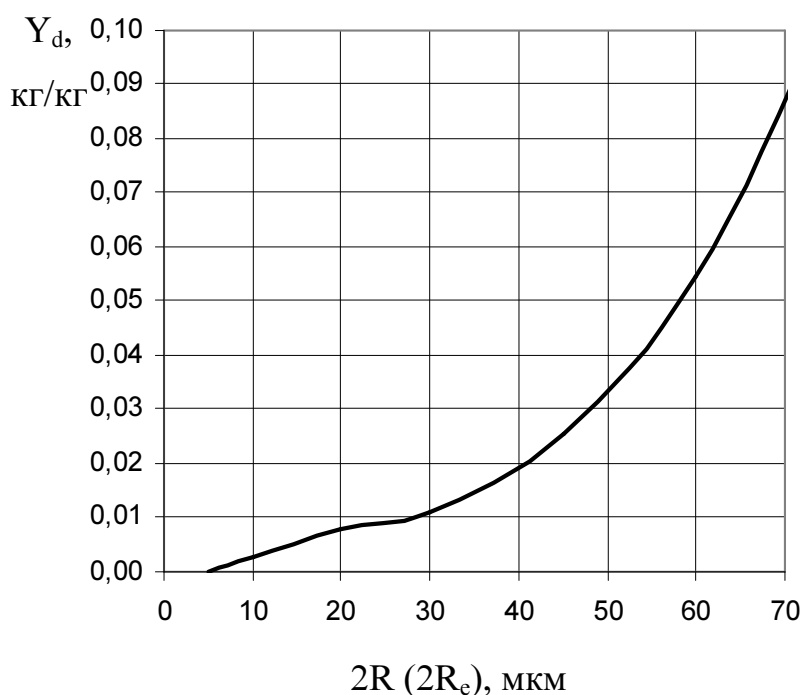


Рисунок 2.5 – Функція вагового розподілу часток

За останні 30 років лазерна дифракція перетворилася на найпоширеніший метод аналізу розміру часток аерозолів, суспензій і емульсій як в лабораторних, так і у виробничих умовах [182]. Даний метод базується теорії Фраунгофера / Мі [200], заснований на вимірюванні інтенсивності кутового розсіювання плоскої монохроматичної електромагнітної хвилі на дисперсних частках і

може застосовуватися для аналізу дисперсних систем, розмір часток в яких складає від сотень нанометрів до декількох міліметрів за умови, що розміри вимірюваних часток мають бути такого ж порядку, як і довжина хвилі розсіюваного світла. Крупні частки переважно розсіюють випромінювання під малими кутами до лазерного

променя, тоді як дрібні частки — під великими кутами. Тому в лабораторних умовах кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв Сумського державного університету під час проведення експериментальних досліджень прямий дисперсний аналіз газодисперсних сумішей запропоновано здійснювати саме методом лазерної дифракції (рис.2.6, додаток М, акт від 12.11.2014 р. [359]) за стандартними методиками ГОСТ Р 8.777-2011 «Дисперсный состав аэрозолей и взвесей. Определение размеров частиц по дифракции лазерного излучения», ISO 13320:2009 «Particle size analysis — Laser diffraction methods», які регламентують умови, порядок підготовки та проведення, правила оформлення результатів та оцінку невизначеності вимірювань. При цьому використовувався портативний квантово-оптичний генератор когерентних і монохроматичних електромагнітних хвиль видимого діапазону у вигляді вузьконаправленого променя (довжина хвилі 630-680 нм, потужність 2 мВт, червоний лазерний діод, коліматор - двоопукла лінза).

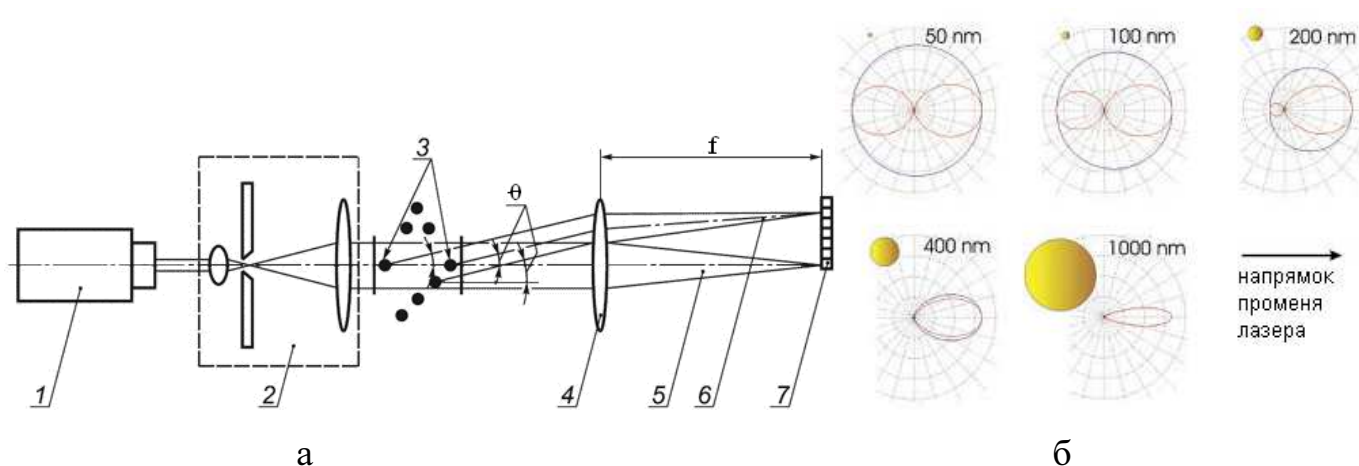


Рисунок 2.6 – Схема лазерного дифракційного аналізатора (а) та приклади індикатрис розсіювання (б) для часток різних розмірів [359]: 1 – джерело електромагнітного випромінювання (лазер), 2 – блок формування променя, 3 – частки аерозолі, 4 – лінза, 5 – нерозсіяне випромінювання, 6 – розсіяне випромінювання, 7 – фото аналізатор, θ – кут розсіювання, град, f – фокусна відстань лінзи, м.

На основі отриманих індикатрис розсіювання (рис.2.6б) вирішується зворотна задача розсіювання та визначається розмір часток і їх розрахункова концентрація. Обробка та представлення результатів вимірювань здійснюється за допомогою спе-

ціального програмного забезпечення. Для обробки отриманих експериментальних даних застосовано диференціальні методи математичного аналізу та інтегрального обчислення з побудовою графічних залежностей функції щільності розподілу (диференційна крива розрахункового розподілу) частинок за розмірами. Описаний сучасний метод вимірювання дисперсного складу газоконденсатної суміші, що базується на вимірюванні інтенсивності кутового розсіювання випромінювання лазера на частках аерозолу, запроваджено в лабораторних умовах кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв факультету технічних систем та енергоефективних технологій у співпраці з науковцями секції комп'ютеризованих систем управління кафедри комп'ютерних наук факультету електроніки та інформаційних технологій Сумського державного університету (додаток М, акт від 12.11.2014)

2.2.4. Способи і методи визначення вологості та складу сумішей газів, методика визначення краплинного унесення рідини з газовим потоком. Методики прогнозування та оцінки розрахункової ефективності сепарації дисперсних систем

На етапі проектування та впровадження нових і удосконалених зразків інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання (рис.2.1) у процесі проведення дослідно-промислових випробувань за розробленою програмою та методикою (додаток А) визначаються основні показники надійності та ефективності їх роботи. Для оцінки ефективності сепарації необхідно визначити та співставити витратні показники, компонентний склад, фізико-хімічні властивості потоків на вході та виході з апарату за результатами аналізу проб (додаток В, Г, Д), відібраних з відповідних точок забору на трубопроводах або в апаратах (додаток А). Способи і методи відбору проб в спеціальні пристрої (пробовідбірники, контейнери, балони) залежать від методів аналізу і приладів, на яких здійснюється аналіз [110, 202, 363].

Здійснюючи відбирання проб на аналіз у відповідності до загальноприйнятих методик слід дотримуватися наступних основних умов та технічних вимог [110, 202]:

- умови та місце відбирання проб обираються в залежності від хімічного складу компонентів та видів аналізу;
- відбирання проб з магістралей трубопроводів по мірі можливості повинне проводитися поза зонами турбулентності, які створюються у результаті зміни напрямку руху середовища по трубопроводу або наявності на трубопроводах запірної та регулюючої трубопровідної арматури;
- місце відбирання проб обирається в безпосередній близькості від досліджуваного об'єкта, причому довжина прямолінійної ділянки від місцевого опору до місця відбирання проб повинно бути не менше $L \geq 3D$, а довжина прямолінійної ділянки після місця відбирання проб до місцевого опору повинно бути не менше $L \geq D$, де D – внутрішній діаметр трубопроводу;
- перед відбором проб газу провідбірну лінію продувають до повного видалення залишкового газу (повітря) і конденсату;
- відбирання проб здійснюється одночасно на вході та виході з апарату;
- кількість речовини відібраної проби визначається методами аналізу та приладами, на яких здійснюється аналіз;
- допоміжні труби для забірників проб повинні бути по можливості короткими і при необхідності теплоізольованими для підтримання постійної температури відібраних проб вище точки роси, що є принциповим, наприклад, для замірів зволожений газів в холодну пору року, коли конденсація води дуже вірогідна;
- слід також забезпечити відповідність фазового стану вуглеводнів у вимірювальній частині приладів їх фазовому стану у відібраній пробі, тобто при відбиранні та аналізі проб не повинно відбуватися випадіння конденсату;
- необхідно підтримувати постійні значення температури та тиску, незмінні впродовж відбирання проби;
- для підвищення точності результатів вимірювань при аналізі проб з трубопроводів великих діаметрів та вузлів апаратів, в умовах змінної концентрації компонентів і дійсного складу багатоконпонентної газової суміші, потрібно здійснити відбирання проб в різних точках поперечного перетину.

При оцінці ефективності сепарації газорідних потоків і розподілу краплин

за розмірами (у відповідності до залежностей (1.1, 1.4, 1.5) першочергово виникає необхідність кількісного аналізу вмісту вологи (вологовмісту) в газовій суміші. Відомо, що граничний вміст водяної пари в газах залежить від таких основних (термодинамічних) параметрів газу, як температура та тиск [22, 36, 40, 52-56, 75, 87, 88, 104-107, 122, 171, 185, 190, 250, 271, 381, 382]. Для визначення вологості газів використовують різні лабораторні методи, які по аналогії з методами дисперсного аналізу (п.2.2.3) можна поділити на прямі (волога, що міститься в газі, одним зі способів відділяється від сухого газу, після чого оцінюється кількісно) та непрямі (оцінюється значення таких фізичних параметрів, які залежать від вмісту вологи в газі, а потім за характером відомої залежності вже визначається вологовміст газу) [22, 56, 75, 171, 202]. Таким чином, до прямих відносяться всі методи, засновані на поглинанні сорбентами вологи, що міститься в газі, а її кількість визначається одним зі способів: ваговим, сорбційно-ємнісним, сорбційно-частотним, кондуктометричним, кулонометричним методами або прямим титруванням [22, 56, 202]. Точність таких методів визначення вологовмісту газів суттєво залежить по-перше від ефективності поглинання сорбентами вологи, а по-друге — окремі сорбенти можуть одночасно поглинати (виявляти поглинальну здатність) з багатокomпонентних газових сумішей крім води ще й інші компоненти (наприклад, вуглеводні, тому такі способи не рекомендуються для визначення вологовмісту вуглеводневих газів або потрібно зважено підходити до вибору відповідних сорбентів). До непрямих методів визначення вологовмісту відноситься група конденсаційних (конденсаційно-термометричних) методів, з яких найбільш поширеним є метод визначення вологовмісту за температурою точки роси [22, 56, 202]. Зокрема, цей метод є популярним при визначенні вологовмісту багатокomпонентних сумішей вуглеводневих газів в технологічних лініях та комплексах промислової підготовки та переробки нафти і газу [104-107, 111, 143, 221, 290, 291, 363, 368, 387]. Тому саме метод визначення вологовмісту за температурою точки роси використовувався при проведенні в промислових умовах приймальних випробувань (додаток А, В) на етапі впровадження (рис.2.1) дослідно-промислових зразків інерційно-фільтруючого сепараційного нафтогазового обладнання [190, 329, 353, 357]. Метод точки роси (конденсаційний метод) заснований на

способі визначення вмісту вологи в газі за значенням температури та тиску, при яких випадає роса на охолоджуваній поверхні приладу, для чого зволожений газ пропускається над ретельно відполірованою охолоджуваною зовні металевою поверхнею («дзеркало»), на якій випадає роса після того, як водяна пара досягне температури насичення і виділяється волога, при цьому дзеркало стає мутним, а при низьких температурах навіть укривається інеєм. При проведенні наукових досліджень на емпіричному рівні (рис.2.1) вимірювання температури точки роси сепарованого газу здійснювалися переносними (портативними) та стаціонарними конденсаційно-термометричними цифровими гігрометрами серії «ТОРОС-3» ТУ У 05417035.003-2001 Інститут газу НАН України (діапазон вимірювання температури точки роси від -55 до $+90$ °С; абсолютна похибка вимірювань, не більше $\pm 0,5$ °С), принцип дії яких заснований на методі вимірювання точки роси по температурі охолоджуваного металевого дзеркала в момент появи на ньому краплин води (кристалів льоду), що конденсується з газу. Сучасні конденсаційні гігрометри складаються з пристрою для охолодження дзеркала, оптичного або електричного пристрою, який фіксує момент конденсації, і термометра, що вимірює температуру дзеркала, при цьому для охолодження дзеркала використовується напівпровідниковий елемент, принцип дії якого заснований на ефекті Пельтьє [168, 201], а температура дзеркала вимірюється вмонтованим в нього платиновим датчиком-термометром опору або напівпровідниковим мікротермометром. Порядок підготовки та роботи з такими приладами наведені в довідковій літературі [202] та регламентовані стандартними методиками (ГОСТ 20060-83 «Газы горючие природные. Методы определения содержания водяных паров и точки росы влаги», ГОСТ 20061-84 «Газы горючие природные. Метод определения температуры точки росы углеводородов») [363].

При проведенні експериментальних досліджень, дослідно-промислових та приймальних випробувань інерційно-фільтруючого сепараційного нафтогазового обладнання аналізу відібраних проб газу і рідини (додаток В, Г, Д) з визначенням компонентного складу та основних фізико-хімічних властивостей багатоконпонентних вуглеводневих сумішей здійснювалися в спеціалізованих хіміко-аналітичних лабораторіях за стандартними нормативними методиками: ГОСТ 23781-87 «Газы

горючие природные. Хроматографический метод определения компонентного состава», ГОСТ 22667-82 «Газы горючие природные. Расчетный метод определения теплоты сгорания, относительной плотности и числа Воббе», ГОСТ 10062-75 «Газы природные горючие. Метод определения удельной теплоты сгорания», ГОСТ 13379-82 «Нефть. Определение углеводородов C1-C6 методом газовой хроматографии», ГОСТ 2477-65 «Нефть и нефтепродукты. Метод определения содержания воды», ГОСТ 3900-85 «Нефть и нефтепродукты. Методы определения плотности», ГОСТ 6370-83 «Нефть, нефтепродукты и присадки. Метод определения механических примесей», ДСТУ 33-2003 (ГОСТ 33-2000, ISO 3104-94) «Нафтопродукти. Прозорі і непрозорі рідини. Визначення кінематичної в'язкості і розрахунок динамічної в'язкості», ГОСТ 2177-99 (ISO 3405-88) «Нефтепродукты. Методы определения фракционного состава» та інші [363].

Як вище було з'ясовано (підрозд.1.2), загально прийнятим критерієм оцінки ефективності роботи сепараційних пристроїв є коефіцієнт сепарації η , який розраховується за залежністю (1.1), але для оцінки високоефективних сепараторів використовується також коефіцієнт унесення (проскакування) K_y , який є величиною зворотною коефіцієнту сепарації і точність визначення якого більш висока [25, 243, 266, 323, 352]:

$$\eta = \frac{G_1 - G_2}{G_1} = 1 - K_y, \quad (2.37)$$

$$K_y = \frac{G_2}{G_1}, \quad (2.38)$$

Оцінку краплинного унесення рідини з газовим потоком рекомендується здійснювати ваговим способом за допомогою індикаторів та вимірників унесення, також імпакторів та мірників-дегазаторів [21, 202, 261, 351, 352]. Принцип роботи таких приладів полягає в пропусканні конкретного об'єму газу крізь волокнистий фільтр-патрон з наступним визначенням збільшення його ваги за рахунок вловлювання краплинної рідини. Сепаратори вимірника унесення та мірника-дегазатора представляють собою мірні посудини-ємності з оглядовим склом для візуального вимірювання кількості (об'єму) накопиченої рідини. У відповідності до програми та

методики дослідно-промислових випробувань (додаток А) унесення рідини з потоком сепарованого газу оцінюється експериментально на виході з інерційно-фільтруючих сепараторів.

Унесення краплинної рідини з сепарованим газом G_2 , кг/м³ [202]:

$$G_2 = \frac{M_2 - M_1}{V_{\text{п}}}, \quad (2.39)$$

$$G_2 = \frac{V_L \rho_L}{V_{\text{п}}}, \quad (2.40)$$

де M_1 та M_2 – вага фільтр-патрона до та після пропускання проби газу, кг; V_L – об'єм вловленої рідини, м³; $V_{\text{п}}$ – об'єм пропущеної в прилад (відібраної) проби газу, м³.

$$V_{\text{п}} = V_{\text{п}} t, \quad (2.41)$$

де $V_{\text{п}}$ – об'ємна витрата газу крізь прилад (припустиме відхилення $\pm 10\%$ [202]), м³/с; t – час, впродовж якого пропускався газ крізь вимірювальний прилад, м³.

$$V_{\text{п}} = V \frac{d_{\text{ш}}^2}{d_{\text{т}}^2}, \quad (2.42)$$

де V – об'ємна витрата газу в досліджуваному трубопроводі (апараті), м³/с; $d_{\text{ш}}$ – внутрішній діаметр пробовідбірної штуцера (або каналу кінцевика забірної зонда), м; $d_{\text{т}}$ – внутрішній діаметр досліджуваного трубопроводу, м.

При пропусканні газового потоку крізь пристрої для вимірювання об'єму унесеної краплинної рідини (води, вуглеводневого конденсату) слід намагатися підтримувати умови близькі до ізотермічних, а припустима різниця температур газу в сепараторі вимірника унесення і досліджуваного апарату (інерційно-фільтруючого сепаратора) не повинна перевищувати 0,5 °С [202]. Якщо температура газу у вимірнику вище/нижче більше ніж на 0,5 °С від температури в досліджуваному апараті, то термостабілізацію газу здійснюють шляхом його охолодження/нагрівання в допоміжному теплообміннику.

Загальну схему розділення в жалюзійному блоці (рис.1.15е, 1.20, 2.21) інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою можна уявити наступним чином. Розглядаючи випадок, коли основними механізмами формування крапель у турбулентному потоці газу за відсутності конденсації є процеси подрібнення та коагуляції, які

відбуваються одночасно, на вхід до криволінійних сепараційних каналів потрапляє газорідинний потік з визначеним (відповідно до залежності (1.4) та рис.2.4) розподілом краплин за розмірами $n_0(R)$ (рис.2.7), що має вигляд логарифмічно нормального розподілу.

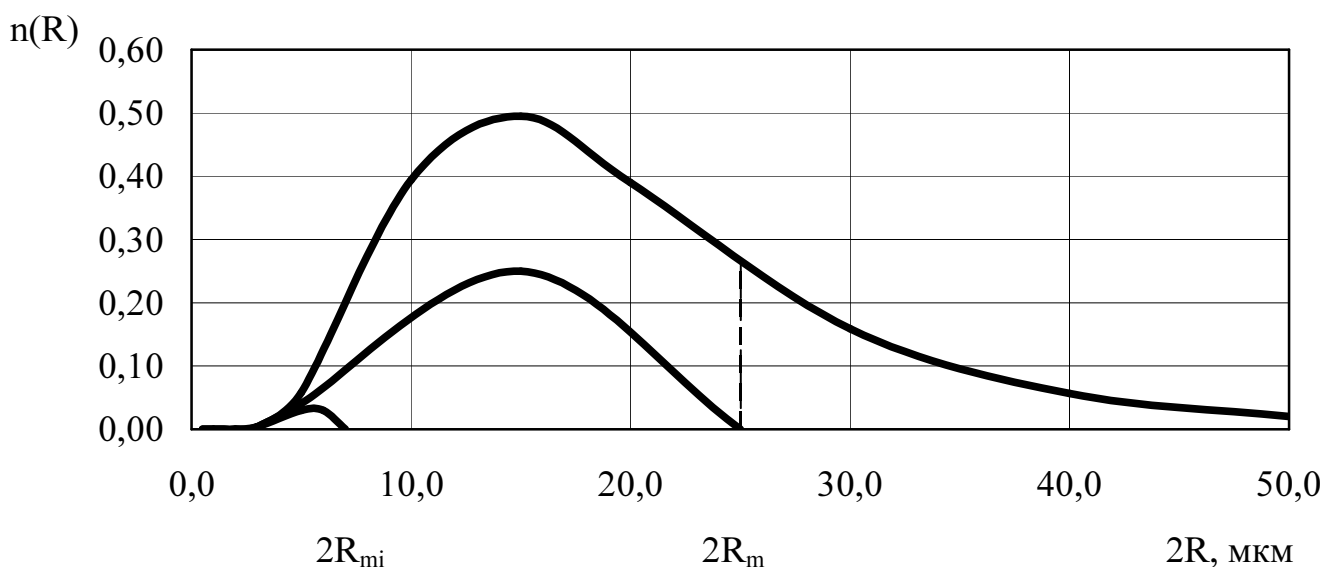


Рисунок 2.7 – Розподіл за розмірами $n(R)$ краплин у потоці газу, що вловлюються за механізмами інерційно-фільтруючої сепарації, а також залишаються у потоці після проходження окремих криволінійних ділянок сепараційних каналів.

При проходженні першої криволінійної ділянки з потоку газу вловлюються всі краплі з $R > R_m$ (ділянка праворуч пунктирної лінії обмежена лінією розподілу $0R$ на рис.2.7). При частковому проходженні газорідинним потоком фільтруючих елементів в області западин каналів, крім краплин $R > R_m$, вловлюється також частина краплин в інтервалі розмірів $0 < R < R_m$ (ділянка ліворуч пунктирної лінії обмежена лініями розподілу $0R$ та $0R_m$). Крім того, розташуванням шарів фільтруючих елементів на криволінійних стінках каналів в області западин, досягається стабільне відведення вловлюваної рідини у вигляді плівки до збірника рідини крізь дренажні канали, по мірі його насичення, завдяки чому виключається можливість виходу пристрою на режими захливання та вторинного унесення. Газорідинний потік, що пройшов першу криволінійну ділянку сепараційного каналу перегинається та потрапляє на наступну, де від розподілу крапель відтинається додаткова частина (ділянка

обмежена лініями розподілу $0R_m$ та $0R_{mi}$ на рис.2.7), що являє собою високодисперсну складову суміші. Відведення вловлюваної рідини також відбувається у вигляді плівки із стінок криволінійних сепараційних каналів, утворених вертикальними криволінійними жалюзійними пластинами, по мірі насичення фільтруючого елемента. На виході з повної гофри криволінійного каналу ($\varphi=2\pi$) залишається незначна частина розподілу високодисперсних краплин з $0 < R_{mi}$, причому введення мінімального радіуса краплі R_{mi} у даному випадку є умовним, що обумовлюється та визначається кількістю криволінійних ділянок та довжиною сепараційного каналу,.

Фізична суть графічного зображення на рис.2.7 полягає в тому, що обчислена як інтеграл площа зон між кривими розподілу за розмірами часток (краплин) у газорідинному потоці на вході та виході з відповідних криволінійних ділянок сепараційних каналів (ступенів сепарації) відповідає ефективності сепарації η_i після кожної окремої криволінійної ділянки, а їх сумарна площа (площа зони обмеженої верхньою $0R$ та нижньою $0R_{mi}$ лініями розподілу) — сумарній ефективності сепарації η жалюзійного блоку інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою [26, 43, 271, 277, 352, 359].

Так, позначаючи $n_0(R)$ та $n_i(R)$ розподіл часток (краплин) по розмірах (по радіусам) на вході та виході сепараційного пристрою (або окремих ділянок) відповідно, об'ємний вміст рідкої фази на вході C_{L0} та виході C_{Li} відповідно складає [349, 350]:

$$C_{L0} = \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi R^3 n_0(R) dR, \quad (2.43)$$

$$C_{Li} = \int_0^{\infty} \frac{4}{3} \pi R^3 n_i(R) dR. \quad (2.44)$$

Визначаючи передаточну функцію $\Phi(R)$ сепараційного пристрою як відношення розподілу часток (краплин) за розмірами на вході $n_0(R)$ та виході $n_i(R)$ відповідно [349, 350, 369]:

$$\Phi(R) = \frac{n_i(R)}{n_0(R)}, \quad (2.45)$$

з урахуванням цього залежність (2.37) можна представити у вигляді:

$$\eta = 1 - \frac{\int_0^{\infty} \pi R^3 \Phi(R) n_0(R) dR}{\int_0^{\infty} \pi R^3 n_0(R) dR}. \quad (2.46)$$

Враховуючи, що криволінійні сепараційні канали жалюзійного блоку інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою складаються з кількох послідовно з'єднаних криволінійних ділянок (ступенів сепарації) та секцій сепарації (інерційна та фільтруюча), кожна з яких характеризується своєю передаточною функцією $\Phi_i(R)$, то передаточна функція для всього сепараційного пристрою $\Phi(R)$:

$$\Phi(R) = \prod_{i=1}^N \Phi_i(R). \quad (2.47)$$

З урахуванням залежностей (2.37), (2.46) та (2.47) знаходиться коефіцієнт ефективності сепараційного пристрою, який складається з кількох послідовно з'єднаних секцій:

$$\eta = 1 - \prod_{i=1}^N K_{yi}, \quad (2.48)$$

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

$$K_{yi} = \frac{\int_0^{\infty} \pi R^3 \Phi_i(R) n_0(R) dR}{\int_0^{\infty} \pi R^3 n_0(R) dR}. \quad (2.49)$$

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

У відповідності до методичних вказівок ГОСТ Р 51562-2000 «Оборудование газоочистное и пылеулавливающее. Фильтры рукавные. Пылеуловители мокрые» з прогнозування та оцінки розрахункової ефективності сепарації дисперсних систем, повна ефективність вловлювання часток η в сепараційному пристрої може бути прирівняна до значення інтегралу вірогідності $\Phi(R)$, а значення функції $\eta = \Phi(R)$ знаходять по таблиці значень нормальної функції розподілу [369] в залежності від величини R :

$$R = \frac{\lg d_m - \lg d_{50}}{\sqrt{\lg^2 \sigma + \lg^2 \sigma_d}}, \quad (2.50)$$

де d_m – медіанний діаметр вловлюваних часток, м; $\lg \sigma$ – стандартне відхилення в функції розподілу фракційної ефективності сепараційного пристрою; $\lg \sigma_d$ – стандартне відхилення в функції розподілу часток за розмірами.

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

2.3. Опис експериментальних установок та дослідно-демонстраційних стендів. Методика визначення гідродинамічних характеристик моделей інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв

Для вирішення поставлених на емпіричному рівні наукових досліджень експериментальних задач (у відповідності до підрозд.2.1) з застосуванням методів фізичного моделювання зі створенням стендових моделей окремих криволінійних каналів, інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, а також масштабних моделей інерційно-фільтруючих сепараторів розроблено та виготовлено експериментальну установку (рис.2.8) і дослідно-демонстраційний стенд (рис.2.9) з моделювання та дослідження процесів сепарації газорідних потоків, оптимізації конструкцій комбінованих інерційно-фільтруючих сепараційних вузлів в лабораторних умовах кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв Сумського державного університету (додаток М, акти від 30.12.2010, 12.11.2014, 21.12.2015) [216, 359, 361]. В основу методів фізичного моделювання покладено основні положення теорії подібності [56, 171]. Порівняно з промисловими умовами у дослідах на модельних зразках змінено масштаб досліджуваних об'єктів, але геометрична поді-

бність дотримується рівністю констант та інваріант геометричної подібності; робочі середовища, що являють собою багатоконпонентні газорідинні суміші замінено системою повітря – вода, але фізичну суть вивчаємих на модельних зразках гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації збережено. При фізичних моделюваннях обов’язково додержуються умови гідродинамічної подібності, зокрема, подібність режимів руху суцільної та дисперсної фаз, ліній течії газового потоку та траєкторій руху дисперсних часток у натурі та в моделі характеризується чисельно рівними критеріями подібності (підрозд.1.3 та п.2.2.1).

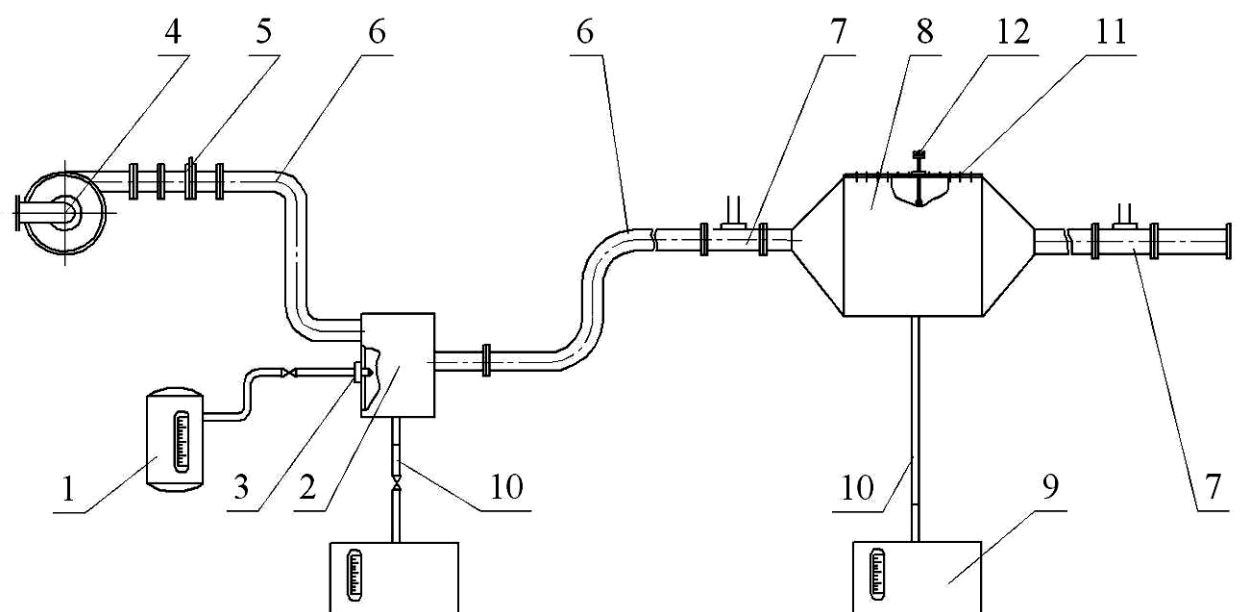


Рисунок 2.8 – Експериментальна установка для дослідження розподілу швидкостей та ефективності сепарації в інерційно-фільтруючому криволінійному каналі [216]:

1 – витратна ємність; 2 – змішувальна камера; 3 – форсунка; 4 – відцентровий вентилятор (повітродувка); 5 – шиберна засувка; 6 – газопроводи; 7 – вузли вимірювання повного й статичного тиску газу; 8 – крупномасштабна модель криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу; 9 – приймальний бак; 10 – трубопроводи для рідини (дренаж); 11 – перфорована скляна кришка; 12 – аеродинамічний зонд з трубчастими або кульовими пневмонасадками.

Експериментальна установка для дослідження розподілу швидкостей та ефективності сепарації в поодинокому інерційно-фільтруючому криволінійному каналі

8 (рис.2.8) працює наступним чином. Повітря з приміщення лабораторії повітродувкою 4 засмоктується в змішувальну камеру 2 з форсунками 3. Вода з витратної ємності 1 подається на розпилення у форсунках 3, а отримувані високодисперсні краплі змішуються з газовим потоком у камері 2 і по трубопроводу 6 захоплюються до інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою (криволінійного каналу) 8. Вловлена (сепарована) рідина відводиться з сепараційного каналу 8 дренажним колектором-трубопроводом 10 до приймального баку 9. Крупнодисперсні краплі, які осідають та стікають по стінках змішувальної камери 2, відводяться в окремий бак. Регулювання витрати повітря здійснюється зміною прохідного перерізу трубопроводу 6 шиберною засувкою 5. Для вимірювання витрати потоків на вході/виході з моделі сепараційного каналу 8 та його гідравлічного опору, на газопроводах 6 передбачено спеціальні вузли 7, в які можуть бути встановлені спарені трубки повного і статичного тиску, розміщені на вісі газопроводів (трубки Піто-Прандтля), та витратомірні діафрагми (п.2.2.2). Модель криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу 8 виконана з дифузорно/конфузорними ділянками на вході/виході з криволінійного каналу з вбудованими решітками, які є перерозподільниками-випрямлювачами струменів, що забезпечують рівномірність розподілу газорідинного потоку при переході з трубопроводу до криволінійного каналу, а кришка 11 каналу виконана з щілинними отворами, у які вводиться аеродинамічний зонд 12 з трубчастими або кульовими пневмонасадками для визначення поля швидкостей газового потоку методом аеродинамічного зондування (п.2.2.2), причому отвори, які тимчасово не використовуються, затуляються гумовими пробками.

Методики аеродинамічного зондування потоків при експериментальних дослідженнях гідродинаміки масштабних моделей криволінійних каналів інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв та візуалізації складних полів руху газорідинного потоку з метою оптимізаційного аеродинамічного профілювання детально розглянуто в п.2.2.2. Ефективність сепарації в криволінійному інерційно-фільтруючому сепараційному каналі 8 визначається за залежністю (1.1), (2.37) шляхом вимірювання об'єму рідини у витратній ємності 1 та приймальних баках 9, які обладнані мірним склом. Похибка вимірювання об'єму рідини за допомогою мірного скла з точні-

стю ± 1 мм, для обичайки баків діаметром 0,25 м становить $5 \cdot 10^{-5}$ м³.

Дослідно-демонстраційний стенд з дослідження процесів сепарації газорідних потоків та оптимізації конструкцій сепараційних вузлів (рис.2.9) працює наступним чином. Повітря з приміщення лабораторії засмоктується повітродувкою 1 та направляється в модель блочного інерційно-фільтруючого сепаратора 3, в який може бути послідовно встановлено до двох сепараційних пристроїв (два послідовних ступені сепарації) з відведенням вловленої рідини до окремих секцій вбудованого збірника рідини. Для утворення газокраплинного потоку використовується генератор туману 2. В моделі блочного сепаратора 3 експериментально досліджено жалюзійні інерційно-фільтруючі сепараційні пристрої різних конструкцій (підрозд.6.1).

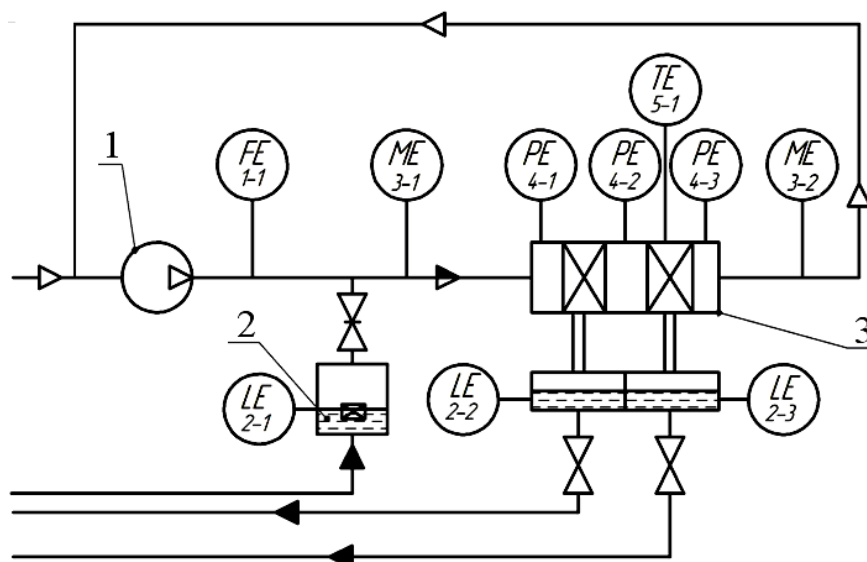


Рисунок 2.9 – Дослідно-демонстраційний стенд з дослідження процесів сепарації газорідних потоків та оптимізації конструкцій сепараційних вузлів [359]: 1 – відцентровий вентилятор (повітродувка); 2 – механічний або ультразвуковий зволожувачі-генератори туману; 3 – зменшена масштабна модель блочного інерційно-фільтруючого сепаратора.

В рамках виконуваних держбюджетних науково-дослідних робіт ДР №0113U004134 «Багатовимірні системи управління технічними і технологічними об'єктами» та ДР №0110U002632 «Дослідження гідродинамічних та масотеплообмінних характеристик пристроїв з вихровими та високотурбулізованими одно та

двофазними потоками» в лабораторних умовах кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв факультету технічних систем та енергоефективних технологій у співпраці з науковцями секції комп'ютеризованих систем управління кафедри комп'ютерних наук факультету електроніки та інформаційних технологій Сумського державного університету з метою автоматизованого програмного керування, що передбачає збирання, обробку, відображення і архівацію інформації про об'єкт моніторингу та управління режимами роботи в реальному часі (рис.2.9), дослідно-демонстраційний стенд з моделювання та дослідження процесів сепарації газорідних потоків та оптимізації конструкцій сепараційних вузлів обладнано програмно-апаратним комплексом (додаток М, акт від 12.11.2014) на базі інструментальної системи АСУ ТП SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) / HMI (Human Machine Interface) TRACE MODE® 6, побудованим на основі мікропроцесорної комп'ютерної техніки з використанням програмованих логічних контролерів (ПЛК) та оснащений кінцевими засобами вимірювання (рис.2.9): термоанемометричним датчиком масової витрати повітря BOSCH HLM2-4.7 0280212014 (FE1-1, аналог Siemens VDO 5WK 9 6351, діапазон вимірювання витрати повітря 0-500 кг/годину); цифровим датчиком температури Dallas Semiconductor DS18B20 (TE5-1, діапазон вимірювання температури -55...+125 °С, точність ±0,5 °С, з програмованою роздрібною здатністю перетворення); датчиком температури та вологості DHT22 (ME3-1, 3-2, діапазон вимірювання вологості 0%...100%, точність ±2%, діапазон вимірювання температури -40...+125 °С, точність ±0,5 °С); силіконовим п'єзорезистивним датчиком тиску Freescale Semiconductor MPX2200 (PE4-1, 4-2, 4-3, діапазон вимірювання тиску 0-200 кПа), ультразвуковим датчиком вимірювання відстані (рівнемір) HC-SR04 (LE2-1, 2-2, 2-3, діапазон вимірювання відстані 2 см - 500 см, роздрібна здатність - 0,3 см) та іншими [359].

Основні технічні характеристики (обладнання, пристрої та матеріали):

- | | |
|--|---------------|
| 1) досліджувана система | повітря-вода; |
| 2) термодинамічні параметри проведення досліджень: | |
| - тиск, МПа | 0,1; |
| - температура, °С | 20; |

3) криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал (рис.2.8, поз.8):

- матеріал жалюзей	органічне скло;
- тип фільтрувального матеріалу	волокнистий;
- кількість сепараційних каналів n , шт.	1;
- висота каналу (жалюзі) H , мм	150; 600; 900;
- ширина сепараційного каналу t_k , мм	100;
- ширина дренажного каналу $t_{ж}$, мм	10;
- товщина стінки жалюзей $s_{ж}$, мм	3;
- довжина прямолінійної ділянки каналу (жалюзі) L , мм	100; 150; 200;
- радіус гофр жалюзей $R_{ц}$, мм	25; 55; 70; 100;
- кут розкриття гофр, град	60; 90; 120;
- ширина щілинних отворів для зонду в кришці, мм	10;
- кутовий крок розташування щілин у кришці в області гофр, град	15

4) інерційно-фільтруючий сепаратор (рис.2.9, поз.3):

- тип сепаратора	блочний двоступеневий зі збірником;
- матеріал корпусу	органічне скло;
- матеріал жалюзей	пластик прозорий листовий ПВХ;
- тип фільтрувального матеріалу	волокнистий;
- діаметр корпусу сепаратора D_c , мм	145;
- діаметр корпусу збірника $D_{зб}$, мм	60;

5) вхідний сепараційний пристрій (рис.2.9, поз.3, перший ступінь сепарації):

- тип сепараційного пристрою	жалюзійний розподільник-сепаратор
- кількість лопатевих жалюзей (з двох боків) n , шт.	16;
- висота каналу (жалюзі) H , мм	90;
- ширина сепараційного каналу t_k , мм	10;
- товщина стінки жалюзей $s_{ж}$, мм	0,5;
- радіус гофр жалюзей $R_{ц}$, мм	10;

б) інерційно-фільтруючий сепараційний пристрій (рис.2.9, поз.3, другий ступінь сепарації):

- тип сепараційного пристрою	жалюзійний блок-сепаратор
- кількість сепараційних каналів n , шт.	4;
- висота каналу (жалюзі) H , мм	90;
- ширина сепараційного каналу t_k , мм	12;
- ширина дренажного каналу $t_{ж}$, мм	2;
- товщина стінки жалюзей $s_{ж}$, мм	0,5;
- радіус гофр жалюзей $R_{ц}$, мм	10;
- профіль гофрованих жалюзей	синусоїдальний.

Основні технічні характеристики контрольно-вимірювальних приладів та засобів автоматизації, якими обладнано експериментальні установки та стенди для проведення дисертаційних досліджень, розглянуто у підрозд.2.2, 2.3 відповідно.

Для визначення основних технічних характеристик дослідних та дослідно-промислових зразків інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання розроблено випробувальний стенд, на якому пропонується здійснити проведення їх приймальні випробування (рис.2.10, замовник – ПАТ «Сумське НВО ім.М.В.Фрунзе») [26]. Мета — інтенсифікація процесів сепарації двофазних потоків, підвищення питомої продуктивності та ефективності промислових сепараторів. Призначення — дослідження гідродинамічних процесів при сепарації газорідних потоків, оптимізація конструкцій сепаруючих вузлів та випробування промислових комбінованих сепараторів. Область застосування — проектування та випробування сепараційного обладнання для нафтогазової та хімічної промисловості.

Випробувальний стенд представляє собою експериментальну установку, обладнану витратною 1 та приймальними 9 ємностями, фільтр-осушувачем 2 та компресором 3, циркуляційними насосами 4, форсуночно-змішувальною камерою 5, комплексом трубопроводів та запірно-регулюючої арматури, що припускає підключення та дослідження комбінованих сепараторів горизонтального 7 та вертикального 8 типів. Витратна ємність 1 заповнюється рідиною з системи водопостачання, звідки циркуляційним насосом 4 рідина закачується до форсуночної камери 5.

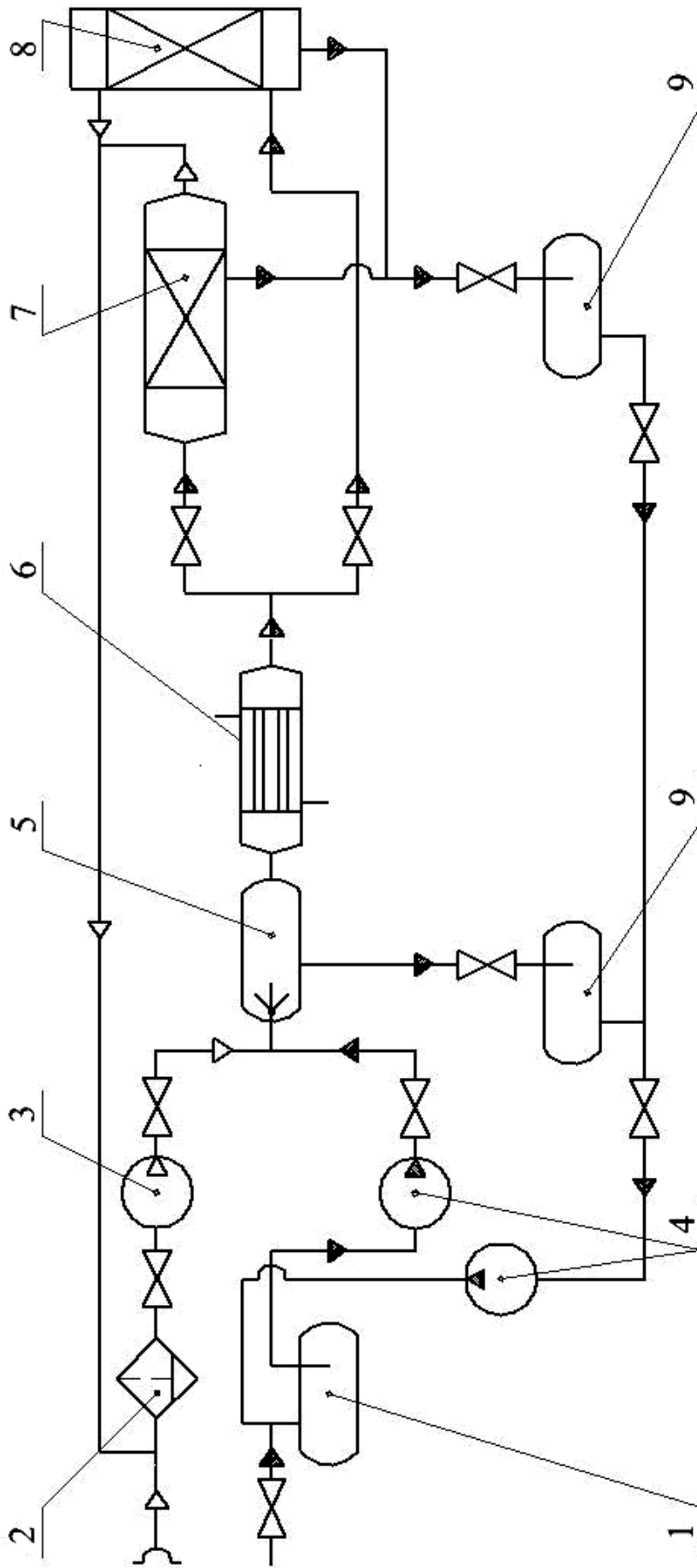


Рисунок 2.10 – Схема стенду для проведення приймальних випробувань дослідно-промислових зразків сепаративного обладнання [26]: 1 – витратна ємність; 2 – фільтр; 3 – компресор; 4 – циркуляційний насос; 5 – змішувальна камера; 6 – теплообмінник; 7, 8 – комбіновані інерційно-фільтруючі сепаратори; 9 – прийомний бак.

Повітря з навколишнього середовища через забірник засмоктується за рахунок створюваного зрідження відцентровим компресором 3. Газовий потік проходить фільтр-конденсатозбірник 2 та за рахунок енергії стискання в компресорі 3 здійснює пневматичне диспергування рідини у форсунках змішувальної камери 5 з утворенням газокраплинного потоку (туману). При цьому формується деякий рівноважний розподіл зважених часток краплинної рідини у газовому потоці. Крупнодисперсні краплі можуть відразу утворювати плівку на стінках, яка збирається у нижній частині змішувальної камери 5 та відводиться по дренажних трубопроводах до прийомного баку 9. Газорідинний потік направляється до інерційно-фільтруючих сепараторів, де відбувається вловлювання краплинної рідини, диспергованої у газовому потоці, яка відводиться по трубопроводах до прийомного баку 9 та циркуляційним насосом 4 закачується у витратну ємність 1. Очищений (сепарований) газ з деяким остаточним вмістом рідини повертається до фільтру-конденсатозбірника 2, з якого повторює замкнений цикл руху. У відповідності до технологічної схеми випробувального стенду підключення дослідних зразків сепараторів горизонтального 7 та вертикального 8 типів виконується паралельно (рис.2.10), що передбачає можливість здійснювати по чергове випробування досліджуваних об'єктів. Основне технологічне обладнання установки дозволяє проводити випробування на реальних робочих середовищах (багатокомпонентні гетерогенні суміші) та у широкому діапазоні робочих значень термодинамічних параметрів. Так, зокрема, для моделювання умов низькотемпературної сепарації стенд додатково оснащено теплообмінником (холодильником) газу 6.

Основні технічні характеристики стенду (рис.2.10):

1) досліджувана система	газ-рідина;
2) продуктивність по газу, не більше, нм ³ /добу	5 000 000;
3) максимальне навантаження по рідині, кг/с	1,1;
4) дисперсність потоку, мкм	0,1...1000;
5) термодинамічні параметри проведення досліджень:	
- тиск, МПа	0...10;
- температура, °С	-15...+50.

2.4. Методика експериментальних досліджень, стратегія оптимізаційних статичних та динамічних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації

Для вирішення поставлених задач експериментальних досліджень розроблено методику, засновану на стратегії оптимізаційних статичних та динамічних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації, блок-схема якої представлена на рис.2.11 [359]. Так, в процесі експериментальних досліджень за наведеною методикою визначалися як статичні характеристики (гідрравлічний опір, ефективність), так і динамічні (керованість, інерційність). Розглядаючи питання дослідження та оптимізації процесів розділення газорідинних сумішей, перш за все необхідно розглянути всі основні параметри, що впливають на процес в цілому та на ефективність розділення зокрема [359]. При цьому слід ввести цільову функцією (або критерій ефективності), який залежить від конструктивних і режимних змінних, зовнішніх і внутрішніх випадкових або невизначених факторів (параметрів). В якості основного критерію ефективності розділення газорідинних сумішей прийнято використовувати долю сепарації дисперсної фази з суцільної [265, 349]. Але з точки зору управління процесом сепарації цей показник є нерегульованим. Тому, для реалізації задачі регулювання процесу розділення газорідинних сумішей, важливо проаналізувати всі регульовані параметри роботи системи та визначити їх оптимальні значення. При роботі сепараційного обладнання такими параметрами є: температура, тиск, продуктивність по газорідинній суміші, конструкція та геометричні розміри сепараційних вузлів. Відомо, що зміна температури та тиску не однозначно впливає на ефективність сепарації та ступінь вилучення цільових компонентів з газорідинної суміші [109, 290, 359]. Отже, існують певні оптимальні області значень режимних параметрів процесу, при яких можна досягти максимальної ефективності сепарації газоконденсатної системи. З цього випливає, що для управління та оптимізації процесів інерційно-фільтруючої сепарації, необхідно мати можливість комплексно контролювати та регулювати режимні параметри, які безпосередньо впливають на ефективність.

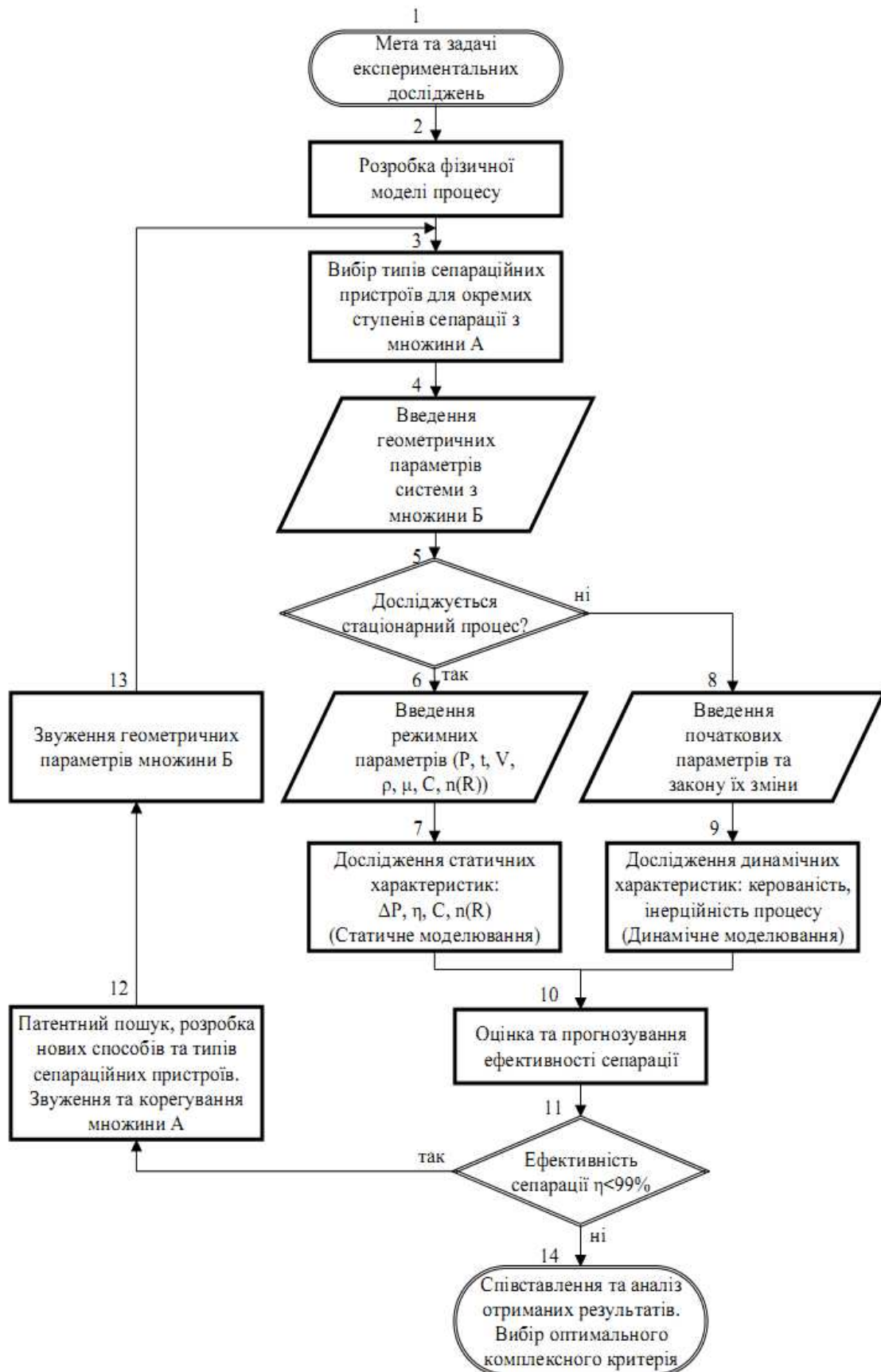


Рисунок 2.11 – Стратегія оптимізаційних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації

Також на ефективність сепарації суттєвий вплив мають конструктивні особливості та геометричні розміри сепараційних пристроїв. При проектуванні інерційно-фільтруючих сепараторів необхідно враховувати, що при зменшенні радіусу кривизни гофр на жалюзійних пластинах ефективність сепарації підвищується, але при цьому також підвищується ймовірність зриву вловленої плівки рідини і вторинного бризковинесення. Якщо радіус гофр збільшити, то зрив вловленої плівки мінімізується, але ефективність уловлювання краплин рідини також зменшиться. Зміна відстані між жалюзійними пластинами також неоднозначно впливає на ефективність сепарації. Збільшення кількості сепараційних каналів за рахунок зменшення їх ширини, а відповідно і прохідного перетину каналів, призводить до підвищення значення швидкості руху газу, тобто до збільшення інерційних сил, які діють на дисперсні частки, що підвищує ефективність сепарації. Але при перевищенні деякого критичного значення швидкості потоку та мінімальної ширини каналу починається зрив плівки вловленої рідини та вторинне бризковинесення, або спостерігається захлинання сепараційного пристрою, тобто різке зниження ефективності процесу сепарації і стрімке підвищення гідравлічного опору сепараційного пристрою. Так само на ефективність сепарації впливає зміна витрати газової суміші та співвідношення потоків (рідина до газу). Таким чином, способи інтенсифікації процесів сепарації можна поділити на дві тісно пов'язані між собою групи — режимно-технологічні та апаратурно-конструктивні, а ефективність від запроваджених комплексних рішень визначити експериментальним шляхом. Оптимізація як метод інтенсифікації в рівній мірі відноситься до режимно-технологічних і апаратурно-конструктивних методів. Проте, якщо оптимізація температури, тиску та інших параметрів є технологічним завданням і в якійсь мірі вирішена стосовно конкретних технологічних процесів сепарації (наприклад, низькотемпературної сепарації), то завдання оптимізації сепараційних пристроїв та сепараторів в цілому в плані забезпечення оптимальної схеми руху контактуючих фаз і їх розподілу по перерізу оптимальної форми ставляться і вирішуються значно рідше, а між тим вирішення питань апаратурно-конструктивної оптимізації, свідчать про її надзвичайно високу результативність.

У відповідності до обраної методології оптимізаційних статичних та динамічних моделювань ітераційно вирішуються три основні задачі (рис.2.11) [359]:

- 1) розробка фізичної моделі процесу сепарації з аналізом впливу режимно-технологічних і апаратурно-конструктивних параметрів за обраним критерієм ефективності (цільова функція);
- 2) вибір типів сепараційних пристроїв та їх геометричних розмірів для кожного ступеня сепарації, які задовольняють умовам отримання необхідного рівня ефективності проведення процесу;
- 3) вирішення задачі оптимізації процесів сепарації в умовах різних видів моделювань та визначення комплексного критерію ефективності процесу інерційно-фільтруючої сепарації.

2.5. Висновки до другого розділу

1. Сформульована тема дисертаційної роботи «Теоретичні основи інерційно-фільтруючої сепарації» логічно вказує на напрямок → об'єкт → предмет досліджень, а складена програма наукових досліджень відображає сукупність етапів, ієрархічних рівнів, методології та методів наукових досліджень, які організують структуру дисертаційної роботи.

2. В рамках виявленої наукової проблеми та ґрунтуючись на формулювання об'єкта і предмета досліджень поставлено мету досліджень, у відповідності до якої визначено статистичні, методологічні, теоретичні, експериментальні та практичні задачі досліджень, які мають бути розв'язані для її досягнення, а їх розв'язання складає зміст окремих розділів дисертаційної роботи.

3. Для досягнення поставленої мети та вирішення задач досліджень розроблено загальну методикку проведення дисертаційних досліджень, здійснено стратегічне та тактичне планування, яке полягає у визначенні раціональної кількості і послідовності етапів на емпіричному та теоретичному рівнях наукових досліджень, відображає основні застосовувані загальнонаукові методи (загальнологічні, теоретичні та емпіричні) у відповідності до обраної методології наукових досліджень.

4. Використання сучасних CAS-систем, CFD-методів, DLS-аналізаторів та SCADA-систем у сукупності з цифровою програмною обробкою результатів експериментів дозволить підвищити рівень наукових досліджень і представляє високу науково-практичну цінність та перспективи впровадження в напрямку технічного переоснащення сучасними комплексними інтегрованими комп'ютеризованими системами лабораторного оснащення, експериментальних стендів та промислових установок, які експлуатують сепараційне обладнання.

5. При математичному (чисельному) моделюванні процесів сепарації гетерогенних систем запропоновано виділення областей двох типів, які описуються у рамках дискретного і континуального підходів, причому континуальна частина середовища моделюється методом скінченних різниць (FDM) розв'язання системи рівнянь механіки суцільного середовища (CFD-методи), а дискретна – методом рухливих клітинних автоматів (МСА), який відноситься до методів обчислювальної механіки, але заснований на дискретному підході і, відповідно, поєднує переваги метода класичних клітинних автоматів (СА) і метода дискретних елементів (DEM).

6. Застосування інструментів імітаційного комп'ютерного моделювання представляє можливим експериментувати з моделлю досліджуваного об'єкту навіть в таких випадках, коли робити це на реальному об'єкті практично неможливо або недоцільно. Експериментування не з самим об'єктом (явищем, процесом), а з його математичною моделлю надає можливість відносно швидко і без істотних витрат досліджувати його властивості і поведінку у будь-яких мислимих ситуаціях (переваги теорії). В той же час обчислювальні (імітаційні) експерименти з математичними моделями об'єктів дозволяють детально і глибоко вивчати досліджувані об'єкти в достатній повноті, недоступній чисто теоретичним підходам (переваги експерименту).

7. Не зважаючи на широкі можливості та виявлені переваги обчислювальних (імітаційних) експериментів, даний вид експериментів можна лише умовно віднести до експериментів, тому що він не відображає реальні природні явища і є лише чисельною реалізацією створених математичних моделей, а адекватність отримуваних результатів в значній мірі залежить від обґрунтованого вибору відповідних математичних моделей.

8. Аеродинамічне зондування в сукупності з методами візуалізації потоків представляється особливо цінним інструментом на етапі визначення гідродинамічних характеристик інерційно-фільтруючих сепараторів і, зокрема, оптимізаційному аеродинамічному профілюванню з виявленням оптимальних форм інерційних та фільтруючих сепараційних елементів і місць їх доцільного розташування.

9. При експериментальних дослідженнях гідродинамічних процесів з метою визначення ефективності сепарації рекомендується застосовувати метод фізичної аналогії, а в якості аналога використовувати саме значення гідравлічного опору. Подібна фізична аналогія безумовно є виправданою, тому що внутрішнє тертя, обумовлене в'язкістю потоку та режимом його руху, і тертя об стінки каналів, які визначають значення гідравлічного опору, та осадження дисперсних часток за рахунок інерційних сил на поверхнях осадження (стінках жалюзей або волокнах та сітках), викликані одним й тим же процесом руху двофазного потоку по сепараційних секціях.

10. Дисперсним аналізом експериментально підтверджено попереднє припущення, що характер графічної залежності функції щільності розподілу (диференційна крива розрахункового розподілу) часток за розмірами в полідисперсних системах підкоряється логарифмічно-нормальному закону.

11. У відповідності до фізичної моделі процесу інерційно-фільтруючої сепарації та розробленої методики прогнозування і оцінки розрахункової ефективності сепарації дисперсних систем визначено, що повна ефективність сепарації може бути визначена як співвідношення значення інтегралів вірогідності функції нормального розподілу частинок за розмірами на вході та на виході з інерційно-фільтруючого сепаратора.

12. Стратегія оптимізаційних статичних та динамічних моделювань передбачає комплексне ітераційне вирішення задачі інтенсифікації процесів інерційно-фільтруючої сепарації режимно-технологічними і апаратурно-конструктивними методами. Очікувані наукові результати та практичні рекомендації можуть представляти високі науково-практичну цінність та перспективи впровадження.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [25, 26, 43, 190, 216, 243, 260, 271, 277, 282, 352, 357, 359, 361].

РОЗДІЛ 3

ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ТЕОРІЇ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ АЕРОДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ

3.1. Модель руху газодисперсного потоку в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах

Теоретичні та експериментальні дослідження явищ, що відбуваються в неоднорідних гетерогенних дисперсних системах, та поведінки турбулентних потоків звичайно представляють більші складнощі, ніж у випадках однофазних середовищ та ламінарних потоків, що обумовлено хаотичними турбулентними пульсаціями суцільної фази і пов'язаними з ними коливальними рухами дисперсних часток, турбулентною дифузією та міграцією часток (підрозд.1.1). Тому при вивченні процесів утворення та розділення (сепарації) таких систем особливу роль відіграє комплексне поєднання методів теоретичних та експериментальних досліджень, фізичних та математичних моделювань (розд.2). Для виявлення основних закономірностей процесів інерційно-фільтруючої сепарації слід створити їх математичні моделі, що являють собою спрощені системи рівнянь і реалізуються засобами сучасної математики, які можуть відрізнитися від самих досліджуваних процесів і їх загальних математичних описів (підрозд.1.3, 1.4, 2.2) внаслідок зроблених припущень. Нажаль, відомі спроби врахування таких важливих факторів, як наявність турбулентних пульсацій потоку, турбулентна міграція часток, взаємодія часток між собою і їх вплив на суцільну фазу відносяться до простих окремих випадків [9, 259, 349, 350, 378, 407, 408], що ставить під сумнів можливість надійно відобразити ці фактори у відповідних математичних моделях, навіть з застосуванням чисельних методів (розд.1, 2). З цих міркувань математичне моделювання повинно передувати фізичному моделюванню, головною метою останнього тоді виявляється є перевірка, доповнення та конкретизація наукових результатів. Однак фізичне моделювання, яке полягає у відтворенні процесів на спрощених фізичних моделях, в більшості випадків дозволяє визначити лише інтегральні параметри процесів сепарації та характеристики сепарації

раційного обладнання (розподіл потоків, втрати напору (гідравлічний опір), ступінь розділення (ефективність сепарації), розд.2).

У відповідності до загальноприйнятих уявлень (розд.1) [259, 378, 349, 350] рух дисперсних часток в турбулентному потоці газу складається з поступального руху під дією докладених зусиль (обумовлених обтіканням часток), який підкоряється законам класичної механіки, та хаотичного руху під впливом турбулентних пульсацій газового потоку, що має стохастичний характер. Тому, застосовуючи принцип адитивності по відношенню до швидкостей та пересувань часток, припустимо рахувати, що дисперсні частки приймають участь у різних видах руху одночасно і розглядати основні закономірності цих процесів окремо (підрозд.1.4). Взагалі, розглядаючи рух аеродисперсних систем в обмеженому просторі (криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах) рекомендується представляти рух часток таким, який складається з руху разом з суцільним середовищем і викликаний конвекцією, та руху по відношенню до несучої фази (розд.1) [259, 378, 407, 408].

Тому для опису процесу інерційної газодинамічної сепарації в жалюзійних блоках інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв (рис.1.15e, 1.20) при математичному моделюванні руху та взаємодії потоків у криволінійних каналах зі стінками синусоїдального профілю пропонується такий підхід, що передбачає виділення областей двох типів, які описуються у рамках дискретного і континуального підходів відповідно (підрозд.2.2, п.2.2.1), причому континуальна частина середовища (суцільна фаза) описується системою рівнянь механіки суцільного середовища (рівняння Нав'є-Стокса), які здійснено спробу розв'язати аналітично за допомогою поліномів та модифікованих степеневих рядів, а дискретна (дисперсна фаза) розглядається як група часток і для кожної частки розраховується траєкторія руху на основі рівняння балансу сил, що діють на частку, які здійснено спробу розв'язати чисельно [20, 43, 65, 159, 271, 338].

Такий вибір методів розв'язання вихідних базових систем математичних рівнянь обумовлений тим, що вони є системою нелінійних диференціальних рівнянь другого порядку і мають аналітичне рішення лише в дуже простих випадках (підрозд.1.4, 2.1).

3.1.1. Диференціальні рівняння руху турбулентного газового потоку в криволінійних сепараційних каналах

Математичні формулювання, що описують рух суцільної фази (газовий потік) в криволінійних сепараційних каналах зі стінками синусоїдального профілю (рис.1.15e, 1.20) базуються на фундаментальних фізичних законах збереження (закон збереження енергії, маси та імпульсу), які в даному випадку описуються системою диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса в приватних похідних, що об'єднують рівняння нерозривності та рівняння руху (1.28), (1.29), (2.1), (2.2).

При цьому прийняті наступні спрощення і припущення [65, 338]:

- розглядається плоска течія уздовж криволінійного каналу (рівняння Нав'є-Стокса складаються в двомірному просторі і для зручності в полярній системі координат, рис.3.1);
- перетікання, а також зміна полів швидкостей і тиску по висоті каналу незначні в порівнянні з аналогічними параметрами по довжині каналу;
- зміна величини тиску по ширині каналу є несуттєвою внаслідок малої ширини каналу, а істотна зміна величини тиску відбувається по довжині каналу, при цьому криволінійна течія в'язкого потоку супроводжується процесом перетворення механічної енергії потоку з потенційної (тиск) в кінетичну і зворотно;
- течія газового потоку ізотермічна, процес розглядається усталений, задача вирішується стаціонарна.

Для заданих умов на вході в сепараційні канали і на виході з них (витрата суцільної фази, швидкість, тиск і напрям потоку) з урахуванням в'язкості існує оптимальна геометрична форма каналу, що забезпечує мінімальні втрати повного тиску. Точне рішення задачі оптимального аеродинамічного профілювання представляє істотні складнощі. На практиці застосовують прості наближені прийоми, засновані на зрозумілих фізичних уявленнях про гідродинамічно доцільний розподіл швидкостей газу в ядрі потоку і поблизу стінок каналів. За результатами досліджень [84, 282] визначено, що з наведених міркувань найбільш оптимальний гідродинамічний профіль криволінійних сепараційних каналів забезпечують стінки жалюзі синусоїдальної

форми, але при спробі математичного опису руху потоків по таких каналах виникли труднощі з аналітичним розв'язком рівнянь Нав'є-Стокса [243, 281]. В даному випадку пропонується спрощена форма профілю стінок криволінійного каналу. Припускається, що криволінійний канал складається з напівкілець, а криволінійні ділянки мають постійні внутрішній r_1 і зовнішній r_2 радіуси (рис.3.1) [43, 65, 271, 338].

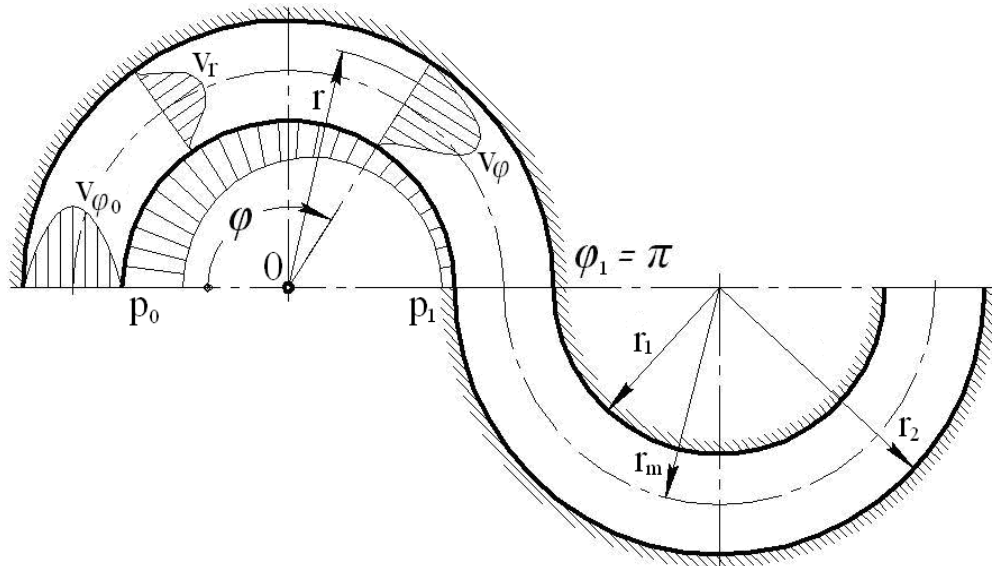


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема криволінійного каналу [43, 65, 271, 338].

Ізотермічна течія газу в плоскому напівкруглому каналі з урахуванням окружного градієнта тиску ($p=p(\varphi)$, $\partial p/\partial r=0$), в полярній системі координат описується рівняннями руху

$$\begin{cases} v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{v_\varphi}{r} \frac{\partial v_r}{\partial \varphi} - \frac{v_\varphi^2}{r} = \varepsilon \left(\frac{\partial^2 v_r}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 v_r}{\partial \varphi^2} - \frac{v_r}{r^2} - \frac{2}{r^2} \frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi} \right); \\ v_r \frac{\partial v_\varphi}{\partial r} + \frac{v_\varphi}{r} \frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi} - \frac{v_\varphi v_r}{r} = -\frac{1}{\rho r} \frac{dp}{d\varphi} + \varepsilon \left(\frac{\partial^2 v_\varphi}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial v_\varphi}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 v_\varphi}{\partial \varphi^2} - \frac{v_\varphi}{r^2} + \frac{2}{r^2} \frac{\partial v_r}{\partial \varphi} \right) \end{cases} \quad (3.1)$$

і рівнянням нерозривності потоку

$$\frac{\partial v_r}{\partial r} + \frac{1}{r} \frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{v_r}{r} = 0, \quad (3.2)$$

де r та φ – радіальна та кутова координати; ε – коефіцієнт турбулентної в'язкості, що заміняє коефіцієнт кінематичної в'язкості у відповідності до гіпотези Буссінеска [129, 198].

3.1.1.1. Розв'язання диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса за допомогою поліномів (поліноміальне рішення)

Вирішуючи рівняння (3.1) та (3.2) за допомогою поліномів припускаємо, що окружна швидкість газового потоку змінюється по наступній квадратичній залежності:

$$v_{\varphi}(r, \varphi) = \sum_{j=0}^{\infty} \sum_{i=0}^{\infty} [c]_{ij} \varphi^i r^j. \quad (3.3)$$

Надалі обмежуватимемо членами для $i=0\dots 2$, $j=0\dots 3$, а також приймаючи матрицю коефіцієнтів розкладання у вигляді

$$[c] = \begin{bmatrix} N & B & A \\ F & M & 0 \\ C & 0 & 0 \end{bmatrix}, \quad (3.4)$$

що відповідає представленню

$$v_{\varphi}(r, \varphi) = Ar^2 + Br + N + C\varphi^2 + F\varphi + M\varphi r, \quad (3.5)$$

задовольняємо граничні умови: на радіусах r_1 , r_2 , що обмежують канал, $v_{\varphi}|_{r=r_1} = 0$ та $v_{\varphi}|_{r=r_2} = 0$, а також на вході ($\varphi=0$) і на середньому радіусі ($r_m=(r_1+r_2)/2$) в ядрі потоку припускається, що швидкість дорівнює деякій величині $v_{\varphi}=X$.

Отримаємо наступні значення коефіцієнтів розкладання:

$$A = -\frac{4X}{t_k^2}, \quad B = \frac{8Xr_m}{t_k^2}, \quad N = -\frac{4Xr_1r_2}{t_k^2}, \quad (3.6)$$

де $t_k=r_2-r_1$ – ширина каналу, м.

Підставляючи отримані коефіцієнти у вираження (3.3) для окружної швидкості, рівняння нерозривності (3.2) набуває вигляду:

$$\frac{\partial v_r}{\partial \varphi} + \frac{1}{r}(v_r + 2C\varphi + Mr + F) = 0, \quad (3.7)$$

в результаті розв'язання якого визначається радіальна швидкість

$$v_r = \frac{C_1}{r} - 2C\varphi - \frac{1}{2}Mr - F. \quad (3.8)$$

З урахуванням граничних умов (умови не перетікання крізь стінки, обмежені радіусами r_1 та r_2 : $v_r|_{r=r_1} = 0$ та $v_r|_{r=r_2} = 0$) визначаються коефіцієнти

$$C_1 = \frac{r_1}{2}(4C\varphi + Mr_1 + 2F), C = -\frac{Mr_m + F}{2\varphi}, F = -\frac{3}{2}M\left(r_2 - \frac{r_1}{3}\right). \quad (3.9)$$

Припускаючи, що окружна складова швидкості визначає умовну витрату (поток) газу V між стінками плоского каналу

$$V = \int_{r_1}^{r_2} v_\varphi dr, \quad (3.10)$$

отримуємо вираз для величини X :

$$X = \frac{3}{2t_k} \left(\frac{Mt_k^2}{2} - V \right). \quad (3.11)$$

З припущення, що відстань між стінками каналу незначна ($t_k \ll r_m$), нехтуючи радіальним градієнтом тиску, а також використовуючи раніше отримані залежності для окружної і радіальної складових швидкості, рівняння (3.1) дозволяють послідовно визначити залежності для параметра $M=M(V, \varphi, r)$ і окружний градієнт тиску, $\partial p / \partial \varphi$.

Подальше інтегрування призводить до досить громіздких виразів для визначення розподілу тиску по довжині каналу $p(\varphi)$, а також до залежності витрати газу V у криволінійному каналі через повний перепад тиску Δp .

В якості чисельного прикладу розрахунку розглянемо систему з наступними параметрами (у відповідності до конструктивних розмірів модельного експериментального зразка інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою та умов проведення фізичного експерименту, підрозд.2.3): $r_1=0,1$ м; $r_2=0,2$ м; $V=0,3$ м³/с; $\varphi=1$ рад. Результати чисельних розрахунків у вигляді графічних залежностей розподілу складових компонент швидкості руху потоку суцільної фази по поперечному перетину криволінійного каналу представлені на рис.3.2.

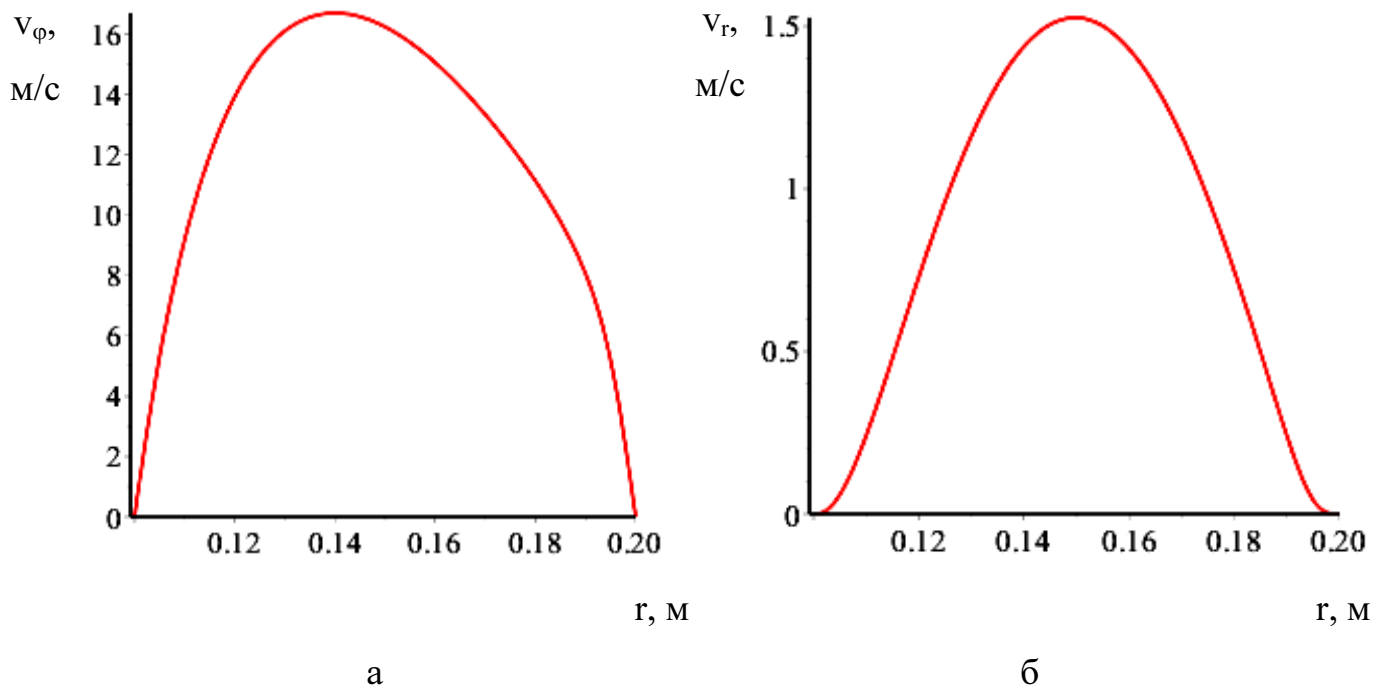


Рисунок 3.2 – Розподіл окружної v_φ (а) і радіальної v_r (б) складових компонент швидкості потоку по радіусу r криволінійного каналу

Спосіб розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса, описаний вище, враховує обмежене число членів розкладання (3.3), а також має недолік, який полягає в тому, що коефіцієнти $[c]_{ij}$ спочатку не залежать від параметрів φ , r . Вирази для параметрів C_1 , C , F , M , які залежать від φ , r слід розуміти як отримані в першому наближенні.

3.1.1.2. Розв'язання диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса за допомогою модифікованих степеневих рядів

Розглянемо другий, більш загальний спосіб розв'язання рівнянь (3.1) із застосуванням модифікованих степеневих рядів.

Функцію розподілу радіальної складової швидкості представимо у вигляді нескінченного ряду

$$v_r = \sum_{i=2}^{\infty} \frac{dA_i(\varphi)}{d\varphi} f_i(r) \equiv \sum_{i=2}^{\infty} A_i' f_i(r), \quad (3.12)$$

де $A_i(\varphi)$ – сімейство функцій, що підлягають подальшому визначенню, задовольняють граничним умовам $A_i(r_1) = A_i(r_2) = 0$; $f_i(r)$ – лінійно незалежні функції, що задово-

льняють граничним умовам $f_i(r_1)=f_i(r_2)=0$, що приймаються в наступному вигляді:

$$f_i(r) = (r - r_1)^i (r - r_2)^i. \quad (3.13)$$

Підстановка вираження (3.12) в рівняння нерозривності (3.2) після інтегрування дозволяє представити окружну складову швидкості у виді:

$$v_\varphi = V\beta(r) + \sum_{i=2}^{\infty} A_i(\varphi)\psi_i(r), \quad (3.14)$$

де $\beta(r)=6f_1(r)/(t_\kappa^2)$ – функція витрати, що задовольняє граничним умовам $\beta(r_1)=\beta(r_2)=0$; ψ_i – функції розподілу:

$$\psi_i(r) = 1 + \frac{2ir(r - r_m)}{(r - r_1)(r - r_2)}. \quad (3.15)$$

Нормувальний коефіцієнт $6/(t_\kappa^2)$ обраний з умови $\int_{r_1}^{r_2} \beta dr = 1$. Параметр V , що

входить у вираження (3.14) є витратою (3.10), оскільки $\int_{r_1}^{r_2} \psi_i(r) dr = 0$.

Внаслідок $t_\kappa \ll r_m$ здійснимо осереднення першого рівняння з системи рівнянь (3.1) по радіальному проміжку:

а) компоненти конвективних сил інерції:

$$\int_{r_1}^{r_2} r v_r \frac{\partial v_r}{\partial r} dr = \sum_{j=2}^{\infty} \sum_{i=2}^{\infty} A_i' A_j' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} r f_i f_j' dr}_0 = 0;$$

$$\int_{r_1}^{r_2} v_\varphi \frac{\partial v_r}{\partial \varphi} dr = V \sum_{i=2}^{\infty} A_i'' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \beta f_i dr}_{\xi_{1i}} + \sum_{j=2}^{\infty} \sum_{i=2}^{\infty} A_i A_j'' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} f_i f_j \psi_i dr}_0 = V \sum_{i=2}^{\infty} \xi_{1i} A_i; \quad (3.16)$$

$$\int_{r_1}^{r_2} v_\varphi^2 dr = V^2 \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \beta^2 dr}_{\kappa_1} + \sum_{j=2}^{\infty} \sum_{i=2}^{\infty} A_i A_j \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} f_i f_j \psi_i \psi_j dr}_0 + 2q \sum_{i=2}^{\infty} A_i \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \beta f_i \psi_i dr}_{\xi_{2i}} = \kappa_1 V^2 + 2V \sum_{i=2}^{\infty} \xi_{2i} A_i;$$

б) компоненти сил тертя:

$$\begin{aligned}
 \int_{r_1}^{r_2} r \frac{\partial^2 v_r}{\partial r^2} dr &= \sum_{i=2}^{\infty} A_i' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} r f_i'' dr}_0 = 0; \\
 \int_{r_1}^{r_2} \frac{\partial v_r}{\partial r} dr &= \underbrace{v_r \Big|_{r=r_2}}_0 - \underbrace{v_r \Big|_{r=r_1}}_0 = 0; \\
 \int_{r_1}^{r_2} \frac{1}{r} \frac{\partial^2 v_r}{\partial \varphi^2} dr &= \sum_{i=2}^{\infty} A_i''' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \frac{f_i}{r} dr}_{\gamma_{li}} = \sum_{i=2}^{\infty} \gamma_{li} A_i'''; \\
 \int_{r_1}^{r_2} \frac{v_r}{r} dr &= \sum_{i=2}^{\infty} A_i' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \frac{f_i}{r} dr}_{\gamma_{li}} = \sum_{i=2}^{\infty} \gamma_{li} A_i'; \\
 \int_{r_1}^{r_2} \frac{1}{r} \frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi} dr &= \sum_{i=2}^{\infty} A_i' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \frac{f_i \psi_i}{r} dr}_{\gamma_{li}} = \sum_{i=2}^{\infty} \gamma_{li} A_i'.
 \end{aligned} \tag{3.17}$$

Таким чином, осереднене перше рівняння з системи рівнянь (3.1) приймає вигляд:

$$V \sum_{i=2}^{\infty} \xi_{li} A_i'' - 2V \sum_{i=2}^{\infty} \xi_{2i} A_i = \kappa_1 V^2 - \varepsilon \sum_{i=2}^{\infty} \gamma_{li} (3A_i' - A_i'''). \tag{3.18}$$

Здійснимо осереднення другого рівняння з системи рівнянь (3.1):

а) компоненти конвективних сил інерції:

$$\begin{aligned}
 \int_{r_1}^{r_2} r v_r \frac{\partial v_\varphi}{\partial r} dr &= V \sum_{i=2}^{\infty} A_i' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} r \beta' f_i dr}_{-\xi_{2i}} + \sum_{j=2}^{\infty} \sum_{i=2}^{\infty} A_i' A_j \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} f_i (f_i \psi_j)' dr}_0 = -V \sum_{i=2}^{\infty} \xi_{2i} A_i'; \\
 \int_{r_1}^{r_2} v_\varphi \frac{\partial v_\varphi}{\partial \varphi} dr &= V \sum_{i=2}^{\infty} A_i' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \beta f_i \psi_i dr}_{\xi_{2i}} + \sum_{j=2}^{\infty} \sum_{i=2}^{\infty} A_i A_j' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} f_i f_j \psi_i \psi_j dr}_0 = V \sum_{i=2}^{\infty} \xi_{2i} A_i'; \\
 \int_{r_1}^{r_2} v_\varphi v_r dr &= V \sum_{i=2}^{\infty} A_i' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \beta f_i dr}_{\xi_{li}} + \sum_{j=2}^{\infty} \sum_{i=2}^{\infty} A_i A_j' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} f_i f_j \psi_i dr}_0 = V \sum_{i=2}^{\infty} \xi_{li} A_i';
 \end{aligned} \tag{3.19}$$

б) компоненти сил тертя:

$$\begin{aligned}
 \int_{r_1}^{r_2} r \frac{\partial^2 v_\varphi}{\partial r^2} dr &= V \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} r \beta'' dr}_{-\kappa_2} + \sum_{i=2}^{\infty} A_i \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} r (f_i \psi_i)'' dr}_{\gamma_{2i}} = -\kappa_2 V + \sum_{i=2}^{\infty} \gamma_{2i} A_i; \\
 \int_{r_1}^{r_2} \frac{\partial v_\varphi}{\partial r} dr &= v_\varphi \Big|_{r=r_2} - v_\varphi \Big|_{r=r_1} = 0; \\
 \int_{r_1}^{r_2} \frac{1}{r} \frac{\partial^2 v_\varphi}{\partial \varphi^2} dr &= \sum_{i=2}^{\infty} A_i'' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \frac{f_i \psi_i}{r} dr}_{\gamma_{1i}} = \sum_{i=2}^{\infty} \gamma_{1i} A_i''; \\
 \int_{r_1}^{r_2} \frac{v_\varphi}{r} dr &= V \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \frac{\beta}{r} dr}_{\kappa_3} + \sum_{i=2}^{\infty} A_i \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \frac{f_i \psi_i}{r} dr}_{\gamma_{1i}} = \kappa_3 V + \sum_{i=2}^{\infty} \gamma_{1i} A_i; \\
 \int_{r_1}^{r_2} \frac{1}{r} \frac{\partial v_r}{\partial \varphi} dr &= \sum_{i=2}^{\infty} A_i'' \underbrace{\int_{r_1}^{r_2} \frac{f_i}{r} dr}_{\gamma_{1i}} = \sum_{i=2}^{\infty} \gamma_{1i} A_i''.
 \end{aligned} \tag{3.20}$$

Таким чином, осереднене друге рівняння з системи рівнянь (3.1) приймає вигляд:

$$\frac{dp}{d\varphi} = -\frac{\rho}{t_k} \left[\sum_{i=2}^{\infty} \xi_{1i} A_i' + \varepsilon (\kappa_2 + \kappa_3) \right] V + \varepsilon \left[\sum_{i=2}^{\infty} (\gamma_{2i} - \gamma_{1i}) A_i + 3 \sum_{i=2}^{\infty} \gamma_{1i} A_i'' \right]. \tag{3.21}$$

Коефіцієнти, що входять у рівняння (3.18), (3.21) є коефіцієнтами витрати (κ_1 , κ_2 , κ_3), конвективних сил інерції (ξ_{1i} , ξ_{2i}) та сил тертя (γ_{1i} , γ_{2i}):

$$\begin{aligned}
 \kappa_1 &= \int_{r_1}^{r_2} \beta_i^2 dr; \quad \kappa_2 = \int_{r_1}^{r_2} r \beta_i'' dr; \quad \kappa_3 = \int_{r_1}^{r_2} \frac{\beta}{r} dr; \\
 \xi_{1i} &= \int_{r_1}^{r_2} \beta f_i dr; \quad \xi_{2i} = \int_{r_1}^{r_2} \beta f_i \psi_i dr; \\
 \gamma_{1i} &= \int_{r_1}^{r_2} \frac{f_i}{r} dr; \quad \gamma_{2i} = \int_{r_1}^{r_2} r (f_i \psi_i)'' dr.
 \end{aligned} \tag{3.22}$$

Слід зазначити, що ці коефіцієнти набувають нульових значень при $i \geq 4$, а деякі з них – при $i \geq 3$. Причому ненульові коефіцієнти для $i=3$ на декілька порядків менше, ніж при $i=2$.

Зокрема, для $i=2$ поле швидкостей визначається компонентами $v_\varphi = \beta V + A f \psi$; $v_r = A' f$, а рівняння (3.18) набуває форми лінійного однорідного диференціального рівняння третього порядку:

$$A''' - \theta A'' - 3A' + k^2 \theta A = -\sigma \quad (3.22)$$

відносно пошукової функції $A(\varphi)$ з постійними коефіцієнтами

$$\theta = \frac{\xi_1 V}{\varepsilon \gamma_1}; \quad k = \sqrt{\frac{2\xi_2}{\xi_1}}; \quad \sigma = \frac{\kappa_1 V^2}{\varepsilon \gamma_1}, \quad (3.23)$$

загальне розв'язання якого

$$A(\varphi) = \sum_{k=1}^3 C_k e^{\lambda_k \varphi} - \frac{\sigma}{k^2 \theta}, \quad (3.24)$$

містить корені λ_k характеристичного рівняння $\lambda^3 - \theta \lambda^2 - 3\lambda + k^2 \theta = 0$.

Постійні інтегрування C_k визначаються з умов:

- а) $A'(0)=0$ – відсутність радіальної швидкості у входному перетині;
- б) $A(0)=0$ – гіпотеза початкового профілю окружної швидкості;
- в) $\lim_{\varphi \rightarrow \infty} \frac{A(\varphi)}{\varphi} = \text{const}$ – припущення про обмеження градієнта швидкості.

Для $i=2$ окружний градієнт тиску (3.21)

$$\frac{dp}{d\varphi} = -\frac{\rho}{t_k} \left[\xi_1 A' + \varepsilon (\kappa_2 + \kappa_3) \right] V + \varepsilon \left[(\gamma_2 - \gamma_1) A + 3\gamma_1 A'' \right] \quad (3.25)$$

Зокрема, для випадку $\frac{(\gamma_2 - \gamma_1) A + 3\gamma_1 A''}{\xi_1 A' + \varepsilon (\kappa_2 + \kappa_3)} \ll \frac{\rho V}{\varepsilon t_k}$, а також $A' = \kappa_1 V^2 / (3\varepsilon \gamma_1) = \text{const}$

($\varphi \gg 0$) інтегрування рівняння (3.25) з урахуванням граничної умови $p(0) = p_0$ призводить до виразу для розподілу тиску в окружному напрямі:

$$p(\varphi) = p_0 - \frac{\rho \varphi_1}{t_k} \sum_{k=1}^3 a_k V^k, \quad (3.26)$$

де p_0 – тиск на вході, Па; a_k – коефіцієнти опору, що визначаються за формулами:

$$a_1 = \kappa_2 + \kappa_3; \quad a_2 = 0; \quad a_3 = \frac{\xi_1 \kappa_1}{3\varepsilon \gamma_1}. \quad (3.27)$$

При цьому φ_1 – кут, що визначає перетин на виході, рад, для якого $p(\varphi_1) = p_1$ – тиск на виході, Па.

Чисельним розв'язком отриманих рівнянь для модельного експериментального зразка інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою (підрозд.2.3) є отримана графічна залежність зміни тиску (гідрравлічний опір) по довжині криволінійного сепараційного каналу (рис.3.3).

Витрата газу є дійсним коренем рівняння

$$(\kappa_2 + \kappa_3)V + \frac{\xi_1 \kappa_1}{3\varepsilon\gamma_1} V^3 = \frac{t_k \Delta p}{\rho\varphi_1}, \quad (3.28)$$

де $\Delta p = p_0 - p_1$ – перепад тиску в криволінійному каналі, Па.

Зокрема, при виконанні

$$\text{умови } V \ll \sqrt{\frac{3\varepsilon\gamma_1 \kappa_2 + \kappa_3}{\xi_1 \kappa_1}} \quad (3.29)$$

$$\text{витрата } V = \frac{t_k}{(\kappa_2 + \kappa_3)\rho\varphi_1} \Delta p, \quad (3.30)$$

Для великих витрат газу

$$V = \left(\frac{3\varepsilon\gamma_1 t_k}{\xi_1 \kappa_1 \rho\varphi_1} \Delta p \right)^{1/3}, \quad (3.31)$$

Тобто, отримані рішення дають можливість спрогнозувати перепад тисків (гідрравлічний опір) Δp після кожної криволінійної ділянки криволінійного каналу.

Для розв'язання рівняння (3.22) вводимо такі умови:

$$v_r|_{\varphi=0} = 0 \Rightarrow A'(0) = 0; \quad \left. \frac{\partial v_r}{\partial \varphi} \right|_{\varphi=0} = 0 \Rightarrow A''(0) = 0; \quad v_\varphi|_{\varphi=0} = 0 \Rightarrow A(0) = 0.$$

Отже, рішення рівняння (3.22) має вигляд:

$$A = C_1 e^{\lambda_1 \varphi} + C_2 e^{\lambda_2 \varphi} + C_3 e^{\lambda_3 \varphi} \quad (3.32)$$

При чисельному розв'язанні отриманого рівняння виявлено, що коефіцієнт C_3 значно ($\sim 10^4$ разів) перевищує коефіцієнти C_1 та C_2 . Отже, було прийнято $C_3 = 0$,

$$C_1 = C_2 = \frac{\sigma}{k^2 \theta}$$

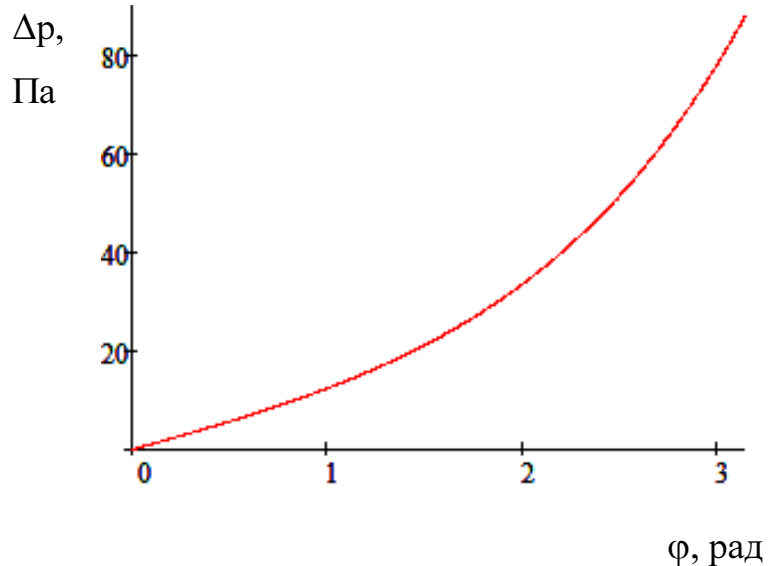


Рисунок 3.3 – Залежність зміни тиску Δp по довжині криволінійного сепараційного каналу

$$A(\varphi) = C(\operatorname{ch}(\lambda_1 \varphi) - 1) \quad (3.33)$$

При цьому вирази для складових швидкості газового потоку можна переписати у вигляді:

$$v_r = A(\varphi) f_2(r) \quad (3.34)$$

$$v_\varphi = \beta(r) V + A(\varphi) f_2(r) \psi_2(r) \quad (3.35)$$

Чисельним розв'язком рівнянь отримано розподіл окружної (тангенціальної) та радіальної (нормальної) складових швидкості руху газового потоку по ширині каналу (рис.3.4) для модельного експериментального зразка інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою та умов проведення фізичного експерименту (підрозд.2.3).

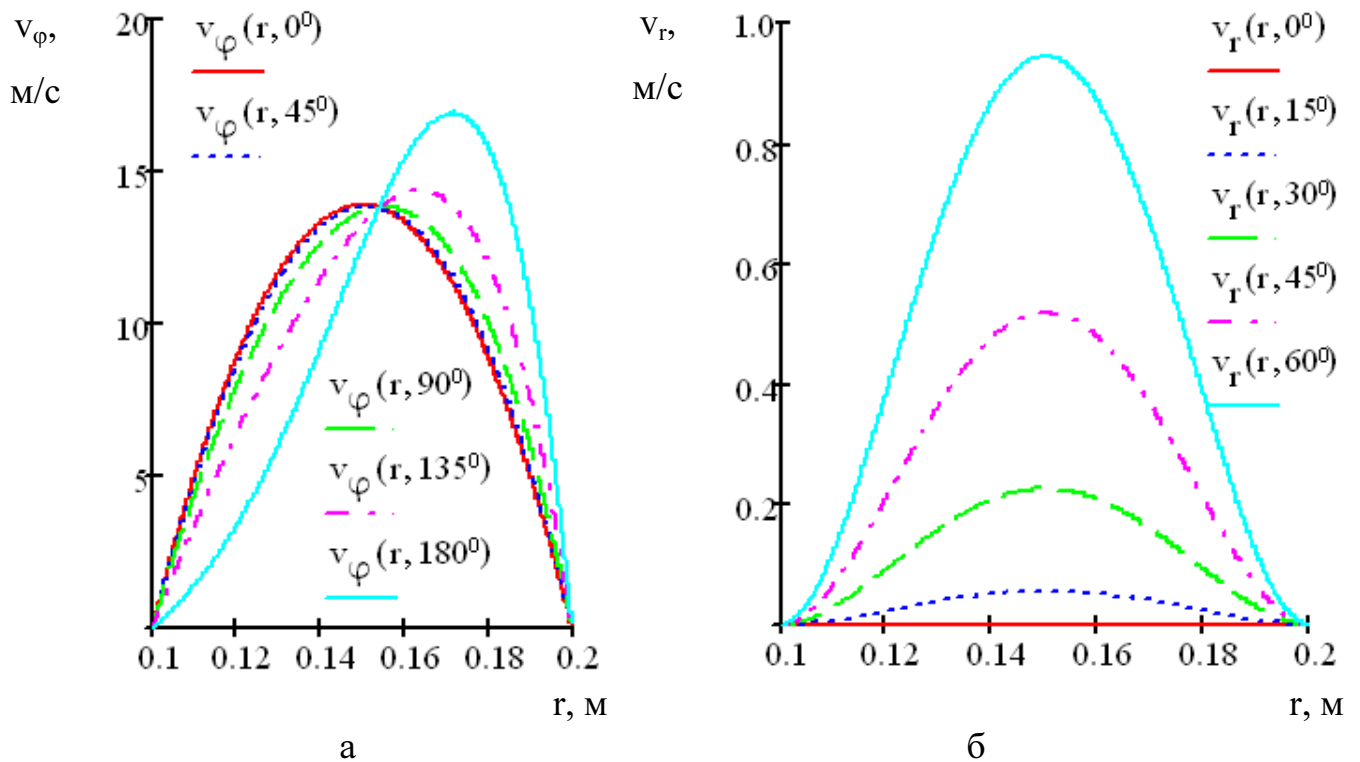


Рисунок 3.4 – Розподіл окружної v_φ (а) і радіальної v_r (б) складових компонент швидкості потоку по радіусу r криволінійного каналу в перетинах вздовж каналу

Таким чином, в результаті аналітичного розв'язання рівнянь руху газу, отримано залежності для визначення окружної і радіальної компонент складових швидкості потоку та розподілу тиску по довжині криволінійного каналу з урахуванням граничних умов, а також прийнятих гіпотез, обмежень та припущень (п.3.1.1).

3.1.2. Диференціальні рівняння руху дисперсних часток в турбулентному газовому потоці в криволінійних сепараційних каналах

Математичні формулювання, що описують рух дисперсних часток з газовим потоком в криволінійних сепараційних каналах базуються на фундаментальних фізичних законах класичної механіки (законах Ньютона), що в даному випадку описуються диференціальними рівняннями руху (1.31), (1.32), (2.30), які прогнозують поведінку та визначають траєкторії руху часток в зоні сепарації під дією докладених зусиль (масових, зовнішніх, опору середовища, інерції приєднаної маси та взаємодії між частками, інших). Тут варто ще раз зазначити, що теорія криволінійного руху часток є порівняно простою лише в області пропорційності опору суцільного середовища і швидкості дисперсних часток завдяки практично повному без інерційному характеру опору середовища при малих числах Рейнольдса Re , в той же час відповідні загальні рівняння залишаються не вирішуваними при аналітичних дослідженнях криволінійного руху газодисперсного потоку з високоінтенсивними гідродинамічними режимами (з великими числами Рейнольдса Re) і не можуть бути розв'язані ні в загальному вигляді, ні чисельними методами (розд.1) [259, 378, 407, 408], хоча останнім часом здійснюються іноді вдалі спроби розв'язання диференціальних рівнянь руху для окремих випадків методами чисельного комп'ютерного моделювання (розд.2) [26, 92, 136, 190, 216, 277, 279, 297, 357, 360, 414]. Тому є очевидним, що математична модель руху дисперсних часток з газовим потоком в криволінійних сепараційних каналах повинна дістати мінімальних спрощень, які відкривають можливість для її реалізації чисельними методами для конкретних значень визначальних параметрів та початкових і граничних умов (умов однозначності). Слід зауважити, що застосування засобів комп'ютерного моделювання для чисельного інтегрування систем диференціальних рівнянь розкриває можливості застосування практично необмежених діапазонів та кількості сполучень умов однозначності і тим самим дозволяє охопити потрібну спільність не меншу ніж при наявності загального розв'язку, а враховуючи, що в інших випадках отримання загальних розв'язків досягається за рахунок подальших спрощень моделі, слід визнати реалізацію математич-

ної моделі за допомогою засобів комп'ютерного моделювання більш раціональною та перспективною.

При математичному моделюванні гідродинаміки руху дисперсних часток (краплин рідини) з газовим потоком в криволінійних сепараційних каналах слід обґрунтовано знехтувати переліком факторів, вплив яких недостатньо вивчено на даному етапі розвитку науки та не може бути враховано в диференціальних рівняннях руху, або суттєво ускладнює їх розв'язок. Пульсаційний та дифузійний рух часток в турбулентному газокраплинному потоці, як і процеси подрібнення та коагуляції краплин мають стохастичний (випадковий) характер, а тому можуть бути описані тільки статистично [259]. Враховуючи, що взаємодія між краплями рідини у більшості випадків призводить до коагуляції зі збільшенням їх середнього розміру, а це підвищує вірогідність їх сепарації з газового потоку за механізмами інерційного вловлювання, процеси подрібнення та коагуляції краплин на даному етапі моделювань не враховуються. Тому тільки після визначення основних закономірностей утворення, руху та сепарації газокраплинних потоків на фізичних моделях інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв (підрозд.4.1, 5.1) в подальшому при необхідності може бути введено відповідні поправки на подрібнення, коагуляцію та конденсаційне зростання краплин. Відомо (підрозд.1.3), що за умови встановленої динамічної рівноваги між процесами коагуляції та подрібнення, в якості сталого середнього розміру краплин обирається такий, що дорівнює деякому критичному $R_c = R_{кр}$. Причому, якщо немає окремих обумовленостей, то газокраплинну суміш доцільно представляти як монодисперсну, більш складний випадок — представлення полідисперсної суміші пофракційно. Взагалі, як з'ясовано оглядом літератури, характерною особливістю механіки аеродисперсних систем є той факт, що з усіх категорій зусиль, які діють на дисперсні частки, зовнішні сили та сили опору суцільного середовища в більшості випадків суттєво більші за сили взаємодії між частками, а тому останніми можна знехтувати і розглядати рух часток незалежно одна від одної, зводячи теоретичні та експериментальні дослідження до вивчення руху окремих часток (краплин) в газовому потоці (середовищі, що опирається) під дією різних зовнішніх зусиль (підрозд.1.4) [407, 408]. Якщо взяти за основу і розглядати дифе-

ренціальні рівняння (1.30) нерівномірного руху частки в турбулентному потоці, виведені Бассе, Бусінеском, Осееном та узагальнені Ченом (підрозд.1.4) [9, 259, 345, 378, 407, 408] на підставі фундаментальних фізичних законів класичної механіки (законів Ньютона) з урахуванням виразів для оцінки різних зовнішніх сил, які впливають на рух частки в потоці, то слід проаналізувати складові, що виражають відповідні сили, які діють на поверхню частки з боку потоку несучої фази (сила опору; підйомна сила Архімеда; сила, обумовлена інерцією приєднаної маси; дифузійна сила); сили поля (масові та зовнішні), які діють на частку (сила тяжіння; сила електростатичного поля; сила магнітного поля; відцентрова та коріолісова сили, обумовлені обертанням рухомої неінерціальної системи координат); сила інерції (у випадку прискореного руху часток); сили, які діють між поверхнями окремих часток (сили від взаємних зіткнень, сили тертя, сили зчеплення) [397]. Виходячи з припущення про кулеподібну форму та настільки малий розмір частки, що опір, який виникає при її відносному русі в суцільному середовищі, описується законом Стокса [21, 345, 378], в правій частині рівняння (1.30) перша складова виражає силу в'язкісного тертя (силу опору Стокса), обраховану з нехтуванням інерції середовища, а інші складові пов'язані з нерівномірним характером руху та відображають вплив градієнту тиску в суцільній фазі навколо частки, який обумовлений прискоренням газового потоку, силу пов'язану з відносним прискоренням потоку навколо частки, що обумовлює ефект приєднаної маси, і вплив відхилення від усталеного характеру течії (сила Бассе) відповідно [378]. Аналізом перелічених сил з міркувань оцінки впливу їх на процес інерційно-фільтруючої сепарації виявлено наступне. Так, сила Бассе може бути суттєвою лише у випадку швидкого прискорення частки (наприклад, в ударній хвилі) при відхиленні від усталеного характеру течії, тому в звичайних умовах нею можна знехтувати [288, 292, 378, 407]. Ефект приєднаної маси виявляється у силі реакції з боку суцільної фази і у випадку кулеподібної форми частки дорівнює половині маси витісненого середовища [345], тому вплив інерції приєднаної маси в процесах інерційно-фільтруючої сепарації краплин з газового потоку є несуттєвим [397]. Крім того, у випадку значного перевищення густини дисперсної фази над густиною суцільної фази (співвідношення $1000 \geq \rho_L / \rho_G \geq 100$) з усіх складових правої час-

тини рівняння (1.30) перша складова має суттєво переважне значення над всіма іншими [378]. Таким чином, основними в процесах інерційної сепарації в криволінійних каналах інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв з одного боку є сила опору, а з другого — масові сили [397]. Більш детально схему руху та сепарації краплин рідини під впливом різних зовнішніх сил, що діють на них в турбулентному газорідинному потоці розглянуто при описі фізичної моделі руху газокраплинних потоків по сепараційних каналах та фільтруючих секціях інерційно-фільтруючих газосепараторів (підрозд.4.1).

На підставі проведеного аналізу, при математичному моделюванні гідродинаміки руху дисперсних часток (краплин рідини) з газовим потоком в криволінійних сепараційних каналах прийняті ті ж спрощення та припущення, що і для моделювання руху газового потоку, а також додаткові [43, 271]:

- на вході криволінійний сепараційний канал швидкість суцільної фази (газовий потік) та дисперсних часток (краплі рідини) є однаковими;
- концентрація дисперсної фази не значна, середня відстань між частками (краплями) порівняно велика по відношенню до їх розмірів, тому припускається, що вони не зтикаються та не коагулюють, а відповідно взаємодією між частками (краплями рідини) та їх впливом на турбулентні характеристики газового потоку можна знехтувати;
- розміри дисперсних часток (краплин туману) порівняно малі по відношенню до масштабу турбулентних пульсацій, тому вплив турбулентних пульсацій потоку на осереднений рух часток не враховується, а подрібнення краплин не відбувається;
- газокраплинна суміш є монодисперсною, краплі мають форму кулі, а густина рідинної фази є постійною;
- силові поля негідродинамічної природи (електростатичні, магнітні та інші, за виключенням сили тяжіння) в зоні сепарації відсутні;
- вплив сили Магнуса-Жуковського, що діє на частку (краплю) внаслідок обертання, на осереднений рух часток (краплин) не враховується;
- вплив нестационарності відносного руху частки (краплі) на її траєкторію не враховується, процес розглядається усталений, задача вирішується стаціонарна.

З урахуванням прийнятих спрощень та припущень, для опису руху дисперсних часток (краплин рідини) з газовим потоком у зоні сепарації в криволінійних сепараційних каналах в полярній системі координат (рис.3.1) взято за основу загальні диференціальні рівняння руху (1.30), (1.31), (1.34) [43, 136, 161, 230, 271, 397]:

$$\begin{cases} \frac{dw_r}{dt} = \frac{w_\varphi^2}{r} + C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} (v_r - w_r), \\ \frac{dw_\varphi}{dt} = -\frac{w_r w_\varphi}{r} + C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} (v_\varphi - w_\varphi), \end{cases} \quad (3.36)$$

де m – маса частки (краплі), кг.

Якщо з системи рівнянь (3.36) виключити складові по часу, то отримаємо:

$$\begin{cases} \frac{w_\varphi^2}{r} + C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} (v_r - w_r) = 0, \\ -\frac{w_r w_\varphi}{r} + C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} (v_\varphi - w_\varphi) = 0. \end{cases} \quad (3.37)$$

З другого рівняння отриманої системи (3.37) виразимо тангенціальну складову швидкості крапель w_φ , м/с:

$$w_\varphi = \frac{C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} v_\varphi}{C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} + \frac{w_r}{r}}, \quad (3.38)$$

і отриманий вираз підставляється в перше рівняння системи (3.37):

$$\frac{\left(C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} v_\varphi \right)^2}{\left(C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} + \frac{w_r}{r} \right)^2} + C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} (v_r - w_r) = 0. \quad (3.39)$$

При розв'язанні рівняння (3.39) отримано два комплексно-сполучених (уявних) розв'язки і один в області дійсних чисел, який має вигляд:

$$\begin{aligned} w_r^3 + \left(2C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} r - v_r \right) w_r^2 + C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} r \left(C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} r - 2v_r \right) w_r - \\ - C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} r \left(v_\varphi^2 + C_D \frac{\pi\mu_G d_m}{8m} r v_r \right) = 0. \end{aligned} \quad (3.40)$$

В результаті може бути отримано розподіл полів окружної (тангенціальної)

та радіальної (нормальної) складових швидкості руху часток (краплин), що рухаються з газовим потоком в зоні сепарації по перетину каналу, як наприклад (рис.3.5, 3.6), для модельного експериментального зразка інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою та умов проведення фізичного експерименту (підрозд.2.3).

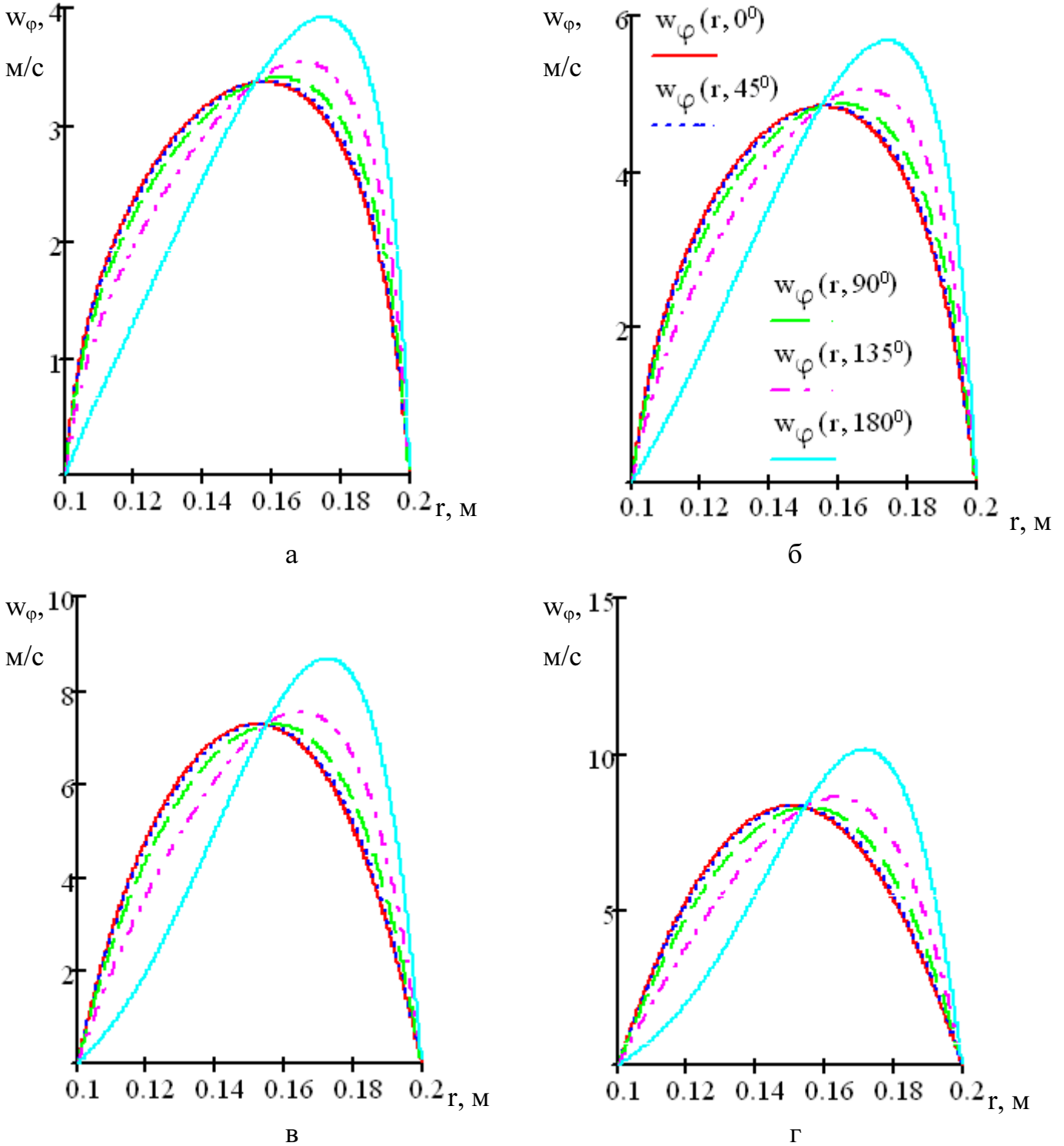


Рисунок 3.5 – Розподіл окружних складових w_φ швидкості руху краплин по радіусу r криволінійного каналу при розмірах краплин $d_m \times 10^{-6}$ м: а - 150; б - 100; в - 50; г - 5.

Рівняння (3.40) розв'язувались чисельно за допомогою CAS-систем (п.2.2.1) з урахуванням отриманого у підпункті 3.1.1.2 загального розв'язку системи рівнянь (3.1), (3.2), тому внаслідок високої складності проміжні обчислення зі зрозумілих причин не наведено.

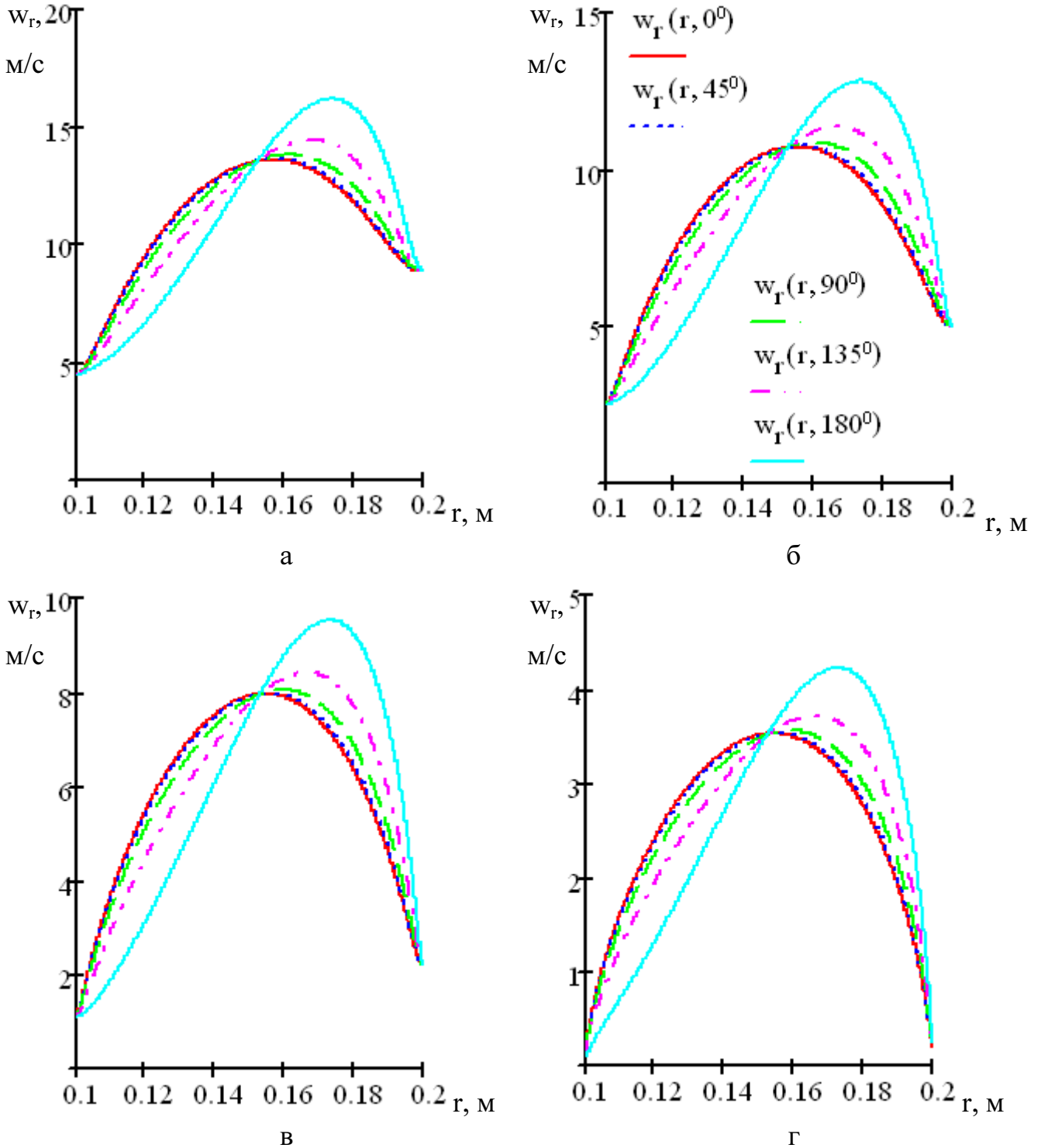


Рисунок 3.6 – Розподіл радіальних складових w_r швидкості руху краплин по радіусу r криволінійного каналу при розмірах краплин $d_m \times 10^{-6}$ м: а - 150; б - 100; в - 50; г – 5.

За аналізом значень складових швидкості руху газового потоку та краплин рідини, що заволікаються з ним, у відповідності до графічних залежностей, наведених на рис.3.4, 3.5, 3.6, відмічено, що в області криволінійних ділянок в горизонтальному перетині на середньому радіусі $r_m=(r_1+r_2)/2$ (в ядрі газового потоку) значення окружних складових компонент швидкості є постійним $v_\varphi|_{r=r_m} = \text{const}$, $w_\varphi|_{r=r_m} = \text{const}$ по довжині криволінійного каналу (рис.3.4а, 3.5а, 3.5б, 3.5в, 3.5г.). При цьому підтверджено попередні припущення про наявність вихроутворень в пристінковій області з боку западин (зовнішнього радіусу) гофрованих жалюзей, що є наслідком зміни напрямку руху газорідинного потоку і характеризується перерозподілом окружних складових компонент швидкостей (рис.3.4а). Ще більш інтенсивне вихроутворення в пристінковій області з боку западин відбувається при розширенні криволінійного каналу зі стінками (жалюзьями) синусоїдального профілю в зоні переходу від прямолінійних (розгінних) до криволінійних (гальмівних) ділянок, що обумовлено більш складним геометричним профілем стінок. Цей же факт підтверджується результатами комп'ютерних моделювань CFD-методами (п.2.2.1) та експериментальних досліджень на фізичних моделях (підрозд.2.2, 2.3) криволінійних сепараційних каналів зі стінками синусоїдального профілю. Виявлені особливості є визначальними при аеродинамічному профілюванні геометричної конфігурації криволінійних сепараційних каналів, виборі місця доцільного розташування та форми фільтруючих елементів з метою ефективного вловлювання дисперсних часток (краплин) з газокраплинного потоку і забезпечення сприятливих умов відведення плівки вловленої рідини за рахунок уникнення вторинного контактування її з турбулентним потоком газу (розд.4).

Розроблені математичні моделі адекватно описують рух потоку суцільної фази (газового потоку) і дисперсних часток (краплин рідини) у гравітаційно-інерційній зоні сепарації криволінійних каналів жалюзійних блоків інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв.

3.2. Модель утворення та взаємодії плівки вловленої рідини з газовим потоком в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах

Відділення (сепарація) краплин рідини від газового потоку в інерційно-фільтруючих сепараційних пристроях відбувається в кілька етапів (підрозд.1.4, 4.1): гравітаційне та інерційне осадження краплин рідини у турбулентному потоці газу, осадження дисперсних часток на плівку вловленої рідини, осадження краплин на волокнах фільтруючого елемента (у відповідності до винаходу [314]). Розроблена модель руху газодисперсного потоку в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах (підрозд.3.1) дозволяє отримати поля розподілу швидкостей руху несучого потоку та дисперсних часток, які визначають лінії току газового потоку та траєкторії руху краплин рідини в інерційній сепараційній зоні. Краплі рідини, що рухаються з газовим потоком в полі гравітаційних та відцентрових сил, і досягають стінок криволінійних каналів в місцях перетину траєкторій руху краплин з кордонами каналів осаджуються на поверхні стінок (жалюзей) з утворенням плівки вловленої рідини, яка вільно стікає до дренажних каналів під дією сили тяжіння (у відповідності до винаходу [307]). Враховуючи поширеність випадків контактування газу та плівки рідини в процесах хімічної технології та тепломасообмінному обладнанні, течію падаючої плівки рідини та рух газу вздовж її поверхні, а також процес утворення при цьому хвиль на поверхні плівки рідини ретельно вивчали Нуссельт В., Шервуд Т., Капиця П.Л., Кутателадзе С.С. та інші [23, 124, 175, 177, 193, 345, 410]. Так, вивчаючи течію плівки при конденсації пари Нуссельтом експериментально встановлено, що рух плівки конденсату по вертикальній стінці характеризується ламінарним режимом, при цьому максимальна швидкість потоку спостерігається на поверхні плівки, а середня швидкість в 1,5 рази менша за максимальну (рис.3.7г) [345]. В той же час відомо [193, 194, 289, 345, 378], що в залежності від схеми руху потоків та інтенсивності їх взаємодії (характеризується числом Рейнольдса $Re_{пл}$) виділяють окремі випадки течії падаючої плівки, які можна поширити і на процеси інерційно-фільтруючої сепарації з метою виділення окремих гідродинамічних ре-

жимів стікання плівки вловленої рідини по поверхні стінок жалюзей, що спостерігалися на прямолінійних ділянках криволінійних сепараційних каналів модельних експериментальних зразків інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв (розд.4):

- ламінарна течія з гладким кордоном розділу фаз без хвилеутворення ($Re_{пл} < 4 \div 25$), режим оптимальний з точки зору ефективного проведення основного процесу сепарації та уникнення вторинного унесення бризок;
- ламінарна течія з утворенням хвиль на кордоні розподілу фаз ($30 < Re_{пл} < 400$);
- турбулентне течія з утворенням та руйнуванням нерегулярних хвиль ($Re_{пл} > 400 \div 2000$, критичний режим внаслідок вторинного унесення бризок (краплин) рідини газовим потоком з гребенів хвиль);
- стікання плівки з поверхневим випаровуванням рідини або конденсацією пару на поверхні (має місце в процесах інерційно-фільтруючої сепарації з конденсацією за умови додаткового охолодження поверхні стінок каналів, розд.5).

Враховуючи, що для потоків з малою глибиною гідравлічний радіус дорівнює глибині потоку, а в даному випадку товщині плівки [345], число Рейнольдса для плівки рідини визначається за залежністю [193]:

$$Re_{пл} = \frac{G_L}{\mu_L} = \frac{4\rho_L w\delta}{\mu_L} = \frac{4w\delta}{\nu_L}, \quad (3.41)$$

де G_L – масова витрата рідини на одиниці ширини плівки, кг/с; μ_L та ν_L – коефіцієнти динамічної та кінематичної в'язкості рідини відповідно, Па·с та м²/с; w – швидкість (осереднена) рідини в плівці, м/с; δ – розрахункова (середня) товщина плівки, м.

Під час проведення експериментальних досліджень методом прямих спостережень (підрозд.2.2) відзначено, що плівка вловленої (сепарованої з газорідного потоку) рідини стікає по стінках жалюзей не вертикально, а під деяким кутом β (рис.3.7а) в результаті взаємодії з газорідним потоком, що рухається по криволінійному каналу між стінками жалюзійного блоку інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою (підрозд.2.3), обумовленого силами тертя на кордоні між газом та рідиною. Краплі рідини, що рухаються з газовим потоком, також відхиляються від горизонтальних ліній току на деякий кут α (рис.3.7а) [243]. Газовий потік на цій ді-

лянці має дві складові швидкості (рис.3.7.а): тангенціальну v_x та вертикальну v_y . Плівка вловленої (сепарованої) рідини, яка стікає по поверхні стінок (жалюзей) каналу під дією сил тяжіння та міжфазного тертя з газовим потоком набуває вертикальної w_y та тангенціальної w_x складової швидкості руху (рис.3.7.а, 3.7г). Виявлені особливості руху та взаємодії потоків пропонується використати при оптимізаційному профілюванні сепараційних каналів та визначенні форми волокнистих або сітчастих фільтруючих елементів з метою ефективного контактування їх з плівкою рідини та газорідинним потоком під певним кутом атаки (у відповідності до винаходу [316]). Нажаль, основними дослідженими в літературі об'єктами є двофазні плівкові течії вздовж поверхні труб з протитечійною схемою руху потоків (течія вільно падаючої плівки з висхідним газовим потоком), низхідна та висхідна прямотечія, коли сили тертя на поверхні плівки, яка стікає по стінці, виявляються більшими ніж сили тяжіння і висхідний газовий потік заволікає плівку рідини в напрямку свого руху [193, 194, 345]. Розв'язання задачі моделювання течії і взаємодії газокраплинного потоку та плівки рідини, що стікає по стінках криволінійного каналу, в тривимірній постановці представляє складну наукову проблему, тому попередні дослідження з розв'язання аналогічних задач обмежувались розглядом руху двофазного потоку в плоскому криволінійному каналі [98, 177, 289]. При цьому рекомендується розглядати ядро потоку як монодисперсну газокраплинну суміш, яка складається з суцільної несучої газової фази та дисперсної рідинної фази у вигляді краплин (у відповідності до спрощень та припущень, викладених у п.3.1.1), а плівку – як окрему фазу, яка складається тільки з рідини [288, 289]. Тому для визначення середньої товщини плівки рідини, яка стікає по стінках сепараційних каналів під дією сили тяжіння, спочатку пропонується розглянути рівняння Нав'є-Стокса в умовах усталеного одномірнього ламінарного потоку, а потім здійснити спробу розв'язання ускладненої задачі моделювання руху рідини в плівці з урахуванням впливу газового потоку, який рухається перехресно вздовж стінки по каналу.

3.2.1. Моделювання взаємодії плівки рідини, що стікає по стінці, та газового потоку, який рухається по сепараційному каналу

Як зазначалося вище (підрозд.3.1, 3.2), дисперсні частки (краплі рідини) з газорідного потоку уловлюються по всій довжині криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу з утворенням плівки вловленої рідини, яка стікає по поверхні стінок (жалюзей) на прямолінійних та криволінійних ділянках сепараційного каналу або в шарі фільтруючих елементів, що розташовані в області западин жалюзей. За умови наявності високотурбулізованих газових потоків в сепараційних каналах руйнування ламінарної структури плівки та зрив краплин рідини з гребенів хвиль з наступним вторинним унесенням бризок найбільш вірогідне на прямолінійних ділянках криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів, бо на криволінійних ділянках таких вторинних процесів можна уникнути завдяки розташуванню фільтруючих елементів на поверхні стінок в області западин жалюзей, внаслідок чого уникають прямого контакту газового потоку з плівкою вловленої рідини (рис.1.15е, 1.20). Тому процеси взаємодії плівки рідини, що стікає по стінці, та газового потоку, який рухається по сепараційному каналу, слід розглядати саме на прямолінійній ділянці або ділянці зміни напрямку кривизни криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу (рис.3.7).

При математичному моделюванні процесів стікання плівки рідини по вертикальній стінці в полі сили тяжіння та взаємодії її в сепараційному каналі з газовим потоком прийняті наступні спрощення і припущення [37]:

- розглядається усталений рух ізотермічного потоку в'язкої нестискаємої рідини в плівці за відсутності хвилеутворення на поверхні плівки;
- в наближенні до теорії пограничного шару припускається товщина плівки малою у порівнянні з її протяжністю ($\delta \ll L$), плівка рідини постійна за товщиною (середньо-геометрична товщина $\delta = \text{const}$), утворюється на обох стінках ділянок сепараційного каналу (рис.3.7б);
- при визначенні швидкості плівки рідини розглядається середній перетин по висоті каналу (рис.3.7).

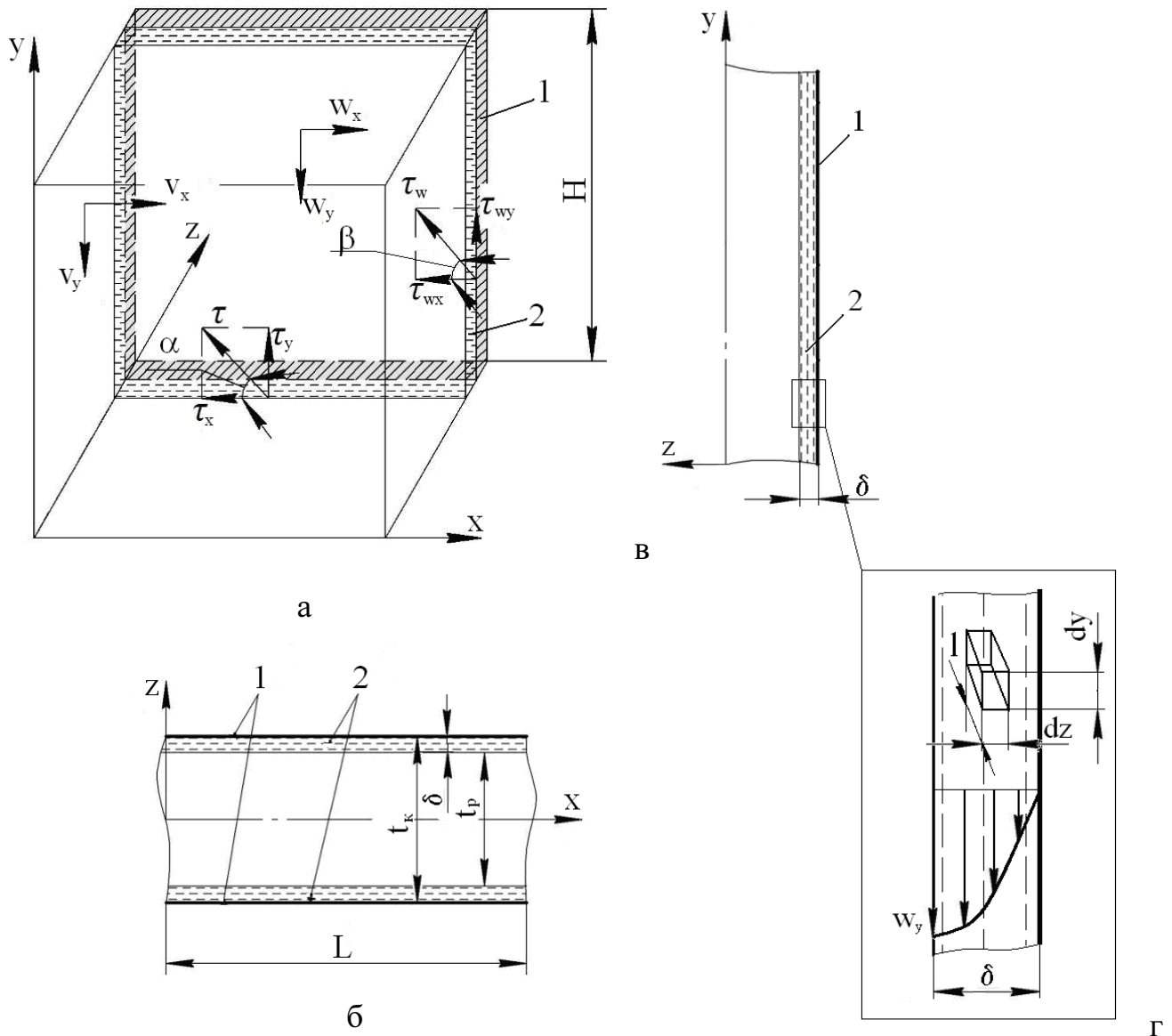


Рисунок 3.7 – Розрахункова схема взаємодії газокраплинного потоку і плівки рідини на прямолінійній ділянці сепараційного каналу [37]: а, б – вертикальний та горизонтальний перетин вздовж каналу відповідно; в – вертикальний перетин впоперек каналу; г – розподіл швидкостей в плівці, що стікає ламінарно по стінці каналу під дією сили тяжіння; 1 – стінки сепараційного каналу; 2 – плівка рідини.

Математичні формулювання, що описують одномірний рух рідини в плівці, яка стікає ламінарно по стінках сепараційних каналів (рис.3.7), базуються на диференціальних рівняннях Нав'є-Стокса в приватних похідних, що об'єднують рівняння руху та нерозривності (1.28), (1.29) [194, 345]:

$$\rho_L g - \frac{\partial p_L}{\partial y} + \mu_L \frac{\partial^2 w_y}{\partial y^2} = \frac{\partial w_y}{\partial t} + w_y \frac{\partial w_y}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_y}{\partial z}, \quad (3.42)$$

$$\frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0. \quad (3.43)$$

Система рівнянь (3.42), (3.43) розв'язується з урахуванням граничних умов, що визначають внутрішнє тертя в плівці рідини, міжфазне тертя на поверхні плівки і умови прилипання рідини на вертикальній стінці каналу, а саме виведення в такій постановці задачі є класичним [194, 345].

З урахуванням граничних умов на поверхні плівки $\mu_L \frac{\partial w_y}{\partial z} \Big|_{z=\frac{t_p}{2}} = 0$ та на поверхні стінки $w_y \Big|_{z=\frac{t_k}{2}} = w_z \Big|_{z=\frac{t_k}{2}} = 0$, рівняння (3.42), (3.43) ламінарного руху плівки рідини в полі сили тяжіння після спрощень приймає вигляд:

$$\frac{\partial^2 w_y}{\partial z^2} + \rho_L g = 0, \quad (3.44)$$

а інтегруванням рівняння (3.44) з урахуванням граничних умов визначається залежність для визначення швидкості w_y , м/с (середньої w , м/с) руху рідини в плівці:

$$w_y = \frac{\rho_L g}{\mu_L} z \left(\delta - \frac{z}{2} \right), \quad (3.45)$$

$$w = \frac{1}{\delta} \int_0^{\delta} w_y dz = \frac{\rho_L g}{2\mu_L \delta} \int_0^{\delta} \left(\delta z - \frac{z^2}{2} \right) dz = \frac{\rho_L g \delta^2}{3\mu_L}. \quad (3.46)$$

Залежності (3.45), (3.46) для визначення середньої швидкості одномірного ламінарного руху рідини в плівці в полі сили тяжіння також можна вивести з рівняння балансу сил, які діють в потоці, з урахуванням граничних умов, що визначають міжфазне тертя на поверхні плівки і умови прилипання рідини на вертикальній стінці каналу.

Так, виділимо в плівці стікаючої рідини елементарний об'єм зі сторонами $dx=1$, dy та dz . Виходячи з умови рівноваги (балансу сил тяжіння та внутрішнього тертя, а також напружень, що діють на елементарній ділянці) та припущення про $G_L = \text{const}$ і $\delta = \text{const}$ отримаємо:

$$\rho_L g + \mu_L \frac{\partial^2 w_y}{\partial z^2} = 0, \quad (3.47)$$

звідки

$$-\rho_L g = \mu_L \frac{\partial^2 w_y}{\partial z^2}. \quad (3.48)$$

З урахуванням граничних умов у стінки $w_y \Big|_{z=\frac{t_k}{2}} = 0$ та на поверхні плівки

$$\frac{dw_y}{dz} \Big|_{z=\frac{t_p}{2}} = 0, \text{ після інтегрування рівняння (3.48):}$$

$$\frac{dw_y}{dz} = -\frac{\rho_L g}{\mu_L} \int dz = -\frac{\rho_L g}{\mu_L} z + C_1, \quad (3.49)$$

$$w_y = -\frac{\rho_L g}{\mu_L} \frac{z^2}{2} + C_1 z + C_2. \quad (3.50)$$

У відповідності до граничних умов з рівнянь (3.49), (3.50) визначаються константи інтегрування $C_2=0$ та $C_1 = \frac{\rho_L g}{\mu_L} \delta$, з урахуванням яких отримується залежність

для визначення профілю швидкостей w_y , м/с (рис.3.7г), аналогічна до залежності (3.45):

$$w_y = \frac{\rho_L g}{\mu_L} \left(\delta z - \frac{z^2}{2} \right). \quad (3.51)$$

У відповідності до закону Стокса [171], для ламінарного руху є характерним параболічний розподіл швидкостей у перетині потоку, що підтверджується і залежністю (3.51). Причому в умовах ламінарного руху плівки рідини, що стікає по стінках каналу без хвилеутворення на міжфазній поверхні плівки, розподіл локальних швидкостей в потоці рідини характеризується мінімальним значенням швидкості $w_{\min} \Big|_{z \rightarrow \frac{t_k}{2}} \rightarrow 0$ м/с в пристінкових шарах та максимальним значенням швидкості $w_{\max} \Big|_{z=\frac{t_p}{2}}$, м/с, — на міжфазній поверхні плівки (рис.3.7г):

$$w_{\max} = \frac{\rho_L g \delta^2}{2\mu_L}. \quad (3.52)$$

Середня товщина δ , м, плівки може бути визначена з рівняння витрати [171]:

$$\delta = \frac{G_L}{w\rho_L}, \quad (3.53)$$

а після підстановки залежності для визначення середньої швидкості w , м/с, руху рідини в плівці (3.46) в рівняння (3.53):

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\mu_L G_L}{\rho_L^2 g}}. \quad (3.54)$$

Розрахункова товщина δ , м, плівки рідини, яка стікає по стінках сепараційного каналу ламінарно без хвилеутворення, може бути визначена виходячи з критерію Рейнольдса $Re_{пл}$ (у відповідності до залежності (3.41) при $Re_{пл} < 4 \div 25$):

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\mu_L^2 Re_{пл}}{4\rho_L^2 g}}. \quad (3.55)$$

З залежностей (3.53)-(3.55) витікає, що товщина плівки рідини, яка стікає по стінках сепараційного каналу ламінарно без хвилеутворення, прямо пропорційна в'язкості рідини та густині зрошення (масовій витраті рідини на одиницю ширини плівки), та зворотно пропорційна густині рідини. Отримані залежності (3.54), (3.55) для оцінки розрахункової товщини плівки сепарованої рідини можуть бути використані не тільки в технологічних розрахунках, а й при проведенні конструктивних розрахунків окремих елементів жалюзійних блоків інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв (наприклад, розрахунках потрібної товщини шару волокнистих або сітчастих фільтр-елементів, ширини сепараційних та дренажних каналів і т.п., під-розд.6.2). В той же час, наведені розв'язки відносяться до випадку вирішення задачі моделювання ламінарного руху сепарованої рідини в плівці, яка стікає по вертикальних стінках сепараційного каналу, без врахування впливу газорідного потоку, який рухається вздовж стінок криволінійних сепараційних каналів жалюзійного блоку інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою. Врахування взаємодії з газокраплинним потоком на зовнішній границі плівки ($z = \frac{t_p}{2}$) представляє собою важливу задачу, яка в додаток за умови високотурбулізованого газового потоку може бути ускладнена хвильовими ефектами.

При ламінарному русі рідини в плівці сила тяжіння значно перевищує тертя на міжфазній поверхні, а з урахуванням гладкої поверхні і випадку, коли в газі діє тільки гідростатичний тиск

$$\frac{dp_L}{dy} = \frac{dp}{dy} = \rho g, \quad (3.56)$$

і припускаючи $G_L = \text{const}$ математичне формулювання руху рідини в плівці постійної товщини ($\delta = \text{const}$) у декартовій системі координат запишеться у вигляді:

$$\mu_L \frac{d^2 w}{dz^2} = g(\rho - \rho_L) = -g\varphi(\rho_L - \rho_G), \quad (3.57)$$

де φ – об'ємна доля газової фази в газокраплинному потоці (газовміст); ρ – густина газокраплинного потоку ($\rho = \rho_G \varphi + \rho_L (1 - \varphi)$), кг/м³.

З урахуванням граничних умов, що визначають тертя на поверхні плівки

$\tau|_{z=\frac{t_p}{2}} = \mu_L \left(\frac{dw}{dz} \right) \Big|_{z=\frac{t_p}{2}}$, отримане з рішення зовнішньої задачі, і умови прилипання ріди-

ни на вертикальній стінці каналу $w|_{z=\frac{t_k}{2}} = 0$, в результаті розв'язання крайової задачі

(3.57) отримано залежність для визначення швидкості рідини в плівці:

$$w = \frac{\tau}{\mu_L} \left(z - \frac{t_k}{2} \right) - \frac{g\varphi(\rho_L - \rho_G)}{2\mu_L} \left(z - \frac{t_k}{2} \right) \left(z - t_p + \frac{t_k}{2} \right), \quad (3.58)$$

з якої визначається швидкість рідини на поверхні плівки $w|_{z=\frac{t_p}{2}}$, м/с:

$$w|_{z=\frac{t_p}{2}} = \frac{\tau}{\mu_G} \left(\frac{t_p}{2} - \frac{t_k}{2} \right) - \frac{g\varphi(\rho_L - \rho_G)}{2\mu_L} \left(\frac{t_p t_k}{2} - \frac{t_p^2}{4} - \frac{t_k^2}{4} \right). \quad (3.59)$$

У відповідності до залежності (3.46) з урахуванням рівняння (3.58) середня швидкість рідини w , м/с, визначається залежністю:

$$w = \frac{2}{t_k - t_p} \int_{\frac{t_p}{2}}^{\frac{t_k}{2}} w dz = \frac{\tau}{4\mu_L} (t_k - t_p) + \frac{g\varphi(\rho_L - \rho_G)}{12\mu_L} (t_k - t_p)^2. \quad (3.60)$$

Тертя на стінці каналу знаходиться відповідно до закону внутрішнього тертя Ньютона [171]:

$$\tau = \mu_L \frac{dw}{dz}, \quad (3.61)$$

$$\tau_w \Big|_{z=\frac{t_k}{2}} = \tau - \frac{1}{2} g \varphi (\rho_L - \rho_G) (t_k - t_p) = \tau - g \varphi (\rho_L - \rho_G) \delta. \quad (3.62)$$

Визначаючи умови рівноваги та складаючи балансові рівняння по осям X-Y (рис.3.7) для зусиль, які діють на ([37]):

1) газокраплинний потік:

- проекції на вісь X:

$$dp \cdot dy \cdot t_p = 2\tau_x \cdot dy \cdot dx, \quad (3.63)$$

$$dp \cdot dy \cdot t_p = 2\tau \cdot \cos \alpha \cdot dy \cdot dx, \quad (3.64)$$

$$\frac{dp}{dx} = \frac{2\tau \cos \alpha}{t_p}, \quad (3.65)$$

$$\frac{\Delta p}{L} = \frac{2\tau \cos \alpha}{t_p}, \quad (3.66)$$

де Δp – перепад тисків на вході та виході з прямолінійної ділянки сепараційного каналу (гідрравлічний опір), Па; L – довжина прямолінійної ділянки сепараційного каналу (ширина плівки рідини), м.

- проекції на вісь Y:

$$2\tau_y \cdot dy \cdot dx = \rho g \cdot dy \cdot t_p \cdot dx, \quad (3.67)$$

$$2\tau \cdot \sin \alpha \cdot dy \cdot dx = \rho g \cdot dy \cdot t_p \cdot dx, \quad (3.68)$$

$$2\tau \sin \alpha = \rho g t_p. \quad (3.69)$$

2) плівку рідини:

- проекції на вісь X:

$$dp_L \cdot dy \cdot (t_k - t_p) = 2\tau_x \cdot dy \cdot dx + 2\tau_{wx} \cdot dy \cdot dx, \quad (3.70)$$

$$dp_L \cdot dy \cdot (t_k - t_p) = 2\tau \cdot \cos \alpha \cdot dy \cdot dx + 2\tau_w \cdot \cos \beta \cdot dy \cdot dx, \quad (3.71)$$

$$\frac{dp_L}{dx} = \frac{2\tau \cos \alpha}{t_k - t_p} + \frac{2\tau_w \cos \beta}{t_k - t_p}, \quad (3.72)$$

$$\frac{\Delta p_L}{L} = \frac{2\tau \cos \alpha}{t_k - t_p} + \frac{2\tau_w \cos \beta}{t_k - t_p}, \quad (3.73)$$

- проекції на вісь Y:

$$2\tau_y \cdot dy \cdot dx + 2\tau_{wy} \cdot dy \cdot dx = \rho_L g \cdot dy \cdot dx \cdot (t_k - t_p), \quad (3.74)$$

$$2\tau \cdot \sin \alpha \cdot dy \cdot dx + 2\tau_w \cdot \sin \beta \cdot dy \cdot dx = \rho_L g \cdot dy \cdot dx \cdot (t_k - t_p), \quad (3.75)$$

$$2\tau \sin \alpha = \rho_L g (t_k - t_p) - 2\tau_w \sin \beta. \quad (3.76)$$

Виходячи з умови рівноваги, прирівнюючи по кожній вісі праві частини балансових рівнянь (3.66) і (3.73) та (3.69) і (3.76) для сил, які діють на газокраплинний потік і плівку рідини в сепараційному каналі, та після деяких перетворень отримуються наступні залежності ([37]):

- по вісі X:

$$\frac{2\tau \cos \alpha}{t_p} - \frac{2\tau \cos \alpha}{t_k - t_p} = \frac{2\tau_w \cos \beta}{t_k - t_p}, \quad (3.77)$$

$$\cos \alpha = \frac{2\tau_w \cos \beta}{(t_k - t_p) \left(\frac{2\tau}{t_p} - \frac{2\tau}{t_k - t_p} \right)} = \frac{\tau_w \cos \beta}{\delta \left(\frac{2\tau}{t_p} - \frac{\tau}{\delta} \right)}. \quad (3.78)$$

- по вісі Y:

$$\sin \beta = \frac{2\rho_L g \left(\frac{t_k}{2} - \frac{t_p}{2} \right) - \rho g t_p}{-2\tau_w} = \frac{2\rho_L g \delta - \rho g t_p}{-2\tau_w}. \quad (3.79)$$

Таким чином, отриманий розв'язок математичної моделі взаємодії плівки сепарованої рідини, яка стікає по вертикальних стінках, з газокраплинним потоком, який рухається вздовж стінок в сепараційному каналі, і визначається умовою рівноваги (балансом сил) з урахуванням граничних умов, що визначають міжфазне тертя на поверхні плівки і умову прилипання рідини на стінці каналу, дозволяє визначити значення швидкості руху потоків та кути нахилу їх векторів ([37]), а також товщину плівки рідини, у відповідності до залежностей (3.45), (3.46), (3.51)-(3.55), (3.58)-(3.60), (3.78), (3.79), та здійснити оптимізаційне профілювання сепараційних каналів та визначити оптимальну форму трапеційдальних волокнистих або сітчастих фільтруючих елементів з метою ефективного контактування їх з плівкою рідини та газорідинним потоком під певним кутом атаки (у відповідності до винаходу [316]).

3.2.2. Моделювання розподілу та міграції рідини в шарі волокнистого фільтру

В інерційно-фільтруючих сепараційних каналах основний процес сепарації краплинної рідини з газокраплинного потоку відбувається за інерційними механізмами, а розташуванням фільтруючих елементів і при частковому їх проходженні газокраплинним потоком досягається додатковий ступінь сепарації, але основне їх призначення — забезпечення сприятливих умов відведення (дренажу) сепарованої рідини за рахунок уникнення вторинного контактування її з турбулентним потоком газу (розд.4). Основні механізми осадження дисперсних часток на волокнах фільтрувальних матеріалів (ефект торкання (зачеплення) та ситовий ефект, інерційне зіткнення, броунівська дифузія (тепловий рух) високодисперсних часток, гравітаційне осадження та інші) вивчали Фукс М.А., Ужов В.М., Вальдберг А.Ю., Мягков Б.І., Кірш О.О. та інші, роботами яких закладено основи теорії фільтрації аеродисперсних систем [81, 97, 116-121, 157, 158, 173, 269, 274, 332, 335, 346, 391-394, 406-408, 415]. Тому ґрунтуючись на наукові доробки попередників, на даному етапі досліджень наступною задачею досліджень постає моделювання розподілу та міграції сепарованої рідини в шарі волокнистих фільтр-елементів, які розташовані на криволінійних ділянках інерційно-фільтруючого сепараційного каналу (рис.3.8), з метою визначення умов насичення вільного об'єму шару фільтру (утримувальної здатності) та отримання залежності для розрахунку швидкості вільного стікання рідини в шарі фільтру. При профілюванні інерційних криволінійних каналів та фільтруючих елементів жалюзійних блоків інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв слід виходити з міркувань, що товщина шару фільтруючих елементів повинна бути незначною в порівнянні з шириною криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу ($\delta_{\phi} \ll t_k$, рис.3.8а), а у випадку більш складного геометричного профілю криволінійних каналів зі синусоїдальною формою стінок (жалюзей) завдяки конструктивним особливостям (розширення каналу в зоні криволінійних (гальмівних) ділянок, у порівнянні з шириною каналу на вході до жалюзійного блоку, прямолінійних (розгінних) ділянках та областях зміни напрямку кривизни) взагалі не впливає і до-

зволяє не враховувати стиснення газового потоку в криволінійних каналах внаслідок наявності в них тонкошарових фільтр-елементів.

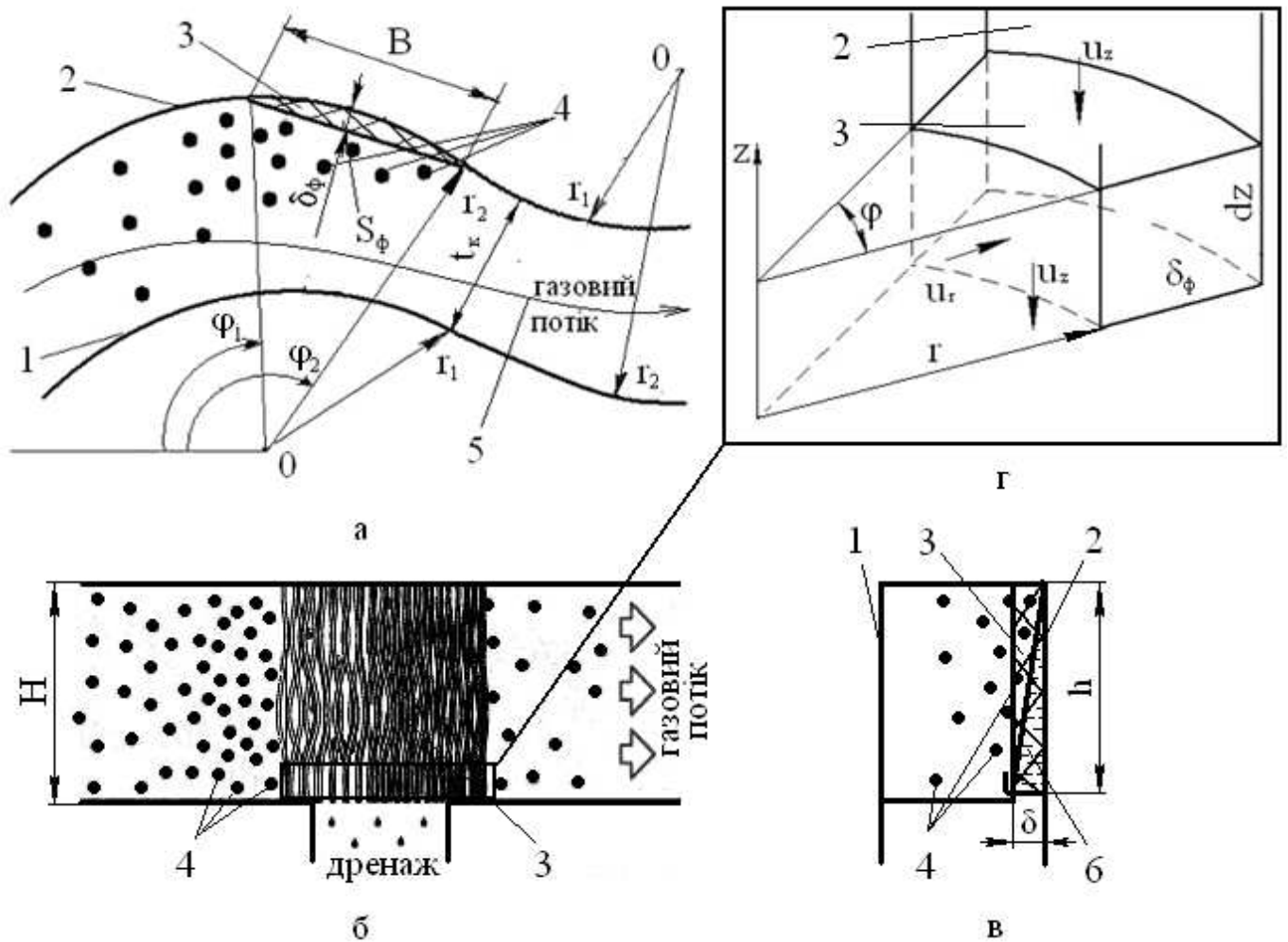


Рисунок 3.8 – Розрахункова схема тонкошарового фільтруючого елемента на криволінійній ділянці сепараційного каналу [43, 84, 159, 271]: а, б та в – горизонтальний та вертикальні перетини криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу відповідно; г – нескінченно малий елемент (елементарного об'єму) в смузі фільтр-елементу; 1, 2 – внутрішня та зовнішня стінки на відповідних криволінійних ділянках каналу відповідно; 3 – тонкошаровий фільтруючий елемент; 4 – дисперсні частки (краплі); 5 – лінія плинучого газового потоку; 6 – плівка сепарованої рідини.

При математичному моделюванні гідродинаміки в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах у відповідності до раніше прийнятих припущень

(п.3.1.1) розглядається спрощений випадок, а криволінійна ділянка сепараційного каналу представляється утвореною стінками жалюзей постійного радіусу (внутрішній r_1 і зовнішній r_2) (у відповідності до рис.3.1, 3.8) [43, 65, 271, 338]. Як схематично показано на розрахунковій схемі (рис.3.8а), при незначному вмісті дисперсної фази на вході до інерційно-фільтруючого сепараційного каналу рівномірний розподіл дисперсних часток (краплин) у газорідинному потоці при проходженні криволінійних ділянок змінюється на нерівномірний, внаслідок дії відцентрових сил інерції густина розподілу краплин в поперечному перетині каналу в області западин (з боку зовнішньої стінки каналу, що характеризується радіусом r_2) вище, ніж в області виступів (з боку внутрішньої стінки каналу, що характеризується радіусом r_1). Як було відзначено в п.3.2.1, при досягненні краплями зовнішньої стінки каналу з утворенням на поверхні стінки плівки сепарованої рідини, що вільно стікає під дією гравітаційних сил, внаслідок взаємодії з турбулентним газовим потоком плівка рідини стікає не вертикально, а під деяким кутом продовжує рух по поверхні стінки вздовж криволінійного каналу і досягає місця, де змінюється напрям кривизни криволінійного каналу. В цьому місці форма жалюзей, що утворюють стінки каналу, має повільний перехід від радіусу r_1 до r_2 , і на кожній наступній криволінійній ділянці зовнішня стінка каналу стає внутрішньою та навпаки відповідно. З аналізу результатів моделювань руху газодисперсного потоку в криволінійних сепараційних каналах (підрозд.3.1) витікає, що в пристінковій області з боку западин (зовнішнього радіусу каналу) утворюються зворотні струми завихрення потоку, які є наслідком перерозподілу окружних складових компонент швидкостей (рис.3.4а), а на вході до таких областей в напрямку руху потоку в пристінкових шарах з боку виступів (внутрішнього радіусу каналу) на ділянці зміни напрямку кривизни стінок каналу локальні швидкості руху газового потоку сягають максимальних значень (рис.3.4а, б), тому саме в цих областях найбільш вірогідне руйнування структури плівки вловленої рідини та вторинне унесення бризок з жалюзійних блоків сепараційних пристроїв турбулентним газовим потоком. Виявлені особливості є визначальними при визначенні форми (профілюванні) та виборі місця доцільного розташування волокнистих фільтр-елементів в криволінійних сепараційних каналах для ефективного вловлювання ди-

сперсних часток (краплин) з газокраплинного потоку і забезпечення сприятливих умов відведення плівки вловленої рідини до дренажних каналів, а потім і з жалюзійних блоків, з утворенням інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв (рис.1.15е, 1.20, 3.8). Тільки після вивчення умов насичення вільного об'єму шару фільтру (утримувальної здатності) та на підставі залежності для розрахунку швидкості вільного стікання рідини в шарі фільтру представляється можливим визначення потрібної площі перетину S_ϕ , м², тонкошарового фільтруючого елемента (рис.3.8а), яка геометрично визначається, наприклад, площею сегменту за залежністю [423]:

$$S_\phi = \frac{r_2^2}{2} \left(\frac{\pi}{180} (\varphi_2 - \varphi_1) - \sin(\varphi_2 - \varphi_1) \right) = \frac{r_2^2}{2} \left(\frac{\pi}{180} \varphi - \sin \varphi \right), \quad (3.80)$$

або

$$S_\phi = \frac{1}{2} \left(\pi r_2^2 \frac{\varphi}{180} - B(r_2 - \delta_\phi) \right), \quad (3.81)$$

де r_2 – зовнішній радіус криволінійного сепараційного каналу, м; $\varphi = \varphi_2 - \varphi_1$ – кут сегменту, град; B та δ_ϕ – ширина полоси та товщина шару фільтруючого елемента, м.

Геометричні розміри фільтруючих елементів, що визначають загальний об'єм з урахуванням вільного об'єму та структури волокнистих матеріалів, регламентують поглинальну здатність фільтрів, тобто максимально можливу кількість утримуваної рідини без виходу на режими захлинання з подальшим вторинним бризковинесенням внаслідок критичного накопичення сепарованої рідини у шарі фільтру на певній висоті каналу h , м, з появою плівки рідини на поверхні смуг фільтр-елементів (рис.3.8в). Можлива неоднорідність структури шару волокнистого фільтру обумовлює локальне накопичення рідини та формування шляхів вимушеного відведення її з шару під напором і тиском газового потоку. Тому розглядаючи умови насичення вільного об'єму шару фільтру та умови стікання рідини однією з задач є визначення оптимальної висоти розташування переливних жолобів h , м, в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах для відведення сепарованої рідини до дренажних каналів по мірі насичення шару фільтру по висоті сепараційного каналу H , м, (рис.3.8, 6.2).

На відміну від традиційно прийнятих уявлень з теорії фільтрування аеродис-

перших систем [393], за якими в процесі фільтрування виділяють дві стадії — стаціонарну (початкову) стадію фільтрування, за якою настає нестационарна, на початковій (нестационарній) стадії процесу інерційно-фільтруючої сепарації навпаки вловлювання високодисперсної краплинної рідини в волокнистих фільтруючих елементах супроводжується зміною їх структури, що призводить до безперервного підвищення перепаду тиску у шарі фільтру та зміни його ефективності сепарації по мірі накопичення рідини до тих пір, поки фільтруючий елемент не почне працювати в режимі стаціонарної фільтрації (режимі самоочищення). В режимі самоочищення (стаціонарний процес) інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв гідравлічний опір Δp , Па, ефективність сепарації η , кількість утримуваної рідини в шарі фільтру та кількість рідини, що з нього стікає G_L , кг/с, залишаються незмінними з часом при незмінній витраті газорідного потоку V , м³/с, та вмісті дисперсної фази C_L , кг/м³, на вході до інерційно-фільтруючого сепараційного каналу, а також постійній швидкості фільтрації u , м/с, при цьому кількість мігруючої (дренованої) рідини q_{z+dz} , кг/с, дорівнює кількості рідини, що потрапляє в елементарний об'єм dV , м³, шару фільтру (елементи з волокнистого матеріалу) з криволінійного сепараційного каналу q_r , кг/с, та вище розташованих шарів фільтру q_z , кг/с (рис.3.8г):

$$q_{z+dz} = q_r + q_z \quad (3.82)$$

На етапі моделювання розподілу та міграції сепарованої рідини в тонкошаровому волокнистому фільтрувальному елементі слід сформулювати основні диференціальні рівняння, що описують процес фільтраційного перенесення рідини та газу в елементі пористого середовища (рис.3.8г) та виражають фундаментальні закони збереження маси, енергії, імпульсу (кількості руху) та рівняння стану, визначити сукупності початкових та граничних умов, для яких буде розв'язуватися сформульована система диференціальних рівнянь в приватних похідних [170]. Після цього розробляються чисельні методи і алгоритми для розв'язання поставленої задачі (основні методи наведені у п.2.2.1, наприклад, з застосуванням теорії клітинних автоматів (Cellular Automata, CA) [214]), створюється математична модель фільтрації у вигляді комп'ютерної програми, яка розв'язує вказані рівняння у відповідності до заданих вихідних та граничних умов. Враховуючи, що при плинні газокраплинного потоку та

стіканні сепарованої рідини в вузьких каналах між волокнами тонкошарового фільтрувального елемента сили в'язкості відіграють важливу і, безперечно, переважну роль, для опису процесу ламінарної фільтрації в пористому середовищі (волокнистому матеріалі) рідини (газорідинний потік), що стискається, рекомендується застосовувати основні рівняння руху в'язкої рідини Нав'є-Стокса (у відповідності до підрозд.1.4, залежність (1.29)) [210]. Але враховуючи дрібні розміри волокон та складну структуру плетіння волокнистого матеріалу, рух рідини в тонкошаровому фільтр-елементі представляє собою обтікання численної кількості циліндрів (волокон), внаслідок чого пряме інтегрування рівнянь Нав'є-Стокса за таких складних граничних умов, навіть якщо зневажити інерційними силами [97], виявляється складно вирішуваним. Таким чином, застосувати вищезазначені фундаментальні фізичні закони збереження безпосередньо для опису фільтрації в пористих середовищах надзвичайно складно, тому для розв'язання практичних задач часто використовується напів-емпіричний підхід, заснований на застосуванні закону Дарсі замість рівнянь збереження імпульсу [170, 211]. В той же час відомі спроби точних та наближених аналітичних розв'язків в неявному і явному вигляді відповідно для подібних задач моделювання гідродинаміки ламінарних течій в пористих середовищах, в результаті яких отримано профіль швидкості плинину в пористих плоских прямолінійних та криволінійних каналах [54, 73, 78, 158]. З іншого боку, припущення про безінерційний рух рідини в процесах фільтраційного стікання, у відповідності до закону Дарсі, є окремим випадком повзучої течії, що відповідає закону Стокса [56, 171]. Течії такого типу характеризуються малими числами Рейнольдса ($Re \ll 1$) [211, 416], а в'язкі сили переважають над інерційними, тому спроби отримати залежність для швидкості фільтрації у відповідності до закону Дарсі шляхом осереднення рівнянь Нав'є-Стокса представляються недоцільними, бо таке виведення зводиться в кінці кінців до спроби визначити проникність середовища по відомій геометричній структурі пористого середовища [97, 158, 210, 211]. Осередною задачею експериментальних досліджень (підрозд.4.3) постає з'ясування однаковості фізичних властивостей в різних напрямках (ізотропність, анізотропність) елементів з фільтрувальних матеріалів. Зважаючи на волокнисту структуру фільтр-елементів за попередніми припущеннями їх слід

відносити до ортотропних (анізотропних) пористих середовищ, в цьому випадку волокнисті фільтрувальні елементи слід просторово розташовувати на стінках криволинійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів таким чином, щоб проникність у вертикальному напрямку суттєво переважала значення проникності вздовж горизонтальних напрямів (рис.3.8б). З одного боку це підвищить ефективність сепарації дисперсних часток (краплин) з газокраплинного потоку, який частково проходить крізь фільтруючий елемент при русі по інерційно-фільтруючому сепараційному каналу, знизить вірогідність винесення краплин та плівки рідини з шару на поверхню фільтру з подальшим руйнуванням плівки вловленої рідини турбулентним газовим потоком і вторинним унесенням бризок, а з іншого боку — полегшить умови дренажу шару фільтру та інтенсифікує відведення (вільне стікання) плівки сепарованої рідини. Відомо, що нерівномірність властивостей волокнистих фільтрів, які працюють в режимі самоочищення, пропорційна густині упакування та діаметру волокон [158, 393]. Також неодноразово було доведено [47, 48, 243, 393], що оптимальною з точки зору ефективності сепарації високодисперсної краплинної рідини з газокраплинного потоку є така структура фільтруючих елементів, що поєднує у певному співвідношенні грубі та тонкі волокна. Зміна ефективності сепарації та гідравлічного опору шару волокнистих фільтр-елементів може відбуватися внаслідок злипання волокон, повного заповнення простору між ними рідиною, а при контактуванні з газовим потоком в каналі за рахунок енергії турбулентного потоку відбувається руйнування структури плівки рідини. Стікання плівки вловленої рідини в шарі фільтру відбувається під дією сили тяжіння, аеродинамічних та капілярних сил. Вплив кожної зі складових залежить від структури волокнистого шару, швидкості фільтрації, напрямку газового потоку в сепараційному каналі та інших факторів. У відповідності до цих міркувань при математичних моделюваннях обирається циліндрична система координат, яка вказує вертикальною віссю Z (рис.3.8г) на одну з головних осей (компонент) тензора проникності k , m^2 , (найнижчих питомих фільтраційних опорів).

При розробці математичної моделі розподілу та міграції рідини в нескінченно малому елементі (рис.3.8г) шару фільтру (модель плинності у волокнистому середо-

вищі) прийнято наступні спрощення та припущення [43, 84, 159, 271, 281]:

- фільтруючі елементи працюють в режимі самоочищення ($q_{z+dz}=q_r+q_z$), процес стаціонарний, ефективність сепарації η та гідравлічний опір Δp інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв залишаються незмінними з часом ($\eta(t)=\text{const}$, $\Delta p(t)=\text{const}$);
- розподіл рідини по висоті фільтруючого шару в межах елементарного елемента волокнистого фільтру рівномірний, структура волокнистого матеріалу регулярна;
- товщина шару фільтруючих елементів незначна в порівнянні з шириною криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу ($\delta_\phi \ll t_k$, рис.3.8), що дозволяє не враховувати стиснення газового потоку в криволінійному каналі;
- в області фільтруючих елементів вся рідина стікає під дією сили тяжіння крізь шар фільтру;
- модель фільтрації ізотермічна, описується рівняннями збереження маси та закону Дарсі.

Математичні формулювання, що описують ізотермічне фільтрування стисливого газодисперсного потоку в волокнистих фільтр-елементах інерційно-фільтруючих сепараційних каналів, базуються на диференціальному рівнянні нерозривності в приватних похідних, яке витікає з балансу маси речовини у довільному об'ємі dV , м^3 , пористого середовища (рис.3.8г) за нескінченно малий проміжок часу dt , с , та рівнянні закону фільтрації у відповідності до закону Дарсі [97, 99, 100, 170, 210, 211]:

$$\frac{\partial m\rho}{\partial t} + \text{div } \rho \bar{u} = 0, \quad (3.83)$$

$$\bar{u} = -\frac{k}{\mu} \text{grad } p, \quad (3.84)$$

де m – пористість волокнистого матеріалу фільтр-елементу; \bar{u} – вектор швидкості фільтрування, м/с ; k – проникність волокнистого матеріалу фільтр-елементу, м^2 .

Враховуючи, що стисливість газового потоку суттєво більше стисливості пористого середовища (матеріалу волокнистого фільтру), а так як фільтруючі елементи працюють в режимі самоочищення, то зміною пористості m з часом можна знехту-

вати, і відповідно рівняння (3.83) матиме вигляд:

$$m \frac{\partial \rho}{\partial t} + \operatorname{div} \rho \vec{u} = 0. \quad (3.85)$$

Система з трьох скалярних рівнянь (3.84), що задаються законом Дарсі, та рівняння (3.85), що виражає закон збереження маси є незамкненою, бо містить шість невідомих скалярних функцій (компоненти вектора швидкості, густина, тиск та пористість, а в загальному випадку ще й проникність та в'язкість), відповідно до законів збереження, яких недостатньо для отримання замкненої системи рівнянь, слід додати рівняння, які визначають додаткові властивості конкретного пористого середовища та потоку. З припущення про ізотермічну модель процесу фільтрації ($T = \text{const}$), в рівняннях (3.84) та (3.85) густина ρ , кг/м^3 , та в'язкість μ , $\text{Па}\cdot\text{с}$, які в загальному випадку є функціями тиску та температури ($\rho = \rho(p, T)$, $\mu = \mu(p, T)$), можуть бути представлені у вигляді:

$$\rho = \rho(p), \quad (3.86)$$

$$\mu = \mu(p). \quad (3.87)$$

Після підстановки рівняння (3.84), що виражає закон Дарсі, в рівняння нерозривності (3.85), виключаючи швидкість фільтрації \vec{u} , м/с , система рівнянь (3.84), (3.85) та (3.86) зводиться до одного визначального рівняння відносно однієї функції і в даному випадку зв'язує між собою густину ρ , кг/м^3 , та тиск p , Па :

$$m \frac{\partial \rho}{\partial t} + \operatorname{div} \left(-\rho \frac{k}{\mu} \operatorname{grad} p \right) = m \frac{\partial \rho}{\partial t} - \frac{k}{\mu} \operatorname{div} (\rho \operatorname{grad} p) = 0, \quad (3.88)$$

або

$$m \frac{\partial \rho}{\partial t} = \frac{k}{\mu} \operatorname{div} (\rho \operatorname{grad} p). \quad (3.89)$$

Подальші перетворення рівняння (3.89) пов'язані з введенням функції Лейбензона [97, 99, 100], яка дозволяє здійснити лінеаризацію виразу під оператором div :

$$\operatorname{grad} P = \rho \operatorname{grad} p, \quad (3.90)$$

де P – функція Лейбензона [97, 99, 100].

Інтегруванням рівняння (3.90) визначається явний вигляд функції Лейбензо-

на з урахуванням рівняння стану (3.86):

$$P = \int \rho(p) dp. \quad (3.91)$$

Після введення функції Лейбензона систему рівнянь (3.84), (3.85) та (3.86) можна записати у вигляді:

$$\begin{cases} m \frac{\partial \rho}{\partial t} - \frac{k}{\mu} \Delta P = 0, \\ \rho \bar{u} = -\frac{k}{\mu} \text{grad } P, \\ \rho = \rho(p), \\ P = \int \rho dp, \end{cases} \quad (3.92)$$

де Δ - оператор Лапласа.

Замкнута система рівнянь (3.92) визначає математичну модель неусталеного руху фільтраційного руху в'язкого стисливого газу в шарі фільтру, а для усталеного (стаціонарного) процесу система спрощується та має вигляд:

$$\begin{cases} \Delta P = 0, \\ \rho \bar{u} = -\frac{k}{\mu} \text{grad } P, \\ \rho = \rho(p), \\ P = \int \rho dp. \end{cases} \quad (3.93)$$

Таким чином, визначити розподіл швидкостей та тисків у шарі фільтру при усталеному режимі фільтрування можна після інтегрування першого рівняння з системи (3.93) — рівняння Лапласа для функції Лейбензона [99].

Якщо пористість m та проникність k , m^2 , шару волокнистого фільтру, а також в'язкість газу μ , Па·с, припускаються функціями тиску, то підстановкою рівняння (3.84), що виражає закон Дарсі, в рівняння нерозривності (3.85), можна отримати узагальнену функцію Лейбензона:

$$\frac{\partial m(p)\rho}{\partial t} - \text{div} \left(\frac{k(p)}{\mu(p)} \rho(p) \text{grad } p \right) = 0, \quad (3.94)$$

$$\text{grad } P = \frac{k(p)}{\mu(p)} \rho(p) \text{grad } p, \quad (3.95)$$

$$P = \int \frac{k(p)}{\mu(p)} \rho(p) dp. \quad (3.96)$$

В найпростішому випадку, коли в'язкість газу μ , Па·с, не залежить від тиску ($\mu = \text{const}$) та в припущенні про постійну температуру газу ($T = \text{const}$) перетворення рівняння (3.89) при такій постановці задачі в основне рівняння з теорії фільтрації газу (рівняння ізотермічної фільтрації газу) є класичним і вперше отримане Лейбензоном Л.С. [210]:

$$\frac{\partial p^2}{\partial t} = \frac{k_p}{m\mu} \Delta p^2 \quad \text{або} \quad \frac{\partial p}{\partial t} = \frac{k}{2m\mu} \Delta p^2. \quad (3.97)$$

Математичні формулювання, що описують безнапірний фільтраційний рух з вільною поверхнею (на якій тиск рідини постійний та дорівнює тиску в інерційно-фільтруючому сепараційному каналі) нестискаємої рідини в однорідному полі тяжіння при стіканні в шарі волокнистих фільтр-елементів, базуються на диференціальному рівнянні нерозривності та рівняннях, що виражають закон Дарсі [97, 99, 100, 170, 210, 211]:

$$m \frac{\partial h}{\partial t} + \text{div } \bar{u} = 0, \quad (3.98)$$

$$u = -C \text{grad } \bar{h}, \quad (3.99)$$

$$\bar{h} = z + \frac{p}{\rho g}, \quad (3.100)$$

де C – коефіцієнт фільтрації, м/с [211]; h – відстань до вільної поверхні рідини від $z=0$, м; \bar{h} – гідростатичний напір, м.

$$C = \frac{k\rho g}{\mu}. \quad (3.101)$$

З системи рівнянь (3.98) та (3.99) можна отримати нелінійне рівняння Бусінеска, виведення якого є класичним [97, 211]:

$$\frac{\partial h}{\partial t} = \frac{C}{2m} \Delta h^2 = \frac{k\rho g}{2m\mu}. \quad (3.102)$$

Таким чином, отримане вище рівняння (3.97) ізотермічної фільтрації газу співпадає з рівнянням Бусінеска (3.102) для напору при безнапірному фільтраційно-

му руху рідини. З порівняння систем рівнянь для моделей процесу усталеного фільтрування у випадку одномірної схеми плинунестислиивої рідини та газу витікає, що вони є еквівалентними з точністю до заміни тиску p на функцію Лейбензона P , а швидкості фільтрації u на масову швидкість фільтрації pu . Така аналогія, вперше виявлена Лейбензоном Л.С. [97, 99, 210], дозволяє розглядати дослідження ізотермічної фільтрації газу та безнапірних течій нестискаємої рідини як одну задачу. Враховуючи, що геометрія розрахункової області (фільтр-елементу) та граничні умови в постановці задачі співпадають, то й розв'язки мають однаковий вигляд. Таким чином, якщо в розв'язках, що описують фільтраційних рух нестискаємої рідини або газу, здійснити вказану заміну відповідних функцій, то можна отримати залежності, які будуть справедливі для фільтрування іншого середовища. Системи основних рівнянь теорії фільтрування в анізотропному середовищі виглядають аналогічно і можуть бути отримані заміною в вихідних та остаточних системах закону Дарсі для ізотропних середовищ на закон Дарсі для анізотропних пористих середовищ [99].

У відповідності до раніше прийнятих припущень, фільтруючі елементи в інерційно-фільтруючих сепараційних каналах працюють в режимі самоочищення ($q_{z+dz}=q_r+q_z$), процес фільтрування усталений (стаціонарний), але представляючи весь шар фільтр-елементу розмірами $B \times H$ (рис.3.8а, б) як сукупність елементарних об'ємів dV (рис.3.8г) необхідно враховувати, що внаслідок непроникності стінки 1 (рис.3.8) сепараційного каналу в суміжних вище та нижче розташованих елементарних об'ємах відбувається неоднакове накопичення рідини (рис.3.8в). При моделюванні процесів фільтрування та розрахунках волокнистих фільтр-елементів слід враховувати, що в нижче розташовані елементи потрапляє як краплинна рідина з криволінійного сепараційного каналу при частковому проходженні газокраплинним потоком шару фільтру, так і сепарована рідина, що стікає з вище розташованих елементів шару фільтру. Внаслідок того, що товщина шару фільтру δ_ϕ по висоті каналу є незмінною (рис.3.8а), поступове додаткове накопичення рідини в нижче розташованих шарах призводить до повного заповнення вільного об'єму в деякому перетині по висоті фільтр-елементу H після якого доцільно здійснити відведення плівки рідини з фільтр-елементів до відокремлених дренажних каналів, для чого необхідно ви-

значити оптимальну висоту h розташування на стінках подвійних жалюзей в областях западин переливних жолобів для поступеневого відведення сепарованої рідини з інерційно-фільтруючого сепараційного каналу (рис.6.2). В протилежному випадку сепарована рідина, яка повністю заповнює шар волокнистого фільтру, внаслідок непроницності стінок криволінійного сепараційного каналу почне виходити на бокові поверхні (поверхні висачування) закріплених на них полос фільтр-елементів та стікати у вигляді плівки вздовж межі розділу фаз, що нівелює всі переваги інерційно-фільтруючого способу сепарації, при високо інтенсивних гідродинамічних режимах руху газового потоку підвищує вірогідність вторинного унесення бризок, підвищення гідравлічного опору та зниження ефективності сепарації в цілому. При цьому товщина плівки сепарованої рідини δ , що стікає під дією сили тяжіння, сягає товщини шару фільтру δ_ϕ ($\delta = \delta_\phi$). Визначити оптимальну висоту розташування переливних жолобів h , m , можна виходячи з оцінки співвідношення вільного об'єму та пропускної здатності (визначається товщиною δ_ϕ та площею прохідного перетину S_ϕ) шару фільтр-елементу, а також кількості сепарованої рідини, що визначається її об'ємною витратою з урахуванням середньої швидкості стікання у шарі фільтру (швидкості фільтрації u , м/с) інерційно-фільтруючого сепараційного каналу.

З урахуванням вище викладених міркувань про аналогію моделей фільтрування рідини та газу, математична модель для розв'язання задачі з визначення характеристик (розподілу тиску p , Па, та швидкості фільтрування u , м/с) усталеного фільтраційного руху рідини в шарі фільтр-елементу задається системою рівнянь:

$$\begin{cases} \Delta p = 0, \\ \vec{u} = -\frac{k}{\mu}(\text{grad } p - \rho g), \end{cases} \quad (3.103)$$

або в проєкціях на циліндричну систему координат (рис.3.8):

$$\begin{cases} \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial p}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 p}{\partial \phi^2} + \frac{\partial^2 p}{\partial z^2} = 0, \\ \left\{ u_r = -\frac{k}{\mu} \frac{\partial p}{\partial r}, u_\phi = -\frac{k}{\mu} \frac{\partial p}{\partial \phi}, u_z = \frac{k}{\mu} \left(\frac{\partial p}{\partial z} + \rho g \right) \right\}. \end{cases} \quad (3.104)$$

У відповідності до прийнятої схеми руху рідини у нескінченно малому еле-

менті шару волокнистого фільтру (рис.3.8г) та з умови неперетікання крізь бокові грані з сусідніх елементів внаслідок анізотропності матеріалу волокнистого фільтру:

$$\frac{\partial p}{\partial \varphi} = 0, \quad (3.105)$$

а, відповідно,

$$p=p(r,z), \quad (3.106)$$

$$u_\varphi=0, u_r=u(z), u_z=u(r,z). \quad (3.107)$$

За умов, що визначаються залежностями (3.105)-(3.107), система рівнянь (3.104) матиме вигляд:

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial p}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 p}{\partial z^2} = 0, \quad (3.108)$$

$$u_r = -\frac{k}{\mu} \frac{\partial p}{\partial r}, \quad (3.109)$$

$$u_z = \frac{k}{\mu} \left(\frac{\partial p}{\partial z} + \rho g \right). \quad (3.110)$$

В умовах усталеного процесу для випадку безнапірного фільтраційного руху нестисливої рідини з вільною поверхнею тиск у верхніх шарах волокнистого фільтр-елементу та на його поверхні з боку каналу постійний та дорівнює тиску в інерційно-фільтруючому сепараційному каналі p_r , Па, а тиск в плівці рідини вздовж вісі z (по висоті шару фільтру) розподіляється по гідростатичному закону [100]:

$$p=p_r+\rho gz, \quad (3.111)$$

а напір вздовж кожного вертикального елементарного елементу волокнистого фільтру визначається залежністю (3.100).

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

$$p=p(r,z)=a(z)+b(z)r. \quad (3.112)$$

Виходячи з граничних умов в плівці рідини на стінці каналу ($r=r_2$) та вільній поверхні сепарованої рідини (поверхні висачування) в шарі фільтру ($r=r_2-\delta$), визначається залежність для розподілу тиску $p(r,z)$, Па, в плівці сепарованої рідини:

$$p|_{r=r_2} = a + br_2 = p_r + \rho gz, \quad (3.113)$$

$$p|_{r=r_2-\delta} = a + b(r_2 - \delta) = p_r, \quad (3.114)$$

$$b = \frac{\rho g z}{\delta(z)}, \quad a = p_r + \rho g z - \frac{\rho g z}{\delta(z)} r_2, \quad (3.115)$$

$$p(r, z) = p_r + \rho g z \left(1 - \frac{r_2 - r}{\delta(z)} \right), \quad (3.116)$$

де $\delta(z)$ – товщина плівки сепарованої рідини в шарі фільтру на висоті z (у відповідності до розрахункової схеми рис.3.8г, $\delta(z)=r_2-r$), м.

У відповідності до припущення про характер розподілу тиску в плівці сепарованої рідини по товщині шару волокнистого фільтру (вздовж r) та на вільній поверхні розмежування фаз, система рівнянь (3.109), (3.110) матиме вигляд:

$$u_r(z) = \frac{k}{\mu} \frac{\rho g z}{\delta(z)}, \quad (3.114)$$

$$u_z(r, z) = \frac{k}{\mu} \rho g \left(1 - \frac{r_2 - r}{\delta(z)} + z(r_2 - r) \frac{d\delta(z)}{\delta^2(z)} \right). \quad (3.115)$$

Аналізуючи складові рівняння нерозривності (неперервності, суцільності) потоку для стаціонарного процесу стікання плівки рідини в шарі волокнистого фільтру за умов, що визначаються залежностями (3.107):

$$\frac{\partial u_r}{\partial r} + \frac{\partial u_z}{\partial z} = 0, \quad (3.116)$$

з залежності (3.114) витікає, що $\frac{\partial u_r}{\partial r} = 0$, тоді $u_z = \text{const}$, а на межі $r_2 - r = \delta$:

$$u_z = \frac{k}{\mu} \rho g \frac{z}{\delta} \frac{d\delta}{dz} = \text{const}. \quad (3.117)$$

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

$$\frac{d\delta}{\delta} = \frac{\mu}{k \rho g} u_z \frac{dz}{z}, \quad (3.118)$$

після інтегрування,

$$\ln \delta = \frac{\mu}{k \rho g} u_z \ln z + \ln C, \quad (3.119)$$

$$\delta = Cz^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}. \quad (3.120)$$

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

$$\delta_\phi = Ch^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}. \quad (3.121)$$

З останнього співвідношення витікає залежність для визначення константи інтегрування С:

$$C = \frac{\delta_\phi}{h^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}}. \quad (3.122)$$

Підставляючи отриману залежність (3.122) для константи інтегрування С в залежність (3.120) отримаємо залежність для визначення розподілу рідини в шарі волокнистого фільтру:

$$\delta = \delta_\phi \left(\frac{z}{h} \right)^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}. \quad (3.123)$$

З рівняння витрати для кількості краплинної рідини q_r , кг/с, що потрапляє в шар фільтру з криволінійного сепараційного каналу, та кількості сепарованої рідини, що плівкою стікає з вище розташованих шарів фільтру q_z , кг/с (рис.3.8г):

$$\frac{q_r}{\rho r \phi} = \int_0^h u_r dz = \int_0^h \frac{k}{\mu} \rho g \frac{z}{\delta(z)} dz, \quad (3.124)$$

$$\frac{q_z}{\rho r \phi} = u_z \delta. \quad (3.125)$$

Після підстановки залежності (3.123) в рівняння (3.124), інтегрування та спрощень:

$$\frac{q_r}{\rho r \phi} = \frac{k}{\mu} \rho g \int_0^h \frac{z}{\delta_\phi \left(\frac{z}{h} \right)^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}} dz = \frac{k}{\mu} \rho g \frac{h^{2 - \frac{\mu}{k\rho g} u_z}}{2 - \frac{\mu}{k\rho g} u_z} \frac{h^{\frac{\mu}{k\rho g} u_z}}{\delta_\phi} = \frac{k\rho g}{\mu} \frac{h^2}{2 - \frac{\mu}{k\rho g} u_z} \frac{\delta_\phi}{\delta_\phi}. \quad (3.126)$$

З рівняння (3.126) можна отримати залежність для визначення необхідної висоти розташування переливних жолобів h , м, для відведення сепарованої рідини з інерційно-фільтруючих до дренажних каналів:

$$h = \sqrt{\frac{\mu}{k} \frac{q_r}{\rho^2 g r \varphi} \left(2 - \frac{\mu}{k \rho g} u_z \right) \delta_\phi}. \quad (3.127)$$

Питома витрата рідини dq_r , кг/с, що потрапляє в елементарний об'єм dV , м³, шару фільтру з криволінійного сепараційного каналу, визначається у відповідності до формули Дюпюї [99, 100], яка отримана з системи рівнянь (3.103) для одномірного плоскорадіального фільтраційного потоку нестисливої рідини крізь бокову поверхню волокнистого фільтр-елементу:

$$dq_r = \frac{2\pi\phi k (p_r - p(z)) dz}{360\mu \ln(r_2/r)}. \quad (3.128)$$

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

$$q_z = \rho u_z S_\phi = \rho u_z \frac{1}{2} \left(\pi r_2^2 \frac{\Phi}{180} - V(r_2 - \delta_\phi) \right). \quad (3.129)$$

При відомому значенні ефективності сепарації η газокраплинного потоку, з рівняння (3.129) можна визначити потрібну площу перетину S_ϕ тонкошарового фільтруючого елементу, яка забезпечить ефективне відведення півки сепарованої рідини уникаючи прямого контактування з газокраплинним потоком в інерційно-фільтруючому сепараційному каналі.

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

3.3. Вторинні процеси при інерційно-фільтруючій сепарації аеродисперсних систем

Під вторинними процесами, що супроводжують основний процес сепарації аеродисперсних систем, зазвичай розуміють явища, які незалежно від їх природи викликають зміну ефективності η та гідравлічного опору Δp сепараційних пристроїв [171, 243, 369, 392, 393]. Внаслідок складності та різноманіття вторинних процесів вони залишаються маловивченими, незважаючи на їх визначальне практичне значення та суттєвий вплив на ефективність та інтенсивність протікання основного процесу сепарації. Найчастіше вторинні процеси, що супроводжують основний процес сепарації, здійснюють негативний вплив на процес розділення гетерогенних систем, чим погіршують гідравлічні та сепараційні показники обладнання.

Вторинні процеси в інерційно-фільтруючих сепараційних пристроях, що призводять до зміни ступеня розділення (ефективності сепарації) газорідних потоків, можуть бути викликані різними причинами: співосадження та коагуляція дисперсних часток, механічні коливання та деформації, що впливають на ефективність інерційного зіткнення та гідравлічний опір, капілярні явища та деструкція в волокнистих фільтрах, вторинне унесення вловлених часток з криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів турбулентним газовим потоком та інші [243].

При інерційно-фільтруючій сепарації вловлювані дисперсні частки (краплі, що утворюють плівку рідини, можуть нерівномірно розподілятися по стінках криволінійних інерційних сепараційних каналів та волокнах фільтруючих елементів. Причому, внаслідок прояву таких адгезійних ефектів, як змочуваність/незмочуваність, поверхневий натяг, капілярність і т.п., частки з газокраплинного потоку по мірі накопичення починають осаджуватися переважно на вже осаджених. Таке явище відоме як співосадження [393], додатково ускладнюється розтіканням осаджених вискодисперсних краплин з подальшим злиттям їх в краплі більшого розміру або з утворенням плівки рідини на поверхні жалюзей і на волокнах фільтру, накопиченням рідини в місцях западин жалюзей і схрещування волокон, злипанням сусідніх волокон внаслідок дії капілярних сил при змочуванні фільтру, що призводить також

до підвищення неоднорідності структури шару фільтруючого матеріалу. Дослідження закономірностей перелічених вторинних процесів визначають оптимальні режими відведення вловленої рідини для упередження вторинного бризкоунесення, зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності інерційно-фільтруючих сепараторів (підрозд.4.1.3). Вірогідність відриву та унесення бризок з інерційно-фільтруючих сепараційних каналів обумовлена адгезійними (між дисперсною фазою та сепараційними елементами (поверхні жалюзей та волокон)) та когезійними (між краплями в шарі (плівці) рідини) ефектами, які є проявом дії молекулярних, міжмолекулярних (Ван-дер-Ваальсових), капілярних сил та інших, які залежать від розміру та форми дисперсних часток, мікрогеометрії сепараційних поверхонь жалюзей та волокнистих фільтруючих елементів, вологовмісту газокраплинного потоку, часу контакту та інших факторів. Як було з'ясовано літературним оглядом (розд.1), закономірності прояву адгезійних та когезійних сил в гравітаційно-інерційних сепараторах та волокнистих фільтр-коалесцерах вивчені недостатньо внаслідок високої їх складності, і лише в окремих випадках визначено співвідношення для якісної оцінки сил, що утримують дисперсні частки, та аеродинамічних або інших сил, що сприяють міграції та унесенню вловлених часток [80, 117, 393]. При цьому відомо [171], що в апаратах різних типів і в інерційно-фільтруючих сепараторах відповідно, ступінь сепарації газодисперсних потоків може бути підвищений, а процес сепарації інтенсифікований за рахунок попереднього укрупнення в результаті конденсаційного зростання (підрозд.5.1, 5.2) або коагуляції (підрозд.5.3) зважених часток (краплин) у турбулентному газовому потоці. Вказані явища особливо мають значення у процесах інерційно-фільтруючої сепарації високодисперсної краплинної рідини у вигляді конденсаційного туману. Тому аналіз впливу таких складних процесів, як утворення та конденсаційного зростання краплин рідини, коалесценції краплин конденсату, фазових перетворень у випадку інерційно-фільтруючої сепарації зі сполученим тепломасообміном на ефективність процесів сепарації багатоконпонентних газоконденсатних систем постає окремою задачею дисертаційних досліджень (вступ, розд.5). Таким чином, при здійсненні процесів інерційно-фільтруючої сепарації слід намагатися взаємно уникати негативного впливу та використовувати позитивні ефекти від

протікання вторинних процесів для інтенсифікації та підвищення ефективності основного процесу сепарації, покращення гідравлічних та сепараційних показників обладнання. Так, з цією метою по-перше пропонується застосовувати широко відомий в колах фахівців спосіб накладення акустичних коливань на газокраплинний потік в криволінійних каналах насадкових жалюзійних сепараційних блоків, які викликають інтенсивну механічну вібрацію високодисперсних зважених часток (краплин) у газокраплинному потоці, що призводить до різкого збільшення кількості їх зіткнень та коагуляції краплин (акустична коагуляція) у краплі суттєво більших розмірів, вірогідність вловлювання яких за механізмами інерційного вловлювання та фільтрування значно зростає, а відповідно підвищується ефективність та інтенсивність процесу сепарації [258, 275]. По-друге, для підвищення ефективності сепарації у широкому діапазоні навантажень по газовій фазі запропоновано змінювати траєкторії руху суцільної та, відповідно, дисперсної фаз, а для цього в конструкції інерційно-фільтруючих криволінійних сепараційних каналів пропонується застосовувати пружні та рухомі елементи (стінки каналів, направляючі відбійники, фільтр-елементи), що динамічно регулюють прохідний перетин по криволінійному каналу, швидкість газокраплинного потоку, відхиляють (направляють) траєкторії його руху або змінюють кут атаки сепараційних елементів [149, 297, 305, 309, 310, 320].

Розглядаючи турбулізовані газодисперсні потоки, які коливаються в звуковому полі, рух окремих високодисперсних часток представляється ще більш складним та інтенсивним, в якому виділяють складові, обумовлені броунівським рухом, конвекційними течіями та турбулентними пульсаціями середовища, коливальним рухом суцільної фази, внаслідок якого частки поступально рухаються («дрейфують») під дією ефектів другого порядку (асиметрія звукових хвиль і т.п.), заволікаються в поступальний («циркуляційний») рух середовища з накладеними на нього акустичними коливаннями («акустичний вітер»), приймаючи в той же час участь і в турбулентних пульсаціях середовища, здійснюють складне пересування, обумовлене гідродинамічною взаємодією с сусідніми частками [133, 258].

Для створення в газокраплинному потоці ефекту, подібного до акустичної коагуляції [258], пропонується застосувати в якості джерела вібрацій (механічних

коливань) безпосередньо стінки криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів. Тоді нехтуючи нелінійними конвективними членами, здійснено спробу отримати аналітичний розв'язок системи диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса (1.29) в проекціях на прямокутну Декартову систему координат для випадку ізотермічного плоского плинну в криволінійному каналі, напівбескінечному по ширині та із стінкою (жалюзь), яка здійснює малі коливання впоперек каналу [303]:

$$\begin{cases} \rho \frac{\partial u}{\partial t} = -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \right), \\ \rho \frac{\partial v}{\partial t} = -\frac{\partial p}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} \right), \end{cases} \quad (3.130)$$

де u, v – компоненти швидкості потоку в напрямку осей x, y відповідно, м/с; p – тиск у розглядаємій крапці потоку, Н/м².

В такій постановці задачі моделювань компоненти u та v швидкості потоку і тиск p є функціями координат x, y і часу t .

Приймаючи початкові умови нульовими, визначаємо граничні умови задачі:

$$\begin{cases} u(0, y, t) = u_0(y), \quad u(x, 0, t) = 0, \quad u(x, h, t) = 0, \\ v(0, y, t) = 0, \quad v(x, 0, t) = f(x)\varphi(t), \quad v(x, h, t) = 0, \\ p(0, y, t) = p_0, \end{cases} \quad (3.131)$$

де $u_0(y)$ – профіль швидкості потоку у вхідному перерізі каналу, м/с; h – характерний лінійний розмір (висота, ширина) каналу, м; $f(x)$ – функція форми коливань стінки; $\varphi(t)$ – тимчасова функція коливань стінки; p_0 – тиск на вході в канал, Па.

Застосуємо інтегральні перетворення Лапласа за параметрами t та x :

$$U_1(y, t) = L_x[u(x, y, t)] = \int_0^\infty u(x, y, t) e^{-sx} dx, \quad (3.132)$$

$$U(y) = L_t[U_1(y, t)] = \int_0^\infty U_1(y, t) e^{-\tau t} dt,$$

$$V_1(y, t) = L_x[v(x, y, t)] = \int_0^\infty v(x, y, t) e^{-sx} dx, \quad (3.133)$$

$$V(y) = L_t[V_1(y, t)] = \int_0^\infty V_1(y, t) e^{-\tau t} dt,$$

$$P_1(y, t) = L_x [p(x, y, t)] = \int_0^{\infty} p(x, y, t) e^{-sx} dx, \quad (3.134)$$

$$P(y) = L_t [P_1(y, t)] = \int_0^{\infty} P_1(y, t) e^{-\tau t} dt,$$

где U_1, V_1, P_1, U, V, P – образи; s, τ – параметри перетворень.

В результаті рівняння нерозривності (1.28), система рівнянь Нав'є-Стокса (1.29) і граничні умови набувають вигляду:

$$\begin{cases} sU - \frac{u_0}{\tau} + V' = 0, \\ sP - \frac{p_0}{\tau} + \rho\tau U = \mu \left(s^2U - \frac{su_0}{\tau} + U'' \right), \\ P' + \rho\tau V = \mu (s^2V + V''), \\ U(0) = 0, \quad U(h) = 0, \quad V(0) = L_x L_t, \quad V(h) = 0, \end{cases} \quad (3.135)$$

де «'» – знак диференціювання за параметром y ; L_x, L_t – образи в інтегральних перетвореннях функцій $f(x)$ та $\varphi(t)$ за відповідними параметрами.

Образ U , виражений з першого рівняння системи (3.135),

$$U = \frac{u_0}{s\tau} - \frac{V'}{s}, \quad (3.136)$$

дозволяє виразити образ P з другого рівняння системи (3.135):

$$P = \frac{1}{s} \left[\frac{p_0}{\tau} + \mu \left(-sV' + \frac{u_0''}{s\tau} - \frac{V'''}{s} \right) - \rho\tau \left(\frac{u_0}{s\tau} - \frac{V'}{s} \right) \right]. \quad (3.137)$$

При цьому третє рівняння системи (1.135) після тотожних перетворень наби-
рає наступного вигляду:

$$V'''' + 2s^2(1 - \kappa)V'' + s^4(1 - 2\kappa)V = \frac{u_0'''}{\tau} - \frac{u_0'}{v}, \quad (3.138)$$

де κ – безрозмірний параметр, що враховує вплив локальних сил інерції.

$$\kappa = \tau / (2vs^2). \quad (3.139)$$

Відмітимо наперед, що у разі $\kappa \gg 1$ загальне рішення рівняння (3.138), що за-
довольняє граничним умовам, пропорційне $\sin(s(h-y))/\sin(sh)$, а відшуканий оригі-
нал $v=0$ суперечить фізичному сенсу задачі. Надалі доцільним є розгляд рівняння

(3.138) для випадку $\kappa \ll 1$, що за теоремою про кінцеве значення перетворення відповідає квазістаціонарній постановці завдання.

Задаємо профіль швидкості потоку на вході в канал:

$$u_0 = \frac{6q_0}{h^3} y(h-y), \quad (3.140)$$

$$q_0 = \int_0^h u_0(y) dy. \quad (3.141)$$

З урахуванням залежності (3.140) рівняння (3.138) зводиться до вигляду неоднорідного біквдратного диференціального рівняння:

$$V'''' + 2s^2 V'' + s^4 V = -\frac{u_0'}{v}, \quad (3.142)$$

загальний розв'язок якого

$$V(y) = C_1 \sin(sy) + C_2 \cos(sy) + sy(C_3 \sin(sy) + C_4 \cos(sy)) - \frac{u_0'}{vs^4}. \quad (3.143)$$

Отже, вираження (1.136) набуває вигляду:

$$U(y) = \frac{u_0}{s\tau} - C_1 \cos(sy) + C_2 \sin(sy) - C_3 (\sin(sy) + sy \cos(sy)) - C_4 (\cos(sy) - sy \sin(sy)). \quad (3.144)$$

Константи інтегрувань C_1, C_2, C_3, C_4 визначаються з граничних умов системи (3.135):

$$\left\{ \begin{array}{l} U(0) = \frac{u_0(0)}{s\tau} - C_1 - C_4 = 0, \\ U(h) = \frac{u_0(h)}{s\tau} - C_1 \cos(sh) + C_2 \sin(sh) - C_3 (\sin(sh) + sh \cos(sh)) - \\ - C_4 (\cos(sh) - sh \sin(sh)) = 0, \\ V(0) = C_2 - \frac{u_0'}{vs^4} = L_x L_t, \\ V(h) = C_1 \sin(sh) + C_2 \cos(sh) + sh (C_3 \sin(sh) + C_4 \cos(sh)) - \frac{u_0'}{vs^4} = 0. \end{array} \right. \quad (3.145)$$

Враховуючи, що $u_0(0)=u_0(h)=0$, в результаті розв'язання системи лінійних алгебраїчних рівнянь (3.145) отримаємо значення констант інтегрування:

$$C_1 = -C_4 = \frac{\text{sh} + \frac{1}{2} \sin 2(\text{sh})}{s^2 h^2 - \sin^2(\text{sh})} L_x L_t + \frac{2 \sin^2(\text{sh})}{\text{sh} + \sin(\text{sh})} \frac{u'_0}{vs^4},$$

$$C_2 = L_x L_t + \frac{u'_0}{vs^4},$$

$$C_3 = -\frac{\sin^2(\text{sh})}{s^2 h^2 - \sin^2(\text{sh})} L_x L_t + \frac{\sin(\text{sh})}{\text{sh} + \sin(\text{sh})} \frac{u'_0}{vs^4}.$$

Отже образи U , V , P мають вигляд:

$$U(y) = \frac{u_0(y)}{s\tau} + L_x L_t F_{U1}(y) + \frac{u'_0}{v} F_{U2}(y), \quad (3.146)$$

$$V(y) = L_x L_t F_{V1}(y) + \frac{u'_0}{v} F_{V2}(y), \quad (3.147)$$

$$P(y) = \frac{p_0}{s\tau} + \frac{\mu}{s^2} \left(\frac{u''_0}{\tau} - \frac{u_0}{v} \right) + \mu L_x L_t s \left[F_{P1}(y) - \frac{\tau}{vs^2} F_{U1}(y) \right] + \rho s \left[F_{P2}(y) - \frac{\tau u'_0}{vs^2} F_{U2}(y) \right]. \quad (3.148)$$

де введені допоміжні образи

$$F_{U1}(y) = -\frac{\text{sh} + \frac{1}{2} \sin(2\text{sh})}{s^2 h^2 - \sin^2(\text{sh})} sy \sin(sy) + \frac{\sin^2(\text{sh})}{s^2 h^2 - \sin^2(\text{sh})} (\sin(sy) + sy \cos(sy)) + \sin(sy),$$

$$F_{U2}(y) = \frac{1}{s^4} \left[\frac{2 \sin^2(\text{sh})}{\text{sh} + \sin(\text{sh})} sy \sin(sy) - \frac{\sin(\text{sh})}{\text{sh} + \sin(\text{sh})} (\sin(sy) + sy \cos(sy)) + \sin(sy) \right],$$

$$F_{V1}(y) = \frac{\text{sh} + \frac{1}{2} \sin(2\text{sh})}{s^2 h^2 - \sin^2(\text{sh})} (\sin(sy) - sy \cos(sy)) - \frac{\sin^2(\text{sh})}{s^2 h^2 - \sin^2(\text{sh})} sy \sin(sy) + \cos(sy);$$

$$F_{V2}(y) = \frac{1}{s^4} \left[\frac{2 \sin^2(\text{sh})}{\text{sh} + \sin(\text{sh})} (\sin(sy) - sy \cos(sy)) + \frac{\sin(\text{sh})}{\text{sh} + \sin(\text{sh})} sy \sin(sy) + \cos(sy) - 1 \right],$$

$$F_{P1}(y) = F_{U1}(y) + \frac{F''_{U1}(y)}{s^2},$$

$$F_{P2}(y) = u'_0 F_{U2}(y) + \frac{[u'_0 F_{U2}(y)]''}{s^2}.$$

Аналітичне визначення оригіналів по формулах Рімана-Мелліна не представ-

ляється можливим. В даному випадку зважаючи на виконання умов абсолютної збіжності $F_{U1,2}$, $F_{V1,2}$ визначимо оригінали допоміжних образів по теоремі про вирахування:

$$f_{u1,2}(x, y) = \operatorname{Res}_{s=s_0} (e^{sx} F_{U1,2}) = \frac{1}{(n-1)!} \lim_{s \rightarrow s_0} \frac{d^{n-1}}{ds^{n-1}} \left[(s - s_0)^n e^{sx} F_{U1,2} \right], \quad (3.149)$$

$$f_{v1,2}(x, y) = \operatorname{Res}_{s=s_0} (e^{sx} F_{V1,2}) = \frac{1}{(n-1)!} \lim_{s \rightarrow s_0} \frac{d^{n-1}}{ds^{n-1}} \left[(s - s_0)^n e^{sx} F_{V1,2} \right], \quad (3.150)$$

$$f_{p1,2}(x, y) = \operatorname{Res}_{s=s_0} (e^{sx} F_{P1,2}) = \frac{1}{(n-1)!} \lim_{s \rightarrow s_0} \frac{d^{n-1}}{ds^{n-1}} \left[(s - s_0)^n e^{sx} F_{P1,2} \right], \quad (3.151)$$

де $s_0=0$ – єдиний корінь рівнянь $s^2 h^2 - \sin^2(sh) = 0$ та $s^4 (sh + \sin(sh))$ кратності $n=4$.

Застосування правила Лопіталя для регулярних функцій комплексної змінної s , які перетворюються в невизначеність $\{0/0\}$, дозволяє отримати залежності (3.149)-(3.151) в явному вигляді. З урахуванням вище отриманих залежностей для допоміжних образів отримаємо:

$$f_{u1}(x, y) = \frac{6y(h-y)}{h^3}, \quad (3.152)$$

$$f_{v1}(x, y) = \left(1 - \frac{y}{h}\right)^2 \left(1 + \frac{2y}{h}\right) \delta(x), \quad (3.153)$$

$$f_{p1}(x, y) = \frac{3x^2}{h^3}, \quad (3.154)$$

$$f_{u2}(x, y) = f_{v2}(x, y) = f_{p2}(x, y) = 0, \quad (3.155)$$

що відповідає образам

$$F_{U1}^*(y) = \frac{6y(h-y)}{h^3 s}, \quad (3.156)$$

$$F_{V1}^*(y) = \left(1 - \frac{y}{h}\right)^2 \left(1 + \frac{2y}{h}\right), \quad (3.157)$$

$$F_{P1}^*(y) = \frac{6}{h^3 s^3}, \quad (3.158)$$

$$F_{U2}^*(y) = F_{V2}^*(y) = F_{P2}^*(y) = 0, \quad (3.159)$$

де $\delta(x)$ – дельта-функція Діраку першого роду. Знак «*» вказує на альтернативний

варіант запису образів.

Застосовуючи до залежностей (3.146)-(3.148) зворотне перетворення Лапласа по параметру τ , з урахуванням залежностей (3.156)-(3.159) для $t \gg 0$ отримаємо:

$$U_1(y, t) = \frac{u_0(y)}{s} + L_x \varphi(t) F_{U_1}(y), \quad (3.160)$$

$$V_1(y, t) = L_x \varphi(t) F_{V_1}(y), \quad (3.161)$$

$$P_1(y, t) = \frac{p_0}{s} + \mu \left[\frac{u_0''}{s^2} + s L_x \varphi(t) F_{P_1}(y) \right]. \quad (3.162)$$

Подальше застосування інтегралів Дюамеля по теоремі про згортку оригіналів

$$f(x) \circ \delta(x) = \int_0^{\infty} f(x - \xi) \delta(\xi) d\xi = f(x),$$

$$L_x^{-1} \left(\frac{L_x}{s} \right) = \int_0^x f(\xi) d\xi = F_1(x),$$

$$L_x^{-1} \left(\frac{L_x}{s^2} \right) = \int_0^x \int_0^{\eta} f(\xi) d\xi d\eta = F_2(x),$$

дозволяє визначити відшукувані функції:

$$u(x, y, t) = u_0(y) + \frac{6y(h-y)}{h^3} F_1(x) \varphi(t),$$

$$v(x, y, t) = \left(1 - \frac{y}{h}\right)^2 \left(1 + \frac{2y}{h}\right) f(x) \varphi(t), \quad (3.163)$$

$$p(x, y, t) = p_0 + \mu \left[u_0''(y) x - \frac{12}{h^3} F_2(x) \varphi(t) \right] + \frac{6\mu y(h-y)}{h^3} f(x) \varphi(t).$$

Зокрема, якщо рухома стінка має синусоїдальну форму з довжиною хвилі L_0 , і здійснює моногармонійні коливання з амплітудою віброшвидкості a і частотою ω_0 , то з урахуванням залежності (3.140) мають місце співвідношення:

$$f(x) = \sin(\lambda x),$$

$$\varphi(t) = a \sin(\omega_0 t),$$

де введено параметр $\lambda = 2\pi/L_0$,

$$\begin{aligned}
u(x, y, t) &= \frac{6y(h-y)}{h^3} \left[q_0 + \frac{a}{\lambda} (1 - \cos(\lambda x)) \sin(\omega_0 t) \right], \\
v(x, y, t) &= \left(1 - \frac{y}{h} \right)^2 \left(1 + \frac{2y}{h} \right) a \sin(\lambda x) \sin(\omega_0 t), \\
p(x, y, t) &= p_0 - \frac{12\mu}{h^3} \left(q_0 x + \frac{\lambda x - \sin(\lambda x)}{\lambda^2} a \sin(\omega_0 t) \right) + \\
&+ \frac{6\mu y(h-y)}{h^3} a \sin(\lambda x) \sin(\omega_0 t).
\end{aligned} \tag{3.164}$$

Таким способом представляється можливим здійснювати не лише коагуляцію вискодисперсних туманів, а й ефективно очищення запилених потоків. У таких випадках, враховуючи початкову полідисперсність фракційного складу, часто виникає необхідність додатково класифікувати фракції твердих часток певного розміру. Так, в певних областях (западинах) на поверхні вібруючих криволінійних пластин відбувається накопичення вловлених дисперсних часток певного розміру (фракції), що припускає фракціонування (класифікацію) дисперсної фази.

Для зменшення гідравлічного опору за високо інтенсивних гідродинамічних режимів руху потоків та підтримки високого значення ефективності сепарації у широкому діапазоні навантажень по фазах в конструкції інерційно-фільтруючих криволінійних сепараційних каналів пропонується застосовувати пружні та рухомі елементи (стілки каналів, направляючі відбійники, фільтр-елементи), що динамічно регулюють прохідний перетин по криволінійному каналу, швидкість газокраплинного потоку, відхиляють (направляють) траєкторії його руху або змінюють кут атаки сепараційних елементів [149, 297, 305, 309, 310, 320]. Тому подальші теоретичні дослідження спрямовані на математичні моделювання процесів газодинамічної сепарації з урахуванням деформації стінок та відбійників в інерційно-фільтруючих криволінійних каналах [149, 279, 297, 338, 414]. Під дією аеродинамічного напору потоку, що направляється в канали з пружними елементами в стінках та відбійних елементах виникають внутрішні напруження, які викликають деформації та змінюють радіус кривизни сепараційних поверхонь. При цьому система "газорідинний потік - пружні елементи" є системою автоматичного регулювання. Враховуючи таку постановку і характер досліджуваної проблеми (напір потоку викликає деформації пруж-

них сепараційних елементів, які впливають на зворотну зміну гідродинамічних параметрів потоку в сепараційному каналі) слід розв'язувати задачу гідроаеропружності, аналітичне вирішення якої викликає ряд труднощів [338]. Для визначення деформацій стінок криволінійних сепараційних каналів в першому наближенні вирішується плоска стаціонарна задача, при цьому розглядається одна напівхвиля криволінійного каналу, а початковими припущеннями є гіпотези Кірхгофа-Лява [139].

Розглянемо нескінченно малий елемент стінки з радіусом кривизни серединної поверхні R , шириною dx , довжиною дуги $ds=Rd\varphi$, де $d\varphi$ — елементарний кут. На стінку товщиною δ діють тиск p і погонні зусилля: окружна розтягувальна сила S , поперечна перерізувальна сила Q_φ , згинальний момент M_φ (рис.3.9) [338].

Необхідні і достатні умови рівноваги нескінченно малого гнучкого пружного елемента [338]:

$$\left\{ \begin{array}{l} \sum F_{ky} = \left(S + \frac{\partial S}{\partial s} ds \right) dx - S dx + \left(Q_\varphi + \frac{\partial Q_\varphi}{\partial s} ds \right) dx \frac{d\varphi}{2} + Q_\varphi dx \frac{d\varphi}{2} = 0, \\ \sum F_{kz} = \left(Q_\varphi + \frac{\partial Q_\varphi}{\partial s} ds \right) dx - Q_\varphi dx - \left(S + \frac{\partial S}{\partial s} ds \right) dx \frac{d\varphi}{2} - \\ - S dx \frac{d\varphi}{2} + p ds dx = 0, \\ \sum m_0(\vec{F}_k) = - \left(Q_\varphi + \frac{\partial Q_\varphi}{\partial s} ds \right) dx \frac{ds}{2} - Q_\varphi dx \frac{ds}{2} + \\ + \left(M_\varphi + \frac{\partial M_\varphi}{\partial s} ds \right) dx - M_\varphi dx = 0, \end{array} \right. \quad (3.165)$$

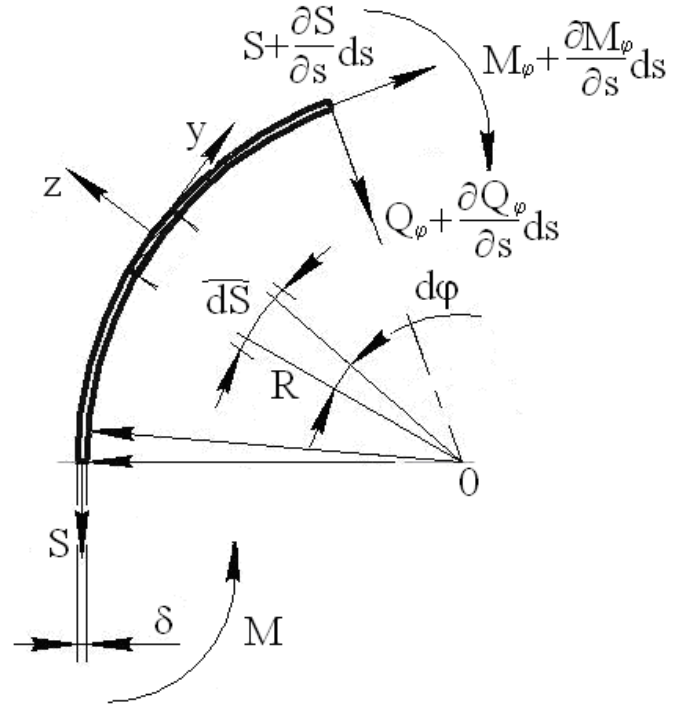


Рисунок 3.9 – Розрахункова схема нескінченно малого гнучкого пружного елемента стінки в сепараційному каналі [149, 279, 297, 338, 414].

які після тотожних перетворень зводяться до рівнянь:

$$\begin{cases} \frac{\partial S}{\partial s} + \frac{Q_\varphi}{R} = 0, \\ \frac{\partial Q_\varphi}{\partial s} - \frac{S}{R} + p = 0, \\ Q_\varphi = \frac{\partial M_\varphi}{\partial s}. \end{cases} \quad (3.166)$$

Зв'язок між внутрішніми інтегральними силовими чинниками M_φ , S і компонентами вектору переміщень в полярній системі координат визначається співвідношеннями:

$$M_\varphi = -D \left(\frac{\partial^2 w}{\partial s^2} - \frac{1}{R} \frac{\partial v}{\partial s} \right), \quad (3.167)$$

$$S = \frac{E\delta}{1-\nu^2} \left(\frac{\partial v}{\partial s} + \frac{w}{R} \right), \quad (3.168)$$

де D – циліндрична жорсткість, Н/м; E – модуль пружності першого роду (модуль Юнга), Па; ν – коефіцієнт Пуассона; v , w – компоненти вектору переміщень уздовж осей y , z відповідно (рис.3.9), м.

$$D = E\delta^3 / [12(1-\nu^2)].$$

Після підстановки залежностей (3.167). (3.168) в систему рівнянь (3.166) отримуємо:

$$\begin{cases} \frac{E\delta}{1-\nu^2} \left(\frac{\partial^2 v}{\partial s^2} + \frac{1}{R} \frac{\partial w}{\partial s} \right) - \frac{D}{R} \left(\frac{\partial^3 w}{\partial s^3} - \frac{1}{R} \frac{\partial^2 v}{\partial s^2} \right) = 0; \\ -D \left(\frac{\partial^4 w}{\partial s^4} - \frac{1}{R} \frac{\partial^3 v}{\partial s^3} \right) - \frac{E\delta}{(1-\nu^2)R} \left(\frac{\partial v}{\partial s} + \frac{w}{R} \right) + p = 0. \end{cases} \quad (3.169)$$

З урахуванням незначної товщини стінки і окружних переміщень ($h \ll R$, $\nu \ll w$) остання система набирає вигляду:

$$\begin{cases} \frac{\partial^2 v}{\partial \varphi^2} + \frac{\partial w}{\partial \varphi} - \frac{\delta^2}{12R} \frac{\partial^3 w}{\partial \varphi^3} = 0, \\ \frac{\partial^4 w}{\partial \varphi^4} + 4\lambda^4 w = \frac{pR^4}{D}, \end{cases} \quad (3.170)$$

де введено параметр $\lambda = \sqrt[4]{3}\sqrt{R/\delta}$.

Загальний розв'язок другого рівняння з системи (3.170), що описує радіальні переміщення стінок каналу, визначається для функцій тиску p у вигляді полінома максимум третього степеня,

$$w(\varphi) = \frac{pR^4}{4\lambda^4 D} + \sin(\lambda\varphi)(c_1 \operatorname{sh}\lambda\varphi + c_2 \operatorname{ch}\lambda\varphi) + \cos(\lambda\varphi)(c_3 \operatorname{sh}\lambda\varphi + c_4 \operatorname{ch}\lambda\varphi) \quad (3.171)$$

і містить константи інтегрування C_1, C_2, C_3, C_4 , які визначаються шляхом задоволення пом'якшених кінематичних і силових граничних умов:

$$w(0) = 0,$$

$$w'(0) = 0,$$

$$w'(\pi) = 0,$$

$$w'''(\pi) = 0.$$

У матричній формі запису

$$\{C\} = -[A]^{-1} \{F\}, \quad (3.172)$$

де $\{C\} = \{C_1; C_2; C_3; C_4\}^T$, $\{F\} = \{1; 0; 0; 0\}^T \cdot pR^4 / (4\lambda^4 D)$ – вектори-стовпці невідомих коефіцієнтів і зовнішньої дії; $[A]$ – матриця коефіцієнтів впливу.

$$[A] = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 1 & 1 & 0 \\ \cos(\lambda\pi)s\delta(\lambda\pi) + \sin(\lambda\pi)c\delta(\lambda\pi); & \cos(\lambda\pi)c\delta(\lambda\pi) + \sin(\lambda\pi)s\delta(\lambda\pi); & -\sin(\lambda\pi)s\delta(\lambda\pi) + \cos(\lambda\pi)c\delta(\lambda\pi); & -\sin(\lambda\pi)c\delta(\lambda\pi) + \cos(\lambda\pi)s\delta(\lambda\pi); \\ \cos(\lambda\pi)s\delta(\lambda\pi) - \sin(\lambda\pi)c\delta(\lambda\pi) & \cos(\lambda\pi)c\delta(\lambda\pi) - \sin(\lambda\pi)s\delta(\lambda\pi) & -\cos(\lambda\pi)c\delta(\lambda\pi) - \sin(\lambda\pi)s\delta(\lambda\pi) & -\cos(\lambda\pi)s\delta(\lambda\pi) - \sin(\lambda\pi)c\delta(\lambda\pi) \end{bmatrix}.$$

Після розв'язання (3.172)

$$C_1 = -\frac{\sin(2\lambda\pi) - s\delta(2\lambda\pi)}{\sin(2\lambda\pi) + s\delta(2\lambda\pi)},$$

$$C_2 = \frac{\cos(2\lambda\pi) - c\delta(2\lambda\pi)}{\sin(2\lambda\pi) + s\delta(2\lambda\pi)},$$

$$C_3 = -\frac{\cos(2\lambda\pi) - c\delta(2\lambda\pi)}{\sin(2\lambda\pi) + s\delta(2\lambda\pi)},$$

$$C_4 = -1.$$

Значення констант C_1, C_2, C_3, C_4 , залежить від параметра λ . Для випадку $R/\delta \gg 1$ $C_1 = -C_2 = C_3 = 1$, а функція прогину (3.171) після тотожних перетворень [303]

$$w(\varphi) = w_{\max} \left[1 + \sqrt{2} e^{-\lambda \varphi} \sin \left(\lambda + \frac{\pi}{4} \right) \varphi \right], \quad (3.173)$$

де максимальний прогин

$$w_{\max} = (1 - \nu^2) \frac{p R^2}{E \delta}. \quad (3.174)$$

Таким чином, в результаті розгляду плоскої стаціонарної задачі про деформацію криволінійного пружного елемента під дією тиску визначено поле переміщень, а також отримано аналітичну залежність для визначення максимального прогину пружних стінок, що дозволяє визначити геометричне положення та прохідний перетин криволінійних каналів інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою.

3.4. Висновки до третього розділу

1. Теорія криволінійного руху краплин рідини в турбулентному газовому потоці є порівняно простою лише за умови низькоінтенсивних гідродинамічних режимів, в той же час відповідні загальні диференціальні рівняння руху залишаються не вирішуваними при аналітичних дослідженнях криволінійного руху газодисперсного потоку за умови високоінтенсивних гідродинамічних режимів і тільки в окремих спрощених випадках можуть бути розв'язані чисельними методами.

2. Аналізом отриманих результатів аналітичного розв'язання рівнянь руху суцільної фази з'ясовано, що вісесиметричний на вході газорідинний потік по мірі руху вздовж криволінійного каналу регулярно з періодичністю $\varphi = \pi$ утворює завихрення (зворотні струми) в області западин по зовнішньому радіусу r_2 , а також пульсації динамічного натиску (збільшення більш ніж в два рази локальних швидкостей в пристінних шарах по відношенню до осередненої швидкості в ядрі потоку) в області виступу і зміни кривизни каналу по внутрішньому радіусу r_1 , як можна судити з розподілу значень поля радіальних і окружних складових локальних швидкостей руху потоку.

3. Представляється доцільним надати хвилеподібної синусоїдальної форми стінкам криволінійного каналу, оптимальної з точки зору припущень про мінімальні втрати тиску (гідравлічний опір), виключивши таким чином з'єднання ділянок криволінійного каналу з напівкілець із стрибкоподібною зміною радіусу кривизни по напрямку руху потоку, тому що в цих областях розподіл поля швидкостей і тисків при русі нев'язкого потоку газу характеризується максимальним значенням окружної складової швидкості, що свідчить про можливе спостереження відривної течії.
4. При необхідності, після вивчення основних закономірностей утворення, руху та сепарації газокраплинних потоків на фізичних моделях інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, в подальшому може бути введено поправку до розв'язку диференціальних рівнянь руху дисперсних часток з турбулентним газовим потоком в криволінійних сепараційних каналах, яка б враховувала взаємодію між частками (краплинами), подрібнення, коагуляцію та конденсаційне зростання.
5. Розв'язанням рівнянь Нав'є-Стокса для одномірного ламінарного руху рідини в плівці та рівнянь балансу сил тяжіння і внутрішнього тертя, а також напружень, що діють на елементарній ділянці, з урахуванням граничних умов, що визначають міжфазне тертя на поверхні плівки і умови прилипання рідини на вертикальній стінці каналу, отримано тотожні залежності, що визначають розподіл швидкостей в умовах руху плівки рідини в полі сили тяжіння, яка стікає ламінарно по стінках каналу без хвилеутворення на міжфазній поверхні плівки.
6. Отримані розв'язки задачі моделювання ламінарного руху сепарованої рідини в плівці, яка стікає по вертикальних стінках сепараційного каналу, невраховують вплив газокраплинного потоку, який перехресно рухається вздовж сепараційних каналів. Врахування взаємодії з газокраплинним потоком на зовнішній границі плівки представляє собою важливу задачу, яка в додаток за умови високотурбулізованого газового потоку може бути ускладнена хвильовими ефектами.
7. На підставі розробленої математичної моделі взаємодії плівки сепарованої рідини, яка стікає по вертикальних стінках, з газокраплинним потоком, який рухається вздовж стінок в сепараційному каналі, можна визначити оптимальну форму трапецієдальних волокнистих або сітчастих фільтруючих елементів з метою ефективного

контактування їх з плівкою рідини та газорідним потоком під певним кутом атаки та здійснити подальше оптимізаційне профілювання сепараційних та дренажних каналів інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв.

8. При профілюванні інерційних криволінійних каналів та фільтруючих елементів інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв слід виходити з міркувань, що товщина шару фільтруючих елементів повинна бути незначна в порівнянні з шириною криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу, а місце доцільного розташування фільтруючих елементів обумовлено геометричними зонами завихрення потоку в інерційних криволінійних каналах.

9. Всі спроби отримати залежності про характер розподілу та міграції в умовах усталеного руху рідини в фільтруючому елементі (режим самоочищення) шляхом осереднення рівнянь Нав'є-Стокса та у відповідності до закону Дарсі зводяться до необхідності експериментального визначення проникності по відомій геометричній структурі волокнистого шару.

10. Враховуючи волокнисту складноплетену структуру пропонованих фільтрувальних елементів, окремою задачею експериментальних досліджень постає з'ясування однаковості фізичних властивостей в різних напрямках (ізотропність, анізотропність), визначення проникності (фільтраційного опору) та утримувальної здатності елементів з волокнистих фільтрувальних матеріалів.

11. З порівняння систем рівнянь для моделей процесу усталеного фільтрування у випадку одномірної схеми плинку нестисливої рідини та газу витікає, що вони є еквівалентними з точністю до заміни тиску на функцію Лейбензона, а швидкості фільтрації на масову швидкість фільтрації.

12. Виявлено можливість взаємного уникнення негативного впливу та використання позитивних ефектів від протікання вторинних процесів на основний процес інерційно-фільтруючої сепарації для покращення гідравлічних і сепараційних показників з застосуванням способів віброкоагуляції та газодинамічної сепарації.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [20, 26, 43, 65, 84, 92, 136, 149, 159, 190, 216, 271, 275, 277, 279, 282, 297, 303, 305, 309, 310, 320, 338, 357, 360, 414].

РОЗДІЛ 4

ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПРОЦЕСІВ
ПРИ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧІЙ СЕПАРАЦІЇ ГАЗОРІДИННИХ
СИСТЕМ ТА ВИЗНАЧЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ХАРАКТЕ-
РИСТИК ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧИХ ГАЗОСЕПАРАТОРІВ4.1. Фізичне та математичне (чисельне) моделювання руху
газокраплинних потоків по сепараційних каналах та фільтруючих
секціях інерційно-фільтруючих газосепараторів

Розглядаючи фізичну модель руху газокраплинного потоку по сепараційних каналах з фільтруючими секціями слід виділити умовно окремі ділянки інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв та процеси, що на них відбуваються (у відповідності до моделей, наведених у розд.3) [84, 282]:

- формування та рух газокраплинного потоку по інерційній секції криволінійного сепараційного каналу;
- інерційне осадження краплин на стінках криволінійних сепараційних каналів з утворенням плівки рідини або рикошет з вторинним унесенням бризок у сепараційний канал в залежності від значення кута атаки газокраплинним потоком поверхні стінок каналів жалюзійного блоку;
- проникнення газокраплинного потоку у фільтруючі секції або вторинне унесення бризок з шару фільтру у сепараційний канал в залежності від значення кута атаки газокраплинним потоком зовнішньої поверхні фільтруючого елементу та ступеня насичення його рідиною;
- осадження та коалесценція високодисперсних часток на волокнах за механізмами фільтрування, утворення, розподіл та міграція плівки сепарованої рідини у шарі фільтруючого матеріалу
- відведення сепарованої рідини з шару фільтруючих елементів крізь отвори в подвійних жалюзях до відокремлених дренажних каналів і потім з інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою.

Таким чином, розробка фізичної моделі руху газокраплинних потоків по сепараційних каналах та фільтруючих секціях інерційно-фільтруючих газосепараторів зводиться до визначення особливостей формування потоку газу та руху (перенесення) краплин рідини у турбулентному газорідинному потоці по інерційно-фільтруючих сепараційних каналах, дослідження процесів сепарації та механізмів вловлювання дисперсних часток (краплин рідини) інерційно-фільтруючими сепараційними елементами з виявленням оптимальних режимів для упередження вторинного бризкоунесення, зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації інерційно-фільтруючих газосепараторів [57, 58, 84, 282].

В основу фізичної моделі покладено сукупність відомих фізичних явищ [193, 288, 289, 345, 349, 350, 392, 393, 406-408]: подрібнення та коагуляція дисперсних часток у турбулентному потоці, турбулентне перенесення дисперсних часток, осадження дисперсних часток з турбулентного потоку седиментацією (гравітаційне та інерційне осадження), співосадження з коалесценцією та конденсаційне зростання краплин, осадження на плівку вловленої рідини (адгезія та когезія) і волокна фільтруючого елемента (за рахунок ефектів інерційного зіткнення, торкання) та інші.

Адекватність розробленої фізичної моделі [57, 58, 84, 282] визначається нерозходженням закладених в неї теоретичних (гідродинамічних) основ процесів інерційно-фільтруючої сепарації з фундаментальними положеннями механіки рідини і газу [220], механіки аеродисперсних систем [407], міграційної теорії процесів турбулентного перенесення та осадження дисперсних часток з турбулентного потоку [259].

Для порівняльної оцінки результатів розв'язання основних рівнянь гідродинаміки, які покладено в основу розглянутих вище математичних моделей руху суцільної (несучої) фази (п.3.1.1) та дисперсних часток з газовим потоком (п.3.1.2) в криволінійних сепараційних каналах, руху сепарованої рідини в плівці, яка стікає по вертикальній стінці сепараційного каналу в полі сили тяжіння (п.3.2.1), розподілу та міграції рідини в волокнистому шарі фільтру (п.3.2.2), а також для розв'язання теоретичних, експериментальних та практичних задач моделювання гідродинаміки (у відповідності до підрозд.2.1) з метою виявлення основних гідродинамічних законо-

мірностей процесів сепарації на моделях інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв (підрозд.2.3) застосовано комплексний підхід (у відповідності до підрозд.2.1), який полягає у використанні на різних рівнях наукових досліджень (емпіричний, теоретичний, загально-логічний) відповідних методів досліджень та аналізу (у відповідності до підрозд.2.2): експериментальної і обчислювальної гідродинаміки, математичного (комп'ютерного) моделювання і візуалізації результатів моделювань. За результатами проведених фізичних та обчислювальних (імітаційних) експериментів одночасно здійснено оптимізаційне гідродинамічне профілювання геометричної конфігурації криволінійних інерційних сепараційних каналів та визначено області доцільного розташування фільтруючих елементів.

4.1.1. Формування потоку газу та краплин рідини у інерційно-фільтруючих газосепараторах, оптимізаційне гідродинамічне профілювання геометричної конфігурації сепараційних каналів

Теоретичним аналізом з'ясовано (підрозд.1.4, 3.1), що краплі рідини з турбулентних газокраплинних потоків осаджуються в насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараційних секціях в основному під дією сил інерції, а роль турбулентного перенесення краплин відносно незначна. Тому при розробці насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараційних секцій для сепараторів особливу увагу слід приділити вибору профілю гофрованих пластин-жалюзей, що утворюють стінки криволінійних інерційних сепараційних каналів, при цьому слід керуватися традиційно відомими при проектуванні насадкових жалюзійних сепараційних пристроїв і відбійників рекомендаціями [172] та виходити з наступних міркувань:

- при профілюванні гофрованих пластин-жалюзей не рекомендується виконувати згинання (формування) з гострими кутами (рис.1.4б, в, г, рис.1.15а, б, в, г, д), такі елементи призводять до місцевого відриву потоку, руйнування та унесення плівки сепарованої рідини (рис.1.7а);
- зменшення відстані між пластинами-жалюзями в загальному випадку завдяки збільшенню питомої поверхні для сепарації призводить до зниження товщини плів-

ки, при цьому критична швидкість газового потоку зростає;

- при надмірному збільшенні кількості пластин-жалюзей в насадковому жалюзійному пакеті і, як наслідок, зменшенні відстані між ними (ширини криволінійних сепараційних каналів) може відбуватися захлинання сепараційних каналів рідиною, що пояснюється наближенням значення товщини плівки від сепарованої рідини, яка стікає по вертикальних стінках, у порівнянні до відстані між стінками (ширини) каналу.

Насадкові жалюзійні блоки інерційно-фільтруючих сепараторів (рис.1.15е, 1.20, 1.21а) представляють собою пакети гофрованих жалюзійних пластин різного профілю (рис.4.1), встановлених вертикально на відстані між ними (ширина каналу) t_k , які утворюють стінки криволінійних сепараційних каналів. Основні конструктивні параметри досліджуваних масштабних моделей криволінійних сепараційних каналів (підрозд.2.3, рис.2.8, 4.1.) наведено у табл.4.1 [20, 43, 84, 136, 155, 159, 216, 271, 277, 282, 352, 357, 360].

Таблиця 4.1 – Основні змінні параметри та характеристики моделей інерційно-фільтруючих сепараційних каналів (рис.2.8)

Параметр	Значення
Продуктивність по газу (повітря) V , м ³ /с	0,01-0,50
Питома витрата рідини до газу (вода/повітря) L/G , кг/кг	0; 0,1; 0,2; 0,3
Ширина сепараційного каналу (відстань між жалюзями) $t_k \times 10^{-3}$, м	100
Висота каналу (жалюзі) $H \times 10^{-3}$, м	150; 600; 900
Радіус гофр жалюзей $r_1 \times 10^{-3}$, м	25; 55; 70; 100
Кут розкриття гофр φ , град	60; 90; 120
Довжина прямолінійних ділянок між гофрами $L \times 10^{-3}$, м	100; 150; 200
Тип фільтрувальних елементів (матеріал)	волокнистий (поліпропілен)

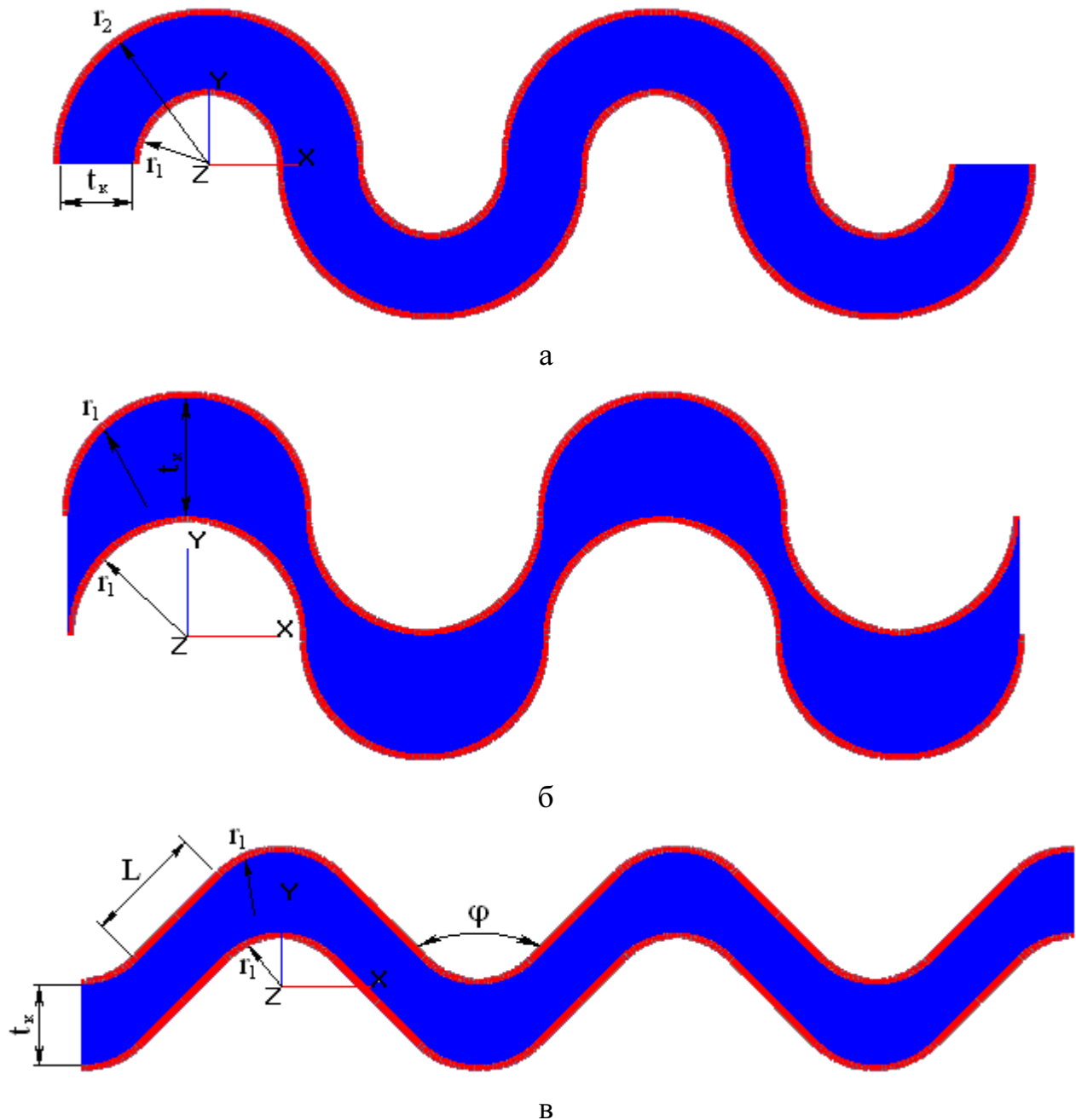


Рисунок 4.1 – Основні конструктивні параметри в горизонтальному перетині криволінійних сепараційних каналів різних типів: а – зі стінками з напівкілець різного радіусу, б – зі стінками з напівкілець однакового радіусу; в – зі стінками синусоїдального профілю [20, 43, 84, 136, 155, 159, 216, 271, 277, 282, 352, 357, 360].

Для співставлення, узагальнення та аналізу результатів фізичних і математичних моделювань руху газового потоку розроблено 2D/3D CFD-моделі криволінійних сепараційних каналів різної геометричної конфігурації розрахункової області (рис.4.1), що в подальшому представляє можливість здійснити й їх оптимізаційне гі-

дродинамічне профілювання. Плин реального газу в криволінійних сепараційних каналах насадкових жалюзійних блоків інерційно-фільтруючих газосепараторів в загальному випадку є просторовим та неусталеним, внаслідок чого не піддається повному теоретичному аналізу. Тому на теоретичному рівні наукових досліджень, і зокрема, на етапі розв'язання задач математичних моделювань було зроблено кілька спрощуючих припущень (підрозд.3.1, 3.2), які зберігають основні характерні риси досліджуваних фізичних явищ, оскільки без них загальні рівняння руху газодисперсного потоку не можуть бути розв'язані ні в загальному вигляді, ні чисельними методами. Так, було обґрунтовано прийнято знехтувати стисливістю газу, рух потоків розглядався як усталений (осереднений за часом), а задача вирішувалась стаціонарна. Плин потоків розглядається двовимірний, а моделювання процесу стікання плівки рідини та взаємодії її з газовим потоком таким, що відбувається в загальному випадку в шарі змінної товщини з параметрами, які залежать тільки від двох координат. Таким чином, створені математичні моделі отримали мінімально достатніх спрощень та припущень, які дозволили здійснити їх реалізацію чисельними методами для конкретних умов однозначності. Розроблені математичні моделі внаслідок зроблених припущень звісно дещо відрізняються як від самих досліджуваних процесів, так і від їх загального математичного опису (загальних диференціальних рівнянь двофазного потоку), але в той же час дозволяють зрозуміти кілька глибоких закономірностей досліджуваних процесів, що стосуються руху потоку суцільної фази та дисперсних часток по криволінійних сепараційних каналах; руху сепарованої рідини в плівці, яка стікає по вертикальній стінці сепараційного каналу в полі сили тяжіння; взаємодії плівки сепарованої рідини з газовим потоком, який рухається перехресно по каналу; розподілу та міграції рідини в волокнистому шарі фільтру та інших. Крім того, використання розроблених моделей надає можливість необмеженого розширення діапазонів зміни визначальних величин та дослідження незалежного впливу окремих факторів. З урахуванням вказаних припущень моделі руху газодисперсного потоку (підрозд.3.1) виконується моделювання плинущого газодисперсного потоку в криволінійних сепараційних каналах насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих блоків газосепараторів, який можна відносно просто розраховувати та

будувати з будь якою необхідною точністю (рис.3.4-3.6). Для перевірки адекватності розроблених математичних моделей та ідентифікації досліджуваних систем на емпіричному рівні наукових досліджень дотримано наступні основні умови подібності моделей та руху газодисперсних систем (підрозд.2.3, табл.4.1, рис.4.1): геометрична подібність обмежених стінками розрахункових (модельованих) геометричних областей внутрішнього простору криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів та насадкових жалюзійних блоків інерційно-фільтруючих газосепараторів, в яких відбувається цей рух; подібність руху суцільного середовища в цих системах ($2300 \leq Re \leq 100000$); подібність руху самих дисперсних часток (краплин).

Точне розв'язання задачі оптимального профілювання криволінійних каналів представляє суттєві труднощі, тому на практиці часто застосовують наближені прийоми, засновані на зрозумілих фізичних уявленнях про гідродинамічно доцільний розподіл швидкостей газового потоку в перетині та в пристінкових областях каналу [371]. Виходячи з цих міркувань, розміри поперечного перетину на вході в криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал обираються з міркувань задоволення площі перетину, яка б забезпечувала доцільну з точки зору гідравлічного опору швидкість газу на вході при заданій витраті газокраплинного потоку. Далі криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал профілюється методом послідовних наближень [282], починаючи з орієнтовних побудовань, у відповідності до основних вимог до форми та співвідношення параметрів окремих ділянок, створення умов для інерційного осадження дисперсних часток при зміні напрямку руху потоку суцільної фази (підрозд.4.1) з дотриманням необхідних по середній швидкості потоку прохідних перетинів (підрозд.3.1), а потім лінії, що профілюють форму каналу (профіль стінок з жалюзей) згладжуються з метою запобігання сполучення ділянок зі стрибкоподібною зміною радіусів кривизни по напрямку руху потоку (характерно для криволінійного сепараційного каналу з напівкілець), що особливо важливо, бо в точках такого сполучення розрахунковий розподіл швидкостей або тиску при плинні потоку матиме дотичну складову, що підвищує вірогідність виникнення відривного плинну. Після попереднього побудування криволінійного сепараційного каналу здійснюється розрахунок розподілу швидкостей в розрахунковій області каналу та на

стінках, що його обмежують, і, за необхідності, форма каналу додатково коригується, виходячи з бажаних змін отриманого розподілу швидкостей [182].

До розподілу швидкостей потоку суцільної (несучої) фази на стінках криволінійного сепараційного каналу пред'являються наступні основні вимоги. На конфузorzних (розгінних) ділянках, починаючи від входу та точок гальмування потоку, що набігає, швидкості повинні монотонно збільшуватися. Після конфузorzних ділянок, перед зоною інерційної сепарації, слід передбачити дифузorzні (гальмівні) ділянки, які сприяють сепарації дисперсних часток с потоку суцільної (несучої) фази. Зі зменшенням швидкості потоку газу зменшується сила аеродинамічного опору, яка заволікає краплі за основним потоком, що полегшує рух краплин по інерції в полі відцентрових сил до зовнішніх стінок криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу. Крім того, збільшення тиску на криволінійній ділянці каналу сприяє поглинанню сепарованих краплин чи утвореній плівки рідини шаром фільтруючих елементів з подальшим відведенням (дренуванням) сепарованої рідини до дренажних каналів і далі з інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою. Фільтруючі елементи, та зокрема поверхні «висачування» (поверхня розмежування фаз в шарі волокнистих матеріалів) слід розглядати як умовні стінки, на яких швидкість потоку приймає незмінне значення, яке відповідає постійному тиску в дренажних каналах. Особливо слід звернути увагу на профілювання дифузorzних ділянок криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу, на яких можливі найбільші втрати напору пов'язані з відривом потоку, а така можливість обмежує градієнт швидкості (тиску) на стінках криволінійного каналу. У відповідності до теоретичних та експериментальних даних [282] умові безвідривного плинуд задовольняє зменшення швидкості потоку не більше ніж на 25% по довжині стінки, яка дорівнює ширині каналу. Причому за рекомендаціями загальне зниження швидкості на них не повинно перевищувати трьохкратне [94, 220, 371].

Вибір геометричних параметрів криволінійних інерційних сепараційних каналів визначається перш за все гідродинамічною доцільністю, а також урахуванням рикошетів з ударним унесенням бризок сепарованої рідини зі стінок каналів. Слід також враховувати вплив геометричних параметрів каналу на ефективність сепарації

та гідравлічний опір сепараційних каналів (підрозд.4.3).

Таким чином, для заданих умов на вході в криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал та виході з нього (витрата газового потоку, поля швидкостей та тисків), з урахуванням в'язкості, існує оптимальна геометрична форма каналу, яка забезпечує мінімальні втрати повного тиску [282]. Для досліджуваних моделей криволінійних каналів (рис.4.1) при наявності 4 гофр гідравлічний опір не перевищує 150-350 МПа (рис.3.3, підрозд.4.3), найменші втрати повного тиску характерні для криволінійних каналів зі стінками з напівкілець різного радіусу та зі стінками синусоїдального профілю з найбільшим розкриття гофр, що пояснюється рівномірною шириною по довжині криволінійного каналу.

Особливості формування потоку газу в криволінійних каналах зі стінками з гофрованих жалюзійних пластин різного профілю в умовах перехідного, турбулентного ($2300 \leq Re \leq 10000$) та усталеного (розвинутого) турбулентного ($10000 \leq Re \leq 100000$) гідродинамічних режимів руху можна наочно проаналізувати за результатами математичних моделювань CFD-методами, комп'ютерну візуалізацію яких наведено на рис.4.2-4.4, причому зображений потік на 2 гофрі є характерним і для наступної 3 та 4 гофр. Для моделювання (імітаційні експерименти) формування потоку газу в криволінійних каналах методами обчислювальної гідродинаміки виконано з використанням різного спеціального програмного забезпечення (ANSYS CFX та Fluent, COMSOL Multiphysics, Flowvision, SolidWorks Flow Simulation та інші, за методикою п.2.2.1) [136, 216, 277, 357, 360]. Завдання початкової розрахункової сітки здійснено з урахуванням, що програмне забезпечення використовує локально адаптивну розрахункову сітку. Для роздрібнення малих деталей геометрії розрахункової області і високих градієнтів величин, що розраховуються, використовується прямокутна адаптивна локально подрібнена сітка. Суть цієї технології полягає в наступному. В усій розрахунковій області вводиться прямокутна сітка. Виділяються підобласті з особливостями геометрії або течії, в яких необхідно провести розрахунок на дрібнішій, ніж початкова, сітці. При цьому розрахунковий осередок, в який потрапила особливість, що виділялася, ділиться на 8 рівних осередків (у тривимірному випадку, в двовимірному — на 4 осередки). Зазвичай при використанні адап-

тивної локально подрібненої сітки геометрія об'єктів в розрахунковій області апроксимується першим порядком точності. Підвищення порядку розбиття сітки біля поверхонь дозволяє зменшити похибку, що вноситься такою апроксимацією. Початкову розрахункову сітку геометричної області досліджуваних моделей (рис.4.1) завдано рівномірною 2400 комірок, з урахуванням її адаптації методом локального подрібнення комірок за першим рівнем в місцях перетину комірок сітки зі стінкою, число розрахункових комірок становило до 15000. Кількість ітерацій розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса, нерозривності, зберігання маси, імпульсу та енергії — 1000, крок інтегрування за часом завдавався рівним одній десятій часу, який буде потрібно частці, випущеній з входу в розрахункову область, щоб досягти виходу з розрахункової області.

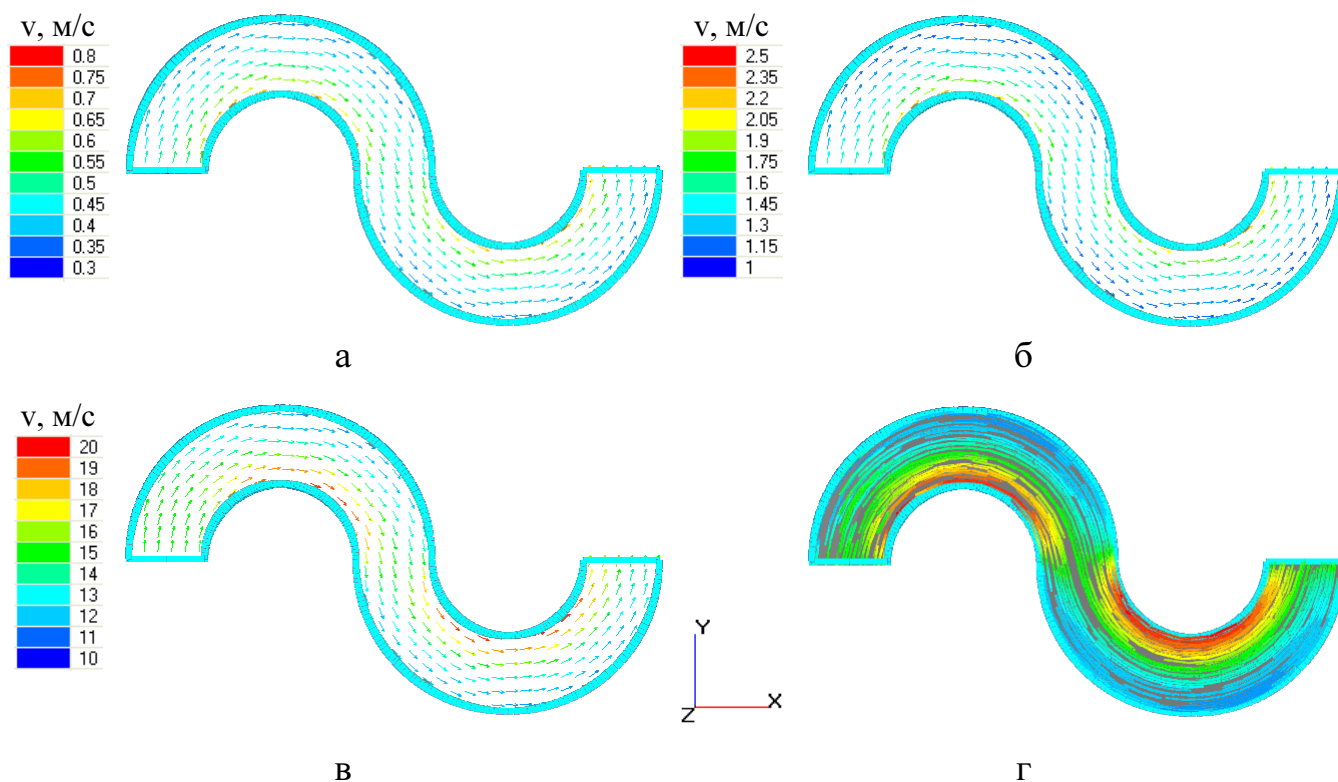


Рисунок 4.2 – Моделювання формування газового потоку в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками з напівкільців різного радіусу: а, б, в - розподіл полів швидкостей v (вектори) при $Re \geq 2300$, $Re \geq 10000$ та $Re \leq 100000$ відповідно; г - лінії плинину (зафарбування за значенням модуля швидкості v , м/с).

Математичними моделюваннями підтверджено, що у неусталених турбулен-

тних (перехідних) гідродинамічних режимах ($2300 \leq Re \leq 10000$) газовий потік в'язко безвідривно обгинаючи обтікає виступи та западини, практично точно повторюючи геометричну конфігурацію криволінійного сепараційного каналу (рис.4.2а, б, рис.4.3а, б).

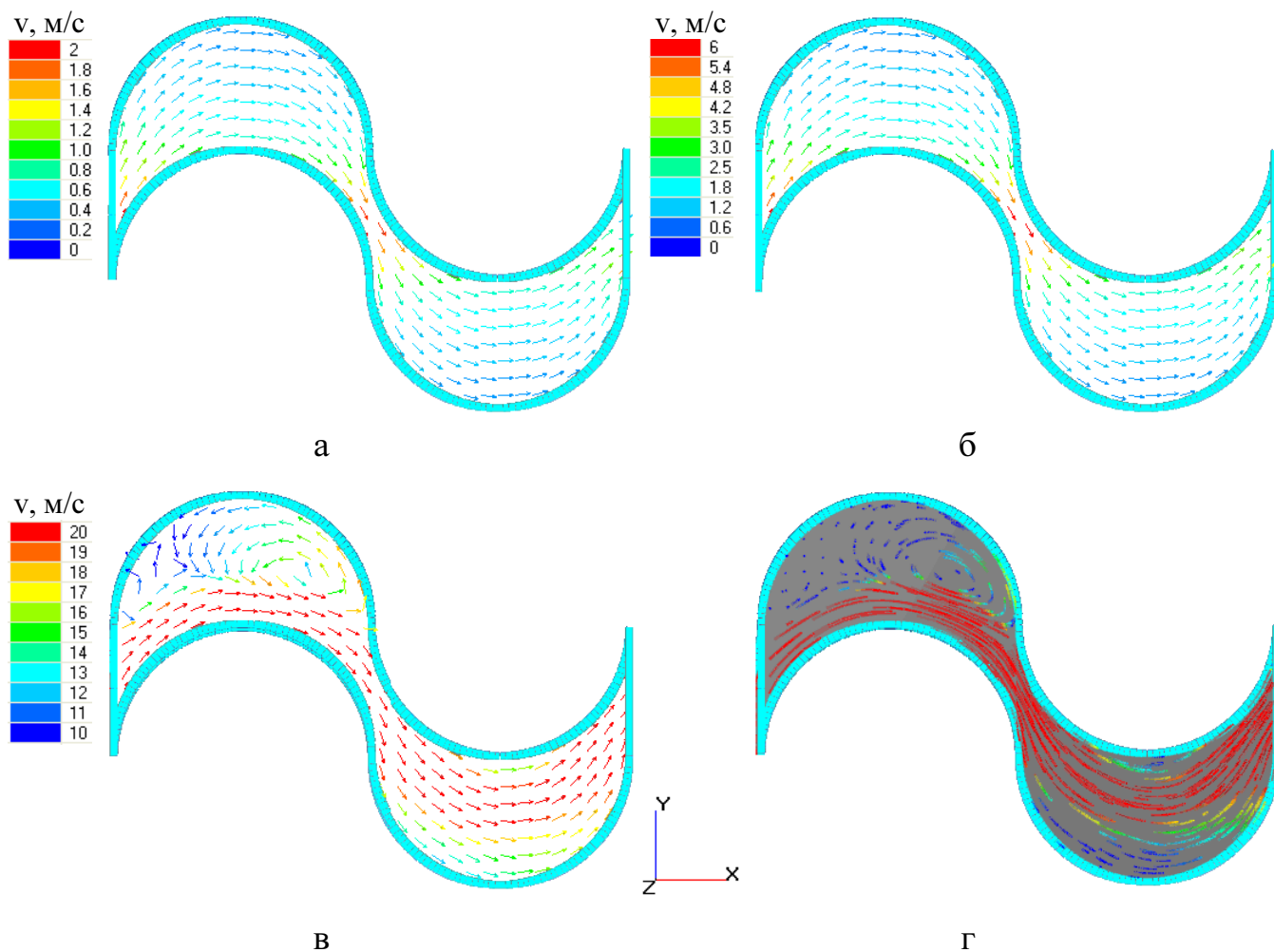


Рисунок 4.3 – Моделювання формування газового потоку в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками з напівкілець однакового радіусу: а, б, в – розподіл полів швидкостей v при $Re \geq 2300$, $Re \geq 10000$ та $Re \leq 100000$ відповідно; г – лінії плинину (зафарбування за значенням модуля швидкості v , м/с).

Причому такий характер обтікання є характерний і для криволінійного сепараційного каналу зі стінками з напівкілець різного радіусу з постійною шириною каналу при усталеному турбулентному режимі ($10000 \leq Re \leq 100000$) руху газового потоку (рис.4.2в), а для криволінійного сепараційного каналу зі стінками з напівкілець однакового радіусу за такого режиму при нормальному розподілі швидкостей

на вході в канал в першій гофрі вірогідне утворення зворотних струмів завихрення (рис.4.3в, г), а в області зміни напрямку кривизни стінок каналу, внаслідок різкого зменшення прохідного перетину, помітне зростання в 2-3 рази локальних швидкостей руху газового потоку. Відмічені області є зонами потенційного диспергування плівки вловленої рідини та вторинного бризкоунесення (рис.4.3в, г), що в подальшому підтверджено результатами досліджень й дослідно-промислових зразків жалюзійних сепараторів (додаток Е). Визначено, що в момент різкого підвищення швидкості потоку в міжжалюзійному сепараційному каналі в області зміни напрямку кривизни жалюзей таких бризковловлювачів відбувається інтенсивне руйнування структури плівки рідини з утворенням вискодисперсної складової (туману) газоконденсатної суміші (розмір утворених краплин $2R=5-70$ мкм), за якого газовим потоком підхоплюється до 50% (до 0,05 кг/с) вже відсепарованої рідини на цьому ступені (додаток Е) [277]. При цьому підвищується гідравлічний опір, стає неможливим досягнення високого ступеня очищення, знижується значення здатності вловлювання, ефективності та питомої продуктивності газосепаратора.

Таким чином, порівнюючи жалюзійні сепараційні пакети з криволінійними каналами зі стінками з напівкілець різного і однакового радіусів, в результаті аналізу розподілу полів швидкостей слід відмітити, що при формуванні в них газового потоку характерним є підвищення локальних швидкостей газового потоку поблизу виступів криволінійних ділянок стінок каналів (максимальна швидкість), та зниження локальних швидкостей газового потоку в області западин (мінімальна швидкість) у порівнянні з середньою швидкістю при турбулентному режимі руху газового потоку, що добре корелюється з отриманим у п.3.1.1 розв'язком диференціальних рівнянь руху газового потоку (рис.3.4). Причому такий розподіл є більш рівномірним для криволінійних каналів зі стінками з напівкілець різного радіусу ніж для каналів зі стінками однакового радіусу, в яких можна чітко виділити розгінні (конфузорні) та гальмівні (дифузорні) ділянки газового потоку. Таким чином, якщо розглядати одну криволінійну ділянку, то перший тип криволінійних каналів (рис.4.1а, 4.2) за принципом дії є прототипом циклонів і заснований на механізмах сепарації в полі відцентрових сил, а другий тип (рис.4.1б, 4.3) — інерційних відбійників, заснований

на інерційних механізмах сепарації відповідно. Кожен з розглянутих типів має свої взаємно протилежні переваги та недоліки (технологічність виготовлення жалюзійних пластин, гідравлічний опір, продуктивність, ступінь розділення та ефективність сепарації). Більш рівномірний розподіл локальних швидкостей несучої фази у криволінійних міжжалюзійних сепараційних каналах та, відповідно, підвищення ефективності сепарації (за рахунок запобігання вторинному бризкоунесенню внаслідок різкого стрибка швидкостей в міжжалюзійному сепараційному каналі у області зміни напрямку кривизни жалюзей) можна отримати внаслідок застосування синусоїдальної форми жалюзійних пластин (рис.4.1в, рис.4.4).

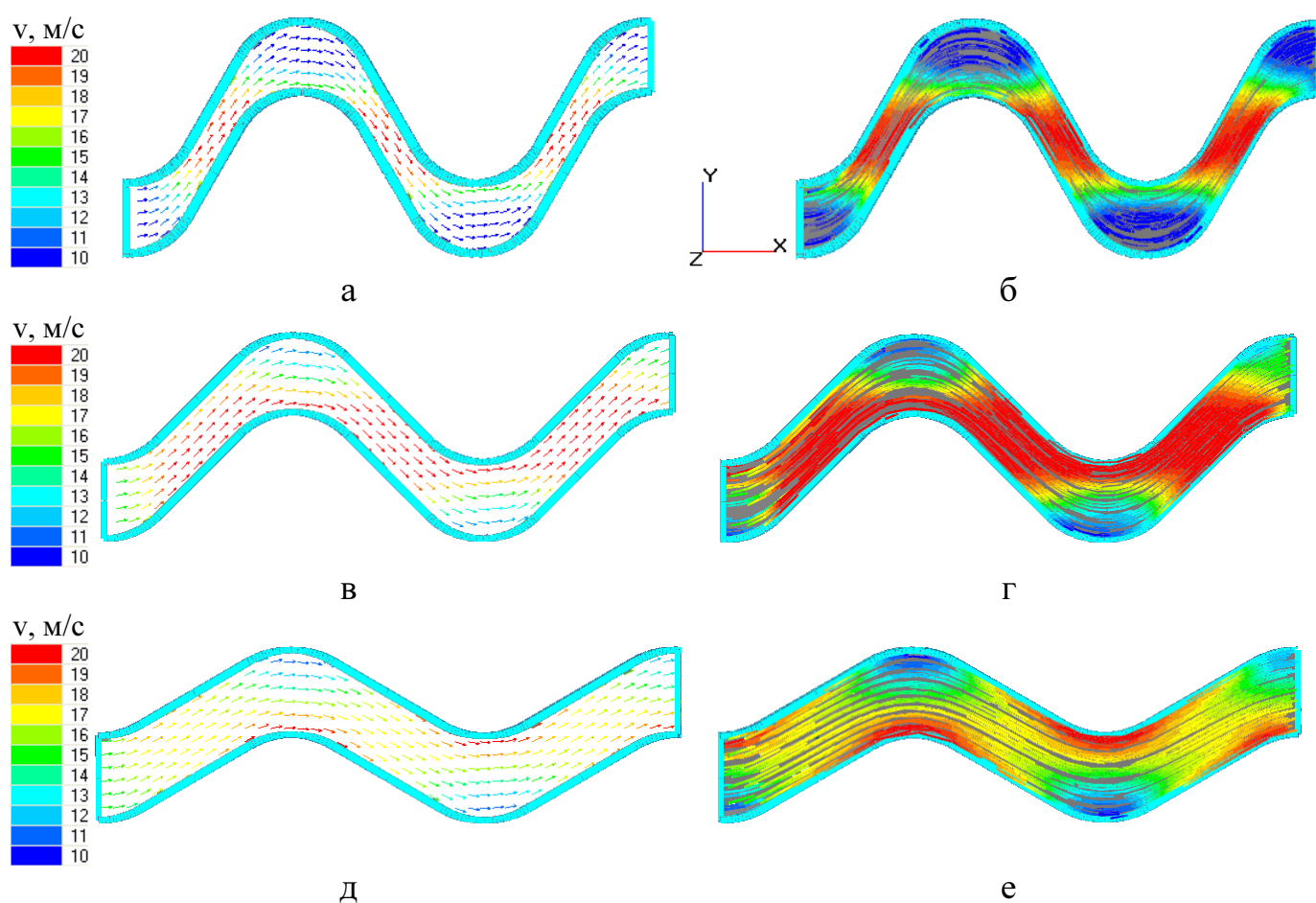


Рисунок 4.4 – Розподіл полів швидкостей v (вектори) та лінії плинину (зафарбування за значенням модуля швидкості v , м/с) турбулентного газового потоку ($10000 \leq Re \leq 100000$) в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками синусоїдального профілю з кутом розкриття гофр: а, б – $\varphi=60^\circ$; в, г – $\varphi=90^\circ$; д, е – $\varphi=120^\circ$.

Таким чином, взаємне поєднання переваг та виключення недоліків розглянутих жалюзійних блоків можливе при застосуванні жалюзійних пластин синусоїдального профілю, які утворюють канали змінного по довжині перетину з плавними обводами та розгінними (прямолінійними) і гальмівними (западни) ділянками. В таких каналах необхідного ступеня та ефективності сепарації за мінімального гідравлічного опору можна досягти певним сполученням конструктивних параметрів (радіус гофр, довжина прямолінійних ділянок, ширина каналу, кількість гофр та інших) [352]. Експериментально формування газового потоку та розподіл швидкостей (рис.4.5) в таких каналах визначено методом аеродинамічного зондування (п.2.2.2) на масштабній моделі криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу (рис.4.1в) з використанням експериментальної установки, схема якої наведена на рис.2.8, а основні технічні характеристики (обладнання, пристрої та матеріали) у підрозд.2.3 [20, 155, 216, 282]. При зондуванні криволінійного каналу синусоїдального профілю отримано численні дані за складовими швидкості газового потоку на кожній криволінійній ділянці, приклад такого розподілу швидкостей наведено на рис.4.5.

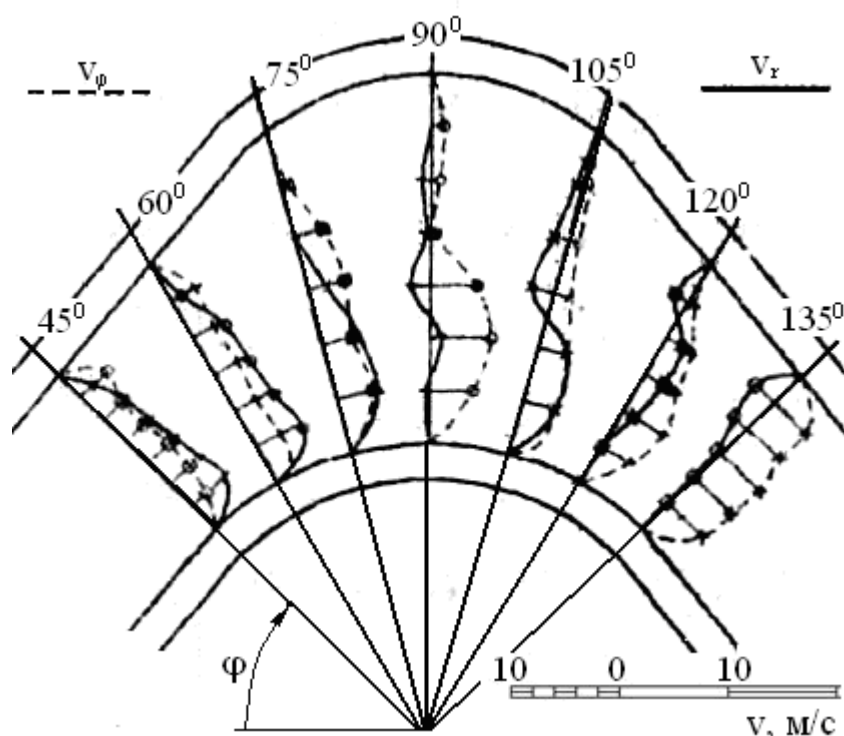


Рисунок 4.5 – Епюри складових окружної v_ϕ і радіальної v_r складових компонент швидкості потоку газу в межах однієї з криволінійних ділянок каналу [155]

Експериментальними дослідженнями масштабних моделей сепараційних каналів зі стінками синусоїдального профілю (у режимах $2300 \leq Re \leq 10000$) підтверджено, що у перехідному режимі газовий потік в'язко безвідривно обтікає, обгинаючи виступи та западини, практично точно повторюючи геометричну конфігурацію криволінійного сепараційного каналу. Максимальне значення швидкості характерне для ядра газового потоку. Прикордонні (ламінальні) шари поблизу стінок каналу, особливо в місцях западин, характеризуються мінімальними швидкостями руху газу, в деяких навіть вірогідне виникнення зворотних струмів та вихрових течій, що підтверджується коливанням локальних швидкостей навколо дотичних та від'ємних значень в області западин на криволінійних ділянках каналу (рис.4.5). Цей факт пояснюється тим, що при русі потоку газу по криволінійному каналу динамічний тиск (швидкісний напір) на вогнутій стінці і випуклій стінці каналу є різним і змінюється в напрямку руху. У зв'язку з цим виникають вторинні течії, які є замкнутими у перетині каналу. Вказані течії складаються з двох потоків, які біля плоских стінок направлені до випуклої поверхні, а в центрі каналу – до вогнутої поверхні і мають симетрично-амплітудний характер, що відповідає повному кроку гофрованих ділянок. Таке явище приводить до замкнутих вихрових областей у всьому перетині потоку. При розвинутій турбулентній течії потоку ($Re \geq 10000$) виявлено збільшення більш ніж у два рази локальних швидкостей газового потоку поблизу виступів криволінійних ділянок стінок каналу (при $\varphi \geq 60^\circ \div 70^\circ$), що є зонами потенційного диспергування плівки вловленої рідини та вторинного бризкоунесення (рис.4.4, 4.5) [20, 282]. Схожі спостереження було виявлено і попередніми дослідженнями, опублікованими у роботах [243, 281], результати яких наведено для порівняння на рис.4.5. У результаті після розглядання та аналізу розподілу локальних швидкостей руху газового потоку по криволінійному сепараційному каналу чітко визначено геометричні зони доцільного розташування фільтруючих елементів у місцях западин сепараційного каналу упритул до стінок жалюзі, де локальні швидкості сягають мінімальних, та з іншого боку, обмежені лініями рівних швидкостей $|v| = \text{const}$ (ізотахами) зі значеннями швидкості, що дорівнюють швидкості газового потоку на вході у криволінійний канал, та значеннями кута $\varphi = 60^\circ \div 110^\circ$ (рис.4.7).

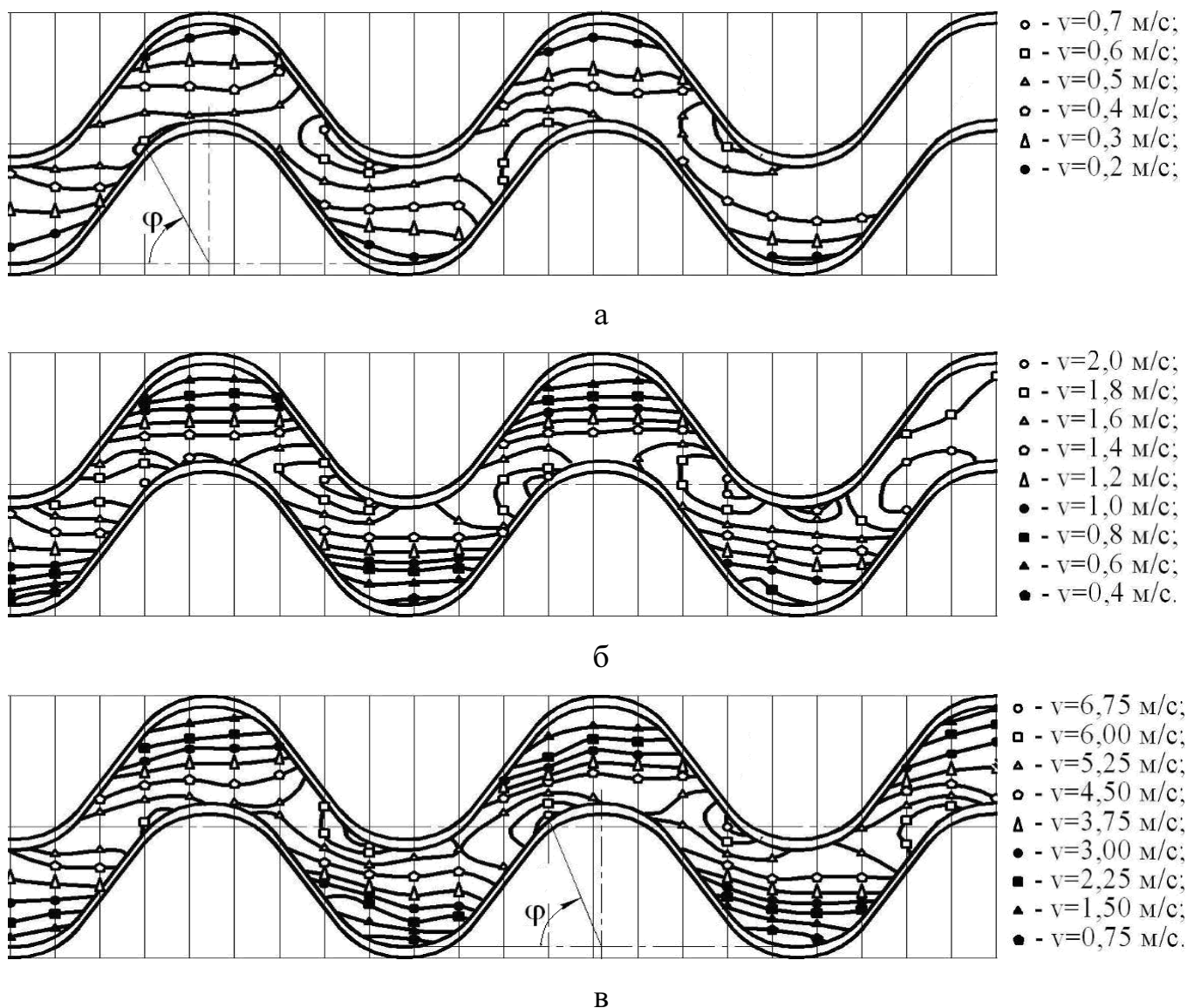


Рисунок 4.6 – Розподіл локальних швидкостей руху (ізотахи) газового потоку по криволінійному каналу в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками синусоїдального профілю [20, 243, 282]: а – $Re=4000$; б – $Re=13500$; в – $Re\geq 40500$.

До аналогічних висновків зводяться і результати CFD-моделювань з визначення розподілу полів швидкостей турбулентного газового потоку ($10000\leq Re\leq 100000$) в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками синусоїдального профілю (рис.4.7), причому співставлення їх з експериментальними даними (рис.4.6в) підтверджує достатню збіжність.

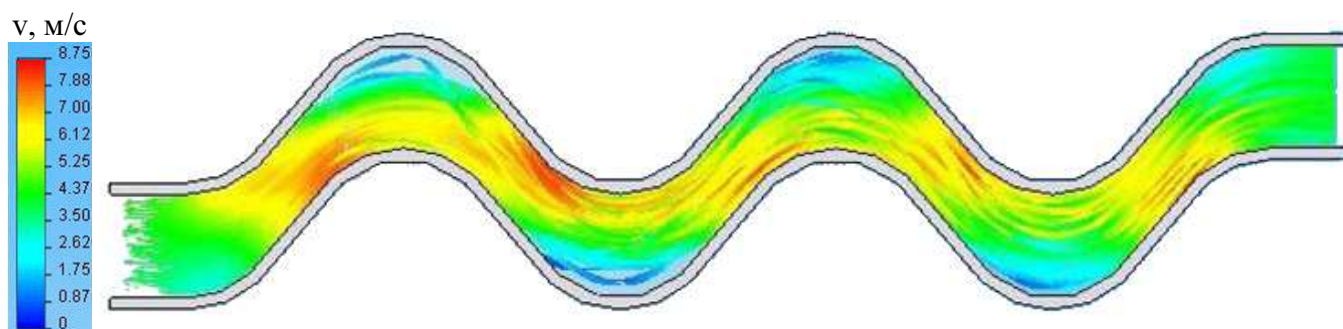


Рисунок 4.7 – Розподіл полів швидкостей v турбулентного газового потоку ($10000 \leq Re \leq 100000$) в горизонтальній перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками синусоїдального профілю [281]

Узагальнення та співставлення результатів розрахунків за аналітичними залежностями (3.5) і (3.8) значень складових компонент швидкості руху суцільного потоку (рис.4.8) з відповідними значеннями, отриманими шляхом експериментальних досліджень методом аеродинамічного зондування на масштабній моделі криволінійного каналу (рис.2.8, табл.4.1) наведено на рис.4.9. Розбіжність результатів не перевищує 5%.

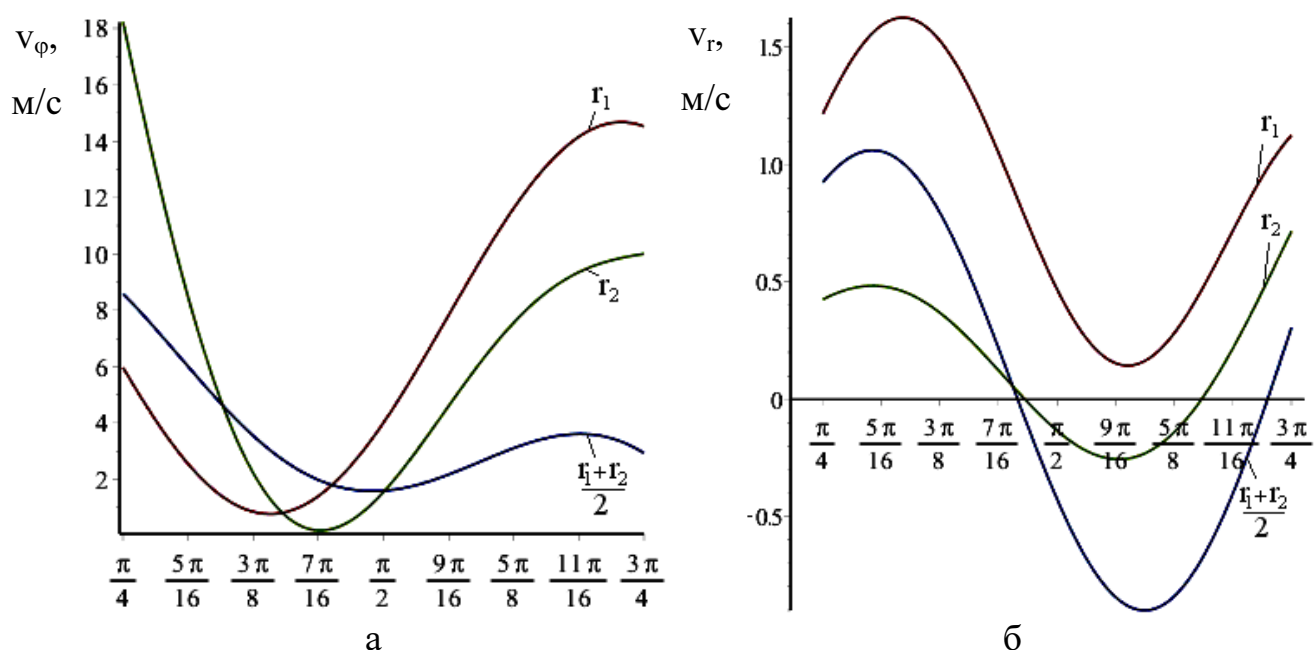


Рисунок 4.8 – Розподіл окружної v_φ (а) і радіальної v_r (б) складових компонент швидкості в пристінкових шарах та в ядрі потоку газу ($Re=50000$) вздовж каналу [281]

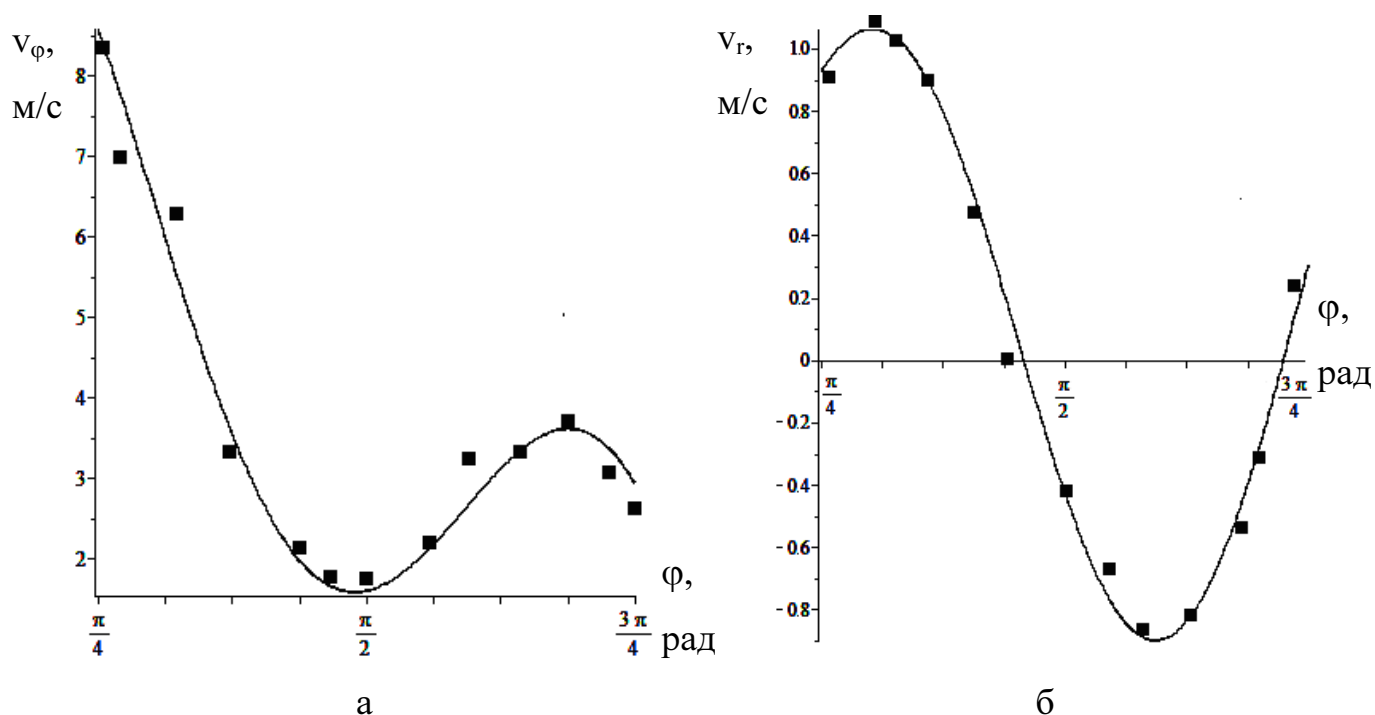


Рисунок 4.9 – Співставлення розрахункових та експериментальних значень окружної v_ϕ (а) і радіальної v_r (б) складових компонент швидкості потоку в криволінійному сепараційному каналі зі стінками синусоїдального профілю [281]

4.1.2. Перенесення та сепарація краплин рідини у турбулентному газорідинному потоці. Механізми вловлювання дисперсних часток інерційно-фільтруючими сепараційними елементами

Високодисперсні краплі рідини завдяки малій масі та інерції з легкістю заволюються турбулентним газовим потоком, який плавно огинає перепони в інерційно-фільтруючих сепараційних каналах, і рухаються по криволінійних траєкторіях, наближених до ліній плинку суцільної фази. Середньодисперсні та крупнодисперсні краплі, які відрізняються більшою масою, намагаються зберегти без змін величину та напрям своєї швидкості, і як наслідок в більшій або меншій мірі відхиляються від ліній плинку завдяки своїй інерції, причому ступінь такого відхилення визначається інерційним пробігом краплин, що призводить до інерційного осадження краплин на стінках інерційно-фільтруючих сепараційних каналів при зміні напрямку плинку на криволінійних ділянках каналів та в місцях різкої зміни напрямку плинку при обтіканні різних сепараційних елементів (відбійників, волокон і т.п.).

Розроблені моделі руху газодисперсного потоку в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах та запропоновані їх розв'язки (підрозд.3.1) дозволяють отримати поля розподілу градієнтів тисків в газовій фазі, поля розподілу швидкостей руху несучого потоку та дисперсних часток, які визначають лінії току газового потоку та траєкторії руху краплин рідини в інерційній сепараційній зоні.

При розрахунках траєкторій перенесення краплин рідини турбулентним газовим потоком за диференціальними рівняннями руху (3.36) необхідно враховувати нормальну та тангенціальну складову сили інерції, що діють на краплі при перенесенні їх газовим потоком та сепарації в насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараційних блоках. Розрахунок траєкторій слід починати з точок у певній області простору розрахункової області криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів, в яких швидкість краплин відома, наприклад на вході в криволінійні сепараційні канали, які розташовані на певній відстані від криволінійних ділянок, де рух суцільного середовища можна рахувати прямолінійним та рівномірним, а швидкості часток за відсутності зовнішніх сил однаковими.

Припускаючи, що на вході в криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал краплі рідини рухаються зі швидкістю, яка дорівнює швидкості газового потоку і визначається з рівняння витрати, після визначення за залежностями (3.34) і (3.35), (3.38) і (3.40) полів швидкостей суцільної та дисперсної складових потоку у інерційній зоні криволінійного сепараційного каналу може бути розраховано і побудовано траєкторії руху часток, які знаходяться чисельним циклічним розв'язанням ряду Тейлора для $r(\varphi)$, з наступним розв'язанням статистичної задачі з визначення розрахункового розподілу вловлених часток на зовнішній стінці каналу.

В загальному вигляді система рівнянь для складових швидкості руху газового потоку мають вигляд [96, 112]:

$$\begin{cases} v_r = \frac{dr}{dt}; \\ v_\varphi = r \frac{d\varphi}{dt}. \end{cases} \quad (4.1)$$

Для знаходження траєкторій руху (ліній плин) газового потоку ($r(\varphi)$) розділимо дані вирази один на одного

$$F(r, \varphi) = \frac{dr}{d\varphi} = \frac{v_r r}{v_\varphi}. \quad (4.2)$$

і для розв'язання отриманого рівняння, запишемо ряд Тейлора для $r(\varphi)$:

$$r(\varphi) \approx r(\varphi_0) + \left(\frac{dr}{d\varphi}\right)_0 \Delta\varphi + \frac{1}{2} \left(\frac{d^2r}{d\varphi^2}\right)_0 \Delta\varphi^2, \quad (4.3)$$

де $\Delta\varphi$ – кутовий крок.

Рівняння (4.3) вирішується чисельно для кількості кутових ділянок $N=1000$ та кількості розрахункових точок на кожній ділянці $P=20$. Розрахунок проводиться для області значень від r_1 до r_2 та для однієї гофри, тобто $\varphi=0\dots\pi$.

Для побудови розрахункових ліній плинугазового потоку в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками з напівкілець різного радіусу (r_1, r_2) слід задати та обчислити цикл (рис.4.10):

$$r = \begin{cases} \text{for } i \in 0\dots N; \\ \text{for } j \in 0\dots P; \\ \left| \begin{array}{l} r_{i,j} \leftarrow r_2 \text{ if } r_{i,j} > r_2; \\ r_{i,j} \leftarrow r_1 \text{ if } r_{i,j} < r_1; \end{array} \right. \quad (4.4) \\ r, \end{cases}$$

де $i=0\dots N; j=0\dots P$.

$$r_{0,j} = (1 + \Delta\varphi)r_1 + ((1 - \Delta\varphi)r_2 - (1 + \Delta\varphi)r_1) \frac{j}{P}, \quad (4.5)$$

$$r_{i,j} = r_{i-1,j} + F(r_{i-1,j}, \Phi_{i-1})(\Phi_i - \Phi_{i-1}), \quad (4.6)$$

де $\Phi_i = \frac{\pi i}{N}$.

Як було вище зазначено (підрозд.1.4), основними механізмами вловлювання дисперсних часток (краплин рідини) інерційно-фільтруючими сепараційними еле-

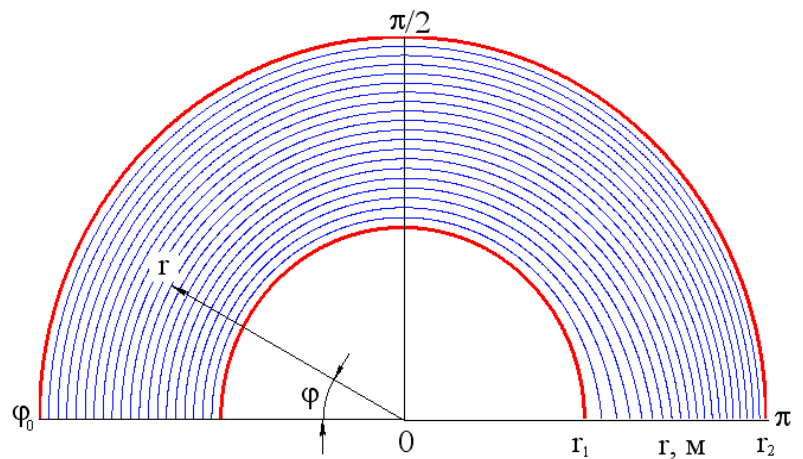


Рисунок 4.10 – Розрахункові траєкторії руху (лінії плинугазового потоку) на криволінійній ділянці сепараційного каналу [286]

ментами є гравітаційне та інерційне осадження краплин рідини у турбулентному потоці газу, осадження дисперсних часток на плівку вловленої рідини, осадження краплин на волокнах фільтруючого елементу. Всі ці механізми засновані на використанні гравітаційних сил та сил інерції, адгезії, гідродинамічних, капілярних та інших сил (п.3.1.2). Для визначення ефективності вловлювання (оцінки ефективності сепарації) дисперсних часток (краплин рідини) в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах слід виходити з припущення, що кожна крапля, яка досягла зовнішньої стінки каналу (рис.4.1а, рис.4.11, $r=r_2$) є вловленою. Звісно, якщо пройдений краплею шлях за відповідними траєкторіями приблизно дорівнює ширині каналу $s \rightarrow t_k = (r_2 - r_1)$, то крапля з високою вірогідністю досягає стінки каналу та осаджується на її поверхні (рис.4.11а), або на волокнах в шарі фільтруючих елементів, розташованих в місцях западин в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах.

З урахуванням логарифмічно нормального закону розподілу краплин за розмірами на вході до інерційно-фільтруючого сепараційного каналу (1.4), дисперсного складу розділюваних сумішей (рис.1.18, п.2.2.3), як приклад, на рис.4.11 наведено розрахункові траєкторії дисперсних часток (краплин рідини) характерними розмірами $2R \times 10^{-6}$ м на криволінійній ділянці сепараційного каналу, у відповідності до геометричних параметрів модельного експериментального зразка інерційно-фільтруючого сепараційного каналу та умов проведення фізичного експерименту (підрозд.2.3). Для зручності обчислення траєкторій руху дисперсних часток (краплин рідини) їх побудовано в локальних прямокутних системах координат (рис.4.11), початок відліку яких розташовано на вході в криволінійну ділянку в точці на стінці внутрішнього радіусу r_1 сепараційного каналу, тобто розглядається найгірший випадок для забезпечення гарантованої ефективності сепарації, коли для оцінки вірогідності вловлювання на зовнішній поверхні стінки криволінійного сепараційного каналу розглядається найбільш віддалена частка (крапля), яка в додаток в початковий момент знаходиться в області найбільш вірогідного вторинного унесення. Як витікає з наведених схем, при цьому забезпечується ефективно вловлювання дисперсних часток (краплин) розміром $2R > 5$ мкм (рис.4.11а, б, в, г, д), а високодисперсні частки

(краплі) розміром $2R \leq 5$ мкм уносяться з газовим потоком (рис.4.11д). Для підвищення ефективності сепарації необхідно або збільшувати довжину дуг криволінійних ділянок (зменшувати кут розкриття гофр) при тому ж радіусу гофр, або зменшувати радіус при тій же довжині дуги, що одночасно призводить до зростання гідравлічного опору сепараційного каналу (підрозд.4.3).

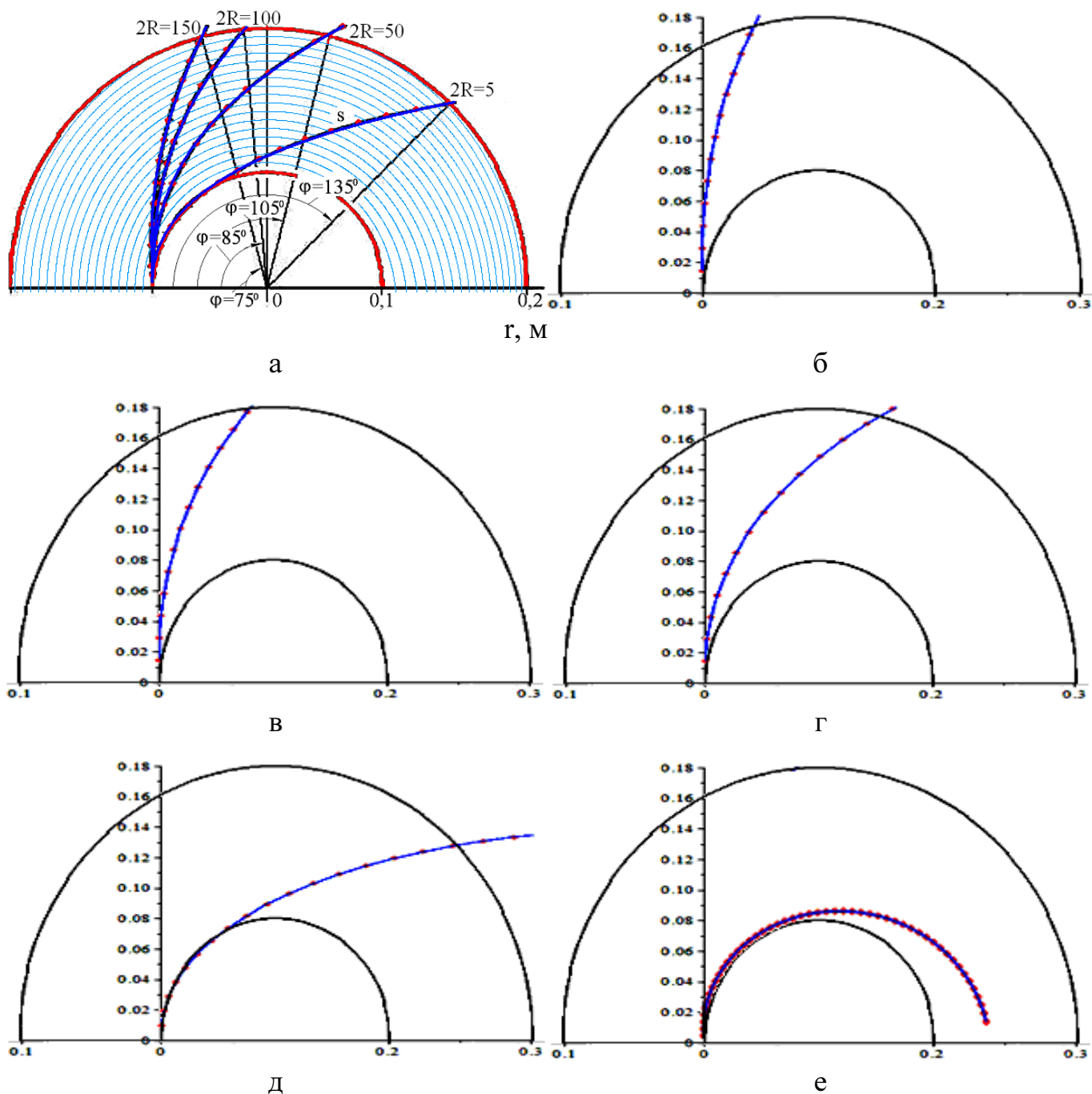


Рисунок 4.11 – Розрахункові лінії плинугазового потоку (а) в криволінійній ділянці сепараційного каналу та траєкторії руху краплин рідини розмірами $2R \times 10^{-6}$ м [281]: б – 150; в – 100; г – 50; д – 5; е – 1.

Подібний характер мають і траєкторії руху дисперсних часток (краплин рідини) в наступній криволінійній ділянці сепараційного каналу (рис.4.12).

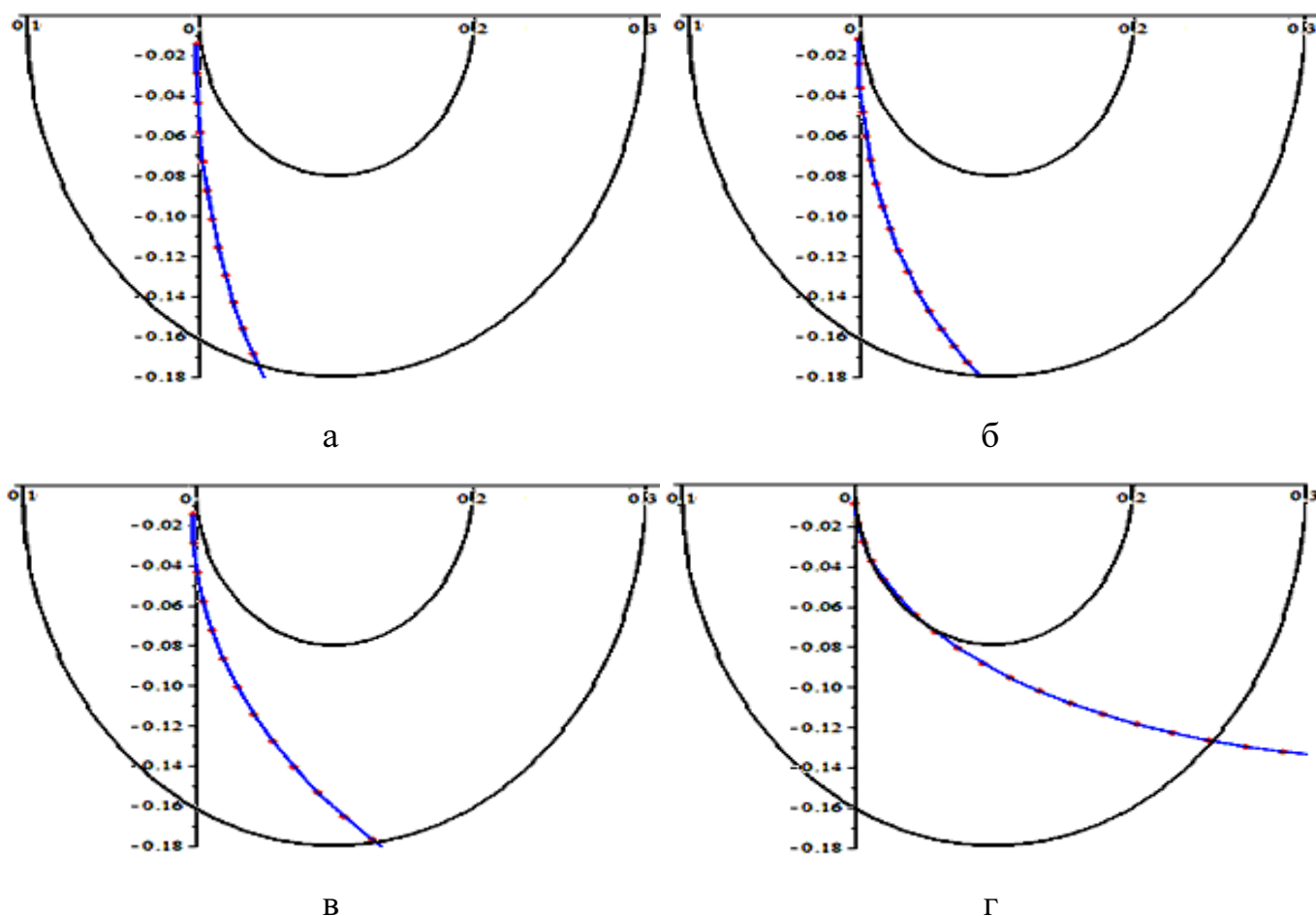


Рисунок 4.12 – Розрахункові траєкторії руху в криволінійній ділянці сепараційного каналу краплин рідини розмірами $2R \times 10^{-6} \text{ м}$ [281]: а – 150; б – 100; в – 50; г – 5.

Розрахунковий розподіл дисперсних часток (краплин рідини) $n(R)$, які переносяться газовим потоком по перетину криволінійного сепараційного каналу задається циклом:

$$n(R) = \begin{cases} \text{для } j \in 0 \dots P; \\ \left. \begin{array}{l} n(R)_j \leftarrow 0; \\ \text{для } i \in 0 \dots N; \\ n(R)_j \leftarrow n(R)_j + 1, \text{ якщо } r_{i,j} > r_2; \end{array} \right\} \\ n(R). \end{cases} \quad (4.7)$$

Розв'язання статистичної задачі з визначення розрахункового розподілу вловлених дисперсних часток (краплин рідини) на зовнішній стінці криволінійного се-

параційного каналу можна представити у вигляді циклу:

$$n(R)_{ст} = \begin{cases} n(R)_{ст} \leftarrow 0 \\ \text{для } j \in 0 \dots P \\ n(R)_{ст} \leftarrow n(R)_{ст} + 1, \text{ якщо } n(R)_j > 0 \\ n(R)_{ст} \end{cases} \quad (4.8)$$

де $n(R)_{ст}$ – кількість розрахункових дисперсних часток (краплин рідини), які досягли зовнішньої стінки каналу.

Обчислення за циклами $n(R)_{ст}$ (4.4), (4.7) та (4.8) визначають розрахунковий розподіл дисперсних часток (краплин рідини) $n_{ст}$ на зовнішній стінці криволінійного сепараційного каналу (рис.4.13). Аналізом розрахункових даних з'ясовано, що краплі рідини вловлюються по всій довжині гофрованих жалюзійних пластин, але найбільша їх концентрація досягається на стінці в

області западин криволінійних сепараційних каналів (рис.4.11а, рис.4.13, $\varphi=75 \div 135^0$). За різницею точок перетину траєкторій руху часток і зовнішньої стінки каналу можна визначити зони ефективного вловлювання дисперсних часток в сепараційному каналі, тобто ці зони визначають місце доцільного розташування в інерційних сепараційних каналах фільтруючих елементів з метою уникнення вторинного унесення бризок сепарованої рідини.

Для визначення необхідного місця розташування фільтруючого елементу та його геометричних розмірів, визначається функція щільності розподілу (рис.4.14) вловлених дисперсних часток (краплин рідини) $n(R)$ на зовнішній стінці криволінійного сепараційного каналу ($r=r_2$), при цьому вирішується статистична задача, яку можна представити у вигляді циклу:

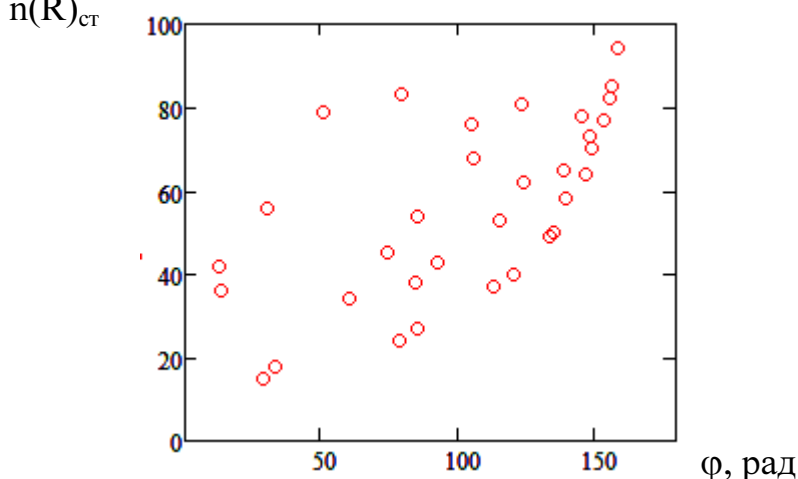


Рисунок 4.13 – Розрахунковий розподіл вловлених часток (краплин) $n(R)_{ст}$ на зовнішній стінці сепараційного каналу ($r=r_2$) [286]

$$n(R) = \begin{cases} \text{для } t \in 0 \dots \frac{180}{\Delta\varphi} - 1; \\ \left. \begin{array}{l} n(R)_t \leftarrow 0; \\ \text{для } j \in 0 \dots P; \\ n(R)_t \leftarrow n(R)_t + 1, \text{ якщо } \Delta\varphi t < \varphi_j \leq \Delta\varphi(t+1); \end{array} \right\} \\ n(R). \end{cases} \quad (4.9)$$

де $n(R)$ – кількість вловлених дисперсних часток (краплин рідини) на кроці t , долі; t – крок розрахунку; $\Delta\varphi$ – кутовий крок розрахунку.

Отже, для криволінійного каналу, утвореного стінками з напівкілець різного радіусу, для мінімізації зриву вловленої плівки рідини, доцільним є розташування фільтруючого елемента в місцях западин гофрованих жалюзійних пластин, тобто на ділянках максимального скупчення уловлених

краплин (рис.4.14). Саме в цих зонах на внутрішній поверхні жалюзей є доцільним розташування фільтруючих елементів. При чому їх розмір та геометрія визначається розподілом краплин рідини по зовнішній стінці каналу (рис.4.13, 4.14), отриманим вирішенням статистичних задач (сектор $\varphi=60-150^\circ$), а також характером руху та взаємодії плівки сепарованої рідини з газовим потоком. Отримані дані характеризують процес сепарації краплинної рідини з газового потоку на перших криволінійних ділянках інерційно-фільтруючого сепараційного каналу (рис.4.11, 4.12). Для знаходження розподілів складових швидкостей газового потоку, траєкторій руху та ефективності уловлення краплин рідини на кожній наступній криволінійній ділянці, слід розв'язувати задачу ітераційно за наведеною вище методикою.

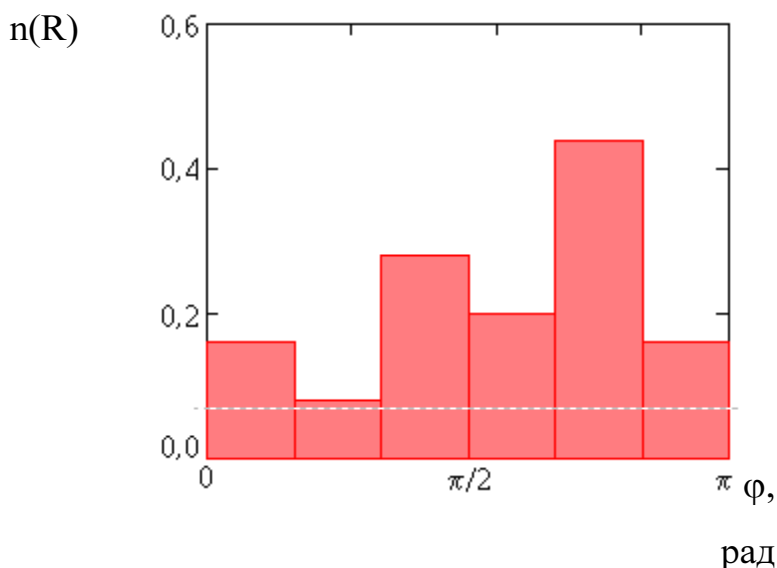


Рисунок 4.14 – Функція щільності розподілу вловлених часток $n(R)$ на зовнішній стінці сепараційного каналу ($r=r_2$) [286]

Застосовуючи підходи, описані у п.2.2.1, до CFD-методів для математичного (чисельного) моделювання процесів сепарації гетерогенних систем, що полягають у виділенні областей двох типів, які описуються у рамках дискретного і континуального підходів, здійснено спроби імітаційного моделювання процесів перенесення турбулентним газовим потоком, інерційної сепарації та вторинного унесення дисперсних часток (краплин рідини) в криволінійних сепараційних каналах зі стінками синусоїдального профілю, результати яких наведено на рис.4.15-4.17.

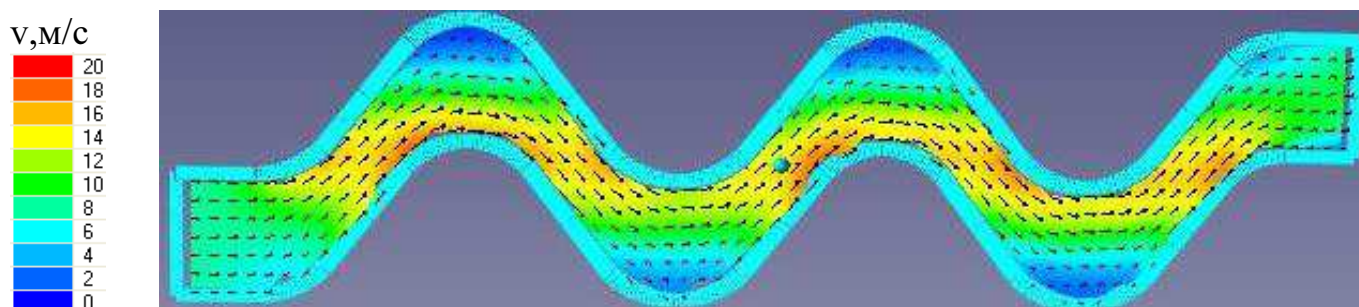


Рисунок 4.15 – Розподіл полів швидкостей v газового потоку по криволінійному сепараційному каналу синусоїдального профілю

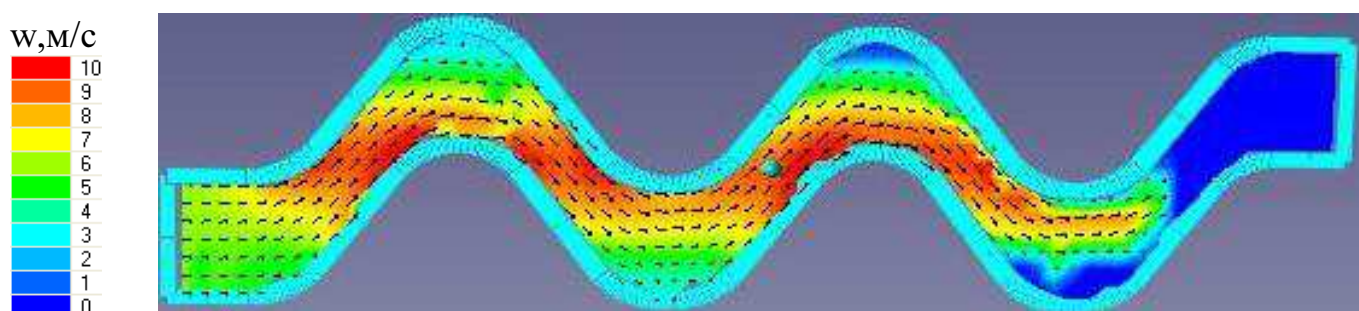


Рисунок 4.16 – Розподіл полів швидкостей w дисперсних часток (краплин рідини) в потоці газу по криволінійному сепараційному каналу синусоїдального профілю

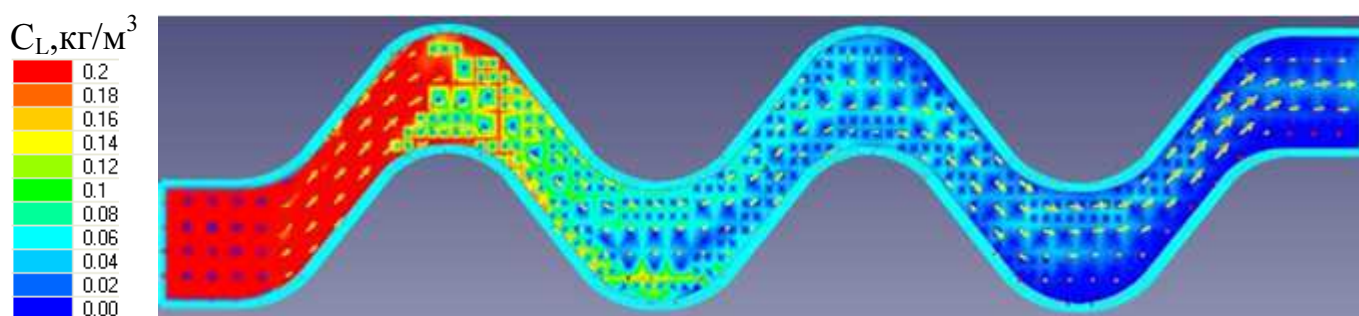


Рисунок 4.17 – Вміст рідини C_L в потоці газу по криволінійному сепараційному каналу синусоїдального профілю

4.1.3. Оптимальні режими відведення вловленої рідини для упередження вторинного бризкоунесення, зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації інерційно-фільтруючих газосепараторів

Сепараційні блоки інерційно-фільтруючих сепараторів представляють собою набір листових жалюзійних гофрованих пластин різної конфігурації та профілю (рис.1.15, рис.1.20, п.4.1.1), які збираються в насадкові жалюзійні секції (пакети). При роботі інерційно-фільтруючих сепараторів на елементах цих насадкових жалюзійних секцій відбувається основний процес сепарації газокраплинного потоку. Так, в криволінійних каналах між стінками, утвореними гофрованими жалюзіями, краплі рідини з газокраплинного потоку, під дією інерційних сил та молекулярного тертя осаджуються на поверхні сепараційних елементів з утворенням тонкої плівки, яка стікає ламінарно вниз по вертикальних стінках або в шарі фільтруючих елементів під дією сили тяжіння, а потім збирається системою переливних лотків та дренажних каналів і відводиться з системи з гідравлічним затвором. Основна частина сепарованої рідини за умови дотримання нормальних (оптимальних) режимних параметрів відділяється у вигляді окремих укрупнених краплин або плівки рідини, яка стікає в основному на перших вхідних криволінійних ділянках каналів. Газовий потік, який рухається перехресно до стікаючої плівки вздовж криволінійних сепараційних каналів, взаємодіє з краплями та плівкою рідини, а при досягненні критичних швидкостей руху газового потоку нормальна робота сепаратора порушується внаслідок припинення стікання краплин вниз по стінках, заволікання плівки рідини в напрямку руху газового потоку та зриву плівки з кромки жалюзійних пластин насадкових секцій. При швидкості газу в інерційно-фільтруючих сепараційних каналах, яка перевищує оптимальну (припустиму), може відбуватися руйнування плівки турбулентним газовим потоком та вторинне унесення рідини за межі сепараційних пристроїв. Припустима швидкість газового потоку в насадкових жалюзійних секціях залежить від профілю гофрованих пластин-жалюзей, відстані між ними, їх висоти, а також властивостей сепарованих газорідинних систем та початкового співвідношення потоків рідини та газу (початкового вмісту рідини в газокраплинному потоці). Відомо,

що чим тонше плівка, тим при меншій швидкості газу починається її руйнування та унесення [172]. Таким чином, значення критичної швидкості, при якій відбувається руйнування та вторинне унесення плівки сепарованої рідини з криволінійного сепараційного каналу, залежить від профілю жалюзей та відстані між в насадкових жалюзійних секціях (пакетах). Значення критичної швидкості є визначальним при розрахунках та проектуванні насадкових жалюзійних сепараційних пристроїв [43, 271].

Як вже було відмічено вище (підрозд.3.2), стікання по стінці сепараційного каналу рідини в плівці з гладкою поверхнею розділення фаз має місце тільки за малих значень числа Рейнольдса рідинної плівки ($Re_{пл} < 30$). Критичне значення цієї величини, за якого починається утворення хвиль на поверхні плівки, що вільно стікає по стінках в полі сили тяжіння, може бути визначено у відповідності до теорії пограничного шару з вирішення задачі визначення взаємодії гравітації, в'язкості та поверхневого натягу [193, 194, 289, 345, 378]. При високо інтенсивних гідродинамічних режимах руху газокраплинного потоку по криволінійному інерційно-фільтруючому сепараційному каналу відбувається як сепарація краплин з потоку на стінках каналу, так і внаслідок взаємодії з плівкою рідини (п.3.2.1) високотурбулізований газовий потік може частково заволікати сепаровану рідину у вигляді краплин і за таких режимів двофазна система є нестабільною. В залежності від конструктивних особливостей і способу організації потоків, характеристик фаз та параметрів процесу інерційно-фільтруючої сепарації початкові умови унесення бризок можуть бути обумовлені різними механізмами: призупиненням відведення (дренажу) плівки вловленої рідини з зони сепарації та фільтруючих елементів через систему переливних лотків та отворів до дренажних каналів в подвійних жалюзях внаслідок недостатньої їх ширини, захлинанням криволінійних сепараційних каналів недостатньої ширини (відстань між жалюзями в жалюзійному блоці) з виникненням емульсійного режиму та інверсії фаз внаслідок збільшення співвідношення (питомого навантаження) рідинної та газової фаз, зриву краплин з поверхні плівки (динамічне або хвильове унесення) та вибивання вторинних бризок краплями, що осаджуються за інерційними механізмами (ударне бризкоунесення). Кожен з зазначених механізмів характеризується відповідними умовами початку унесення бризок і його інтенсивніс-

тю, а за умов виконання оптимізаційного гідродинамічного профілювання геометричної конфігурації криволінійних сепараційних каналів при плинні в них газодисперсного потоку основними є динамічний (хвильовий) та ударний механізми. Основною причиною руйнування структури плівки та унесення краплин (бризок) є взаємодія турбулентних пульсацій, сил поверхневого натягу, в'язкості та інерції. На етапі експериментальних досліджень гідродинаміки масштабних моделей криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів (рис.2.8) візуальними спостереженнями та за результатами аеродинамічних зондувань газового потоку з'ясовано, що вторинне унесення краплин (бризок) відбувається при перевищенні швидкостей газового потоку деяких критичних (припустимих) значень $[v]=25-30$ м/с (п.4.1.2, табл.4.2).

Таким чином, ефективність сепарації зростає по мірі зменшення ширини каналу (відстані між гофрованими пластинами-жалюзьями) та підвищення швидкості руху газового потоку до припустимих граничних значень, після чого починається вторинне унесення краплин.

Оптимальна (робоча) швидкість v , м/с, газового потоку у вільному перетині насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараційних секцій (пакетів) не повинна перевищувати критичного (припустимого) значення швидкості $[v]$, м/с газового потоку, яке запропоновано визначати за залежністю [43, 271], аналогічною як для розрахунків тарілчастих масообмінних пристроїв для контактування рідинної та газової (парової) фаз [56, 171]:

$$v \leq [v] = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}, \quad (4.10)$$

де K – коефіцієнт, який враховує співвідношення потоків (вміст рідини в газовому потоці), в'язкість рідини та газу, тиск газу, поверхневе тертя (K -фактор) [67, 109, 392], м/с.

Після проведення серії дослідів на експериментальних зразках і випробувань дослідно-промислових зразків інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв на експериментальних установках, дослідно-демонстраційних та випробувальних стендах (підрозд.2.3, рис.2.8, 2.9, 2.10) з метою визначення краплинного унесення за ме-

тодікою наведеною у п.2.2.4, а також в результаті співставленням отриманих результатів з'ясовано, що насадкові інерційно-фільтруючі сепараційні пристрої конструкції СумДУ мають значно ширший діапазон ефективної роботи за продуктивністю газу та співвідношенням фаз у порівнянні з аналогічними пластинчастими та жалюзійними розподільниками та відбійниками від світових виробників (Shell Schoepentoeter™, Sulzer Mellachevron™, Koch-Glitsch FLEXICHEVRON®) (табл.4.2).

Таблиця 4.2 – Порівняльна оцінка за значеннями К-фактору та розмірами 2R ефективно вловлюваних краплин типових інерційних, фільтруючих та нових інерційно-фільтруючих сепараційних вузлів (рис.1.1-1.13) [32-33, 67-71]

Найменування	Тип пристрою	К-фактор $K = \frac{v}{\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}}$ м/с	Гідрравлічний опір Δp , Па	Розмір сепарованих часток $2R \times 10^{-6}$, м
1	2	3	4	5
Shell Schoepentoeter™	жалюзійний розподільник-відбійник	0,45	-	>20
Sulzer Mellachevron™	жалюзійний куткового профілю	0,13-0,17	-	>25-50
Sulzer Mellachevron™	з подвійними жалюзіями куткового профілю з пастками та дренажними каналами	0,15-0,45	-	>10-40
Koch-Glitsch FLEXICHEVRON®	з подвійними жалюзіями трапецеїдального профілю з пастками та дренажними каналами	0,11-0,35	100-900	>10

Продовження табл.4.2

1	2	3	4	5
Інерційно-фільтруючі сепараційні пристрої СумДУ	з подвійними жалюзьями синусоїдального профілю з фільтр-коалесцерами та дренажними каналами	0,18-0,72	150-350	>5
Shell SMS [™] /SMSM [™]	мультициклонний прямоточний сепаратор	0,15-0,30	3000	>10
Sulzer MKS Multi Cassette [™]	патронний фільтр-коалесцер	0,10-0,30	-	>8-10
Sulzer KnitMesh V-MISTER [™]	сітчастий відбійник з дренажними каналами	0,08-0,15	8350-9800	>2-3

Причому за сепараційними характеристиками інерційно-фільтруючі сепаратори наближаються до класу вискоефективних сітчастих відбійників (Sulzer KnitMesh V-MISTER[™]), мультициклонних прямоточних сепараторів (Shell SMS[™]/SMSM[™]) та патронних фільтр-коалесцерів (Sulzer MKS Multi Cassette[™]), одночасно вигідно відрізняючись від них та аналогічних пластинчастих сепараторів пониженим гідравлічним опором (табл.4.2), що пояснюється саме створенням умов стабільного стікання сепарованої рідини та упередженням при експлуатації режимів інтенсивного вторинного унесення бризок, завдяки застосуванню подвійних жалюзійних гофрованих пластин з дренажними каналами та фільтруючих елементів на стінках в області западин. Оптимальні режими відведення сепарованої рідини обумовлені потрібною площею перетину шару фільтру та дренажних каналів, висотою розташування переливних жолобів і визначаються виходячи з розглянутих у підрозд.3.2 відповідних моделей.

4.2. Вибір волокнистих матеріалів та визначення впливу властивостей фільтруючих елементів на ефективність сепарації газорідних систем

При проведенні наукових досліджень також окремо приділено увагу вибору фільтруючих матеріалів, аналізу їх структури, механічних і фізико-хімічних властивостей, експериментальним дослідженням утримувальної здатності і проникності волокнистих матеріалів, визначенню впливу властивостей фільтруючих елементів на ефективність сепарації газорідних систем в інерційно-фільтруючих сепараційних пристроях. В якості фільтруючих матеріалів для сітчастих відбійників та фільтр-коалесцерів при сепарації краплинної рідини з газового потоку можуть використовуватися металеві сітки, волокнисті матеріали з синтетичних волокон, які отримуються методом механічного переплутування волокон (діаметром до 40 мкм) голкопробивним методом, в'язально-прошивним та іншими. В результаті структура волокнистого шару може бути як регулярна, так із переплутаних між собою в різних напрямках окремих волокон, що визначає анізотропну структуру та характерні для неї властивості. В такому випадку волокнисті фільтрувальні елементи слід просторово розташовувати на стінках криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів таким чином, щоб проникність у вертикальному напрямку суттєво переважала значення проникності вздовж горизонтальних напрямів (п.3.2.2). Враховуючи, що основне призначення фільтруючих елементів в інерційних сепараційних каналах полягає в уникненні вторинного бризкоунесення внаслідок затримання плівки сепарованої рідини та коалесценції високодисперсних краплин за рахунок адгезії їх на поверхні волокон, то при виборі фільтрувальних матеріалів, так само як і матеріалу жалюзійних пластин, слід надавати перевагу гідрофільним, олеофільним та іншим матеріалам в залежності від призначення (сепарація зволоженого газу, вуглеводневого конденсату і т.п.) або їх комбінаціям [15]. Основними перевагами синтетичних волокнистих матеріалів, наприклад на основі термопластичного полімеру пропілену (поліпропілену), який займає друге місце в світі з полімерів за об'ємом споживання

(поступаючись лише поліетилену) є низька густина, висока міцність та стійкість до стирання, висока хімічна стійкість, гідрофобність та олеофільність [364, 393]. З урахуванням особливо останніх з вище зазначених властивостей, в якості фільтрувального матеріалу для насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв запропоновано застосовувати волокнисті матеріали саме на основі поліпропілену, що надає певні переваги як при промисловій сепарації вуглеводневої сировини в технологічних лініях та комплексах нафтогазопереробних виробництв, так і в системах очищення газових викидів хімічних виробництв з вмістом кислотно-лужових компонентів.

На підставі результатів експериментальних досліджень зразків з поліпропіленового голкопробивного полотна (товщиною $\delta_{\phi}=8$ мм та розмірами $V \times H=0,10 \times 0,55$ м; $0,04 \times 0,10$ м, розміщених просторово вертикально та горизонтально відповідно, діаметр волокон $d_v=50 \times 10^{-6}$, м) з аналізу структури, утримувальної здатності і проникності волокнистих фільтруючих елементів, які проведено в лабораторних умовах кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв СумДУ, експериментально підтверджено попередні припущення (п.3.2.2) про анізотропію властивостей волокнистого матеріалу (рис.4.18).

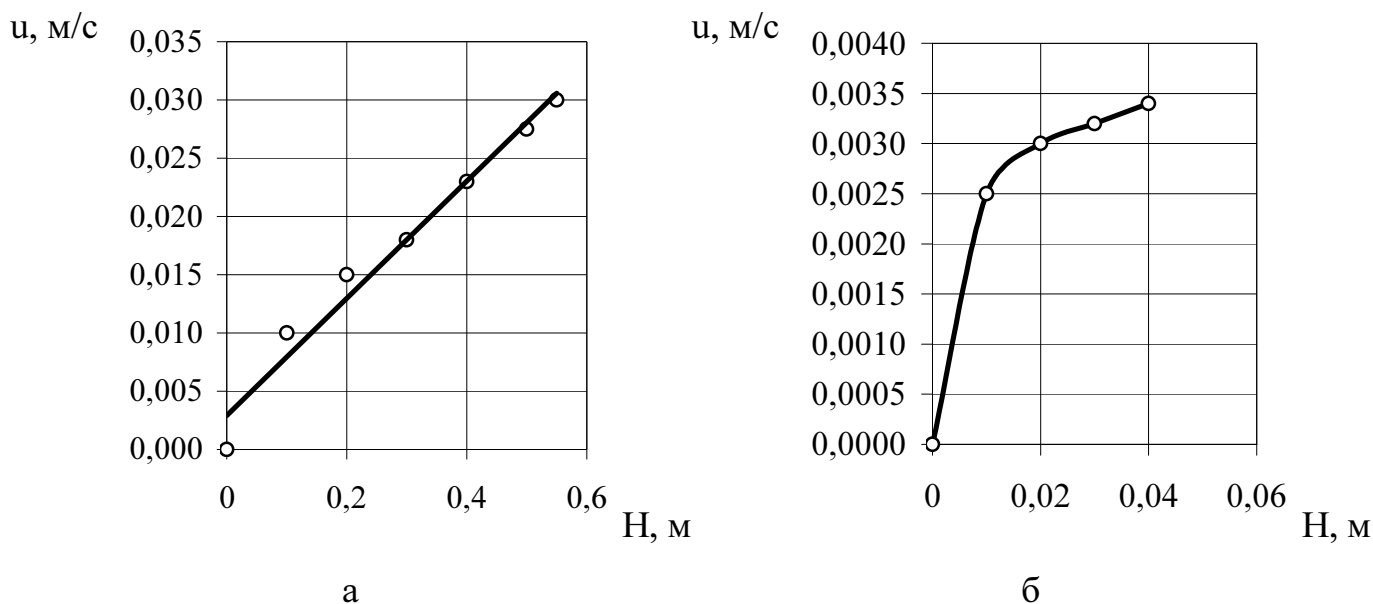


Рисунок 4.18 – Швидкість u фільтраційного руху (вільного стікання) рідини в шарі фільтр-елементу в залежності від висоти H зразка поліпропіленового голкопробивного полотна з волокнами, орієнтованими: а – вертикально; б – горизонтально.

Методами прямого спостереження та швидкісної відеозйомки виявлено, що у вертикально розташованому зразку поліпропіленового голкопробивного полотна рідина стікає вздовж висоти лінійно рівно прискорено, а при дослідженні горизонтально орієнтованого зразка відмічено рівномірне розтікання рідини, яка розподіляється по всій ширині фільтр-елементу (для наочності рідина підфарбовувалась барвником – метилоранж), при цьому швидкість фільтраційного руху (вільного стікання) відрізняється в кілька разів. Зазначені спостереження прямо вказують на волокнисто орієнтовану в певних напрямках анізотропну структуру фільтруючого матеріалу.

Використовуючи отримані за результатами експериментальних досліджень дані про розподіл складових компонент швидкості фільтраційного руху плівки рідини в шарі фільтр-елементу при сепарації краплин рідини з газокраплинного потоку, який рухається по криволінійному інерційно-фільтруючому сепараційному каналу (рис.4.19), з урахуванням розв'язання системи рівнянь моделі розподілу та міграції рідини в шарі волокнистого фільтру (п.3.2.2), розроблено програму для визначення кількості рідини в елементарному об'ємі фільтру, яка дозволяє проводити оптимізаційні розрахунки геометричних розмірів фільтруючих елементів та висоти встановлення переливних жолобів для відведення сепарованої рідини до дренажних каналів при повному насиченні в перетині шару фільтру на деякій висоті.

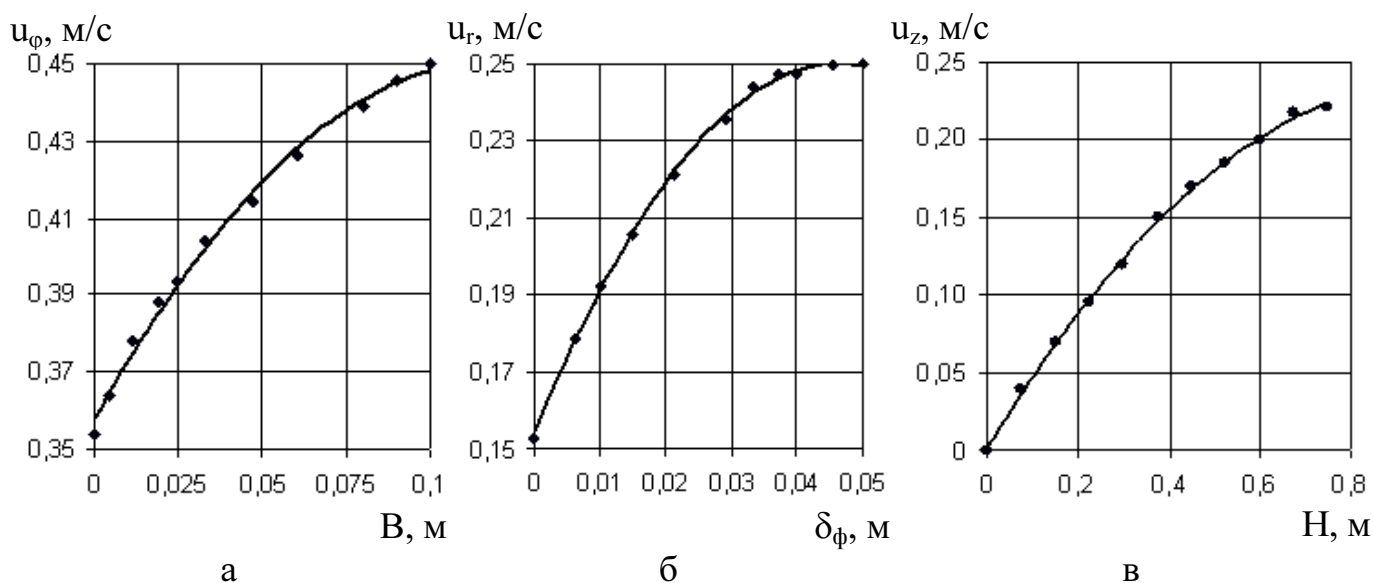


Рисунок 4.19 – Розподіл окружної u_ϕ (а), радіальної u_r (б) і осьової u_z (в) складових компонент швидкості фільтраційного руху сепарованої рідини в шарі фільтруючого елементу на криволінійній ділянці сепараційного каналу

Окружна u_ϕ та радіальна u_r складові компоненти швидкості фільтраційного руху сепарованої рідини в шарі фільтруючого елемента обумовлені частковим проходженням крізь шар фільтру газового потоку. За умов проведення експериментальних досліджень масштабної моделі інерційно-фільтруючого сепараційного каналу (підрозд.2.3), при підвищенні швидкості руху газового потоку від $v=4$ м/с до $v=20$ м/с вторинне унесення не спостерігалось, а кількість сепарованої рідини, яка відводиться з шарів фільтр-елементів до системи дренажних каналів змінювалась за залежністю, наведеною на рис.4.20.

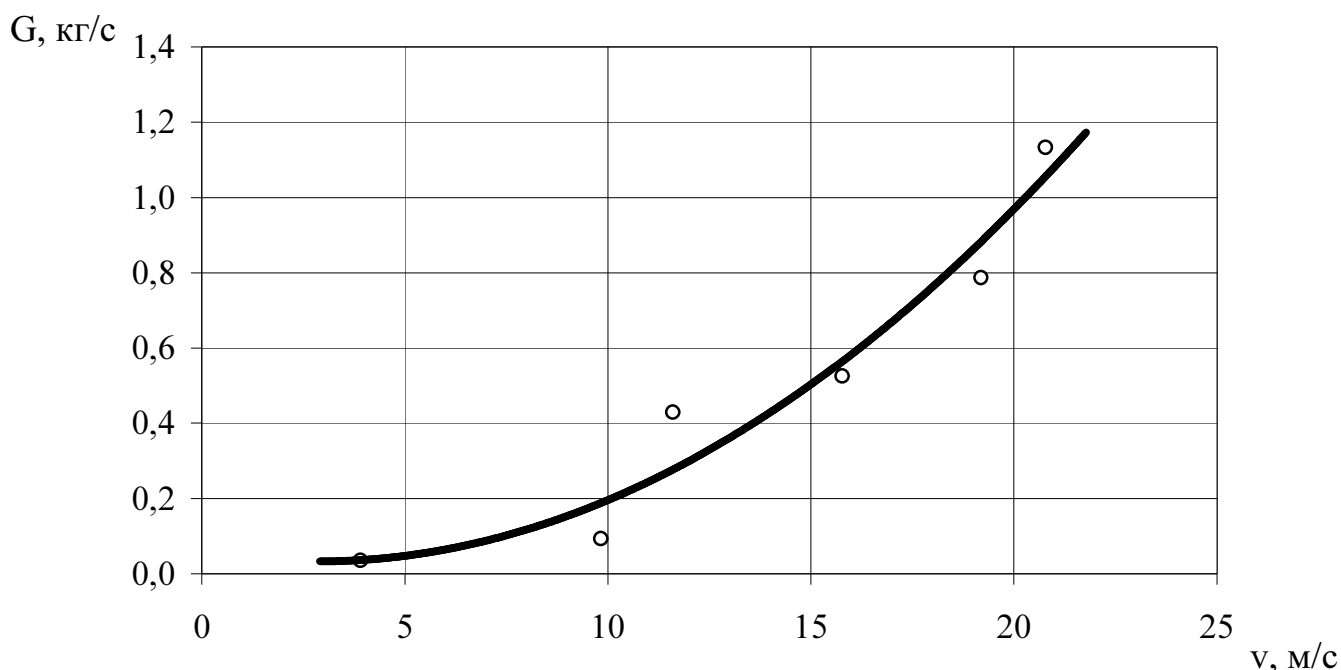


Рисунок 4.20 – Залежність кількості G сепарованої рідини від швидкості v газового потоку в інерційно-фільтруючому сепараційному каналі

4.3. Оцінка гідравлічного опору та прогнозування розрахункової ефективності сепарації високодисперсних систем в інерційно-фільтруючих газосепараторах

За методикою експериментальних досліджень (розд.2) при обробці результатів замірів інтегральних параметрів досліджуваних процесів інерційно-фільтруючої сепарації та характеристик фізичних моделей сепараційного обладнання (втрати напору (гідравлічний опір), ступінь розділення (ефективність сепарації)) застосовано

метод фізичної аналогії сепараційних та гідравлічних показників, яким запропоновано оцінювати ефективність процесу сепарації за значенням гідравлічного опору інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв (підрозд.2.1), що в подальшому дозволить здійснювати прогнозування та оцінку ефективності аналогічних сепараційних пристроїв за спрощеними методиками. Подібна фізична аналогія безумовно є виправданою, тому що внутрішнє тертя, обумовлене в'язкістю потоку та режимом його руху і тертя о стінки каналів, які визначають значення гідравлічного опору, та осадження дисперсних часток за рахунок інерційних сил на поверхнях осадження (стінках жалюзей, волокнах або сітках), викликані одним й тим же процесом руху двофазного потоку по сепараційних секціях (підрозд.1.2).

Гідравлічний опір (падіння статичного тиску) окремих досліджуваних моделей сепараційних каналів може бути визначено і на підставі отриманих у результаті CFD-моделювань розподілів полів тисків у відповідних розрахункових областях геометричних моделей (рис.4.21), а також експериментально (рис.4.22).

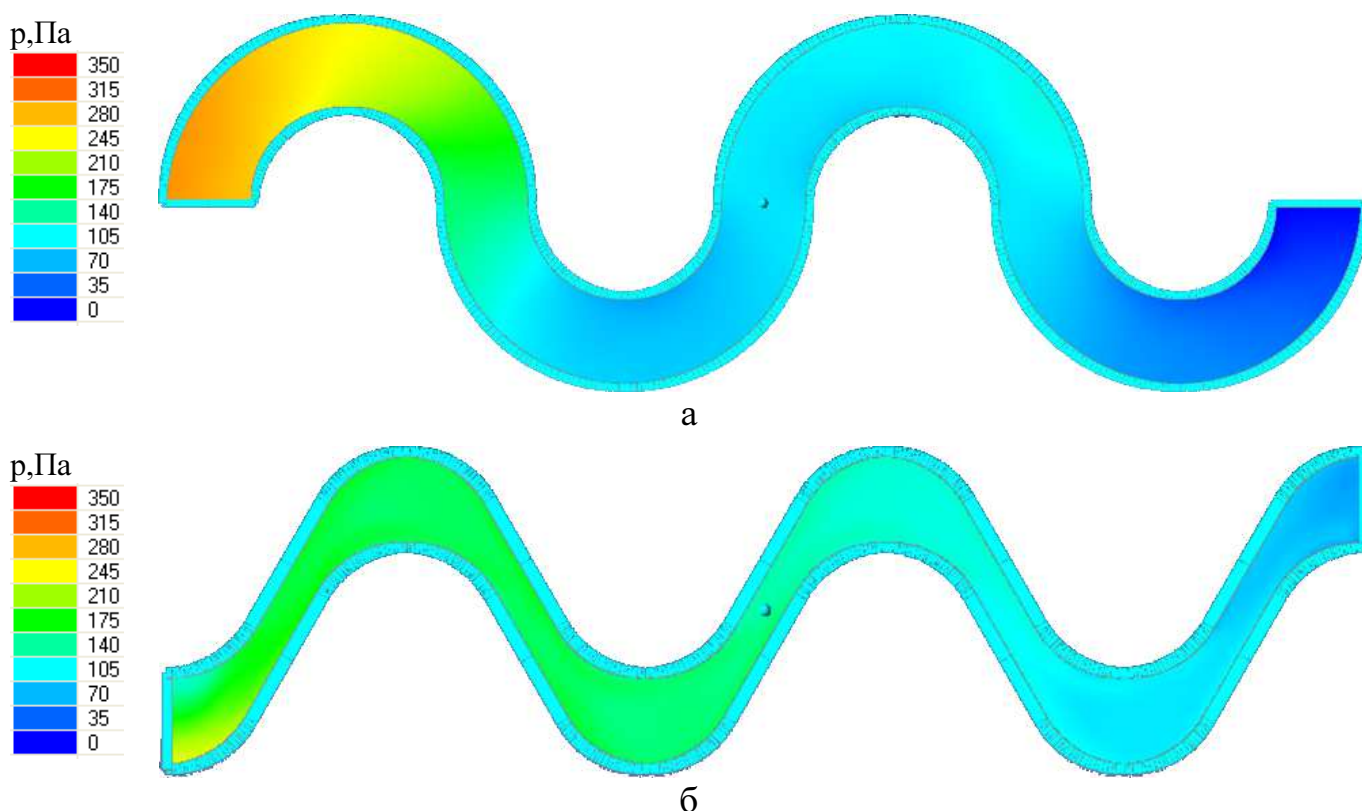


Рисунок 4.21 – Порівняльна оцінка градієнтів тисків Δp при плинні газового потоку в криволінійних сепараційних каналах зі стінками з напівкілець різного радіусу (а) та синусоїдального профілю (б)

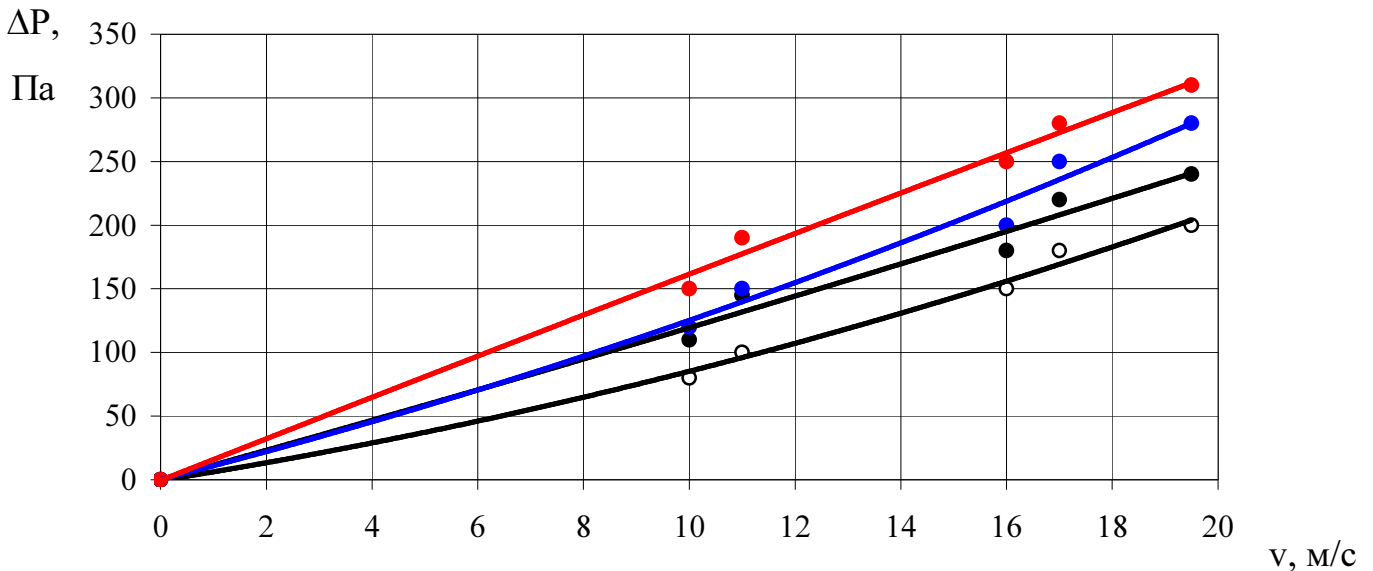


Рисунок 4.22 – Залежності гідравлічного опору інерційно-фільтруючого сепараційного каналу ΔP від швидкості v газового потоку та вмісту рідини L/G [26]:

—○— - 0; —●— - 0,1; —●— - 0,2; —●— - 0,3.

При експериментальних дослідженнях властивостей та характеристик фільтруючих матеріалів (підрозд.4.2) визначено гідравлічний опір тонкошарових елементів зі зразків поліпропіленового голкопробивного полотна (рис.4.23).

Узагальнення результатів моделювань та розрахунку гідравлічного опору модельного зразка блочного двоступеневого газосепаратора (додаток Е, табл.Е.1) здійснено шляхом побудування графічних залежностей гідравлічного опору ΔP від симплексу визначаючих параметрів газового потоку – $(v^2\rho)/2$ (рис.4.24). При чому, при визначенні загального гідравлічного опору газосепаратора враховано також місцеві опори в штуцерах на вході-виході газового потоку в сепараторі.

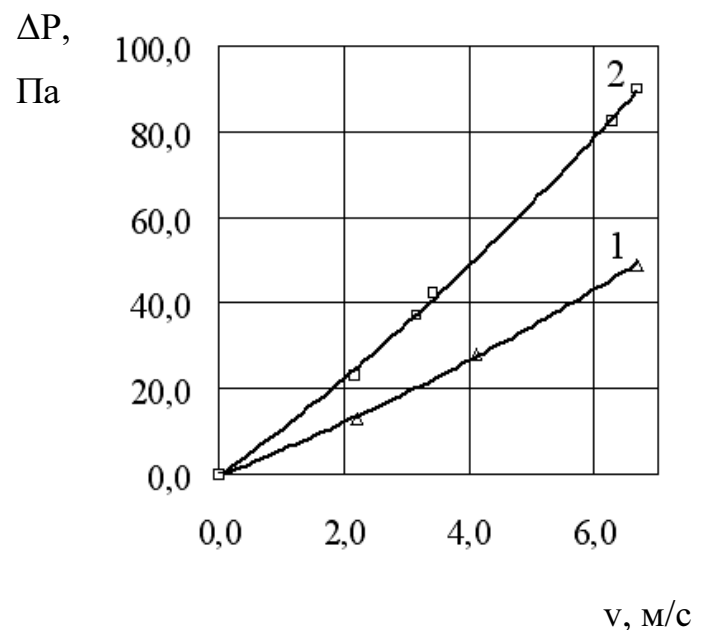


Рисунок 4.23 – Залежність гідравлічного опору ΔP тонкошарових волокнистих поліпропіленових фільтруючих елементів від швидкості фільтрування v при товщині: 1 - $\delta_{\phi}=5\times 10^{-3}$ м; 2 - $\delta_{\phi}=10\times 10^{-3}$ м.

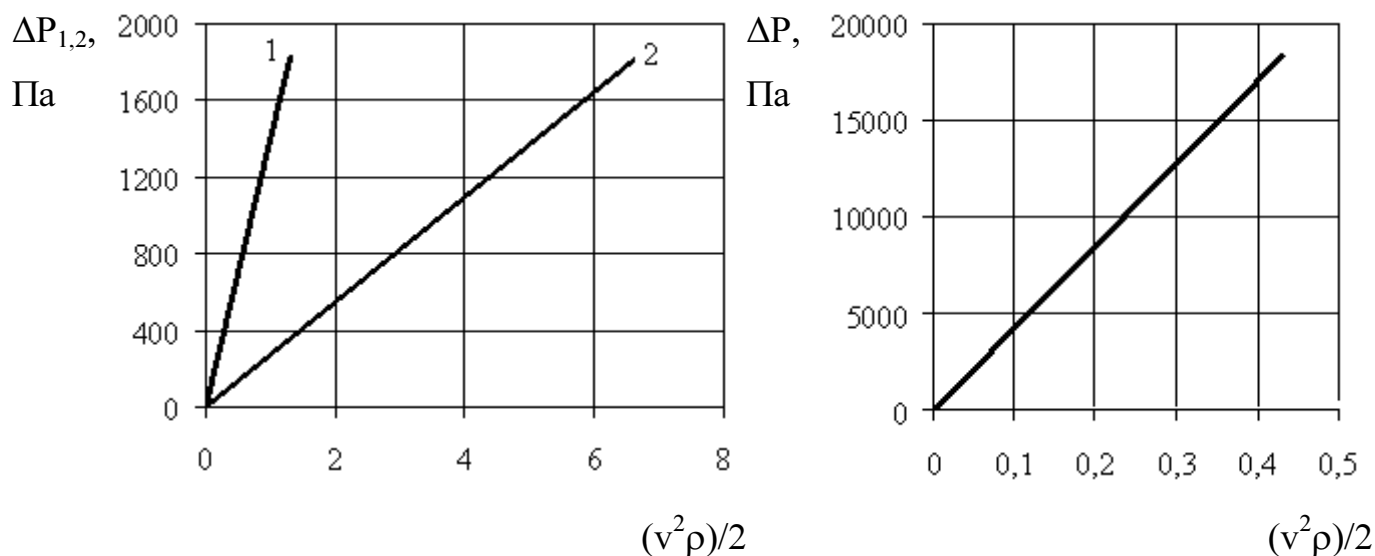


Рисунок 4.24 – Залежності гідравлічного опору жалюзійних вхідного розподільника-сепаратора ΔP_1 , інерційно-фільтруючого сепаратора ΔP_2 та загальний ΔP газосепаратора відповідно від симплексу визначаючих параметрів $(v^2 \rho)/2$ газового потоку [277]

Для оцінки ефективності сепарації в криволінійних інерційних сепараційних каналах необхідно мати уявлення про розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток та середній розмір краплин, а також об'ємний (ваговий) вміст рідкої фази на вході та виході відповідних ступенів сепарації. Вказані параметри газорідинного потоку можливо визначити після розв'язання кінцево-об'ємним методом відповідних основних рівнянь сформульованої математичної моделі. У випадку, коли основними механізмами формування крапель у турбулентному потоці газу за відсутності конденсації є процеси подрібнення та коагуляції, які відбуваються одночасно, на вхід до криволінійного каналу потрапляє газокраплинний потік з встановленим визначеним логарифмічно-нормальним розподілом краплин за розмірами $n_0(R)$, що визначається залежністю (1.4), рис.4.24. Розглядаючи квазістаціонарний плин газодисперсного потоку в криволінійних каналах, що описується рівнянням нерозривності (1.28), замінюючи вагову концентрацію дисперсних часток тотожно рівною їй густиною деякого абстрактного неперервного середовища, за умови усталеного руху газового потоку детермінована модель, що описує рух стокової частки в криволінійному потоці газу [113], з урахуванням певних припущень та початкових умов, попе-

редніми дослідниками розроблено континуальну модель криволінійного плинугазодисперного потоку [114], яка визначає розподіл дисперсної фази по розподілу окружної складової швидкості газу [113-115].

Розвиваючи дану модель з урахуванням отриманих розв'язків рівнянь руху і нерозривності потоку відносно складових локальних швидкостей газового потоку для окремого випадку плоскої невісесиметричної течії в криволінійному каналі (підрозд.3.1) представляється можливим розрахунковим методом визначити спосіб розподілу краплин по розмірах після кожної послідовної криволінійної ділянки сепараційного каналу (рис.4.25):

$$n_i(R) = n_{i-1}(R) \frac{v}{v - \frac{C\varphi(2r - r_1 + r_2)}{r_2 - r_1}} \times \exp\left(\frac{C\varphi(3r^2 - 3r(r_1 + r_2) + r_1r_2 + (r_1 + r_2)^2 / 2) - 4\tau_0\varphi v((r_1 + r_2) - 2r)}{r_2 - r_1}\right), \quad (4.11)$$

де $\tau_0 = \rho_d d_m^2 / 18\mu$ – час релаксації дисперсних часток (краплин), с.

Для оцінки ефективності вловлювання дисперсних часток за загальноприйнятим критерієм, яким є коефіцієнт сепарації η , а розвинута континуальна модель криволінійної течії газодисперсного потоку [114] дозволяє розрахунковим методом визначити спосіб розподілу краплин по розмірах $n_i(R)$ і відповідно оцінити ефективність сепарації після кожної послідовної криволінійної ділянки інерційно-

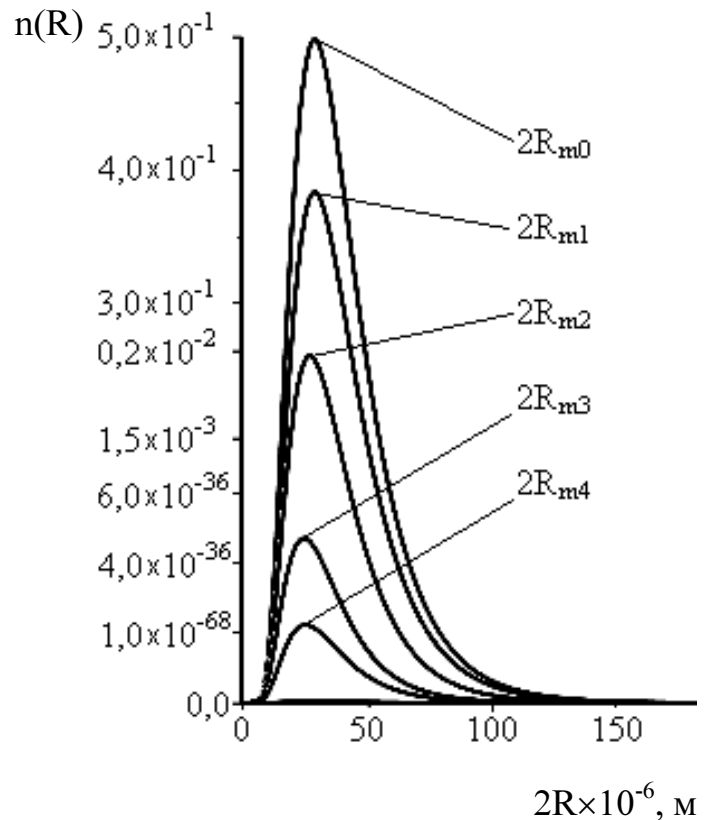


Рисунок 4.25 – Розрахунковий розподіл за розмірами $n(R)$ краплин у потоці після криволінійних ділянок в інерційно-фільтруючому сепараційному каналі

фільтруючого сепараційного каналу.

Фізична суть графічного зображення на рис.4.25 полягає в тому, що обчислена як інтеграл площа зон між кривими розподілу $n(R)$ на вході та виході з відповідних криволінійних ділянок відповідає ефективності сепарації η_i після кожної окремої криволінійної ділянки, а їх сумарна площа (площа зони обмеженої верхньою $0R$ та нижньою $0R_{mi}$ лініями розподілу) — сумарній ефективності сепарації η . Отримані результати математичних моделювань ($\eta_1=22,9\%$; $\eta_2=99,6\%$; $\eta_3=99,9\%$; $\eta_4=99,99\%$) підтверджують попередні припущення [403], що для ефективної сепарації ($\eta=99,5-99,9\%$) краплинної рідини у інерційно-фільтруючих сепараційних каналах достатньо від 2 до 4 криволінійних ділянок. Розвинута континуальна модель дає достатню збіжність результатів обрахунку сумарної ефективності сепарації в криволінійних каналах у порівнянні з аналогічними результатами, отриманими розв'язанням статистичної задачі з визначення розрахункового розподілу вловлених часток на зовнішній стінці каналу (підрозд.4.1.3).

Для співставлення та аналізу результатів розрахункових моделювань, а також з метою оптимізаційних статичних та динамічних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації у відповідності до обраної стратегії (підрозд.2.4) проведено серію факторних експериментів за розробленою методикою експериментальних досліджень у відповідності до змінних геометричних параметрів (радіус гофр $r_1=25;55;70;100 \times 10^{-3}$ м, довжина прямолінійних ділянок між гофрами $L=100;150;200 \times 10^{-3}$ м, кут розкриття гофр $\varphi=60;90;120^0$) модельного експериментального зразка криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу синусоїдального профілю та співвідношення потоків рідини до газу $L/G=0,1;0,2;0,3$ кг/кг (підрозд.2.3, табл.4.1), зокрема з оцінки сумарної ефективності сепарації, результати яких наведено на рис.4.26-4.35.

Зі збільшенням швидкості руху газового потоку (в межах 0-20 м/с) по криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах ефективність сепарації краплинної рідини зростає від 30% до 80% (рис.4.26), причому при підвищенні вмісту рідини на вході в сепараційний канал від $L/G=0$ до $L/G=0,2$ спостерігається й підвищення ефективності сепарації, а подальше підвищення вмісту рідини ($L/G=0,3$) не-

гativement впливає на ефективність процесу сепарації, що пояснюється захлинанням фільтруючих елементів, тому вміст рідини на вході до сепараційних пристроїв слід обмежити значенням $L/G \leq 0,2$ кг/кг (рис.4.26-4.35).

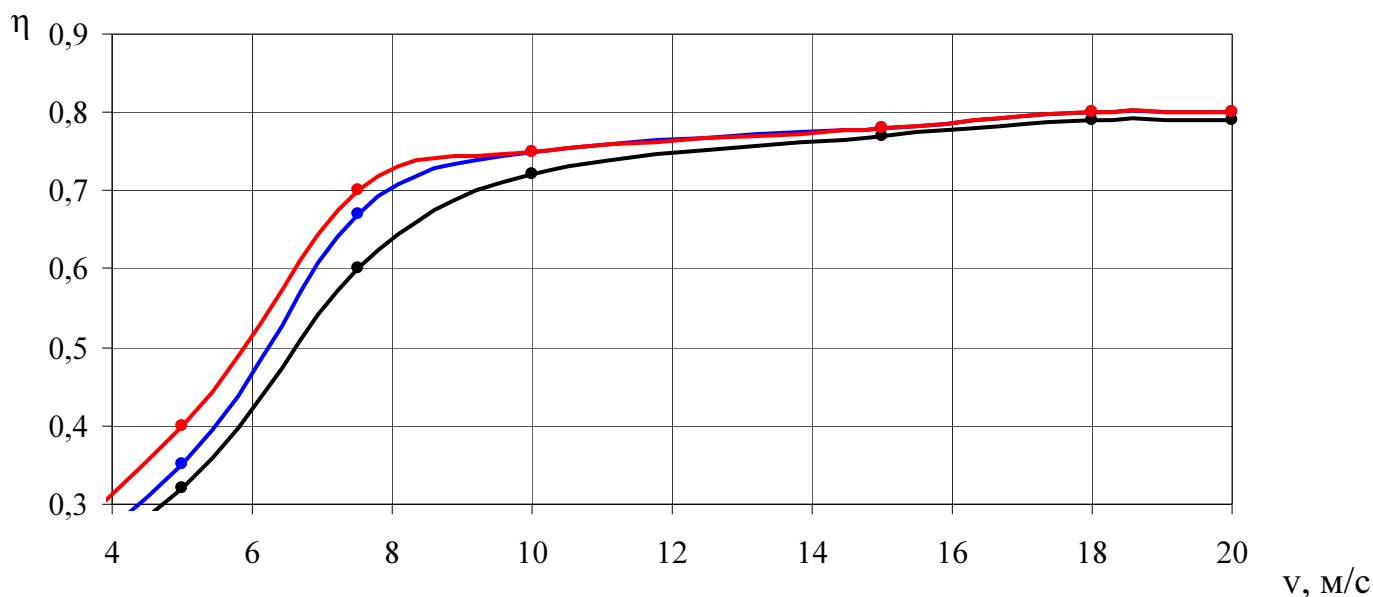


Рисунок 4.26 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газопотоку v в каналі ($R=25 \times 10^{-3}$ м, $L=200 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=90^0$) при L/G : —●— 0,1; —●— 0,2; —●— 0,3.

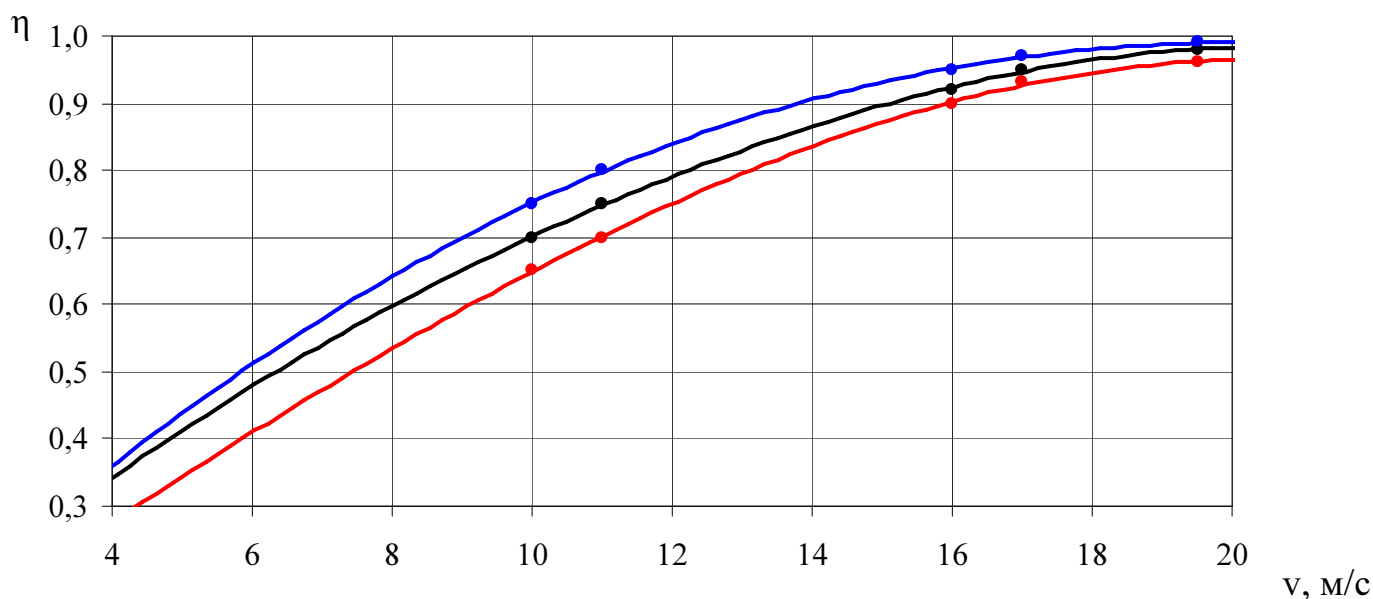


Рисунок 4.27 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газопотоку v в каналі ($R=55 \times 10^{-3}$ м, $L=200 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=90^0$) при L/G : —●— 0,1; —●— 0,2; —●— 0,3.

Порівнянням графічних залежностей рис.4.26-4.28, 4.35 з'ясовано, що зміна радіусу криволінійних ділянок гофрованих жалюзей також неоднозначно впливає на

ефективність вловлювання краплинної рідини, а в межах змінних геометричних параметрів досліджуваних масштабних моделей (табл.4.1) інерційно-фільтруючих сепараційних каналів виявлено, що оптимальним є радіус гофр жалюзей $r_1=55 \times 10^{-3}$ м.

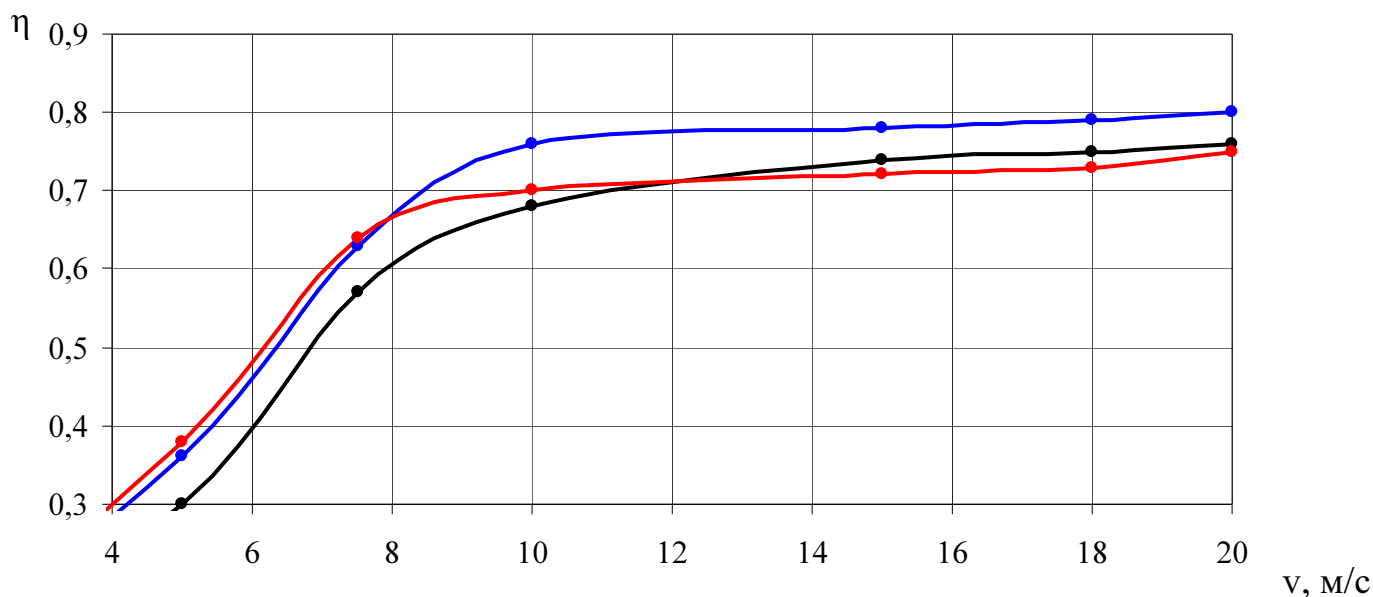


Рисунок 4.28 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газопотоку v в каналі ($R=100 \times 10^{-3}$ м, $L=200 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=90^0$) при L/G : —●— - 0,1; —●— - 0,2; —●— - 0,3.

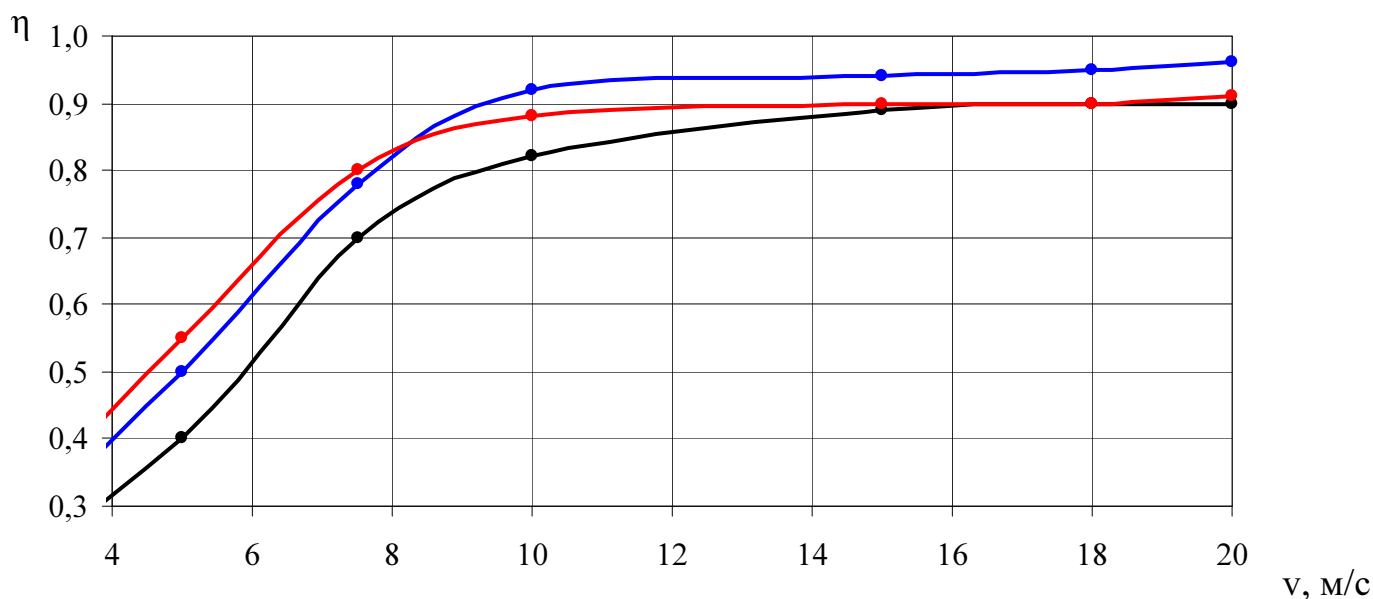


Рисунок 4.29 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газопотоку v в каналі ($R=55 \times 10^{-3}$ м, $L=100 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=90^0$) при L/G : —●— - 0,1; —●— - 0,2; —●— - 0,3.

Аналізом графічних залежностей рис.4.29-4.31, 4.33 підтверджено попередні припущення про доцільність утворення в інерційно-фільтруючих сепараційних ка-

налах розгінних прямолінійних ділянок для підвищення ефективності сепарації газокраплинного потоку на криволінійних гальмівних ділянках.

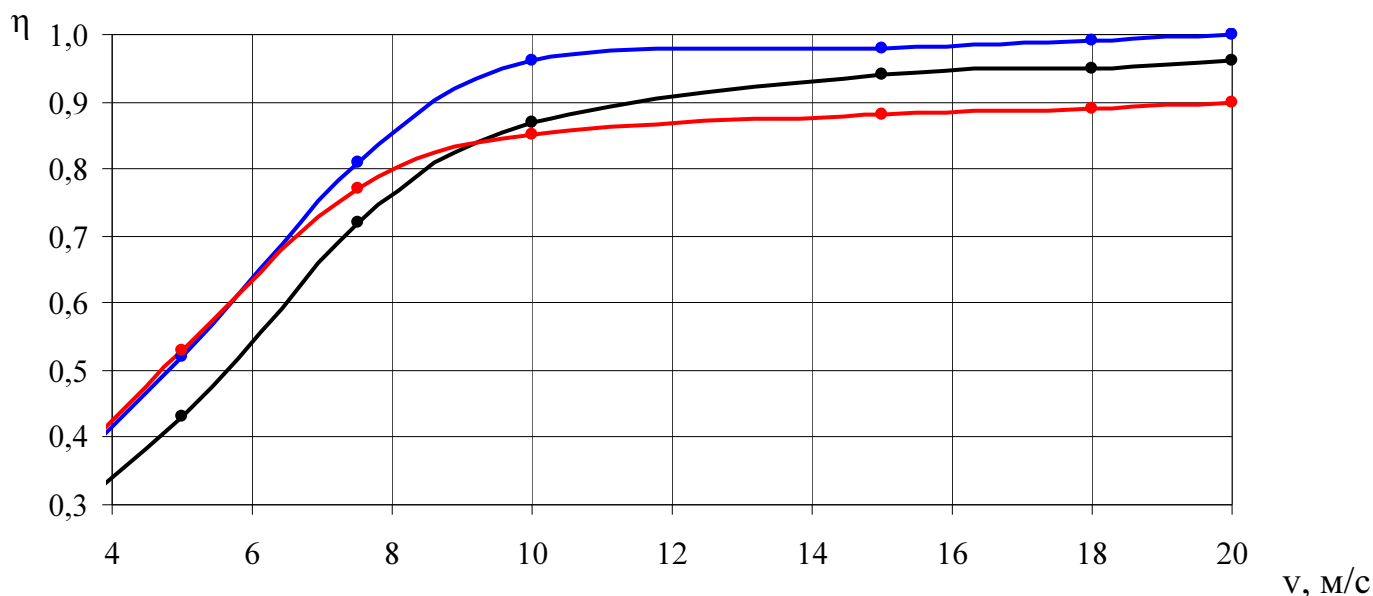


Рисунок 4.30 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газопотоку v в каналі ($R=55 \times 10^{-3}$ м, $L=150 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=90^0$) при L/G : —●— 0,1; —●— 0,2; —●— 0,3.

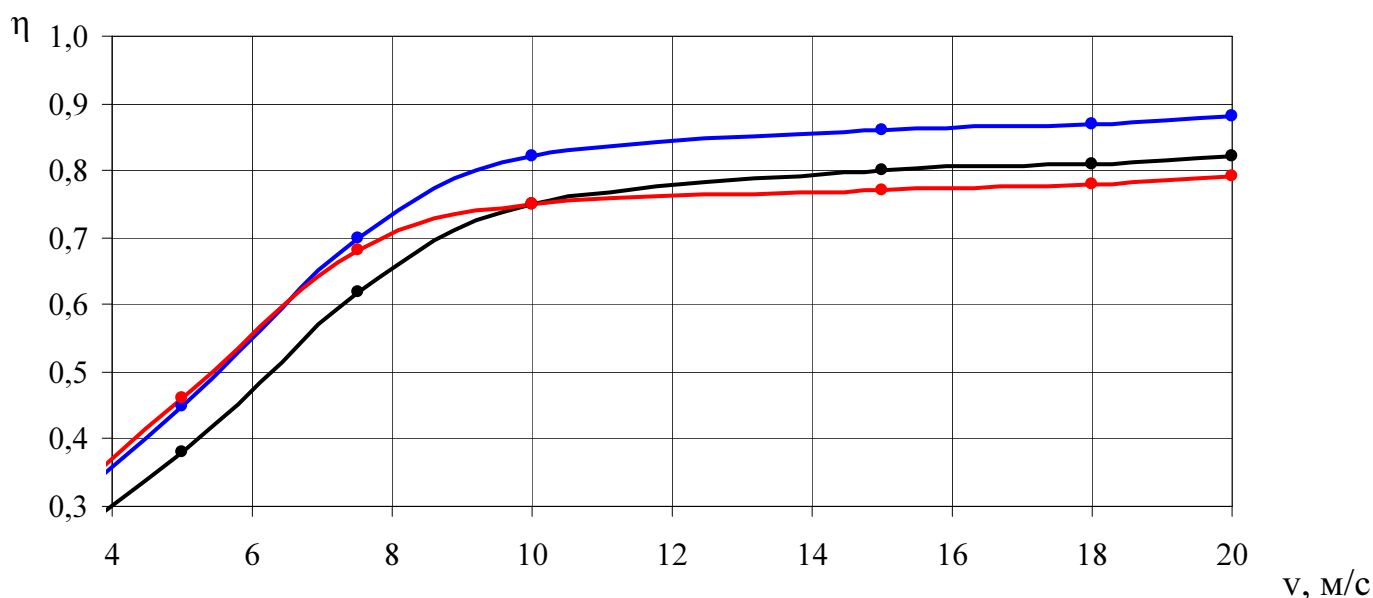


Рисунок 4.31 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газопотоку v в каналі ($R=55 \times 10^{-3}$ м, $L=200 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=60^0$) при L/G : —●— 0,1; —●— 0,2; —●— 0,3.

З вище викладених міркувань зрозуміло, що для підвищення ефективності сепарації необхідно або збільшувати довжину дуг криволінійних ділянок (зменшувати кут розкриття гофр) при тому ж радіусу гофр, або зменшувати радіус при тій

же довжині дуги, причому оптимальним визначено кут розкриття гофр $\varphi=90^0$ (рис.4.27, 4.31, 4.32, 4.34).

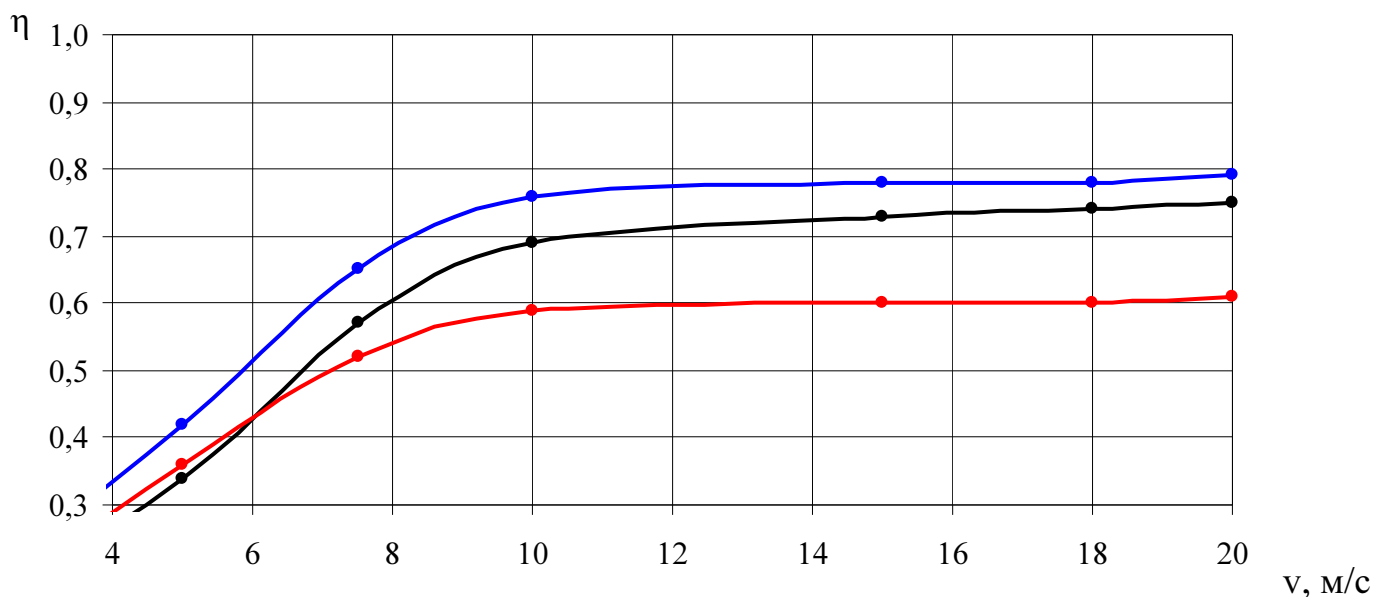


Рисунок 4.32 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газопотоку v в каналі ($R=55 \times 10^{-3}$ м, $L=200 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=120^0$) при L/G : —●— 0,1; —●— 0,2; —●— 0,3.

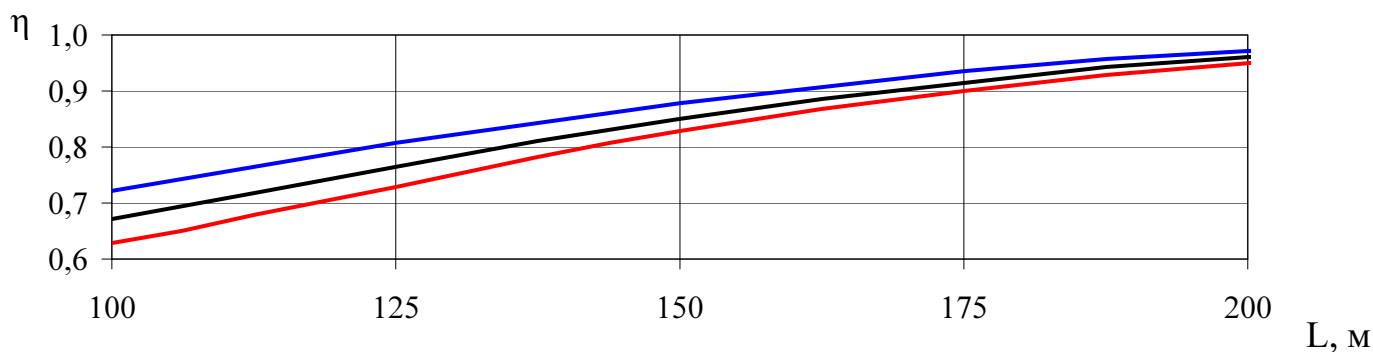


Рисунок 4.33 – Залежність ефективності сепарації η від довжини прямолинійної (розгінної) ділянки L в каналі при L/G : —●— 0,1; —●— 0,2; —●— 0,3.

Таким чином, за результатами експериментальних досліджень та їх аналізу виявлено оптимальні геометричні співвідношення основних розмірів криволінійного сепараційного каналу, якими є $r_1/L=1/2 \dots 1/4$ та кут розкриття гофр $\varphi=90^0$, що обумовлюють найвищу ефективність сепарації (на рівні 99%) краплинної рідини з газового потоку в межах співвідношення фаз $L/G=0,1-0,2$.

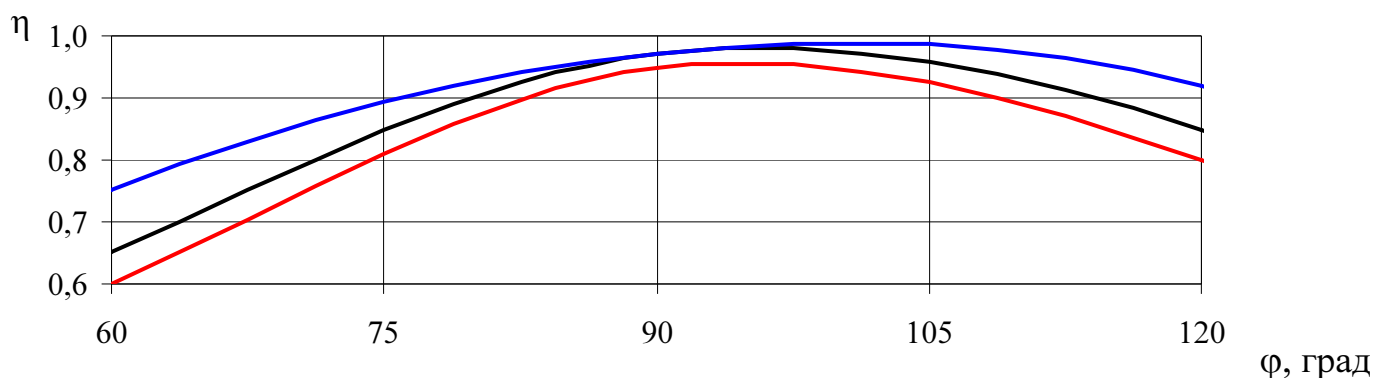


Рисунок 4.34 – Залежність ефективності сепарації η від кута розкриття гофр φ жалюзійних пластин, що утворюють стінки в каналі при L/G : — 0,1; — 0,2; — 0,3.

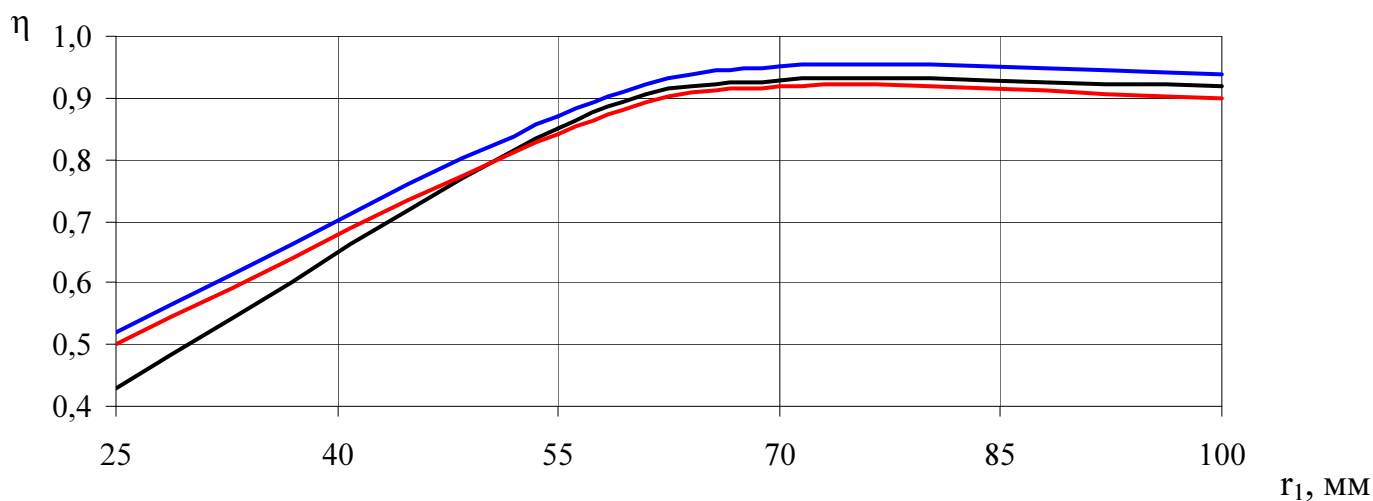


Рисунок 4.35 – Залежність ефективності сепарації η від радіусу гофр r_1 гофр жалюзійних пластин, що утворюють стінки в каналі при L/G : — 0,1; — 0,2; — 0,3.

Гідравлічний опір при цьому не перевищує 350 Па (рис.4.22). Залежність ефективності сепарації від гідравлічного опору для промислових зразків газосепараторів та їх вузлів наведена у підрозд.6.4 (рис.6.9)

4.4. Висновки до четвертого розділу

1. Розроблено фізичну модель руху газокраплинних потоків по сепараційних каналах та фільтруючих секціях інерційно-фільтруючих газосепараторів засновану на основних механізмах формування потоку газу та краплин рідини у інерційно-фільтруючих газосепараторах, яка пояснює рух (перенесення) краплин рідини у тур-

булентному газорідинному потоці, основні механізми та закономірності процесів сепарації, визначає оптимальні гідродинамічні режими для упередження вторинних процесів (руйнування структури плівки вловленої рідини, унесення бризок), що супроводжують основний процес сепарації, для зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації інерційно-фільтруючих сепараторів.

2. Адекватність розроблених моделей визначається нерозходженням закладених в них теоретичних (гідродинамічних) основ процесів інерційно-фільтруючої сепарації з фундаментальними положеннями механіки рідини і газу, механіки аеродисперсних систем, міграційної теорії процесів турбулентного перенесення та осадження дисперсних часток з турбулентного потоку.

3. Фізичними та математичними моделюваннями підтверджено, що при перехідних режимах ($2300 \leq Re \leq 10000$) газовий потік в'язко безвідривно обгинаючи обтікає виступи та западини, практично точно повторюючи геометричну конфігурацію криволінійних сепараційних каналів зі стінками з постійним радіусом та синусоїдального профілю.

4. При розвинутій турбулентній течії потоку ($Re \geq 10000$) виявлено збільшення більш ніж у два рази локальних швидкостей газового потоку поблизу виступів криволінійних ділянок стінок каналу (при $\varphi \geq 60 \div 70^\circ$), що є зонами потенційного диспергування плівки вловленої рідини та вторинного бризкоунесення. Зони доцільного розташування фільтруючих елементів у місцях западин сепараційного каналу обмежені значеннями кута $\varphi = 60 \div 150^\circ$.

5. Узагальнення та співставлення розрахункових значень складових швидкості руху суцільного потоку з відповідними значеннями, отриманими експериментально доводить достатню збіжність, розбіжність результатів не перевищує 5%.

6. Аналізом розрахункових траєкторій руху газокраплинного потоку на криволінійних ділянках сепараційного каналу визначено, що краплі рідини вловлюються по всій довжині гофрованих жалюзійних пластин, але найбільша їх концентрація досягається на стінці в області западин криволінійних сепараційних каналів ($\varphi = 75 \div 135^\circ$), при цьому забезпечується ефективно вловлювання дисперсних часток (краплин) розміром $2R > 5$ мкм, а високодисперсні частки (краплі) розміром $2R \leq 5$ мкм уносять-

ся з газовим потоком.

7. За результатами експериментальних досліджень модельних зразків криволінійних сепараційних каналів і їх узагальнення визначено основні гідродинамічні та сепараційні характеристики сепараційних елементів інерційно-фільтруючих сепараторів (К-фактор 0,18-0,72 м/с, гідравлічний опір $\Delta p \leq 350$ Па, вловлювання краплин розміром від $2R > 5$ мкм, ефективність сепарації $\eta \leq 70-90\%$). Адекватність поширення отриманих залежностей обмежується областю перехідного та турбулентного гідродинамічних режимів руху газового потоку ($2300 \leq Re \leq 100000$), а також ламінарного режиму стікання сепарованої рідини в плівці без хвилеутворення ($Re_{пл} < 30$).

8. За сепараційними характеристиками інерційно-фільтруючі сепаратори наближаються до класу високоефективних сітчастих відбійників (Sulzer KnitMesh V-MISTER™), мультициклонних прямоточних сепараторів (Shell SMS™/SMSM™) та патронних фільтр-коалесцерів (Sulzer MKS Multi Cassette™), одночасно вигідно відрізняючись від них та аналогічних пластинчастих сепараторів пониженим гідравлічним опором.

9. Обґрунтовано вибір волокнистих фільтруючих матеріалів на основі поліпропілену для сепарації вуглеводневих газів та очищення газових викидів з агресивними компонентами. Експериментально доведено анізотпроність властивостей поліпропіленового голкопробивного полотна.

10. Розвинуто континуальну модель криволінійної течії газодисперсного потоку, яка дозволяє розрахунковим методом визначити спосіб розподілу краплин по розмірах і відповідно оцінити ефективність сепарації після кожної послідовної криволінійної ділянки інерційно-фільтруючого сепараційного каналу. Отримані результати математичних моделювань підтверджують попередні припущення, що для ефективної сепарації ($\eta = 99,5-99,9\%$) краплинної рідини у інерційно-фільтруючих сепараційних каналах достатньо від 2 до 4 криволінійних ділянок.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [20, 26, 43, 57, 58, 84, 136, 155, 159, 216, 271, 277, 282, 352, 357, 360].

РОЗДІЛ 5

АНАЛІЗ ВПЛИВУ СПОЛУЧЕНОГО МІЖФАЗНОГО ТЕПЛОМАСООБМІНУ НА ПРОЦЕСИ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ БАГАТОКОМПОНЕНТНИХ ГАЗОКОНДЕНСАТНИХ СУМІШЕЙ

5.1. Утворення та конденсаційне зростання краплин в турбулентному потоці при адіабатичному розширенні газу

Розглядаючи фізичні умови утворення багатоконпонентних газоконденсатних систем та моделі формування високодисперсної краплинної рідини у турбулентному потоці газу раніше було відзначено (підрозд.1.3), що основними способами утворення таких систем є процеси конденсації або подрібнення та коагуляції, які відбуваються одночасно. Таким чином, формування краплин в багатоконпонентних газоконденсатних системах можливе за рахунок різних механізмів їх утворення за певних гідродинамічних та термодинамічних умов процесу.

Фізичні основи та моделі формування високодисперсної краплинної рідини за механізмами подрібнення та коагуляції в турбулентному потоці газу розглянуто та проаналізовано вище (підрозд.1.3) [36, 40, 57, 58, 401]. Аналізом основних механізмів утворення газоконденсатних систем, а також механізмів їх сепарації визначено, що для підвищення ефективності сепарації доцільним є порушення фазової рівноваги, що встановилася в газорідинному потоці, особливо у випадку багатоконпонентних сумішей (підрозд.1.3). При цьому відбуваються процеси нуклеації краплин, а також сполученого тепломасообміну (конденсація, випаровування) [195, 208, 404, 421].

Порушення термодинамічної рівноваги фаз може бути викликане зміною термобаричних параметрів (температури та тиску) системи (підрозд.2.4), при цьому у потоці можливе зародження дрібних краплин з утворенням газоконденсатних систем, а в основу механізмів утворення рідкої фази, як правило, покладено процеси адіабатичного розширення (дроселювання) газової суміші, за якого одночасно збі-

льшується об'єм суміші, понижується тиск пари та температура, оскільки робота розширення здійснюється за рахунок внутрішньої енергії газу (ефект Джоуля-Томсона), наприклад, способи низькотемпературної сепарації (НТС) є не новими і широко застосовуються для визволення конденсованих вуглеводневих компонентів (C_{3+}) з природного газу [107, 130, 140, 181, 190, 236, 270, 330, 360, 363]. При цьому використовується охолодження до $-15...-30$ °С за рахунок редуціювання надлишкового пластового тиску газу.

Процеси тепломасообміну, що відбуваються при низькотемпературних методах переробки (сепарації (НТС), конденсації (НТК), абсорбції (НТА) та ректифікації (НТР)) багатоконпонентних вуглеводневих сумішей детально розглядаються в довідковій літературі з хімічних та нафтогазопереробних технологій [44, 363], в даній же роботі ці питання буде розглянуто в основному для пояснення фізичних основ розповсюдження цих методів та визначення впливу міжфазного тепломасообміну на процеси інерційно-фільтруючої сепарації з метою підвищення ступеня розділення багатоконпонентних газоконденсатних сумішей.

До основних переваг процесів низькотемпературної сепарації слід віднести простоту, збільшення виходу вуглеводневого конденсату з природного газу, забезпечення низької температури точки роси осушеного сепарованого газу, але такі схеми мають і певні недоліки, зокрема це можливість реалізації лише в тих випадках, коли забезпечується великий перепад тиску (від 10,5 МПа), ефективність процесу сепарації зменшується зі строком експлуатації внаслідок зниження пластового тиску газу, можливість утворення кристалогідратів перед сепараційними пристроями.

Тому більш перспективними представляються технології надзвукової низькотемпературної газодинамічної сепарації природних газів, засновані на використанні вихрового ефекту Ранка-Хілша (рис.5.1) [185, 381-383]. Потік багатоконпонентного вуглеводневого газу закручують, після чого відбувається розгін до швидкостей з числами Маха близько 0,9-1,0, при закрученні та проходженні сопла Лавалю внутрішня енергія газу адіабатично переходить в кінетичну, статичний тиск і температура в потоці знижуються. Останній чинник сприяє конденсації вуглеводневих компонентів C_{3+} і водяної пари, а сепарована в закрученому потоці рідина осаджу-

ється на стінках сепараційної камери, звідки вона відводиться в ємність зі зниженим тиском, який створюється ежектуванням з ємності газової фази початковим потоком. Очищений газовий потік загальмовують з відновленням тиску.

Описаний процес подібний до процесу низькотемпературної сепарації з використанням детандерно-компресорного агрегату, апаратне оформлення низькотемпературної газодинамічної сепарації набагато простіше.

Перші розробки газодинамічних сепараторів з'явилися в 80-х роках минулого століття в МВТУ ім. Баумана, АН СРСР, ВНИИГАЗ, ЦКБН ВАТ "ГАЗПРОМ", НИ-ПИГазпереработка [185, 381-383]. Проте випробування і впровадження не відбулися внаслідок подальшої реорганізації нафтогазового комплексу СРСР. За кордоном останнім часом голландська компанія TwisterBV розробила подібний спосіб осушення, видалення кислих компонентів і важких фракцій з природного газу, давши назву такій технології 3S-сепарації (SuperSonic Separation) [185, 381-383].

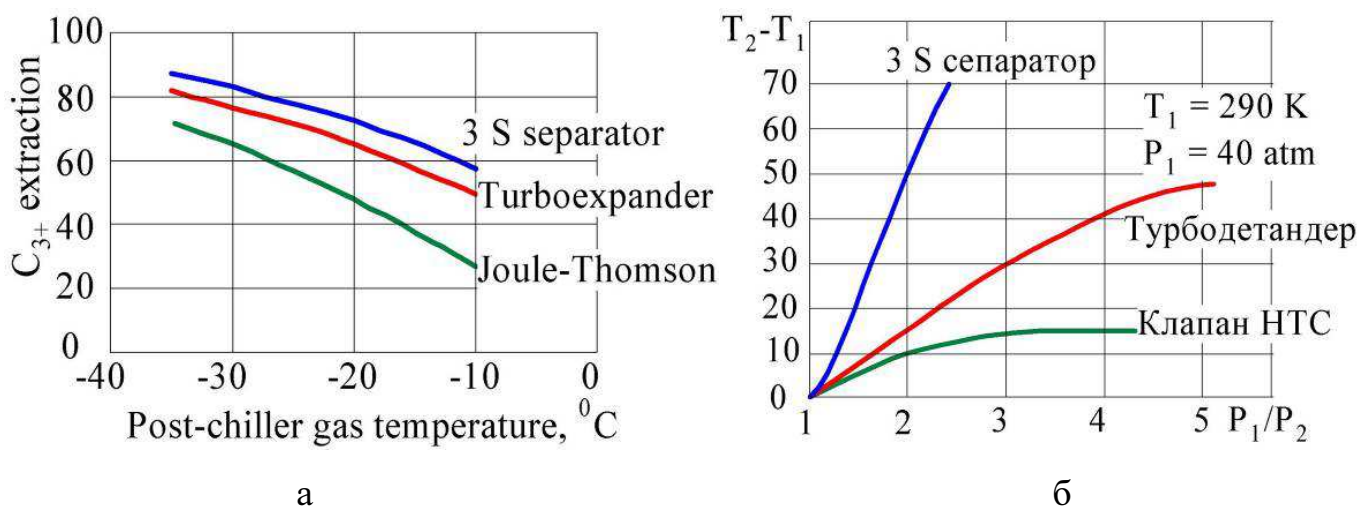


Рисунок 5.1 – Порівняльна оцінка промислових технологій низькотемпературної сепарації вуглеводневих газів [185]: а – залежність ступеня вилучення вуглеводнів від температури; б – залежність перепаду температур від перепаду тисків на вході та виході відповідно.

Закордонні і вітчизняні газодинамічні сепаратори конструктивно подібні. Наукові основи технології надзвукової низькотемпературної газодинамічної сепарації базуються на сучасній аеродинаміці, газовій динаміці ударних хвиль, термоди-

наміці і теорії фазових перетворень вуглеводневих сумішей. Технологія надзвукової низькотемпературної газодинамічної сепарації може бути використана для підготовки газу до транспорту (дегідратація і виділення важких вуглеводнів), сепарації пропан-бутану, визволення CO_2 і H_2S , виділення етану, зрідження метану [185]. Дослідно-промислові зразки надзвукових сепараторів сьогодні проходять промислову апробацію як за кордоном, так і в країнах СНД, зокрема, на УКПГ промислів Ямбургського і Губкінського родовищ (Російська Федерація).

Спостереженнями за рухом об'єктів (автомобілі, літаки) з високими та близькими до звукових швидкостями в умовах підвищеної вологості повітря, а також за плином газових потоків з надзвуковими швидкостями, які огинають перепони сепараційних пристроїв, виявлено перспективним для сепарації вологи у вигляді конденсаційного туману застосування ефекту Прандтля-Глоерта, який полягає в тому, що об'єкт або газовий потік, який рухається з високою швидкістю створює зону підвищеного тиску повітря перед собою і зону пониженого тиску позаду [217]. Після проходження об'єкта або при обтіканні високошвидкісним газовим потоком перепон зона зниженого тиску починає заповнюватися навколишнім повітрям, при цьому внаслідок достатньо високої інерції повітряних мас спочатку вся ділянка низького тиску заповнюється повітрям з ділянок, прилеглих до неї, і такий процес є локально адіабатичним, тоді як об'єм для повітря збільшується, а його температура знижується. Якщо вологість повітря досить велика, то температура може знизитися до такого значення, що виявиться нижче точки роси, за значення якої волога з газового потоку конденсується у вигляді дрібних краплин, які утворюють невелику хмару. Прояв цього ефекту залежить від співвідношення між швидкістю, вологістю і температурою, тому при високій вологості та низькій температурі його можна спостерігати і при швидкостях, значно менших за швидкість звуку. Цей ефект пояснює інверсійний (конденсаційний) слід за літаками в повітрі на великій висоті. Так, проліт літального апарата викликає появу великої кількості центрів конденсації, якими є частинки, викинуті з камери згоряння двигуна літального апарата та мікротурбулентні вихори, на них миттєво відбувається конденсація наявної вологи і локально виникає хмара туману, а за рахунок цього траєкторія стає видимою.

Розглянуті ефекти представляється доцільним реалізувати в конструкціях жалюзійних сепараційних пристроїв, причому в криволінійних каналах можна створити умови для сепарації конденсацією в кілька ступенів [185, 217].

З розглянутих фізичних явищ витікає, що необхідною умовою утворення та конденсаційного зростання краплин в газовому потоці є наявність таких термодинамічних умов, що призводять до процесів, при яких відбувається збільшення пересичення суміші (підрод.1.3), наприклад, у результаті зниження температури суміші або підвищення тиску газу.

На практиці, при проведенні процесів сепарації багатокомпонентних газоконденсатних систем часто одночасно змінюються і температура, і тиск, а як наслідок і пересичення суміші. При адіабатичному розширенні суміші температура та тиск знижуються, однак оскільки зі зменшенням температури суттєво падає тиск насиченої пари, то підвищується й ступінь пересичення пари. Слід також відмітити, що конденсація призводить до підвищення температури суміші та вирівнювання парціальних тисків пари у поверхні краплин та на відстані від них, а це зменшує пересичення і в кінці кінців призводить до призупинення утворення зародків конденсації.

Швидкість процесу конденсації на поверхні краплі визначається дифузійною парою до цієї поверхні, тому в процесах, що викликають швидке збільшення пересичення пари і пов'язані з невеликою концентрацією краплин, при значній інтенсивності пересичення швидкість дифузії може виявитись недостатньою для вирівнювання парціальних тисків пари у всьому об'ємі, при цьому тиск пари у поверхні краплин може суттєво відрізнятись від тиску пари в об'ємі і виникає значне пересичення, що призводить до інтенсивного утворення зародків конденсації рідинної фази [36, 349, 350].

Таким чином, в залежності від співвідношення між швидкістю пересичення та питомою кількістю (концентрацією) краплин (ядер конденсації) можливі два випадки: швидкість дифузії пари до поверхні краплі велика і пересичення до критично значення не досягне, а відповідно зародки не утворюються; швидкість дифузії пари мала, пересичення стає більше критичного і відбувається інтенсивне утворення зародків конденсації [36, 349, 350].

В дійсності, газовий потік зі зваженими краплями конденсату, який рухається по інерційних сепараційних каналах, характеризується інтенсивною турбулентністю, що призводить до істотного перемішування суміші та вирівнювання градієнтів температур та концентрацій компонентів в газовій фазі.

Основними способами охолодження та утворення пересичення при низькотемпературній сепарації багатокомпонентних газоконденсатних сумішей є адіабатичне розширення (дроселювання) зі зниженням температури та тиску газу без здійснення роботи та теплообміну, адіабатичне розширення (детандування) зі здійснення зовнішньої роботи, що призводить до зниження температури, додаткове охолодження газу в теплообмінниках (пристроях попередньої конденсації).

Внаслідок різкого зниження тиску та температури в системі порушується термодинамічна рівновага, а між фазами відбувається міжфазний тепломасообмін до тих пір, поки в суміші не буде встановлено термодинамічну рівновагу, але вже при інших значеннях температури та тиску. В момент порушення термодинамічної рівноваги при певних значеннях тиску та температури в суміші за рахунок гомогенної конденсації утворюються краплі рідинної фази з середнім сталим радіусом (підрозд.1.3). З часом утворені краплі збільшуються у розмірі до тих пір, поки в системі не встановиться рівновага. Таким чином, процеси в багатокомпонентній газовій суміші супроводжуються інтенсивною конденсацією компонентів, а утворена рідинна фаза, яка спочатку представляє собою високодисперсний туман, швидко укрупнюється за рахунок процесів конденсації та коагуляції. Ці процеси мають переважно нерівноважний характер.

В даному розділі викладені розроблені методи, які дозволяють визначити умови та швидкість конденсаційного утворення і зростання краплин рідини з турбулентного потоку газу, а також кількості рідинної фази, яка утворюється в інерційно-фільтруючих сепараторах-конденсаторах.

Розглядаючи процеси утворення та конденсаційного зростання краплин в турбулентному потоці при охолодженні газової суміші в сепараційних каналах слід зробити кілька спрощуючих припущень [349, 350]:

- на поверхні краплі, що представляє собою міжфазну поверхню, термодинамічна рівновага встановлюється набагато швидше, ніж в об'ємі, а в наслідок цього концентрації компонентів в обох фазах при заданих значеннях тиску та температури можуть бути визначені з рівноважних співвідношень;
- основним механізмом доставки компонентів до поверхні краплин є турбулентні пульсації, що характеризуються масштабом турбулентності, а відповідно в процесі доставки компонентів до поверхні краплин домінуючою є не молекулярна, а турбулентна дифузія (підрозд.1.3);
- основна зміна концентрації компонентів відбувається в тонкому шарі біля поверхні краплі, за межами цього шару в об'ємі суміші концентрація компонентів є однорідною та змінюється тільки з часом;
- розподіл компонентів в рідинній фазі (в краплі) однорідний та змінюється тільки з часом;
- на протязі певного часу, за який встановлюється рівновага в суміші, концентрація в об'ємі суміші та поверхні краплі зрівняється і процес масообміну припиниться.

Для визначення температури, тиску та пересичення суміші в дроселі, турбодетандері або теплообміннику, необхідно провести відповідні газодинамічні розрахунки з метою визначення основних газодинамічних параметрів, які визначаються з рівнянь збереження витрати, енергії, кількості руху та стану газу [56, 85, 86, 171, 187, 199, 198, 220, 326, 328].

Таким чином, особливу зацікавленість викликають питання визначення оптимальних значень гідродинамічних і термодинамічних параметрів при яких відбувається утворення та конденсаційне укрупнення краплин рідини, оскільки це полегшує їх відділення від газу за механізмами інерційно-фільтруючої сепарації.

5.2. Утворення краплинної рідини при охолодженні газової суміші в пристроях попередньої конденсації та сепараційних каналах

Відомо (підрозд.1.3) [401], що при наявності перед сепаратором пристроїв, що змінюють температуру та тиск (дросель, теплообмінник, турбодетандер) можливе формування газоконденсатних систем (тумани) з утворенням краплин у результаті конденсації пари на самовільно утворених зародках (гомогенна конденсація), або на ядрах конденсації (гетерогенна конденсація). Поєднання процесів інерційно-фільтруючої сепарації з процесами конденсації, реалізоване в новому способі та високоефективній конструкції комбінованого інерційно-фільтруючого сепаратора-конденсатора, наведеного на рис.6.6 (підрозд.6.1) [52, 53, 250], ґрунтується на закономірностях, виявлених при дослідженнях гідродинаміки та тепломасообміну в жалюзійних сепараційних [102, 103, 196, 197, 243, 281, 286, 341] та пластинчастих теплообмінних пристроях [89, 124, 160, 188, 189, 341]. Як наслідок, розвинуто модель інерційно-фільтруючої сепарації (розд.3, 4), що враховує утворення та конденсаційне зростання краплин в турбулентному потоці газорідинної суміші, вплив фазових перетворень та коалесценції краплин конденсату на ефективність процесів інерційно-фільтруючої сепарації з конденсацією за рахунок додаткового охолодження стінок криволінійних сепараційних каналів, що надає можливість вловлювання вологи навіть у вигляді конденсаційного туману [36, 40, 52, 53, 58, 250, 401]. В такій постановці задача зводиться до визначення оптимальних термобаричних умов (T, p) за умов критичного пересичення пари ($S \geq S_{кр}$, у відповідності до залежності (1.26) ступінь пересичення пари є відношенням тиску пари в газовій суміші до тиску насиченої пари над поверхнею рідини, підрозд.1.3), за яких відбувається конденсація пари і зародження рідинної фази, конденсаційне зростання (укрупнення) краплин, що полегшує їх відділення від газового потоку [36, 40, 43, 52, 53, 58, 401], а також визначення кількості сконденсованої рідини при зниженні температури нижче критичної ($T \leq T_{кр}$) [53, 271] в охолоджуваних сепараційних каналах інерційно-фільтруючих пристроях типу сепаратор-конденсатор [43, 52, 53, 271, 318].

Утворення конденсаційного туману в турбулентному потоці багатокомпонентної

нної газової суміші, який рухається вздовж криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу з охолоджуваними стінками по суті є процесом аналогічним до процесів, що відбуваються в пластинчатих теплообмінниках або насадкових тепломасообмінних секціях апаратів. Тому вирази для визначення пересичення пари в таких випадках та кількості краплинної рідини, яка конденсувалася при охолодженні газового потоку, можна отримати з основних рівнянь тепловіддачі (закону охолодження Ньютона) та масовіддачі (масопередачі) [53, 56, 171]:

$$dQ = \alpha F (T - T_{гр}) dt, \quad (5.1)$$

$$dG_{п} = \beta_p F (p - p_{гр}) dt, \quad (5.2)$$

де Q – кількість переданої теплоти, Дж; $G_{п}$ – кількість переданої речовини (пари), кг; α – коефіцієнт тепловіддачі, Дж/(м²·К); β_p – коефіцієнт масовіддачі (масопередачі), кг/(м²·Па); p , $p_{гр}$ – тиск пари в газовій суміші та у поверхні конденсації відповідно, Па; T , $T_{гр}$ – температура газової суміші та поверхні конденсації відповідно, К.

Кількість тепла, що передається, може бути виражена рівнянням:

$$dQ = G c dT = \frac{G_{п} P M c}{M_{н} (P - p)} dT, \quad (5.3)$$

де c – теплоємність газової суміші, Дж/(кг·К).

Кількість пари (конденсату) в газовій суміші:

$$G_{п} = \frac{G M_{п} p}{M P}, \quad (5.4)$$

де G – масова кількість газової суміші, кг; M , $M_{п}$ – середня молекулярна маса газової суміші та молекулярна маса пароподібної речовини відповідно, кг/кмоль; P – загальний тиск, Па.

З рівняння (5.4) витікає:

$$\frac{G}{M} = \frac{G_{п} p}{M_{н} (P - p)}, \quad (5.5)$$

а отже

$$G_{п} = \frac{G_{н} M_{п} p}{M_{н} (P - p)}, \quad (5.6)$$

де $G_{н}$ – кількість газу, який не конденсується, кг; $M_{н}$ – молекулярна маса газу, що не

конденсується, кг/кмоль.

Після диференціювання рівняння (5.6):

$$dG_n = \frac{G_n M_n P dp}{M_n (P - p)^2}. \quad (5.7)$$

Після підстановки отриманих залежностей (5.3) та (5.7) у основні рівняння (5.1) та (5.2):

$$\frac{G_n P M c}{M_n (P - p)} dT = \alpha F (T - T_{гр}) dt, \quad (5.8)$$

$$\frac{G_n M_n P dp}{M_n (P - p)^2} = \beta_p F (p - p_{гр}) dt. \quad (5.9)$$

Якщо поділити рівняння (5.9) на рівняння (5.8), то після скорочень та перетворень отримується [87]

$$\frac{dp}{dT} = \frac{M c (P - p)}{M_n} \frac{\beta_p}{\alpha} \frac{p - p_{гр}}{T - T_{гр}}. \quad (5.10)$$

В процесі конденсації пари на поверхні охолоджуваних поверхонь жалюзей або плівки сепарованої рідини, що вільно стікає по них, рівняння (5.10) дозволяє встановити залежність тиску пари від температури. Враховуючи, що при протіканні процесів інерційно-фільтруючої сепарації з конденсацією справедливе співвідношення потоків $G_n \gg G_{пн}$, то можна прийняти $P - p \approx P$, а відповідно

$$\beta_p = \frac{\beta M_n}{RT}, \quad (5.11)$$

$$\rho = \frac{MP}{RT}, \quad (5.12)$$

де R – газова стала, Дж/(моль·К).

Рівняння (5.10) можна проінтегрувати, якщо температура поверхні конденсації постійна, або якщо відома залежність між температурою газової суміші та температурою поверхні конденсації. У випадку, коли така залежність не може бути встановлена, всю висоту сепараційного каналу інерційно-фільтруючого сепаратора-конденсатора слід розбити на кілька ділянок i , приймаючи температуру поверхні конденсації на кожній ділянці постійною, здійснити обчислення [53]. Тоді в першо-

му випадку, коли температура конденсації постійна, тиск пари у поверхні конденсації буде також постійним, а тому після інтегрування рівняння (5.10) в межах від p_0 до p та від T_0 до T отримується [87]:

$$p = \left(\frac{T - T_{гр}}{T_0 - T_{гр}} \right)^{\frac{M_c(p-p)\beta_p}{M_n \alpha}} (p_0 - p_{гр}) + p_{гр}, \quad (5.13)$$

або з урахуванням залежностей (5.11), (5.12),

$$p = \left(\frac{T - T_{гр}}{T_0 - T_{гр}} \right)^{\rho_c \frac{\beta}{\alpha}} (p_0 - p_{гр}) + p_{гр}, \quad (5.14)$$

де T (T_0) $T_{гр}$ – абсолютна температура газової суміші (початкова) та поверхні конденсації відповідно, К; p (p_0), $p_{гр}$ – загальний тиск, тиск пари (початковий), що конденсується, відповідно, Па.

Якщо розділити обидві складові рівняння (5.13) на тиск насиченої пари p_n (при температурі T) та з урахуванням рівняння (1.26) отримано залежність для пересичення пари [43, 52, 53, 87, 271]:

$$S = \left(\frac{T - T_{гр}}{T_0 - T_{гр}} \right)^{\frac{M_c(p-p)\beta_p}{M_n \alpha}} \frac{p_0 - p_{гр}}{p_n} + \frac{p_{гр}}{p_n}, \quad (5.15)$$

де p_n – тиск насиченої пари, Па.

Необхідною умовою конденсації пари є виконання умови $S > 1$, але цієї умови недостатньо (підрозд.1.3), потрібно також створити умови пересичення пари вище критичного значення, яке визначається у відповідності до залежності (1.27). Таким чином, якщо термобаричні параметри (T, p) задовольняють нерівності $S \geq S_{кр}$ або $1 < S \leq S_{кр}$, то в потоці газу відбувається утворення зародків конденсації, інтенсивність якого визначається ступенем пересичення. В той же час, якщо значення тиску та температури такі, що $1 < S < S_{кр}$, то зародки рідинної фази в об'ємі газу не утворюються, а конденсація не відбувається [87, 349, 350].

З аналізу залежностей (5.15) витікає, що існує деяке максимальне значення, що відповідає екстремуму функції $S=f(T)$. Можливість визначення умов найбільшого пересичення пари, що виникає в процесі конденсації пари на поверхні стінок або

плівки в сепараційних каналах, має суттєве практичне значення і дозволяє прогнозувати можливість утворення туману без повного обрахунку процесу конденсації. Після підстановки значення p_n , що визначається з рівняння Клаузіуса-Клайперона, в рівняння (5.15) можна визначити температуру, що відповідає максимальному пересиченню пари, а після її підстановки в (5.15) можна знайти найбільший ступінь пересичення пари.

Вагова концентрація конденсаційного туману визначається залежністю [87]:

$$C_L = \frac{M p_n}{RT} (S - 1) \quad (5.16)$$

Підставляючи в це рівняння вираз для пересичення (3.83), отримуємо:

$$C_L = \frac{M}{RT} \left[\left(\frac{T - T_{гр}}{T_0 - T_{гр}} \right)^{\frac{Mc(P-p)\beta_p}{M_n \alpha}} (p_0 - p_{гр}) + p_{гр} - p_n \right]. \quad (5.17)$$

Після аналізу залежностей (5.16) і (5.17), отриманих виходячи з основних рівнянь тепловіддачі (5.1) та масовіддачі (5.2), слід відзначити, що C_L прямо пропорційно тиску p_n і пересиченню S , а пересичення S зворотно пропорційно тиску p_n , таким чином витікає, що максимальна вагова концентрація конденсаційного туману досягається при температурі, яка відрізняється від температури, при якій виникає максимальне пересичення пари.

Внаслідок складності механізмів конвективного теплообміну та перенесення речовини виникають певні труднощі розрахунків процесів сполученого тепломасообміну при інерційно-фільтруючій сепарації з конденсацією багатоконпонентних газоконденсатних сумішей в турбулентних газових потоках. При розв'язанні вище наведеної задачі з визначення кількості сконденсованої рідини в інерційно-фільтруючих сепараційних каналах при зниженні температури нижче критичної ($T \leq T_{кр}$) було відзначено необхідність та складність визначення температурного градієнту у стінки (поверхні конденсації) та профіль зміни температур потоку вздовж поверхні теплообміну (рис.5.2). Тому в основу наведеного алгоритму покладено основні рівняння відповідних процесів у спрощеному вигляді (рівняння (5.1) та (5.2)).

5.3. Модель конвективного теплообміну при конденсації в охолоджуваних сепараційних каналах

В той же час, на етапі моделювання процесів міжфазного тепломасообміну при інерційно-фільтруючій сепарації з конденсацією в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах здійснено спробу вирішення сполученої задачі конвективного теплообміну. При цьому застосовано підхід, який дозволяє звести систему диференціальних рівнянь гідродинаміки (рівнянь Нав'є-Стокса) та конвективного теплообміну (рівнянь Фур'є-Кірхгофа) в приватних похідних до двох незв'язаних крайових задач (одну з яких частково розв'язано в розд.3, 4) [43, 271]:

$$a \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 T}{\partial \varphi^2} \right) = w_\varphi \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{w_\varphi}{r} \frac{\partial T}{\partial \varphi}, \quad (5.18)$$

де a – коефіцієнт температуропровідності, $\text{м}^2/\text{с}$.

Відомо, що механізм перенесення тепла конвекцією в ядрі турбулентного газового потоку характеризується інтенсивним перемішуванням за рахунок турбулентних пульсацій, що призводить до вирівнювання температур до деяких середніх значень, а по мірі наближення до стінки інтенсивність тепловіддачі знижується [7, 56, 59, 89, 148, 171, 188, 195, 421]. З урахуванням турбулентного режиму плинуну газокраплинного потоку та ламінарного режиму стікання плівки рідини, приймається, що термічний опір газорідинної суміші набагато менший, ніж термічний опір плівки конденсату на стінках каналу, а тому на границі розділу фаз встановлюється температура насичення, що дорівнює температурі на-

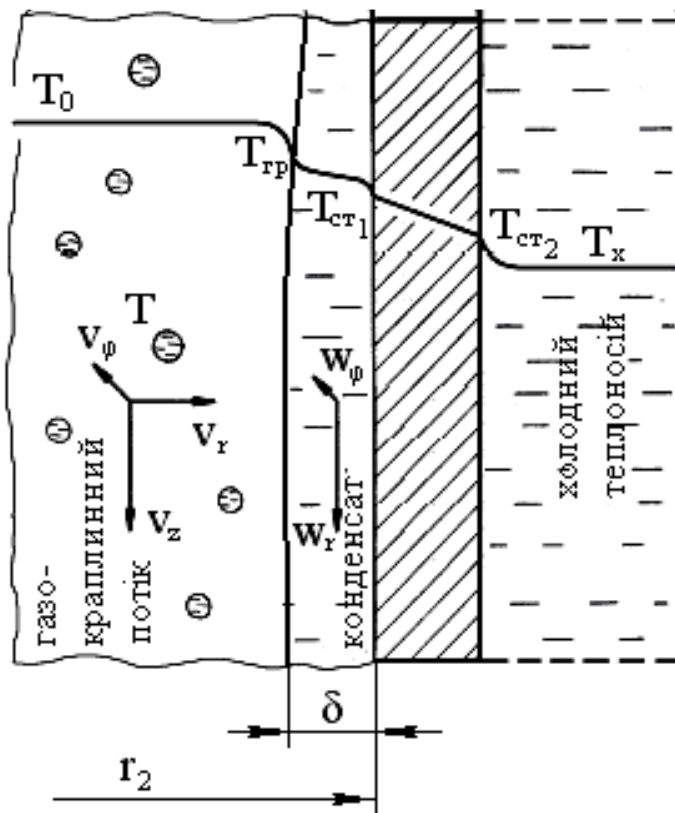


Рисунок 5.2 – Схема об'ємної та плівкової конденсації на охолоджуваних стінках сепараційного каналу

сичення пари в ядрі потоку.

При цьому на границі плівки, яка стікає по охолоджуваних стінках сепараційного каналу, слід ввести такі граничні умови (рис.5.2):

$$\begin{aligned} r=r_2, T=T_{\text{ст}}=\text{const}; \\ r=r_2, \lambda \partial T / \partial r = \alpha (T_{\text{ст}} - T_{\text{гр}}); \\ r=r_{\text{гр}}, T=T_{\text{гр}} (r_{\text{гр}}=r_2 - \delta). \end{aligned}$$

Приймаючи, що закон розподілу температури по товщині плівки апроксимується квадратичним поліномом

$$T = a + br + cr^2 \quad (5.19)$$

можна скласти наступну систему рівнянь:

$$\begin{cases} T(r_2) = a + br_2 + cr_2^2 = T_{\text{ст}}, \\ T'(r_2) = b + 2cr_2 = -\frac{\alpha}{\lambda} (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}), \\ T(r_2 - \delta) = a + b(r_2 - \delta) + c(r_2 - \delta)^2 = T_{\text{гр}}. \end{cases} \quad (5.20)$$

З врахуванням диференціального рівняння конвективного теплообміну (рівняння Фур'є-Кірхгофа) (5.18):

$$\begin{cases} a = \left[\frac{\delta^2 - r_2^2}{\delta^2} + \frac{\alpha(r_2^2 - \delta r_2)}{\delta \lambda} \right] T_{\text{ст}} + \left[\frac{r_2^2}{\delta^2} + \frac{\alpha(r_2^2 - \delta r_2)}{\delta \lambda} \right] T_{\text{гр}}, \\ b = \left[\frac{2r_2}{\delta^2} + \frac{\alpha(\delta - 2r_2)}{\delta \lambda} \right] T_{\text{ст}} - \left[\frac{2r_2}{\delta^2} + \frac{\alpha(\delta - 2r_2)}{\delta \lambda} \right] T_{\text{гр}}, \\ c = \left(\frac{\alpha}{\delta \lambda} - \frac{1}{\delta^2} \right) T_{\text{ст}} + \left(\frac{1}{\delta^2} - \frac{\alpha}{\delta \lambda} \right) T_{\text{гр}}. \end{cases} \quad (5.21)$$

Для спрощення системи рівнянь (5.21), позначено:

$$K_1 = \frac{r_2^2}{\delta^2} + \frac{\alpha(r_2^2 - \delta r_2)}{\delta \lambda}, \quad K_2 = \frac{2r_2}{\delta^2} + \frac{\alpha(\delta - 2r_2)}{\delta \lambda}, \quad K_3 = \frac{1}{\delta^2} - \frac{\alpha}{\delta \lambda}, \quad (5.22)$$

тоді,

$$\begin{cases} a = K_1 T_{\text{ст}} + (1 - K_1) T_{\text{гр}}, \\ b = -K_2 (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}), \\ c = K_3 (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}). \end{cases} \quad (5.23)$$

Слід зазначити, що параметри $T_{гр}$, a , b , c , K_1 , K_2 , K_3 є функціями кута φ .

Після підстановки рівнянь (5.23) в рівняння (5.19) та після спрощень:

$$T(r, \varphi) = T_{ст} + (K_1 - K_2 r + K_3 r^2)(T_{гр} - T_{ст}). \quad (5.24)$$

Для отримання складових рівняння (5.18) диференціюється функція температури T (5.24) по r та по φ :

$$\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} = 2K_3 (T_{гр} - T_{ст}), \quad (5.25)$$

$$\frac{\partial T}{\partial r} = (-K_2 + 2K_3 r)(T_{гр} - T_{ст}), \quad (5.26)$$

$$\frac{\partial^2 T}{\partial \varphi} = (K_1 - K_2 r + K_3 r^2) T_{гр}'' , \quad (5.27)$$

$$\frac{\partial T}{\partial \varphi} = (K_1 - K_2 r + K_3 r^2) T_{гр}' . \quad (5.28)$$

Після підстановки рівнянь (5.25)-(5.28) та розв'язків диференціальних рівнянь руху турбулентного газового потоку в криволінійних сепараційних каналах (підрозд.3.1) в рівняння (5.18):

$$\begin{aligned} & a \left[2K_3 (T_{гр} - T_{ст}) + \frac{1}{r} (-K_2 + 2K_3 r)(T_{гр} - T_{ст}) + \frac{1}{r^2} (K_1 - K_2 r + K_3 r^2) T_{гр}'' \right] = \\ & = \alpha f (-K_2 + 2K_3 r)(T_{гр} - T_{ст}) + \frac{\beta V + Af\psi}{r} (K_1 - K_2 r + K_3 r^2) T_{гр}' . \end{aligned} \quad (5.29)$$

Після помноження отриманого рівняння на r та осереднення його по товщині плівки δ , з урахуванням $i=2$ (п.3.1.1.2):

$$\begin{aligned} & a \left[\int_{r_2-\delta}^{r_2} 2rK_3 (T_{гр} - T_{ст}) dr + \int_{r_2-\delta}^{r_2} (-K_2 + 2K_3 r)(T_{гр} - T_{ст}) dr + \int_{r_2-\delta}^{r_2} \frac{1}{r} (K_1 - K_2 r + K_3 r^2) T_{гр}'' dr \right] = \\ & = \int_{r_2-\delta}^{r_2} r\alpha f (-K_2 + 2K_3 r)(T_{гр} - T_{ст}) dr + \int_{r_2-\delta}^{r_2} \beta q (K_1 - K_2 r + K_3 r^2) T_{гр}' dr + \\ & + \int_{r_2-\delta}^{r_2} Af\psi (K_1 - K_2 r + K_3 r^2) T_{гр}' dr. \end{aligned} \quad (5.30)$$

Інтегралі i_1, i_2, \dots, i_6 визначаються з точністю до членів першого порядку малості δ^1 :

$$\left\{ \begin{array}{l} i_1 = 2\delta r_2 K_3 (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}), \\ i_2 = -\delta (K_2 - 2K_3 r_2) (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}), \\ i_3 = \frac{\delta}{r_2} (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) T_{\text{гр}}'', \\ i_4 = -\frac{\alpha \delta^3 r_2 X^2}{3} (K_2 - 2K_3 r_2) (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}), \\ i_5 = -\frac{3\delta^2}{X^2} (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) V T_{\text{гр}}', \\ i_6 = -A \delta^2 r_2 X^2 (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) T_{\text{гр}}'. \end{array} \right. \quad (5.31)$$

де i_1, i_2, \dots, i_6 - додатки рівняння (5.30).

У результаті отримуємо:

$$\begin{aligned} & a \left[2\delta r_2 K_3 (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}) - \delta (K_2 - 2K_3 r_2) (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}) + \frac{\delta}{r_2} (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) T_{\text{гр}}'' \right] = \\ & = -\frac{\alpha \delta^3 r_2 X^2}{3} (K_2 - 2K_3 r_2) (T_{\text{гр}} - T_{\text{ст}}) - \frac{3\delta^2}{X^2} (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) V T_{\text{гр}}' - \\ & - A \delta^2 r_2 X^2 (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2) T_{\text{гр}}' \end{aligned} \quad (5.32)$$

Диференціальне рівняння (5.32) другого порядку відносно $T(\varphi)$ після тотожних перетворень набуває вигляду:

$$T_{\text{гр}}'' + 2a_1 T_{\text{гр}}' - a_2^2 T_{\text{гр}} = -a_2^2 T_{\text{ст}}, \quad (5.33)$$

де a_1 та a_2 - введені безрозмірні параметри.

$$\left\{ \begin{array}{l} a_1 = \frac{\frac{3\delta^2 V}{X^2} + A \delta^2 r_2 X^2}{\delta a} r_2 \\ a_2 = \sqrt{\frac{a \left[2\delta r_2 K_3 - \delta (K_2 - 2K_3 r_2) \right] + \frac{1}{3} \alpha \delta^3 r_2 X^2 (K_2 - 2K_3 r_2)}{\delta a (K_1 - K_2 r_2 + K_3 r_2^2)}} r_2 \end{array} \right. \quad (5.34)$$

Загальний розв'язок однорідного рівняння

$$\bar{T}_{\text{гр}}'' + 2a_1\bar{T}_{\text{гр}}' - a_2^2\bar{T}_{\text{гр}} = 0, \quad (5.35)$$

має вигляд:

$$\bar{T}_{\text{гр}} = C_1 e^{\lambda_1 \varphi} + C_2 e^{\lambda_2 \varphi}, \quad (5.36)$$

де C_1, C_2 – невідомі константи інтегрування; λ_1, λ_2 – корені характеристичного рівняння.

$$\lambda^2 + 2a_1\lambda - a_2^2 = 0. \quad (5.37)$$

$$\lambda_{1,2} = -a_1 \pm \sqrt{a_1^2 + a_2^2}. \quad (5.38)$$

Загальний розв'язок неоднорідного рівняння (5.33):

$$T_{\text{гр}} = T_{\text{гр}}^* + \bar{T}_{\text{гр}} = T_{\text{ст}} + C_1 e^{\lambda_1 \varphi} + C_2 e^{\lambda_2 \varphi}, \quad (5.39)$$

де $\Delta T(\varphi) = C_1 e^{\lambda_1 \varphi} + C_2 e^{\lambda_2 \varphi}$ – різниця температур границі між фазами і стінкою, К.

Виходячи з граничних умов:

1) умова початкового перепаду температур на межі між фазами і стінкою на вході в

$$\text{канал } \Delta T|_{\varphi=0} = \Delta T_0 \Rightarrow C_1 + C_2 = \Delta T_0;$$

2) умова відсутності початкового кутового градієнта температури між фазами

$$\Delta T'|_{\varphi=0} = 0 \Rightarrow C_1 \lambda_1 + C_2 \lambda_2 = 0,$$

визначаються коефіцієнти C_1 та C_2

$$\begin{cases} C_1 = -\Delta T_0 \frac{\lambda_2}{\lambda_1 - \lambda_2}, \\ C_2 = \Delta T_0 \frac{\lambda_1}{\lambda_1 - \lambda_2}. \end{cases} \quad (5.40)$$

тоді

$$\Delta T(\varphi) = \frac{\Delta T_0}{\lambda_1 - \lambda_2} (\lambda_1 e^{\lambda_2 \varphi} - \lambda_2 e^{\lambda_1 \varphi}). \quad (5.41)$$

Визначений температурний градієнт рідини у стінки криволінійного каналу має вигляд наступного закону розподілу поля температур $T_{\text{гр}}(r, \varphi)$:

$$T_{\text{гр}}(r, \varphi) = T_{\text{ст}} + \frac{\Delta T_0}{\lambda_1 - \lambda_2} (\lambda_1 e^{\lambda_2 \varphi} - \lambda_2 e^{\lambda_1 \varphi}). \quad (5.42)$$

5.4. Коефіцієнти розподілу компонентів двофазної системи. Вплив фазових перетворень на ефективність процесів інерційно-фільтруючої сепарації

В процесах сепарації багатокомпонентних газоконденсатних систем на прикладі розробки вуглеводневих газоконденсатних родовищ можна стверджувати, що при тривалій експлуатації і зниженні пластового тиску нижче тиску початку конденсації відбувається випадіння рідинної фази, при цьому склад сировинної суміші, що видобувається, суттєво змінюється [351], а відповідно стають іншими і оптимальні умови промислової сепарації. Визначення оптимальних термобаричних умов сепарації газоконденсатних сумішей здійснюється на підставі ізобар та ізотерм конденсації, які залежать від складу видобуваної сировини. Таким чином, при проектуванні розробки та експлуатації газових, газоконденсатних та нафтових родовищ динаміку основних технологічних (режимних) параметрів процесу промислової сепарації з урахуванням зміни складу та властивостей видобуваної сировини можна прогнозувати на основі математичного моделювання відповідних процесів з урахуванням фазових перетворень пластової суміші. Процеси виділення вуглеводневих фракцій складу C_{3+} з природного або попутного нафтового газів зазвичай проводять з використанням температур помірного холоду (однократна конденсація при температурах $-10\dots-25$ °C з подальшим відділенням виділеного конденсату в сепараторах гідромеханічними методами) на установках низькотемпературної конденсації і сепарації (НТК і НТС, підрозд.5.1), що є попередньою стадією відбензинювання газів перед установками низькотемпературної абсорбції (НТА) [363].

Відомо, що зниження температури при постійному тиску супроводжується фазовим переходом частки вуглеводневих компонентів з газового потоку в рідку фазу [105]. При цьому ступінь конденсації компонентів зворотно пропорційний значенням їх констант фазової рівноваги. Значення температури на промислових установках НТС природного газу обирається в основному виходячи з умови отримання температури точки роси газу, яка забезпечить його транспортування в однофазному стані, а в деяких випадках і з урахуванням можливості збільшення виходу пропан-

бутанової фракції. На двоступеневих установках НТС основна кількість важких вуглеводнів C_{5+} переходить в рідинну фазу на першому ступені сепарації, а на другому ступені з газу виділяються переважно пропан-бутанова фракція [107]. Причому чим нижче ізотерма процесу, тим більше ступінь конденсації цих компонентів, однак зі зниженням температури внаслідок переваги ступеня конденсації легких вуглеводнів зменшується вибірковість процесу (визначається як відношення кількості компонента, що визволюється, до кількості рідкої фази). Таким чином, чим нижче температура, тим меншою є вибірковість процесу по фракції C_{3+} , що пояснюється випередженням ступеня конденсації легких компонентів над відносно більш важких вуглеводневих компонентів. З цього витікає, що чим легшим є компонент, тим нижче значення температури, яке відповідає максимальному значенню вибірковості процесу сепарації.

Вплив тиску на ступінь конденсації як суміші, так і окремих компонентів неоднозначний та є наслідком залежності констант фазової рівноваги вуглеводневих компонентів від тиску. В проектах промислових установок комплексної підготовки та промислової сепарації газу тиск на останньому ступені сепарації обирається наближеним до тиску в магістральному газопроводі, а тиск на першому ступені сепарації встановлюють з урахуванням складу газу, що видобувається, та параметрів свердловини [291]. Звісно, що тиск суттєво впливає на розподіл компонентів вуглеводневого газу по фазах: з підвищенням тиску ступінь вилучення важких компонентів знижується, в той же час зростає загальна кількість вуглеводнів, які переходять в рідинну фазу при сепарації, що пов'язано зі збільшенням кількості конденсованої метан-етанової фракції.

Таким чином, збільшення кількості конденсованих компонентів в рідинну фазу, а відповідно й коефіцієнту ефективності сепарації цільових компонентів, можна досягти як підвищенням тиску, так і зниженням температури процесу до обґрунтованих значень. При виборі оптимальних значень температури та тиску слід також враховувати відносну летючість розділюваних компонентів, яка не є постійною і збільшується зі зниженням температури та зменшується зі зростанням тиску. Відомо, що для підвищення ефективності розділення вуглеводневих компонентів, при

інших рівних умовах рекомендується віддавати перевагу зниженню температури [107].

Наведені фактори слід враховувати при виборі термодинамічних режимів роботи інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання та сепараційних установок, а рекомендації щодо впливу та конкретних значень температури на вибірковість процесу НТС та відносну летючість розділювальних компонентів наведено рис.5.3 [36, 40, 53, 250].

Отже, для кожного компонента газорідної системи можна записати умову його рівноважного розподілу між фазами [36, 40, 250]:

$$K_i = y_i / x_i, \quad (5.43)$$

де K_i - константа фазової рівноваги для даного компонента; y_i - мольна частка i -го компонента в газовій фазі; x_i - мольна частка i -го компонента в рідкій фазі.

Так як сума часток компонентів в газовій і рідкій фазах повинна дорівнювати одиниці, то з урахуванням рівняння (5.43) можна записати [40, 250]:

$$\sum_{i=1}^n y_i = 1 = \sum_{i=1}^n \frac{1}{G_i} \cdot \frac{K_i \cdot z_i}{K_i + L_i/G_i}, \quad (5.44)$$

$$\sum_{i=1}^n x_i = 1 = \sum_{i=1}^n \frac{1}{G_i} \cdot \frac{z_i}{K_i + L_i/G_i}, \quad (5.45)$$

де G_i - мольна частка газової фази в суміші; L_i - мольна частка рідкої фази в суміші; z_i - мольна частка i -го компонента в суміші.

Для розрахунків реальних систем та визначення їх констант рівноваги вико-

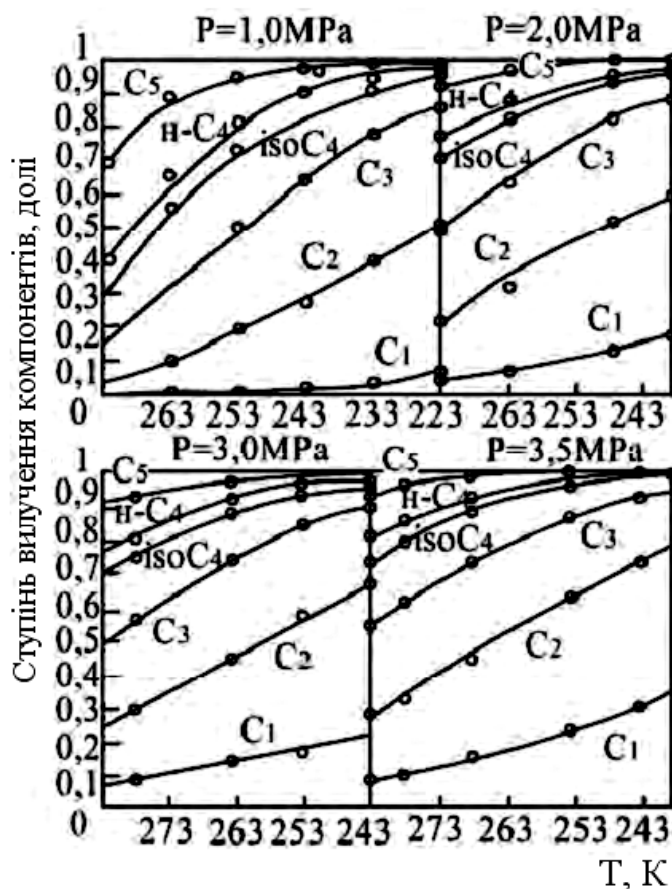


Рисунок 5.3 – Залежності ступеня вилучення вуглеводневих компонентів природного газу від температури і тиску [40]

ристовується поняття коефіцієнта летючості, він пов'язує летючість і властивості системи, які необхідно визначити.

Коефіцієнти летючості газової і рідкої фаз [40, 250]:

$$\varphi^G = \frac{f_i^G}{P y_i}, \quad \varphi^L = \frac{f_i^L}{P x_i}, \quad (5.46)$$

де f^G і f^L - летючість газової і рідкої фаз відповідно.

З рівнянь (5.46) витікає рівняння рівноваги газорідної системи:

$$\varphi^G y_i = \varphi^L x_i. \quad (5.47)$$

Таким чином, константу фазової рівноваги можна визначити через коефіцієнти летючості:

$$K_i = \frac{\varphi^L}{\varphi^G}. \quad (5.48)$$

Константи фазової рівноваги залежать від термодинамічних параметрів системи, а також від складу фаз. Для визначення та опису властивостей вуглеводневих систем розроблено ряд рівнянь стану. З найбільш широко застосовуваних на сьогоднішній день рівнянь стану можна назвати рівняння Редліха-Квонга, модифіковане Соувом, рівняння Пенга-Робінсона і рівняння Бенедікта-Вебба-Рубіна, модифіковане Старлінгом [40]. У кожного рівняння стану є свої переваги і недоліки. Рішення цих рівнянь проводиться методом послідовних наближень, задаючись температурою точки роси при відповідних парціальних тисках компонентів. Зрештою, необхідно домогтися виконання умов системи рівнянь (5.44), (5.45).

Також при ручних розрахунках констант фазової рівноваги з досить високою точністю застосовуються графічні методи. Найбільш простий і точний з них метод NGPA [109]. За цим методом константи фазової рівноваги вуглеводнів визначають за серією графіків залежно від температури, тиску системи і тиску збіжності. На цих графіках по осі абсцис відкладені величини тиску системи, по осі ординат - константи фазової рівноваги того чи іншого компонента системи. В цих координатах побудовано ізотерми, які сходяться в одній точці при $K=1$ і тиску, що дорівнює тиску збіжності системи. Для різних сумішей, що мають однакові тиски збіжності, константи рівноваги ідентичних компонентів мають однакові значення при однакових те-

мпературах і тисках. Тому тиск збіжності використовують як параметр, що враховує вплив складу суміші на величину константи фазової рівноваги.

Використовуючи отримані константи фазової рівноваги, розраховується склад рівноважної рідкої фази по рівнянню [40, 109]:

$$\sum_{i=1}^n x_i^{\text{рідк}} = \sum_{i=1}^n \frac{c_i}{1 + e(K_i - 1)} = 1, \quad (5.49)$$

де e - мольна частка парової фази; c_i – концентрація i -компонента, моль/моль.

Тиск збіжності визначають методом Хеддена [3]. За цим методом рідку багатоконцентну фазу умовно подають у вигляді бінарної системи, що складається з легкого компонента і гіпотетичного важкого компонента, яка характеризується середньомасовою критичною температурою і середньомасовим критичним тиском всіх компонентів суміші, крім легкого. Тиск збіжності визначають як критичний тиск даної псевдобінарної системи при температурі системи по критичній кривій даної псевдобінарної системи. Якщо температура системи нижче критичної температури легкого компонента, то за тиск збіжності приймають критичний тиск легкого компонента.

Для псевдоважкого компонента розраховується середньомасова критична температура і середньомасовий критичний тиск [40, 109]:

$$T_{\text{ср.мас}} = \frac{\sum_{i=2}^n x_i M_i T_{\text{кри}i}}{\sum_{i=2}^n x_i M_i}, \quad (5.50)$$

$$P_{\text{ср.мас}} = \frac{\sum_{i=2}^n x'_i M_i P_{\text{кри}i}}{\sum_{i=2}^n x'_i M_i}, \quad (5.51)$$

Визначення складу газової та рідинної фаз методом послідовних наближень є трудомісною задачею, тому сьогодні з цією метою використовуються програмні комплекси на базі термодинамічного моделювання (підрозд.6.3), які дозволяють швидко та з високою точністю підібрати режими сепарації газорідних сумішей (додаток К) [233, 236, 237, 242, 250, 405].

В розд.1, 3, 4 неодноразово звернуто увагу на проблему вторинного унесення бризок рідини з інерційних сепараційних пристроїв, які працюють в області інтенсивних гідродинамічних режимів руху потоку газу, що суттєво впливає на їх ефективність. Відомо, що при виборі типу сепараційних пристроїв та сепараторів слід боротися з краплинним унесенням в першу чергу за рахунок зменшення швидкості газу, але при цьому одночасно зменшується його продуктивність, що звісно є недоцільним. Тому саме для вирішення цих задач в основу інерційно-фільтруючих способів сепарації та відповідних сепараційних пристроїв (підрозд.6.1) покладено нові методи організації потоків з метою зниження вторинного унесення бризок, при цьому забезпечується зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації. Експериментально визначено, що ефективність газодинамічних сепараторів прямо пропорційна швидкості газового потоку, а вторинне унесення гідравлічному опору [243, 281, 286]. Логічним також є те, що чим більшою є густина газу, тим важче відділити з нього краплі рідини в газодинамічних сепараторах, а тому з підвищенням тиску ефективність сепараційних пристроїв зменшується. Тому при проектуванні інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання для установок НТС необхідно надавати перевагу зниженим значенням робочого тиску в блоках сепарації за інших рівних умов. В той же час, за будь яких умов, повністю виключити вторинне унесення не представляється можливим, внаслідок цього точка роси після сепаратора вище ніж температура в сепараторі, при якій відбувається розділення фаз, а тому вплив унесення рідинної фази на фактичну температуру точки роси газу після інерційно-фільтруючих сепараторів-конденсаторів теж потрібно враховувати при передпроектних моделюваннях та в проектних розрахунках при визначенні основних режимних параметрів роботи установок НТС. При експлуатації типових гравітаційно-інерційних нафтогазових сепараторів і унесенні до 50 мг/м^3 точка роси газу по вуглеводням знижується на $2,2 \text{ }^\circ\text{C}$ [107], а при застосуванні сепараційних пристроїв інерційно-фільтруючого типу в конструкціях промислових газосепараторів досягнуто зниження вторинного унесення до 15 г/м^3 , при цьому забезпечено зниження температури точки роси на $4,0 \text{ }^\circ\text{C}$ [243].

5.5. Висновки до п'ятого розділу

1. Аналіз впливу міжфазового тепломасообміну на процеси сепарації багатоконпонентних газоконденсатних сумішей полягає у визначенні оптимальних значень гідродинамічних і термодинамічних параметрів при яких відбувається утворення та конденсаційне укрупнення краплин рідини, оскільки це полегшує їх відділення від газу за механізмами інерційно-фільтруючої сепарації.
2. Формування краплин в багатоконпонентних газоконденсатних системах можливе за рахунок різних механізмів їх утворення за певних гідродинамічних та термодинамічних умов процесу. Аналізом основних механізмів утворення газоконденсатних систем, а також механізмів їх сепарації визначено, що для підвищення ефективності сепарації доцільним є порушення фазової рівноваги, що встановилася в газорідинному потоці, особливо у випадку багатоконпонентних сумішей.
3. В основу способів утворення рідкої фази при інерційно-фільтруючій сепарації з конденсацією багатоконпонентних газоконденсатних сумішей покладено процеси додаткового охолодження по аналогії зі способами низькотемпературної сепарації та конденсації (НТС та НТК), а перспективними для запровадження визначено ефект адіабатичного розширення (дроселювання) Джоуля-Томсона, вихровий ефект Ранка-Хілша та інверсійний (конденсаційний) ефект Прандтля-Глоерта.
4. Визначення ступеня пересичення пари є можливим, якщо температура поверхні конденсації постійна, або якщо відома залежність між температурою газової суміші та температурою поверхні конденсації. У випадку, коли така залежність не може бути встановлена, всю висоту сепараційного каналу інерційно-фільтруючого сепаратора-конденсатора слід розбити на кілька ділянок і, приймаючи температуру поверхні конденсації на кожній ділянці постійною, здійснити обчислення.
5. Необхідною але не достатньою умовою пересичення для конденсації пари є $S > 1$, тому потрібно створити умови (p , T) для пересичення пари вище критичного значення $S \geq S_{кр}$, за яких в потоці газу відбувається інтенсивне утворення зародків конденсації, що визначається ступенем пересичення, а за умови $1 < S < S_{кр}$ зародки рідкої фази в об'ємі газу не утворюються і конденсація не відбувається.

6. Можливість визначення умов найбільшого пересичення пари, що виникає в процесі конденсації пари на поверхні стінок або плівки в сепараційних каналах, має суттєве практичне значення і дозволяє прогнозувати можливість утворення туману без повного обрахунку процесу конденсації.

7. За допомогою теоретичного аналізу основних рівнянь тепловіддачі та масовіддачі відзначено, що вагова концентрація конденсаційного туману прямо пропорційна тиску насиченої пари і пересиченню, а пересичення зворотно пропорційно тиску насиченої пари, з чого витікає, що максимальна вагова концентрація конденсаційного туману досягається при температурі, яка відрізняється від температури, при якій виникає максимальне пересичення пари.

8. На етапі моделювання процесів міжфазного тепломасообміну при інерційно-фільтруючій сепарації з конденсацією в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах здійснено спробу вирішення сполученої задачі конвективного теплообміну. При цьому застосовано підхід, який дозволяє звести систему диференціальних рівнянь гідродинаміки (рівнянь Нав'є-Стокса) та конвективного теплообміну (рівнянь Фур'є-Кірхгофа) в приватних похідних до двох незв'язаних крайових задач.

9. Підвищення ефективності сепарації та збільшення кількості конденсованих компонентів в рідинну фазу з багатокомпонентних газоконденсатних сумішей можна досягти підвищенням тиску і зниженням температури процесу до обґрунтованих значень. При виборі оптимальних значень температури та тиску слід також враховувати відносну летючість розділюваних компонентів, яка не є постійною і збільшується зі зниженням температури та зменшується зі зростанням тиску.

10. З підвищенням робочого тиску ефективність сепарації газодинамічних сепараційних пристроїв знижується. Для забезпечення високої ефективності вловлювання краплин швидкість газового потоку повинна бути тим більше, чим менше густина рідини або більше густина газу. Внаслідок краплинного унесення фактична точка роси (особливо за вуглеводнями) після сепараторів на кілька градусів вище, ніж робоча температура процесу в апараті.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [36, 40, 43, 52, 53, 57, 58, 185, 190, 233, 236, 237, 242, 250, 270, 271, 330, 360, 381-383, 401, 405].

РОЗДІЛ 6

ПРОЕКТУВАННЯ СЕПАРАЦІЙНИХ УСТАНОВОК ДЛЯ ХІМІЧНОЇ
ТА НАФТОГАЗОВОЇ ГАЛУЗЕЙ ПРОМИСЛОВОСТІ. ПРАКТИЧНА
РЕАЛІЗАЦІЯ РЕЗУЛЬТАТІВ РОБОТИ6.1. Способи очищення газів, вловлювання високодисперсної
краплинної рідини з газорідинних потоків і пристрої для їх здійснення

На основі визначених умов реалізації процесів інерційно-фільтруючої сепарації високодисперсної краплинної рідини, запропоновано окремий клас нових, захищених патентами, способів сепарації та нових конструкцій інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв. Основні відмінності нових запропонованих науковцями СумДУ способів інерційно-фільтруючої сепарації та конструктивні особливості інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв полягають у наступному.

В місцях западин 1 на внутрішній поверхні стінок жалюзей 2 встановлюються тонкошарові фільтруючі елементи 3, призначені для вловлювання плівки рідини, коагуляції високодисперсних краплин (рис.6.1).

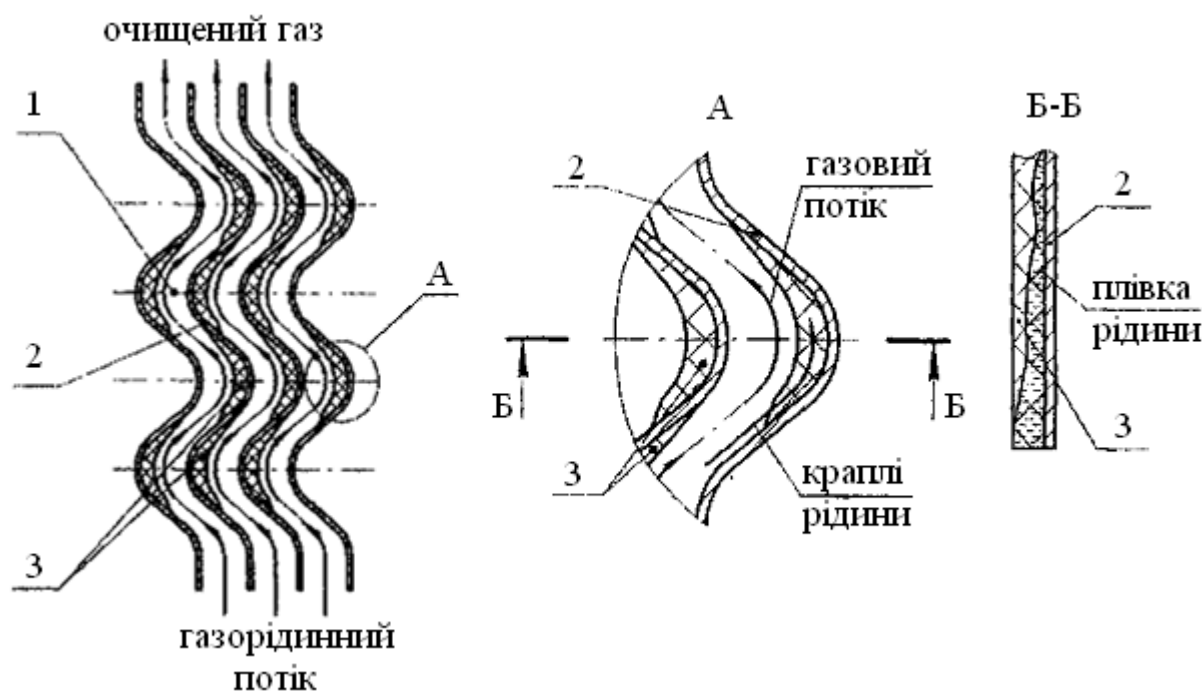


Рисунок 6.1 – Інерційно-фільтруючий жалюзійний пакет (патент №60782) [314].

При цьому газовий потік частково проходить крізь шар волокнистого матеріалу (рис.6.1А), але вірогідність зриву та руйнування плівки вловленої рідини, яка стікає під дією гравітаційних сил у шарі фільтру стає суттєво меншою, чим одночасно може бути зменшений і гідравлічний опір пристрою, а також гарантовано підвищується ефективність сепарації. У разі значного масового співвідношення рідини до газу на вході у пристрій можливе повне наповнення шару фільтру (рис.6.1Б-Б), при цьому спостерігається вихід на режими захлинання та вторинного унесення вловленої рідини газовим потоком з поверхні фільтру до сепараційного каналу.

Тому наступним рішенням (рис.6.2) було запропоновано в інерційно-фільтруючий пакет 1 з вертикальних подвійних жалюзей 2 встановити по висоті каналу 6 кілька переливних жолобів 4 та здійснювати поступеневе відведення вловленої рідини з тонкошарового фільтру 3 крізь горизонтальні (рис.6.2а) або вертикальні (рис.6.2б) щілинні отвори 5 до дренажних каналів 7, утворених подвійними жалюзями 2 і закритих для газового потоку. Для збільшення площі контакту набігаючого потоку та плівки рідини на шар фільтру 3 запропоновано удосконалити його форму в горизонтальному перетині (рис.6.2В) та оптимізувати кут атаки (в першому наближенні до 90^0). Завдяки між фазному тертю плівка вловленої рідини захоплюється газовим потоком і стікає не вертикально, а під деяким кутом. Так само, плівка рідини несуттєво, але відхиляє газовий потік від горизонтального руху (розд.3). Тому наступним кроком було запропоновано змінити форму фільтруючого елемента 3 в вертикальному перетині на трапецеїдальну, щоб забезпечити контакт газорідинного потоку и тонкошарового фільтру під кутом близьким до 90^0 (рис.6.2А).

В умовах експлуатації при незначній витраті суцільної фази, а також при пульсаціях газового потоку ефективність сепарації в суттєво відрізняється. Тому для підвищення ефективності у широкому діапазоні навантажень по газовій фазі запропоновано змінювати траєкторії руху суцільної та, відповідно, дисперсної фази (рис.6.3А,Б) за рахунок рухомих елементів (відбійників 4 та фільтрів 3, які можуть змінювати положення на крайні а,б,в,г), що динамічно регулюють прохідний перетин по криволінійному каналу, швидкість газорідинного потоку, відхиляють (направляють) траєкторії його руху або змінюють кут атаки сепараційних елементів.

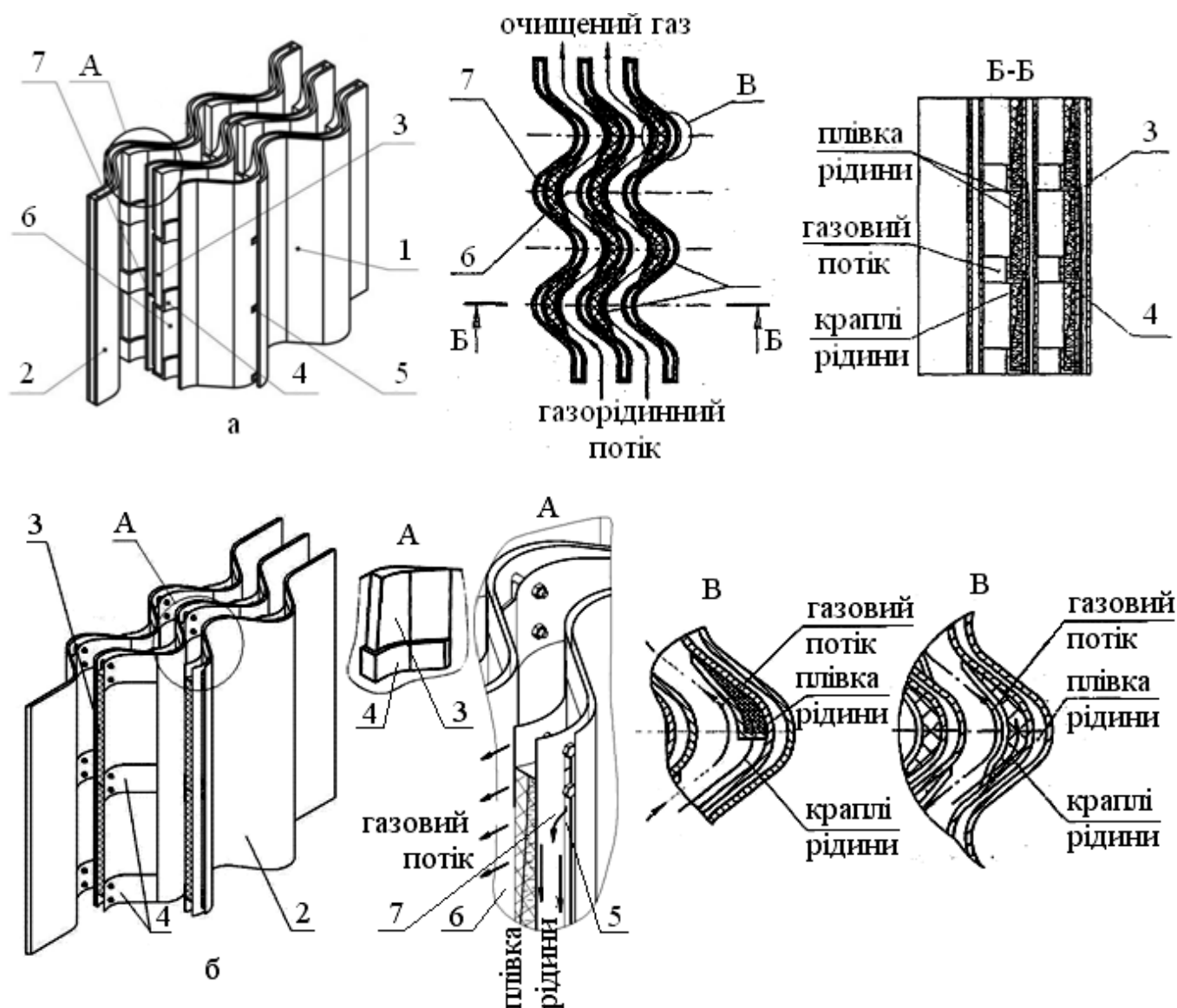


Рисунок 6.2 – Інерційно-фільтруючий пакет з подвійних жалюзей з горизонтальними (а) та вертикальними (б) щілинними отворами, переливними жолобами та дренажними каналами (патенти №69701, №41600, №82976) [307, 315, 316].

За оптимальну форму стінок криволінійних каналів визначено синусоїдальну (розд.3, 4). При цьому прохідний перетин криволінійного каналу на прямолінійних ділянках відповідає кроку встановлення жалюзей (ширина каналу), але він не є постійним по довжині і збільшується в області западин, чим утворює зворотні струми завихрення, що позитивно впливає на процеси сепарації в області фільтруючих елементів. Ці спостереження нашоухнули на думку створити криволінійні інерційно-фільтруючі канали з конфузюрними та дифузюрними ділянками (рис.6.4).

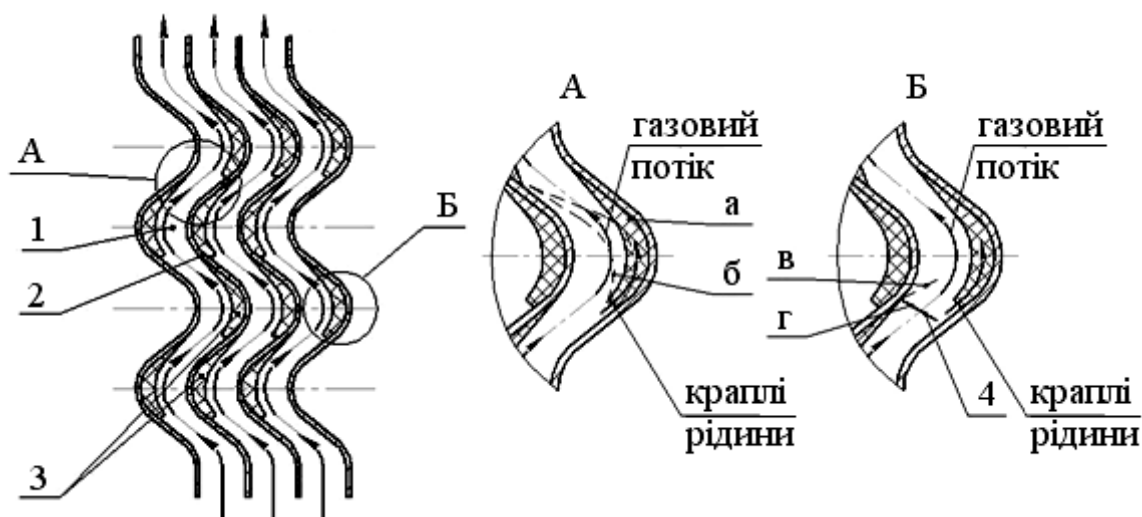


Рисунок 6.3 – Інерційно-фільтруючий пакет з рухомими елементами (патенти №56067, №57386) [309, 310].

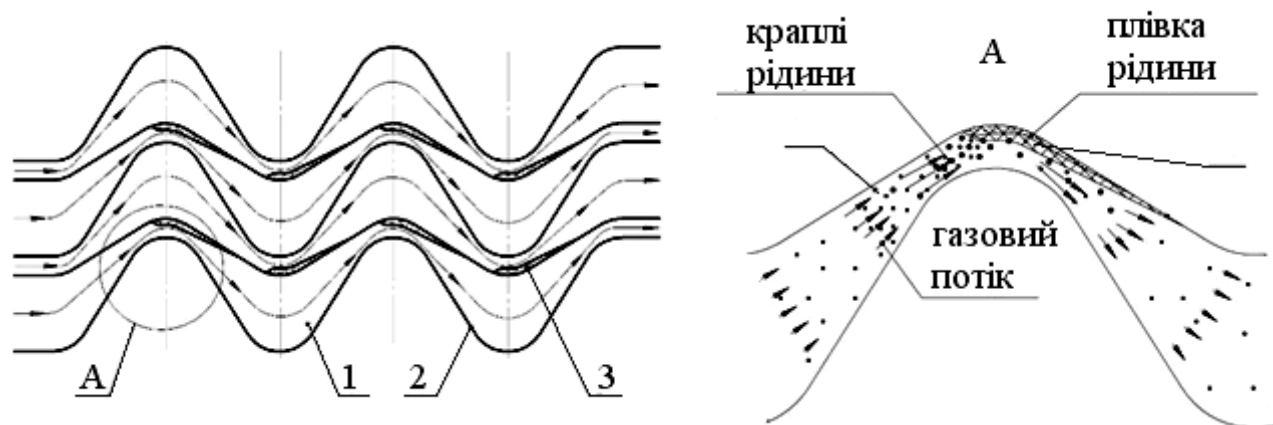


Рисунок 6.4 – Жалюзійний пакет з конфузорними та дифузорними ділянками криволінійних каналів (патент 82952) [317].

Направлення газорідного потоку в криволінійний сепараційний канал з конфузорними та дифузорними прямолінійними ділянками, що чергуються, дозволяє створити умови, за яких відбувається пульсація швидкості і тиску. Розгінні ділянки по чергово замінюються гальмівними, при цьому змінюється момент інерції дисперсних часток в потоці газу по довжині каналу. Розгінні ділянки дозволяють коагулювати та вловлювати високодисперсні частки, а гальмівні – мінімізувати зрив плівки вловленої рідини та її вторинне унесення.

Спосіб часткового проходження газорідного потоку крізь шар фільтру мо-

же бути також реалізований у криволінійних каналах 1 з подвійними проникаючими стінками 2 (наприклад з сітки), між якими розташовано фільтруючі елементи 3 (рис.6.5). Суцільна фаза рухається без перешкод по криволінійним сепараційним каналам, які складають найменший опір просуванню газового потоку. В той же час, завдяки сітковій структурі подвійних жалюзей 2, частина газорідного потоку, найбільш насичена дисперсними частками, за рахунок значної інерційності останніх за високо інтенсивних гідродинамічних режимів руху, у місцях поблизу криволінійних ділянок проникає з інерційної секції крізь жалюзі до фільтруючих секцій, розташованих між сепараційними каналами. В шарі фільтруючого матеріалу 3 відбувається захоплення краплин вловлюваної рідини за рахунок механізмів фільтрування. Внаслідок чого досягається підвищення ефективності сепарації та передбачається можливість вловлювання високодисперсної краплинної рідини за незначного гідравлічного опору пристрою у порівнянні з фільтрами.

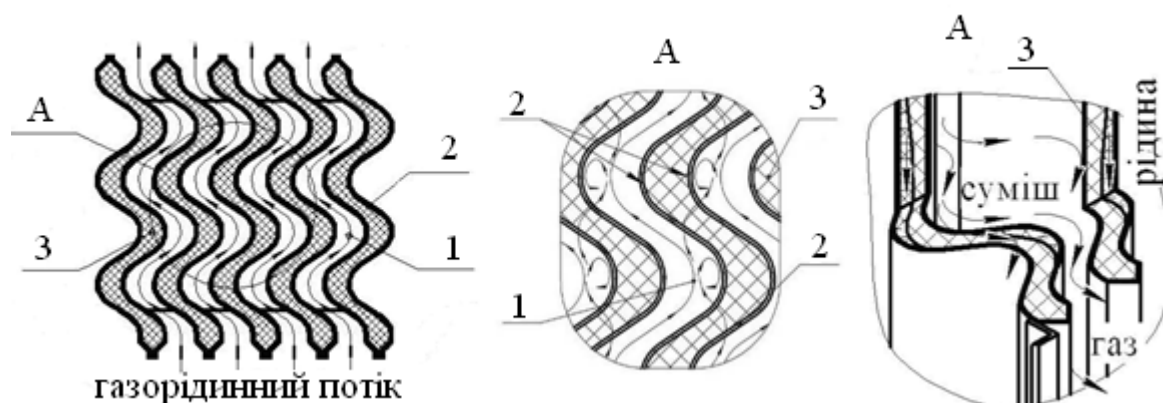


Рисунок 6.5 – Інерційно-фільтруючий тумановловлювач (патент №88558) [319].

Останнім еволюційним способом є процес інерційно-фільтруючої сепарації з конденсацією пароподібної вологи та коагуляції краплин на зовнішній поверхні охолоджуваних подвійних жалюзей 2, що утворюють стінки каналу 7. Подачу холодного теплоносія здійснюють у закриті для газового потоку дренажні канали 7, причому з метою енергозбереження в якості холодного теплоносія пропонується використовувати конденсат з установок низькотемпературної сепарації.

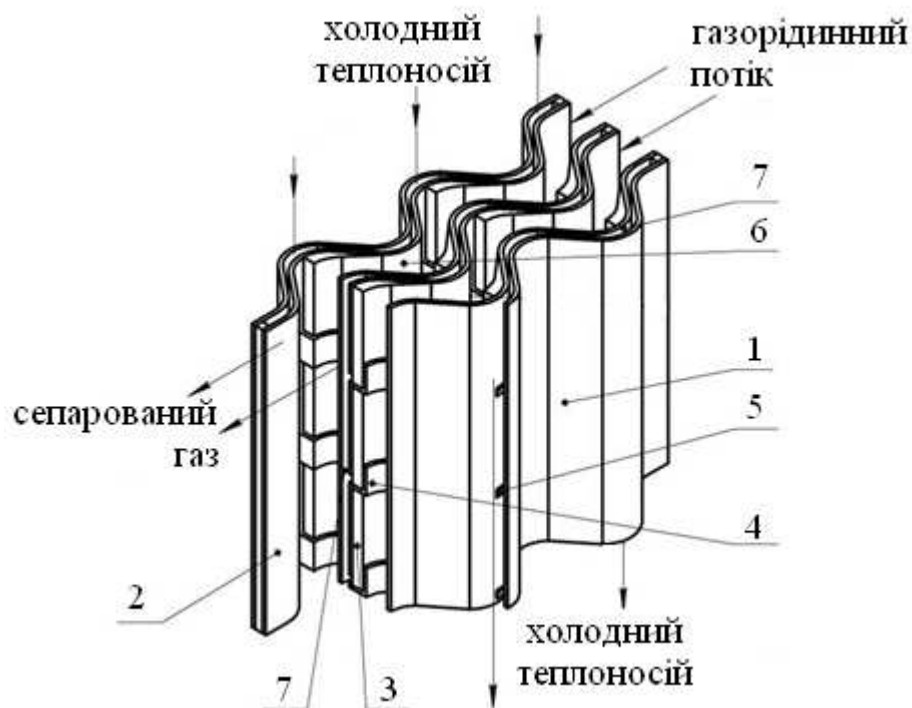


Рисунок 6.6 – Інерційно-фільтруючий сепаратор-конденсатор (патент №88516) [318].

Основні переваги інерційно-фільтруючих сепараторів:

- інерційні криволінійні сепараційні канали обладнані фільтруючими елементами - коагуляторами (коалесцерами) високодисперсної складової двофазного потоку, що виконують функції додаткової сепарації (відбору), чим знижують масове співвідношення фаз після кожного ступеня сепарації;
- система переливних жолобів та дренажних каналів забезпечує організоване відведення вловленої рідини, уникаючи прямого контакту плівки стікаючої рідини з газовим потоком у сепараційному каналі, що знижує вторинне бризкоунесення (до $0,015 \text{ г/м}^3$) та дозволяє уникнути режимів “захлинання” фільтруючих елементів;
- додаткове охолодження надає можливість вловлювання вологи навіть у вигляді конденсаційного туману, при цьому забезпечує ефективне вловлювання високодисперсних краплин (розміром $2R > 5 \text{ мкм}$);
- тривалий міжрегенераційний ресурс та багатократна регенерація завдяки тому, що фільтруючі елементи працюють в режимі самоочищення;
- по досягненню стаціонарного режиму гідравлічний опір, ефективність сепара-

ції, кількість утримуваної рідини у фільтруючому шарі та стікаючої рідини з нього залишаються постійними з часом, при цьому кількість мігруючої рідини дорівнює кількості рідини, що потрапляє в шар;

- низький гідравлічний опір (0,015-0,030 МПа) порівняно з сітчастими відбійниками та фільтрами;
- висока ефективність сепарації (до 99,5-99,9%) в широкому діапазоні зміни масового співвідношення фаз, продуктивності, температури та тиску;
- підвищення продуктивності за рахунок розширення діапазону ефективної роботи.

Переваги поєднання механізмів фільтрування поряд з процесами інерційного вловлювання, а також встановлення фільтруючих елементів в криволінійних каналах інерційно-фільтруючих сепараторів, наштовхнули на розробку нових способів та вдосконалення інших відомих конструкцій пристроїв-прототипів (Shell Schoerpen-toeter[™], Sulzer GITV, Shell Swirltube[™] та інших) для розділення газорідних потоків в сепараційному та тепломасообмінному обладнанні:

- спосіб газодинамічної сепарації з застосуванням гнучких пружних відбійних лопатевих пластин (патент №102445) [305];
- спосіб абсорбційного очищення газів з вловлюванням твердих часток та сепарацією бризок в інерційно-фільтруючій тангенціально вихровій камері гідрофільтрування з жалюзійним направляючим апаратом (патент №111406) [306];
- спосіб абсорбційного очищення та осушування природного газу (патент 48961) [308];
- жалюзійний інерційно-фільтруючий розподільник-сепаратор (патент №98926) [320];
- тангенціально-вихровий жалюзійний розподільник-сепаратор (патент №60742) [313];
- прямотечіні мультициклонні масообмінно-сепараційні елементи та тарілки (патент №60115) [312];
- протитечіні контактні масотеплообмінно-сепараційні трубчасті елементи та пристрої (патент №57790, 63936, 74072, 86377) [311, 390].

6.2. Стратегія проектування інерційно-фільтруючих газосепараторів, крапле- та тумановловлювачів для блоків сепараційних установок

6.2.1 Інтегровані технології автоматизованого проектування з динамічним моделюванням роботи сепараційного обладнання

При проектуванні промислових об'єктів, технологічних ліній і комплексів хімічних, нафтогазопереробних, харчових виробництв і суміжних галузей промисловості вирішується комплекс складних завдань: вибір технології й структури виробництва, розрахунок і вибір технологічного обладнання з заданими характеристиками, визначення оптимальних режимів його функціонування, розробка системи автоматичного управління САУ (регулювання САР) і (або) автоматизованого управління окремими технологічними стадіями АСУ ТП і виробництвом в цілому та інші [234].

Інтегровані САПР реалізують нову технологію проектування, розраховану на використання сучасної обчислювальної техніки, інформатики та математичних методів. В інтегрованих САПР велика увага приділяється питанням прийняття оптимальних рішень в інтерактивному режимі, коли проектувальник має можливість оперативно взаємодіяти з ЕОМ на будь-якому етапі виконання завдання [294].

Рішення задачі оптимального проектування хімічного виробництва неможливо здійснити простим перебором можливих технологій отримання заданої продукції, типів апаратного оформлення хіміко-технологічних процесів (ХТП), класів і структур систем управління із-за високої розмірності задачі, нелінійність технологічних процесів. Потрібна декомпозиція задачі, розробка стратегії застосування методів автоматизованого проектування, оскільки допустима область проектних параметрів будується в ході самого процесу проектування [359].

Сьогодні інженери-конструктори в області хімічного машинобудування у своїй проектній діяльності активно і успішно застосовують програмні комплекси автоматизованого виконання проектних робіт, такі як відомі САД-системи тривимір-

ного твердотільного і поверхневого параметричного моделювання: Autodesk AutoCAD та Inventor, (Autodesk, Inc.), SolidWorks (Dassault Systemes SA), КОМПАС-3D (АСКОН) [234, 294]. Для підвищення якості проектної документації на етапі монтажного опрацювання доцільно застосовувати комплексні рішення [180]. Зокрема, в галузевих проектних інститутах і організаціях такими програмними комплексами є популярні компонентно-орієнтовані рішення для платформи AutoCAD: AutoPLANT (Bentley Systems, Inc.) або Plant 3D (Autodesk, Inc.) [234, 294].

При розробці нових процесів і апаратів гостро стоять завдання з дослідження та моделювання механіки, гідродинаміки, тепломасообміну, які описуються системою нелінійних диференціальних рівнянь другого порядку, що мають аналітичне рішення тільки в дуже простих випадках. У разі моделювання реального процесу проводиться так звана дискретизація простору і часу так, що геометрія процесу розбивається на розрахункові комірки, а час процесу - на розрахункові тимчасові інтервали. Для дослідження процесів хімічної, нафтопереробної та ін. галузей промисловості, і розробки вузлів основного сепараційного і теплообмінного устаткування доцільно застосовувати системи комп'ютерної гідродинаміки або системи скінченно-елементного аналізу механіки рідини і газу, тепло - і масопереносу. Загальна послідовність дій при кінцево-елементному аналізі із застосуванням спеціалізованих програмних систем така: розробка геометрії моделі, формулювання математичної моделі, завдання необхідних фізичних, початкових і граничних умов; вихідної розрахункової сітки; чисельне розв'язання основних рівнянь з точки зору базових фізичних параметрів; відображення та аналіз результатів моделювання.

Одним з потужних програмних комплексів кінцево-елементного аналізу, що дозволяє моделювати будь-які фізичні процеси, які можуть бути представлені у вигляді системи диференціальних рівнянь в частинних похідних є COMSOL Multiphysics (COMSOL, Inc.) [234, 294]. У своєму складі комплекс має модулі для вирішення задач напружено-деформованого стану і механіки конструкцій, гідродинаміки, теплопереносу, інженерної хімії (в тому числі з урахуванням хімічної кінетики), а також геофізики, електротехніки, акустики, оптики. Аналогічний, хоча трохи обмежений функціонал в порівнянні з COMSOL Multiphysics надає інженеру-

досліднику програмна система ANSYS (ANSYS, Inc.), яка, до речі, завдяки геометричному ядру Parasolid, добре інтегрується з відомими CAD-системами Unigraphics, CATIA, Creo Elements/Pro, SolidEdge, SolidWorks, Autodesk Inventor та інші [294].

Окремим класом представлені системи обчислювальної гідродинаміки (CFD), основним завданням яких є чисельне розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса, що описують динаміку рідини і газу. На пострадянському ринку популярним комерційним пакетом з обчислювальної аеро - і гідродинаміки є FlowVision (ТЕСИС), який успішно конкурує з аналогічними пакетами зарубіжного виробництва, такими як ANSYS Fluent і CFX (ANSYS, Inc) [234, 294]. Даний комплекс успішно використовується при математичному (комп'ютерному) моделюванні гідродинаміки і механізмів сепарації крапельної рідини з потоку природного газу в сепараційних пристроях, в тому числі для розв'язання задач моделювання сполученого теплообміну.

6.2.2 Аналіз впливу факторів і параметрів процесу сепарації на ефективність розділення газорідних сумішей

Розглядаючи питання оптимізації та можливості управління процесами розділення газорідних сумішей, перш за все необхідно розглянути всі основні параметри, що впливають на процес в цілому та на ефективність розділення зокрема.

Цільовою функцією при проектуванні хімічного виробництва взагалі – є критерій ефективності, який залежить від конструктивних і режимних змінних, структури виробництва та управління ним, зовнішніх і внутрішніх випадкових або невідзначених факторів (параметрів) [234, 294].

Вище було з'ясовано (розд.1, 2), що в якості основного критерію ефективності розділення газорідних сумішей прийнято використовувати долю сепарації дисперсної фази з суцільної [265, 349, 359]. Але з точки зору управління процесом сепарації цей показник не є зручним, так як в реальних умовах контролювати витрати дисперсної фази (особливо в вихідних сумішах) дуже складно. Цей параметр є нерегульованим. Отже, для реалізації задачі регулювання процесу розділення газорідних сумішей, важливо проаналізувати всі регульовані параметри роботи системи та

визначити їхні оптимальні значення. При роботі сепараційного обладнання такими параметрами є: температура газу t , тиск газу P , об'ємна витрата газу V , що надходить в сепаратор, конструкція та геометричні розміри сепараційних елементів. Вплив зміни температури та тиску на основні закономірності процесів сепарації розглядався в попередніх розділах роботи (розд.2, 5). Отже, існують певні оптимальні області значень режимних параметрів процесу, при яких можна досягти максимальної ефективності сепарації газоконденсатної системи. З цього випливає, що для управління та оптимізації процесів інерційно-фільтруючої сепарації, необхідно вміти комплексно контролювати та регулювати параметри, які безпосередньо впливають на ефективність. Також на ефективність сепарації суттєвий вплив мають конструктивні особливості та геометричні розміри сепараційних пристроїв, що було доведено в розд.4. Зміна витрати газової суміші також впливає на зміну швидкості руху газу сепараційними пристроями, а отже на можливість вторинного бризковинесення та ефективність процесу розділення в цілому. Взагалі втрати цінної сировини через парове і краплинне винесення вуглеводнів є істотною проблемою технології сепарації. Зменшення крапельного винесення дозволяє добувати додатково десятки тисяч тонн газового конденсату на рік, при цьому зростає рентабельність розробки газоконденсатних родовищ. Таким чином, важливим моментом інтенсифікації технології сепарації є вдосконалення конструкцій сепараторів, зокрема модифікація краплеуловлюючих елементів і коагуляторів аерозолі з метою зменшення крапельного виносу вуглеводневої рідини.

6.2.3 Методика розрахунку інерційно-фільтруючих газосепараторів

Методика оптимізаційного проектування сепараторів ґрунтується на розроблених теоретичних основах (розд.3), виявлених основних закономірностях та залежностях, отриманих в результаті теоретичних і експериментальних досліджень гідродинамічних процесів (розд.4) з урахуванням впливу сполученого тепломасообміну на процеси інерційно-фільтруючої сепарації багатокomпонентних газоконденсатних сумішей (розд.5), і передбачає розв'язання задачі визначення типу та основних

конструктивних параметрів інерційно-фільтруючих сепараторів за відомими продуктивністю сепаратора по газу і рідині, фізико-хімічним властивостям газу і рідини та потрібному ступеню сепарації [45, 235, 279, 296].

Для розрахунку та визначення ефективності роботи сепараційного пристрою спочатку необхідно визначити геометричні розміри жалюзійного блоку, якими є: висота пакета жалюзійних пластин, розміри жалюзі (радіус гофр, кількість гофр, довжина прямолінійної ділянки, кут розкриття гофр), кількість і ширину криволінійних каналів. Отже, площа прохідного перетину і висота жалюзійного блоку, знаходиться виходячи з умови компоновання прямокутного блоку в корпусі сепаратора і визначає продуктивність сепаратора (з рівняння витрати). При проектуванні інерційно-фільтруючих сепараторів і, зокрема, визначенні радіуса гофр жалюзей необхідно враховувати, що при не великих радіусах кривизни гофр на жалюзійних пластинах ефективність сепарації висока, але при цьому також велика ймовірність зриву вловленої плівки рідини і вторинного бризковинесення. Якщо радіус гофр досить великий, то зрив вловленої плівки мінімізується, але ефективність уловлювання крапель рідини також невисока. З цього, радіус гофр жалюзійних пластини визначаємо виходячи з критичного радіуса. Зміна кроку встановлення жалюзійних пластин впливає головним чином на швидкість руху газокраплинного потоку сепараційними секціями. Зменшення ширини каналів призводить до збільшення швидкості руху газу сепараційними каналами, тобто до збільшення інерційних сил, що діють на дисперсні частки, що збільшує ефективність сепарації. Але при перевищенні деякого критичного значення швидкості починається зрив вловленої плівки рідини та вторинне бризковинесення, тобто різке зниження ефективності процесу (п.4.1.3).

Далі, для визначення ширини і довжини криволінійного каналу, а також необхідної кількості гофр жалюзійних пластин, необхідно визначити локальні складові швидкості і середню швидкість газу, локальні складові швидкості і середню швидкість крапель рідини в газовому потоці, а також розподіл часток у кожній гофрі (розд.3). За відомою площею поперечного перетину, знаходимо відстань між жалюзями. Якщо розглянути краплю, яка рухається в безпосередній близькості до внутрішньої стінки каналу, то для уловлювання цієї краплі, відстань яку вона пролетить

(її траєкторія) має прагнути до ширини каналу (підрозд.4.1). Виходячи з цієї умови визначається ширина каналу за відомими значеннями швидкостей руху несучої та дисперсної фаз, що визначаються розрахунками за відповідними моделями з розд.3.

Визначення кількості гофр обумовлено ефективністю, яка визначається виходячи з розподілу частинок на вході і після кожної криволінійної ділянки. Після інтегрування цього розподілу отримуємо кількість рідини, уловлюваної після кожної ступені. Розподіл на вході в канал піддається логарифмічно-нормальному закону [43, 57, 58, 228, 271, 401], а розподіл часток для півкільць знаходимо виходячи з континуальної моделі криволінійного течії газу (розд.4).

Блок-схема представленої методики розрахунку наведена в додатку Ж.

6.2.4 Методика розрахунку інерційно-фільтруючих трифазних сепараторів

Також, в ході роботи над розробкою методик моделювань і розрахунків сепаратійного обладнання, було розроблено методику розрахунку трифазних сепараторів установок комплексної підготовки нафти (УКПН). Основним апаратом УКПН є блочний трифазний сепаратор (установка попереднього скидання (УПС) води), який використовується для дегазації нафти, її розділення на очищену нафту та пластову воду, а також вловлювання бризок з побіжного нафтового газу.

Процес дегазації в сепараторі відбувається одразу ж після того, як газорідинна суміш потрапляє до апарату. На ефективність даного процесу впливає декілька факторів [287]. Перший фактор – це швидкість з якою газорідинна суміш потрапляє до сепаратора. Для того щоб дегазація відбувалась найбільш повноцінно, необхідно забезпечити ламінарний режим руху рідинної суміші та необхідний час перебування в апараті. Високо інтенсивні турбулентні режими призводять до інтенсивного утворення піни, яка представляє собою газорідинну систему, що складається з бульбашок побіжного нафтового газу, розділених тонкими плівками в'язкої нафти. Відомо, що при бульбашковому режимі дегазація відбувається досить повільно, як наслідок потрібний час перебування нафти в сепараторі збільшується в декілька раз. Другим фактором, який впливає на утворення бульбашок – це висота з якої рідина спадає в

шар нафти. Тобто для більшої ефективності дегазації необхідно цю висоту зменшити. Останнім основним фактором, який впливає на ефективність дегазації – це наявність пристроїв для збільшення поверхні контакту фаз.

Враховуючи вищесказане пропонується замінити традиційно застосовувані у трифазних сепараторах пристрої прийому нафти у вигляді похилих ступінчатих жолобів на менш габаритний при еквівалентній площі поверхні стікаючої рідини пристрій типу шнекового дефлектора, що забезпечить більш ефективну дегазацію нафти та створення парового простору в сепараторі для газової фази, та додатково встановити в корпус жалюзійний блок для більш ефективного розшарування фаз нафти та води, а також бризковловлювач газодинамічного інерційно-фільтруючого типу для сепарації попутних газів. Для моделювання гідродинамічних процесів при дегазації в шнековому дефлекторі застосовано модель течії з вільною поверхнею засобами обчислювальної гідродинаміки, а для моделювання процесів сепарації в газодинамічних відбійниках з пружними елементами застосовано програмний комплекс ANSYS Workbench, а саме його модулі FLUENT Flow і Transient Structural, в яких реалізовані методи скінченних об'ємів та елементів відповідно. Результати моделювань опубліковано у роботах [137, 149, 278, 279, 297, 303, 338, 414]. У результаті моделювань з'ясовано, що в досліджуваній конструкції газодинамічного пристрою для сепарації газорідного потоку при збільшенні швидкості газового потоку можливі зриви плівки з поверхні лопаток. З'ясовано, що для зменшення вірогідності руйнування плівки необхідно зробити скоси вільних від закріплення пластин та встановити їх під гострим кутом до траєкторії руху газорідного потоку. Експериментально визначено, що у пропонованому типі газодинамічних сепараторів ефективно вловлюються частки (краплі рідини) з розмірами більше 10 мкм. Враховуючи те, що на сьогоднішній день розрахунок даного типу нафтогазового обладнання ускладнюється відсутністю методик розрахунку [46, 212], запропоновано новий підхід до розробки спрощеної інженерної методики [278], що дозволяє провести технологічний та конструктивний розрахунок при проектуванні трифазних сепараторів такого типу.

6.3. Системи статичного та динамічного математичного моделювання процесів сепарації. SCADA-системи для автоматизованого управління процесами сепарації

Для вирішення практичних задач розрахунку, аналізу, симуляції, оптимізації та синтезу ХТП і виробництв застосовують сучасні системи комп'ютерної математики та інженерних розрахунків [234, 294]. Такі програмні системи представляють собою науково-практичні інтелектуальні продукти, створені на базі термодинамічного моделювання. За зміною параметрів моделі з часом моделюючі програми можна поділити на системи, що підтримують статичне і динамічне моделювання. При статичному моделюванні співвідношення параметрів відбувається до певного моменту часу. У разі динамічного моделювання параметри моделі зазнають безперервні зміни у часі. Можливість проводити розрахунки в динамічному режимі дозволяє зрозуміти суть модельованих процесів. При цьому можна зібрати та випробувати схему регулювання, досліджувати пускові режими, отримати уявлення про реально працюючий процес і поведінку об'єкту в нештатних ситуаціях, про вплив зміни робочих параметрів на якість продуктів.

Найбільш популярними, потужними і універсальними пакетами, що надають інструментальні засоби статичного та динамічного моделювання ХТП та обладнання, є ChemCAD, SIMSCI PRO/II та Aspen HYSYS [234, 294]. Особливу увагу привертає перспективна вітчизняна програмна система для комп'ютерного моделювання технологій промислового збору та обробки природного газу та нафти, газорозділення та фракціонування вуглеводнів ГазКондНафта (НАН України, Інститут газу). Порівняння комплексу ГазКондНафта з відомими аналогами (PRO/II, HYSYS) показує однакову точність для вуглеводневих сумішей і кращі результати для систем вуглеводні-водні розчини метанолу, гліколів і солей [234]. Більшість із розглянутих вище моделюючих програм дозволяють, після виконання стадії розрахунку технологічної схеми або окремого апарату, виконувати розрахунки гідравлічних і основних конструктивних характеристик типового сепараційного обладнання, ємностей, теплообмінної апарату-

тури, тарілчастих і насадкових ректифікаційних чи абсорбційних колон, а також здійснювати оцінку собівартості виготовлення кожного апарату. Це важливо як для виконання стадії проектних робіт, так і для передпроектних досліджень, оскільки дозволяє здійснити вибір оптимальної технології виробництва за капітальними витратами. Відповідні програмні модулі можуть бути як вбудованими в базовий пакет, так і розробленими окремо у вигляді додаткових модулів, що застосовують компонентно-орієнтовані технології розробки програмного забезпечення САПР.

Особливості застосування таких систем пропонується розглянути на прикладі робіт, які виконувались у 2010 році науковцями СумДУ при підготовці техніко-комерційних пропозицій для ООО «Алекспром» (Україна, Дніпропетровськ) з розробки блоку для зрідження та сепарації газів, що утворюються при переробці вуглеводневого конденсату та при зберіганні його в резервуарах, з метою отримання зрідженого пропан-бутану (СПБТ) для малотоннажної установки переробки вуглеводневої сировини УППГ-20 (додаток К).

У рамках цих технічних пропозицій були розглянуті три можливі схеми створення блоку отримання технічного пропан-бутану у складі установки УПН/УПК-20:

- компримування, охолодження/конденсація, сепарація (рис.К.1, табл.К.1);
- компримування, охолодження, дроселювання, сепарація (рис.К.2, табл.К.2);
- газофракціонування, сепарація (рис.К.3-К.4, табл.К.3-К.4).

З аналізу результатів моделювань, враховуючи допустимий тиск насиченої пари, перших два варіанти установки дають близькі значення масової витрати пропан-бутану (78,8 кг/годину та 78,4 кг/годину), апаратурне оформлення також застосовується однакове, а третій варіант (із застосуванням деетанізатора з наступною додатковою сепарацією) дозволяє отримати 104,0 кг/годину зрідженого пропан-бутану, що приблизно на 25 кг/годину (600 кг/добу) більше, але цей процес більш енергоємний, а ректифікаційна колона (деетанізатор) конструктивно складний апарат, у порівнянні з двофазним сепаратором (табл.К.5).

Таким чином, розглянуті САПР дозволяють з високою точністю здійснити динамічне моделювання ХТП, досліджувати різні варіанти апаратурного оформлення, вивчити його основні особливості та розкрити резерви вдосконалення. При цьо-

му завжди гарантується відшукання оптимальних конструктивних і технологічних рішень, зокрема визначення оптимальних технологічних режимних параметрів, які слід чітко та оперативно підтримувати. Тому останнім часом технологічні лінії та комплекси хімічних і нафтогазопереробних виробництв обладнуються сучасними автоматизованими системами керування технологічними процесами (АСУ ТП) з високим рівнем автоматизації на основі застосування мікропроцесорної та комп'ютерної техніки, замість існуючих систем автоматичного управління (САУ) на базі застарілої щитової автоматики та пневматичних засобів автоматизації. Сучасні АСУ ТП ґрунтуються на застосуванні SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) програмно-апаратних комплексів, призначених для розробки або забезпечення роботи в реальному часі систем збору, обробки, відображення та архівації інформації про об'єкт моніторингу або управління [169].

В 2004-2006 р. фахівцями НІП "ДІЯ" розпочато впровадження та дослідно-промислові випробування проекту динамічної моделі реального часу SCADA-системи для Анастасіївської газліфтно-ї компресорної станції (АГЛКС), зокрема, установки осушування природного газу з комплексом сепараційного обладнання. АСУ ТП складається з програмно-логічного контролера на базі контролера Simatic S7 300 фірми Siemens і АРМ оператора-технолога на базі SIMATIC RACK PC 840. В 2013 році науковцями СумДУ здійснено експертний аналіз цієї системи, оцінено можливості динамічного моделювання з метою оптимізації основних технологічних процесів в установці вцілому та сепараційному обладнанні зокрема [239]. При цьому відмічено, що основними перевагами SCADA-системи є відкритість (GPL), багатоплатформеність, модульність. Для тестування алгоритмів керування АГЛКС, знадобилося створення моделі реального ТП, яка б запускала та взаємодіяла з контролером керування ТП. Для розробки моделі було використано принципову схему, бібліотеку технологічних апаратів та блокувальний обчислювач SCADA-системи. Надалі модель ТП КС переросла у автономну систему, котра використовується у проекті OpenSCADA у якості демонстрації функцій та можливостей. Завдяки використанню бібліотеки моделей апаратів та концепції побудови динамічних моделей була отримана динамічна модель, завдяки якій можна отримати параметри у будь якій точці

принципової схеми як для вивчення, так і для відпрацювання алгоритмів керування зі швидкістю збору даних на частоті 1КГц по восьми каналах з їх архівуванням впродовж доби та пост-обробкою даних в архівах. Інтерфейс користувача моделі представлено кількома об'єктами сигналізації та загальностанційною групою, що містить мнемосхеми, групи графіків (масові потоки та температури), групу контурів, групу оглядових кадрів та документів (таблиця накопичених миттєвих значень, журнал подій, середні за годину та середньодобові значення витратовимірювального вузла, добовий звіт). В 2015 році в рамках проекту «Програма підтримки вищої школи» від найбільшого російського виробника програмних комплексів для інтегрованої розробки АСУ ТП / АСУП компанії AdAstra Research Group, Ltd кафедрою процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ) факультету технічних систем та енергоефективних технологій (TeCET) Сумського державного університету (СумДУ) отримано останню версію інструментальної системи базової лінії TRACE MODE® 6 класу SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) / HMI (Human Machine Interface) з офіційною технічною підтримкою від розробника та можливістю безкоштовного оновлення, яку планується впровадити у навчальному процесі в рамках викладання нової дисципліни «Автоматизація та комп'ютерне керування виробничих процесів». SCADA/HMI-система TRACE MODE® давно завоювала популярність в країнах східної Європи та увійшла до числа світових лідерів SCADA-систем (SIMATIC WinCC (Siemens AG), Citect (Schneider Electric) та інших) у 30 країнах світу. Внаслідок високої функціональності TRACE MODE® успішно застосовується в АСУ ТП більш ніж 40 галузей промисловості (хімічна та нафтохімічна, газова та нафтова, харчова та переробна, цукрова та спиртова, горновидобувна, металургія, машинобудування, атомна, енергетика, енергозбереження та інші).

Результати дисертаційної роботи, використані науковцями секції комп'ютеризованих систем управління (КСУ) кафедри комп'ютерних наук факультету електроніки та інформаційних технологій (ЕЛіТ) Сумського державного університету (СумДУ) при розробці математичної моделі та алгоритму автоматизованого програмного керування процесом сепарації газоконденсатної суміші [190], а

також SCADA (Supervisory Control and Data Acquisition) програмно-апаратного комплексу на основі мікропроцесорної комп'ютерної техніки, що включає системи збору, обробки, відображення і архівації інформації про об'єкт моніторингу та управління режимами роботи в реальному часі для оснащення дослідно-демонстраційного експериментального стенду з моделювання та дослідження процесів сепарації газорідинних потоків, оптимізації конструкцій та випробувань сепараційних вузлів [359]. У співпраці науковців секції КСУ кафедри комп'ютерних наук факультету електроніки та інформаційних технологій (ЕЛіТ) та кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ) факультету технічних систем та енергоефективних технологій (ТеСЕТ) впроваджено сучасний метод виміру дисперсного складу газоконденсатної суміші, що базується на вимірюванні інтенсивності кутового розсіювання випромінювання лазера на частках аерозолію (рис.2.6, додаток М, акт від 12.11.2014 [359]).

Використання зазначених результатів дозволяє підвищити рівень наукових досліджень та дослідно-конструкторських розробок. Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність та перспективи впровадження в напрямку технічного переоснащення сучасними комплексними інтегрованими комп'ютеризованими системами лабораторного оснащення та експериментальних стендів з дослідження хіміко-технологічних процесів (ХТП).

Результати впроваджені при виконанні держбюджетних науково-дослідних робіт «Багатовимірні системи управління технічними і технологічними об'єктами» (ДР №0113U004134) кафедрою комп'ютерних наук факультету ЕЛіТ СумДУ та «Дослідження гідродинамічних та масотеплообмінних характеристик пристроїв з вихровими та високотурбулізованими одно та двофазними потоками» (ДР №0110U002632) кафедрою ПОХНВ факультету ТеСЕТ СумДУ в рамках спільного мультидисциплінарного проекту (додаток М, акт від 12.11.2014 р.). Здобувач виступав у якості відповідального виконавця виконуваних науково-дослідних робіт та наукового керівника розробки проекту дослідно-демонстраційного експериментального стенду, здійснював авторський нагляд за виготовленням стенду та оснащенням його SCADA програмно-апаратним комплексом.

6.4. Програма та методика дослідно-промислових випробувань газосепараційного обладнання

Під час виконання робіт в рамках НДДКР за темою "Високоєфективні інерційно-фільтруючі сепараційні пристрої газосепараторів вузла низькотемпературного охолодження та сепарації газу" (замовник - Гнідинцівський ГПЗ, ПАТ "Укрнафта", 2007р.) було розроблено програму та методику дослідно-промислових випробувань удосконалених нафтогазових сепараторів. Дані дослідно-промислові випробування проводилися з метою доведення підвищення ступеня очищення природного газу, додаткового уловлювання конденсату, що містить коштовні вуглеводневі компоненти, та визначення технічних характеристик модернізованих нафтогазових сепараторів вузла низькотемпературного охолодження та сепарації газу. Розроблена програма та методика дослідно-промислових випробувань представлена в додатку А.

Програма може бути використана при приймальних випробуваннях для визначення основних показників сепараційного обладнання. Граничні значення показників сепараторів для забезпечення необхідного ступеня сепарації знаходяться випробуваннями апарату при значеннях об'ємної продуктивності, що відповідає верхньому та нижньому граничним значенням об'ємної продуктивності, які встановлені стандартом або технічними умовами при змінних значеннях тиску, температури та масової концентрації рідини в газі на вході в апарат. Відхилення при цьому не повинно перевищувати 10%. Результатом випробувань приймають середнє арифметичне по результатам трьох замірів, якщо розходження між ними не більше 1,5%. Середнє арифметичне округляють до числа значущих цифр показника, що вимірюється, встановленого стандартом чи технічними умовами.

Використовуючи вказану методику дослідно-промислових випробувань було проведено випробування вертикального блочного сепаратора тонкої очистки природного газу виробництва ВАТ «Сумське НВО ім.Фрунзе», а також горизонтального блочного сепаратора вуглеводневого конденсату з природного газу для ПрАТ «Укр-газвидобуток», результати моделювань з прогнозування та оцінки ефективності якого наведені в додатку Е (табл.Е.1), що підтверджено актами впровадження (додаток

М). Випробування проводилися на стенді, що наведений на рис.2.10 у відповідності до умов, наведених у табл.6.1. Результати моделювань та дослідно-промислових випробувань наведено в табл.6.1, Е.1 та на рис.6.7-6.10 [26, 277].

Таблиця 6.1 – Умови та результати випробувань дослідно-промислових зразків газосепараторів (рис.2.10)

Параметр	Значення
Продуктивність по газу V , млн. $\text{м}^3/\text{добу}$	0,2; 0,4; 0,5; 1,2; 5,0
Робочий тиск p , МПа	6; 8; 10; 12; 14
Робоча температура t , $^{\circ}\text{C}$	-15; 15; 50
Вміст рідини на вході C_{L0} , $\text{кг}/\text{м}^3$	0,05; 0,30
Вміст рідини на виході $C_L \times 10^{-3}$, $\text{кг}/\text{м}^3$	0,015
Гідравлічний опір апарату Δp , МПа	0,015-0,030
Ефективність сепарації η , %	97-99

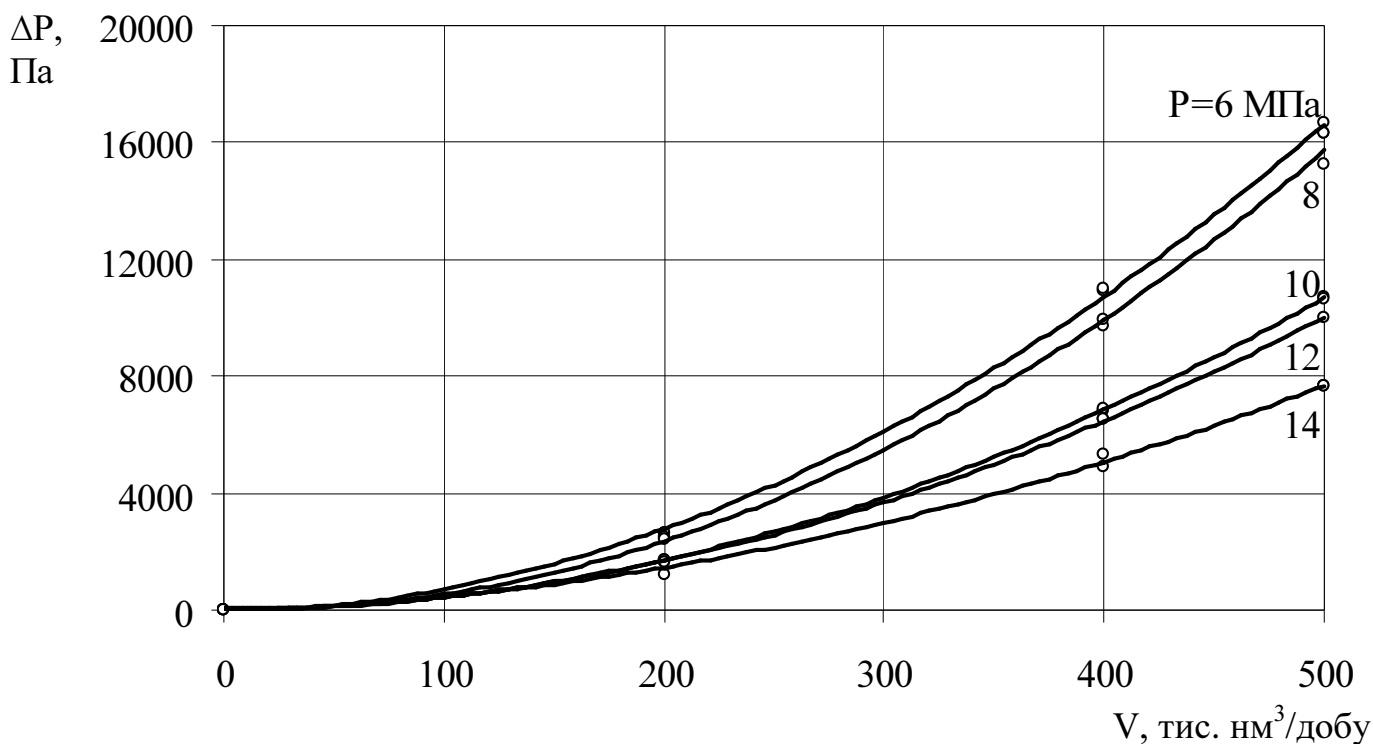


Рисунок 6.7 – Залежність гідравлічного опору ΔP газосепаратора від продуктивності по газу V [277].

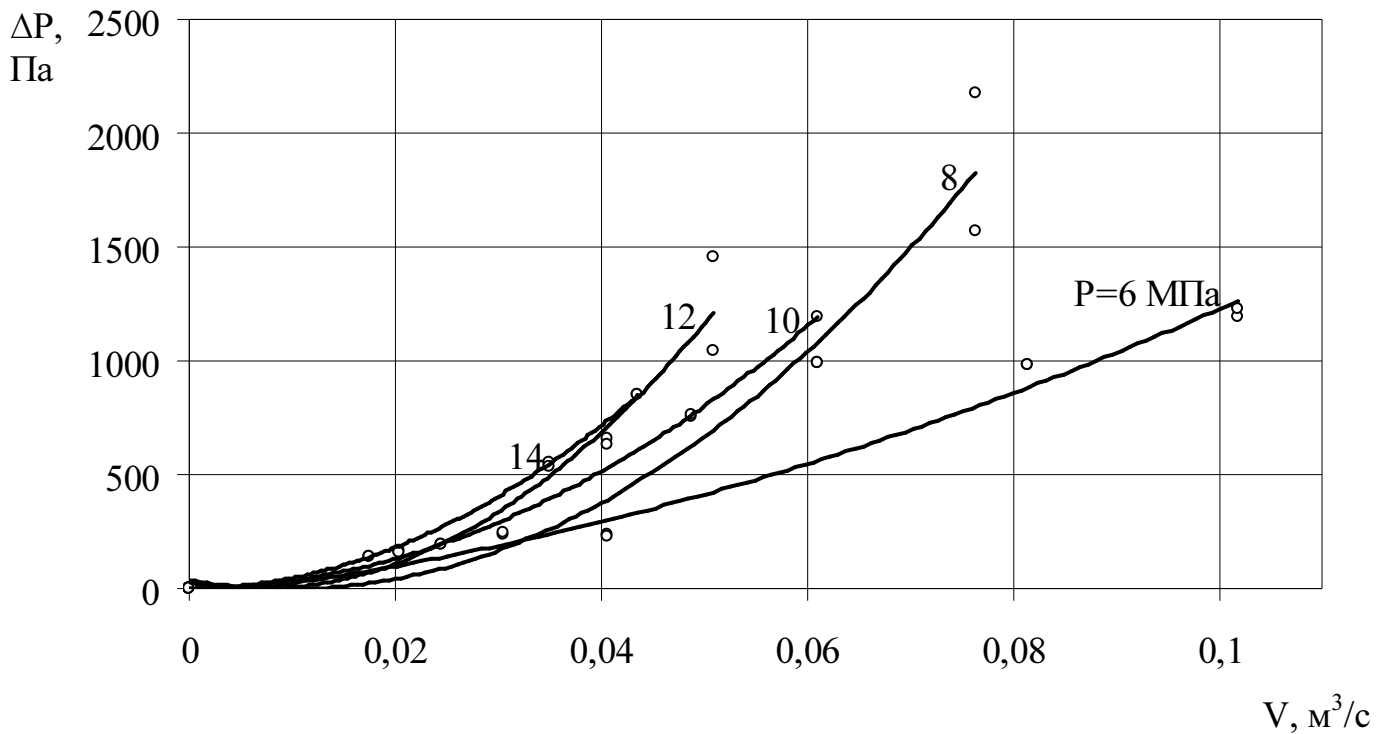


Рисунок 6.8 – Залежність гідравлічного опору ΔP інерційно-фільтруючого сепараційного блоку від об'ємної витрати V потоку природного газу у ньому за робочих умов [277].

$$\eta = 0,28 \ln \Delta P - 0,86 \quad (6.1)$$

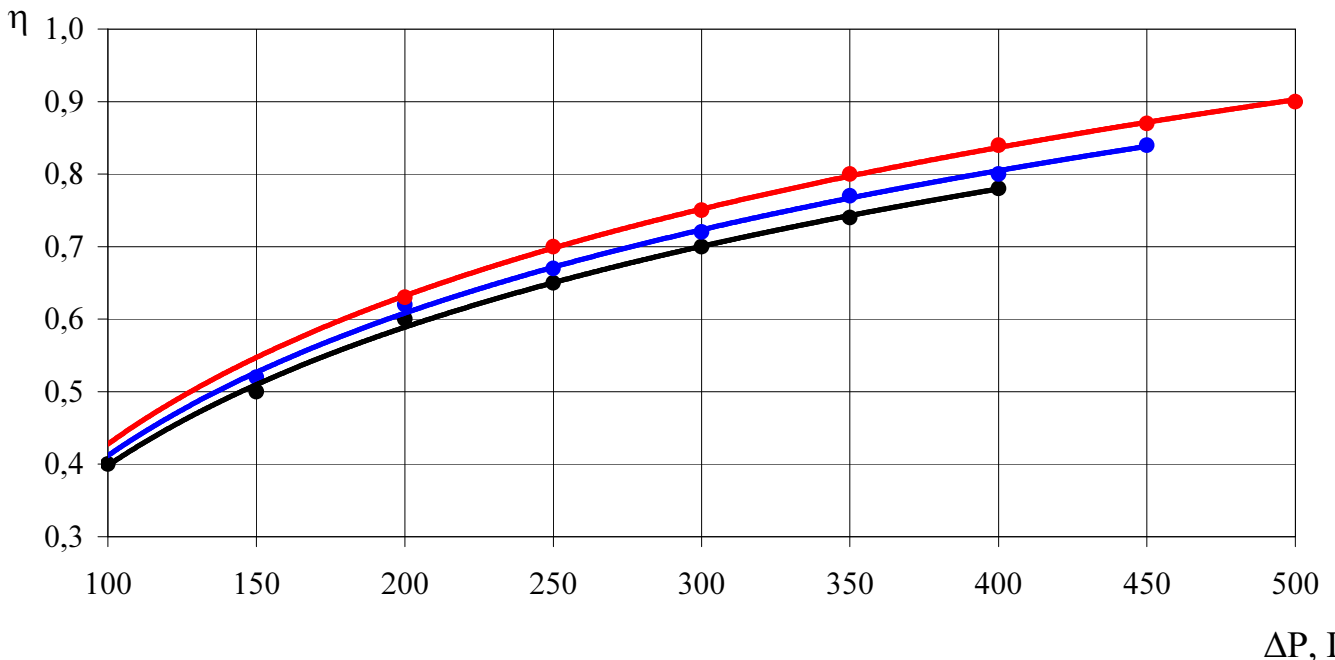


Рисунок 6.9 - Залежність ефективності уловлювання від гідравлічного опору краплевловлювача блочного газосепаратора при вмісті рідини в газовому потоці на вході L/G : —●— - 0,10; —●— - 0,15; —●— - 0,20 [26].

$$\eta = 0,16 \ln \Delta P + 0,75$$

(6.2)

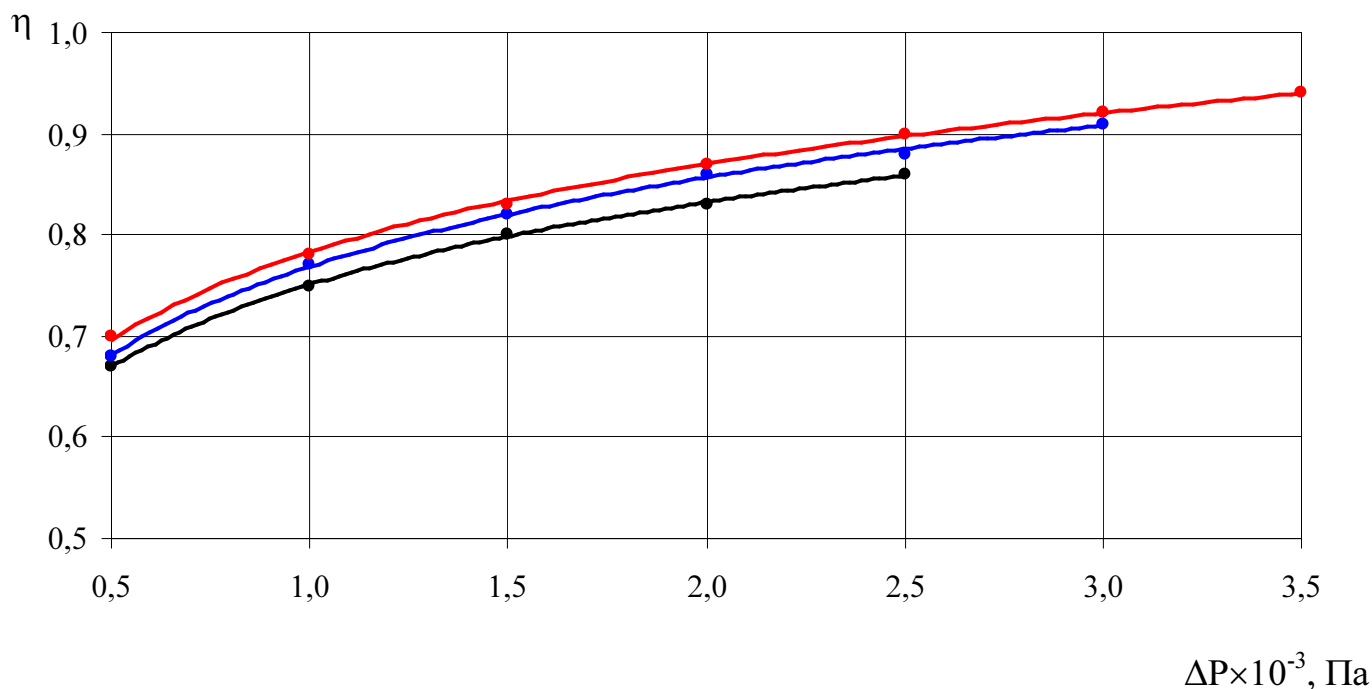

 $\Delta P \times 10^{-3}, \text{ Па}$

Рисунок 6.10 - Залежність ефективності уловлювання від гідравлічного опору тумановловлювача блочного газосепаратора при вмісті рідини в газовому потоці на вході L/G: —●— - 0,10; —●— - 0,15; —●— - 0,20 [26].

6.5. Впровадження та особливості експлуатації інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання

Традиційне газосепараційне обладнання, яке застосовується у технологічних лініях хімічних виробництв відрізняється низьким ступенем розділення (ефективність розділення не перевищує 70%, а іноді сягає навіть 15-30%) [205]. Підвищення ефективності газосепараторів, що виготовляються за державними і галузевими стандартами, можливе шляхом застосування винайдених науковцями СумДУ нових способів обробки газорідних потоків і встановлення вискоелективних інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв з ефективністю розділення 99,5-99,9%. Слід зауважити, що для сепарації стійких емульсій (наприклад, водонафтових емульсій) з одночасною їх дегазацією у технологічних лініях хімічних та нафтогазопереробних виробництв застосовується цілий комплекс громіздкого та коштовного технологічного обладнання (нагрівачі, дегазатори, відстійники, електродегідратори, деемуль-

сатори, дво- та трифазні сепаратори) [424, 425]. На сучасно обладнаних промислових виробництвах популярним є використання альтернативних багатофункціональних енергозберігаючих модульних установок та апаратів. Науковцями СумДУ запропоновано аналогічне багатофункціональне вискоефективне енергозберігаюче технологічне обладнання для хімічної та нафтогазопереробної галузі промисловості, що конструктивно об'єднує в одному апараті чи модульному комплексі тепломасообмінні контактні секції з блоками інерційно-фільтруючої сепарації.

Сутність розробки, її опис, основні характеристики. Газосепаратори інерційно-фільтруючого типу – це унікальне обладнання, яке поєднує в собі переваги як інерційного, так і фільтруючого методів розділення газоконденсатних систем. Конструкції комбінованих (інерційно-фільтруючі) газосепараторів обладнані ефективними вузлами входу, виконуючими функції попередньої сепарації рідини та вловлювання механічних домішок, коагуляторами дрібнодисперсного аерозолу та високо-ефективними відцентровими, інерційними та фільтруючими сепараційними елементами. Комбіновані газосепаратори відрізняються високою ефективністю очищення газу від рідини у широкому діапазоні зміни продуктивності та тиску, забезпечують тривалий міжрегенераційний ресурс та багаторазову регенерацію, мають низький гідравлічний опір порівняно з фільтр-коалесцерами і навіть деякими сепараторами гравітаційно-інерційного типу провідних світових виробників. Нафтогазоводорозділювачі (НГВРП) типу «HEATER-TREATER» (підігрівач-деемульсатор) являє собою блочний горизонтальний трифазний сепаратор з вбудованим трубним нагрівачем прямого нагріву для підігріву та дегазації сирової нафти, який додатково оснащено секціями електростатичної коалесценції, жалюзійними пакетами насадки для інерційно-фільтруючої сепарації водонафтової емульсії, газодинамічним відбійником бризкотумановловлювачем інерційно-фільтруючого типу для сепарації попутного нафтового газу. При проектуванні окремо приділено увагу питанням енергоефективності та енергозбереження. Так, при експлуатації апарату в якості паливного газу використовується виключно попутний нафтовий газ, який виділяється в апараті при дегазації нафти.

Інтелектуальний захист розробки. В основу способів сепарації та конструкцій інерційно-фільтруючих газосепараторів покладено принципово нові рішення. Сумський державний університет (СумДУ) є заявником, а, отже, і власником, більше 17 патентів на корисну модель/винахід на способи та апаратурне оформлення процесів інерційно-фільтруючої сепарації [55, 305-320]. Розробки нових методів розділення газоконденсатних систем науковців СумДУ визнано та відзначено сертифікатом №277/2012 від 11.03.2013 Департаменту промислової власності Центральної організації зі стандартизації та контролю якості в республіці Ірак (Method of cleaning natural and associated oil gas from water and hydrocarbon condensate / Sklabinskiy V.I., Lyaposchenko A.A., Logvyn A.V., Mustafa makki Al-Rammahi. - № 277/2012; request 18.10.2012; published 11.03.2013. - Bagdad: Central Organization for Standardization and Quality Control (C.O.S.Q.C.), 2013) [55].

Порівняння зі світовими аналогами: сепаратори обладнані ефективними вузлами входу, виконуючими функції попередньої сепарації рідини та вловлювання механічних домішок, коагуляторами дрібнодисперсного аерозолі та високоефективними відцентровими, інерційними та фільтруючими сепараційними елементами; мають високі прогнозовані показники ефективності розділення (сепарації) в широкому діапазоні зміни продуктивності, тиску, температури, вмісту дисперсної фази та співвідношення фаз; за основними технічними характеристиками не поступаються відомим світовим аналогам (табл.6.1, 6.2).

Економічна привабливість розробки для просування на ринок, впровадження та реалізації, показники, вартість. Орієнтовні строки окупності нових газосепараторів інерційно-фільтруючого типу - до 3-х років, а у випадку модернізації існуючого сепараційного обладнання - до 1,5 року. Річний економічний ефект від модернізації сепаратора продуктивністю 50 тис. $\text{нм}^3/\text{годину}$ природного газу за рахунок додаткового прибутку від реалізації вуглеводневого конденсату складає від 3 млн. грн./рік у цінах 2016 року (додаток Л, табл.Л.6).

Таблиця 6.1 – Порівняння технічних характеристик інерційно-фільтруючих газосепараторів з газосепараторами гравітаційно-інерційного типу та фільтр-коалесцерами

Параметр	Гравітаційно-інерційні газосепаратори (ДОО ЦКБН ОАО «Газпром»)	Фільтр-коалесцери (Pall Corp.)	Інерційно-фільтруючі сепаратори (СумДУ)
Ефективність сепарації, %	75-90	до 99,99	99,5-99,9
Ефективне вловлювання краплин розміром 2R, мкм	>10-100	>0,3	>5
Вміст рідини на вході, г/м ³	<200	<100	<200
Бризкоунесення, г/м ³	<0,020	<0,003	<0,015
Гідравлічний опір, МПа	0,010-0,050	<0,200	0,015-0,030



Рисунок 6.11 – Модернізовані лінійні газосепаратори з сепараційними блоками інерційно-фільтруючого типу (ПАТ «Укрнафта», Качанівський ГПЗ, 2013 р.)

Таблиця. 6.2 – Порівняння технічних характеристик НГВРП типу «HEATER-TREATER» з підігрівачами деемульсаторами та апаратами типу Free Water Knock-Out

Параметр	Підігрівачі-деемульсатори типу Тайфун (Тайфун 1-400, Тайфун 1-1000) типу УДО (установки деемульсаційні вогневі УДО-2М, УДО-3, УДО-3М, УД-1500/6) (ТатНИИнефтемаш, СІПКБ Нефтехимпромавтомагика, КБ ОАО «Саратовнефтегаз», СРСР)	«Heater-Treater» (Cameron's NATCO), «Sivalls, Inc.», «EN-FAB, Inc.», США «Free Water Knock-Out (FWKO)» («Maloney Industries, Inc.», Канада)	НГВРП (ОАО «ВНИИнефтемаш», ООО «Курганхиммаш», РФ)	НГВРП типу «HEATER-TREATER» (СумДУ, Україна)
Продуктивність (за водонафтовою емульсією), т/добу	400-3000	250-3000	<10000	<2500
Вміст води в нафті (зводненість), %:				
- на вході в апарат;	20-30	<20	70-90	20-90
- на виході з апарату.	<0,5	<0,5	<5,0	<0,5
Робочий тиск, МПа	0,6	<0,6	<0,7	0,2-0,6
Температура нагрівання водонафтової емульсії, °С	<60	<80	40	35-60
Номінальний об'єм, м ³	32; 100; 200	50-160	110	100
Вага установки, т	56,5	12-50	65	35,5

Газосепаратори та трифазні сепаратори інерційно-фільтруючого типу рекомендуються для застосування в хімічній та нафтогазовій галузях промисловості для підготовки (очищення, осушення та сепарація) промислових газів та розділення (дегазація, деемульсація та сепарація) емульсій технологічних установок, а також очи-

щення газових викидів в атмосферу та промислових стоків. Пропонується застосування у складі установок комплексної підготовки газу (УКПГ), низькотемпературної сепарації (НТС), установок осушування газу (УОГ), відбензинювання на масло-абсорбційних установках (МАУ) та низькотемпературної переробки газу конденсацією (НТК), абсорбцією (НТА) та ректифікацією (НТР), установках стабілізації конденсату/нафти (УСК/УСН), переробки газу газофракціонуванням на ГФУ, АГФУ та КРФУ, компресорних станціях (КС) магістральних газопроводів, підземних сховищах газу (ПСГ), промислових дотискувальних компресорних станцій (ДКС).



Рисунок 6.12 – НГВРП типу «HEATER-TREATER» на складальному майданчику машинобудівного виробництва (Група «ЛУКОЙЛ», РИТЭК, 2015 р.)

Дослідно-промислові зразки високоефективних газосепараторів, розроблені науковцями СумДУ (рис.6.11-6.13), успішно пройшли дослідно-промислові та приймальні випробування, в результаті їх впроваджено на промислових об'єктах ПАТ «Укрнафта», ПрАТ «Укргазвидобуток», Regal Petroleum Corporation Ltd, Групи «ЛУКОЙЛ», «Російської інноваційної паливно-енергетичної компанії (РИТЭК)» та інших.

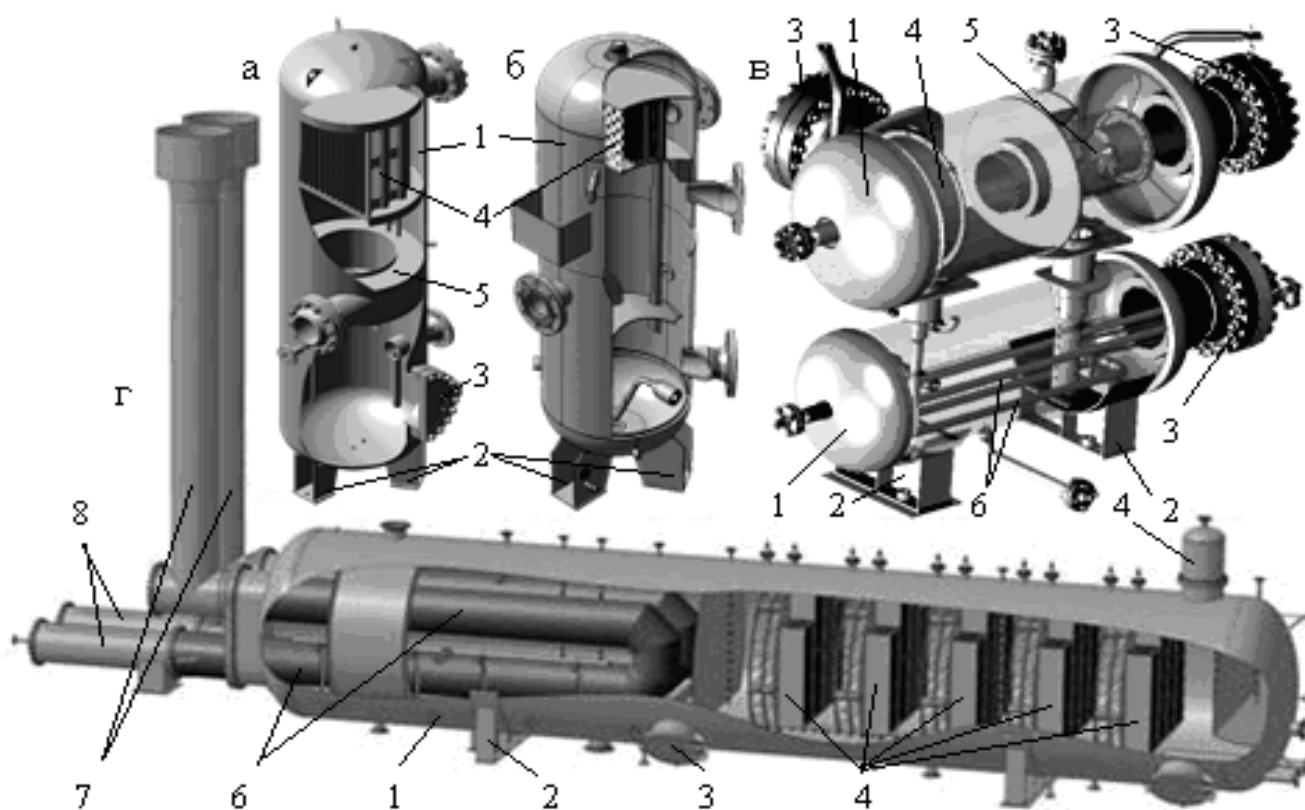


Рисунок 6.13 - Впроваджені дослідно-промислові зразки інерційно-фільтруючих сепараторів [26, 296]: а, б - газосепаратори; в - блочний сепаратор; г - нафтогазоводорозділювач («Heater-Treater»); 1 – корпус; 2 – опори; 3 – люк; 4 – насадкові жалюзійні інерційно-фільтруючі сепараційні блоки; 5 – відцентрові сепараційні секції; 6 – труби теплообмінні (жарові); 7 – труби димові; 8 – пальники з калориферами.

Впроваджені промислові зразки інерційно-фільтруючих газосепараторів підтвердили свої технічні характеристики в промислових умовах та успішно експлуатуються на підприємствах нафтогазового комплексу України впродовж більш ніж 10 років. Нафтогазорозділювачі типу «HEATER-TREATER», розроблені науковцями СумДУ у кількості 10 одиниць для облаштування 5 промислових об'єктів Групи «ЛУКОЙЛ» (замовник - Група «ЛУКОЙЛ», «Російська інноваційна паливно-енергетична компанія (РИТЭК)», генпроектувальник - ТюменьНИПИнефть) проходять дослідно-промислові випробування на родовищі ім. В.Н.Виноградова, до перейменування у 2013 р. відомого як Велике Ольховське нафтове родовище (Ханти-Мансійський автономний округ Тюменської області Російської Федерації).

6.6. Висновки до шостого розділу

1. Запропоновано окремий клас нових, захищених патентами, способів сепарації та нових конструкцій інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, що дозволяють суттєво підвищити ступінь розділення (до 99,5-99,9% при швидкостях руху потоку на вході в канал 3-20 м/с) у широкому діапазоні навантажень і співвідношення фаз та знизити гідравлічний опір (150-2000 Па для вузлів, 15000-30000 Па для апаратів) за рахунок уникнення вторинного унесення бризок з інерційно-фільтруючих сепараційних секцій, яке відбувається при підвищенні швидкостей потоків до деяких критичних значень (25-30 м/с).
2. Розроблено науково обґрунтовані практичні рекомендації до проектування та інженерних методик для розрахунку газодинамічних сепараторів з метою підвищення ефективності сепарації та зниження гідравлічного опору з визначенням оптимальних конструктивних параметрів інерційно-фільтруючих сепараційних елементів.
3. Для вирішення практичних задач з розрахунку, аналізу, симуляції, оптимізації процесів сепарації, статичного та динамічного моделювання хіміко-технологічних процесів з метою визначення оптимальних режимних параметрів застосовано сучасні системи комп'ютерної математики та інженерних розрахунків, а також програмні системи, створені на базі термодинамічного моделювання.
4. Розроблено алгоритм автоматизованого програмного керування процесом сепарації газоконденсатної суміші, а також SCADA (Supervisory Control and Data Acquisition) програмно-апаратний комплекс на основі мікропроцесорної комп'ютерної техніки, що включає системи збору, обробки, відображення і архівації інформації про об'єкт моніторингу та управління режимами роботи в реальному часі для оснащення дослідно-демонстраційного експериментального стенду з моделювання та дослідження процесів сепарації газорідних потоків, оптимізації конструкцій та випробувань сепараційних вузлів.
5. Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність та перспективи впровадження в напрямку технічного переоснащення сучасними комплексними інтегрованими комп'ютеризованими систе-

мами лабораторного оснащення та експериментальних стендів з дослідження хіміко-технологічних процесів.

6. Розроблено програму та методику дослідно-промислових випробувань нових інерційно-фільтруючих сепараторів та блоків сепараційних установок.

7. Приймальними випробуваннями доведено, що за основними технічними характеристиками (продуктивність, ефективність сепарації, гідравлічний опір) пропоновані інерційно-фільтруючі сепаратори не поступаються відомим світовим аналогам: комбінованим багатоступеневим дво- та трьохфазним сепараторам від ДООО ЦКБН ОАО «Газпром» (РФ), концернів Sulzer AG (Швейцарія) та Shell Global Solution (Нідерланди), фірм-ліцензіарів сепараційних вузлів Koch-Glitsch (США), сітчастих відбійників Monsanto Enviro-Chem Systems, ACS Industries (США) та фільтр-коалесцерів Pall Corporation (США), апаратам «Heater-Treater» фірм «Cameron's NATCO», «Sivalls, Inc.» та «EN-FAB, Inc.» (США), апарату «Free Water Knock-Out» (FWKO) виробництва «Maloney Industries, Inc.» (Канада).

8. Отримані наукові результати та практичні рекомендації впроваджені у виробництво на машинобудівних заводах, підприємствах хімічної промисловості і нафтогазового комплексу України та іноземних держав (ПАТ «Сумське НВО ім. М.В.Фрунзе», АТ «Сумський завод «Насосенергомаш», холдинг «Група ГМС», Група «ЛУКОЙЛ», концерн «Укрросметал», ТОВ НПВ «Машхімнафтосервіс», ПАТ «Укрхімпроект», ТОВ «Агросервіс», ТОВ «Сумифітоформація», ПрАТ «Укргазвидобуток», Представництво «Регал Петролеум Корпорейшн Лімітед» та інших).

9. Орієнтовні строки окупності нових газосепараторів інерційно-фільтруючого типу — до 3-х років, а у випадку модернізації існуючого сепараційного обладнання — до 1,5 року. Річний економічний ефект від модернізації сепаратора продуктивністю 50 тис. $\text{nm}^3/\text{годину}$ природного газу за рахунок додаткового прибутку від реалізації вуглеводневого конденсату складає від 3 млн. грн./рік.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [6, 20, 25, 26, 55, 132, 136-138, 151, 154, 166, 180, 183-185, 190, 215, 223, 233-236, 238-241, 244-249, 255, 270, 271, 276-280, 283, 285, 287, 291, 294, 296, 300, 305-321, 329, 330, 343, 344, 356-363, 366, 381-383, 405, 420].

ВИСНОВКИ

На підставі основних законів теорії гідродинаміки і тепломасообміну та на основі комплексних теоретичних та експериментальних досліджень у дисертаційній роботі розроблено та обґрунтовано наукові положення, висновки та рекомендації, сукупність яких представляє нові науково обґрунтовані результати у галузі процесів та обладнання хімічної технології, які розв'язують науково-прикладну проблему, що полягає в розробці теоретичних основ гідродинамічних та тепломасообмінних процесів під час інерційно-фільтруючої сепарації газорідних систем.

Отримані науково-практичні результати полягають у наступному:

1. На підставі аналізу способів розділення багатоконпонентних газоконденсатних систем визначено, що процеси сепарації за механізмами інерційного вловлювання та фільтрування недостатньо досліджені в аспекті гідродинаміки течій по криволінійних каналах, що унеможлиблює отримання рекомендацій по місцю розташування фільтруючих елементів в таких каналах, відсутнє математичне моделювання процесів, зокрема, у випадках поєднання процесів інерційно-фільтруючої сепарації та сепарації зі сполученим тепломасообміном.
2. За допомогою теоретичного аналізу основних механізмів вловлювання дисперсних часток інерційно-фільтруючими сепараційними елементами визначено основні закономірності процесів гравітаційного осадження та інерційного захоплення краплин, їх осадження на волокна фільтруючого елементу та плівку вловленої рідини в криволінійних каналах, чим закладено теоретичні основи теорії інерційно-фільтруючої сепарації аеродисперсних систем.
3. Отримав подальший розвиток науковий підхід до фізичного моделювання та теоретичних досліджень гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації газорідних систем, розробки методів розв'язання основних рівнянь гідродинаміки та математичного моделювання гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації. Вперше отримано аналітичний розв'язок рівнянь руху і нерозривності потоку відносно складових локальних швидкостей газового потоку для окремого випадку плоскої невісесиметричної течії в криволінійному каналі, обмеженого стінками синусоїдального профілю. Розширено уявлення про основні методи

і механізми інерційно-фільтруючої сепарації, на підставі запропонованої фізичної моделі руху газокраплинних потоків в каналах інерційно-фільтруючих сепараторів, вперше отримано чисельне розв'язання рівнянь руху газодисперсного середовища, що дозволяє визначити траєкторії руху краплин і здійснити оптимізаційне гідродинамічне профілювання криволінійних каналів, визначити зони доцільного розташування та розмір фільтрелементів.

4. За результатами експериментальних досліджень модельних зразків і їх узагальнення визначено основні гідродинамічні та сепараційні характеристики сепараційних секцій інерційно-фільтруючих газосепараторів (К-фактор 0,18-0,72 м/с, гідравлічний опір до 350 Па, вловлювання краплин розміром від 5×10^{-6} м, ефективність сепарації до 70-90%). Адекватність поширення отриманих залежностей обмежується областю перехідного та турбулентного гідродинамічних режимів руху газового потоку ($2300 \leq Re \leq 100000$), а також ламінарного режиму стікання сепарованої рідини в плівці без хвилеутворення ($Re_{пл} < 30$).

5. Обґрунтовано вибір волокнистих фільтруючих матеріалів з термопластичного полімеру пропілену, досліджено вплив їх властивостей на умови відведення вловленої рідини та ефективність сепарації газодисперсних систем. Дістала подальший розвиток континуальна модель криволінійної течії газодисперсного потоку, що дозволяє розрахунковим методом визначити спосіб розподілу краплин по розмірах і відповідно оцінити ефективність сепарації після кожної послідовної криволінійної ділянки сепараційного каналу, з застосуванням якої доведено, що для ефективної сепарації (99,5-99,9%) краплинної рідини у інерційно-фільтруючих сепараційних каналах достатньо 2-4 криволінійних ділянки.

6. Набув подальшого розвитку науковий підхід до аналізу впливу сполученого міжфазового тепломасообміну на процеси інерційно-фільтруючої сепарації багатоконпонентних газоконденсатних сумішей, аналізом фізичних основ конденсаційного зростання краплин в турбулентному потоці газорідинної суміші розширено уявлення про основні механізми утворення конденсаційного туману, а також методи збільшення розміру краплин рідини при проходженні газорідинної суміші крізь сепараційні пристрої попередньої конденсації.

7. Запропоновано окремий клас нових, захищених патентами, способів сепарації та нових конструкцій інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, що дозволяють суттєво підвищити ступінь розділення (до 99,5-99,9% при швидкостях руху потоку на вході в канал 3-20 м/с) та знизити гідравлічний опір (150-2000 Па для вузлів, 15000-30000 Па для апаратів) за рахунок уникнення вторинних процесів. Утворення хвиль на поверхні плівки та вторинне унесення бризок з інерційно-фільтруючих сепараційних каналів відбувається при підвищенні швидкостей потоків до деяких критичних значень (25-30 м/с).

8. Розроблено науково обґрунтовані практичні рекомендації до проектування та інженерних методик для розрахунку газодинамічних сепараторів з метою підвищення ефективності сепарації та зниження гідравлічного опору з визначенням оптимальних конструктивних параметрів інерційно-фільтруючих сепараційних елементів. Розроблено програму та методичку дослідно-промислових випробувань нових інерційно-фільтруючих сепараторів та блоків сепараційних установок.

9. Розроблені наукові положення та методичні рекомендації використано при підготовці навчальних посібників «Технологічні основи нафто- та газопереробки», «Обладнання газо- та нафтопереробних виробництв», а отримані наукові результати та практичні рекомендації впроваджені у виробництво на машинобудівних заводах, підприємствах хімічної промисловості і нафтогазового комплексу України та іноземних держав (ПАТ «Сумське НВО ім.М.В.Фрунзе», АТ «Сумський завод «Насосенергомаш», холдинг «Група ГМС», Група «Лукойл», концерн «Укрросметал», ТОВ НПВ «Машхімнафтосервіс», ПАТ «Укрхімпроект», ТОВ «Агросервіс», ТОВ «Сумифітоформація», ПрАТ «Укргазвидобуток», Представництво «Регал Петролеум Корпорейшн Лімітед» та інші). Орієнтовні строки окупності нових газосепараторів інерційно-фільтруючого типу — до 3-х років, а у випадку модернізації існуючого сепараційного обладнання — до 1,5 року. Річний економічний ефект від модернізації сепаратора продуктивністю 50 тис. нм^3 /годину природного газу за рахунок додаткового прибутку від реалізації вуглеводневого конденсату складає від 3 млн. грн./рік.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

- 1 Abe K. A New Turbulence Model for Predicting Fluid Flow and Heat Transfer in Separating and Reattaching flows-I. Flow Field Calculation / K.Abe, T.Kondoh, Y.Nagano // International Journal of Heat and Mass TransferJournal of Heat and Mass Transfer. — 1994. — Vol.37(1). — P.139-151.
- 2 Abe K. A New Turbulence Model for Predicting Fluid Flow and Heat Transfer in Separating and Reattaching flows-II. Thermal Field Calculation / K.Abe, T.Kondoh, Y.Nagano // International Journal of Heat and Mass TransferJournal of Heat and Mass Transfer. — 1995. — Vol.38(8). — P.1467-1481.
- 3 Akpan D.G. Performance of Internals in Three-Phase Tank Separators / D.G.Akpan. — Norwegian University of Science and Technology, 2013. — 144 p.
- 4 Amoanu D. Studies of Liquid-liquid Separation in Fibre Coalescer / Daniel Amoanu. — Lappeenranta University of Technology, 2008. — 79 p.
- 5 Anderson J.D. Computational Fluid Dynamics: the basics with applications / J.D. Anderson, Jr. — New York: McGraw-Hill, 1995. — 574 p.
- 6 Artyukhov, A. Conditions of counterflow motion phases on mass transfer and separation trays for distillation and absorption columns / A.Artyukhov, O.Liaposhchenko // Journal of Hydrocarbons Mines and Environmental Research. — 2014. — Vol.5(1). — P.21-27.
- 7 Bennett C.O. Momentum, heat and mass transfer / C.O.Bennett, J.E.Myers. — [2nd ed.] — New York: McGraw-Hill, 1974. — 810 p.
- 8 Birkhoff G. Jets, Wakes and Cavities / G.Birkhoff, E.H.Zarantonello. — New York: Academic Press, 1957. — 353 p.
- 9 Boothroyd R.G. Flowing Gas-Solids Suspensions / R.G.Boothroyd. — New York: Harper & Row, 1972. — 289 p.
- 10 CFD Analysis of Spray Propagation and Evaporation Including Wall Film Formation and Spray/Film Interaction / [R.Schmehl, H.Rosskamp, M.Willmann, S.Witting] // International Journal of Heat and Fluid Flow. — 1999. — Vol.20. — P.520-529.

- 11 CFD-DEM modelling of multiphase flow in dense medium cyclones / [K.W.Chu, B.Wang, A.B.Yu, A.Vince] // Powder Technology. Special Issue: Discrete Element Methods: The 4th International conference on Discrete Element Methods. — 2009. — Vol.193.— P.235-247.
- 12 CFD-DEM simulation of the gas-solid flow in a cyclone separator / K.W.Chu, B.Wang, D.L.Xu // Chemical Engineering Science. — 2011. — Vol.66.— P.834-847.
- 13 Coalescers. Pall Phase Separation Technology. — New York: Pall Corporation, 2012. — 16 p.
- 14 Computational Fluid Dynamics Analysis of a Three Phase Separator and Re-Engineering of Internals in Order to Improve the Efficiency and Performance of the Separator Vessel / Ramirez-Jaimes. R., Gordillo-Celis. C. A., Macías-Macías. C., Montañez. U., Buitrago. J., Higuera-Niño. H., Rubio. H. M., Wolf-Maciel. M. R., Maciel-Filho. R. // 5th Latin American CFD Workshop Applied to the Oil and Gas Industry. — Rio de Janeiro, 2012. — 19 p.
- 15 Cusack R. Rethink your liquid-liquid separations. A fresh look investigates general principles in designing process coalescers / R.Cusack // Hydrocarbon Processing. — 2009. — №6. — P.53-60.
- 16 De Zárate J.M.O. Hydrodynamic Fluctuations in Fluids and Fluid Mixtures / Jose Ortiz de Zarate, Jan Sengers. — Elsevier Science, 2006. — 309 p.
- 17 Fefferman C. Existence and Smoothness of the Navier-Stokes Equation / C.Heffernan. — Cambridge : Clay Mathematics Institute, 2000. — P.1-5.
- 18 Ferziger J.H. Computational Methods for Fluid Dynamics / Joel H. Ferziger / Milovan Peric. — [3rd rev. ed.] — Berlin; Heidelberg; NewYork; Barcelona; Hong Kong; London; Milan; Paris; Tokyo: Springer, 2002. — 426 p.
- 19 Fluid Flow Modelling of Gravity Separators / E.W.M.Hansen, H.Heitmann, B.Laska, A.Ellingsen, O.Ostby, T.B.Morrow, F.T.Dodge // SINTEF, Norway and Southwest Research Institute. — Texas: Elsevier Science Publishers, 1991. — P.364-380.

- 20 Gas Flow Formation in the Inertial Filtering (IF) Gas Separators Curvilinear Channels / V.I.Sklabinskyi, A.A.Liaposhchenko, V.V.Logvyn, Mustafa Makki Al Rammahi // *Journal of Engineering*. — 2014. — Vol.10. — №5. — P.160-169.
- 21 Green H.L. Particulate clouds: dusts, smokes, and mists. Their physics and physical chemistry and industrial and environmental aspects / H.L.Green, W.R.Lane. — [2nd ed.]. — London: E.&F.N.Spon, 1964. — 471 p.
- 22 Handbook of Natural Gas Engineering / [D.Katz , D.Cornell, R.Kobayashi et al.]. — New York: McGraw Hill, 1959. — 802 p.
- 23 Hassan N.A. Laminar Flow Along a Vertical Wall / N.A.Hassan // *Journal of Applied Mechanics*. - 1967. - №3. - P.85-87.
- 24 Hoffman K.A. Computational Fluid Dynamics / Klaus A. Hoffmann, Steve T. Chiang. — [4th ed.] — Engineering Education System, 2000. — 3 Volumes.
- 25 Hydrodynamics of inertial-filtering (IF) separate sections of gas-separating oil and gas equipment / V.I.Sklabinskiy, A.A.Lyaposchenko, A.V.Logvyn, Mustafa makki Al-Rammahi // *Journal of Missan researches*. — 2012. — Vol.8. — №16. — P.207-226.
- 26 Hydrodynamics modeling of gas separator inertial and filter elements for natural gas fine cleaning / V.Sklabinskyy, O.Liaposhchenko, A.Logvyn, M.Al-Rammahi // *Chemistry & Chemical Technology*. — 2014. — Vol.8. — №4. — C.479-485.
- 27 Joachim von zur Gathen. Modern Computer Algebra / Joachim von zur Gathen, Jürgen Gerhard. — [3rd ed.]. — Cambridge: Cambridge University Press, 2013. — 808 p.
- 28 Johnson N. Statistics and experimental design in engineering and the physical sciences. Volume II / Norman L. Johnson, Fred C. Leone. — [2nd ed.]. — New York: John Wiley & Sons, 1977. — 407 p.
- 29 Kalantari D. Liquid Spray Impact onto Flat and Rigid Walls: Formation and Spreading of Accumulated Wall Film / Davood Kalantari, Cameron Tropea // *Fluid Dynamics and Materials Processing*. — 2014. — Vol.10. — P.37-61.

- 30 Kharoua N. CFD Modelling of a Horizontal Three-Phase Separator: A Population Balance Approach / N. Kharoua, L. Khezzer, H. Saadawi // *American Journal of Fluid Dynamics*. — 2013. — №3(4). — P.101-118.
- 31 Koch J. Better separation with combined materials / Jörg Koch, Daniel Egger // *Sulzer Technical Review*. — 2013. — №2. — P.13-15.
- 32 Koch-Glitsch FLEXICHEVRON® Mist Eliminators for Flue Gas Desulfurization. — Wichita: Koch-Glitsch, 2007. — 12 p.
- 33 Koch-Glitsch Mist Elimination Liquid-Liquid Coalescing. — Wichita: Koch-Glitsch, 2015. — 20 p.
- 34 Laleh A.P. Computational Fluid Dynamics-Based Study of an Oilfield Separator / Ali Pourahmadi Laleh, William Y. Svrcek, Wayne D. Monnery // *Oil and Gas Facilities*. — 2013. — №2. — P.52-59.
- 35 Lewis R.W. Fundamentals of the Finite Element Method for Heat and Fluid Flow / Roland W. Lewis, Perumal Nithiarasu, Kankanhalli N. Seetharamu. — Chichester: John Wiley & Sons Ltd, 2004. — 341 p.
- 36 Liaposhchenko, O. Analysis of the Phase Equilibrium Conditions and the Impact of Coupled Heat and Mass Transfer on the Separation Process Efficiency in the Inertial – Filtering Gas Separator / O.Liaposhchenko. O.Nastenکو // *Хімія та хімічні технології: Матеріали III Міжнародної конференції молодих вчених ССТ-2013*. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2013. — С.138-141.
- 37 Liaposchenko O. The Model Of Crossed Movement And Gas-Liquid Flow Interaction With Captured Liquid Film In The Inertial-Filtering Separation Channels [Електронний ресурс] / O.Liaposchenko, I.Pavlenko, O.Nastenکو // *Separation and Purification Technology*. — 2016. — Режим доступу до ресурсу: <http://dx.doi.org/10.1016/j.seppur.2016.08.042>.
- 38 Liquid-Liquid Coalescer Design Manual / ACS Separations and Mass-Transfer Products. — Houston: ACS Industries. — 18 p.
- 39 Lomax H. Fundamentals of Computational Fluid Dynamics / H.Lomax, T.H.Pulliam, D.W.Zingg. – Berlin: Springer, 1999. – 267 p.

- 40 Lyaposchenko, O.O. Analysis of the conditions of phase equilibrium and influence of the united heat and mass transfer on the effectiveness of separation in the inertial-filtering separator / O.O.Lyaposchenko, O.V.Nastenکو // Chemistry & Chemical Technology. — 2015. — Vol.9. — №1. — C.125-130.
- 41 Lyklema J. Fundamentals of interface and colloid science / J.Lyklema. — Amsterdam; London: Elsevier / Academic Press, 2005. — 5 Volumes.
- 42 Mammoli A.A. Computational Methods in Multiphase Flow III / A.A.Mammoli, C.A.Brebbia. — Boston: WIT Press, 2005. — 371 p.
- 43 Modelling and Design of Inertial – Filtering Gas Separators-Condensers for Compressor Units of Oil and Gas Industry / V.I.Sklabinskyi, A.A.Liaposhchenko, O.V.Nastenکو, M.M.Al-Rammahi // Applied Mechanics and Materials. — 2014. — Vol.630.— P.117-123.
- 44 Mokhatab S. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing / S.Mokhatab, W.A.Poe, J.G.Speight. — Elsevier, 2006. — 672 p.
- 45 Monnery W.D. Design Two-Phase Separators within the Right Limits / Wayne D. Monnery, William Y. Svrcek // Chemical Engineering Progress. — 1993. — №10. — P.53-60.
- 46 Monnery W.D. Successfully Specify Three Phase Separators / Wayne D. Monnery, William Y. Svrcek // Chemical Engineering Progress. — 1994. — №9. — P.29-40.
- 47 Monsanto Brink Mist Eliminators for Sulfuric Acid Plants. — Chesterfield: Enviro-Chem Systems, 1998. — 12 p.
- 48 Monsanto HI-FLO Ultra High Capacity Brink Mesh Pad. — Chesterfield: Enviro-Chem Systems, 1998. — 4 p.
- 49 Multiphase Flows with Droplets and Particles / [C.T.Crowe, J.D.Schwarzkopf, M.Sommerfeld, Y.Tsuji]. — [2nd ed.] — Boca Raton: CRC Press Taylor & Francis Group, 2012. — 487 p.
- 50 Murariu V. Modelling of the Separation Process in a Ferrohydrostatic Separator Using Discrete Element Method [Электронный ресурс] / V.Murariu, P.J.Sergeant // Physical Separation in Science and Engineering. — 2007. — Режим доступа до ресурсу: <http://dx.doi.org/10.1155/2007/48238>.

- 51 Murariu V. The modelling of the separation process in a ferrohydrostatic separator / V.Murariu, J.Svoboda, P.Sergeant // Minerals Engineering. — 2005. — Vol.18.— P.449-457.
- 52 Nastenko O. Mathematical Modelling of Separation Process by Coupled Heat Transfer in the Inertial–Filtering Gas Separator-Condenser / Olha Nastenko, Oleksandr Liaposchenko, Lubomira Broniarz-Press // Materiały konferencyjne: XI Ogólnopolska konferencja przepływów wielofazowych, Polska. – Gdańsk: Politechnika Gdańska, 2015. – S.29-30.
- 53 Nastenko O. Mathematical modelling of separation process by coupled heat transfer in the inertial-filtering gas separator-condenser / O.Nastenko, O.Liaposchenko, L. Broniarz-Press // Inżynieria i Aparatura Chemiczna. — 2016. — №2. — C.62-63.
- 54 Nield D.A. Forced convection in a fluid-saturated porous-medium channel with isothermal or isoflux boundaries / D.A.Nield, S.L.M.Junqueira, J.L.Lage // Journal of Fluid Mechanics. — 1996. — Vol.332. — P.201-214.
- 55 Patent №3695 Iraq, B01D53/94 B01D53/02 B01J23/44. Method of cleaning natural and associated oil gas from water and hydrocarbon condensate / Sklabinskiy V.I., Lyaposchenko A.A., Logvyn A.V., Mustafa makki Al-Rammahi. - № 277/2012; request 18.10.2012; published 11.03.2013. - Bagdad: Central Organization for Standardization and Quality Control (C.O.S.Q.C.), 2013.
- 56 Perry R.H., Green D.W. Perry's Chemical Engineers' Handbook / R.H.Perry, D.W.Green (ed.). – [8th ed.]. – McGraw-Hill, 2007. – 2640 p.
- 57 Physical conditions and mechanisms for separation condensate systems / O.O.Lyaposchenko, O.V.Nastenko, A.V.Logvyn, M.M.Al-Rammahi // International Scientific Journal Acta Universitatis Pontica Euxinus. Special number: Материалы IX Международной конференции «Стратегия качества в промышленности и образовании». — Болгария, Варна, 2013. — Т.1. — С.81-83.

- 58 Physical model of high-disperse gas-condensate systems formation in turbulent gas flow [Електронний ресурс] / O.O.Lyaposchenko, O.V.Nastencko, A.V.Logvin, M.M.Al-Rammahi // Modern scientific research and their practical application. — 2013. — Режим доступу до ресурсу: <http://www.sworld.com.ua/e-journal/J21310.pdf>.
- 59 Pletcher R.H. Computational Fluid Mechanics and Heat Transfer / Richard H. Pletcher, John C. Tannehill, Dale Anderson. — [3rd ed.] — CRC Press Taylor & Francis Group, 2012. — 774 p.
- 60 Reist P.C. Aerosol Science and Technology / Parker C. Reist. — [2nd ed.] — New York: MacGraw-Hill, 1993. — 379 p.
- 61 Schenck H.D. Theories Of Engineering Experimentation / Hilbert Van Nydeck Schenck, Jr. — [3rd ed.] — New York: McGraw-Hill, 1979. — 302 p.
- 62 Schwab K. The Fourth Industrial Revolution [Електронний Ресурс] / Klaus Schwab // World Economic Forum. — Geneva, 2016. — 199 p. — Режим доступу: <https://www.amazon.com/Fourth-Industrial-Revolution-Klaus-Schwab-ebook/>
- 63 Schwab K. The Fourth Industrial Revolution: What It Means and How to Respond [Електронний Ресурс] / Klaus Schwab // Foreign Affairs. — 2015. — Режим доступу: <https://www.foreignaffairs.com/articles/2015-12-12/fourth-industrial-revolution>
- 64 Sirignano W.A. Fluid Dynamics and Transport of Droplets and Sprays / William A. Sirignano. — [2nd ed.] — Cambridge: Cambridge University Press, 2010. — 480 p.
- 65 Solution of the Navier–Stokes Equations for the Processes of Inertial Gas Dynamic Separation in the Curvilinear Channels / V.Sklabinskyi, O.Liaposchenko, I.Pavlenko, M.Demianenko // Праці XVII Міжнародного симпозиуму «Методи дискретних особливостей в задачах математичної фізики» (МДОЗМФ-2015): збірник наукових праць. — Харків: Харківський національний університет імені В.Н.Каразіна, 2015. — С.232-235.

- 66 Stanton D.W. Multi-Dimensional Modeling of Thin Liquid Films and Spray-Wall Interactions Resulting From Impinging Sprays / D.W.Stanton, C.J.Ruthland // International Journal of Heat and Mass Transfer. — 1998. — Vol.41. — P.3037-3054.
- 67 Sulzer Gas/Liquid Separation Technology. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2014. — 24 p.
- 68 Sulzer Internals for Packed Columns. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2013. — 20 p.
- 69 Sulzer Liquid-Liquid Separation Technology. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2013. — 16 p.
- 70 Sulzer Mass Transfer Technology. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2013. — 12 p.
- 71 Sulzer Structured Packings. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2015. — 20 p.
- 72 Tao T. Finite Time Blowup for an Averaged Three-Dimensional Navier-Stokes Equation / T.Tao // New York: Cornell University Library, № 1402.0290. — 2015. — P.1-72.
- 73 Vafai K. Forced convection in a channel filled with porous medium: an exact solution / K.Vafai, S.J.Kim // Journal of Heat Transfer. — 1989. — Vol.111. — P.1103-1106.
- 74 Wilcox D.C. Turbulence modeling for CFD / D.C.Wilcox. — [3rd ed.] — DCW Industries, 2006. — 522 p.
- 75 Wilson I. Encyclopedia of Separation Science / I.Wilson, C.Poole, M.Cooke. — [1st ed.]. — UK: Academic Press, 2000. — 10 Volume. — 4927 p.
- 76 Yang W.-J. Computer-Assisted Flow Visualization: Second Generation Technology / Wen-Jei Yang. — Salem: CRC Press, 1994. — 342 p.
- 77 Абрамович Г.Н. Теория турбулентных струй / Г.Н.Абрамович. — М. : Физматгиз, 1960 . — 715 с..
- 78 Авраменко А.А. Ламинарное течение в пористом плоском криволинейном канале / А.А.Авраменко, Т.В.Сорокина, Т.Б.Басок // Прикладна гідромеханіка. — 2007. — Т.9, №4. — С.66-68.

- 79 Автоматизация процесса сепарации многофазных потоков на основе гидродинамической суперкавитации / А.В.Малахов, О.В.Стрельцов, Е.А.Осташко, С.Н.Старостин // Електротехнічні та комп'ютерні системи. — 2013. — №9(85). — С. 78-83.
- 80 Аграновский И.Е. Поведение аэрозольных частиц в волокнистых средах : автореф. дис. ... докт. физ.-мат. наук : спец. 02.00.04 / И.Е.Аграновский. — М., 2008. — 48 с.
- 81 Ажиханов Н.Т. Некоторые вопросы исследования фильтрации жидкости в анизотропной пористой среде / Н.Т.Ажиханов // Современные проблемы науки и образования. — 2008. — № 3 — С. 122-127.
- 82 Алиев, Г.М.-А. Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов: справочник / Г.М.-А. Алиев. — М. : Metallurgia, 1986. — 544 с.
- 83 Алиев, Г.М.-А. Устройство и обслуживание газоочистных и пылеулавливающих установок / Г.М.-А. Алиев. — 2-е изд., перераб. и доп. — М. : Metallurgia, 1988. — 368 с.
- 84 Аль Раммахи Мустафа М.М. Разработка физической модели движения газокapельных потоков в рабочей полости инерционно-фильтрующих сепараторов / Мустафа Аль Раммахи, А.В.Логвин, А.А.Ляпощенко // Хімічна промисловість України. —2012. — №6. — С.18-21.
- 85 Альтшуль, А.Д. Гидравлика и аэродинамика / А.Д.Альтшуль, Л.С.Животовский, Л.П.Иванов. — М.: Стройиздат, 1987. — 416 с.
- 86 Альтшуль, А.Д. Гидравлика и аэродинамика: основы механики жидкости / А.Д.Альтшуль, П.Г.Киселев. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Стройиздат, 1975. — 328 с.
- 87 Амелин, А. Г. Теоретические основы образования тумана в химических производствах: монография / А. Г. Амелин. — М.-Л.: Госхимиздат, 1951. - 172 с.
- 88 Амелин, А. Г. Теоретические основы образования тумана при конденсации пара / А. Г. Амелин. - 3-е изд. - М.: Химия, 1972. - 304 с.

- 89 Арсеньєва О.П. Наукові основи створення високоефективних пластинчастих теплообмінних апаратів для хіміко-технологічних систем: автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.17.08 / О.П.Арсеньєва. — Х., 2014. — 40 с.
- 90 Артюхов, А. Є. Перспективи отримання гранул з особливими властивостями в малогабаритних вихрових апаратах / А.Є.Артюхов, О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. — 2009. — №4. — С.14-21.
- 91 Артюхов, А.Е. Инерционно-фильтрующие сепараторы для очистки отходящих газов в вихровых грануляторах / А.Е.Артюхов, А.А.Ляпощенко, В.И.Склабинский // International Scientific Journal Acta Universitatis Pontica Euxinus. Special number: Материалы VI Международной конференции «Стратегия качества в промышленности и образовании». — Болгария, Варна, 2010. — Т.1. — С.67-69.
- 92 Артюхов, А.Е. Компьютерное моделирование гидродинамики секций газожидкостной сепарации в абсорберах колонного типа / А.Е.Артюхов, А.А.Ляпощенко // International Scientific Journal Acta Universitatis Pontica Euxinus. Special number: Материалы VII Международной конференции «Стратегия качества в промышленности и образовании». — Болгария, Варна, 2011. — Т.2. — С.575-576.
- 93 Асламова В.С. Процесс сепарации в высокопроизводительных прямоточных циклонах и методы их расчета : автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.17.08 / В.С.Асламова. — Томск, 2009. — 40 с.
- 94 Ахмедов, Р. Б. Аэродинамика закрученной струи / Р. Б. Ахмедов. — М.: Энергия, 1977. — 240 с.
- 95 Бакаєва, Я. М. Дослідження процесів та моделювання роботи багатofункціонального абсорбера для підготовки вуглеводних газів до фракціонування / Я. М. Бакаєва, О. О. Ляпощенко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2010. — Ч.І. — С. 139.

- 96 Балан С.А. Распределение пыли вдоль границы криволинейного потока с замкнутым контуром / С.А.Балан, А.А.Буров, А.И.Буров // Труды Одесского политехнического университета. – Одесса, 2000. – №2(11). – С.56-59.
- 97 Баренблатт Г. И. Теория нестационарной фильтрации жидкости и газа / Г.И.Баренблатт, В.М.Ентов, В.М.Рыжик. — М. : Недра, 1972. — 288 с.
- 98 Барилевич В.А. Основы термогазодинамики двухфазных потоков и их численное решение / В.А.Барилевич. - СПб.: Изд. Политехнического университета, 2009. - 425с.
- 99 Басниев К.С. Нефтегазовая гидромеханика / К.С.Басниев, Н.М.Дмитриев, Г.Д.Розенберг. — М.: Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2005. — 544 с.
- 100 Басниев К.С. Подземная гидромеханика / К.С.Басниев, И.Н.Кочина, В.М.Максимов. — М.: Недра, 1993. — 416 с.
- 101 Басок, Б. И. Исследование влияния температуры на процесс улавливания высокодисперсных частиц аэрозоля в гладком канале / Б.И.Басок, С.С.Рыжков // Промышленная теплотехника. — 2006. — №3. — С.141-145.
- 102 Батлук В.А. Исследование процесса пылеулавливания с помощью жалюзийного инерционного пылеуловителя нового типа: дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08 / Батлук Виктория Арсеньевна. – Львов, 1973. – 143 с.
- 103 Батлук В.А. Наукові основи створення високоефективного пиловловлюючого обладнання : дис. ... докт. техн. наук: 05.05.02 / Батлук Вікторія Арсеніївна. – Львів, 2001. – 370 с.
- 104 Бекиров Т.М. Первичная переработка природных газов / Т.М.Бекиров. – М.: Химия, 1987. – 256 с.
- 105 Бекиров Т.М. Промысловая и заводская обработка природных и нефтяных газов / Т.М.Бекиров. – М.: Недра, 1980. – 293 с.
- 106 Бекиров Т.М. Сбор и подготовка к транспорту природных газов / Т.М.Бекиров, А.Т.Шаталов. – М.:Недра, 1986. – 261с.
- 107 Бекиров Т.М. Технология обработки газа и конденсата / Т.М.Бекиров, Г.А.Ланчаков Г.А. – М.: ООО "Недра-Бизнесцентр", 1999. – 596 с.

- 108 Белоусов В.В. Теоретические основы процессов газоочистки / В.В.Белоусов. — М.: Metallurgy, 1988. — 256 с.
- 109 Берлин М.А. Переработка нефтяного и природного газа / М.А.Берлин, В.Г.Гореченков, Н.П.Волков. — М.: Химия, 1981. — 472 с.
- 110 Боровая М.С. Лаборант нефтяной и газовой лаборатории / М.С.Боровая. — М. : Недра, 1968. — 309 с.
- 111 Брусиловский А.И. Фазовые превращения при разработке месторождений нефти и газа / А.И. Брусиловский. - М.: «Грааль», 2002. - 575 с.
- 112 Бузов А.А. Движение капель в потенциальном поле течения газа для осесимметричного канала / А.А. Бузов // Математическое моделирование. — 2005. — Т.17, №3. — С.35-44.
- 113 Буров А.А. Воздушное течение в криволинейном канале / А.А.Буров, А.И.Буров, А.В.Карамушко // Труды Одесского политехнического университета. — Одесса, 2009. — №.2(28). — С.174-177.
- 114 Буров А.А. Континуальная модель запыленного криволинейного течения газа / А.А.Буров, А.И.Буров, В.Я.Гамолич // Труды Одесского политехнического университета. — Одесса, 2007. — №.1(27). — С.235-237.
- 115 Буров А.А. Распределение скоростей и температур в воздушном течении с замкнутыми контурами / А.А.Буров, Е.С.Максимовская, В.А.Толкач // Труды Одесского политехнического университета. — Одесса, 2009. — №.2(28). — С.178-181.
- 116 Вальдберг А.Ю. Метод расчета высокоскоростных туманоуловителей / Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А., Огурцов А.В. // Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 2002. — №7. — С.45-46.
- 117 Вальдберг А.Ю. Образование туманов и каплеулавливание в системах очистки газов / Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А., Каменщиков И.Г. — М.: ОАО "НИИОГАЗ", 2003. — 256 с.
- 118 Вальдберг А.Ю. Расчет эффективности высокоскоростных волокнистых фильтров / Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А. // Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 1999. — №4. — С.32-34.

- 119 Вальдберг А.Ю. Расчет эффективности низкоскоростных волокнистых туманоуловителей / Вальдберг А.Ю., Огурцов А.В., Казначеева Т.О. // Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 2004. — №8. — С.35-36.
- 120 Вальдберг А.Ю. Технология пылеулавливания / А.Ю.Вальдберг, Л.М.Исянов, Э.Я.Тарат. — Л. : Машиностроение, 1985. — 192 с.
- 121 Вальдберг А.Ю. Эффективность улавливания капель тумана в волокнистых фильтрах при малых скоростях фильтрации / Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А., Каменщиков И.Г. // Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 1999. — №1. — С.40-42.
- 122 Варгафтик, Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н.Б.Варгафтик. — 2-е изд., доп. и перераб. — М.: Наука, 1972. — 720 с.
- 123 Василевский М.В. Расчет эффективности очистки газа в инерционных аппаратах / М.В.Василевский, Е.Г.Зыков. — Томск: Изд-во ТПУ, 2005. — 86 с.
- 124 Василенко С.М. Теплообмін в парорідинних течіях теплообмінних апаратів харчових виробництв: автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.18.12 / С.М.Василенко. — К., 2003. — 36 с.
- 125 Ветошкин А. Г. Процессы и аппараты пылеочистки / А. Г. Ветошкин. — Пенза : Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2005. — 210 с.
- 126 Винивитин, А.Ю. Оценка возможности применения вихревых аппаратов с интенсивной гидродинамикой в малотоннажных производствах химической и нефтеперерабатывающей промышленности / А.Ю. Винивитин, А.Е. Артюхов, А.А. Ляпощенко // Химические реактивы, реагенты и процессы малотоннажной химии: тезисы докладов XXIII Международной научно-технической конференции (27-29 октября 2010 г.). - Минск, Институт химии новых материалов НАН Беларуси, 2010. - С. 131.
- 127 Високоєфективні інерційно-фільтруючі газосепаратори для промислових установок комплексної підготовки газу газових та газоконденсатних родовищ / В.І.Склябінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин, М.М. Аль Раммахі // Тези міжнародної науково-практичної конференції «Проблеми та перспективи розвитку нафтогазового комплексу». —Полтава: ПолтНТУ, 2012. - С.131-134.

- 128 Відбензинювання газу низькотемпературною абсорбцією в багатофункціональному абсорбері з трубчастими контактними секціями / О.В.Настенко, Р.В.Бурий, О.О.Ляпощенко, В.М.Покотило // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали II Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2012. — Ч.2. — С. 127.
- 129 Волков К.Н. Моделирование крупных вихрей в расчетах турбулентных течений / К.Н.Волков, В.Н.Емельянов. — М.: ФИЗМАТЛИТ, 2008. — 368 с.
- 130 Воловецький В.Б. Покращення підготовки газу на УКПГ-1 Юліївського НГКР шляхом вдосконалення сепараційного обладнання / В.Б.Воловецький, О.М.Щирба, О.Ю.Витязь // Розвідка та розробка нафтових і газових родовищ. — 2011. — №2(39). — С.86-92.
- 131 Врагов А.П. Процессы и оборудование газоразделительных установок / А.П.Врагов. — Сумы: Университетская книга, 2005.— 272 с.
- 132 Гайдай, С. В. Дослідження та прогнозування ефективності роботи сепараційного обладнання установки стабілізації нафти Гніденцівського ГПЗ / С. В. Гайдай, О. О. Ляпощенко // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій : конференція присвячена Дню науки в Україні. — Суми : СумДУ, 2009. — Ч.І. — С. 94.
- 133 Галицейский, Б. М. Тепловые и гидродинамические процессы в колеблющихся потоках / Б. М. Галицейский, Ю. А. Рыжов, Е. В. Якуш ; ред. В. К. Кошкин. — М. : Машиностроение, 1977. — 256 с.
- 134 Гальваническое цинкование. Технологическая схема улавливания оксида цинка из стоков промывных ванн / С.Б.Большанина, И.Г.Воробьева, А.А.Ляпощенко, В.А.Сердюк, А.С.Пилипенко // Хімічна промисловість України. — 2015. — №2. — С.51-57.
- 135 Гибкин В.И. Улучшение работы абсорбера осушки газа / В.И.Гибкин, Г.К.Зиберт, Р.Х.Акчурин, А.В.Кононов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 2001. — №10. — с. 10-12.

- 136 Гидродинамика аппаратов с вихревыми и высокотурбулизированными потоками / К.В.Коробченко, А.Е.Артюхов, А.А.Ляпощенко, В.И.Склабинский // Наукoві праці Одеської національної академії харчових технологій. - 2010. – Вип. 37. – С.310-315.
- 137 Гидродинамические закономерности разделения стойких водонефтяных эмульсий в сепараторах-деэмульсаторах / А.Е.Старинский, М.М.Демьяненко, О.В.Настенко, И.В.Павленко, О.О.Ляпощенко // Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми: СумДУ, 2016. — Ч.2. — С.86.
- 138 Гладкая, Н. М. Моделирование и оптимизация процессов регенерации гликолей в теплообменном оборудовании / Н.М.Гладкая, А.А.Ляпощенко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2011. — Ч.1. — С. 106.
- 139 Гольденвейзер А.Л. Теории упругих тонких оболочек / А.Л.Гольденвейзер. — М.: Наука, 1976. — 512 с.
- 140 Горбійчук М.І. Математична модель процесу низькотемпературної сепарації газу / М.І.Горбійчук, Н.Л.Кулинин // Науковий вісник Національного технічного університету нафти і газу. — 2006. — №1(13). — С.88-92.
- 141 Губайдуллин Д.А. Динамика двухфазных парогазокапельных сред. — Казань: Издательство Казанского математического общества, 1998. — 156 с.
- 142 Гуревич Г.Р. Сепарация природного газа на газоконденсатных месторождениях / Г.Р.Гуревич, Е.Д.Карлинский. — М.: Недра, 1982 — 197с.
- 143 Гуревич Г.Р. Справочное пособие по расчету фазового состояния и свойств газоконденсатных смесей / Гуревич Г.Р., Брусиловский А.И. — М.: Недра, 1984. — 264 с.
- 144 Гусейнов Ч.С. Определение модального размера капель в двухфазном потоке / Ч.С.Гусейнов, А.Ш.Асатурян // Прикладная химия. — 1977. — Т.50, вып.4. — С.848-853.

- 145 Давлатов Ш.О. Существование единственного гладкого решения уравнения Навье-Стокса [Электронный ресурс] / Ш.О.Давлатов. — 2016. — Режим доступа до ресурсу: <https://arxiv.org/abs/1603.09665>.
- 146 Девянин, В.А. Выбор оптимальных условий работы жалюзийных сепараторов для парогенерирующих установок ТЭС и АЭС: автореф. дис. ... канд. техн. наук: спец. 05.08.05 / В.А. Девянин. — М., 1985. — 20 с.
- 147 Дейч, М. Е. Газодинамика двухфазных сред / М.Е.Дейч, Г.А.Филиппов. — М.: Энергоиздат, 1981. — 472 с.
- 148 Деменок С.Л. Теплообмен и гидравлическое сопротивление в трубах и каналах / С.Л.Деменок. — СПб.: Н-Пром Бюро, 2012. — 304 с.
- 149 Дем'яненко, М. М. Розв'язання задачі гідроаеропружності для процесу взаємодії газодисперсного потоку з динамічними відбійними елементами / М. М. Дем'яненко, І. В. Павленко, О. О. Ляпощенко // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2015. — Ч.1. — С. 127-128.
- 150 Дмитриев А.В. Сравнительные характеристики эффективности конструкций сепараторов дисперсных потоков / А.В.Дмитриев, М.Г.Зиганшин // Известия КазГАСУ. — 2008. — №2(10). — С.96-99.
- 151 Дослідження гідродинамічних процесів та оцінка ефективності сепаратора тонкої очистки природного газу / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин, О.С.Міщенко // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів інженерного факультету. — Суми : СумДУ, 2007. — Ч.1. — С. 49.
- 152 Дытнерский Ю. И. Мембранное разделение газов / Ю. И. Дытнерский, В. П. Брыков, Г. Г. Каграманов. — М. : Химия, 1991. — 344 с.
- 153 Дытнерский Ю. И. Мембранные процессы разделения жидких смесей / Ю. И. Дытнерский. — М. : Химия, 1975. — 232 с.

- 154 Евтушенко, С.М. Исследование работы блока холодильного оборудования установки стабилизации нефти Гнединцевского ГПЗ ОАО "Укрнефть" / С.М.Евтушенко, А.А.Ляпощенко // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій : конференція присвячена Дню науки в Україні. — Суми : СумДУ, 2009. — Ч.І. — С. 93.
- 155 Экспериментальне дослідження гідродинамічних параметрів роботи інерційно-фільтруючих сепараторів / А.В.Логвин, М.М.Аль-Роммахі, О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // International Scientific Journal Acta Universitatis Pontica Euxinus. Special number: Материалы VII Международной конференции «Стратегия качества в промышленности и образовании». — Болгария, Варна, 2011. — Т.3. — С.167-169.
- 156 Елисеева О.А. Измерение фракционного состава двухфазных систем при определении эффективности сепарационных процессов / О.А.Елисеева, В.Г.Систер, С.В.Орлов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 2008. — №12. — С.33-35.
- 157 Ентов В. М. Теория фильтрации / В. М. Ентов // Соросовский образовательный журнал. — Москва, 1998. — №2. — С. 121-128.
- 158 Жерновой А.Д. Способ решения нелинейного уравнения фильтрации несжимаемой жидкости в анизотропных средах/ А.Д.Жерновой // Сборник научных трудов СевКавГТУ. Серия «Естественнонаучная». — 2005. — №1. — С.12–19.
- 159 Застосування сучасних високоефективних інерційно-фільтрувальних сепараторів у харчовій промисловості / Мустафа Аль Раммахі, А.В.Логвин, О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Наукові праці Одеської державної академії харчових технологій. — Одеса, 2013. — Вип.44. — Т.1. — С.277-281.
- 160 Збаращенко О.В. Гідродинаміка вертикального потоку газу з твердими частками і його теплообмін зі стінкою : автореф. дис. ... канд. техн. наук: спец. 05.14.06 / О.В.Збаращенко. — К., 2004. — 20 с.

- 161 Зверев Н.И. О движении твердой частицы в потенциальном вращающемся потоке / Н.И.Зверев, С.Г.Ушаков // Инженерно-физический журнал. – 1968. – Том XIV, № 1. – С. 56-64
- 162 Зиберт Г.К. Подготовка и переработка углеводородных газов и конденсата. Технологии и оборудование / Зиберт Г.К., Седых А.Д., и др.– М.: ООО "Недра-Бизнесцентр", 2001. – 316 с.
- 163 Зиганшин М.Г. Проектирование аппаратов пылегазоочистки / М.Г.Зиганшин, А.А.Колесник, В.Н.Посохин. – М.: Экопресс-ЗМ, 1998. – 505 с.
- 164 Зиганшин М.Г. Теоретические основы пылегазоочистки / М.Г.Зиганшин. – Казань: Изд-во КазГАСУ, 2005. – 262 с.
- 165 Иванов А. А. Расчет и конструирование вихревых сепарационных аппаратов на основе структурного анализа гидродинамики закрученных потоков: автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.17.08 / А.А.Иванов. — Дзержинск, 1999. — 32 с.
- 166 Исследование гидродинамики и оценка эффективности газосепараторов тонкой очистки / А. А. Ляпощенко, А. В. Логвин, Ю. Г. Парфило, Д. В. Пономаренко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2011. — Ч.1. — С. 92.
- 167 Іваницький Г.К. Тепломасообмін та гідродинаміка в парорідинних дисперсних середовищах, теплофізичні основи дискретно-імпульсного введення енергії : автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.14.06 / Г. К. Іваницький. — К., 2004. — 35 с.
- 168 Иоффе А.Ф. Полупроводниковые термоэлементы / А.Ф.Иоффе. — М.-Л.: Изво АН СССР, 1960. — 188 с.
- 169 Камский П. Автоматизация установки комплексной подготовки газа на базе отказоустойчивой системы S7-400H / П.Камский // Современные технологии автоматизации. — 2012. — №2. — С.30-37.

- 170 Каневская Р. Д. Математическое моделирование гидродинамических процессов разработки месторождений углеводородов / Р.Д.Каневская. — Москва-Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2002. — 140 с.
- 171 Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г.Касаткин. — 9-е изд., испр. — М. : Химия, 1973. — 752 с.
- 172 Каспарьянц К.С. Процессы и аппараты для объектов промышленной подготовки нефти и газа / К.С.Каспарьянц, В.И.Кузин, Л.Г.Григорян. — М.: Недра, 1977. — 254 с.
- 173 Кирш А.А. Фильтрация аэрозолей волокнистыми материалами ФП / А.А.Кирш, А.К.Будыка, В.А.Кирш // Российский химический журнал. — 2008. — Т. LII, № 5. — С.136-142.
- 174 Кірнарський А. С. Технологічні основи мокрої гвинтової сепарації вугілля: автореф. дис. ... докт. техн. наук: спец. 05.15.08 / А.С.Кірнарський. — Дніпропетровськ, 2000. — 28 с.
- 175 Клименко В.Н. Теплообмен со стенкой двухфазной системы, содержащей влажные компоненты / В.Н.Клименко, Ю.Г.Клименко, А.В.Збаращенко // Промышленная теплотехника. — 2002. — № 6. — С.5-9.
- 176 Клинов А. В. Теплофизические основы процессов разделения многокомпонентных гетерофазных систем: автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.17.08, 01.04.14 / А.В.Клинов. — Казань, 2005. — 32 с.
- 177 Ключев Н.И. Математические модели двухфазных течений / Н.И.Ключев, Е.А.Соловьева. - Самара: Изд-во «Самарский университет», 2010. — 51с.
- 178 Коваленко В.П. Основы техники очистки жидкостей от механических загрязнений / В. П. Коваленко. — М.: Химия ,1982. — 272 с.
- 179 Колесниченко А.В. Турбулентность многокомпонентных сред / А.В.Колесниченко, М.Я.Маров. — М.: Наука, 1998. — 336 с.
- 180 Компонентно-ориентированные интегрированные технологии автоматизированного проектирования в химическом машино- и аппаратостроении / О.О.Ляпощенко, С.М.Яхненко, В.М.Маренок, В.А.Смирнов // Автоматизированное проектирование в машиностроении: материалы II международной за-

- очной научно-практической конференции / НОЦ «МС». – Новокузнецк: Изд. центр СибГИУ, 2014. – №2. – С.74-81.
- 181 Кондрат О.Р. Энергоефективна модифікація установки низькотемпературної сепарації газу / О.Р.Кондрат, А.Д.Гутак // Нафтогазова галузь України. — 2015. — №5. — С.26-29.
- 182 Корнилов В.И. Пространственные пристенные турбулентные течения в угловых конфигурациях / В.И.Корнилов. — Новосибирск: Наука. Сибирская издательская группа РАН, 2000. — 399 с.
- 183 Коробченко, К. В. Подбор оптимальных конструкций массообменных и сепарационных элементов для секций многофункционального абсорбера / К. В. Коробченко, А. Е. Артюхов, А. А. Ляпощенко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2010. — Ч.І. — С. 147.
- 184 Коробченко, К.В. Дослідження технологічних та конструктивних параметрів роботи багатофункціональних абсорберів / К.В. Коробченко, А.Є. Артюхов, О.О. Ляпощенко // Хімія та хімічні технології: матеріали I міжнародної конференції молодих вчених (ССТ 2010) (25-27 листопада 2010 р.). - Львів: Львівська політехніка, 2010. - С. 96-97.
- 185 Коробченко, К.В. Осушка и удаление тяжелых фракций из природного газа методом сверхзвуковой низкотемпературной газодинамической сепарации / К.В.Коробченко, А.А.Ляпощенко // Збірник доповідей учасників десятої Всеукраїнської науково-практичної конференції «Інноваційний потенціал української науки – XXI сторіччя». — Запоріжжя: Вид-во ПГА, 2011. — С.57-61.
- 186 Косенков В.Н. Разделение газожидкостных потоков в центробежных сепарационных аппаратах: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / В.Н.Косенков. – Баку, 1988. –173 с.
- 187 Кочин Н.Е. Теоретическая Гидромеханика / Н.Е.Кочин, И.А.Кибель, Н.В.Розе. – 1963. –Ч.1, Ч.2.

- 188 Кудинов П.И. Численное моделирование гидродинамики и теплообмена в задачах с конвективной неустойчивостью и неединственным решением: дис. ... канд. физ.-мат. наук: 01.02.05 / П.И.Кудинов. - Днепропетровск, 1999. - 229 с.
- 189 Кузьменко І.М. Гідродинаміка та тепломасообмін в протитоківому контактному випаровувачі з сітчастою гофрованою насадкою: автореф. дис. ... канд. техн. наук: спец. 05.14.06 / І.М.Кузьменко. — К., 2003. — 14 с.
- 190 Кулінченко, Г.В. Ідентифікація моделі процесу низькотемпературної сепарації природного газу / Г.В.Кулінченко, П.В.Леонт'єв, О.О.Ляпощенко // Комп'ютерно-інтегровані технології: освіта, наука, виробництво. — 2014. — №14. — С.143-154.
- 191 Купавых А.Б. Совершенствование вихревых сепараторов для промышленной подготовки нефтяных газов: автореф. дис... канд. техн. наук: 05.02.13 / А.Б.Купавых. — Уфа, 2004. — 23 с.
- 192 Кусак Р. Сепарация жидкость-жидкость. Свежий взгляд на основные принципы в проектировании коагуляторов, применяемых в процессе переработки нефти / Р.Кусак // Нефтегазовые технологии. — 2009. — №10. — С.85-92.
- 193 Кутателадзе С. С. Гидродинамика газожидкостных систем / С. С. Кутателадзе, М. А. Стырикович. — [2-е изд.]. — М.: Энергия, 1976. — 296 с.
- 194 Кутателадзе С.С. Тепломассообмен и волны в газожидкостных системах / С.С.Куталадзе, В.Е.Накоряков. – Новосибирск: Наука, 1984. – 302с.
- 195 Кутепов А.М. Гидродинамика и теплообмен при парообразовании / А.М.Кутепов, Л.С.Стерман, Н.Г.Стюшин. — М.: Высшая школа, 1986. — 448 с.
- 196 Куц В.П. Науково-практичні основи створення високоефективного пилоочисного обладнання комбінованої дії: дис. ... докт. техн. наук : 05.17.08 / Куц Виктор Петрович. – Львів, 2015. – 311 с.
- 197 Куц В.П. Повышение эффективности пылеулавливания в центробежно-инерционных пылеотделителях с жалюзийным отводом воздуха: дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08 / Куц Виктор Петрович. – Львов, 1987. – 221 с.
- 198 Ландау, Л.Д. Теоретическая физика: Гидродинамика. В 10 т. / Л.Д.Ландау, Е.М.Лифшиц. — Т.6. - 5-е изд., стереот. — М.: ФИЗМАТЛИТ, 2001. — 736 с.

- 199 Ландау, Л. Д. Теоретическая физика: Механика. В 10 т. / Л.Д.Ландау, Е.М.Лифшиц. — Т.1. - 5-е изд., стереот. — М.: ФИЗМАТЛИТ, 2004. — 224 с.
- 200 Ландау, Л. Д. Теоретическая физика: Теория поля. В 10 т. / Л.Д.Ландау, Е.М.Лифшиц. — Т.2. - 8-е изд., стереот. — М.: ФИЗМАТЛИТ, 2003. — 536 с.
- 201 Ландау, Л. Д. Теоретическая физика: Электродинамика сплошных сред. В 10 т. / Л.Д.Ландау, Е.М.Лифшиц. — Т.8. - 4-е изд., стереот. — М.: ФИЗМАТЛИТ, 2002. — 656 с.
- 202 Ланчаков Г.А. Технологические процессы подготовки природного газа и методы расчета оборудования / Г.А.Ланчаков, А.Н.Кульков, Г.К.Зиберт. — М. : Недра, 2000. — 274 с.
- 203 Лаптев А.Г. Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике / А.Г.Лаптев, М.И.Фарахов. — Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2008. — 729 с.
- 204 Лаптев А.Г. Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах / А.Г.Лаптев, М.И.Фарахов. — Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2006. — 342с.
- 205 Лаптев А.Г. Сепарационная или энергетическая эффективность аппаратов газоочистки / А.Г.Лаптев, Р.М.Минигулов, М.М.Тараскин // Вестник Ивановского гос. энергетич. ун-та. — 2011. — № 1. — С. 20–22.
- 206 Лаптев А.Г. Явления турбулентного переноса тонкодисперсных частиц в жидкой фазе динамических сепараторов/ А.Г.Лаптев, М.М.Башаров, А.И.Фарахова // Научный журнал КубГАУ. — 2011. — №68(04). — С.147-177.
- 207 Лаптев, А.Г. Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками / А.Г.Лаптев, М.И.Фарахов, Р.Ф.Миндубаев. — Казань: Изд-во «Печатный двор», 2003. — 120 с.
- 208 Лапшин Р.М., Хохлов В.Н. Теплогидродинамические процессы генерации пара в ЯЭУ / Р.М.Лапшин, В.Н.Хохлов. — изд.2-е, испр. — Нижний Новгород: Нижегород. гос. техн. ун-т им. Р.Е. Алексеева, 2012. — 116 с.
- 209 Левш, В. И. Элементы теории и расчета очистки газовых выбросов в мокрых турбулизированных системах: автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.17.08 / В. И. Левш. - М., 1990. - 46 с.

- 210 Лейбензон Л.С. Движения природных жидкостей и газов в пористой среде / Л.С.Лейбензон. — М.-Л.: ОГИЗ Государственное издательство технико-теоретической литературы, 1947. — 244 с.
- 211 Леонтьев Н.Е. Основы теории фильтрации / Н.Е.Леонтьев. — М.: Изд-во Центра прикладных исследований при механико-математическом факультете МГУ, 2009. — 88 с.
- 212 Леонтьев, С. А. Расчет технологических установок системы сбора и подготовки скважинной продукции / С.А.Леонтьев, Р.М.Галикеев, О.В.Фоминых. — Тюмень : ТюмГНГУ, 2010. — 116 с.
- 213 Литра А.Н. Разработка и совершенствование технологических решений по повышению эксплуатационных показателей оборудования для промышленной подготовки газа : автореф. дис. ... канд. техн. наук : спец. 25.00.17, 05.02.13 / А.Н.Литра. — Краснодар, 2010. — 23 с.
- 214 Логвин А. В. Моделирование структуры фильтрующего элемента инерционно-фильтрующего сепаратора с помощью теории клеточных автоматов / А. В. Логвин, М. М. Аль-Раммахи // Вестник Нац. техн. ун-та "ХПИ" : сб. науч. тр. Темат. вып. : Химия, химическая технология и экология. — Харьков : НТУ "ХПИ". — 2012. — № 63 (969). — С. 159-163.
- 215 Логвин, А. В. Сучасне газосепараційне обладнання - застосування та перспективи розвитку / А. В. Логвин, В. І. Склабінський, О. О. Ляпощенко // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів інженерного факультету : конференція присвячена Дню науки України та 60-річчю СумДУ. — Суми : СумДУ, 2008. — Ч.ІІ. — С. 37.
- 216 Логвин, А.В. Визначення гідродинамічних показників інерційно-фільтруючих сепараторів за допомогою комп'ютерного моделювання та фізичного експерименту / А.В.Логвин, В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко // Матеріали четвертої міжнародної науково-практичної конференції «Наукові дослідження – теорія та експеримент '2009». Т.6. — Полтава: Вид-во «Інтер-Графіка» 2009. — С.54-56.

- 217 Логвин, А.В. Використання стрибка густини для покращення сепарації газорідних систем / А.В.Логвин, В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко // Сборник тезисов по материалам 15й международной научно-методической конференции «Технологии XXI века». — Суми: СНАУ, 2009. — С.41.
- 218 Логвин, А.В. Расчет начального участка инерционного фильтрующего газосепарационного элемента при помощи теории клеточных автоматов / А.В. Логвин, М.М. Аль-Раммахи // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. — 2011. — №4. — С. 73-76.
- 219 Логинов В.И. Обезвоживание и обессоливание нефтей / В.И.Логинов. — М.: Химия, 1979. — 216 с
- 220 Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа / Л.Г.Лойцянский. — [3-е изд., перераб. и доп]. — М.: Наука, 1970.— 904 с.
- 221 Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды / Г.С.Лутошкин. — М.:Недра, 1977. — 192 с.
- 222 Лучинин, И. В. Вихревой сепаратор для очистки сточных вод предприятий от углеводородов: автореф. дис. ... канд. техн. наук: 05.02.13 / И. В. Лучинин. - Уфа, 2002. - 24 с.
- 223 Ляпощенко А.А. Опыт внедрения комплексных интегрированных CAD/CAE и SCADA-систем для моделирования и оптимизации химико-технологических процессов / А.А.Ляпощенко, М.С.Скиданенко, В.М.Маренок // Современные инструментальные системы, информационные технологии и инновации: сборник научных трудов XII Международной научно-практической конференции. — Курск: Юго-Зап. гос. ун-т, 2015. — Т.2. — С.379-384.
- 224 Ляпощенко А.А. Применение инерционно-фильтрующих элементов для повышения эффективности сепарационного оборудования нефтегазовой промышленности / В.И.Склабинский, А.А.Ляпощенко, М.В.Жерноклеева // Материалы научно-технической конференции преподавателей, сотрудников, аспирантов и студентов инженерного факультета. — Сумы: Изд-во СумГУ, 2004. — Вып. 4. — С.107.

- 225 Ляпощенко О.О. Високоєфективне інерційно-фільтруюче газосепараційне обладнання у нафтогазовій промисловості / О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Проблеми економії енергії: Збірник матеріалів IV Міжнародної науково-практичної конференції. — Львів, 2003. — С. 106-107.
- 226 Ляпощенко О.О. Комп'ютерне моделювання пливу потоку природного газу по 3D моделях газосепараційних елементів / О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Збірник тез доповідей VIII Всеукраїнської науково-практичної конференції студентів, аспірантів та молодих вчених «Технологія 2005». — Сєверодонецьк, 2005. — С.41-42.
- 227 Ляпощенко О.О. Комп'ютерне моделювання трьохвимірних течій потоку природного газу по 3D моделях високоєфективних газосепараційних елементів / О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів та студентів інженерного факультету. — Суми: Вид-во СумДУ, 2005. — Вип. 7. — С.30.
- 228 Ляпощенко О.О. Механізми формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу / О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Збірник наукових праць: "Физика аэродисперсных систем". — 2004. — С.7-15.
- 229 Ляпощенко О.О. Механізми формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу / О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Тезиси докладов XXI научной конференции стран СНГ «Дисперсные системы». — Одесса, 2004. — С.203-204.
- 230 Ляпощенко О.О. Підвищення ефективності сепараційного устаткування компресорних установок нафтогазової промисловості / О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Вісник Сумського державного університету. — 2005. — №1(73). — С.58-68.
- 231 Ляпощенко О.О. Підвищення ефективності сепараційного устаткування компресорних установок нафтогазової промисловості / О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Труды XIII Международной научно-технической конференции по компрессоростроению «Компрессорная техника и пневматика в XXI веке». — Сумы, 2004. — С.267-277.

- 232 Ляпощенко О.О. Порівняння експлуатаційних показників інерційних та фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу / О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Матеріали науково-технічної конференції преподавателей, сотрудников, аспирантов и студентов инженерного факультета. — Сумы: Изд-во СумГУ, 2003. — Вып. 4. — С.150-151.
- 233 Ляпощенко, А. А. Статическое и динамическое моделирование химико-технологических процессов в CHEMCAD / А.А.Ляпощенко, Ю.Ю.Басанец // Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми: СумДУ, 2016. — Ч.2. — С.82.
- 234 Ляпощенко, А.А. Интегрированные технологии автоматизированного проектирования с динамическим моделированием работы сепарационного и теплообменного оборудования в составе промышленных установок и комплексов / А.А.Ляпощенко, О.В.Настенко // Прогрессивные технологии и процессы: Сборник научных статей Международной молодежной научно-технической конференции. — Курск: Юго-Зап. гос. ун-т, 2014. — Т.1. — С.353-357.
- 235 Ляпощенко, А.А. Підвищення ефективності та рекомендації до розрахунку удосконалених трифазних сепараторів / А.А.Ляпощенко, О.В.Настенко, Р.Ю.Усик // Хімічна технологія: наука, економіка та виробництво: матеріали II Міжнародної науково-практичної конференції. — Суми: Сумський державний університет, 2014. — С.137-138.
- 236 Ляпощенко, А.А. Проектування установок низькотемпературної переробки вуглеводнів з використанням програмних пакетів технологічних розрахунків / А.А.Ляпощенко, О.В.Настенко // Інформаційні технології: наука, техніка, технологія, освіта, здоров'я: Тези доповідей XXII міжнародної науково-практичної конференції / за ред. проф. Товажнянського Л.Л. — Харків: НТУ «ХП», 2014. — Ч.І. - С.289.
- 237 Ляпощенко, О. О. Аналіз фазової рівноваги та моделювання сполученого теплообміну в процесі інерційно-фільтрувальної сепарації конденсацією / О. О. Ляпощенко, О. В. Настенко // Сучасні технології у промисловому виробництві

ві : матеріали та програма III Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2014. — Ч.2. — С. 98.

- 238 Ляпощенко, О. О. Відбензинювання газу маслоабсорбційним способом у трубчастих контактних секціях зі шнековими елементами абсорбційно-відпарної колони / О. О. Ляпощенко, Р. В. Бурий // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2013. — Ч.2. — С. 134.
- 239 Ляпощенко, О. О. Динамічне моделювання процесів осушування природного газу із застосуванням SCADA-технологій АСУ ТП Газліфтною КС Анастасівського родовища / О. О. Ляпощенко, О. С. Хобта // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2013. — Ч.2. — С. 135.
- 240 Ляпощенко, О. О. Моделювання течії з вільною поверхнею водонафтової емульсії та процесу її дегазації у трифазному сепараторі УПСВ установки підготовки нафти / О. О. Ляпощенко, О. В. Настенко, Р. Ю. Усик // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали та програма III Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2014. — Ч.2. — С. 97.
- 241 Ляпощенко, О. О. Перспективи розвитку сепараційної техніки нафтогазової промисловості / О. О. Ляпощенко, В. І. Склабінський // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів інженерного факультету. — Суми : СумДУ, 2006. — С. 16.
- 242 Ляпощенко, О. О. Фізичні умови утворення та сепарації газоконденсатних систем / О. О. Ляпощенко, О. В. Настенко // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2013. — Ч.2. — С. 136.

- 243 Ляпощенко, О.О. Гідродинаміка інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / О.О. Ляпощенко. - Суми : СумДУ, 2006. - 152 с.
- 244 Ляпощенко, О.О. Інерційно-фільтрувальне сепараційне обладнання установок термохімічної переробки нафтових шламів нафтопромислових виробництв / О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський, А.В.Логвин // Вісник Національного університету „Львівська політехніка” / Теплоенергетика. Інженерія доквілля. Автоматизація. — 2009. — №659. — С.148-150.
- 245 Ляпощенко, О.О. Інерційно-фільтруючі сепаратори для очистки промислових газів і розділення газоконденсатних сумішей хімічних і газопереробних виробництв / О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин, О.В.Настенко // Хімічна технологія: наука та виробництво: збірник тез доповідей I Міжнародної науково-технічної конференції. — Суми: СумДУ, 2012. — С.100.
- 246 Ляпощенко, О.О. Інерційно-фільтруючі сепаратори для очистки промислових газів і розділення газоконденсатних сумішей хімічних і газопереробних виробництв / О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин, О.В.Настенко // Збірник тез доповідей I Міжнародної науково-технічної конференції «Хімічна технологія: наука та виробництво» —Суми: СумДУ, 2012. - С.100.
- 247 Ляпощенко, О.О. Оптимізаційне автоматизоване проектування холодильників-конденсаторів багатоконпонентних сумішей / О.О.Ляпощенко, Є.В.Шинкус // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали та програма III Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2014. — Ч.2. — С. 95.
- 248 Ляпощенко, О.О. Розробка енергоефективної технології осушування та очищення природного газу з застосуванням багатофункціонального абсорбера / О.О.Ляпощенко, Ю.О.Толстун // Наукові праці Одеської державної академії харчових технологій. — Одеса, 2009. — Вип.35. — Т.2. — С.75-79.

- 249 Ляпощенко, О.О. Удосконалення процесів газосепарації та газосепараційного обладнання нафтогазопереробних виробництв // Збірник наукових праць: «Наукові праці Одеської державної академії харчових технологій». — Одеса, 2006. — Вип.28. — Т.2— С.37-38.
- 250 Ляпощенко, О.О. Фазова рівновага газорідинних систем при інерційно-фільтруючій сепарації / О.О.Ляпощенко, О.В.Настенко // Наукові праці Одеської державної академії харчових технологій. — Одеса, 2013. — Вип.43. — Т.1. — С.90-93.
- 251 Ляпустин П.К. Интенсификация и моделирование процесса сепарации пыли в прямоточном циклоне : автореф. дис. ... канд. техн. наук : спец. 05.17.08 / П.К.Ляпустин. — Ангарск, 2005. — 23 с.
- 252 Львовский В.Н. Статистические методы построения эмпирических формул / В.Н.Львовский. — [2-е изд.]. — М.: Высшая школа, 1988. — 239 с.
- 253 Макаров, Ю.И. Технологическое оборудование химических и нефтегазоперерабатывающих заводов / Ю.И.Макаров, А.Э.Генкин. — М.: Машиностроение, 1969. — 304 с.
- 254 Максимов Р.Н. Развитие научных основ проектирования и создания аппаратов сепарации продуктов горно-обогажительного производства на основе вибрационной техники: автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.05.06 / Р.Н.Максимов. — Владикавказ, 2006. — 46 с.
- 255 Маренок, В. М. Впровадження у навчальному процесі новітніх методик проектування промислових об'єктів із застосуванням сучасних САПР / В.М.Маренок, О.О.Ляпощенко // Сучасний український університет: теорія і практика впровадження інноваційних технологій : збірник матеріалів VII Міжнародної науково-методичної конференції (до 60-річчя Сумського державного університету). — Суми : СумДУ, 2008. — Ч. III. — С. 26-27.
- 256 Марценюк, О. С. Науково-технічні основи інтенсифікації масообміну в газорідинних апаратах з регулярними насадками : автореф. дис. ... докт. техн. наук : 05.18.12 / О. С. Марценюк. - НУХТ. – К., 2006. – 45 с.

- 257 Маслов А.С. Совершенствование технологии подготовки газа с применением моделирующей системы : дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08 / Маслов Алексей Станиславович. — Томск, 2003. — 185 с.
- 258 Медников Е.П. Акустическая коагуляция и осаждение аэрозолей / Е.П.Медников. — М.: АН СССР, 1963. — 268 с.
- 259 Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей / Е.П.Медников. — М.: Наука, 1980. — 176 с.
- 260 Метод дисперсного аналізу неоднорідної системи з рідини та зважених частинок неправильної форми / Ю.М.Черниш, В.А.Смирнов, О.В.Настенко, О.О.Ляпощенко та ін. // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій . — Суми : СумДУ, 2015. — Ч.2. — С. 119.
- 261 Методика и устройство измерения уноса капельной жидкости на установках подготовки газа / М.Н.Ахлямов, Ф.А.Байгузин, И.М.Шигапов, Г.М.Хайруллин // Газовая промышленность. — 2009. — № 4. — С.79–81.
- 262 Методы динамики частиц и дискретных элементов как инструмент исследования и оптимизации процессов переработки природных и техногенных материалов / В.А.Арсентьев, Блехман И.И., Блехман Л.И. [та ін.] // Обогащение руд. — 2010. — №1.— С.30-35.
- 263 Методы динамики частиц и дискретных элементов как инструмент исследования и оптимизации процессов переработки природных и техногенных материалов / В.А.Арсентьев, И.И.Блехман, Л.И.Блехман, Л.А.Вайсберг, К.С.Иванов, А.М.Кривцов // Обогащение руд. — 2010. — № 1. — С. 30–35.
- 264 Механика насыщенных пористых сред / В.Н.Николаевский, К.С.Басниев, А.Т.Горбунов, Г.А.Зотов. — М.: Недра, 1970. — 339 с.
- 265 Мильштейн Л.М. Нефтегазопромислова сепарационна техніка / Л.М.Мильштейн, С.И.Бойко, Е.П.Запорожец. Под ред. Л.М.Мильштейна. — М.: Недра, 1992. — 236 с ил.

- 266 Мильштейн Л.М. О критериях дифференцированной оценки сепарационных устройств // Переработка нефти и газов. — 1977. — №2. — с. 77-81.
- 267 Митрофанова О.В. Методы математического моделирования гидродинамики и теплообмена закрученных потоков в каналах с завихрителями : автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 01.04.14 / О.В.Митрофанова. - М., 2002. - 47 с.
- 268 Михайлов Е.И. Комплексные воздухоочистительные устройства для энергетических установок / Е.И.Михайлов, В.А.Резник, А.А.Кринский. - Л.: Машиностроение., 1978. - 144 с.
- 269 Михайлов П.Н. Температурное поле в изолированном пласте при фильтрации реального газа / П.Н.Михайлов, Л.Ф.Халимов. – М. : Химия, 1985. – 322 с.
- 270 Міщенко, О.С. Підвищення ефективності сепараційного обладнання установки низькотемпературної сепарації та охолодження природного газу Гніденцівського ГПЗ / О.С.Міщенко, О.О.Ляпощенко // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів інженерного факультету : конференція присвячена Дню науки України та 60-річчю СумДУ. — Суми : СумДУ, 2008. — Ч.ІІ. — С. 45.
- 271 Моделирование и проектирование инерционно-фильтрующих газосепараторов-конденсаторов для компрессорных установок нефтегазовой промышленности / [В.И.Склабинский, О.О.Ляпощенко, О.В.Настенко, М.М.Аль-Раммахи] // Проблемы теории и практики центробежных машин: монография / под ред. И.Б.Твердохлеба, А.В.Загорулько, С.Н.Гудкова. – Сумы: ООО «ПД «Папирус», 2014. – 418 с., С.111-120.
- 272 Моделирование отрывных течений в программном комплексе FlowVision-НРС / С.В.Жлуктов, А.А.Аксенов, С.А.Харченко [та ін.] // Вычислительные методы и программирование. — 2010. — Т.11. — С.234-245.
- 273 Моделирование поведения сложных сред на основе комбинированного дискретно-континуального подхода / С.Г.Псахье, А.Ю.Смолин, Ю.П.Стефанов [та ін.] // Физическая мезомеханика. — 2003. — Т.6. — №6. — С.11–21.

- 274 Моделирование процессов очистки отработавших газов химических производств и дизельных агрегатов от твердых частиц СВС-фильтрами / В.В.Евстигнеев, А.Л.Новоселов, В.И.Пролубников, Н.П.Тубалов // Известия Томского политехнического университета. – 2005. – №1. – С. 23-38.
- 275 Моделирование процессов сепарации и классификации газодисперсных систем в вибрирующих инерционно-гравитационных сепараторах / М.П.Люшниченко, А.А.Ляпощенко, И.В.Павленко, О.В.Настенко // Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми: СумДУ, 2016. — Ч.2. — С.83.
- 276 Моделювання процесів сепарації та прогнозування ефективності блокового горизонтального газосепаратора УКПГ для газових та газоконденсатних родовищ / О. О. Ляпощенко, О. В. Настенко, О. А. Сердюк, Р. Ю. Усик // Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма III Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2014. — Ч.2. — С. 96.
- 277 Моделювання процесів сепарації та прогнозування ефективності роботи газосепараторів промислових установок газових та газоконденсатних родовищ / О.О.Ляпощенко, В.М.Маренок, Логвин А.В., О.В.Настенко, Р.А.Синельник // Компрессорное и энергетическое машиностроение. — 2013. — №2(32). — С.13-17.
- 278 Моделювання процесів сепарації та розробка методики розрахунку трифазного сепаратора / О.О.Ляпощенко, І.В.Павленко, Р.Ю.Усик, М.М.Дем'яненко // Інноваційні енерготехнології: Матеріали V Міжнародної науково-практичної конференції. - Одеса: Одеська національна академія харчових технологій, 2015. – С. 241–245.
- 279 Моделювання процесів сепарації та розробка методики розрахунку трифазного сепаратора / О.О.Ляпощенко, І.В.Павленко, Р.Ю.Усик, М.М.Дем'яненко // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій: науковий журнал. – Серія «Технічні науки». – 2015. – №47. – Т.1. – С.62-66.

- 280 Мозгова, К.М. Очищення промислових викидів у вихрових інерційно-фільтруючих сепараційних камерах з пінним газорідинним шаром / К.М.Мозгова, О.О.Ляпощенко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2010. — Ч.І. — С. 141.
- 281 Мустафа Аль Роммахи. Гидродинамические характеристики инерционно-фильтрующих сепараторов: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / Аль Роммахи Мустафа Макки Мохаммедали; наук. кер. В.І.Склабінський. — Сумы: СумГУ, 2014. — 208с.
- 282 Мустафа Аль Роммахи. Фізична модель руху газокраплинних потоків сепараційними каналами та фільтруючими секціями інерційно-фільтруючих газосепараторів / Мустафа Аль Роммахи, А.В.Логвин, О.О.Ляпощенко // Нафтогазова енергетика. — 2011. — №2(15). — С.5-11.
- 283 Мустафа, Аль-Роммахи. Проектирование установок перегонки нефти с использованием программных пакетов технологических расчетов / А.-Р.Мустафа, А.А.Ляпощенко // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій : конференція присвячена Дню науки в Україні. — Суми: СумДУ, 2009. — Ч.І. — С. 95.
- 284 Мякишев, Е.А. Подготовка нефти в аппаратах с коалесцирующими элементами, промышленные и лабораторные исследования / Е.А.Мякишев, М.Ю.Тарасов // Инженерная практика. - 2013. - №11. - С.46-54.
- 285 Настенко, О. В. Гидродинамика и массотеплопередача в абсорберах трубчатого типа со шнековыми элементами / О.В.Настенко, А.А.Ляпощенко, Я.Э.Михайловский // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2011. — Ч.1. — С. 96.

- 286 Настенко, О.В. Моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідних сумішей: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / О. В.Настенко; наук. кер. О.О.Ляпощенко. — Суми: СумДУ, 2016. — 163 с.
- 287 Настенко, О.В. Фізичні основи процесів дегазації та розшарування емульсій води з нафтопродуктами / О.В.Настенко, Р.Ю.Усик, О.О.Ляпощенко // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій. - Суми : СумДУ, 2015. - Ч.2. - С.115.
- 288 Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. / Р. И. Нигматулин. – М. : Химия, 1987. – Ч.1. – С.189.
- 289 Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. / Р. И. Нигматулин. – М. : Химия, 1987. – Ч.2. – С.360.
- 290 Николаев В. В. Основные процессы физической и физико-химической переработки газа / В. В. Николаев, Н. В. Бусыгина, И. Г. Бусыгин. – М.: Недра, 1998. – 184 с.
- 291 Обладнання газо- та нафтопереробних виробництв / В.І.Склабінський, А.Є.Артюхов, О.О.Ляпощенко, І.І.Шостаківський. — Суми: СумДУ, 2015. — 343 с.
- 292 Овчинников А.А. Основы гидромеханики двухфазных сред / А.А.Овчинников, А.Н.Николаев. — Казань: Казанский гос. технолог. ун-т, 1998. — 112 с.
- 293 Омаркулов, П. К. Научные основы разработки и расчета капельно-пленочных массообменных аппаратов : автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.17.08 / П.К.Омаркулов. — Шымкент, 2005. — 34 с.
- 294 Основи становлення сучасного інженера / [В.О.Іванов, О.Г.Гусак, Д.В.Криворучко, О.О.Ляпощенко та ін.]; за заг. ред. В.О. Іванова, О.Г. Гусака. – Харків : НТМТ, 2015. – 275 с.
- 295 Опанасюк А.С. Третя та Четверта технологічні революції [Електронний Ресурс] / А.С.Опанасюк. — Суми: СумДУ, 2016 — 39 р. — Режим доступу: <http://rcrs.sumdu.edu.ua/images/pic/new-4.pdf>

- 296 Оптимізаційне проектування багатофункціонального сепараційного нафтогазового обладнання / О.О. Ляпощенко, І.В. Павленко, О.В. Настенко [та ін.] // Комп'ютерне моделювання та оптимізація складних систем (КМОСС-2015): матеріали I Всеукраїнської науково-технічної конференції: в 2-х ч. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2015. – Ч. 1. – С.226-231.
- 297 Оптимізація товщини стінки гнучких відбійних елементів газодинамічних сепараційних пристроїв / М.М.Дем'яненко, О.Є.Старинський, І.В.Павленко, О.О.Ляпощенко // Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми: СумДУ, 2016. — Ч.1. — С.149-150.
- 298 Оптические методы исследования потоков / [Ю.Н.Дубнищев, В.А.Арбузов, П.П.Белоусов, П.Я.Белоусов]. — Новосибирск: Сибирское университетское издательство, 2003. — 418 с.
- 299 Особенности процессов деформации движущихся в газовой среде капель жидкостей / Р.С.Волков, А.О.Жданова, Г.В.Кузнецов, П.А.Стрижак // Журнал технической физики. — 2015. — Т.85, №10. — С.29-33.
- 300 Острога, Р.А. Исследование процессов получения СПБТ из нестабильного углеводородного сырья / Р.А.Острога, А.А.Ляпощенко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2011. — Ч.1. — С. 93.
- 301 Отелбаев М. Существование сильного решения уравнения Навье-Стокса / М.Отелбаев // Математический журнал. — 2013. - Т.13. - №4(50). — С.5-104.
- 302 Очистка промышленных газов от пыли / В.Н.Ужов, А.Ю.Вальдберг, Б.И.Мягков, И.К.Решидов. — М. : Химия, 1981. — 392 с.
- 303 Павленко И.В. Исследование вынужденных колебаний отбойных элементов газодинамического сепаратора / И.В.Павленко, А.А.Ляпощенко, М.В.Демьяненко // Молодой инженер – основа научно-технического прогресса: Сборник научных трудов Международной научно-технической конференции. – Курск: Юго-Западный гос. ун-т, 2015 – С.262-265.

- 304 Панасенко А.І. Технологія очищення від аерозолів / А.І. Панасенко. – Донецьк: ДВНЗ «ДонНТУ», 2008. – 119 с.: іл.
- 305 Пат. 102445 U Україна, МПК В01D 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.
- 306 Пат. 111406 C2 Україна, МПК В01J2/16 В01J2/04. Спосіб гранулювання у вихровому зваженому шарі з очищенням відпрацьованого теплоносія та пристрій для його здійснення / А.Є.Артюхов, О.О.Ляпощенко, В.С.Ведмедера (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № a201409522; заявл. 29.08.2014; опубл. 25.04.2016, бюл. №8.
- 307 Пат. 41600 U Україна, МПК В01D 45/04 (2009.01). Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u200900649; заявл. 29.01.2009; опубл. 25.05.2009, Бюл. № 10.
- 308 Пат. 48961 U Україна, МПК В01D 53/14. Спосіб очищення та осушування природного газу / О.О.Ляпощенко, Я.О.Бакаєва, Ю.О.Толстун (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u200911023; заявл. 02.11.2009; опубл. 12.04.2010, бюл. № 7.
- 309 Пат. 56067 U Україна, МПК В01D 45/04. Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.Є.Артюхов, А.В.Логвин, К.В.Коробченко (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201007411; заявл. 14.06.2010; опубл. 27.12.2010, бюл. № 24.
- 310 Пат. 57386 U Україна, МПК В 01 D 45/04. Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин, М.С.Скиданенко (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201009488; заявл. 29.07.2010; опубл.

25.02.2011, бюл. № 4..

- 311 Пат. 57790 U Україна, МПК6 В 01 D 3/30. Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / В.Я.Стороженко, О.О.Ляпощенко, В.В.Трушин, К.В.Коробченко (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201010546; заявл. 31.08.2010; опубл. 10.03.2011, бюл. № 5.
- 312 Пат. 60115 U Україна, МПК В01D 3/26. Контактна тарілка / В.І.Склабінський, Р.О.Острога, К.К.Коробченко; заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201014061; опубл. 10.06.2011, бюл. № 11.
- 313 Пат. 60742 U Україна, МПК6 В01D 45/04 (2006.01). Спосіб очищення газів / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, К.В.Коробченко, Ю.Г.Парфило; заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u2010150; заявл. 13.12.2010; опубл. 25.06.2011, бюл. № 12.
- 314 Пат. 60782 А Україна, МПК 7 В01D45/04. Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку і пристрій для його здійснення / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко. — №2003021503; Заявлено 20.02.2003; Надрук. 15.10.2003, Бюл. №10, 2003 р.
- 315 Пат. 69701 А Україна, МПК 7 В01D45/04. Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку і пристрій для його здійснення / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко. — №20031110451; Заявлено 20.11.2003; Надрук. 15.09.2004, Бюл. №9, 2004 р.
- 316 Пат. 82976 U Україна, МПК (2013.01) В01D 45/00 В01D 45/04 (2006.01). Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин, О.В.Настенко, Д.В.Пономаренко (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201301444; заявл. 07.02.2013; опубл. 27.08.2013, бюл. № 16.
- 317 Пат. 85952 U Україна, МПК В01D 45/04 (2006.01). Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, О.В.Настенко, О.А.Сердюк (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201306402; заявл. 23.05.2013; опубл.

10.12.2013, бюл. № 23.

- 318 Пат. 88516 U Україна, МПК В01D 45/04 (2006.01). Спосіб сепарації конденсацією / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, О.В.Настенко, О.А.Сердюк (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201309181; заявл. 22.07.2013; опубл. 25.03.2014, бюл. № 6.
- 319 Пат. 88558 С2 Україна, МПК6 В01D 45/04 (2008.01). Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку і пристрій для його здійснення / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин, О.С.Міщенко (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № а200802372; заявл. 25.02.2008; опубл. 26.10.2009, Бюл. № 20.
- 320 Пат. 98926 U Україна, МПК В01D 45/04 (2006.01). Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, О.В.Настенко, Р.Ю.Усик (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201413067; заявл. 05.12.2014; опубл. 12.05.2015, бюл. № 9.
- 321 Пахолко, С.Л. Моделювання та оптимізація процесів фракціонування вуглеводневих газів в абсорбційно-відпарній колоні / С.Л.Пахолко, О.О.Ляпощенко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали II Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2012. — Ч.2. — С. 123.
- 322 Персиянцев М.Н. Совершенствование процессов сепарации нефти от газа в промышленных условиях / М.Н.Персиянцев. — М.: Недра - Бизнесцентр, 1999. — 283 с.
- 323 Перспективные методы определения капельного уноса углеводородов с установок низкотемпературной сепарации природного газа / Б.Д.Донских, В.А.Истомин, С.В.Крашенников, Г.Н.Русанова // Вести газовой науки. — 2012. — №3(11). — С.265-281.
- 324 Петров А.Г. Аналитическая гидродинамика / А.Г.Петров. — М.: ФИЗМАТ-ЛИТ, 2010. — 520 с.

- 325 Півень О. Способи розділення неоднорідних газових систем / О.Півень, М.Гудзенко // Продовольча індустрія АПК. — 2010. — №2. — С.12-14.
- 326 Повх, И. Л. Техническая гидромеханика / И. Л. Повх. — 2-е изд., перераб. и доп. — Л.: Машиностроение, 1976. — 504 с.
- 327 Подвысоцкий А. М. Критические условия разрушения капель газовым потоком / А. М. Подвысоцкий, В.В. Дубровский. — М.: Химия, 1989. — 232 с.
- 328 Прандтль, Л. Гидроаэромеханика / Л. Прандтль ; пер. Г. А. Вольперт. — 2-е изд. — Ижевск : НИЦ "Регулярная и хаотическая динамика", 2000. — 576 с.
- 329 Применение многофункционального блочного нефтегазоводоразделителя типа "HEATER-TREATER" для промышленной подготовки нефти и газа / А.А.Ляпощенко, О.В.Настенко, В.М.Маренок [та ін.] // Технологии XXI века: Сборник тезисов по материалам 21й международной научной конференции. Ч.1. — Сумы: СНАУ, 2015. — С.109-110.
- 330 Прищепа, Р. В. Оптимізація режимних параметрів роботи вузла низькотемпературної сепарації установки осушування ШФЛВ Гніденцівського ГПЗ / Р. В. Прищепа, О. О. Ляпощенко, А. В. Логвин // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів інженерного факультету : конференція присвячена Дню науки України та 60-річчю СумДУ. — Суми : СумДУ, 2008. — Ч.ІІ. — С. 46.
- 331 Проскуріна, І.В. Зниження техногенного навантаження на навколишнє середовище від пилових викидів металургійної промисловості: дис. ... канд. техн. наук / І.В.Проскуріна. — Алчевськ: Донбаський держ. техн. ун-т, 2011. — 211 с.
- 332 Пчелинцев, Д. В. Методика проектирования коалесцирующих фильтров сепарационных установок / Д.В. Пчелинцев // Вестник СевГТУ. — Севастополь: Изд-во СевНТУ, 2005. — №67. — С.91-101.
- 333 Разва А.С. Оценки гидродинамических параметров циклонных потоков и разработка новых технических решений инерционных пылеуловителей : автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.17.08 / А.С.Разва. — Томск, 2009. — 20 с.

- 334 Разделение суспензий в химической промышленности / Т.А.Малиновская, И.А.Кобринский, О.С.Кирсанов, В.В.Рейнфарт. — М.: Химия, 1983. — 264 с.
- 335 Расчет эффективности высокоскоростных волокнистых фильтров / Вальдберг А.Ю., Крайнов Н.В., Савенков Н.В., Савицкая Н.М. // Теоретические основы химической технологии. — 1994. — Т.28, №2. — С.164-166.
- 336 Рахронов Т.З. Сепарация мелкодисперсных аэрозольных частиц и капель с использованием инерционно-турбулентных и центробежных эффектов осаждения : автореф. дис. ... канд. техн. наук : спец. 05.17.08 / Т.З.Рахронов. — Ташкент, 2000. — 18 с.
- 337 Режимы деформации и дробления жидкокапельных аэрозолей / В.А.Архипов, И.М.Васенин, В.Ф.Трофимов, У.М.Шереметьева // Оптика атмосферы и океана. — 2006. — Т.19. — № 06. — С.526-529.
- 338 Решение дифференциальных уравнений Навье-Стокса и задачи гидроаэроупругости для процессов сепарации в криволинейных каналах / М.Н.Демьяненко, А.А.Ляпощенко, И.В.Павленко, В.И.Склабинский // Вісник Харківського національного університету ім. В.Н. Каразіна. Серія «Математичне моделювання. Інформаційні технології. Автоматизовані системи управління». — 2015. — № 27. — С.53–64.
- 339 Рижков С.С. Інтенсифікація осадження високодисперсних частинок у лабіринтному сепараторі за рахунок термофоретичних ефектів / С.С.Рижков, О.В.Ощип // Збірник наукових праць НУК. — Миколаїв, 2011. — №4. — С.99-107
- 340 Рижков, С.С. Дослідження температурного поля в елементі сепараційного обладнання методом голографічної інтерферометрії / С.С.Рижков, Ю.Г.Золотий, Д.В.Довгань // Вісн. НУК. — Миколаїв, 2011. — № 5. — Режим доступу : <http://evn.nuos.edu.ua/article/view/24486/21990>.
- 341 Риполь-Сарагоси Т.Л. Управление газодинамическими и теплообменными процессами в пневматических системах подвижного состава для интенсификации влагоосаждения с помощью жалюзийных сепараторов : дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.22.01, 05.22.07 / Риполь-Сарагоси Татьяна Леонидовна.

— Ростов-на-Дону, 2001. — 372 с.

- 342 Розробка методики інженерного розрахунку енергоефективних абсорберів з масообмінно-сепараційними контактними ступенями / А.Є.Артюхов, О.О.Ляпощенко, К.В.Коробченко, О.Ю.Смілянська // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. — Одеса, 2011. — Вип. 39. — С.62-65.
- 343 Розроблення та оптимізаційне моделювання сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва рідких азотних добрив / О.С.Пилипенко, В.А.Смирнов, М.С.Скиданенко, В.М.Маренок, О.О.Ляпощенко, А.В.Шевчук // Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми: СумДУ, 2016. — Ч.2. — С.99.
- 344 Розроблення технології очищення стоків гальванічних цехів та утилізації цінних компонентів із залишків електроліту / О.С.Пилипенко, В.А.Смирнов, В.М.Маренок та ін. // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2015. — Ч.2. — С. 118.
- 345 Романков, П. Г. Гидромеханические процессы химической технологии / П.Г.Романков, М.И.Курочкина. - 3-е изд., перераб. - Л. : Химия, 1982. - 288с.
- 346 Саваторова В.Л. Математическое моделирование процессов теплопроводности и фильтрации в неоднородных средах со структурой, близкой к периодической: автореф. дис. ... докт. физ.-мат. наук: спец. 05.13.18 / В.Л.Саваторова. — М., 2011. — 40 с.
- 347 Сафонов С.Г. Сепарация взвешенных частиц в инерционных пыле- и туманоловителях : автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.17.08 / С.Г.Сафонов. — М., 2010. — 18 с.
- 348 Симаков Н.Н. Гидродинамика двухфазного потока как основа моделирования и расчета межфазного тепло- и массообмена в процессах с распыливанием жидкости : автореф. дис. ... докт. физ.-мат. наук : спец. 05.17.08 / Н.Н.Симаков. — Ярославль, 2003. — 43 с.

- 349 Синайский Э.Г. Разделение двухфазных многокомпонентных смесей в нефтегазопромысловом оборудовании / Э.Г.Синайский. - М.:Недра, 1990. - 272 с.
- 350 Синайский Э.Г. Сепарация многофазных многокомпонентных систем / Э.Г.Синайский, Е.Я.Лапига, Ю.В.Зайцев. — М.: Недра-Бизнесцентр, 2002. — 621 с.
- 351 Склабинский В.И. Анализ технологической схемы и работы оборудования установки осушки природного газа и узла сепарации / В.И.Склабинский, В.Я.Стороженко, В.А.Смирнов, А.А.Ляпощенко // Экотехнологии и ресурсосбережение. — 2003. — №6. — С.70-75.
- 352 Склабинский, В.И. Гидродинамические особенности движения двухфазных потоков в инерционно-фильтрующих сепараторах / В.И.Склабинский, А.А.Ляпощенко, А.В.Логвин // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. — 2009. — №1. — С.79-83.
- 353 Склабінський В.І. Газосепараційне та масообмінне обладнання нафтогазопереробних та хімічних виробництв. Промислові випробування дослідно-промислових зразків / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко // Хімічна промисловість України. — 2005. — №6(71). — С.24-27.
- 354 Склабінський В.І. Дослідження високоефективного інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання компресорних установок нафтогазової промисловості / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко // Праці 11-ї Міжнародної науково-технічної конференції "Герметичність, вібронадійність та екологічна безпека насосного і компресорного обладнання" — "ГЕРВІКОН-2005": В 3 т. — Т.3. — Суми, 2005. — С.166-176.
- 355 Склабінський В.І. Підвищення ступеня утилізації побіжного нафтового та природного газів шляхом застосування високоефективного газосепараційного устаткування / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко // Вісник Сумського державного університету. — 2004. — №2(61). — С.65-69.
- 356 Склабінський, В.І. Високоефективні газосепаратори для очищення біогазу від краплинної вологи на компресорних установках / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин // Нетрадиційні і поновлювані джерела енергії

як альтернативні первинним джерелам енергії в регіоні: Матеріали П'ятої міжнародної науково-практичної конференції / Зб. Наук. статей. — Львів: ЛьВЦНТЕІ, 2009. — С. 141-142.

- 357 Склабінський, В.І. Дослідження високоефективного інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання компресорних установок нафтогазової промисловості / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. — 2006. — №10(94). — С.112-119.
- 358 Склабінський, В.І. Інерційно-фільтруюче сепараційне обладнання установок термохімічної переробки нафтових шламів нафтопромислових виробництв / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин // Збірник матеріалів I Міжнародного конгресу «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування». — Львів: Вид-во Національного університету «Львівська політехніка», 2009. — С.65.
- 359 Склабінський, В.І. Методика та стратегія оптимізаційних досліджень при динамічному моделюванні процесів інерційно-фільтруючої сепарації у високоефективному енергозберігаючому газосепараційному обладнанні з застосуванням інтегрованих SCADA програмно-апаратних комплексів / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, О.В.Настенко // Інтегровані технології та енергозбереження. — 2014. — №4. — С.89-95.
- 360 Склабінський, В.І. Підвищення ефективності сепараційного обладнання установки низькотемпературної сепарації природного газу / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин // International Scientific Journal Acta Universitatis Pontica Euxinus. Special number: Материали V Международной конференции «Стратегия качества в промышленности и образовании». — Болгария, Варна, 2009. — Т.1. — С.410-412.
- 361 Склабінський, В.І. Планування фізичного моделювання гідродинамічних процесів у інерційно-фільтруючих сепараційних елементах / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин // Сборник научных работ VIII Всеукраинской научно-технической конференции молодых ученых и специалистов. — Кременчуг, 2011. — С.35-37.

- 362 Склабінський, В.І. Сучасне газосепараційне обладнання — застосування та перспективи розвитку / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин // Тези доповідей III міжнародної науково-технічної конференції студентів, аспірантів та молодих вчених «Хімія та сучасні технології». — Дніпропетровськ, 2007. — С.214.
- 363 Склабінський, В.І. Технологічні основи нафто- та газопереробки / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.Є.Артюхов. — Суми: СумДУ, 2011. — 187 с.
- 364 Скобеев И.К. Фильтрующие материалы / И.К.Скобеев. — М.:Недра, 1978. — 200 с.
- 365 Смирнов Д.Е. Совершенствование процесса сепарации частиц в инерционно-центробежном пылеуловителе-классификаторе : автореф. дис. ... канд. техн. наук : 05.17.08 / Д. Е. Смирнов. — Ярославль, 2011. — 16 с.
- 366 Смілянська, О.Ю. Створення умов протитечійного руху фаз на тарілчастих масообмінно-сепараційних контактних пристроях / О.Ю.Смілянська, А.Є.Артюхов, О.О.Ляпощенко // Розвідка та розробка нафтових і газових родовищ. — 2011. — №4(41). — С.92-95.
- 367 Спиридонов А.А. Планирование эксперимента при исследовании технологических процессов / А.А.Спиридонов. — М.: Машиностроение, 1981. — 184 с.
- 368 Справочник инженера по подготовке нефти / А.Е.Лебедьков, А.В.Кан, А.Е.Андреев, Л.В.Лушникова. - Нефтеюганск: Юганскнефтегаз, 2007. - 299 с.
- 369 Справочник по пыле- и золоулавливанию/ М. И. Биргер, А. Ю. Вальдберг, Б. И. Мягков и др.; Под общ. ред. А. А. Русанова. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Энергоатомиздат, 1983.— 312 с.
- 370 Статистическая модель дробления капель в турбулентном потоке жидкости / Т.А.Баранова, В.А.Бабенко, В.А.Герцович, Ю.В.Жукова, В.А.Сосинович. — М.: Недра, 1998. —58 с.
- 371 Степанов Г. Ю. Инерционные воздухоочистители / Г. Ю. Степанов, И. М. Зицер. — М. : Машиностроение, 1986. — 184 с.
- 372 Стороженко, В. Я. Оптимізація роботи абсорбційної колони установки осушки газу гнідинцівського ГПЗ / В.Я.Стороженко, О.О.Ляпощенко, В.В.Смі-

ловець // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів інженерного факультету. — Суми : СумДУ, 2007. — Ч.1. — С.54.

- 373 Страус В. Промышленная очистка газов / В. Страус; пер. с англ. Ю.Я.Косого — М. : Химия, 1981. — 616 с.
- 374 Субботина П.Н. Применение различных моделей турбулентности для задач внешнего обтекания в программном комплексе FlowVision [Электронный Ресурс] / П.Н.Субботина, А.С.Шишаева. — М.: Тезис, 2008. — 12 с. — Режим доступа: http://tesis.com.ru/infocenter/downloads/flowvision/fv_es08_turbul.pdf
- 375 Сугак Е. В. Очистка газовых выбросов от высокодисперсных частиц в дисперсно-кольцевом потоке / Е.В.Сугак, Н.А.Войнов, Н.Ю.Житкова // Химия растительного сырья. — 2000. — №4. — С.85-101.
- 376 Сугак Е.В. Моделирование и интенсификация процессов очистки промышленных газовых выбросов в турбулентных газодисперсных потоках: дис. ... докт. техн. наук: спец. 05.17.08, 11.00.11 / Е.В.Сугак. — Красноярск, 1999. — 318 с.
- 377 Сугак Е.В. Моделирование турбулентных закрученных потоков / Е.В.Сугак, А.В.Сугак // Научное обозрение. Технические науки. — 2014. — № 2. — С.169-170.
- 378 Сугак Е.В. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами / Е.В.Сугак, Н.А.Войнов, Н.А.Николаев. — 2-е изд. — Казань: Отечество, 2009. — 224 с.
- 379 Таранчук, В.Б. Основные функции систем компьютерной алгебры / В.Б.Таранчук. — Минск: БГУ, 2013. — 59 с.
- 380 Тарасова Л.А. Повышение технологической эффективности аппаратов вихревого типа в системах газоочистки : автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.17.08 / Л.А.Тарасова. — М., 2010. — 34 с.
- 381 Твердохлеб, А. А. Осушка и удаление тяжелых фракций из природного газа методом сверхзвуковой низкотемпературной газодинамической сепарации / А.А.Твердохлеб, К.В.Коробченко, А.А.Ляпощенко // Сучасні технології в

промислового виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2011. — Ч.1. — С. 107.

- 382 Твердохліб, А. А. Вплив термодинамічних параметрів на ефективність процесу осушення та видалення важких фракцій з природного газу методом низькотемпературної газодинамічної сепарації / А. А. Твердохліб, О. О. Ляпощенко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали II Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2012. — Ч.2. — С. 128.
- 383 Твердохліб, А.А. Високоєфективне нафтогазопромислове сепараційне обладнання газоконденсатних родовищ / А.А.Твердохліб, О.О.Ляпощенко // Бурение: материалы XII Всеукраинской научно-технической конференции. — Донецк: ДонНТУ, 2012. — С.101-102.
- 384 Тепло - и массообмен. Теплотехнический эксперимент: Справочник / В.А.Григорьев, В.М.Зорин, Е.В.Аметистов и др.]. — М.: Энергоиздат, 1982. — 512 с.
- 385 Толстов В. А. Создание сепарационных устройств для технологических установок промышленной подготовки газа: дисс... канд. техн. наук: 05.04.07 / В. А. Толстов. — Баку, 1987. — 190 с.
- 386 Толстун, Ю.А. Розробка багатофункціонального абсорбера для очищення і осушення природного газу / Ю.А.Толстун, Я.М.Бакаєва, О.О.Ляпощенко // Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій : конференція присвячена Дню науки в Україні. — Суми : СумДУ, 2009. — Ч.І. — С. 96.
- 387 Требин, Ф.А. Добыча природного газа / Ф.А.Требин, Ю.Ф.Макогон, К.С.Басниев. — М. : Недра, 1976. — 368 с.
- 388 Тронов В.П. Промысловая подготовка нефти: монография / В.П.Тронов. - Казань: "ФЭН", 2000. - 416 с.

- 389 Тронов В.П. Сепарация газа и сокращение потерь нефти: монография / В.П.Тронов. - Казань: "Фэн", 2002. - 408 с.
- 390 Трушин, В. В. Трубчатый газорідинний сепаратор інерційно-фільтруючого типу / В. В. Трушин, В. Я. Стороженко, О. О. Ляпощенко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2010. — Ч.І. — С. 130.
- 391 Ужов В. Н. Борьба с пылью в промышленности / В. Н. Ужов. — М. : Госхимиздат, 1962. — 184с.
- 392 Ужов В.Н. Очистка газов мокрыми фильтрами / В.Н.Ужов, А.Ю.Вальдберг. — М. : Химия, 1972. — 247 с.
- 393 Ужов В.Н. Очистка промышленных газов фильтрами / В.Н.Ужов, Б.И.Мягков. — М. : Химия, 1970. — 319 с.
- 394 Ужов В.Н. Подготовка промышленных газов к очистке / В.Н.Ужов, А.Ю.Вальдберг. — М. : Химия, 1975. — 216 с.
- 395 Усанина А. С. Анализ механизма потери устойчивости капель и пузырьков при малых числах Рейнольдса / А.С.Усанина, В.А.Архипов // Вестник ННГУ. — 2011. — №4-3. — С.1200-1202.
- 396 Устойчивость формы частиц дисперсной фазы при малых числах Рейнольдса / В.А.Архипов, И.М.Васенин, В.Ф.Трофимов, А.С.Усанина // Механика жидкости и газа. — 2013. — №2. — С.5-14.
- 397 Ушаков С.Г. Инерционная сепарация пыли / С.Г. Ушаков, Н.И. Зверев. - М.: Энергия, 1974. - 169 с.
- 398 Фалей Е.А. Исследование закономерностей и разработка технических решений турбулизационной центробежной сепарации минерального сырья: дис. ... канд. техн. наук: 25.00.13 / Фалей Екатерина Александровна. — Екатеринбург, 2014. — 175 с.
- 399 Фарахов М.И. Сепарация дисперсной фазы из жидких углеводородных смесей в нефтепереработке и энергосбережение: монография / М.И.Фарахов , А.Г.Лаптев, И.П.Афанасьев. — Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005. — 134 с.

- 400 Фарахов М.И. Энергоэффективное оборудование разделения и очистки веществ в химической технологии / М.И.Фарахов, А.Г.Лаптев // Вестник Казанского технологического университета. — 2011. — №9. — С.152-158.
- 401 Физическая модель формирования высокодисперсных систем в турбулентном потоке газа / А.А.Ляпощенко, О.В.Настенко, А.В.Логвин, М.М.Аль Рамахи // Сборник научных трудов SWorld. Материалы международной научно-практической конференции «Современные направления теоретических и прикладных исследований '2013». – Выпуск 1. Том 7. – Одесса. – 2013. – С.70-75.
- 402 Филонов, А.Г. Влияние режимных и конструктивных параметров сепараторов судовых опреснителей на эффективность процессов тонкой очистки пара: автореф. дис. ... канд. техн. наук: спец. 05.08.05 / А.Г. Филонов. – Калининград, 2000. – 22 с.
- 403 Филонов, А.Г. Исследование эффективности горизонтального жалюзийного сепаратора пара с различным числом полуволин в пластинах / А.Г.Филонов, В.С.Юрков // Известия Калининградского государственного технического университета. — 2013. — № 29. — С.215-223.
- 404 Фисенко С.П. Микроструктура поля пересыщения при гомогенной нуклеации в парогазовой смеси / С.П.Фисенко // Журнал технической физики. — 2013. — Т.83, №.5. — с. 35-40.
- 405 Флейх, Моххамед. Динамическое моделирование процессов газопереработки с использованием комплексов HYSYS, CHEMCAD, PRO/II, Газконднефть / М. Флейх, А. А. Ляпощенко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми : СумДУ, 2010. — Ч.І. — С. 140.
- 406 Фукс Н.А. Испарение и рост капель в газообразной среде / Н.А.Фукс. - М.: Изд. АН СССР, Итоги науки, 1958. - 90 с.
- 407 Фукс Н.А. Механика аэрозолей / Н.А.Фукс. — М.: Изд-во АН СССР, 1955. — 351 с.

- 408 Фукс Н.А. Успехи механики аэрозолей / Н.А.Фукс. - М.: Изд. АН СССР, Итоги науки, 1961. - 160 с.
- 409 Халатов А.А. Теория и практика закрученных потоков / А.А.Халатов. – Киев: Наукова думка, 1989. – 192 с.
- 410 Холпанов Л.П. Гидродинамика и тепломассообмен с поверхностью раздела / Л.П.Холпанов, В.Я.Шкадов. — М.: Наука, 1990. — 271 с.
- 411 Хохуля М.С. Изучение сегрегационного разделения тонких частиц в сепараторе с наклонными пластинами на основе методов вычислительной гидродинамики / М.С.Хохуля, А.В.Фомин // Научный вестник Московского государственного горного университета. — 2014. — №3. — С.160-168.
- 412 Хохуля М.С. CFD моделирование разделения минеральных частиц в гидравлическом сепараторе с наклонными пластинами / М.С.Хохуля, А.В.Фомин // Труды Кольского научного центра РАН. — 2014. — №5 (24). — С.239-245.
- 413 Цибульский, В.Р. Математическая модель динамики процесса сепарации газа в системе первичного контроля масс газожидкостной смеси / В.Р.Цибульский, И.Г.Соловьев, Д.Н.Субарев // Вестник Тюменского государственного университета. — 2011. — №7. — С. 159-165.
- 414 Чисельне моделювання гідродинамічних процесів сепарації у газодинамічному сепараторі / М.М.Дем'яненко, О.В.Настенко, О.О.Ляпощенко, І.В.Павленко // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2015. — Ч.2. — С. 116-117.
- 415 Численный анализ двухфазного течения в газодинамическом фильтре / У.Г.Пирумов, В.Ю.Гидаспов, А.А.Даниелян, И.Э.Иванов, И.А.Крюков, А.В.Муслаев // Матем. моделирование. – 1998. – № 10-11. – С.19-28.
- 416 Шабатин А.В. Моделирование течения газа и осаждения аэрозольных частиц в многослойных волокнистых фильтрах: дис. ... канд. техн. наук: спец. 02.00.04, 02.00.11 / А.В.Шабатин. — М., 2016. — 125 с.

- 417 Шалунова К.В. Повышение эффективности процесса коагуляции газодисперсных систем наложением ультразвуковых полей : автореф. дис. ... докт. техн. наук : спец. 05.17.08 / К.В.Шалунова. — Бийск, 2011. — 23 с.
- 418 Швыдкий В.С. Очистка газов: Справочник / В.С.Швыдкий, М.Г.Ладыгичев. — М.: Теплоэнергетик, 2002. — 640 с.
- 419 Шендеров, Л.З. Опыт фирмы Зульцер Хемтех в области подготовки природного газа / Л. З. Шендеров, Д. А. Симонов // Экологический вестник России. — 2009. — N 12. — С.16-22 .
- 420 Шинкус, Є. В. Оптимізаційне автоматизоване проектування блоків теплообмінників у Aspen HYSYS з модулем Aspen HTFS / Є. В. Шинкус, М. В. Кругляк, О. О. Ляпощенко // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2015. — Ч.2. — С. 114.
- 421 Щукин В. К. Теплообмен и гидродинамика внутренних потоков в полях массовых сил / В. К. Щукин. – М.: Машиностроение, 1980. – 240 с.
- 422 Эггер Д. Новая технология улавливания капель / Дэниэл Эггер // Sulzer Технический обзор. — 2009. — №4. — С.22-24.
- 423 Энциклопедия газовой промышленности / [Пер. с франц., ред. пер. К.С.Басниев]. - 4-е изд. - М.: Акционерное общество ТВАНТ, 1994. - 884 с.
- 424 Эффективность применения трехфазных сепараторов для сброса свободной воды в системе сбора и на установках подготовки нефти / Е.Ф.Шабашев, А.Г.Соколов, Б.И.Солдаткин, В.А.Назаров, А.И.Щербинин // СФЕРА НЕФТЕГАЗ. — 2007. — №5. — С.30–32.
- 425 Яблокова М.А. Очистка подтоварных вод нефтеприисков с целью повторной закачки в нефтеносные пласты для поддержания внутрипластового давления / М.А.Яблокова, А.Ю.Иваненко, В.Ю.Турыгин // Известия Санкт-Петербургского государственного технологического института (технического университета). — 2012. — №14. — С.78-84.

ДОДАТОК А

ЗАТВЕРДЖЕНО

**Заступник Голови Правління
ВАТ «Укрнафта»**



В.О.Троценко

(підпис)

(ініціали, прізвище)

(дата)

**Удосконалення сепараційного обладнання
вузла низькотемпературного охолодження
та сепарації газу**

(найменування технологічного процесу або продукції)

**Програма та методика
дослідно-промислових випробувань**

ПОГОДЖЕНО

(керівник управління або відділу ВАТ «Укрнафта»,
напряму діяльності якого стосується розробка)

П.П.Панченко

(підпис)

(ініціали, прізвище)

*(зазначена дата ліній випробувань
не менше 30 днів)*

**Начальник технічного
управління ВАТ «Укрнафта»**

М.В.Лігоцький

(підпис)

(ініціали, прізвище)

(дата)

**Начальник управління охорони
праці та техніки безпеки ВАТ
«Укрнафта»**

О.В.Леонов

(підпис)

(ініціали, прізвище)

(дата)

Директор Гнідинцівського ГПЗ
(керівник структурної одиниці, на якій проводиться
випробування)

М.М.Дядик

(підпис)

(ініціали, прізвище)



(дата)

РОЗРОБЛЕНО

Проректор

з наукової роботи СумДУ,

докт./фіз.-мат наук

(керівник організації виконавця)

А.М.Чорноус

(підпис)

(ініціали, прізвище)

(дата)

Зав. кафедри ПОХНВ,

докт. техн. наук

(керівник організації виконавця)

В.І.Складінський

(підпис)

(ініціали, прізвище)

(дата)

канд. техн. наук

(відповідаючий виконавець)

О.О.Ляпощенко

(підпис)

(ініціали, прізвище)

(дата)

2007

ЗМІСТ

1	Об'єкт випробування	3
2	Мета випробування	3
3	Порядок, місце та умови проведення випробувань	3
4	Необхідне обладнання, прилади та матеріали	6
5	Технічні вимоги	7
6	Підготовка до випробувань	7
7	Програма та методика проведення випробувань	8
8	Вимоги техніки безпеки та охорони навколишнього середовища	10
9	Оформлення результатів випробувань	10
ДОДАТКИ		

Підп. і дата		Підп. і дата		Взаим. инв. №		Инв. № докл.		Підп. і дата			
Инв. № докл.	Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Програма та методика дослідно-промислових випробувань			Лит.	Лист	Листов
	Разраб.		Ляпошенко						2	15	
	Пров.		Складінський						СумДУ, ПОХНВ		
	Н.Контр.										
	Утв.		Чорноус								

1 Об'єкт випробування

1.1.1 Типова програма та методика випробувань встановлює основні вимоги до проведення приймальних випробувань дослідних зразків газосепараторів.

1.1.2 Програма та методика випробувань поширюється також на апарати в блочно-комплектному виконанні.

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

1.1.4 Програма визначає обсяг та методику дослідно-промислових випробувань удосконалених нафтогазових сепараторів вузла низькотемпературного охолодження та сепарації газу Гнідинцівського ГПЗ ВАТ «Укрнафта».

1.1.5 Об'єктом випробувань є газосепаратор, що пройшов попередні випробування, після усунення всіх недоліків на апараті та у технічній документації, виявлених за результатами попередніх випробувань.

1.1.6 Вимоги цієї програми та методики випробувань діїсні для розробника, підприємства-виготовлювача та замовника.

2 Мета випробування

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

2.1.2 Дослідно-промислові випробування проводяться з метою доведення підвищення ступеня очищення природного газу, додаткового уловлювання конденсату, що містить коштовні вуглеводневі компоненти, та визначення технічних характеристик модернізованих нафтогазових сепараторів вузла низькотемпературного охолодження та сепарації газу Гнідинцівського ГПЗ ВАТ «Укрнафта».

3 Порядок, місце та умови проведення випробувань

3.1.1 Випробування проводяться персоналом підприємства-

Підп. і дата
Инв.№дудл
Взаим.инв.№
Підп. і дата
Инв.№подл

Изм	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
-----	------	----------	-------	------

виробника або сумісно з персоналом підприємства, на якому проводяться випробування. Персонал, що проводить випробування, повинен бути навчений та атестований.

До виконання випробувань і обробки результатів випробувань можуть бути допущені особи, що мають вищу або середньотехнічну освіту, що пройшли інструктаж з техніки безпеки та охорони навколишнього середовища, що вивчили технічну документацію, правила експлуатації й обслуговування, методи відбору проб, методи та методики виконання вимірів і обробки результатів вимірів.

3.1.2 Приймальні випробування проводяться в присутності представника розробника-виробника (СумДУ), замовника ВАТ «Укрнафта» і органа, що здійснює нагляд за безпекою праці та охороною здоров'я.

3.1.3 До початку випробувань пред'являються наступні документи:

а) наказ по ВАТ «Укрнафта» про склад комісії та розробку організаційно-технічних заходів щодо забезпечення проведення дослідно-промислових випробувань;

б) програма та методика дослідно-промислових випробувань;

в) нормативні документи на технологію, технічні засоби та свідчення перевірки обладнання та приладів для проведення випробувань сепараційного обладнання вузла низькотемпературного охолодження та сепарації газу;

г) комплект конструкторської документації;

д) технічні умови та паспорт на установку низькотемпературного охолодження та сепарації газу;

е) результати випробувань на інших підприємствах.

3.1.4 Визначення технічних характеристик нафтогазових сепараторів С-701/1-2 проводиться у промислових умовах роботи установки низькотемпературного охолодження та сепарації газу (схему встановлення сепараторів наведено у додатку А рис.А.1).

3.1.5 Робоче середовище – природний газ, конденсат.

3.1.6 Випробування проводяться в умовах сталого технологічного режиму, коли значення показників не змінюються більше встановлених технічними умовами гранично припустимих значень цих показників протягом 1 години.

3.1.6.1 Значення об'ємної продуктивності газу не повинно змінюватися протягом випробувань більше $\pm 2,5\%$.

3.1.7 Умови, що впливають:

Ивв.№подл.	Подп. и дата	Взаим.инв.№	Инв.№дубл.	Подп. и дата
------------	--------------	-------------	------------	--------------

Изм	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лист
					4

- 1) надлишковий тиск, МПа;
- 2) температура газу, °С;
- 3) густина газу, кг/м³;
- 4) склад газу, склад рідини.

3.1.8 У процесі випробувань вимірюють:

- 1) робочий тиск, МПа;
- 2) температуру газу, °С;
- 3) об'ємну продуктивність по газу, м³/год;
- 4) гідравлічний опір апарата та внутрішніх елементів, за необхідності, МПа (кгс/см²);
- 5) об'єм рідини, м³;
- 6) густина рідини, кг/м³;
- 7) тривалість вимірювань, год;
- 8) унесення рідини, мг/м³;
- 9) вагову концентрацію рідини на вході, мг/м³;
- 10) граничні значення показників газосепаратора при забезпеченні необхідної якості очищення газу.

3.1.9 У процесі випробувань визначають:

- 1) габаритні розміри, мм;
- 2) вагу, кг;
- 3) показники надійності;
- 4) показники ефективності сепарації.

3.1.10 Тривалість випробування визначається часом накопичення необхідної маси рідини в мірній ємності і повинна бути не менш одної та не більше п'яти годин.

3.1.10.1 На кожному режимі роботи газосепаратора здійснюється вимірювання показників не менш 3 разів.

3.1.10.2 Загальна тривалість випробувань газосепаратора не менш 72 годин.

3.1.11 Випробування припиняють при виявленні невідповідності числових значень показникам, встановленим технічними умовами.

3.1.12 Після усунення виявлених дефектів апарат повторно випробовують у повному обсязі цієї програми та методики випробувань.

3.1.13 Результати повторних випробувань є остаточними.

Инд. № подл.	Подп. и дата
Взаим. инв. №	Подп. и дата
Инв. № дубл.	Подп. и дата

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лист
					5

4 Необхідне обладнання, прилади та матеріали

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

4.1.2 Температуру газу вимірюють ртутним термометром за ГОСТ 400-80 ТН-8, з похибкою не більше $\pm 1^{\circ}\text{C}$.

4.1.3 Об'ємну продуктивність по газу газосепаратора та ЧИЗ вимірюють методом по РД 50-213-80, з похибкою не більше $\pm 0,5\%$; допускається вимірювати засобами виміру, наявними на місці експлуатації, з похибкою не більше $\pm 0,5\%$.

4.1.4 Гідравлічний опір апарата вимірюють дифманометром із класом точності не менш 1,5 за ГОСТ 18140-89, МПа.

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

4.1.6 Густину вловленої рідини визначають ареометром за ГОСТ 18481-98.

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

4.1.8 Визначають унесення рідини вимірником унесення рідини конструкції ДАО ЦКБН.

4.1.9 Масову концентрацію рідини на вході та виході з апарата визначають вимірником унесення конструкції ДАО ЦКБН.

4.1.10 Граничні значення показників газосепаратора при забезпеченні необхідної якості очищення газу знаходять, випробовуючи апарат при значеннях об'ємної продуктивності по газу, що відповідають нижньому і верхньому граничним значенням об'ємної продуктивності, встановленим стандартом, технічними умовами при змінних значеннях тиску, температури і масової концентрації рідини в газі на вході в апарат.

4.1.11 Вагу та габаритні розміри газосепаратора беруть із паспорта на нього.

4.1.12 Оцінку показників надійності апарата роблять, зіставляючи дані, що характеризують надійність ідентичного встаткування, перевіреного в експлуатації, зі значеннями показників надійності, зазначеними в технічній документації на випробовуваний виріб. Відхилення значень показників надійності випробовуваного виробу від значень показників надійності ідентичного встаткування не повинне

Инв.№подл.	Подп. и дата	Взаим.инв.№	Инв.№дубл.	Подп. и дата	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	

бути більше 10% убік зменшення.

5 Технічні вимоги

5.1.1 Газосепаратори повинні бути виготовленими у відповідності до технічних вимог ГОСТУ 3-17-191-2000 "Посудини та апарати сталеві зварні. Загальні технічні умови" та по кресленням затвердженим у відповідному порядку.

5.1.2 Газосепаратори підкоряються дії ДНАОП 0.00-1.07-94 "Правила устроювання і безпечної експлуатації судів, працюючих під тиском".

5.1.3 Ступінь очищення природного газу сепараторами повинна бути не менше 99%.

5.1.4 Вміст рідини у газовому потоці на вході сепараторів не більше $200 \text{ см}^3/\text{м}^3$.

5.1.5 Монтаж секцій відбійника в апараті повинен забезпечити щільне прилягання їх одна до одної та стінок апарату. Перевірка якості виготовлення та збирання секцій відбійників здійснити шляхом переглядання на джерело світла.

5.1.6 В процесі випробувань необхідно здійснювати контроль за перепадом тиску на відбійнику, значення якого припускається не більше $0,25 \text{ кгс}/\text{см}^2$.

6 Підготовка до випробувань

6.1.1 Схема обв'язки апарату представлена у додатку А на рис. А.1.

6.1.2 При підготовці апарату до випробувань необхідно виконати наступне:

1) перевірити відповідність апарату технічній документації та паспорту методом візуального контролю;

2) перевірити відповідність трубопроводної обв'язки апарату технологічній схемі;

3) перевірити наявність і працездатність засобів вимірів відповідно до технічної документації;

4) установити необхідні додаткові засоби виміру та пристрої для вимірювання показників і відбору проб;

5) провести підготовку апарату до пуску відповідно до вимог «Правил безпеки в нафтовій і газовій промисловості» (РД 08-200-98)

Інв. № подл. | Подп. і дата | Взаим. инв. № | Инв. № дубл. | Подп. і дата

Изм	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лист
					7

і вимог до монтажу та безпечної експлуатації на випробовуваний апарат (блок).

6.1.3 Перед проведенням випробувань необхідно:

- перевірити зовнішнім оглядом установку та обладнання;
- перевірити перевірку вимірювальних приладів і наявність діючих свідчень перевірки.

6.1.4 Перевірити робочі значення основних технологічних параметрів обладнання установки (витрата газу, температура та тиск).

6.1.5 Перед початком випробувань у протоколі повинно бути записано:

- дату випробувань;
- прізвища осіб, що проводять випробування.

7 Програма та методика проведення випробувань

7.1.1 При закритому вентилі на пробовідбірній лінії приєднують пробовідбірний пристрій до джерела газу, що аналізується.

7.1.2 Після пуску апарата встановлюється технічний режим, при якому значення об'ємної продуктивності по газу та тиску будуть відповідати значенням, встановленим у технічних умовах.

7.1.3 Після досягнення необхідного технологічного режиму показники вимірюють протягом рівних проміжків часу (але не більше 1 години) на період не менш 3 годин.

7.1.4 Відбір проб і вимірювання параметрів здійснюють у точках, зазначених на схемі обв'язки випробовуваного апарата (згідно додатків А, Б).

7.1.5 Вимір показників здійснюють у наступній послідовності:

- 1) надлишковий тиск на вході та виході;
- 2) температура газу;
- 3) об'ємна продуктивність по газу;
- 4) гідравлічний опір.

7.1.6 Перед відбором проб пробовідбірну лінію продувають газом до повного видалення залишкового газу (повітря) і речовин, що конденсуються.

7.1.7 Відбір проб газу здійснюється одночасно на вході та виході апарата.

7.1.8 Під час випробувань на даному технологічному режимі

Инва.№подл.	Подп. и дата	Взаим.инв.№	Инв.№дудл.	Подп. и дата
-------------	--------------	-------------	------------	--------------

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лист
					8

об'ємна продуктивність по газу не повинна змінюватися більше $\pm 5\%$.

7.1.9 Результати випробувань записують у журнал.

7.1.10 Дані вимірів і визначень заносяться в журнал випробувань. Журнал випробувань є підставою для складання протоколу випробувань.

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

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

7.1.13 Точність методу випробувань (збіжність).

7.1.13.1 Два результати випробувань, отримані одним випробувальним підрозділом за допомогою тих самих засобів вимірів, випробувального встаткування зізнаються достовірними, якщо розбіжності між ними не перевищують 2,5% при рівні довірчої ймовірності 0,95.

7.1.14 Основними показниками призначення, що характеризують їхній технічний рівень, є:

1) об'ємна продуктивність по газу, $\text{м}^3/\text{год}$ (значення об'ємної продуктивності, отримані при випробуваннях перераховуються на нормальні умови (тиск 0,103 МПа, температура 20 °С));

2) гідравлічний опір, МПа;

3) унесення рідини, $\text{мг}/\text{м}^3$;

4) масова концентрація рідини в газі на вході в апарат, $\text{мг}/\text{м}^3$;

5) граничні значення показників газосепаратора при забезпеченні необхідної якості очищення газу;

6) вага апарата повинна визначатися методом розрахунку по робочій документації з похибкою не більше 0,5%;

7) питома металоємність ($\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{год}$) визначається методом розрахунку за формулою

$$M/G,$$

де M - маса апарата, кг; G - об'ємна продуктивність по газу, $\text{м}^3/\text{год}$.

Инд. № подл.	Подп. и дата
Взаим. инв. №	Подп. и дата
Инв. № дубл.	Подп. и дата

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лист
					9

8 Вимоги техніки безпеки та охорони навколишнього середовища

8.1.1 Загальні вимоги безпеки за ДНАОП 0.00-1.07 "Правила устроювання и безопасной експлуатації сосуудов, работаюущих под давлением" та ДНАОП 0.00-1.20 «Правила безпеки систем газопоста-чання України».

8.1.2 При випробуваннях повинні дотримані наступні ви-моги безпеки:

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

2) при випробуваннях газосепараторів повинні дотримуватися інструкції з експлуатації, вимоги технічних описів на засоби вимірів.

8.1.3 При проведенні випробувань необхідно виконувати вимо-ги безпеки, зазначені в технічній документації на установку (техно-логічному регламенті).

8.1.4 Технічне обслуговування установки та обладнання пови-нно проводитися тільки після зняття тиску.

8.1.5 Вміст шкідливих речовин у місцях відбору проб і виміру параметрів, а також методи контролю за станом повітря робочої зони повинні відповідати вимогам ГОСТ 12.1.005-88.

8.1.6 Не допускається застосування засобів вимірів, що не пройшли перевірку і атестацію в строки, встановлені технічною до-кументацією.

9 Оформлення результатів випробувань

9.1.1 Результати випробувань апарата оформляють відповідно до ГОСТ 15.001-88.

9.1.2 Проведення дослідно-промислових випробувань оформля-ється протоколами.

9.1.3 Результати дослідно-промислових випробувань оформлю-ються актом (у відповідності до додатку В).

9.1.4 Проводиться розрахунок техніко-економічних показників результатів дослідно-промислових випробувань. Результати випро-бувань представляють висновком про відповідність показників якості вимогам технічного завдання та технічних умов.

Инд. №подл.	Подп. и дата	Взаим. инв. №	Инд. №дубл.	Подп. и дата
-------------	--------------	---------------	-------------	--------------

Изм	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лист
					10

ДОДАТОК А (обов'язковий)

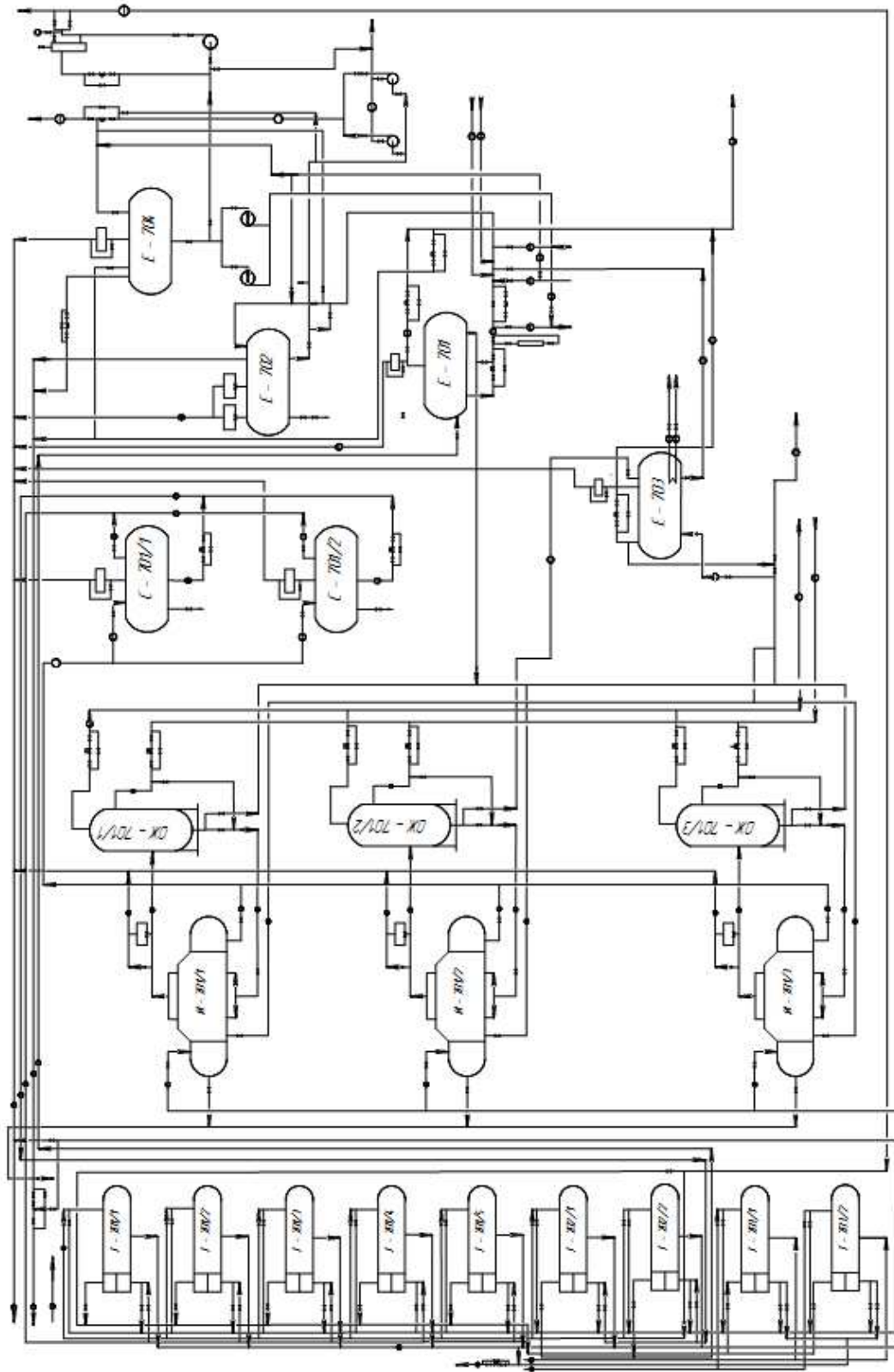


Рисунок А.1 – Вузол низькотемпературного охолодження та сепарації газу Гнідинцівського ГПЗ ВАТ «Укрнафта» (комбінована принципова повна технологічна схема)

Инв.№лоділ	Подп. и дата	Взаим.инв.№	Инв.№дубл	Подп. и дата
------------	--------------	-------------	-----------	--------------

Изм	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
-----	------	----------	-------	------

ДОДАТОК Б
(обов'язковий)

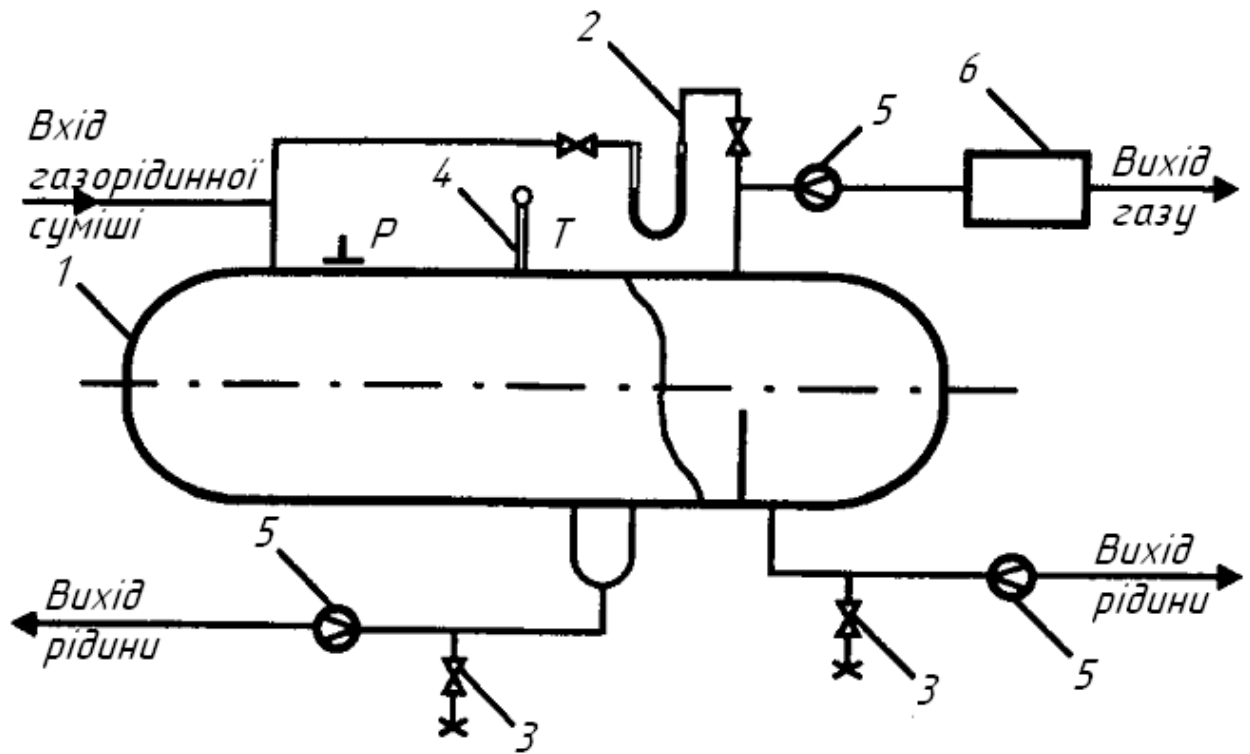


Рисунок Б.1 - Схема об'язки сепаратора для проведення випробувань: 1 - сепаратор; 2 - манометр; 3 - вентиль відбору проб; 4 - термометр; 5 - замірна діафрагма; 6 - вимірник унесення.

Инв.№подл.	Подп. и дата	Взаим.инв.№	Инв.№дубл.	Подп. и дата

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата

ДОДАТОК В
(обов'язковий)

Форма акту дослідно-промислових випробувань

ЗАТВЕРДЖУЮ

*Голова Правління
ВАТ «Укрнафта»*

(дата)

АКТ
приймальних випробувань

(назва НДР або ДКР)

за договором (наряд-замовленням) _____

Приймальна комісія в складі:

голови _____

(посада, організація, ініціали, прізвище)

членів комісії: _____

(посада, організація, ініціали, прізвище)

(посада, організація, ініціали, прізвище)

яка діє на підставі _____

(назва, номер і дата документа про призначення комісії)

склала цей акт про таке:

1 У період із «__» _____ по «__» _____

(дата)

(дата)

комісія здійснила приймання НДР (ДКР) _____

(назва НДР або ДКР)

що виконувалася _____

(назва головного виконавця)

за договором (наряд-замовленням) _____ від _____

(шифр договору або наряд-замовлення)

(дата)

з _____ по _____ за ТЗ _____

(дата початку НДР або ДКР)

(дата закінчення НДР або ДКР)

(позначення ТЗ)

затвердженом _____

(дата затвердження ТЗ)

2 Комісії були надані:

- ТЗ ХХ.Х-ХХХХХХХХ-ХХХ:ХХХХ;

- програма та методика дослідно-промислових випробувань;

- _____;

(конструкторська (технологічна) документація передбачена ТЗ)

Підп. і дата
Инв.№дубл
Взаим.инв.№
Підп. і дата
Инв.№подл

Изм	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лист
					13

- нормативна документація передбачена ТЗ (ТУ, СОУ);
- дослідний (експериментальний) зразок або одинична продукція передбачені ТЗ;
- результати попередніх випробувань та інші матеріали, які підтверджують відповідність технологічного процесу (продукції) вимогам нормативних документів на них та конструкторській документації і засвідчують технічний рівень;
- звіт про патентні дослідження (якщо встановлено в ТЗ);
- карту технічного рівня (якщо встановлено в ТЗ);
- експертні висновки державних, природоохоронних, санітарних органів та органів з охорони праці (за необхідності).

3 Комісія розглянула програму дослідно-промислових випробувань НДР (ДКР) та погодилася проводити приймання НДР (ДКР) згідно з запропонованою програмою.

4 Комісія розглянула результати попередніх випробувань та надані матеріали і встановила: _____

(назва технологічного процесу або продукції)

відповідає вимогам ТЗ і проекту нормативного документа (ТУ, СОУ).

5 Комісія розглянула подану конструкторську (технологічну) документацію і проект нормативного документа і встановила:

(коротка оцінка відповідності документації вимогам щодо комплектності, повноти змісту і правильності оформлення;

придатності документації для організації виробництва)

6 Комісія постановила:

- вважати НДР (ДКР) _____;

(назва та шифр договору, наряд-замовлення)

- виконаною відповідно до ТЗ;

- рекомендувати проект нормативного документа (ТУ, СОУ) до затвердження;

- присвоїти конструкторській і технологічній документації літеру О чи О₁.

7 Комісія пропонує:

- керівнику _____

(назва виготовлювача або споживача)

організувати підготовку виробництва для виготовлення (застосування) _____

(об'єми виробництва або застосування)

(назва продукції або технологічного процесу)

- керівникам _____

(назва організації виконавця і виготовлювача)

відкоригувати КД, технологічну та нормативну документацію

Инд.№подл.	
Подп. и дата	
Взаим.инв.№	
Инд.№зудл.	
Подп. и дата	

Изм	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Лист
					14

та доопрацювати дослідний зразок: _____

_____ (рекомендації щодо доопрацювання дослідного зразка)

_____ (термін коригування документації)

_____ (пропозиції та заходи щодо освоєння виробництва тощо)

Додатки: *протоколи дослідно-промислових випробувань*

_____ (інші документи і матеріали)

Голова комісії

_____ (підпис)

_____ (ініціали, прізвище)

Члени комісії:

_____ (підпис)

_____ (ініціали, прізвище)

_____ (підпис)

_____ (ініціали, прізвище)

З актом ознайомлені:

_____ (керівник головного виконавця)

_____ (підпис)

_____ (ініціали, прізвище)

_____ (керівник співвиконавця)

_____ (підпис)

_____ (ініціали, прізвище)

Инв.№подл.	Подп. и дата	Взаим.инв.№	Инв.№дудл	Подп. и дата
------------	--------------	-------------	-----------	--------------

Изм	Лист	№ докум.	Подп.	Дата
-----	------	----------	-------	------

Лист

15

ДОДАТОК Б
(обов'язковий)

Таблиця Б.1. Результати експериментальних досліджень дисперсного складу.

№ пп	Форма частки	Площа, мкм ²	Периметр, мкм	Довжина, мкм	Ширина, мкм	Висота, мкм	Округ- лість	Радіус R, мкм	Діаметр (еквіва- лентий) 2R (2R _e), мкм
1.	Circle	7,65	9,80					1,6	3
2.	Circle	8,37	10,25					1,6	3
3.	Circle	8,85	10,55					1,7	3
4.	Circle	8,89	10,57					1,7	3
5.	Circle	9,26	10,79					1,7	3
6.	Circle	9,41	10,88					1,7	3
7.	Circle	9,68	11,03					1,8	4
8.	Circle	9,85	11,13					1,8	4
9.	Circle	10,31	11,38					1,8	4
10.	Circle	10,86	11,68					1,9	4
11.	Circle	11,25	11,89					1,9	4
12.	Circle	11,38	11,96					1,9	4
13.	Circle	11,50	12,02					1,9	4
14.	Circle	11,77	12,16					1,9	4
15.	Circle	12,77	12,67					2,0	4
16.	Area	12,90	14,60	5,83	4,07		0,76		4
17.	Circle	13,08	12,82					2,0	4
18.	Circle	13,08	12,82					2,0	4
19.	Circle	13,08	12,82					2,0	4
20.	Circle	13,16	12,86					2,0	4
21.	Circle	13,16	12,86					2,0	4
22.	Circle	13,60	13,07					2,1	4
23.	Circle	13,68	13,11					2,1	4
24.	Area	13,82	15,80	6,39	3,38		0,70		4
25.	Circle	13,86	13,20					2,1	4
26.	Circle	13,86	13,20					2,1	4
27.	Circle	14,23	13,37					2,1	4
28.	Circle	14,37	13,44					2,1	4
29.	Area	14,44	15,71	5,37	4,31		0,74		4
30.	Circle	15,17	13,81					2,2	4
31.	Circle	15,17	13,81					2,2	4
32.	Circle	15,29	13,86					2,2	4
33.	Circle	15,65	14,02					2,2	4
34.	Circle	15,95	14,16					2,3	5
35.	Circle	15,95	14,16					2,3	5

№ пп	Форма частки	Площа, мкм ²	Периметр, мкм	Довжина, мкм	Ширина, мкм	Висота, мкм	Округ- лість	Радіус R, мкм	Діаметр (еквіва- лентий) 2R (2R _e), мкм
36.	Circle	15,97	14,16					2,3	5
37.	Circle	16,01	14,18					2,3	5
38.	Circle	16,01	14,18					2,3	5
39.	Circle	16,01	14,18					2,3	5
40.	Circle	16,19	14,27					2,3	5
41.	Circle	17,00	14,62					2,3	5
42.	Circle	17,43	14,80					2,4	5
43.	Circle	17,43	14,80					2,4	5
44.	Circle	17,52	14,84					2,4	5
45.	Circle	17,52	14,84					2,4	5
46.	Circle	17,78	14,95					2,4	5
47.	Circle	17,78	14,95					2,4	5
48.	Circle	18,44	15,22					2,4	5
49.	Circle	18,49	15,25					2,4	5
50.	Circle	18,49	15,25					2,4	5
51.	Circle	18,61	15,29					2,4	5
52.	Circle	18,61	15,29					2,4	5
53.	Circle	18,85	15,39					2,4	5
54.	Circle	20,25	15,95					2,5	5
55.	Circle	20,25	15,95					2,5	5
56.	Circle	20,63	16,10					2,6	5
57.	Circle	20,76	16,15					2,6	5
58.	Circle	21,89	16,59					2,6	5
59.	Area	22,13	24,90	11,39	2,91		0,45		5
60.	Circle	22,23	16,71					2,7	5
61.	Circle	22,23	16,71					2,7	5
62.	Circle	22,44	16,79					2,7	5
63.	Circle	22,44	16,79					2,7	5
64.	Circle	22,44	16,79					2,7	5
65.	Circle	22,44	16,79					2,7	5
66.	Circle	22,76	16,91					2,7	5
67.	Circle	22,76	16,91					2,7	5
68.	Circle	23,12	17,04					2,7	5
69.	Area	23,52	19,39	6,53	5,79		0,79		5
70.	Circle	24,63	17,59					2,8	6
71.	Circle	24,63	17,59					2,8	6
72.	Circle	24,63	17,59					2,8	6
73.	Circle	24,63	17,59					2,8	6
74.	Circle	25,25	17,81					2,8	6

№ ПП	Форма частки	Площа, мкм ²	Периметр, мкм	Довжина, мкм	Ширина, мкм	Висота, мкм	Округ- лість	Радіус R, мкм	Діаметр (еквіва- лентий) 2R (2R _e), мкм
75.	Circle	25,96	18,06					2,9	6
76.	Circle	26,18	18,14					2,9	6
77.	Circle	26,32	18,19					2,9	6
78.	Area	26,83	21,97	9,42	4,92		0,70		6
79.	Circle	27,37	18,55					3,0	6
80.	Circle	27,37	18,55					3,0	6
81.	Circle	27,37	18,55					3,0	6
82.	Circle	27,37	18,55					3,0	6
83.	Circle	27,37	18,55					3,0	6
84.	Circle	27,37	18,55					3,0	6
85.	Circle	27,37	18,55					3,0	6
86.	Circle	27,37	18,55					3,0	6
87.	Circle	27,37	18,55					3,0	6
88.	Circle	28,44	18,90					3,0	6
89.	Circle	28,45	18,91					3,0	6
90.	Circle	28,45	18,91					3,0	6
91.	Circle	28,46	18,91					3,0	6
92.	Circle	28,46	18,91					3,0	6
93.	Circle	28,46	18,91					3,0	6
94.	Circle	28,46	18,91					3,0	6
95.	Circle	28,46	18,91					3,0	6
96.	Circle	29,01	19,09					3,0	6
97.	Circle	29,17	19,14					3,0	6
98.	Area	29,18	23,33	9,01	4,56		0,67		6
99.	Area	29,38	21,55	8,72	5,24		0,80		6
100.	Circle	30,59	19,61					3,1	6
101.	Area	31,02	23,88	9,71	5,13		0,68		6
102.	Circle	31,75	19,97					3,2	6
103.	Circle	31,75	19,97					3,2	6
104.	Circle	31,75	19,97					3,2	6
105.	Circle	33,39	20,48					3,3	7
106.	Circle	33,39	20,48					3,3	7
107.	Circle	33,39	20,48					3,3	7
108.	Circle	33,39	20,48					3,3	7
109.	Circle	33,39	20,48					3,3	7
110.	Circle	33,39	20,48					3,3	7
111.	Circle	33,39	20,48					3,3	7
112.	Area	35,19	23,62	9,33	5,26		0,79		7
113.	Circle	35,58	21,14					3,4	7

№ пп	Форма частки	Площа, мкм ²	Периметр, мкм	Довжина, мкм	Ширина, мкм	Висота, мкм	Округ- лість	Радіус R, мкм	Діаметр (еквіва- лентий) 2R (2R _e), мкм
114.	Circle	35,58	21,14					3,4	7
115.	Circle	35,58	21,14					3,4	7
116.	Circle	35,58	21,14					3,4	7
117.	Circle	35,58	21,14					3,4	7
118.	Area	37,11	25,20	8,78	7,92		0,73		7
119.	Circle	37,22	21,63					3,4	7
120.	Circle	37,70	21,77					3,5	7
121.	Area	37,87	24,69	9,49	6,85		0,78		7
122.	Area	38,07	24,44	8,87	6,75		0,80		7
123.	Circle	39,41	22,25					3,5	7
124.	Circle	39,41	22,25					3,5	7
125.	Circle	39,41	22,25					3,5	7
126.	Circle	39,41	22,25					3,5	7
127.	Circle	40,50	22,56					3,6	7
128.	Circle	40,50	22,56					3,6	7
129.	Circle	40,50	22,56					3,6	7
130.	Circle	40,50	22,56					3,6	7
131.	Area	40,77	24,40	9,19	6,18		0,86		7
132.	Area	41,55	27,11	10,37	6,64		0,71		7
133.	Area	43,30	25,43	9,42	6,55		0,84		7
134.	Circle	43,79	23,46					3,7	7
135.	Circle	43,79	23,46					3,7	7
136.	Circle	43,79	23,46					3,7	7
137.	Area	44,67	25,25	9,16	6,96		0,88		8
138.	Area	46,28	28,84	11,54	5,77		0,70		8
139.	Circle	46,53	24,18					3,8	8
140.	Circle	46,53	24,18					3,8	8
141.	Circle	46,53	24,18					3,8	8
142.	Area	47,39	30,37	12,52	6,68		0,65		8
143.	Area	48,29	28,80	11,75	5,80		0,73		8
144.	Circle	48,72	24,74					3,9	8
145.	Area	48,78	26,76	10,05	7,52		0,86		8
146.	Circle	50,49	25,19					4,0	8
147.	Area	51,06	31,41	12,16	6,22		0,65		8
148.	Area	53,92	31,32	10,69	9,13		0,69		8
149.	Circle	54,74	26,23					4,2	8
150.	Circle	54,74	26,23					4,2	8
151.	Circle	54,74	26,23					4,2	8
152.	Circle	54,74	26,23					4,2	8

№ пп	Форма частки	Площа, мкм ²	Периметр, мкм	Довжина, мкм	Ширина, мкм	Висота, мкм	Округ- лість	Радіус R, мкм	Діаметр (еквіва- лентий) 2R (2R _e), мкм
153.	Circle	54,74	26,23					4,2	8
154.	Circle	56,17	26,57					4,2	8
155.	Circle	56,91	26,74					4,3	9
156.	Circle	58,02	27,00					4,3	9
157.	Area	58,42	31,00	11,48	8,29		0,76		9
158.	Area	59,85	34,74	12,67	7,12		0,62		9
159.	Circle	61,85	27,88					4,4	9
160.	Circle	63,11	28,16					4,5	9
161.	Circle	63,74	28,30					4,5	9
162.	Circle	64,04	28,37					4,5	9
163.	Circle	64,04	28,37					4,5	9
164.	Circle	64,04	28,37					4,5	9
165.	Circle	64,04	28,37					4,5	9
166.	Area	66,47	46,06	16,54	9,79		0,39		9
167.	Circle	68,42	29,32					4,7	9
168.	Area	71,00	32,23	11,55	8,38		0,86		10
169.	Circle	71,16	29,90					4,8	10
170.	Area	72,22	35,28	13,49	8,91		0,73		10
171.	Circle	74,44	30,59					4,9	10
172.	Circle	74,44	30,59					4,9	10
173.	Area	78,65	34,25	13,33	8,56		0,84		10
174.	Circle	79,37	31,58					5,0	10
175.	Area	80,76	38,92	14,82	8,77		0,67		10
176.	Area	80,93	36,73	12,13	11,20		0,75		10
177.	Circle	81,56	32,01					5,1	10
178.	Circle	81,56	32,01					5,1	10
179.	Area	84,33	36,42	12,55	9,58		0,80		10
180.	Area	84,76	38,57	12,13	11,76		0,72		10
181.	Area	87,30	34,71	12,55	9,72		0,91		11
182.	Area	87,55	38,00	14,39	10,22		0,76		11
183.	Area	88,86	43,84	18,07	7,00		0,58		11
184.	Area	90,60	41,76	16,00	9,26		0,65		11
185.	Area	94,44	39,18	14,47	11,40		0,77		11
186.	Area	96,09	41,40	16,30	8,71		0,70		11
187.	Area	96,35	43,25	14,49	12,02		0,65		11
188.	Area	96,44	37,54	13,27	10,79		0,86		11
189.	Area	99,22	41,14	13,18	11,84		0,74		11
190.	Area	102,88	41,28	13,88	12,12		0,76		11
191.	Circle	105,64	36,44					5,8	12

№ пп	Форма частки	Площа, мкм ²	Периметр, мкм	Довжина, мкм	Ширина, мкм	Висота, мкм	Округ- лість	Радіус R, мкм	Діаметр (еквіва- лентий) 2R (2R _e), мкм
192.	Area	107,85	40,10	15,95	11,12		0,84		12
193.	Circle	116,76	38,30					6,1	12
194.	Area	117,37	46,68	18,17	10,73		0,68		12
195.	Area	120,74	54,72	23,54	8,46		0,51		12
196.	Area	122,75	45,41	15,53	12,93		0,75		13
197.	Area	122,92	47,47	15,78	13,58		0,69		13
198.	Area	123,78	42,98	16,69	11,85		0,84		13
199.	Area	133,98	52,77	17,56	12,34		0,60		13
200.	Area	139,21	46,37	16,70	14,32		0,81		13
201.	Area	139,25	55,28	17,19	16,52		0,57		13
202.	Area	145,25	46,12	16,65	13,32		0,86		14
203.	Area	146,88	73,53	28,38	12,10		0,34		14
204.	Area	152,02	50,30	18,31	13,63		0,75		14
205.	Circle	160,50	44,91					7,1	14
206.	Area	169,33	54,85	20,10	14,84		0,71		15
207.	Area	202,11	61,42	21,71	15,60		0,67		16
208.	Area	207,42	55,15	20,56	15,38		0,86		16
209.	Area	209,43	59,71	21,91	15,47		0,74		16
210.	Area	209,63	71,46	24,37	16,46		0,52		16
211.	Area	218,49	61,56	21,90	17,36		0,72		17
212.	Area	242,65	69,44	29,36	16,19		0,63		18
213.	Area	244,29	76,18	34,02	11,62		0,53		18
214.	Area	245,14	60,55	22,76	15,69		0,84		18
215.	Area	248,90	75,46	21,97	19,64		0,55		18
216.	Area	260,66	79,12	29,82	16,27		0,52		18
217.	Area	264,31	77,40	26,98	17,37		0,55		18
218.	Area	307,17	68,34	24,21	18,51		0,83		20
219.	Area	402,47	84,55	28,08	26,28		0,71		23
220.	Area	441,76	91,91	33,41	23,45		0,66		24
221.	Area	446,90	124,42	35,34	31,01		0,36		24
222.	Area	451,00	95,66	33,63	22,50		0,62		24
223.	Area	469,22	88,28	34,25	24,31		0,76		24
224.	Area	473,01	83,67	31,07	23,11		0,85		25
225.	Area	483,37	110,56	42,06	24,31		0,50		25
226.	Area	491,80	96,98	38,49	17,93		0,66		25
227.	Area	497,08	88,97	31,03	26,56		0,79		25
228.	Area	511,12	116,15	38,53	29,70		0,48		26
229.	Area	588,70	97,26	38,17	22,68		0,78		27
230.	Area	613,64	106,16	35,19	28,96		0,68		28

№ пп	Форма частки	Площа, мкм ²	Периметр, мкм	Довжина, мкм	Ширина, мкм	Висота, мкм	Округ- лість	Радіус R, мкм	Діаметр (еквіва- лентий) 2R (2R _e), мкм
231.	Area	790,05	121,80	46,77	30,35		0,67		32
232.	Area	829,16	128,56	43,86	34,25		0,63		33
233.	Area	892,85	123,45	41,93	33,79		0,74		34
234.	Area	971,44	140,21	46,92	37,30		0,62		35
235.	Area	1058,00	151,53	49,33	37,80		0,58		37
236.	Area	1427,50	177,09	53,19	50,76		0,57		43
237.	Area	1449,75	219,46	76,84	36,41		0,38		43
238.	Area	1470,89	157,13	59,10	40,40		0,75		43
239.	Area	1478,80	201,62	61,08	46,06		0,46		43
240.	Area	1572,34	167,01	55,28	41,28		0,71		45
241.	Area	1598,53	176,32	62,06	42,58		0,65		45
242.	Area	1759,96	197,77	63,83	52,79		0,57		47
243.	Area	1862,21	180,13	60,60	54,22		0,72		49
244.	Area	1955,84	198,51	61,54	52,61		0,62		50
245.	Area	2256,68	230,68	83,81	49,81		0,53		54
246.	Area	2329,39	279,38	77,88	62,14		0,38		54
247.	Area	2479,92	211,43	73,57	49,09		0,70		56
248.	Area	2531,79	250,38	86,97	50,93		0,51		57
249.	Area	2560,07	256,43	77,47	64,24		0,49		57
250.	Area	2666,96	288,26	90,32	52,19		0,40		58
251.	Area	2755,21	280,82	97,12	46,32		0,44		59
252.	Area	3366,35	267,15	95,60	60,52		0,59		65
253.	Area	3378,69	232,04	75,12	71,88		0,79		66
254.	Area	3493,98	283,23	90,74	62,74		0,55		67
255.	Area	3578,78	296,13	98,21	68,96		0,51		68
256.	Area	3658,76	270,68	83,13	67,32		0,63		68
257.	Area	3730,44	320,34	107,75	68,68		0,46		69
258.	Area	3765,48	340,99	95,24	84,16		0,41		69
259.	Area	3938,42	353,33	117,17	69,97		0,40		71
260.	Area	4061,01	390,51	108,53	67,21		0,33		72
261.	Area	4071,44	308,21	94,91	78,45		0,54		72
262.	Area	4381,31	341,11	92,48	85,65		0,47		75
263.	Area	4525,98	423,69	99,70	86,47		0,32		76
264.	Area	5388,98	508,75	129,06	89,31		0,26		83
265.	Area	5459,72	409,04	122,76	90,29		0,41		83
	Rectangle	829918,03	3651,59		971,73	854,06			

Таблиця Б.2. Результати зведених розрахунків дисперсного складу.

Інструмент	Показник	Кількість	Значення	SD	Min	Max
Area	Area	115	925,76	1370,84	12,90	5459,72
	Perimeter	115	111,87	109,36	14,60	508,75
	Length	115	36,80	32,02	5,37	129,06
Circle	Area	150	32,37	22,44	7,65	160,50
	Perimeter	150	19,22	6,13	9,80	44,91
	Radius	150	3,06	0,98	1,56	7,15
Rectangle	Area	1	829918,03		829918,03	829918,03
	Perimeter	1	3651,59		3651,59	3651,59

Таблиця Б.3. Розрахунок фракційного складу часток.

Розмір часток 2R, мкм	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Число часток n	6	27	36	35	32	18	13	13	10	5
Доля часток n(R)	0,02	0,10	0,14	0,13	0,12	0,07	0,05	0,05	0,04	0,02
Кількість часток n(R), %	2,26	10,2	13,6	13,2	12,1	6,79	4,91	4,91	3,77	1,89

Продовження таблиці Б.3.

Розмір часток 2R, мкм	13	14	15	16	17	18	20	23	24	25
Число часток n	6	4	1	4	1	6	1	1	4	4
Доля часток n(R)	0,02	0,02	0,00	0,02	0,00	0,02	0,00	0,00	0,02	0,02
Кількість часток n(R), %	2,26	1,51	0,38	1,51	0,38	2,26	0,38	0,38	1,51	1,51

Продовження таблиці Б.3.

Розмір часток 2R, мкм	26	27	28	32	33	34	35	37	43	45
Число часток n	1	1	1	1	1	1	1	1	4	2
Доля часток n(R)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,01
Кількість часток n(R), %	0,38	0,38	0,38	0,38	0,38	0,38	0,38	0,38	1,51	0,75

Продовження таблиці Б.3.

Розмір часток 2R, мкм	47	49	50	54	56	57	58	59	65	66
Число часток n	1	1	1	2	1	2	1	1	1	1
Доля часток n(R)	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
Кількість часток n(R), %	0,38	0,38	0,38	0,75	0,38	0,75	0,38	0,38	0,38	0,38

Продовження таблиці Б.3.

Розмір часток 2R, мкм	67	68	69	71	72	75	76	83	100>*
Число часток n	1	2	2	1	2	1	1	2	-
Доля часток n(R)	0,00	0,01	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	-
Кількість часток n(R), %	0,38	0,75	0,75	0,38	0,75	0,38	0,38	0,75	-

*Грубодисперсні фракції (розміри часток більше 100 мкм) в полі зору мікроскопу не спостерігалися, тому експериментально оцінити їх фракційний склад немає можливості.

ДОДАТОК В (ДОВІДКОВИЙ)

ПрАТ "Пласт"
Науково-дослідницький центр



Атестат акредитації №044-11 від 30 березня 2011 року з терміном дії до 19 січня 2013 року

СЕРТИФІКАТ № 18

якості природного газу

Дата відбору проби: 12.09.2011

Місце відбору проби: Проба газу С-1/1

Умови відбору проби: Температура: 12 °С Тиск: 77 атм

Тип хроматографа: Кристалл-2000м

Фізико-хімічні показники (ФХП) парам. газу

за стандартних умов T: 20 °С Тиск: 0,1 МПа

Результати аналізу:

Найменування ФХП газу	Норма показників ФХП газу, згідно ГОСТ	Фактичні результати аналізу газу, метод випробувань ДСТО ISO 6974-2:2007, ДСТО ISO 6974-3:2007, ГОСТ 22667-82	
		Об'єм. %	Мол. %
Метан (CH ₄)	Не нормується	80,935	80,935
Етан (C ₂ H ₆)	-/-	10,837	10,837
Пропан (C ₃ H ₈)	-/-	3,177	3,177
ізо-Бутан (iC ₄ H ₁₀)	-/-	0,287	0,287
н-Бутан (nC ₄ H ₁₀)	-/-	0,587	0,587
нео-Пентан (C ₅ H ₁₂)	-/-	0,001	0,001
ізо-Пентан (C ₅ H ₁₂)	-/-	0,101	0,101
н-Пентан (C ₅ H ₁₂)	-/-	0,109	0,109
Гексан + вищ.	-/-	0,162	0,162
Кисень (O ₂)	Не більше 1,0	0,005	0,005
Азот (N ₂)	Не нормується	0,591	0,591
Двуокис вуглецю (CO ₂)	Не нормується	3,208	3,208
Густина відносна	Не нормується	0,695	
Густина хроматографічна, кг/м ³	Не нормується	0,837	
Нижча теплота згоряння, ккал/м ³ (МДж/м ³) (за стандартними умовами)	Не менше 7600 (31,8)	9038	
Число Воббе (нижче), ккал/м ³	Не нормується	37,840	
		10843	

Аналіз виконав

Зав.лабораторією

Дата аналізу
Файл хроматограми:



Зайцева І.В.

Золотоус Н.М.

/19131440.anl

ДОДАТОК Г (довідковий)

ПрАТ "Пласт"
Науково-дослідницький центр



Свідоцтво про атестацію № 044-11 від 30 березня 2011 року з терміном дії до 19 січня 2013 року

ПРОТОКОЛ № 103 фізико-хімічних показників якості рідких вуглеводнів

Дата відбору проби : 07.09.2012р.

Місце відбору проби: ЗСУ «Мекедівсько-Голотовщинського ГКР», конд. тов., Е 100/1

РЕЗУЛЬТАТИ АНАЛІЗУ

Найменування показників	Метод випробувань	Визначено аналізом
Колір	візуально	жовтий
Густина за температури 20°C, г/см ³	ГОСТ 3900-85	0,7436
Кінематична в'язкість за температури 20°C, мм ² /с	ГОСТ 10028-81	н/в
Вміст парафіну, % мас	ГОСТ 11851-85	0,9
Масова частка води, %	ГОСТ 2477-65	відс
Масова частка механічних домішок, %, не більше	ГОСТ 6370-83	0,0004
Маса хлористих солей, мг/л	ГОСТ 21534-76	4,54
Фракційний склад		100%
початок кипіння, °C		35
кінець кипіння, °C		329
при 20°C переганяється, %		-
при 40°C переганяється, %		1
при 60°C переганяється, %		7
при 80°C переганяється, %		17
при 100°C переганяється, %		29
при 120°C переганяється, %	ГОСТ 2177-99	41
при 150°C переганяється, %		57
при 160°C переганяється, %		60
при 180°C переганяється, %		68
при 200°C переганяється, %		72
при 220°C переганяється, %		77
при 240°C переганяється, %		79,5
при 260°C переганяється, %		83
при 280°C переганяється, %		85
при 300°C переганяється, %		87
при 320°C переганяється, %		89
при 350°C переганяється, %		-
всього відігнано, %		91,5
залишок, %		3,5
втрати, %		5,0

Аналіз виконав
Нач.лабораторії



І.В.Зайцева

Дата виконання аналізу

"12" вересня 2012р.

ДОДАТОК Д (ДОВІДКОВИЙ)

ПрАТ "Пласт"
Науково-дослідницький центр

Атестат акредитації № 044-11 від 30 березня 2011 року з терміном дії до 19 січня 2013 року



Аналіз води № 132

Методи вимірювань: згідно ДСТУ ГОСТ 18481:2009, ГОСТ 18995.1-73, ГОСТ 23268.11-78, ГОСТ 23268.5-78,
ГОСТ 23268.17-78, ГОСТ 23268.3-78, ГОСТ 23268.2-91, ГОСТ 4389-72.

Площа ЗСУ "Мехедівсько-Голотовщинського ГКР"

Дата відбору: 09.08.2012р

Густина 1,035 pH 5,96

іони	г/моль	мг/л	мг.екв/л	екв. %	
Cl	35,46	36798,2604	1037,74	49,846	
SO ₄	48	0	0	0,000	
HCO	61	195,2	3,2	0,154	
CO ₃	30	0	0	0,000	
Сума аніонів		36993,4604	1040,94	50,000	
Ca	20,04	6588,15	328,75	15,791	
Mg	12,16	1018,4	83,75	4,023	
Na+K	23	14454,12	628,44	30,186	
Fe ³⁺	18,61	2,32625			
Fe ²⁺	27,92	157,05			
Сума катіонів		22220,04625	1040,94	50	
Заг.сума іонів		59213,507	2081,88	100	
Загальна жорсткість		412,5			
Жорсткість в Німецьких		1155			
Соленість по Боме		4,903			
Загальна лужність		3,2			
Характеристика по Суліну	rNa/Cl		0,61	rCa/Mg	3,93
	rCl-Na/Mg		4,89	rSO ₄ /Cl	0,00
речовина	г/л		%		
MgCl ₂		4,031	0,389		
CaCl ₂		18,282	1,766		
FeCl ₂		0,356	0,034		
FeCl ₃		0,007	0,001		
Na ₂ SO ₄		0,000	0,000		
NaHCO ₃		0,269	0,026		
NaCl+KCl		36,404	3,517		
Na ₂ CO ₃		0,000	0,000		
Загальна мінералізація		59,349	5,734		

Аналіз виконав:
Нач. лабораторії:



Дата виконання аналізу

І.В.Зайцева

"13" серпня 2012 р.

ДОДАТОК Е
(обов'язковий)

Таблиця Е.1 – Результати математичних моделювань, розрахунку гідравлічного опору та ефективності блочного горизонтального газосепаратора (а також окремих його ступенів сепарації) УКПГ Мехедівсько-Голотовщинського газоконденсатного родовища (Україна, Полтавська обл.) британської нафтогазової компанії Regal Petroleum Corporation Ltd.

№1	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск P, МПа	6
	Масова витрата газу G, кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,143
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	2612
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00199
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,141
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,61
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	2100
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0233
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	280>210>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,120
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	83,72
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	272
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00469
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	100>63>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0186
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	79,87
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	240
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00199
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	63>55>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00270
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	57,57

Продовження таблиці Е.1

№2	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{м}^3/\text{добу}$	400
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,286
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{\text{max}} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	500 > 150 > 5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	10926
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00362
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,283
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,74
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8810
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0689
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_m > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	250 > 150 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,217
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	75,93
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1136
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00793
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m1} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	74 > 68 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0610
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	88,49
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	980
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00362
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m2} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	67 > 64 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00431
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,35

Продовження таблиці Е.1

№3	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{м}^3/\text{добу}$	500
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,358
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{\text{max}} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, мкм	500 > 150 > 5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	16322
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0076
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,350
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	97,88
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	13460
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0920
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_m > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, мкм	230 > 140 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,266
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	74,28
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1670
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0154
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m1} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, мкм	92 > 69 > 46
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0766
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	83,27
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1192
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00760
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m2} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, мкм	70 > 63 > 45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00780
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	50,65

Продовження таблиці Е.1

№4	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{м}^3/\text{добу}$	200
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,823
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{\text{max}}>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	2627
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00191
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,821
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,77
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	2125
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0342
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_m>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	350>130>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,789
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	95,84
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	272
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00428
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_{m1}>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	150>80>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0299
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	87,49
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	230
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00191
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_{m2}>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	120>70>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00237
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	55,36

Продовження таблиці Е.1

№5	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{м}^3/\text{добу}$	400
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	1,646
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{\text{max}}>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідрравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	11016
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0275
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,618
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,33
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8890
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,384
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_m>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	220>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,262
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	76,67
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1142
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0599
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_{m1}>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	110>66>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,324
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	84,40
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідрравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	984
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0275
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_{m2}>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	71>62>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0324
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,09

Продовження таблиці Е.1

№6	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{м}^3/\text{добу}$	500
	Робочий тиск P , МПа	6
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	2,057
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{\text{max}} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	500 > 150 > 5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	16668
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0263
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	2,031
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,72
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	13670
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,405
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_m > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	230 > 140 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,652
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	80,33
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1170
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0637
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m1} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	75 > 63 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,341
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	84,26
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1228
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0263
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m2} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	65 > 45 > 35
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0374
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	58,71

Продовження таблиці Е.1

№7	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{м}^3/\text{добу}$	200
	Робочий тиск P , МПа	8
	Масова витрата газу G , кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,142
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{\text{max}}>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	2457
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00099
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,142
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,31
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	2005
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0088
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_m>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	250>200>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,134
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	93,85
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	216
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00196
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_{m1}>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	90>62>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00684
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	77,75
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	236
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00099
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_{m2}>2R_c>2R_{\text{min}}$, МКМ	61>52>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00096
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	49,23

Продовження таблиці Е.1

№8	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{нм}^3/\text{добу}$	400
	Робочий тиск P , МПа	8
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,286
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{\text{max}} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	500 > 150 > 5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	9686
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00317
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,283
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,89
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	7797
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0484
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_m > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	240 > 140 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,238
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	83,09
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	900
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00695
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m1} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	73 > 66 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0414
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	85,64
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	989
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00317
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m2} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	66 > 62 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00378
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,39

Продовження таблиці Е.1

№9	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{м}^3/\text{добу}$	500
	Робочий тиск P , МПа	8
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,358
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{\text{max}} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	500 > 150 > 5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	16319
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00365
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,354
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,98
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	12913
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0529
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_m > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	200 > 130 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,305
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	85,21
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1228
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0080
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m1} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	81 > 60 > 42
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0449
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	84,88
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	2178
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00365
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m2} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	65 > 61 > 45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00435
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,38

Продовження таблиці Е.1

№10	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск Р, МПа	8
	Масова витрата газу G, кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,823
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	2419
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00560
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,817
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,32
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1961
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0680
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	310>120>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,755
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	91,74
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	216
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0133
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	120>75>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0547
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	80,44
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	2428
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00560
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	110>69>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00770
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	57,89

Продовження таблиці Е.1

№11	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск Р, МПа	8
	Масова витрата газу G, кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	1,646
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	9962
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00511
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,641
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,69
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	7970
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,115
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	210>120>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,531
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	93,01
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1002
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0112
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	100>63>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,1038
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	90,26
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	990
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00511
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	68>60>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00609
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,38

Продовження таблиці Е.1

№12	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{м}^3/\text{добу}$	500
	Робочий тиск P , МПа	8
	Масова витрата газу G , кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	2,057
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{\text{max}}>2R_c>2R_{\text{min}}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	15252
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0108
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	2,046
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,47
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	12237
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,1875
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_m>2R_c>2R_{\text{min}}$, мкм	230>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,870
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	90,89
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1443
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0230
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_{m1}>2R_c>2R_{\text{min}}$, мкм	70>60>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,165
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	87,73
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1572
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0108
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}}=2R_{m2}>2R_c>2R_{\text{min}}$, мкм	60>41>30
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0122
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	53,04

Продовження таблиці Е.1

№13	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск Р, МПа	10
	Масова витрата газу G, кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,143
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	1705
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00143
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,142
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,00
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1328
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0137
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	250>150>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,129
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	90,43
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	182
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00346
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	120>75>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,01024
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	74,74
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	195
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00143
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	70>45>30
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00203
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	58,67

Продовження таблиці Е.1

№14	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск Р, МПа	10
	Масова витрата газу G, кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,286
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	6835
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00266
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,284
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,07
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5346
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0343
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	200>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,252
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	88,02
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	733
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00583
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	81>68>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0285
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	83,00
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	756
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00266
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	74>45>22
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00317
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,37

Продовження таблиці Е.1

№15	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск Р, МПа	10
	Масова витрата газу G, кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,358
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	10719
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00251
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,355
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,30
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8354
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0420
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	250>152>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,316
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	88,26
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1160
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00603
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	70>50>35
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0360
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	85,64
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1205
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00251
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	55>35>20
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00352
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	58,37

Продовження таблиці Е.1

№16	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск Р, МПа	10
	Масова витрата газу G, кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,823
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	1728
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00543
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,817
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	99,34
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1261
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0923
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	230>140>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,731
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	88,78
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	272
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0132
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	110>72>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0792
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	85,75
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	195
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00543
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	80>60>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00772
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	58,69

Продовження таблиці Е.1

№17	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. $\text{нм}^3/\text{добу}$	400
	Робочий тиск P , МПа	10
	Масова витрата газу G , кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , $\text{см}^3/\text{м}^3$	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	1,646
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{\text{max}} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	500 > 150 > 5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	6856
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0186
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,627
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,87
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5348
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,403
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_m > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	275 > 185 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,243
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	75,54
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	743
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0408
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m1} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	110 > 66 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,362
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	89,88
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	765
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0186
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{\text{max}} = 2R_{m2} > 2R_c > 2R_{\text{min}}$, МКМ	80 > 62 > 50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0222
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,36

Продовження таблиці Е.1

№18	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск Р, МПа	10
	Масова витрата газу G, кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	2,057
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	10664
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0432
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	2,014
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	97,90
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8363
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,519
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	200>125>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,538
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	74,78
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1106
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0947
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	75>63>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,424
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	81,75
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1195
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0432
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	68>45>30
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0515
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,35

Продовження таблиці Е.1

№19	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск Р, МПа	12
	Масова витрата газу G, кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,143
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	1623
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00156
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,142
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,91
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1319
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0160
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	230>180>41
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,127
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	88,85
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	1416
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00399
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	85>61>41
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0120
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	75,00
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	163
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00156
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	57>48>41
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00243
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	60,90

Продовження таблиці Е.1

№20	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск Р, МПа	12
	Масова витрата газу G, кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,286
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	6522
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0030
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,283
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,95
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5257
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0322
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	220>120>48
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,254
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	88,75
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	607
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00664
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	69>61>47
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0256
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	79,38
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	658
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0030
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	63>58>48
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00364
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,82

Продовження таблиці Е.1

№21	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск Р, МПа	12
	Масова витрата газу G, кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,358
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	11101
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0094
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,348
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	97,37
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8696
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0862
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	180>110>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,272
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	75,90
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	948
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0205
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	78>58>40
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0657
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	76,22
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1457
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0094
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	63>58>41
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0111
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,15

Продовження таблиці Е.1

№22	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск Р, МПа	12
	Масова витрата газу G, кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,823
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	2262
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0037
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,819
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	95,55
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1961
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,068
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	280>110>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,755
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	91,74
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	141
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0101
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	110>72>48
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0579
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	85,15
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	160
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0037
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	100>65>44
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0064
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	63,37

Продовження таблиці Е.1

№23	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск Р, МПа	12
	Масова витрата газу G, кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	1,646
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	6501
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0169
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,629
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,97
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5259
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,169
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	200>110>48
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,477
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	89,73
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	609
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0389
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	90>60>48
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,1301
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	76,98
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	633
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0169
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	63>58>46
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0220
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	56,56

Продовження таблиці Е.1

№24	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск Р, МПа	12
	Масова витрата газу G, кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	2,057
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	9986
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0498
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	2,0073
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	97,58
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	8135
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,430
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	180>110>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,627
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	79,10
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	809
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,109
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	65>58>45
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,321
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	74,65
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	1042
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0498
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	58>39>28
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0592
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,31

Продовження таблиці Е.1

№25	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск Р, МПа	14
	Масова витрата газу G, кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,143
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	1219
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0026
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,1405
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,18
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	953
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0321
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	160>80>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,1110
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	77,57
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	126
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0064
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	114>65>40
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0257
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	80,06
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	140
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0026
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	69>35>30
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0038
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	59,39

Продовження таблиці Е.1

№26	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск Р, МПа	14
	Масова витрата газу G, кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,286
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	5353
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00466
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,2815
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,37
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	4283
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0534
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	250>152>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,233
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	81,34
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	521
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0102
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	84>60>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0432
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	80,90
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	549
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00466
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	68>59>22
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00554
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,31

Продовження таблиці Е.1

№27	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск Р, МПа	14
	Масова витрата газу G, кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	80
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,358
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	7637
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,00857
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,349
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	97,60
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5970
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0911
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	210>120>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,267
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	74,54
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	815
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0183
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	70>50>35
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0728
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	79,91
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	852
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,00857
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	49>35>21
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,00973
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	53,17

Продовження таблиці Е.1

№28	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	200
	Робочий тиск Р, МПа	14
	Масова витрата газу G, кг/с	1,97
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	0,823
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	1616
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,025
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,798
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	96,97
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	1163
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,302
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	170>125>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,521
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	63,30
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	315
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0604
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	80>52>40
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,2416
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	80,00
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	138
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0249
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	55>30>18
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0355
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	58,77

Продовження таблиці Е.1

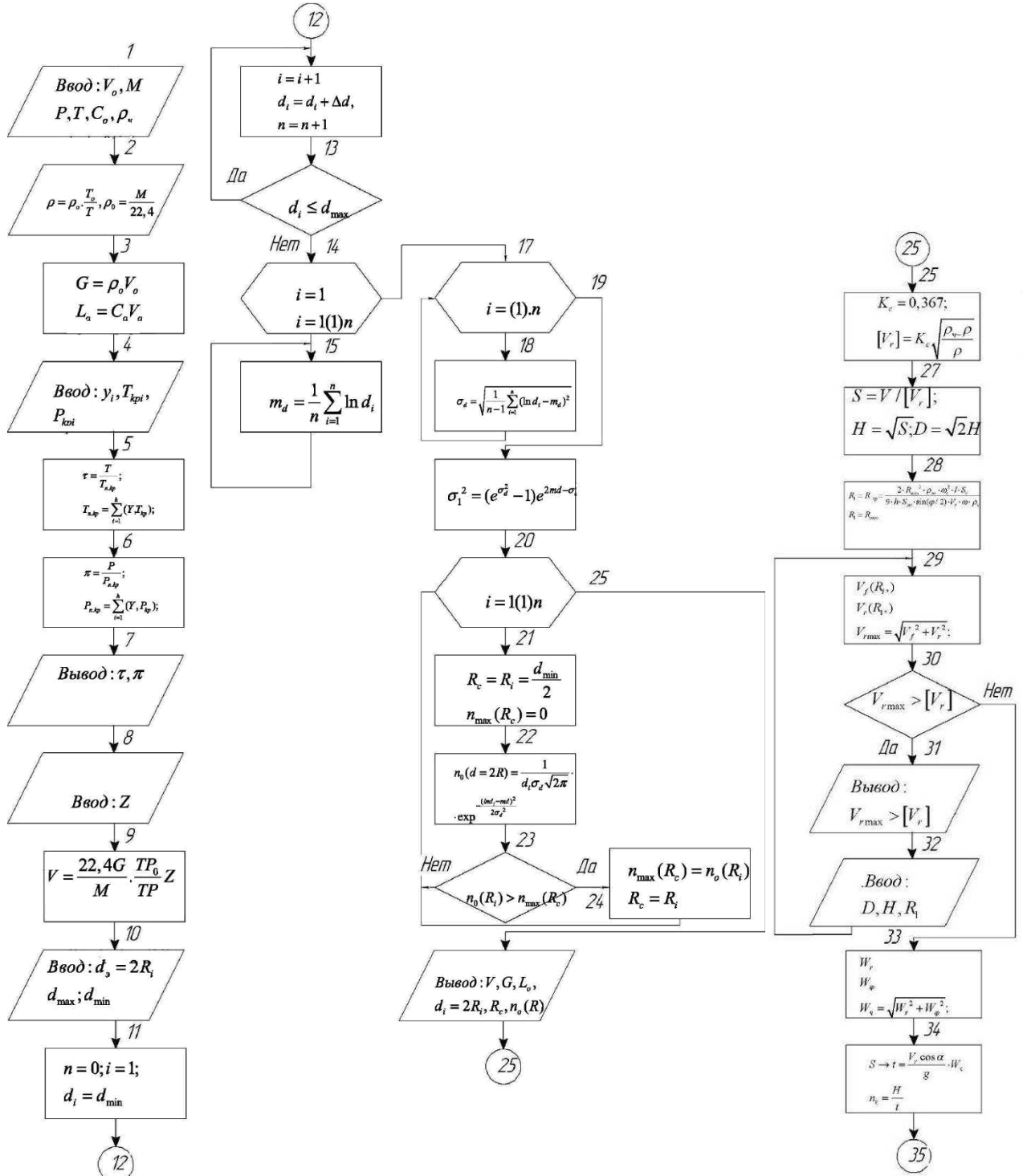
№29	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	400
	Робочий тиск Р, МПа	14
	Масова витрата газу G, кг/с	3,94
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	1,646
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, мкм	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	4881
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,032
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,614
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,05
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	3823
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,394
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, мкм	140>100>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,252
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	76,06
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	520
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0739
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, мкм	75>53>40
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,3201
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	81,24
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	538
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0321
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, мкм	60>53>30
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0418
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	56,56

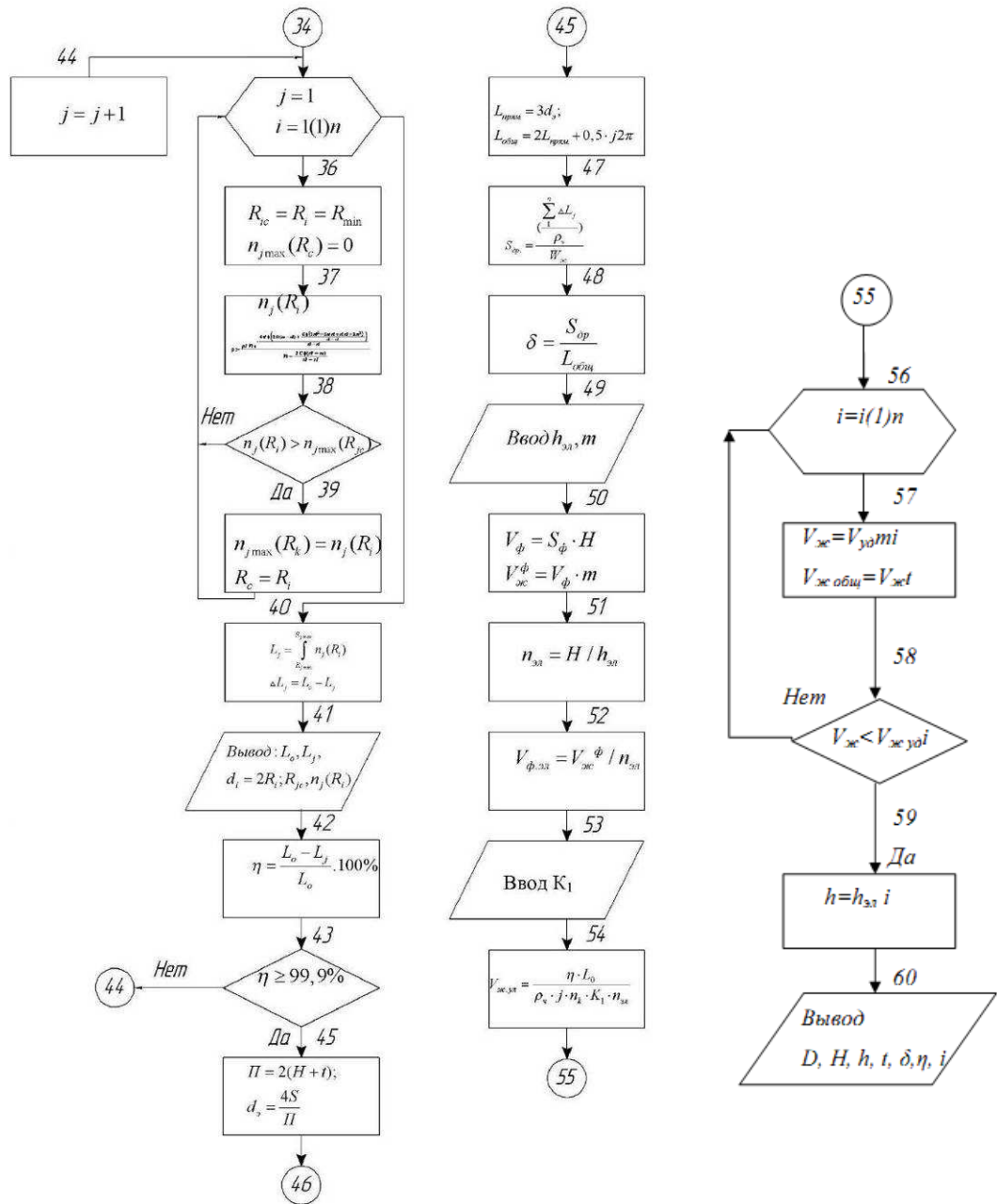
Продовження таблиці Е.1

№30	Параметр	Значення
Газосепаратор		
Вхід	Продуктивність по газу $Q=V_0$, тис. нм ³ /добу	500
	Робочий тиск Р, МПа	14
	Масова витрата газу G, кг/с	4,93
	Вміст краплинної рідини у потоці газу на вході C_0 , см ³ /м ³	460
	Витрата краплинної рідини на вході G_1 , кг/с	2,057
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на вході в газосепаратор $2R_{max}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	500>150>5
Вихід	Гідравлічний опір газосепаратора ΔP , Па	7693
	Витрата краплинної рідини на виході з газосепаратора G_2 , кг/с	0,0225
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	2,0346
	Сумарний ступінь сепарації газосепаратора η , %	98,91
Вузол попередньої сепарації		
1 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_1 , Па	5965
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,2697
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_m>2R_c>2R_{min}$, МКМ	250>152>50
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	1,787
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_1 , %	86,89
Основна сепараційна секція		
2 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_2 , Па	877
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0492
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m1}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	70>50>40
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,2205
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_2 , %	81,76
Додаткова сепараційна секція (відбійник бризок та туману)		
3 ступінь сепарації	Гідравлічний опір сепараційного пристрою ΔP_3 , Па	851
	Витрата краплинної рідини на виході з сепараційного пристрою G_2 , кг/с	0,0225
	Рівноважний розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші на виході з сепараційного пристрою $2R_{max}=2R_{m2}>2R_c>2R_{min}$, МКМ	57>45>20
	Кількість сепарованої рідини G_3 , кг/с	0,0267
	Ефективність сепарації сепараційного пристрою η_3 , %	54,27

ДОДАТОК Ж

Методика проектування інерційно-фільтруючих газосепараторів, крапле- та тумановловлювачів для блоків сепараційних установок





ДОДАТОК К

Результати оптимізаційних розрахунків матеріального та теплового балансів сепараційного блоку отримання СПБТ для малотоннажної установки переробки вуглеводневої сировини УППГ-20 (Україна, Дніпропетровськ)

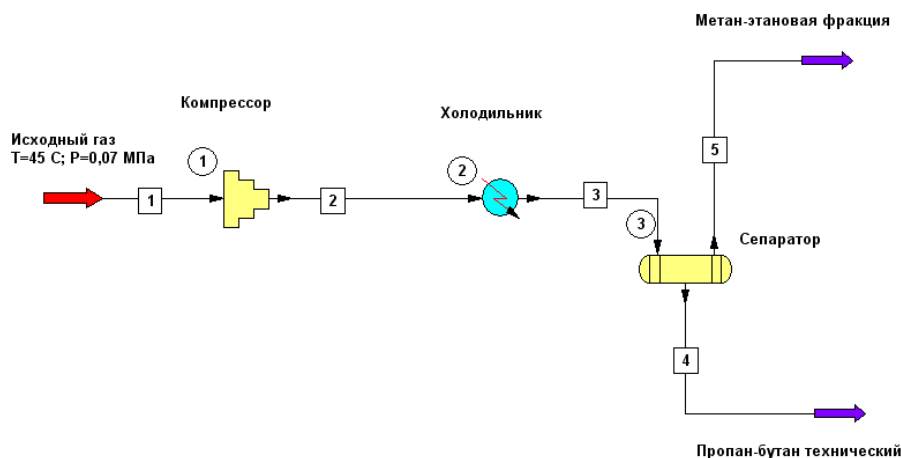


Рисунок К.1. – Розрахункова схема компримування, охолодження/конденсації та сепарації газу після переробки вуглеводневого конденсату (ChemCAD)

Таблиця К.1. – Результати розрахунків компримування, охолодження/конденсації та сепарації газу після переробки вуглеводневого конденсату

Наименование параметра	Поток 1 Исходный газ	Поток 2 Газ после сжатия	Поток 3 Охлаждён- ный газ	Поток 4 Пропан- бутановая фракция	Поток 5 Метан- этановая фракция
Температура, °С	45	134,9	25	25	25
Давление абсолютное, МПа	0,17	1,6	1,6	1,6	1,6
Доля пара	1	1	0,238	0	1
Энтальпия, кДж/ч	$-2,97 \cdot 10^5$	$-2,78 \cdot 10^5$	$-3,42 \cdot 10^5$	$-2,834 \cdot 10^5$	$-5,77 \cdot 10^5$
Массовый расход, кг/ч	125	125	125	106,82	18,183
Средний мольный вес	46,86	46,86	46,86	52,53	28,67
Фактическая плотность, кг/м ³	3,085	24,72	114,92	520,05	20,6
Содержание компонентов %масс.					
метан	5,8	5,8	5,8	1,68	30
этан	5,2	5,2	5,2	3,7	14,05
пропан	26,71	26,71	26,71	25,92	31,4
и-бутан	13,02	13,02	13,02	13,96	7,47
н-бутан	24,77	24,77	24,77	27,2	10,52
и – пентан	13,2	13,2	13,2	15,02	2,49
н - пентан	9,02	9,02	9,02	10,33	1,33
неопентан	0,21	0,21	0,21	0,23	0,07
гексан	1,5	1,5	1,5	1,74	0,08
диоксид углерода	0,35	0,35	0,35	0,169	1,4
азот	0,19	0,19	0,19	0,02	1,17

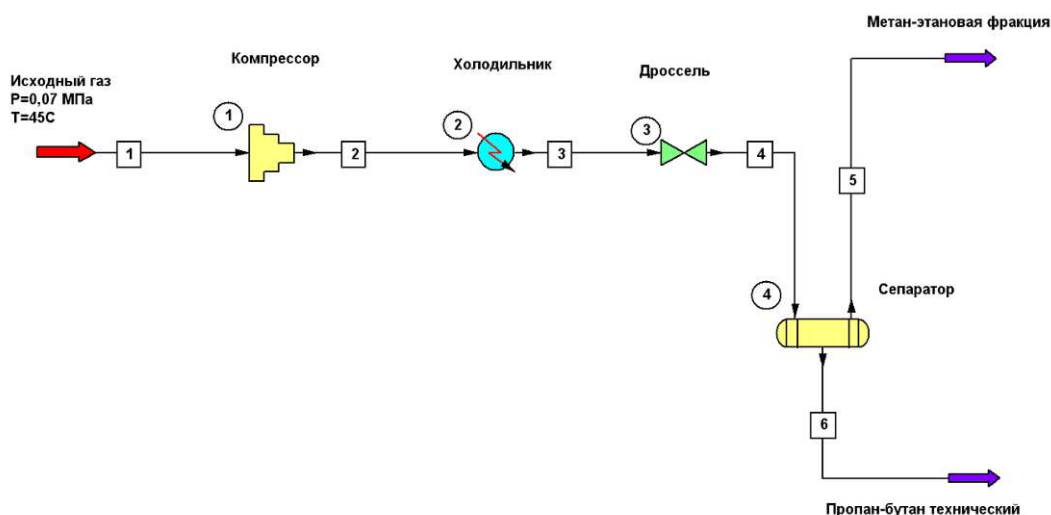


Рисунок К.2. – Розрахункова схема компримування, охолодження, дроселювання та сепарації газу після переробки вуглеводневого конденсату (ChemCAD)

Таблиця К.2. – Результати розрахунків компримування, охолодження, дроселювання та сепарації газу після переробки вуглеводневого конденсату

Наименование параметра	Поток 1 Исходный газ	Поток 2 Газ после сжатия	Поток 3 Охлажденный газ	Поток 4 Поток после дроселирования	Поток 5 Метан-этановая фракция	Поток 6 Пропан-бутановая фракция
Температура, °C	45	190	25	15,4	15,4	15,4
Давление абсолютное, МПа	0,17	5	5	1,6	1,6	1,6
Доля пара	1	1	0	0,18	1	0
Энтальпия, кДж/ч	$2,97 \cdot 10^5$	$-2,68 \cdot 10^5$	$-3,46 \cdot 10^5$	$-3,45 \cdot 10^5$	$-4,22 \cdot 10^5$	$-3,037 \cdot 10^5$
Массовый расход, кг/ч	125	125	125	125	12,4	112,59
Средний молярный вес	46,86	46,86	46,86	46,86	25,87	51,46
Фактическая плотность, кг/м ³	3,085	76,53	467,71	151,2	20,3	525
Содержание компонентов %масс.						
метан	5,8	5,8	5,8	5,8	38	2,19
этан	5,2	5,2	5,2	5,2	14,3	4,19
пропан	26,71	26,71	26,71	26,71	27,07	26,66
и-бутан	13,02	13,02	13,02	13,02	5,097	13,88
н-бутан	24,77	24,77	24,77	24,77	8,06	26,56
и – пентан	13,2	13,2	13,2	13,2	1,79	14,5
н - пентан	9,02	9,02	9,02	9,02	0,94	9,91
неопентан	0,21	0,21	0,21	0,21	0,05	0,22
гексан	1,5	1,5	1,5	1,5	0,05	1,67
диоксид углерода	0,35	0,35	0,35	0,35	1,61	0,21
азот	0,19	0,19	0,19	0,19	1,64	0,03

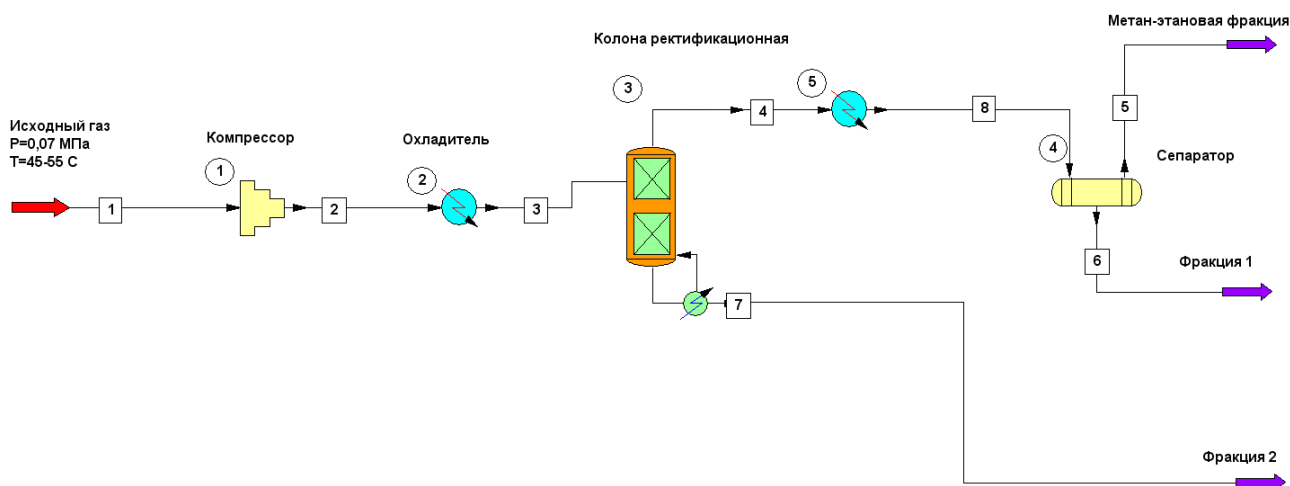


Рисунок К.3. – Розрахункова схема газофракціонування та сепарації газу після переробки вуглеводневого конденсату (ChemCAD)

Таблиця К.3. – Результати розрахунків газофракціонування та сепарації газу після переробки вуглеводневого конденсату

Наименование параметра	Поток 1 Исходный газ	Поток 2 Газ после сжа- тия	Поток 3 Охлаждённый газ	Поток 4 Головная фракция коло- ны
Температура, °С	45	175,7	35	35
Давление абсолютное, МПа	0,17	3,8	3,8	3,6
Доля пара	1	1	0,031	1
Энтальпия, кДж/ч	$-2,97 \cdot 10^5$	$-2,7 \cdot 10^5$	$-3,42 \cdot 10^5$	$-2,086 \cdot 10^4$
Массовый расход, кг/ч	125	125	125	6,19
Средний мольный вес	46,86	46,86	46,86	25,86
Фактическая плотность, кг/м ³	3,085	58,170	387,1	43,313
Содержание компонентов %масс.				
метан	5,8	5,8	5,8	39,55
этан	5,2	5,2	5,2	11,72
пропан	26,71	26,71	26,71	24,94
и-бутан	13,02	13,02	13,02	6,4
н-бутан	24,77	24,77	24,77	9,4
и – пентан	13,2	13,2	13,2	2,57
н - пентан	9,02	9,02	9,02	1,44
неопентан	0,21	0,21	0,21	0,06
гексан	1,5	1,5	1,5	0,1
диоксид углерода	0,35	0,35	0,35	1,41
азот	0,19	0,19	0,19	2,35

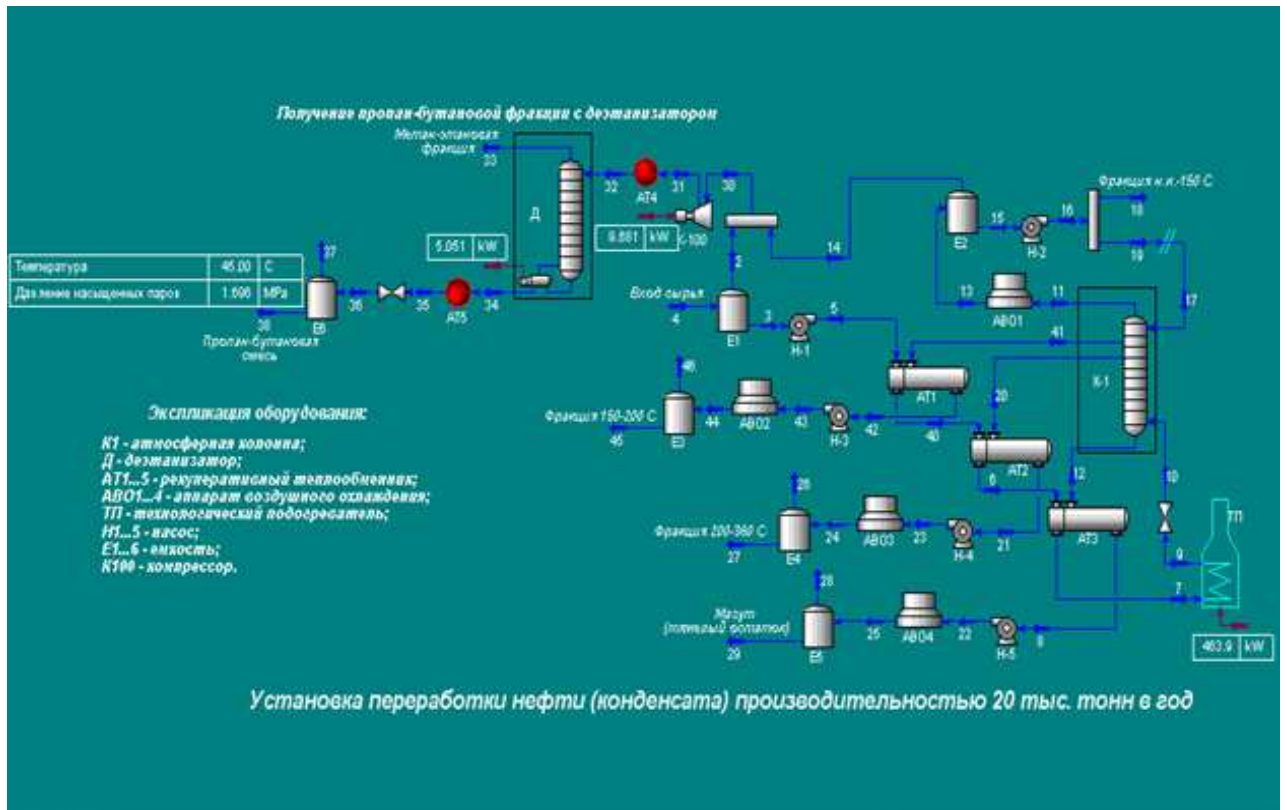


Рисунок К.4 – Розрахункова схема блоку отримання СПБТ малотоннажної установки переробки вуглеводневої сировини УППГ-20 (HYSYS)

Таблиця К.4 – Результати розрахунку матеріального і теплового балансів блоку отримання СПБТ малотоннажної установки переробки вуглеводневої сировини УППГ-20

		Streams											
		2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
Доля пара		1.0000	0.0000	0.1577	0.0000	0.0000	0.2087	0.0000	0.9336	0.9396	1.0000	0.0000	
Температура	C	39.38	39.38	39.38	37.43	95.00	165.0	124.4	360.0	359.0	106.8	340.9	
Давление	MPa	0.1013	0.1013	0.1013	0.5884	0.4903	0.4413	0.1471	0.2942	0.2452	0.1569	0.1961	
Массовый расход	kg/h	126.7	2373	2500	2373	2373	2373	794.5	2373	2373	3189	794.5	
Масс. плотность	kg/m3	1.772	749.0	33.48	749.9	700.0	88.19	805.5	9.780	8.064	4.644	636.0	
Вязкость	Pa-s	0.000009	0.001704		0.001430	0.000640		0.003931			0.000008	0.000246	
Доля пара		0.0019	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Температура	C	45.00	45.00	45.00	45.07	45.07	45.07	45.07	221.8	71.98	124.4	72.04	
Давление	MPa	0.1564	0.1564	0.1564	0.2942	0.2942	0.2942	0.2942	0.1849	0.1359	0.3923	0.3923	
Массовый расход	kg/h	3189	3.312	3186	3186	2450	735.6	2450	650.0	650.0	794.5	650.0	
Масс. плотность	kg/m3	543.7	3.008	668.6	668.8	668.7	668.8	668.8	614.5	744.5	805.5	744.7	
Вязкость	Pa-s		0.000009	0.000297	0.000297	0.000296	0.000297	0.000297	0.000216	0.000897	0.003930	0.000897	
Доля пара		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.2110	1.0000	0.0000	
Температура	C	45.00	85.00	45.00	45.00	85.00	85.00	39.50	187.2	25.00	23.87	81.30	
Давление	MPa	0.3923	0.3923	0.3923	0.3923	0.3923	0.3923	0.1013	3.040	3.040	2.844	2.893	
Массовый расход	kg/h	650.0	794.5	0.0000	650.0	0.0000	794.5	130.0	130.0	130.0	24.88	105.1	
Масс. плотность	kg/m3	766.1	834.8	15.05	766.1	361.3	834.8	1.775	41.22	206.9	34.71	481.1	
Вязкость	Pa-s	0.001320	0.008433	0.000007	0.001320	0.000223	0.008433	0.000009	0.000015		0.000012	0.000095	
Доля пара		0.0000	0.0161	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	
Температура	C	45.00	43.89	43.89	43.89	48.00	160.0	46.27	46.36	45.00	45.00	45.00	
Давление	MPa	2.893	1.667	1.667	1.667	0.5394	0.1737	0.1247	0.3923	0.3923	0.3923	0.3923	
Массовый расход	kg/h	105.1	105.1	1.109	104.0	2373	190.0	190.0	190.0	190.0	190.0	0.0000	
Масс. плотность	kg/m3	543.0	452.4	27.10	543.3	741.0	612.1	715.9	716.2	717.4	717.4	25.42	
Вязкость	Pa-s	0.000129		0.000011	0.000131	0.001207	0.000195	0.000513	0.000513	0.000520	0.000520	0.000006	

Таблиця К.5 – Технічні параметри основного технологічного обладнання блоку газофракціонування та сепарації газу після переробки вуглеводневого конденсату установки переробки вуглеводневої сировини УППГ-20

Компресор К100 :			
- тиск нагнітання, МПа	3,0	3,0	3,0
- теоретична потужність, кВт	8,45	8,45	8,45
Теплообмінник АТ4 :			
- початкова температура, °С	174	174	174
- кінцева температура, °С	25	30	45
- теплове навантаження, кВт	20,8	20,2	18
Деетанізатор Д			
- температура верху, °С	24	29	44
- температура низу, °С	81,3	81,5	82,2
- тиск в колоні, МПа	2,9	2,9	2,9
- навантаження випарника, кВт	5,05	4,6	3,2
Витрата пропан-бутанової фракції, кг/год	104	102	95,5
Тиск насич. пари пропан-бутанової фракції, МПа	1,69	1,69	1,69
Тиск насиченої пари пропан-бутанової фракції по ГОСТ 20448-90 при температурі 45°С, МПа	1,7		

ДОДАТОК Л

ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНІ РОЗРАХУНКИ (в цінах 2007 р.)
ефективності модернізації сепаратора С-701/2
вузла низькотемпературного охолодження
та сепарації газу Гніденцівського ГПЗ (Україна, Чернігівська обл.)

У складі капітальних вкладень виготовлювачів і споживачів техніки враховуються як безпосередні капітальні вкладення, так і інші одноразові витрати, необхідні для створення й використання техніки.

До таких витрат відносяться:

- витрати на науково-дослідні роботи, включаючи випробування й доробку експериментальних зразків;
- витрати на придбання, доставку, монтаж, демонтаж, технічну підготовку, налагодження й освоєння виробництва;
- витрати на поповнення оборотних фондів, пов'язані зі створенням і використанням нової техніки;
- вартість необхідних виробничих площ і інших елементів основних фондів, безпосередньо пов'язаних з виробництвом і використанням нової й базової техніки;
- витрати на технічні заходи й установки, що запобігають негативний вплив виробництва на навколишнє середовище, а також на умови праці (зниження виробничого шуму, підтримка комфортних кліматичних умов у виробничих приміщеннях, запобігання травматизму й т.д.).

Визначення витрат на матеріали по базовому варіанту.

Фінансові витрати на сировину й матеріали, які застосовуються при виготовленні сепаратора С-701/1 по базовому варіанті наведені в таблиці Л.1.

Таблиця Л.1 - Фінансові витрати на сировину й матеріали (базовий проект)

Найменування	Од.	Вага		Ціна, грн	Сума, грн
		чиста	заготівлі		
Сталь 16ГС	кг	15083	18854	26,30	495860,2
Сталь 09Г2С	кг	3017	3228	3,40	10975,2
Проволока углерод.	кг	21	25	4,50	112,5
Електроди ИИО	кг	35	55	3,80	209
Немет. матеріали	кг				150
Лакокрас.	кг				90
Аргон	м3		30	4,93	147,9
Всього матеріалів	кг	18156	22192		507545
ТЗВ					50754,5
Всього з ТЗВ					558300
Відходи					
- углерод.	кг		211	1,10	232,1
- нерж.	кг		1800	2,15	3870
Вартість матеріалів за винятком відходів	кг				554198

Визначення витрат на матеріали по модернізованому варіанті.

У модернізованому варіанті сепаратора С-701/2 металоємність менше за рахунок заміни внутрішніх деталей, завдяки підвищенню інтенсивності протікання процесу, а також приймаємо, що коефіцієнт використання матеріалу вище чим базового варіанта.

Фінансові витрати на сировину й матеріали, які застосовуються при виготовленні сепаратора С-701/2 по проектуваному варіанті наведені в таблиці Л.2.

Таблиця Л.2 - Фінансові витрати на сировину й матеріали (новий проект)

Найменування	Од.	Вага		Ціна, грн	Сума, грн
		чиста	заготівлі		
Сталь 16ГС	кг	13575	16969	26,30	446284,7
Сталь 09Г2С	кг	2715	2905	3,40	9877
Проволока углерод.	кг	20	24	4,50	108
Електроди ИИО	кг	27	45	3,80	171
Немет. матеріали	кг				150
Лакокрас.	кг				90
Аргон	м3		30	4,93	147,9
Всього матеріалів	кг	16337	19973		456829
ТЗВ					45683
Всього з ТЗВ					502512
Відходи					
- углерод.	кг		190	1,10	209
- нерж.	кг		570	2,15	1226
Вартість матеріалів за винятком відходів	кг				501077

Можливий економічний ефект E , грн., від впровадження проекту:

$$E = V_{бн} - V_{нн} + K \quad (Л.1)$$

де $V_{бн}$, $V_{нн}$ – наведені витрати по базовому (газосепаратор С-701/1) і новому (газосепаратор С-701/2) проектам відповідно, тис. грн.; K – додатковий прибуток від продажу конденсату (витрата 8 т/годину, густина 700 кг/м³, в цінах 2007 р. вартість складає 5,50 грн./л), грн.;

$$K = \frac{8 \cdot 24 \cdot 365}{700} 10^3 \cdot 5,50 = 550000 \text{ грн./год}$$

$$V_{нн} = \sum_{t=0}^T \frac{K_t}{(1+r)^t} + \sum_{t=1}^T \frac{C_t}{(1+r)^t}, \quad (Л.2)$$

де K_t , C_t – капітальні й експлуатаційні витрати відповідно за період t , грн.; r –

ставка дисконтування (приймається в розмірі 12÷15%), %; Т – термін служби апарата, років.

Строк окупності капітальних витрат споживача:

$$T_{\text{ок}} = \frac{K_t}{E}; \quad (\text{Л.3})$$

де K_t – капітальні витрати, грн.;

E – можливий економічний ефект, грн..

Капітальні витрати K_t , грн.:

$$K_t = \text{Ц} + \text{В}_{\text{тр}} + \text{В}_{\text{бмр}} + \text{В}_0 + \text{В}_{\text{кв}} + \text{В}_{\text{пп}} + \text{В}_{\text{кр}}, \quad (\text{Л.4})$$

де Ц – вартість обладнання (ціна апарата), грн.; $\text{В}_{\text{тр}}$ – вартість транспортування апарата (приймається в розмірі 10÷15% від вартості апарата), грн.; $\text{В}_{\text{бмр}}$ – вартість проведення будівельно-монтажних робіт апарата (приймається в розмірі 20÷30% від вартості апарата), грн.; В_0 – вартість обв'язки апарата комунікаціями й установки КВПіА (приймається в розмірі 20% від вартості апарата), грн.; $\text{В}_{\text{кв}}$ – вартість комплектуючих виробів (приймається в розмірі 10% від вартості апарата), грн.; $\text{В}_{\text{пп}}$ – витрати на проектні роботи, а також підготовчі роботи (приймаються в розмірі 3% від загальних капітальних витрат), грн.; $\text{В}_{\text{кр}}$ – вартість проведення капітального ремонту апарата (становить 12÷15% від вартості базового (газосепаратор С-701/1) і нового (газосепаратор С-701/2) апаратів), грн.

Ціна апарата Ц , грн., розраховується з нормативу рентабельності підприємства:

$$\text{Ц} = \text{С} + \text{П}, \quad (\text{Л.5})$$

де С – повна собівартість апарата, грн.; П – плановий прибуток, грн.

$$\text{С} = \text{С}_в + \text{В}_{\text{пв}}, \quad (\text{Л.6})$$

де $\text{С}_в$ – виробнича собівартість апарата, грн.; $\text{В}_{\text{пв}}$ – позавиробничі витрати, пов'язані з реалізацією апарата (витрати на рекламу, транспортні, страхові, митні й інші витрати, прийняті в розмірі 3-5% від виробничої собівартості), грн.

$$\text{С}_в = \text{В}_0 + \text{З}_0 + \text{З}_{\text{дод}} + \text{В}_{\text{соц}} + \text{В}_{\text{уеу}} + \text{В}_{\text{зв}} + \text{В}_{\text{зг}} + \text{В}_в, \quad (\text{Л.7})$$

де В_0 – вартість основних матеріалів на апарат (визначається з потреби на

апарат і відповідні ціни на матеріали, а також вартості поворотних відходів), грн.; Z_0 – зарплата основна основних виробничих робітників, грн.; $Z_{дод}$ – зарплата додаткова основних виробничих робітників (16% від основної зарплати основних виробничих робітників), грн.; $V_{соц}$ – відрахування на соціальне страхування розраховується згідно з діючим законодавством або як 37% від суми основної та додаткової заробітної плати основних робітників, грн.; $V_{уеу}$ – витрати на утримання й експлуатацію устаткування (амортизація устаткування, транспортних засобів, коштовного інструмента; витрати на допоміжні матеріали; вартість силової електроенергії, стисненого повітря; зарплата допоміжних робітників безпосередньо обслуговуюче устаткування з відрахуваннями в соц. фонди; витрати на ремонт і обслуговування устаткування й інші витрати, обумовлені при укрупнених розрахунках нормативним шляхом 250÷280% від основної зарплати основних виробничих робітників), грн.; $V_{зв}$ – витрати загально-виробничі (витрати на керування й організацію виробництва, утримування апарата керування (зарплата з відрахуваннями на соціальні потреби), будинків і споруд виробничого призначення, витрати на БП, проведення випробувань, досліджень, прийняті при укрупнених розрахунках 80÷90% від основної зарплати основних виробничих робітників), грн.; $V_{зг}$ – витрати загальногосподарські (амортизація будинків і споруд загальнозаводського призначення, позазаводського транспорту, зарплата з відрахуваннями в соціальні фонди працівників апарата керування підприємством та інші загальногосподарські видатки, прийняті при укрупнених розрахунках 120÷150% від основної зарплати основних виробничих робітників), грн.; $V_{в}$ – інші виробничі витрати (приймаються в розмірі 2,2% від виробничої собівартості за винятком інших витрат), грн.

$$V_0 = C_3 - C_{відх}, \quad (Л.8)$$

де C_3 – вартість заготовлі (чорної ваги) апарата, грн.; $C_{відх}$ – вартість відходів, грн.

$$C_3 = m_3 \cdot Ц_3 \cdot K_{тз}, \quad (Л.9)$$

$$C_{\text{відх}} = m_{\text{відх}} \cdot C_{\text{відх}}, \quad (\text{Л.10})$$

де $m_{\text{відх}}$, $m_{\text{відх}}$ – маса заготовлених матеріалів і відходів відповідно, кг; $C_{\text{відх}}$, $C_{\text{відх}}$ – ціна заготовлених матеріалів і відходів, грн.; $K_{\text{тз}}=1,1$ – коефіцієнт, що враховує транспортно-заготівельні витрати.

$$m_{\text{з}} = m_{\text{д}} / K_{\text{в}}, \quad (\text{Л.11})$$

де $K_{\text{в}}$ – коефіцієнт використання матеріалу.

Основна заробітна плата працівників:

$$Z_{\text{о}} = \sum R_{\text{від}} \quad (\text{Л.12})$$

де $R_{\text{від}}$ – відрядна розцінка, грн..

$$R_{\text{від}} = C_{\text{г}} \cdot T_{\text{шк}}, \quad (\text{Л.13})$$

де $C_{\text{г}}$ – годинна тарифна ставка відповідного розряду робіт, грн.; $T_{\text{шк}}$ – норма штучно-калькуляційного часу (відповідно до карти трудомісткості), година.

Таблиця Л.3 — Карта трудомісткості*

Найменування робіт	С-701/1		С-701/2	
	Тшк, година	Рвід, грн.	Тшк, година	Рвід, грн.
заготівельні	176,383	185,203	162,980	171,128
котельно-зварювальні	1234,442	1296,164	1111,022	1166,573
ковальські	398,932	418,878	359,047	377,000
механічні	1856,222	1949,032	1670,637	1754,168
слюсарні	367,402	385,774	330,669	347,203
малярські	48,987	51,436	44,089	46,294
захисні покриття	19,536	20,513	17,583	18,463
консервація	1,213	1,275	1,092	1,147
Разом:	4103,117	4308,275	3697,119	3881,976
* значення Тшк і Рвід розраховані орієнтовно на підставі даних карт трудомісткості аналогічних проектів (в цінах 2007 р.)				

Основна заробітна плата працівників складає за залежністю (Л.12):

$$З_о^б = 185,203 + 1296,164 + 418,878 + 1949,032 + 385,774 + 51,436 + 20,513 + 1,275 = 4308 \text{ грн.}$$

$$З_о^н = 171,128 + 1166,573 + 377,000 + 1754,168 + 347,203 + 46,294 + 18,463 + 1,147 = 3882 \text{ грн.}$$

Додаткова заробітна плата працівників:

$$З_{\text{дод}} = \frac{З_о \cdot K_{\text{дод}}}{100} \quad (\text{Л.14})$$

де $K_{\text{дод}}$ – відсоток додаткової заробітної плати виробничих робітників, приймаємо на рівні 16%.

$$З_{\text{дод}}^б = \frac{4308 \cdot 16}{100} = 689 \text{ грн.};$$

$$З_{\text{дод}}^н = \frac{3882 \cdot 16}{100} = 621 \text{ грн.}$$

Відрахування на соціальне страхування

$$В_{\text{соц}} = \frac{(З_о + З_{\text{дод}}) \cdot K_{\text{соц}}}{100} \quad (\text{Л.15})$$

де $K_{\text{соц}}$ - згідно з діючим законодавством або як 37% від суми основної та додаткової заробітної плати основних робітників.

$$В_{\text{соц}}^б = \frac{(4308 + 689) \cdot 37}{100} = 1849 \text{ грн.};$$

$$В_{\text{соц}}^н = \frac{(3882 + 621) \cdot 37}{100} = 1666 \text{ грн.}$$

Витрати по утриманню й експлуатації устаткування

$$В_{\text{уеу}} = \frac{З_о \cdot K_{\text{уеу}}}{100} \quad (\text{Л.16})$$

де $K_{\text{уеу}}$ – величина відсотка від основної заробітної плати основних робітників, $K_{\text{уеу}} = 250-280\%$.

Приймаємо $K_{\text{уеу}} = 250\%$, тоді

$$В_{\text{уеу}}^б = \frac{4308 \cdot 250}{100} = 10770 \text{ грн.};$$

$$В_{\text{уеу}}^н = \frac{3882 \cdot 250}{100} = 9705 \text{ грн.}$$

Загальновиробничі витрати

$$V_{ЗВ} = \frac{З_О \cdot K_{ЗВ}}{100} \quad (Л.17)$$

де $K_{ЗВ}$ – величина відсотку від основної заробітної плати основних робочих, $K_{ЗВ}=80-90\%$.

Приймаємо $K_{ЗВ}=85\%$, тоді

$$V_{ЗВ}^{\bar{}} = \frac{4308 \cdot 85}{100} = 3662 \text{ грн.};$$

$$V_{ЗВ}^H = \frac{3882 \cdot 85}{100} = 3300 \text{ грн.}$$

Загальногосподарські витрати визначаються:

$$V_{ЗГ} = \frac{З_О \cdot K_{ЗГ}}{100} \quad (Л.18)$$

де $K_{ЗГ}$ – величина відсотку від основної заробітної плати виробничих робітників, $K_{ЗГ}=120-150\%$.

Приймаємо $K_{ЗГ}=135\%$, тоді

$$V_{ЗГ}^{\bar{}} = \frac{4308 \cdot 135}{100} = 5816 \text{ грн.};$$

$$V_{ЗГ}^H = \frac{3882 \cdot 135}{100} = 5241 \text{ грн.}$$

Інші виробничі витрати, приймаємо в розмірі 2,2%

$$V_B = \frac{(V_О + З_О + З_{\text{дод}} + V_{\text{соц}} + V_{\text{уеу}} + V_{ЗВ} + V_{ЗГ}) \cdot 2,2}{100} \quad (Л.19)$$

Тоді

$$V_B^{\bar{}} = \frac{(554198 + 4308 + 689 + 1849 + 10770 + 3662 + 5816) \cdot 2,2}{100} = 12788 \text{ грн.};$$

$$V_B^H = \frac{(501077 + 3882 + 621 + 1666 + 9705 + 3300 + 5241) \cdot 2,2}{100} = 11561 \text{ грн.}$$

Виробнича собівартість апарата за залежністю (Л.7)

$$C_B^{\bar{}} = 554198 + 4308 + 689 + 1849 + 10770 + 3662 + 5816 + 12788 = 594080 \text{ грн.};$$

$$C_B^H = 501077 + 3882 + 621 + 1666 + 9705 + 3300 + 5241 + 11561 = 537053 \text{ грн.}$$

Позавиробничі витрати визначаємо від виробничої собівартості конструкції

$$V_{\text{ПВ}} = \frac{C_{\text{В}} \cdot K_{\text{ПВ}}}{100} \quad (\text{Л.20})$$

де $K_{\text{ПВ}}$ – відсоток поза виробничих витрат, приймається на рівні 3-5%.

Приймаємо $K_{\text{ПВ}}=3\%$, тоді

$$V_{\text{ПВ}}^{\text{б}} = \frac{594080 \cdot 3}{100} = 17822 \text{ грн.};$$

$$V_{\text{ПВ}}^{\text{н}} = \frac{537053 \cdot 3}{100} = 16112 \text{ грн.}$$

Таблиця Л.4 — Планова калькуляція проектів, грн. (в цінах 2007 р.)

Статті витрат	С-701/1	С-701-/2
Сировина та матеріали	558300	502512
Відходи	4102	1435
Разом: матеріалів	554198	501077
Зарплата виробн. робітників	4308	3882
Додаткова зарплата	689	621
Відрахування в соц. фонди	1849	1666
Витрати на утримання й експлуатацію устаткування	10770	9705
Загальновиробничі витрати	3662	3300
Загальногосподарські витрати	5816	5241
Інші витрати	12788	11561
Разом: виробнича собівартість	594080	537053
Позавиробничі витрати	17822	16112
Разом: повна собівартість	611902	553165
Плановий прибуток	152976	138291
Ціна апарата	764878	691456

Повна собівартість апарата за залежністю (Л.6)

$$C^{\text{б}} = 594080 + 17822 = 611902 \text{ грн.};$$

$$C^H = 537053 + 16112 = 553165 \text{ грн.}$$

Плановий прибуток

$$П = \frac{C \cdot K}{100}, \quad (\text{Л.21})$$

де K – норматив рентабельності, %, (25%)

$$П^б = \frac{611902 \cdot 25}{100} = 152976 \text{ грн.};$$

$$П^H = \frac{553165 \cdot 25}{100} = 138291 \text{ грн.}$$

Ціна апарата за залежністю (Л.5):

$$Ц^б = 611902 + 152976 = 764878 \text{ грн.};$$

$$Ц^H = 553165 + 138291 = 691456 \text{ грн.}$$

Вартість транспортування апарата:

$$V_{\text{тр}} = \frac{Ц \cdot K_{\text{тр}}}{100} \quad (\text{Л.22})$$

де $K_{\text{тр}}$ – відсоток транспортування, 8-10%,

$$V_{\text{тр}}^б = \frac{764878 \cdot 8}{100} = 61190 \text{ грн.};$$

$$V_{\text{тр}}^H = \frac{691456 \cdot 8}{100} = 55316 \text{ грн.}$$

Вартість проведення будівельно-монтажних робіт апарата:

$$V_{\text{бмр}} = \frac{Ц \cdot K_{\text{бмр}}}{100} \quad (\text{Л.23})$$

де $K_{\text{бмр}}$ – відсоток проведення робіт, 20-30%;

$$V_{\text{бмр}}^б = \frac{764878 \cdot 20}{100} = 152976 \text{ грн.};$$

$$V_{\text{бмр}}^H = \frac{691456 \cdot 20}{100} = 138291 \text{ грн.}$$

Вартість обв'язки апарата комунікаціями:

$$V_o = \frac{Ц \cdot K_o}{100} \quad (\text{Л.24})$$

де K_o – відсоток проведення обв'язки апарата, 20%;

$$V_o^{\bar{}} = \frac{764878 \cdot 20}{100} = 152976 \text{ грн.};$$

$$V_o^H = \frac{691456 \cdot 20}{100} = 138291 \text{ грн.}$$

Вартість комплектуючих виробів:

$$V_{KB} = \frac{Ц \cdot K_{KB}}{100} \quad (\text{Л.25})$$

де K_o – відсоток вартості комплектуючих виробів, 10%;

$$V_{KB}^{\bar{}} = \frac{764878 \cdot 10}{100} = 76488 \text{ грн.};$$

$$V_{KB}^H = \frac{691456 \cdot 10}{100} = 69146 \text{ грн.}$$

Витрати на проектні роботи:

$$V_{ПП} = \frac{(V_{Tr} + V_{\bar{}}_{\text{МР}} + V_o + V_{KB}) \cdot K}{100} \quad (\text{Л.26})$$

де $K=3\%$ від загальних капітальних витрат.

$$V_{ПП}^{\bar{}} = \frac{(61190 + 152976 + 152976 + 76488) \cdot 3}{100} = 13309 \text{ грн.};$$

$$V_{ПП}^H = \frac{(55316 + 138291 + 138291 + 69146) \cdot 3}{100} = 12031 \text{ грн.}$$

Вартість проведення капітального ремонту апарата:

$$V_{кр} = \frac{Ц \cdot K_{кр}}{100} \quad (\text{Л.27})$$

де $K_{кр} = 12-15\%$ від вартості апарата.

$$V_{кр}^{\bar{}} = \frac{764878 \cdot 15}{100} = 114732 \text{ грн.};$$

$$V_{кр}^H = \frac{691456 \cdot 15}{100} = 103718 \text{ грн.}$$

Капітальні витрати за залежністю (Л.4):

$$K_t^{\bar{}} = 764878 + 61190 + 152976 + 152976 + 76488 + 13309 + 114732 = 1336549 \text{ грн.};$$

$$K_t^H = 691456 + 55316 + 138291 + 138291 + 69146 + 12031 + 103718 = 1208249 \text{ грн.};$$

Експлуатаційні витрати C_t , грн.:

$$C_t = Z_o + Z_{доп} + V_{соц} + V_{уеу} + V_{зв} + V_{зг} + V_v + V_{пв}, \quad (Л.28)$$

де Z_o – зарплата основна обслуговуючого персоналу (операторів), грн.; $Z_{доп}$ – зарплата додаткова обслуговуючого персоналу (операторів), грн.; $V_{соц}$ – відрахування на соціальне страхування розраховується згідно з діючим законодавством або як 37% від суми основної та додаткової заробітної плати обслуговуючого персоналу, грн.; $V_{уеу}$ – витрати по утриманню й експлуатації устаткування (амортизація устаткування; витрати на допоміжні матеріали; вартість силової електроенергії, що гріє пари; зарплата допоміжних робітників безпосередньо обслуговуюче устаткування з відрахуваннями в соц. фонди; витрати на ремонт і обслуговування устаткування й інші витрати, що становлять 250÷280% від основної зарплати обслуговуючого персоналу, грн.; $V_{зв}$ – витрати загальновиробничі (витрати на керування й організацію виробництва, утримування апарата керування (зарплата з відрахуваннями на соціальні потреби), будинків і споруд виробничого призначення, витрати на БП, проведення випробувань, досліджень, прийняті при укрупнених розрахунках 80÷90% від основної зарплати обслуговуючого персоналу (операторів)), грн.; $V_{зг}$ – витрати загальногосподарські (амортизація будинків і споруд загальнозаводського призначення, позазаводського транспорту, зарплата з відрахуваннями в соціальні фонди працівників апарата керування підприємством та інші загальногосподарські витрати, прийняті при укрупнених розрахунках 120÷150% від основної зарплати обслуговуючого персоналу (операторів)), грн.; V_v – інші виробничі витрати (приймаються в розмірі 2,2% від експлуатаційних витрат за винятком інших витрат), грн.; $V_{пв}$ – позавиробничі витрати (витрати на рекламу, транспортні, страхові, митні й інші витрати, прийняті в розмірі 3÷5% від експлуатаційних витрат за винятком позавиробничих витрат), грн.

Експлуатаційні витрати розраховуються аналогічно капітальним витратам. Результати розрахунку наведені в табл.Л.5

Таблиця Л.5 – Кошторис експлуатаційних витрат по проектах, грн./рік
(в цінах 2007 р.)

Статті витрат	С-701/1	С-701/2
Зарплата обслуговуючого персоналу	4308	3882
Додаткова зарплата	689	621
Відрахування в соц. фонди	1849	1666
Витрати на утримання й експлуатацію устаткування	10770	9705
Загальновиробничі витрати	3662	3300
Загальногосподарські витрати	5816	5241
Інші витрати	12788	11561
Позавиробничі витрати	17822	16122
Разом:	57704	52098

Наведені витрати за залежністю (Л.2):

$$V_{\text{Н}}^{\text{б}} = \frac{1336549}{1+0,25} + \frac{57704}{1+0,25} = 1115402 \text{ грн.};$$

$$V_{\text{Н}}^{\text{н}} = \frac{1208249}{1+0,25} + \frac{52098}{1+0,25} = 1008270 \text{ грн.}$$

Річна економія споживача від впровадження нового обладнання за залежністю (Л.1) буде дорівнювати (на момент впровадження в цінах 2007 р.):

$$E = 1115402 - 1008270 + 550000 = 657132 \text{ грн./рік } (\approx 3 \text{ млн. грн./рік в цінах 2016 р.});$$

Коефіцієнт економічної ефективності нового обладнання

$$E_{\text{ф}} = \frac{E}{K_{\text{т}}}; \tag{Л.29}$$

$$E_{\text{ф}} = \frac{657132}{1208249} = 0,54.$$

Тоді строк окупності капітальних витрат споживача за формулою (Л.3):

$$T_{\text{ок}} = \frac{1208249}{657132} = 1,8 \text{ (роки)}$$

Таблиця Л.6 - Техніко-економічні показники проектів (в цінах 2007 р.)

Параметр	Сепаратор С-701/1 (базовий зразок)	Сепаратор С-701/2 (модернізований)
1	2	3
Робочий тиск МПа (кгс/см ²)	6,4 (64)	6,4 (64)
Температура 0С	-30 - +100	-30 - +100
Продуктивність, нм ³ /ч	50000	50000
Номінальний об'єм, л	14000	14000
Маса апарата, кг	15083	13575
Термін служби апарата, років	15	15
Кошторис витрат по проектах (за період експлуатації 1 рік)		
Статті витрат	Сума, грн.	Сума, грн.
Капітальні витрати, усього:	1336549	1208249
у тому числі		
ціна апарата	764878	691456
транспортування	61190	55316
будівельно-монтажні (демон- тажні) роботи, обв'язка комуні- каціями й установка КВП і А	152976	138291
комплектуючі вироби	76488	69146
проектні й підготовчі роботи	13309	12031
капітальні ремонти апарата	114732	103718
Експлуатаційні витрати, усього:	57404	52088
зарплата обслуговуючого пер- соналу	4308	3882
додаткова зарплата	689	621
відрахування в соц. фонди	1849	1666

1	2	3
витрати на утримання й експлуатацію устаткування	10770	9705
загальновиробничі витрати	3662	3300
загальногосподарські витрати	5816	5241
інші витрати	12788	11561
позавиробничі витрати	17822	16112
Наведені витрати, грн.	1115402	1008278
Додатковий прибуток від продажу конденсату, грн.	550000	
Річна економія, грн.	657132	
Строк окупності, рік	1,8	
Коефіцієнт економічної ефективності	0,54	

ДОДАТОК М

Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет



АКТ

30.12.2010 р.

м. Суми

Про впровадження результатів
НДР у навчальний процес

Складено комісією у складі:

- Голова комісії – зав. кафедри ПОХНВ, д.т.н. Склабінський В.І.
Члени комісії – к.т.н., проф. кафедри ПОХНВ Стороженко В.Я.
– к.т.н., доц. кафедри ПОХНВ Ляпощенко О.О.

Комісією встановлено, що результати НДР № 04-14-90216-457-R01015 (науковий керівник – проф. Склабінський В.І.) у 2009-2010 році впроваджені у навчальний процес:

1. Модернізовано експериментальні стенди для проведення досліджень гідродинаміки зрошувачів та розпилювачів для масообмінних апаратів, що входять до лабораторного практикуму з дисципліни «Технологічні лінії та комплекси». Персопрацьовано зміст та видано відповідні методичні вказівки.
2. Результати НДР використано при підготовці навчального посібника «Технологічні основи нафто- та газопереробки».
3. Винайдено нові способи та конструкції масообмінних та сепараційних пристроїв, отримано один патент на корисну модель та подано ще одну заявку на патент на корисну модель.
4. За напрямком наукової роботи виконано науково-дослідні роботи у рамках підготовки магістрів та підготовлено 2 роботи (Острога Р.О., Коробченко К.В.) до участі у Всеукраїнському конкурсі студентських наукових робіт (з напрямів «Нафтова та газова промисловість», «Хімічна технологія та інженерія»).
5. Взято участь у 5 наукових конференціях за тематикою НДР, опубліковано 1 статтю у фаховому виданні.

Акт складений у 2-х примірниках.

Голова:
Члени комісії:

В.І. Склабінський
В.Я. Стороженко
О.О. Ляпощенко

«ЗАТВЕРДЖУЮ»

В.о. начальника СКБ ТКМ

ВАТ «Сумське НВО ім. М.В. Фрунзе»,
к.т.н.

 _____ А.В. Смірнов
 « 05 » _____ 08 _____ 2010 р.
АКТ

**про використання матеріалів дисертаційної роботи
на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук Ляпоценка О.О.
«Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації»
та впровадження їх в роботах ВАТ «Сумське НВО ім. М.В.Фрунзе»**

Даним актом посвідчується, що наукові результати та практичні рекомендації, отримані в дисертаційній роботі Ляпоценка О.О. «Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації», впроваджені під час виконуваних спільних науково-технічних досліджень кафедри «Процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ)» Сумського державного університету та ВАТ «Сумське НВО ім. М.В.Фрунзе» за розробкою «Гідродинамічний розрахунок та оцінка ефективності двоступінчатого газосепаратора тонкого очищення природного газу».

Здобувач виступав у якості наукового керівника вказаних науково-дослідних робіт. Результати математичних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації та експериментальних досліджень інерційно-фільтруючих елементів газосепаратора тонкого очищення природного газу, представляють високу науково-практичну цінність в плані технічного переоснащення існуючого та розробці нового високоефективного газосепараційного обладнання компресорних станцій магістральних газопроводів.

Впровадження конструкцій комбінованих газосепараторів інерційно-фільтруючого типу, обладнаних ефективними вузлами входу, виконуючими функції попередньої сепарації рідини та вловлювання механічних домішок, коагуляторами дрібнодисперсного аерозолі та високоефективними інерційними та фільтруючими сепараційними елементами, представляє можливим здійснювати ефективне очищення газу від рідини у широкому діапазоні зміни продуктивності та тиску.

Голова комісії

Головний науковий співробітник СКБ ТКМ, к.т.н.  В.О. Левашов

Члени комісії

Головний інженер проекту по лінійним КС  І.В. Ніколаєнко

Начальник відділу №307

 Н.П. Хоменко



Приватне акціонерне товариство
“УКРГАЗВИДОБУТОК”

Місцезнаходження: Україна
 01034, м. Київ, вул. Пушкінська, 7
 Адреса для листування: 61057,
 м. Харків, а/с 9492
 тел./факс (057)766-21-45

п/р № 26008140473901
 в ПАТ “Юнекс Банк” м. Київ
 МФО 322539
 Ідентифікаційний код 25635581

«ЗАТВЕРДЖУЮ»
 Директор ПрАТ «Укргазвидобуток»
 В.О.Мохов
 « 28 » грудня 2012 р.

АКТ
про використання результатів
докторської дисертаційної роботи Ляпоценка О.О.

Комісія у складі: в.о. головного інженера з виробництва ПрАТ «Укргазвидобуток» Мурін В.О., головний технолог ПрАТ «Укргазвидобуток» Нащочич В.Д., головний механік ПрАТ «Укргазвидобуток» Зінов'єв А.Є., проректор з наукової роботи СумДУ Черноус А.М. та зав. кафедри ПОХНВ СумДУ Склабінський В.І. склали даний акт про те, що наукові результати та практичні рекомендації дисертаційної роботи Ляпоценка О.О. «Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації», представлені на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук, використані у проектній діяльності ПрАТ «Укргазвидобуток» при розробці та виготовленні промислового газосепараційного обладнання у вигляді математичних моделювань з дослідження гідродинамічних процесів при сепарації газоконденсатних потоків з метою визначення гідравлічного опору та прогнозування ефективності інерційних сепараційних пристроїв, а також рекомендацій щодо їх конструктивного оформлення та інженерних розрахунків.

Використання зазначених результатів математичних моделювань процесів сепарації представляє високу науково-практичну цінність в плані технічного переоснащення існуючого та розробці нового вискоелективного газосепараційного обладнання для промислових УКПГ газових та газоконденсатних родовищ. Впровадження конструкцій комбінованих газосепараторів, обладнаних ефективними вузлами входу, виконуючими функції попередньої сепарації рідини, вискоелективними інерційними сепараційними елементами, представляє можливим здійснювати ефективне очищення газу від рідини у широкому діапазоні зміни продуктивності та тиску.

Результати впроваджені при виконанні НДР кафедрою «Процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ)» Сумського державного університету (СумДУ) за темою «Оцінка ефективності роботи горизонтального газосепаратора» (договір №51.18-04.12.СП від 01.09.2012 р., замовник - Приватне акціонерне товариство «Укргазвидобуток»). Здобувач виступав у якості наукового керівника НДР.

Використання наукових результатів та практичних рекомендацій дисертаційної роботи Ляпоценка О.О. «Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації» не передбачає будь-яких додаткових грошових виплат, Сумському державному університету або автору дисертаційної роботи, з боку ПрАТ «Укргазвидобуток», окрім передбачених договором №51.18-04.12.СП від 01.09.2012 р.

Від ПрАТ «Укргазвидобуток»:

В.о. Головного інженера з виробництва
 Головний технолог
 Головний механік

В.О. Мурін
 В.Д. Нащочич
 А.Є. Зінов'єв

Від СумДУ:

Проректор з наукової роботи, д.ф.-м.н., проф.
 Зав. кафедри ПОХНВ, д.т.н., проф.

А.М. Черноус
 В.І. Склабінський



03.12.13 № 12/73-008614
на № _____

«ЗАТВЕРДЖУЮ»
Директор ТОВ «Суми-Омекс»
О.М.Воробій
« 03 » грудня 2013 р.

АКТ № 015
про впровадження (використання) результатів
докторської дисертаційної роботи Ляпоценка О.О.

Комісія у складі: Дашутін О.В., Козачок О.В. Коломієц В.О. Воробій О.М.

склали даний акт про те, що результати дисертаційної роботи Ляпоценка О.О. «Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації», представленої на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук, використані в проектній діяльності ТОВ «Суми-Омекс» при розробці технічних пропозицій та ескізних проектів з конструктивного оформлення допоміжних пристроїв для компресорних станцій та установок у вигляді електронних 3D-моделей, експериментальних даних чисельного моделювання з подальшим виготовленням твердотільних моделей (прототипів).

Отримані в дисертаційній роботі наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність та перспективи впровадження в напрямку технічного переоснащення допоміжних систем і, зокрема, сепараційного обладнання пересувних компресорних станцій та установок виробництва АО «НПАО «ВНИИкомпрессормаш» для гірничо-видобувної, хімічної та нафтогазової галузей промисловості.

Результати впроваджені при виконанні науково-дослідних та дослідно-конструкторських робіт кафедрою «Процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ)» Сумського державного університету (СумДУ) за договорами №3/04 від 27.04.2012 р. та №51.18-05.12.СП від 03.09.2012 р. (замовник – ТОВ «Суми-Омекс»). Здобувач виступав у якості наукового керівника виконуваних робіт та здійснював авторський нагляд за виготовленням дослідно-промислових зразків пристроїв.

Члени комісії:

від ТОВ «Суми-Омекс»

Воробій О.М. 

Козачок О.В. 

від АО «НПАО «ВНИИкомпрессормаш»

головний інженер Коломієц В.О. 

Зам. Начальника СПСУ Дашутін О.В.



Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет

«ЗАТВЕРДЖУЮ»
Перший проректор
Сумського державного університету
В.Д. Карпуша
« 12 » 11 2014 р.

АКТ

« 12 » 11 2014 р.

м.Суми

про впровадження (використання) результатів
докторської дисертаційної роботи Ляпоценка О.О.

Комісія у складі: голова - проректор з наукової роботи, д.ф.-м.н., проф. Черноус А.М., члени комісії: зав. кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ) факультету технічних систем та енергоефективних технологій (ТеСЕТ) Сумського державного університету (СумДУ), д.т.н., проф. Склабінський В.І., зав. кафедри комп'ютерних наук факультету електроніки та інформаційних технологій (ЕЛІТ) СумДУ, д.т.н., проф. Довбиш А.С., зав. секції комп'ютеризованих систем управління (КСУ) кафедри комп'ютерних наук факультету ЕЛІТ СумДУ, к.т.н., доц. Черв'яков В.Д. склали даний акт про те, що результати дисертаційної роботи Ляпоценка О.О. «Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації», представленої на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук, використані науковцями секції КСУ кафедри комп'ютерних наук факультету ЕЛІТ СумДУ при розробці математичної моделі та алгоритму автоматизованого програмного керування процесом сепарації газоконденсатної суміші, а також SCADA (Supervisory control and data acquisition) програмно-апаратного комплексу на основі мікропроцесорної комп'ютерної техніки, що включає системи збору, обробки, відображення і архівації інформації про об'єкт моніторингу та управління режимами роботи в реальному часі для оснащення дослідно-демонстраційного експериментального стенду з моделювання та дослідження процесів сепарації газорідних потоків, оптимізації конструкцій та випробувань сепараційних вузлів. У співпраці науковців секції КСУ кафедри комп'ютерних наук та кафедри ПОХНВ факультетів ЕЛІТ та ТеСЕТ впроваджено сучасний метод виміру дисперсного складу газоконденсатної суміші, що базується на вимірюванні інтенсивності кутового розсіювання випромінювання лазера на частках аерозолію.

Використання зазначених результатів дозволяє підвищити рівень наукових досліджень та дослідно-конструкторських розробок. Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність та перспективи впровадження в напрямку технічного переоснащення сучасними комплексними інтегрованими комп'ютеризованими системами лабораторного оснащення та експериментальних стендів з дослідження хіміко-технологічних процесів (ХТП).

Результати впроваджені при виконанні держбюджетних науково-дослідних робіт «Багатовимірні системи управління технічними і технологічними об'єктами» (ДР №0113U004134) кафедрою комп'ютерних наук факультету ЕЛІТ СумДУ та «Дослідження гідродинамічних та масотеплообмінних характеристик пристроїв з вихровими та високотурбулізованими одно та двофазними потоками» (ДР №0110U002632) кафедрою ПОХНВ факультету ТеСЕТ СумДУ в рамках запропонованого міжфакультетського/міжкафедрального проекту. Здобувач виступав у якості відповідального виконавця виконуваних науково-дослідних робіт та наукового керівника розробки проекту дослідно-демонстраційного експериментального стенду, здійснював авторський нагляд за виготовленням стенду та оснащенням його SCADA програмно-апаратним комплексом.

Акт складено у 2-х примірниках.

Голова комісії
проректор з наукової роботи, д.ф.-м.н., проф.

А.М.Черноус

Члени комісії
зав. кафедри ПОХНВ, д.т.н., проф.
зав. кафедри комп'ютерних наук, д.т.н., проф.
зав. секції КСУ, к.т.н., доц.

В.І.Склабінський
А.С.Довбиш
В.Д.Черв'яков

“СУМИФІТОФАРМАЦІЯ”
товариство з обмеженою відповідальністю

р/р 26002124725 в АБ «Укргазбанк»
м. Київ, МФО 320478, код 31397624,
інд. ном. 313976218190
св. № 200126310
url: www.fitofarm.com e-mail: info@fitofarm.com
тел./факс (0542) 780137



“СУМЫФИТОФАРМАЦИЯ”
общество с ограниченной ответственностью

р/с 26002124725 в АБ «Укргазбанк»
г. Киев, МФО 320478, код 31397624,
инд. ном. 313976218190
св. № 200126310
url: www.fitofarm.com e-mail: info@fitofarm.com
тел./факс (0542) 780137



Директор _____ Ю.В.Зюрин
24 02 2015 р.

АКТ
про використання результатів
докторської дисертаційної роботи Ляпоценка О.О.

Комісія у складі: голова - головний інженер Єременко О.В., та члени комісії головний механік Бабак І.М., інженер по впровадженню техніки та технологій Товолжанський М.Ю. склали даний акт про те, що результати дисертаційної роботи Ляпоценка О.О. «Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації», представленої на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук, використані у виробничій діяльності ТОВ «Сумифітофармація» при вдосконаленні існуючого виробництва лікарської рослинної продукції, спецій та натуральних інгредієнтів у вигляді технічних пропозицій та практичних рекомендацій щодо запровадження сучасних технологій та нового високоефективного апаратурного оформлення для процесів сепарації і класифікації дисперсних сумішей при переробці рослинної сировини.

Використання вказаних результатів дозволяє автоматизувати стадію сортування сировини, суттєво підвищити ступінь розділення та здійснити класифікацію дисперсних компонентів, а також підвищити продуктивність та якість отримуваних продуктів за рахунок зменшення унесення цільових компонентів та долі компонентів у товарній фракції, що не відповідають вимогам стандартів та специфікацій.


Результати використані при наданні науково-консультаційних послуг за темою «Сучасні технології та обладнання для сепарації і класифікації дисперсних сумішей рослинної сировини» (договір №51.18-02.15.СП від 18 лютого 2015 р. на проведення науково-технічного консультування, замовник - ТОВ «Сумифітофармація», виконавець НДР - Сумський державний університет, кафедра процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв). Здобувач виступав у якості наукового керівника виконуваних робіт.

Голова комісії

 О.В. Єременко

Члени комісії

 І.М. Бабак

 М.Ю. Товолжанський

Публічне акціонерне товариство

“УКРХІМПРОЕКТ”



Публичное акционерное общество

“УКРХИМПРОЕКТ”

Україна, 40009, м. Суми
вул. Іллінська, 13

Тел. +38 (0542) 61-06-99 Факс +38 (0542) 77-00-82
E-mail: info@ukrhimproekt.com.ua

Украина, 40009, г. Сумы
ул. Ильинская, 13

«ЗАТВЕРДЖУЮ»

Генеральний директор
ПАТ «Укрхімпроект»



Л.Є.Наумов

«31» серпня 2015 р.

АКТ

про впровадження (використання) результатів докторської дисертаційної роботи Ляпоценка О.О.

Комісія у складі:

голова заступник генерального директора з маркетингу Хухрянський О.М., члени комісії: начальник департаменту маркетингу комплектних об'єктів Алещенко О.В., головний інженер проекту Макаруч О.О. склали даний акт про те, що результати дисертаційної роботи Ляпоценка О.О. «Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації», представленої на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук, використані в проектній діяльності ПАТ «Укрхімпроект» під час виконання дослідно-конструкторських робіт (ДКР) на стадії ескізного проектування підігрівача-деемультатора типу «HEATER-TREATER» установки підготовки нафти для облаштування родовища ім. В.Н.Виноградова (Група «ЛУКОЙЛ», «Російська інноваційна паливно-енергетична компанія (РИТЭК)», генпроектувальник - ТюменьНИПИнефть) у вигляді:

1. Математичної моделі фазової рівноваги в процесі дегазації водонафтової емульсії та методики оптимізаційного теплотехнічного розрахунку секції підігрівача.
2. Математичних моделей процесів гравітаційно-інерційної сепарації водонафтової емульсії та інерційно-фільтруючої сепарації бризок і туману з попутного нафтового газу, а також відповідних методик розрахунку секцій коалесценції, відстоювання, інерційної та інерційно-фільтруючої сепарації з жалюзійними блоками гофрованих пластинчатих насадок, сітчастого відбійника бризкотумановловлювача, вихрового газосепаратора тонкої очистки.
3. Методики технологічного та конструктивного розрахунків підігрівача-деемультатора, з визначенням оптимальних розмірів корпусу та необхідної кількості апаратів в блоці в широких межах зміни продуктивності, співвідношення фаз та ступеня зводненості сирої нафти.
4. Ескізного проекту блочного горизонтального нафтогазоводорозділювача з прямим підігрівом (НГВРП), що являє собою трифазний сепаратор з вбудованим трубним нагрівачем для дегазації сирої нафти, секціями електростатичної та гідромеханічної коалесценції і відстоювання водонафтової емульсії, а також сепарації попутного нафтового газу.



PJSC "Ukrhimproekt"
13, Illinska str., SUMY, 40009, UKRAINE
Tel. +38 (0542) 61-06-99 Fax +38 (0542) 77-00-82
E-Mail: info@ukrhimproekt.com.ua



5. Рекомендацій до промислового впровадження дослідно-промислового зразка НГВРП типу «HEATER-TREATER» (підігрівача-деемультатора) та його експлуатації у складі УПН на нафтових промислах.

Використання зазначених результатів дозволяє здійснити моделювання гідромеханічних процесів зі сполученим міжфазним тепломасообміном, проектування високоефективних фазних розділювачів (трифазних сепараторів) та газосепараторів для розділення багатофазових вуглеводневих (багатокомпонентних) систем. Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність та перспективи впровадження в технологіях підготовки та переробки нафти і газу.

Результати впроваджені при виконанні ДКР за темою «Розробка підігрівача-деемультатора типу "HEATER-TREATER" установки підготовки нафти» (договір №51.18-04.15.СП від 18 травня 2015 р. на створення (передачу) науково-технічної продукції, замовник - ПАТ «Укрхімпроект», виконавець - Сумський державний університет, кафедра процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв). Здобувач виступав у якості наукового керівника виконуваних робіт.

Голова комісії



О.М.Хухрянський

Члени комісії



О.В.Алещенко



О.О.Макарчук



ЗАТВЕРДЖУЮ»

Директор ТОВ «Агросервіс»

А.В.Шевчук

«15» грудня 2015 р.

АКТ

про впровадження результатів докторської дисертаційної роботи Ляпощенко О.О.

Комісія у складі: Шевчук А.В., Коломієць В.М., Ляпощенко О.О. склали даний акт про те, що результати дисертаційної роботи Ляпощенко О.О. «Теоретичні основи процесів інерційно-фільтруючої сепарації», представлені на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук, використані у виробничій діяльності ТОВ «Агросервіс» під час виконання науково-дослідних та дослідно-конструкторських робіт (НДДКР) на стадії ескізного проектування сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва рідких азотних добрив (РАД) у вигляді:

1. Технічних пропозицій з розробки технології отримання аміаку водного високої концентрації та РАД на його основі, а також проектування установки для виробництва РАД.

2. Методик оптимізаційних розрахунків багатофункціональних насадкової і тарілчастої абсорбційних колон з вбудованими сепараційними та тепломасообмінними пристроями, реактора трубчастого (змішувач-сепаратор), групи малопоточних апаратів повітряного охолодження та іншого допоміжного обладнання.

3. Динамічної математичної моделі хіміко-технологічних процесів і результатів чисельних оптимізаційних моделювань режимних параметрів процесів та конструктивних параметрів обладнання.

4. Ескізного проекту двоколонної абсорбційної установки.

5. Ескізного проекту реактора трубчастого (змішувач-сепаратор).

6. Ескізного проекту теплообмінного апарату.

7. Рекомендацій до промислового впровадження дослідно-промислових зразків основного та допоміжного технологічного обладнання, а також його експлуатації у складі пілотної установки для виробництва РАД.

Використання зазначених результатів дозволяє здійснити моделювання гідромеханічних процесів, що супроводжуються міжфазним тепломасообміном, проектування високоефективних багатофункціональних апаратів та блочно-модульних установок. Отримані наукові результати та практичні рекомендації представляють високу науково-практичну цінність і перспективи впровадження в технологіях хімічних (азотних) виробництв.

Результати впроваджені при виконанні НДДКР за темою «Проектування сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва аміачної води» (договір №51.18-05.15.СП від 12 липня 2015 р. на створення (передачу) науково-технічної продукції, замовник - ТОВ «Агросервіс», виконавець - Сумський державний університет (СумДУ), кафедра процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв).

Члени комісії:

від ТОВ «Агросервіс»

Головний агроном

від СумДУ

Науковий керівник НДДКР

В.М.Коломієць

О.О.Ляпощенко

Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет (СумДУ)

ЗАТВЕРДЖУЮ
Перший проректор СумДУ
В.Д. Карпуша

«21» грудня 2015 р.



АКТ

м. Суми

«21» грудня 2015 р.

Про впровадження результатів
НДДКР у навчальний процес

Комісія у складі: голова комісії – проректор з наукової роботи СумДУ, д.ф.-м.н., проф. Черноус А.М.; члени комісії – зав. кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ) СумДУ, д.т.н., проф. Склабінський В.І.; в.о. зав. кафедри загальної механіки і динаміки машин (ЗМіДМ) СумДУ, к.т.н., доц. Загорулько А.В.; к.т.н., доц. кафедри ПОХНВ СумДУ Ляпощенко О.О. склали даний акт про те, що результати НДР за темою «Гідродинамічні показники двофазних потоків тепломасообмінного, грануляційного та сепараційного обладнання» (держ. реєстрація №0115U002551, замовник – МОН України, виконавець – СумДУ, кафедра ПОХНВ, науковий керівник – д.т.н. Склабінський В.І.) та ДКР за темою «Розробка підігрівача-деемультатора типу «HEATER-TREATER» установки підготовки нафти» (гослдогівір №51.18-04.15.СП, замовники – Група «ЛУКОЙЛ», ПАТ «Укрхімпроект», генпроектувальник – ТюменьНІПнафта, виконавець – СумДУ, кафедра ПОХНВ, науковий керівник – к.т.н. Ляпощенко О.О.) у 2014-2015 рр. впроваджені у навчальний процес:

1. Розроблено та виготовлено дослідно-демонстраційний експериментальний стенд, який використано бакалаврами, магістрантами та аспірантами (Настенко О.В., Сердюк О.А., Усик Р.Ю., Дем'яненко М.М., Старинський О.Є., Люшніченко М.П.) кафедри ПОХНВ СумДУ для моделювання та експериментальних досліджень процесів сепарації газорідних потоків, оптимізації конструкцій та випробувань сепараційних вузлів газосепараторів та фазних розділювачів.

2. Результати НДР використано при підготовці в співавторстві між представниками кафедри ПОХНВ СумДУ (проф. Склабінський В.І., доц. Артюхов А.Є., доц. Ляпощенко О.О.) та кафедри нафтогазового обладнання Івано-Франківського національного технічного університету нафти і газу, ІФНТУНГ (доц. Лівак І.Д., асист. Шостаківський І.І.) відкритого масового онлайн-курсу (Massive open online courses, MOOC, режим доступу: <http://ocw.sumdu.edu.ua/content/756>) «Обладнання газо- та нафтопереробних виробництв» та однойменного навчального посібника, які опубліковано у 2014 та 2015 р. відповідно.

3. Винайдено нові способи сепарації та конструкції сепараційних пристроїв, на які отримано три патенти на корисну модель.

4. За напрямком наукової роботи в рамках підготовки бакалаврів та магістрів під науковим керівництвом к.т.н., доцента кафедри ПОХНВ СумДУ Ляпощенко О.О., к.т.н., ст. викладача кафедри ЗМіДМ СумДУ Павленка І.В.; докторанта Познанського політехнічного університету (Республіка Польща) Настенко О.В. до участі у Всеукраїнському конкурсі студентських наукових робіт у галузі «Нафтова та газова промисловість» впродовж 2014-2015 рр. підготовлено три студентські наукові роботи (Сердюк О.А., Усик Р.Ю., Дем'яненко М.М., Старинський О.Є.), дві з яких відмічено дипломами I ступеня у номінаціях «обладнання нафтогазової галузі» та «нафтогазова інженерія», а студенти-автори (Сердюк О.А., Усик Р.Ю., Дем'яненко М.М.) є переможцями II туру конкурсів 2013/2014 та 2014/2015 н.р.

5. Під науковим керівництвом к.т.н. Ляпощенко О.О., к.т.н. Павленка І.В. у процесі курсового проектування та НДР бакалавр Старинський О.Є., магістранти Усик Р.Ю., Пилипенко А.С. та Дем'яненко М.М. виступали як відповідальні виконавці виконуваних робіт та активно приймали участь в розробці окремих розділів ескізного проекту дослідно-промислового зразка блочного горизонтального нафтогазоводорозділювача з прямим підігрівом (НГВРП) типу «HEATER-TREATER», що являє собою трифазний сепаратор із вбудованим трубним нагрівачем для дегазації сирої нафти, секціями електростатичної та гідромеханічної коалесценції і відстоювання водонафтової емульсії, а також сепарації попутного нафтового газу.

5. У співавторстві зі студентами опубліковано 7 тез доповідей у матеріалах науково-технічних конференцій за тематикою НДДКР, а також 6 статей у збірниках наукових праць та фахових виданнях.

Акт складений у 2-х примірниках.

Голова комісії:

А.М. Черноус

Члени комісії:

В.І. Склабінський

А.В. Загорулько

О.О. Ляпощенко



УКРАЇНА
 МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ, МОЛОДІ ТА СПОРТУ УКРАЇНИ
 ПОЛТАВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
 ІМЕНІ ЮРІЯ КОНДРАТЮКА

Першотравневий проспект 24, м. Полтава, 36011
 тел./факс (0532) 56-98-94; (05322) 7-33-27 (приймальна)
[http:// www.pntu.edu.ua](http://www.pntu.edu.ua) e-mail: rector@pntu.edu.ua; kanc@pntu.edu.ua
 ISO 9001:2009 (ISO 9001:2008, IDT), код ЄДРПОУ 02071100

№ _____
 на № _____ від _____

Довідка

Видана кандидату технічних наук, доценту, доценту Сумського державного університету Ляпошенку Олександрю Олександровичу про те, що він приймав участь в Міжнародній науково-практичній конференції “Проблеми та перспективи розвитку нафтогазового комплексу” і виступив на пленарному засіданні із доповіддю “Високоєфективні інерційно-фільтруючі газосепаратори для промислових установок комплексної підготовки газу газових та газоконденсатних родовищ”.

Проректор із наукової
та інноваційної роботи



В.В. Муравльов



УКРАЇНА
 МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ, МОЛОДІ ТА СПОРТУ УКРАЇНИ
 ПОЛТАВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
 ІМЕНІ ЮРІЯ КОНДРАТЮКА

Першотравневий проспект 24, м. Полтава, 36011
 тел./факс (0532) 56-98-94; (05322) 7-33-27 (приймальна)
 http:// www.pntu.edu.ua e-mail: rector@pntu.edu.ua; kanc@pntu.edu.ua
 ISO 9001:2009 (ISO 9001:2008, IDT), код ЄДРПОУ 02071100

02.10.2012 № 01-11-2151

на № _____ від _____

Ректорові Сумського державного
 університету
 професору Васильеву А.В.

Шановний Анатолію Васильову!

Засвідчуємо Вам нашу щирю вдячність за направлення доцента кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв Ляпоценка О.О. до участі в Міжнародній науково-практичній конференції «Проблеми та перспективи розвитку нафтогазового комплексу», що відбулася 26-28 вересня 2012 року на базі ПолтНТУ.

З глибокою повагою
 співголова програмного комітету,
 ректор, професор

В.О.Онищенко

