

Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет

На правах рукопису

ЛЯПОЩЕНКО ОЛЕКСАНДР ОЛЕКСАНДРОВИЧ

УДК 66.074.1:547.912

**ГІДРОДИНАМІКА ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧИХ
СЕПАРАЦІЙНИХ ПРИСТРОЇВ ОЧИЩЕННЯ ПРИРОДНОГО ГАЗУ**

Спеціальність 05.17.08 — процеси та обладнання хімічної технології

Дисертація на здобуття наукового ступеня
кандидата технічних наук

Науковий керівник
доктор технічних наук, професор
Склабінський Всеволод Іванович

Суми – 2006

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ	5
ВСТУП	9
РОЗДІЛ 1. ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ ТА ВИБІР НАПРЯМКІВ ДОСЛІДЖЕНЬ	16
1.1. Сучасний стан і шляхи розвитку техніки та технології газоочищення	16
1.2. Способи підвищення ефективності сепараційних пристроїв	27
1.2.1. Інерційні газосепаратори і краплевловлювачі	28
1.2.2. Фільтри-сепаратори та тумановловлювачі	37
1.3. Гідродинаміка газорідних сепараторів	47
1.4. Висновки до першого розділу, постановка задачі досліджень	53
РОЗДІЛ 2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ГАЗОДИНАМІКИ РУХУ ГАЗОРІДНОГО ПОТОКУ ТА РОЗРАХУНОК ЕФЕКТИВНОСТІ ЖАЛЮЗІЙНИХ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧИХ СЕПАРАТОРІВ	56
2.1. Фізична модель формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу	56
2.1.1. Механізми формування краплинної рідини за відсутності конденсації (подрібнення та коагуляція)	57
2.1.2. Утворення краплинної рідини в процесі конденсації	60
2.1.3. Коагуляція крапель у турбулентному потоці газу (інерційний механізм коагуляції та механізм турбулентної дифузії)	61
2.2. Математичне моделювання газодинаміки руху газорідного потоку по інерційній та фільтруючій секціях сепаратора	64
2.2.1 Диференціальні рівняння руху краплин в газорідному потоці на прямо- та криволінійних ділянках сепараційного каналу	66
2.2.2 Механізми осадження крапель на волокнах фільтруючого елемента (ефект зачеплення, інерційне зіткнення та Броунівський рух)	72

2.2.3	Вторинні процеси, що супроводжують фільтрування (співоса- дження, капілярні явища, деструкція фільтрувальних елементів, вторин- не унесення)	74
2.3.	Ефективність очищення газу від крапель рідини та твердих час- ток в жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараторах	79
2.3.1	Аналіз та оцінка сил, які діють на краплі (частки) в сепараторі	79
2.3.2	Загальна характеристика процесу відділення крапель та ефектив- ність очищення газу в сепараторах інерційно-фільтруючого типу	82
2.4.	Висновки до другого розділу	85
	РОЗДІЛ 3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ФОРМУВАННЯ ГАЗОРІДИННИХ ПОТОКІВ У ЖАЛЮЗІЙНИХ ІНЕРЦІЙНО- ФІЛЬТРУЮЧИХ КРАПЛЕ- ТА ТУМАНОВЛОВЛЮВАЧАХ	86
3.1.	Задачі експериментальних досліджень	86
3.2.	Опис експериментальної установки, конструкцій та принципу роботи моделей жалюзійних інерційно-фільтруючих крапле- та тумано- вловлювачей	86
3.3.	Методика проведення досліджень	92
3.4.	Узагальнення результатів експериментальних досліджень	96
3.4.1	Формування криволінійного газорідного потоку жалюзійними пластинами	97
3.4.2	Гідравлічний опір інерційно-фільтруючих газосепараторів	100
3.4.3	Ефективність очищення газу від високодисперсної краплинної рідини в газосепараторі	103
3.5.	Висновки до третього розділу	106
	РОЗДІЛ 4. КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПЛИВУ ПОТОКУ ПРИРОДНОГО ГАЗУ ПО 3D МОДЕЛЯХ ГАЗОСЕПАРАЦІЙНИХ ЕЛЕМЕНТІВ	107
4.1.	Створення 3D геометричних моделей газосепараційних пристро- їв за допомогою САПР та CAD-систем	107
4.2.	Завдання математичної моделі та граничних умов розрахункової	

області сепараційного каналу	109
4.3. Візуалізація результатів розрахунку та моделювань пливу двофазного потоку природного газу в створеній геометричній конфігурації розрахункової області	114
4.4. Висновки до четвертого розділу	121
РОЗДІЛ 5. ПРОМИСЛОВІ ВИПРОБУВАННЯ ДОСЛІДНО-ПРОМИСЛОВИХ ЗРАЗКІВ. ВПРОВАДЖЕННЯ ВИСОКОЕФЕКТИВНИХ КОНСТРУКЦІЙ ГАЗОСЕПАРАТОРІВ НА ОБ'ЄКТАХ НАФТОГАЗОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ	122
5.1. Ефективність інерційно-фільтруючих тумановловлювачів	122
5.2. Інженерна методика розрахунку інерційно-фільтруючих газосепараторів	126
5.3. Застосування отриманих даних у промисловій практиці, розробка та впровадження вискоелефективних конструкцій газосепараторів на об'єктах нафтогазової промисловості	129
5.4. Висновки до п'ятого розділу	135
ВИСНОВКИ	136
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	137
ДОДАТКИ	150

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ,
СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ

a	—	питома поверхня фільтрувального матеріалу, $\text{м}^2/\text{м}^3$;
Ar	—	критерій Архімеда;
B	—	товщина фільтрувального шару, м;
b	—	відстань від центральної лінії набігаючого потоку до критичної траєкторії, м;
c_{ϕ}	—	вміст часток даної фракції у аеродисперсній системі, % (частки);
C_w	—	об'ємний вміст рідкої фази, $\text{м}^3/\text{м}^3$;
d_1	—	діаметр волокон фільтруючого елемента, м;
d_{50}	—	діаметр часток, уловлюємих з ефективністю 0,5 в даному гідродинамічному режимі роботи сепаратора, м;
$d_{\text{в}}$	—	діаметр волокон, м;
d_{ϕ}	—	діаметр сопла пневматичної форсунки, м;
$d_{\text{ч}}$	—	діаметр краплин рідини, м;
$d_{\text{э}}$	—	ефективний (еквівалентний) гідравлічний діаметр, м;
$d_{\text{м}}$	—	медіанний діаметр часток на вході у фільтр, м;
D	—	коефіцієнт дифузії часток (краплин), $\text{м}^2/\text{с}$;
F_a	—	сила аеродинамічного опору руху частці у газовому потоці, Н;
$F_{\text{т}}$	—	сила тяжіння, Н;
Fr	—	критерій Фруда;
G	—	навантаження установки по газовому потоку, кг/с;
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;
H	—	висота сепараційного каналу (жалюзі), м;
h	—	товщина плівки стікаючої рідини, м;
$h_{\text{кр}}$	—	критична товщина плівки, м;
k	—	коефіцієнт відновлення нормального імпульсу після удару;

K_e	—	коефіцієнт ефективності, % (частки);
K_y	—	коефіцієнт унесення;
L	—	довжина прямолінійної ділянки сепараційного каналу (жалюзі), м;
L_B	—	відстань між волокнами фільтруючого елементу, м;
$L_{\text{ц}}$	—	довжина криволінійної ділянки сепараційного каналу (жалюзі), м;
M	—	молекулярна маса газу, кг/кмоль;
m	—	маса частки, кг;
$n(R)$	—	щільність імовірності випадкової величини R ;
N	—	кількість краплин в одиниці об'єму, м^{-3} ;
Pe	—	критерій Пекле;
p	—	повний тиск у розглядаємій крапці потоку, Па;
$p_{\text{дин}}$	—	динамічний тиск (швидкісний напір), Па;
$p_{\text{ст}}$	—	статичний тиск, Па;
Q	—	продуктивність газосепаратора по газу, $\text{м}^3/\text{с}$;
Re	—	критерій Рейнольдса;
R	—	радіус краплі, м;
R_c	—	середній радіус крапель, м;
R_m	—	мінімального радіуса крапель, м;
R_B	—	радіус волокон, м;
$R_{\text{ц}}$	—	радіус криволінійної ділянки сепараційного каналу (жалюзі), м;
s	—	повний крок розташування гофр жалюзей, м;
S	—	робоча площа насадки, м^2 ;
St	—	критерій Стокса;
$S_{\text{ф}}$	—	площею кільцевого перетину пневматичної форсунки для проходження розпилюючого повітря, м^2 ;
$S_{\text{ч}}$	—	поперечний перетин краплі, м^2 ;
t	—	час, с;
T	—	абсолютна температура, К;
T_c	—	час перебування краплі у сепараторі, с;
u	—	абсолютна швидкість часток, м/с;

u_{oc}	—	швидкість осадження часток (краплі), м/с;
v	—	абсолютна швидкість газового потоку, м/с;
v_r	—	швидкість фільтрації, м/с;
v_λ	—	швидкість пульсації, м/с;
$V_{ч}$	—	об'єм частки (краплі), м ³ ;
w	—	швидкість пересування часток відносно газового потоку, м/с;
w_ϕ	—	відносна швидкість газу та рідини поблизу сопла пневматичної форсунки, м/с;
$x_{кр}$	—	критична висота струни, м;
ΔP	—	гидравлічний опір, Па;
α	—	щільність упакування волокон (відносна щільність), м ³ /м ³ ;
δ	—	товщина прикордонного шару при потенційному обтіканні циліндру, м;
ε	—	пористість фільтрувального матеріалу, м ³ /м ³ ;
ε_{II}	—	питома дисипація енергії, Дж/(м ³ ·с);
η	—	ефективність очищення газів (коефіцієнт сепарації, ступінь очищення), % (частки);
η_D	—	коефіцієнт ефективності при захопленні крапель за рахунок дифузійного осадження (броуновської дифузії), % (частки);
η_{St}	—	коефіцієнт ефективності при захопленні крапель за рахунок інерційного зіткнення, % (частки);
η_R	—	коефіцієнт ефективності захоплення крапель за рахунок ефекту зачеплення, % (частки);
η_ϕ	—	фракційна ефективність очищення, % (частки);
ϕ	—	відносна площа живого перетину насадки, м ² /м ² ;
λ	—	масштабний фактор руху (пульсації), м;
μ	—	динамічна в'язкість середовища (газів), кг/(м·с);
μ_r	—	коефіцієнт динамічної в'язкості газового потоку, Па·с;
$\mu_{ч}$	—	коефіцієнт динамічної в'язкості дисперсних часток, Па·с;

ρ	—	густина середовища, кг/м^3 ;
ρ_{Γ}	—	густина газового потоку, кг/м^3 ;
$\rho_{\text{ч}}$	—	густина дисперсних часток, кг/м^3 ;
σ_1^2	—	дисперсія розподілу;
$\sigma_{\text{ж}}$	—	поверхневий натяг краплин рідини, Н/м ;
τ	—	тривалість, с ;
ζ	—	коефіцієнт гідравлічного опору;
ζ_{f}	—	коефіцієнт опору обтіканню частки газовим потоком;
ζ_{Γ}	—	коефіцієнт гідравлічного опору для газового потоку;
$\zeta_{\text{ч}}$	—	коефіцієнт гідравлічного опору, обумовлений наявністю в газовому потоці зважених часток (краплин)
ξ	—	коефіцієнт приєднаної маси;

ВСТУП

Актуальність теми. Необхідною умовою якісної підготовки природного газу до подальшого транспортування і використання його на промислових підприємствах у народному господарстві є очищення від рідкої фази і твердих часток.

Природний газ, що надходить зі свердловин, містить значну кількість сторонніх включень, а саме: краплинної рідини, що складається з мінералізованої води, газового конденсату, метанолу та інших, як правило, у кількості 30-40 г/м³, що сягають навіть 200-800 г/м³ і механічних домішок - в основному здрібнених часток породоутворюючих мінералів, а також утворених у результаті технологічних забруднень [27, 29].

Наявність згаданих сторонніх включень у газовому потоці призводить до аварійних ситуацій і передчасного зношення основного й допоміжного технологічного обладнання (абразивного зносу запірних арматур, зношування шийок ротору та лопаток нагнітачів компресорних станцій, перемерзання допоміжних трубопроводів і утворенню гідратних пробок в основному технологічному обладнанні). До того ж присутність твердорідинної фази в природному газі негативно впливає на гідравлічні характеристики трубопроводу, наявність краплинної рідини в газі призводить до зниження продуктивності й коефіцієнта використання магістральних трубопроводів у середньому на 20-25% внаслідок підвищення гідравлічного опору [107], що призводить до загального зниження ефективності газотранспортної системи.

Застосовуване в технологічних лініях газопереробних виробництв традиційне газосепараційне обладнання (газосепаратори вертикальні, горизонтальні, кульові, відцентрові регульовані, жалюзійні, сітчасті) відрізняється низьким ступенем розділення (ефективність розділення не перевищує 30-40%, а іноді сягає навіть 15%), що забезпечує лише грубе очищення нафтових побіжних і природних газів від механічних домішок і краплинної рідини [85].

Враховуючи значний вплив роботи розділювальної апаратури на якість

продукції (товарного газу), останнім часом ведуться пошуки нових способів обробки газорідних потоків, що забезпечують високу ефективність розділення.

З огляду на вищесказане, доцільне проведення пошуків нових способів обробки газорідних потоків, що забезпечують високу ефективність розділення, та проектування високоефективного інерційно-фільтруючого газосепараційного устаткування, яке дозволяє вилучати вологу у вигляді конденсаційного туману. Уловлювання з газорідного потоку конденсату, що містить цінні вуглеводневі компоненти, представляє перспективи його подальшої переробки і, отже, підвищення ступеня використання енергоресурсів України.

Дослідження, спрямовані на опрацювання високоефективного інерційно-фільтруючого апаратурного оформлення для інтенсифікації процесу газосепарації, визначення найбільш сприятливої конфігурації та конструктивного оформлення сепараційних елементів, вибір матеріалу фільтрувальних елементів з необхідними властивостями, комплексне теоретичне й експериментальне вивчення гідродинаміки і структури газорідних потоків, механізмів формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу та механізмів розділення, постають актуальними, бо вирішують одну з важливих проблем, яка стоїть перед нафтогазовою промисловістю України на сучасному етапі. Вдосконалення техніки та технології очищення побіжного нафтового і природного газів є необхідною умовою якісної підготовки їх до подальшого транспортування і використання на промислових підприємствах у народному господарстві.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Дисертаційна робота відповідає тематичному плану науково-дослідних робіт ВАТ «Укрнафта» за темою „Удосконалення обладнання вузла сепарації товарного газу” (протокол НТР ВАТ «Укрнафта» №30 від 26.04.2001р.) та виконувалася згідно з пріоритетним напрямом наукової роботи Сумського державного університету „Екологічні проблеми хімічної технології, розроблення прогресивних технологій і устаткування для хімічного виробництва”. Наукові розробки впро-

ваджені під час виконання госпдоговірних науково-дослідних робіт за темою №82.05.05.01-02/625-р „Удосконалення обладнання установки осушування газу” (замовник ВАТ «Укрнафта», Качанівський газопереробний завод).

Мета і задачі дослідження. Метою дисертаційної роботи є вивчення гідродинаміки криволінійних течій по каналах інерційно-фільтруючого сепараційного устаткування, в якому удосконалено динаміку руху газорідного потоку, що забезпечує підвищення здатності вловлювання (запобігання вторинному унесенню, створення стабільного стоку вловленої рідини) та зниження гідралічного опору і, отже, інтенсифікацію та підвищення питомої продуктивності й ефективності процесу сепарації високодисперсної краплинної рідини.

Для досягнення поставленої мети необхідно послідовно розв’язати такі задачі:

- проведення теоретичного аналізу механізмів формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу;
- розробка фізичної моделі з подальшим математичним моделюванням газодинаміки руху газорідного потоку за інерційною та фільтруючою секціями газосепаратора, а також відповідних механізмів розділення, що є основою теоретичних розрахунків опору пристрою та рівнянь прогнозування фракційної ефективності сепарації і загальної ефективності сепараторів у цілому;
- дослідження формування криволінійного газорідного потоку жалюзійними пластинами, визначення поля швидкостей, гідралічного опору та ефективності очищення газу від високодисперсної краплинної рідини в інерційно-фільтруючому газосепараторі;
- розробка інженерної методики конструктивного розрахунку інерційно-фільтруючого газосепараційного обладнання з надійним методом оцінки його ефективності;
- дослідно-промислова апробація та впровадження розробленого інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою в промисловий зразок апарату.

Об’єктом дослідження є процес сепарації високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку та газосепараційне обладнання.

Предметом дослідження є гідродинаміка інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу.

Методи дослідження. Математичне моделювання здійснювалось на підставі класичних положень механіки рідини та газу і технічної гідромеханіки. Фізичний експеримент проведено шляхом експериментальних досліджень стендових моделей сепараційних пристроїв. На етапі комп'ютерного моделювання застосовано системи тривимірного твердотільного моделювання КОМПАС-3D (<http://www.ascon.ru/>) та CAD-систему SolidWorks (<http://www.solidworks.com/>), програмний продукт COSMOS FlowWorks (<http://www.cosmosm.com/>), програмні комплекси FlowVision (<http://www.flowvision.ru>) та Fluent FloWizard (<http://www.fluent.com>). Побудову теоретичних залежностей виконано диференціальними методами математичного аналізу та інтегрального обчислення.

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

- на підставі теоретичного аналізу створених фізичної і математичної моделі руху газокраплинного потоку та за допомогою комп'ютерного моделювання розроблено умови реалізації нового способу сепарації високодисперсної краплинної рідини з використанням нових конструкцій інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв;

- проведено узагальнення математичних рівнянь, які дозволяють розраховувати гідродинамічні та сепараційні показники інерційно-фільтруючих пристроїв, з урахуванням часткового проходження газокраплинного потоку в кожному послідовно розміщеному інерційному елементі сепаратора крізь фільтруючий шар;

- за результатами експериментальних досліджень модельних та натурних зразків сепараційних пристроїв і їх узагальнення вперше отримано гідравлічні та сепараційні характеристики інерційно-фільтруючих сепараторів.

Практичне значення одержаних результатів. На основі проведених досліджень гідродинамічних процесів розроблено методики розрахунку інерційно-фільтруючих сепараторів, що дозволяють визначити параметри процесу

сепарації та основні геометричні розміри сепараційних вузлів. Запропоновано нові, захищені патентами України, способи сепарації та нові конструкції інерційно-фільтруючих сепараторів, що дозволяють значно підвищити ступінь сепарації. Отримані наукові результати впроваджені у виробництво на промислових підприємствах нафтогазового комплексу України, а саме: розроблено та впроваджено у виробництво конструктивні та технологічні рішення щодо підвищення ефективності роботи контактора блока осушування газу (БОГ) та модернізовано гравітаційно-інерційні жалюзійні газосепаратори дотискувальної компресорної станції (ДКС) IV ступеня стискання на Качанівському газопереробному заводі (КГПЗ), сітчасті сепаратори Глинсько-Розбишівського виробництва та нафтогазові сепаратори Анастасівської газліфтової компресорної станції (АГЛКС), що входять до складу ВАТ „Укрнафта”.

Особистий внесок здобувача. Особистий внесок здобувача полягає в проведенні математичного моделювання газодинаміки руху газорідного потоку, теоретичному аналізі класичних рівнянь та доведенні їх до розрахункових практичних залежностей з виходом на інженерні методики конструювання поряд з оцінкою ефективності роботи газосепараційного обладнання, підборі й апробації методик експериментальних досліджень формування газорідних потоків у інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроях, конструюванні експериментального обладнання, узагальненні отриманих результатів, проведенні комп’ютерного моделювання пливу потоку природного газу по трьохвимірних моделях газосепараційних елементів. Постановка задачі і формулювання висновків проводилося під керівництвом наукового керівника д.т.н., професора Склабінського В.І. Автором особисто складено алгоритм та програму розрахунку з оцінки ефективності роботи інерційно-фільтруючого тумановловлювача та визначенню розмірів максимально проникаючих часток дисперсної фази. Здобувач приймав участь на всіх стадіях науково-дослідних та дослідно-конструкторських робіт по виготовленню й авторському нагляду за виготовленням та експлуатацією дослідно-промислових зразків інерційно-фільтруючого газосепараційного устаткування у якості відповідального вико-

навця. Про всі результати, що складають основний зміст дисертаційної роботи, особисто доповідалося на науково-технічних та науково-практичних конференціях [59-62, 65, 66, 92, 95], на ґрунті яких у співавторстві винайдено та захищено деклараційними патентами України [35, 36] нові способи та пристрої. У статтях, написаних у співавторстві та опублікованих у фахових виданнях, затверджених ВАК України [63, 64, 93, 94, 96], особистий внесок здобувача полягає в такому:

- у роботі [63] розроблено фізичну модель формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу, розглянуто основні механізми формування краплин рідкої фази як подрібнення за рахунок інерційних ефектів у турбулентному потоці газу за відсутності конденсації, процеси гетерогенної та гомогенної конденсації, коагуляції за інерційним механізмом та механізмом турбулентної дифузії;
- у роботі [64] проведено математичне моделювання газодинаміки руху газорідинного потоку за інерційною та фільтруючою секціями газосепаратора та комп'ютерне моделювання течії потоку природного газу в створеній геометричній конфігурації розрахункової області сепараційного каналу;
- у роботах [93, 94, 96] розроблено високоефективні конструкції сепараційних вузлів, запропоновано достатньо надійний метод оцінки їх ефективності та підтверджено його адекватність, здійснено авторський нагляд за роботою дослідно-промислових зразків, проведено порівняльну оцінку стандартних та модернізованих газосепараторів.

Апробація результатів дисертації. Основні положення і результати дисертаційної роботи доповідалися та обговорювалися на 4-й Міжнародній науково-практичній конференції „Проблеми економії енергії” у Національному університеті „Львівська політехніка” (м. Львів, 2003 р.), на Міжнародній науково-практичній конференції „Екологія. Енергосбереження. Економіка” (м. Суми, 2003 р.), на XIII Міжнародній науково-технічній конференції з компресоробудування „Компрессорная техника и пневматика в XXI веке” (м. Суми, 2004 р.), на XXI науковій конференції країн СНД „Дисперсные системы” у Одесько-

му національному університеті ім. І.І.Мечникова (м. Одеса, 2004 р.), на VIII Всеукраїнській науково-практичній конференції студентів, аспірантів та молодих вчених „Технологія-2005” в Сєверодонецькому технологічному інституті Східноукраїнського національного університету ім. В.Даля (м. Сєверодонецьк, 2005 р.), на XI Міжнародній науково-технічній конференції „Герметичність, вібронадійність та екологічна безпека насосного і компресорного обладнання — ГЕРВІКОН - 2005” (м. Суми, 2005 р.), на науково-технічних конференціях викладачів, співробітників, аспірантів і студентів Сумського державного університету (м. Суми, 2003, 2004, 2005 рр.).

Публікації. Результати дисертаційної роботи опубліковано у 9 наукових працях, з них 5 статей у наукових журналах, 2 публікації тез доповідей у матеріалах та працях конференцій, 5 з них у наукових фахових виданнях, затверджених ВАК України. Отримано 2 деклараційних патенти на винахід України.

Структура та обсяг дисертації. Дисертаційна робота складається зі вступу, п'яти розділів, висновків, списку використаних джерел з 129 найменувань, додатків. Повний обсяг дисертації становить 135 сторінок, серед яких 131 сторінка основного тексту, 2 таблиці, 62 ілюстрації.

РОЗДІЛ 1

ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ ТА ВИБІР НАПРЯМКІВ ДОСЛІДЖЕНЬ

1.1. Сучасний стан і шляхи розвитку техніки та технології газоочищення

Нафтові і природні гази, що видобуваються з надр, насичені водяними парами. У процесі переробки і транспортування багаторазово змінюється термодинамічний стан газу. При цьому можуть виникати умови досягнення температури крапки роси, за значення якої водяна пара та високомолекулярні вуглеводні, що утримуються в газі, конденсуються при даному тиску.

За умов конденсації в технологічних системах утворюються гідрати, що закупорюють трубопроводи і трансферні лінії апаратів. При вмісті в газах водяної пари і сірчистих з'єднань створюються умови, які сприяють корозії металів. Тому вологовміст природного газу жорстко регламентується вимогами нормативних документів [40], й питання очищення є одним з найважливіших у технологічному циклі підготовки й транспортування газу.

Очищення газу здійснюється на всіх етапах технологічного циклу:

- при видобутку газу на промислах, де в складі установок комплексної підготовки газу (УКПГ) газоочисне встаткування є основним;
- при транспортуванні на компресорних станціях (КС);
- на газорозподільних станціях (ГРС).

Краплинна рідина і тверді частки, що утримуються в газі, викликають швидке зношування лопаток турбокомпресорів на дотискуючих компресорних станціях магістральних трубопроводів.

Тому однією з актуальних проблем, що постають перед нафтогазовою промисловістю на сучасному етапі, є вдосконалення газосепараційних технологій та техніки поряд з традиційно застосовуваними низько ефективними способами та конструкціями. Крім того, це постійно підштовхується все жорсткішими вимогами до якості продуктів і ступеня використання енергоресурсів нафто-

газового комплексу.

Роботи зі створення прогресивних технологічних схем процесів осушування природного газу (DRIGAS, DRIZO, ECOTEG) закордонними виробниками (SIIRTEC NIGI, OPC Drizo Inc., Prosernat IFP Group Technologies) набули широкий розвиток останнім часом [99, 124, 128, 129]. Введені до експлуатації одна промислова установка DRIGAS з навантаженням за діетиленгліколем (ДЕГ) 200 м³/добу та більше 45 промислових установок DRIZO, що відповідають більш жорстким вимогам, забезпечують низьку крапку роси газу й потребують значно менших експлуатаційних витрат, у порівнянні із традиційними установками.

Роботи із впровадження нових технічних рішень проводилися ДАО Центральним Конструкторським Бюро Нафтоапаратури (ЦКБН) на газових промислах ВАТ «Газпром» [30]. Модернізацію абсорбційного встаткування досягнуто заміною існуючої тарілчастої ступені з відцентровими сепараційними елементами в абсорбері осушування газу на газорозподільну сепараційну насадкову секцію (регулярна пластинчаста насадка), досить металоємної конструкції й недостатньо технологічної для промислового серійного виготовлення. Установка газорозподільної секції забезпечує рівномірний розподіл газового потоку за перетином абсорбера та зниження його швидкості після виходу з контактно-сепараційних елементів, становить більш сприятливі умови для сепарації фаз як в самій секції, так і в розташованій вище фільтруючій ступені.

Важливе значення має очищення природного газу безпосередньо перед його використанням у якості палива на енергетичних установках. Тверді частки і гідрати, що утворюються в природному газі при наявності в ньому води, швидко забивають пальники для спалювання газу, що призводить до частих зупинок основного технологічного устаткування.

Значна частина природного газу використовується на хімічних підприємствах для одержання водню, ацетилену, етилену й інших продуктів. Присутність у газі води, конденсату і твердих часток негативно позначається на роботі реакторів для конверсії метану. Вони викликають забруднення устаткування,

призводять до утворення побічних домішок, для очищення від яких доводиться встановлювати складні апарати з високою вартістю. Значно дешевше очищати природний газ перед його використанням.

Таким чином, для очищення природного газу потрібно встановлювати газосепаратори безпосередньо після свердловин, перед компресорними станціями і на промислових підприємствах, що споживають газ.

Сепараційне устаткування є обов'язковим елементом кожної з технологічних схем промислової підготовки нафти та газу на нафтових, газових і газоконденсатних родовищах, а також складовою частиною нафтогазопромислового устаткування у процесах переробки газового конденсату, компримування газу та його охолодження на заключній стадії експлуатації родовища, попереднім ступенем відділення газу від рідини на компресорних станціях магістральних нафто- та газопроводів. Являючи собою складову частину компресорних станцій, газосепаратори працюють у широкому діапазоні тисків (від 0,1 до 60 МПа) та температур (від мінус 80 до +150 °С), причому, сепаровані суміші є багатокомпонентними (гетерогенними) вуглеводневими системами [47, 76]. Типові сепараційні апарати широко застосовано для комплектування дотискуючих та транспортних компресорних станцій попутного нафтового газу; установок низькотемпературної сепарації та низькотемпературної конденсації; установок дегідратації і газофракціонування, що входять до складу газопереробних заводів; установок переробки нафти і конденсату; компресорних установок газліфта та сайклінг-процесу нафтових і газоконденсатних родовищ.

Сучасне сепараційне обладнання для розділення газових, газоконденсатних, та водонафтових сумішей може бути класифіковано за основними функціональними та конструктивними ознаками (рис.1.1).

Кульові сепаратори найбільш компактні й найменш металлоємні. Ці переваги виявляються тим більше, чим вище тиск та продуктивність сепаратора. Основним недоліком кульових сепараторів є обмеженість простору, що виключає можливість розміщення в корпусі секції коагуляції та секції збору рідини. У результаті ефективність обробки газових потоків з високодисперсним розподі-

лом рідини й початковим її змістом більше $100 \text{ см}^3/\text{м}^3$ у кульових сепараторах незначна [91].

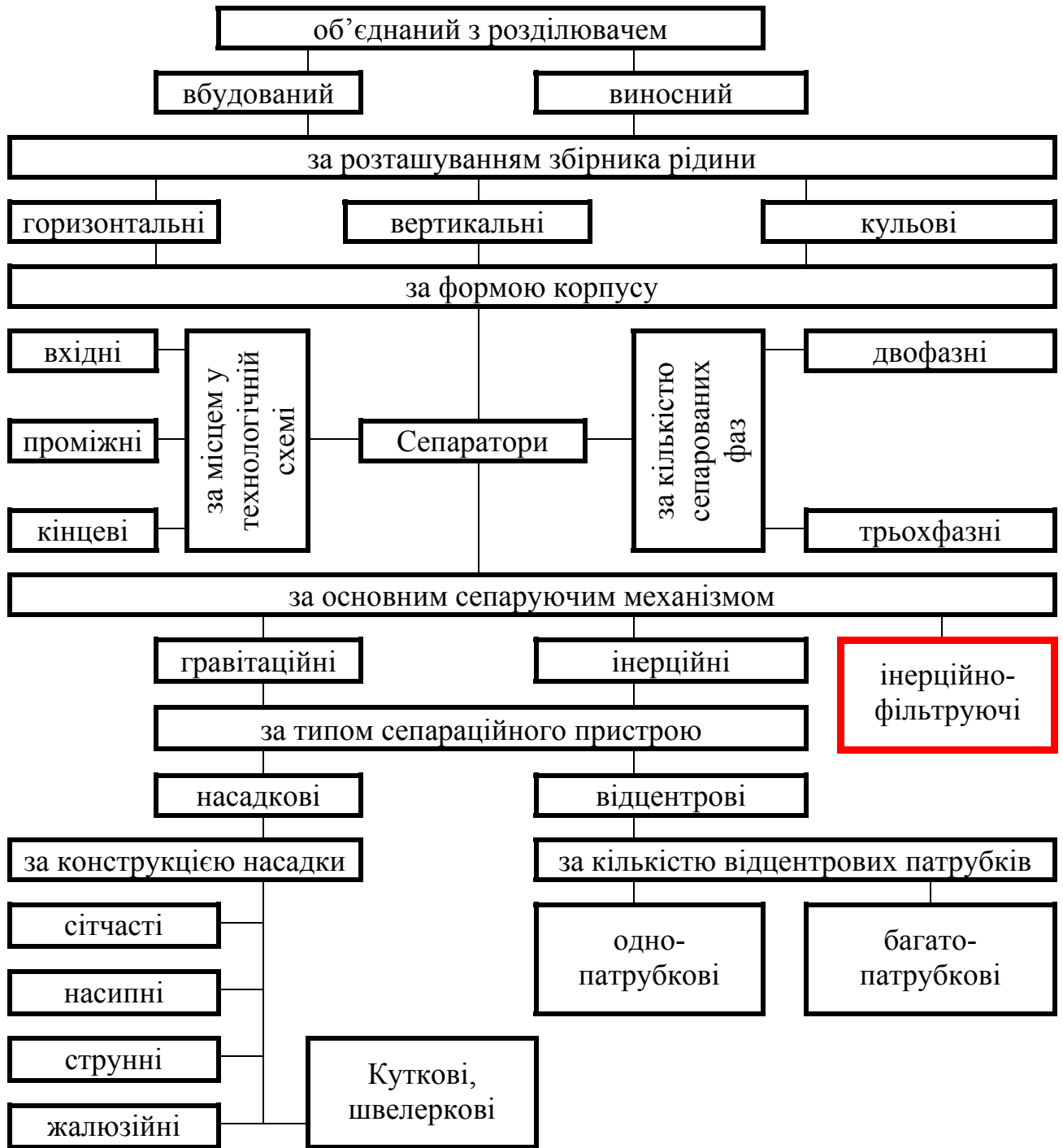


Рис. 1.1. Класифікація сепараторів за основними функціональними та конструктивними ознаками.

Головна перевага горизонтальних циліндричних сепараторів полягає в тому, що вони можуть бути значної одиничної потужності. Ці сепаратори при-

значені для поділу газорідинної суміші з високим вмістом рідини або для сепарації рідин, схильних до піноутворення. Недоліком горизонтальних сепараторів є труднощі виводу із сепаратора твердих домішок, чого позбавлені вертикальні циліндричні сепаратори, еліптичне днище яких забезпечує стікання рідини й твердих домішок до нижньої частини апарата та послідовно у дренажну систему. Секція збору рідини може виноситися з корпусу сепаратора й виконуватися у вигляді горизонтального циліндра (за високого тиску застосовують кульові збірники).

Осадження крапель рідини в гравітаційному сепараторі відбувається в основному за рахунок дії сил гравітації (рис.1.2). Ефективність сепарації газорідинного потоку тим вище, чим більше розмір крапель рідини в газовому потоці й нижче швидкість самого потоку в сепараторі. Тому за значного об'єму видобутку газу й подрібнення великих крапель при просуванні газорідинного потоку по промислового колектору важко досягти високої ефективності.

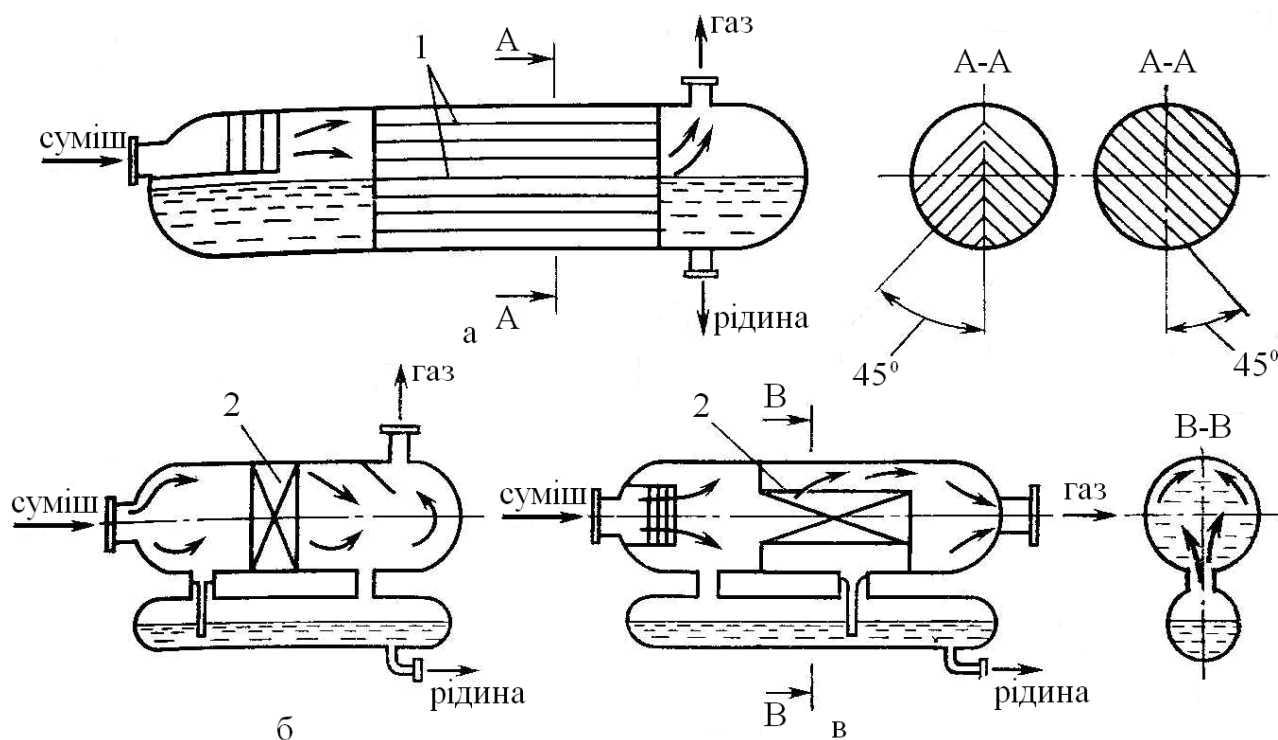


Рис. 1.2. Газорідинні гравітаційні сепаратори:

а – з пластинами Діксона; б, в – з жалюзійними насадками;

1 – плоскопаралельні пластилини Діксона; 2 – жалюзійні насадки.

Гравітаційні газосепаратори можуть бути обладнані плоскопаралельними пластинами Діксона (рис.1.2, а), що дозволяють збільшити робочі швидкості й ефективність осадження крапель рідини, а також жалюзійними насадками, що збільшують у порівнянні з попередньою конструкцією робочу площу й продуктивність по газу. У горизонтальному корпусі жалюзійні насадки встановлюються в поперечному перетині (рис.1.2, б) або по обидві сторони від осі апарату (рис.1.2, в).

В інерційних сепараторах відділення рідини від газу відбувається переважно за рахунок дії сил інерції (рис.1.3). Ефективність насадкових інерційних сепараторів визначається в основному конструкцією застосовуваної насадки, а також розташуванням її в корпусі сепаратора й може сягати 99,5-99,8 % при швидкостях газу в 3-5 разів вище швидкості газу в гравітаційних сепараторах [71]. Висока ефективність цих сепараторів обумовлюється значною поверхнею контакту сепараційних елементів з газорідинним потоком, що забезпечує відділення крапель рідини діаметром не менш 3...5 мкм для сіток і 10...20 мкм для жалюзей [76].

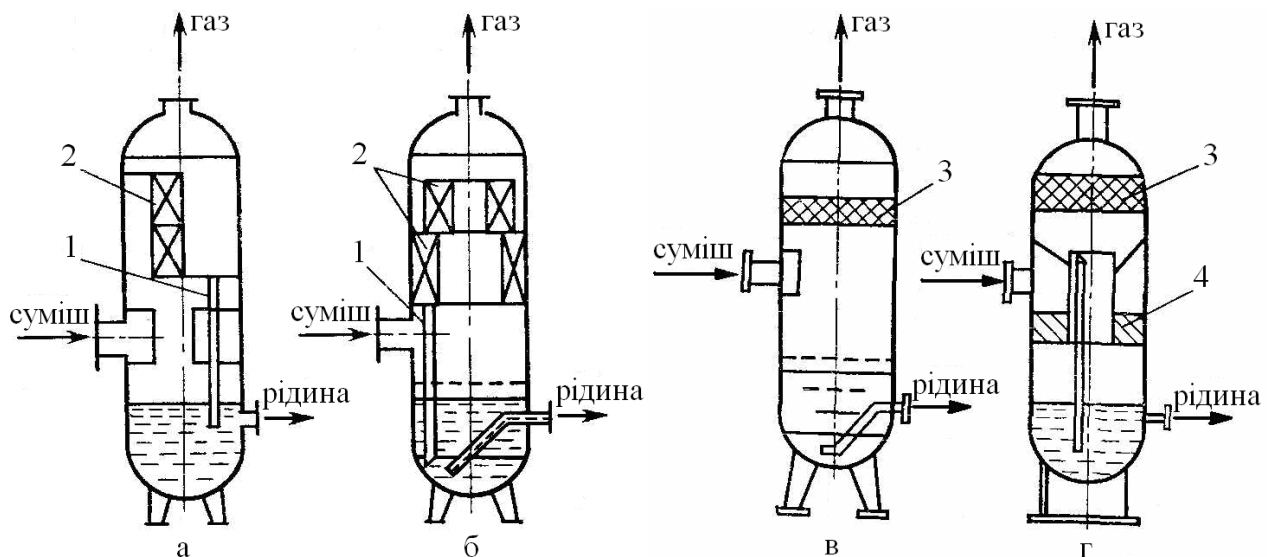


Рис. 1.3. Насадкові інерційні сепаратори:

а, б – з жалюзійними насадками; в, г, – з горизонтальною сітчастою насадкою; 1 – краплевідбійник; 2, 3 – жалюзійні та сітчаста насадки; 4 – завихрювач.

З метою підвищення продуктивності жалюзійні насадки можуть бути одно- або двосекційними (рис.1.3, а). Кільцевим розташуванням насадок досягається поліпшення ефективності роботи жалюзійного газосепаратора (рис.1.3, б). У вітчизняній практиці жалюзійні сепаратори використовуються в установках низькотемпературної сепарації (НТС) у якості вхідних, проміжних та кінцевих ступенів сепарації, але основне їхнє призначення — попереднє відділення газу від рідини. У закордонній практиці жалюзійні сепаратори використовуються для промислового й заводського очищення газу від рідинних домішок. Відомі випадки застосування таких сепараторів у якості попередньої ступені відділення газу від рідини на компресорних станціях магістральних газопроводів. Вертикальні сітчасті сепаратори застосовують на промислах в якості кінцевих сепараторів в установках НТС, проміжних і кінцевих сепараторів на газопереробних заводах (ГПЗ) при очищенні газу від рідини перед подачею його на факел та замість вхідного сепаратора, якщо виникає потреба високоефективного очищення газу перед основним технологічним обладнанням (абсорбери осушування).

У відцентрових сепараторах для перетворення поступального руху потоку в обертальний використовуються завихрювачі (рис.1.4, 1.5). Основною перевагою відцентрових сепараторів є висока робоча швидкість газу в корпусі відцентрового елемента, за рахунок дії відцентрових сил з газового потоку можна виділити краплі рідини діаметром більше 10...20 мкм, при цьому значення ефективності сепарації за високого тиску коливається від 80 до 99% [71, 76]. Для підвищення ефективності багатопатрубкові відцентрові сепаратори оснащують відцентровими елементами малого діаметру.

В однопатрубкових відцентрових прямоточних газосепараторах без пристрою попереднього відділення рідини з горизонтальним рухом закрученого потоку (рис.1.4, а, в) і сепараторі, очищення газу від рідини в якому відбувається в закрученому потоці, що рухається зверху-донизу (рис.1.4, б), встановлено регульований завихрювач 1, призначений для підтримки ефективної швидкості

сепарації при зміні продуктивності й тиску, а наявність каналу відсмоктування 2 припускає підвищення ефективності й продуктивності сепаратора. Відцентровий елемент каскадного типу (рис.1.4, в) дозволяє вести ефективне очищення газу за зниженого гідравлічного опору апарату.

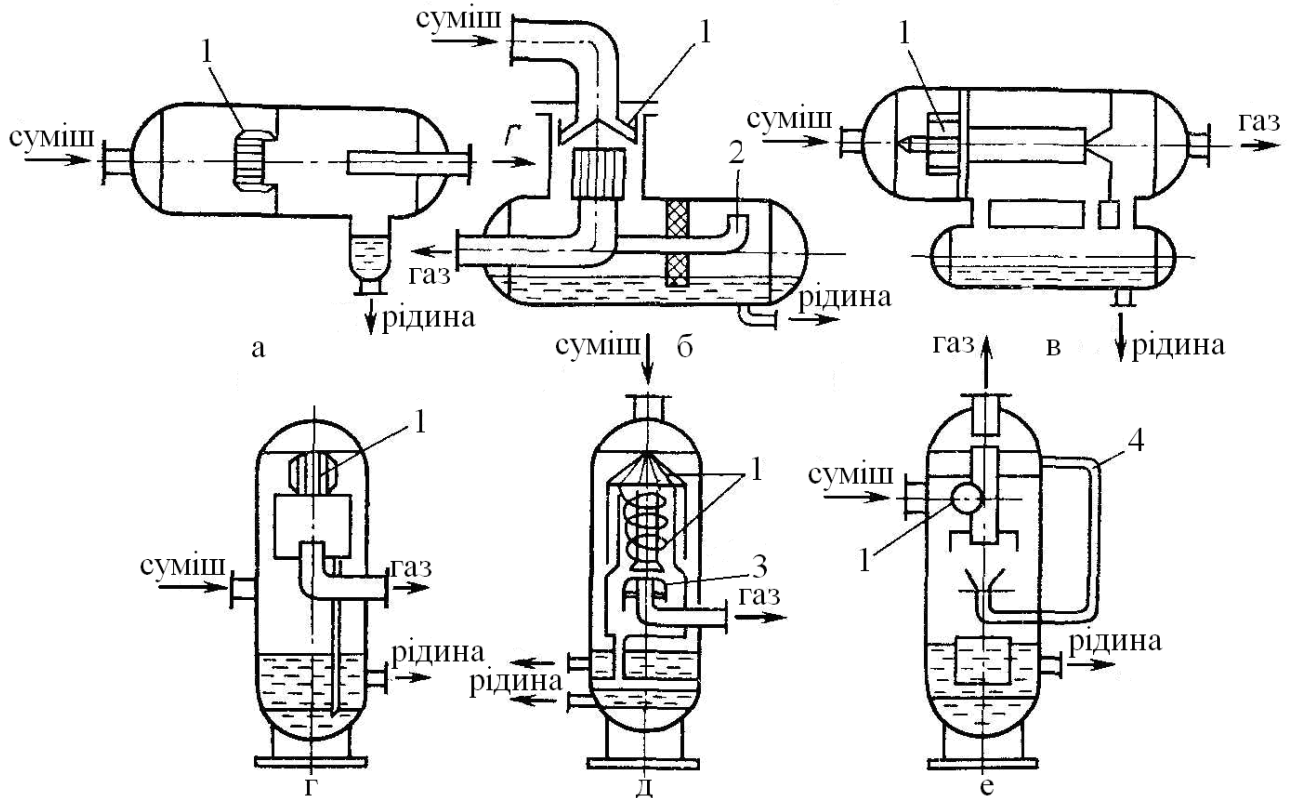


Рис. 1.4. Відцентрові однопатрубкові прямоточні сепаратори:

1 – регульований завихрювач; 2 – канал відсмоктування; 3, 4 – отвори та труба рециркуляції.

Наявність в сепараторах (рис.1.4 г, д, е) пристроїв для попереднього відділення рідини у вигляді відбійної пластини й повороту потоку на 90° , отворів 3 і труби 4 рециркуляції газу сприяє підвищенню продуктивності й ефективності сепарації.

Газоочишувачі відцентрового багатопатрубкового (багатоелементного) апарату (рис.1.5, а) представляють собою циклонні елементи протитечійної конструкції, змонтовані на ґратах, розташованих нижче патрубку введення газу. Вихідні трубки з цих елементів закріплені в ґратах, розташованих вище патруб-

ка введення газу. Досвід застосування сепараторів такої конструкції показав, що завихрювачі можуть забиватися різними домішками. Одна з конструкцій (рис.1.5, б) виконана з камерою попереднього відділення домішок і розташуванням завихрювачей циклонів біля верхніх ґрат. Однак при використанні цього апарата також спостерігаються випадки забивання завихрювачей циклонів та порушення ефективної роботи апарату.

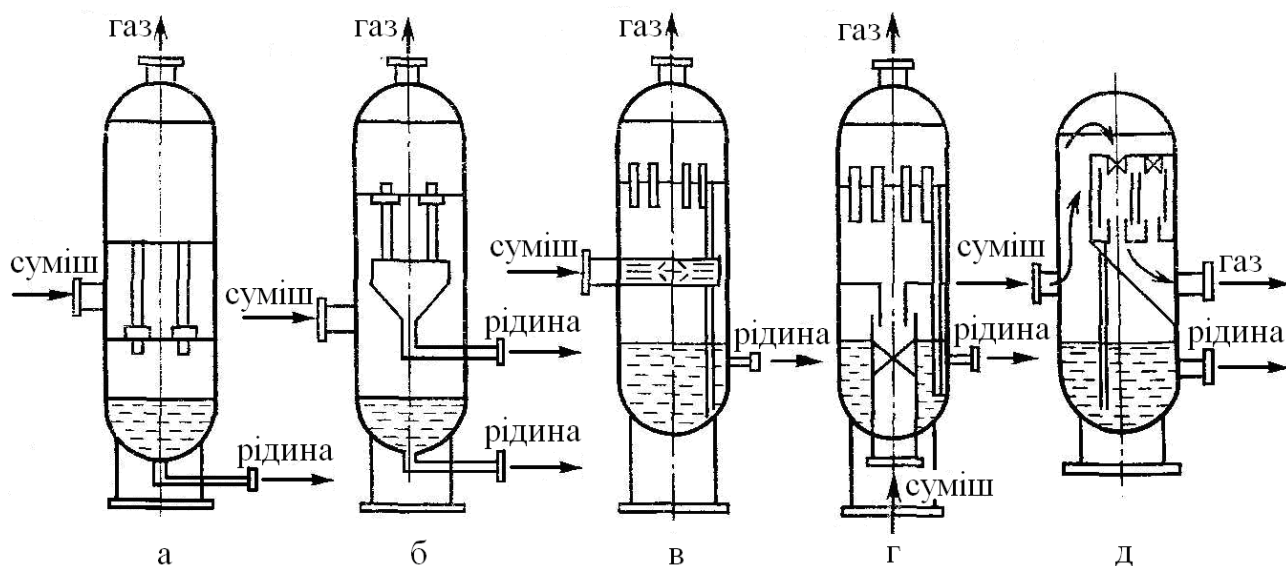


Рис. 1.5. Відцентрові багатопатрубкові сепаратори.

В апаратах, основна сепараційна секція яких виконана у вигляді прямо-точних відцентрових елементів (рис.1.5, в, г, д), може забезпечуватися відсмоктування частини газу (рис.1.5, в, г) або рециркуляція (рис.1.5, д). Попереднє очищення газу у сепараторах, обладнаних патрубками з осьовим або тангенціальним завихрювачем, здійснюють за рахунок радіально-щілинного уведення у вільному обсязі сепаратора (рис.1.5, в). Попереднє очищення газу в сепараторах з відцентровими елементами каскадного типу (рис.1.5, г) здійснюють за рахунок відцентрових сил у трубі підведення газу, що виконаний як самостійний відцентровий сепараційний елемент. У деяких сепараторах використовують прямоточні елементи, які розташовують між двома ґратами (рис.1.5, д). Елементи мають канали рециркуляції й можуть забезпечити ефективне очищення газу за їх горизонтального або вертикального розташування (з рухом потоку зверху

донизу або знизу нагору). Попереднє очищення газу здійснюється за рахунок ударної дії об перегородку у вільному об'ємі при повороті потоку на 90° (рис.1.5, д). Відцентрові сепаратори застосовують найчастіше у якості вхідних і проміжних ступенів очищення установок промислової підготовки газу, а також на магістральних газопроводах. Відомі випадки застосування відцентрових сепараторів на кінцевому ступені очищення.

Більш ретельне відділення газу від рідини здійснюється в сепараторах, обладнаних сітчастими (рис.1.6) або скловолокнистими (рис.1.7) коагуляторами.

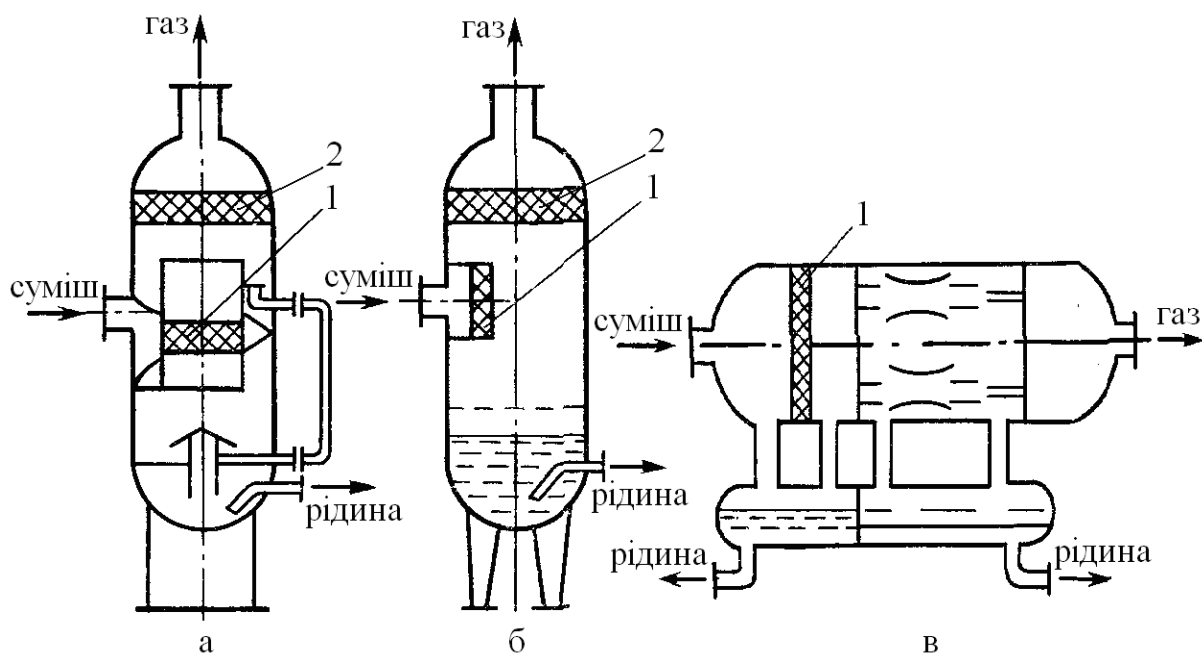


Рис. 1.6. Сепаратори з сітчастим коагулятором:

1 – сітчастий коагулятор; 2 – сітчаста насадка.

На вході газу в сепаратор (рис.1.6, а) розташований гвинтовий завихри-тель, а горизонтальний сітчастий коагулятор встановлений в обичайці сепара-тора, співвісної корпусу, та виконує роль пристрою попереднього відділення рідини. Остаточна секція очищення газу виконана у вигляді горизонтальної сіт-частої насадки 2. Попереднє відділення газу від рідини також може здійснюва-тися у вертикальних сітчастих коагуляторах (рис.1.6, б, в), розташованих у се-

параторах за патрубком введення газу в апарат, у вільному об'ємі й при повороті газорідинного потоку на 90° (рис.1.6, б) або тільки у вільному об'ємі (рис.1.6, в). Остаточне відділення газу проводиться в сітчастій насадці або відцентрових прямоточних елементах.

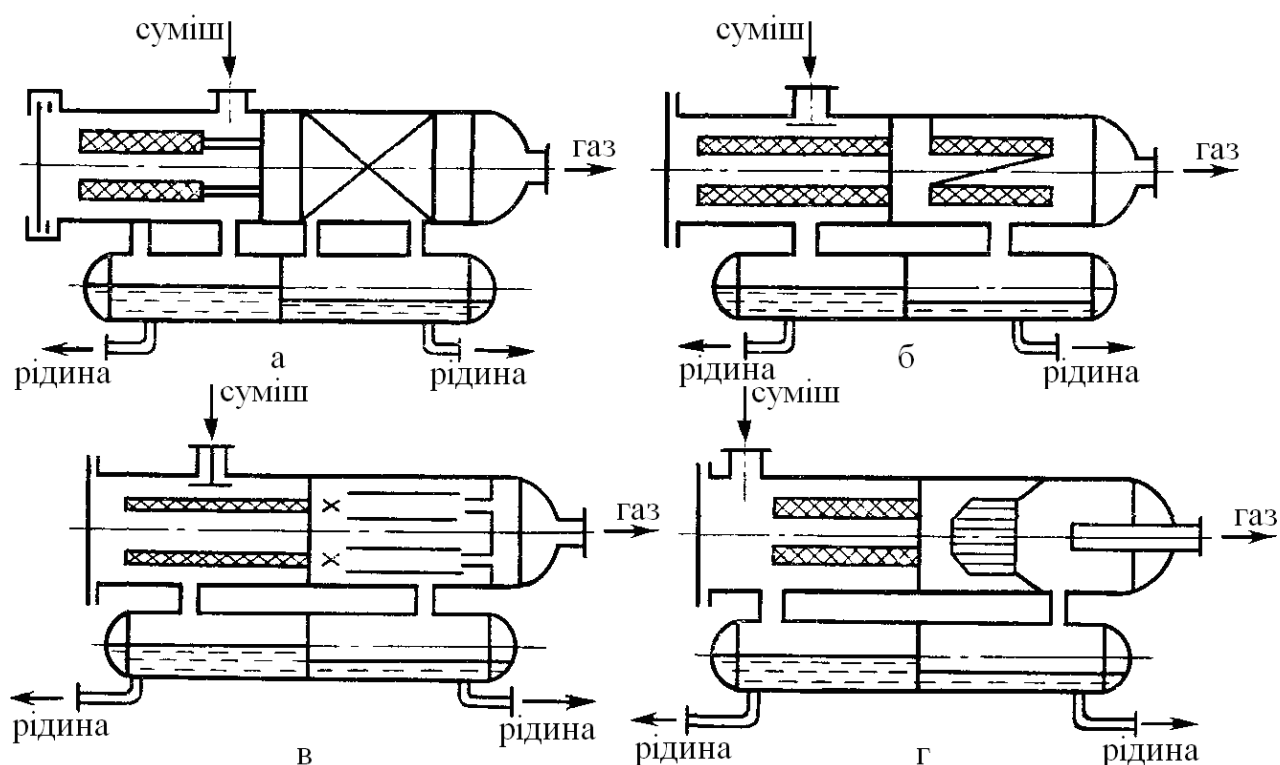


Рис. 1.7. Сепаратори з скловолокнистим коагулятором.

За наявності в газовому потоці дрібних краплин рідини застосовують сепаратори зі скловолокнистим коагулятором, призначеним для укрупнення краплин рідини (рис.1.7). Остаточне відділення укрупнених краплин рідини відбувається в основній сепараційній секції, виконаній у вигляді сітчастої насадки (рис.1.7, б), відцентрової конструкції (рис. 1.7, в, г) або жалюзійної насадки (рис. 1.7, а).

Розглянувши класифікацію сепараторів за основними функціональними та конструктивними ознаками, виявлено відсутність перехідного виду сепараторів від інерційного до фільтруючого типів.

При виборі газоочисного устаткування для проведення процесів сепарації аеродисперсних систем (аерозолів) варто брати до уваги техніко-економічні

показники його роботи, при визначенні яких необхідно враховувати ступінь очищення газу, гідравлічний опір апарату, експлуатаційні витрати, вартість апарата і вартість очищення газу. При цьому повинні бути прийняті до уваги фактори, від яких залежить ефективність очищення: вологість, температура і хімічна агресивність газу; вміст у ньому і властивості часток дисперсної фази, а також її фракційний склад.

1.2. Способи підвищення ефективності сепараційних пристроїв

Враховуючи значний вплив роботи газосепараційного обладнання на основний технологічний процес нафто- та газопереробних виробництв, останнім часом ведуться пошуки нових способів обробки газорідних потоків, що забезпечують підвищення ефективності сепарації обладнання [3-8, 21-26, 41, 42, 46, 50, 73-83, 112, 117].

Загально прийнятим критерієм оцінки ефективності роботи сепараційних пристроїв є коефіцієнт сепарації η [104-107], але за високої ефективності сепарації перевага надається коефіцієнту унесення (проскакування) K_y , точність визначення якого більш висока, але він менш зручний у використанні, бо є величиною зворотною ступеня сепарації [70]:

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

де G_1 , G_2 , G_3 – масова витрата часток (краплин), що потрапили з газорідним потоком, залишилися в газовому потоці та вийшли з газосепаратора, а також сепаровані відповідно, кг/с.

В якості компромісного критерію рекомендується використання коефіцієнту ефективності K_e [70]:

$$K_e = \frac{G_1}{G_2} + C = \frac{1}{K_y} + C, \quad (1.2)$$

де C – константа, яка визначається з граничної умови нульової ефектив-

ності сепаратора ($K_e=0$, $K_y=1$, тоді $C=-1$).

З зростанням ефективності критерій K_e сильно зростає, тому його зручніше виражати у логарифмічній формі (рис.1.8).

Коефіцієнт очищення газів часто визначають за значенням фракційної ефективності η_ϕ (ступеня очистки газів від часток визначеного розміру) [104-107]:

$$\eta = \sum \eta_\phi c_\phi, \quad (1.3)$$

де c_ϕ – вміст часток даної фракції у аеродисперсійній системі.

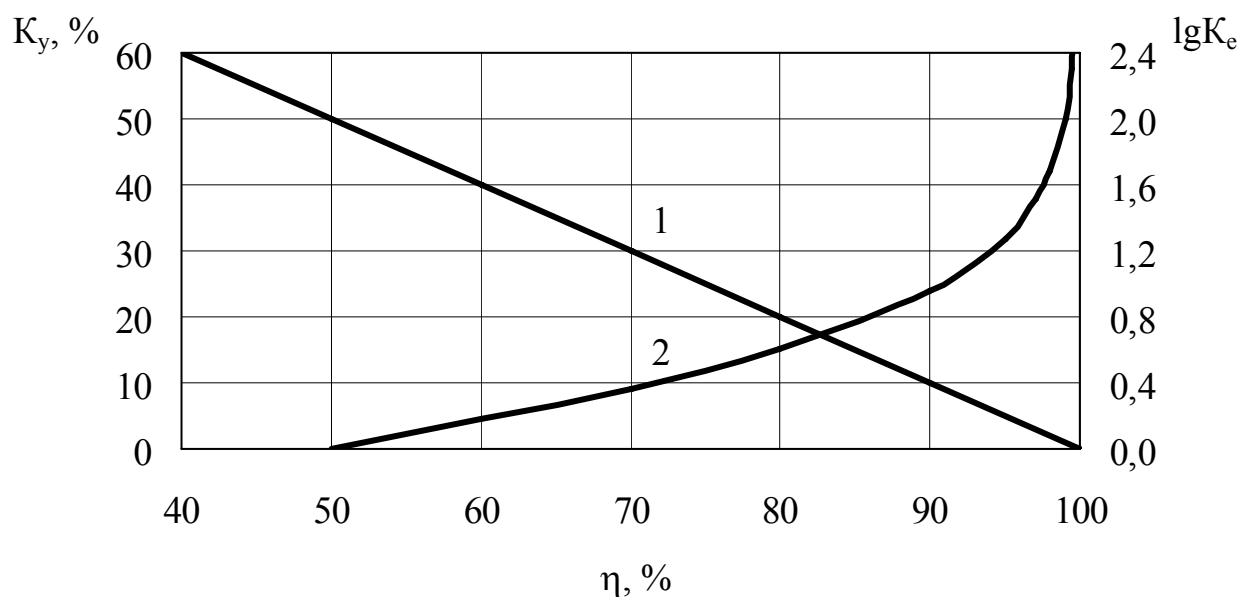


Рис. 1.8. Залежність коефіцієнту унесення K_y (1) та критерію ефективності сепаратора $\lg K_e$ (2) від коефіцієнту сепарації η [70].

1.2.1. Інерційні газосепаратори і краплевловлювачі

У технологічних процесах розділення газорідних сумішей на газопереробних заводах та компресорних станціях, через неможливість осадження вискодисперсних часток та обов'язково значних розмірів застосовуваних апаратів, гравітаційна сепарація твердих часток, краплинної й плівкової рідини з потоку газу використовується тільки в сполученні з іншими способами сепарації.

Більш доцільно спрямувати енергію руху потоку попутного нафтового та природного газів на сепарацію краплинної рідини та механічних домішок за

інерційним механізмом розділення у криволінійних та закручених потоках. Ефективність інерційних газосепараторів перебуває на рівні гравітаційних, а в деяких випадках і значно перевищує, причому їх габаритні розміри значно менше завдяки переходу від гравітаційного осадження зі швидкістю 0,05-0,2 м/с до інерційного зі швидкістю 5-20 м/с [15].

В останній час все більшу увагу привертають конструкції сепараційних пристроїв, засновані на інерційному принципі розділення гетерогенних потоків, зокрема з закруткою суцільної фази:

- в одній площині, щодо кола виходу з розгінної труби або щілини;
- зі спіральною закруткою потоку у прямоточно-відцентрових елементах [1, 10, 11];
- у жалюзійних та куткових елементах і насадках [2-8];
- у сітчастих та пористих насадках за рахунок осадження на них рідких і твердих часток [79, 80].

Широко застосовувані в промисловості газосепаратори, засновані на принципі розділення аерозолів у полі гравітаційних, інерційних та відцентрових сил [71, 104, 107], придатні лише для відділення порівняно крупнодисперсних часток (рис.1.9, 1.10) і можуть бути повноцінно використані тільки для попереднього грубого очищення.

Жалюзійний сепаратор являє собою апарат з жалюзійною насадкою, що має хвилеподібну форму (синусоїди), або зигзагоподібну, якщо насадка виконана у вигляді набору кутків. У вітчизняних конструкціях газосепараторів найбільше застосування знаходять перші, у закордонній — другі [71]. Представлені конструкції жалюзійних сепараторів [5-8] та прямоточно-відцентрових сепараторів елементного типу [10] найбільш металоємні й громіздкі, але, разом з тим, не потребують високих експлуатаційних витрат.

Ступінь очищення газів в апаратах вказаних типів може бути підвищений, а процес сепарації інтенсифікований шляхом попереднього укрупнення (коагуляції) часток дисперсної фази у процесі злиття краплин при зіткненні одна з одною, що значно полегшує наступне їх осадження. Коагуляція може від-

буватися під дією гідродинамічних, електричних, гравітаційних сил або впливом пружних акустичних коливань звукової й ультразвукової частот, які накладаються на броунівський рух часток, а також за допомогою конденсації на них водяної пари (може бути досягнуто пересиченням газу в результаті швидкого його охолодження або шляхом введення в потік гарячого газу тонко розпиленої холодної води, подачі водяної пари в потік холодного газу, безпосередньо перед його очищенням, або протягом самого процесу очищення).

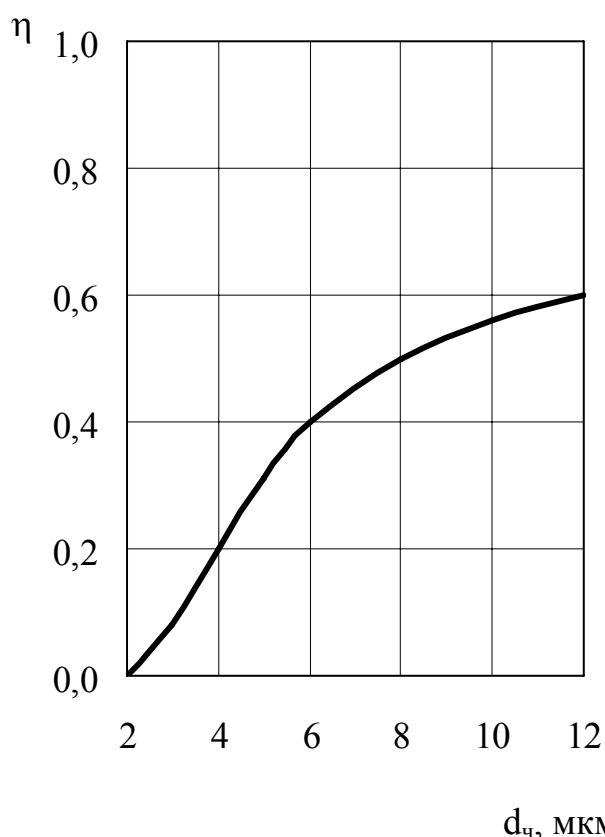


Рис. 1.9. Ефективність уловлювання жалюзійного сепаратора (складається з 7 гофрованих пластин з кутом дуг 90° та радіусом 10 мм, встановлених на відстані 3,8 мм) [104].

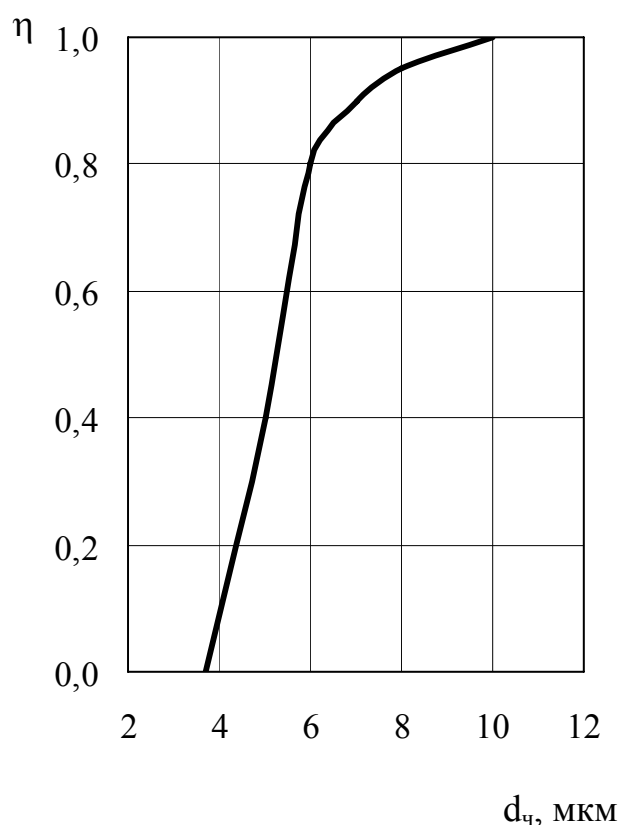


Рис. 1.10. Ефективність уловлювання прямоточного сепаратора Карбейта (складається з рядів стержнів крапельоподібного профілю) [104].

У краплевловлювачах горизонтальних конструкцій (жалюзійні, прямоточний сепаратор Карбейта, гофровані в'язані сітки, куткові) здійснюється крапельне відведення вловленої рідини, а у сепараторах вертикальних конструкцій

(жалюзійні, швелерові) відведення вловленої рідини здійснюється у вигляді плівки. Останнім надається перевага порівняно з газосепараторами з крапельним відводом, тому що вторинне унесення настає в них при значно більших швидкостях газового потоку [104].

Оптимальна швидкість газового потоку v_{Γ} , м/с, у вільному перетині інерційних насадкових сепараторів згаданих вище типів, за перевищення значення якої неминуче виникнення вторинного унесення осаджених краплин [104]:

$$v_{\Gamma} = k_c \sqrt{\frac{\rho_{\text{ч}} - \rho_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}}}, \quad (1.4)$$

де k_c – коефіцієнт (для вертикального жалюзійного сепаратора $k_c=0,122$, прямоочного сепаратора Карбейта $k_c=0,305$, горизонтальної насадки гофрованої сітки з металевих та полімерних волокон $k_c=0,107 \dots 0,122$); $\rho_{\text{ч}}$, ρ_{Γ} – густина дисперсних часток та газового потоку відповідно, кг/м³.

Припустима швидкість газу $v_{\text{кр}}$, м/с, в сепараторі з жалюзійною насадкою [19]:

$$v_{\text{кр}} = b \varphi \left(\frac{\sigma_{\text{ж}} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\Gamma})}{\rho_{\Gamma}^2} \right)^{0,25}, \quad (1.5)$$

де b – постійний коефіцієнт (залежить від типу та розташування насадки [19]); φ – відносна площа живого перетину насадки, м²/м²; $\sigma_{\text{ж}}$ – поверхневий натяг краплин рідини, Н/м.

Для горизонтального розташування відбійної насадки, коли сепарована рідина стікає назустріч газовому потоку $b=0,10$, а для вертикального розташування пакету відбійної насадки, коли сепарована рідина стікає перпендикулярно газовому потоку $b=0,13-0,19$ (при початковому вмісті рідкої фази не більше 300 г/кг). При цьому кінцевий вміст рідини в газі складає не більше 1 г/кг. Товщину шару насадки рекомендується приймати у межах 100-300 мм [19].

Живий перетин жалюзійної насадки φ , м²/м², виконаної з пакету хвилеподібних пластин:

$$\varphi = \frac{t - \delta}{t}, \quad (1.6)$$

де t – відстань між листами, м; δ – товщина листа, м.

Для найбільш рівномірного розподілу газу по перетину відбійної насадки рекомендується розташовувати площину відбійного пакету на відстані, рівному не менш половини максимальної ширини відбійного пакету від вхідного та вихідного штуцерів.

Гідравлічний опір сепаратора ΔP , Па, розрахований як для звичайного однофазного потоку [19, 104]:

$$\Delta P = \zeta \frac{v_r^2 \rho_r}{2}, \quad (1.7)$$

де ζ – коефіцієнт гідравлічного опору (для сепаратора Карбейта $\zeta \approx 5,5$, горизонтальної насадки гофрованої сітки з металевих та полімерних волокон $\zeta \approx 1,8$).

При проходженні жалюзійного краплевловлювача (рис.1.11) на криволінійних ділянках сепараційних каналів газовий потік набуває обертового руху, а краплі під дією відцентрової сили відкидаються до поверхні вигнутої пластини (рис.1.12). Відстань t , м, яку проходить крапля, у випадку дії закону Стокса (припущення обґрунтоване для краплин розмірами $d_q = 1 \dots 100$ мкм):

$$t \approx \frac{v_r \cdot \cos \alpha \cdot v_c}{g}, \quad (1.8)$$

$$v_c \approx \frac{d_q^2 \rho_q g}{18 \mu_r}, \quad (1.9)$$

де μ_r – коефіцієнт динамічної в'язкості газового потоку, Па·с.

Якщо значення t приблизно дорівнює відстані між пластинами сепаратора, то за швидкості $v_c \geq gt / (v_r \cos \alpha)$ краплі торкнуться поверхні жалюзі. Таким чином, ефективність сепарації зростає по мірі зменшення відстані між жалюзями та підвищення швидкості газового потоку до межі, за якою відбувається захливання краплевловлювача та починається вторинне унесення. Для підвищення ефективності жалюзійного сепаратора необхідно або збільшувати довжину дуг гофрованих пластин при тому ж значенні радіуса, або зменшувати радіус при тому ж значенні довжини дуг. Ці зміни, звичайно, приведуть до зростання

гідравлічного опору жалюзійного сепаратора, в той час як низький опір є однією з найважливіших його переваг.

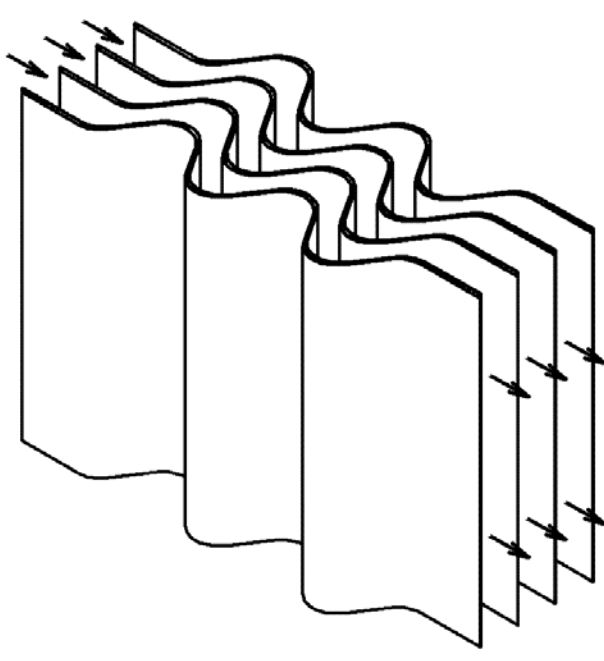


Рис. 1.11. Вертикальний жалюзійний насадковий сепараційний елемент.

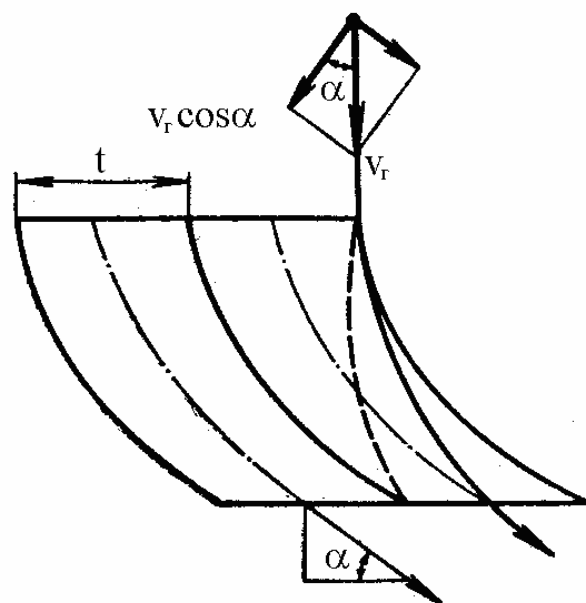


Рис. 1.12. Траєкторія руху краплин в газовому потоці при проходженні жалюзійного сепаратора.

Сьогодні існує велика кількість конструкцій жалюзійних сепараційних елементів, що відрізняються способами формування геометричної конфігурації сепараційних каналів. До таких конструкцій можна віднести пилорідинний відділювач [7], у якому поздовжні сепараційні елементи виконані у вигляді W-подібних пластин і кутків. У цій же роботі автором пропонується спрощена конструкція проставки пилорідинного відділювача, що практично аналогічна першій, однак має більш просту конструкцію, спрощення якої не приводить до істотних змін характеристик відділювача. Запропоновані конструкції сепараційних елементів для очищення газу від краплинної рідини: газорідинний сепаратор [4], у якому жалюзійна проставка набирається з окремих W-подібних пластин і сепаратор краплинної рідини [8]. Поздовжні ряди зигзагоподібних каналів утворені перегородками, які складені з елементів-куточків, між сусідніми

кромками яких, а також на вході й виході розташовані U-подібні пастки.

Конструкція газорідинного сепаратора [5] забезпечує зменшення площі поперечного перерізу в напрямку потоку газу, збільшення швидкості і, як наслідок, зростання ефективності сепарації. Для збільшення величини інерційних сил поряд зі збільшенням висоти гофр у напрямку потоку газу зменшується центральний кут гофр, що збільшує величину інерційних сил, які діють на краплі (рис.1.13). Основним недоліком такого інерційно-фільтруючого елементу є те, що при підвищенні критичної швидкості відбувається зрив рідинної плівки, що утворилася на поверхні жалюзійних пластин.

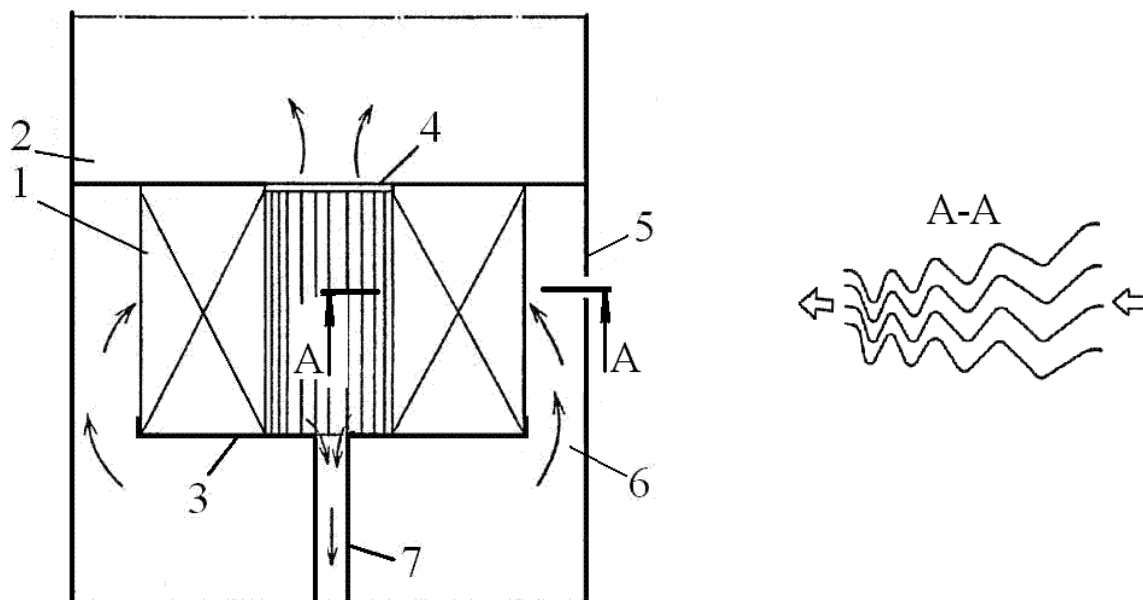


Рис. 1.13. Газорідинний сепаратор [5]:

1 – жалюзійні гофровані пластини; 2 – кришка; 3 – піддон; 4 – центральний отвір; 5 – обичайка корпуса; 6 – кільцевий канал; 7 – зливна труба.

З метою підвищення продуктивності й ефективності роботи, канали жалюзійного сепаратору [2] між гофрованими пластинами з боку введення газорідинного потоку закриті через один, а пластини виконані з отворами, спрямованими уздовж гофр (рис.1.14). Сепаратор обладнаний жолобами для збору відсепарованої рідини, зубчастими опорними пластинами, а пакет пластин встановлено на опорних пластинах. Недоліком конструкції є значне підвищення опору

руху газового потоку й, отже, недостатня продуктивність, а також складність виготовлення. Дана конструкція сепаратора дозволяє значно підвищити продуктивність і ефективність роботи за рахунок виключення можливості зриву рідинної плівки і її вторинного унесення при значному збільшенні швидкості газового потоку.

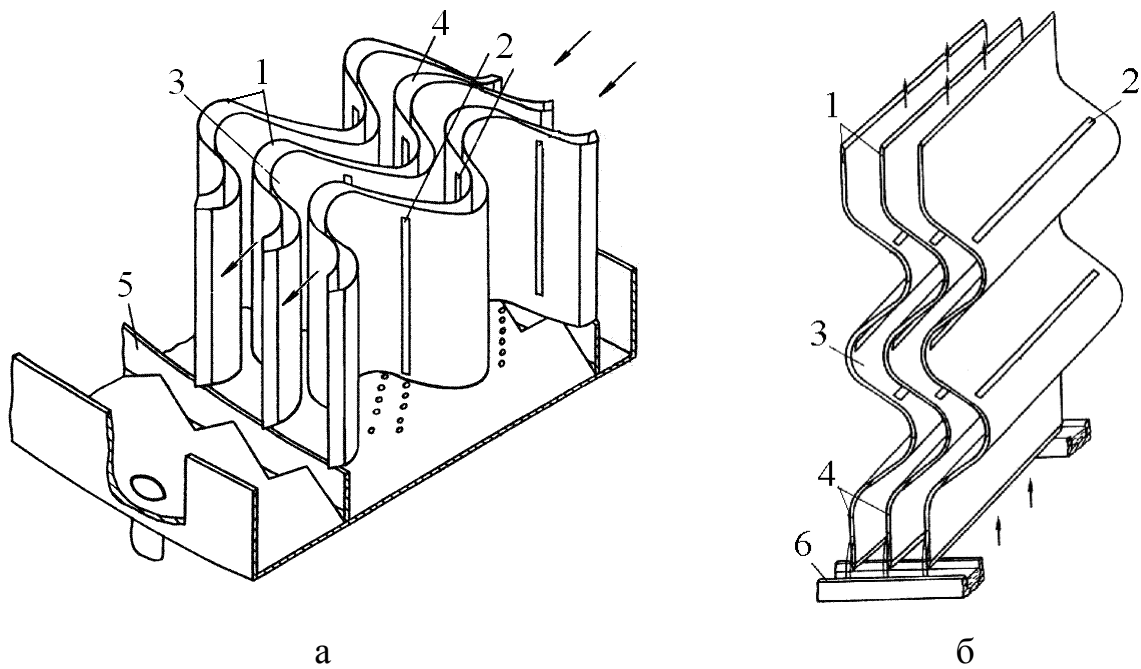


Рис. 1.14. Сепаратор [2]:

а – жалюзійний пакет з вертикальними гофрами (без верхньої кришки); б - жалюзійний пакет з горизонтальними гофрами (без бокових стінок);

1 – гофровані пластини; 2 – отвори; 3 – відкриті канали; 4 – закриті канали; 5 – зубчасті опорні пластини; 6 – зливні жолоби.

З метою підвищення ефективності сепарації й зниження аеродинамічного опору сепаратору [3] хвилеподібні пластини в місцях сполучення напівхвиль обладнані гофрованими пластинами, розташованими по обидва боки пластин, при цьому гофри нахилені убік западин для поліпшення відведення відсепарованої рідини (рис.1.15).

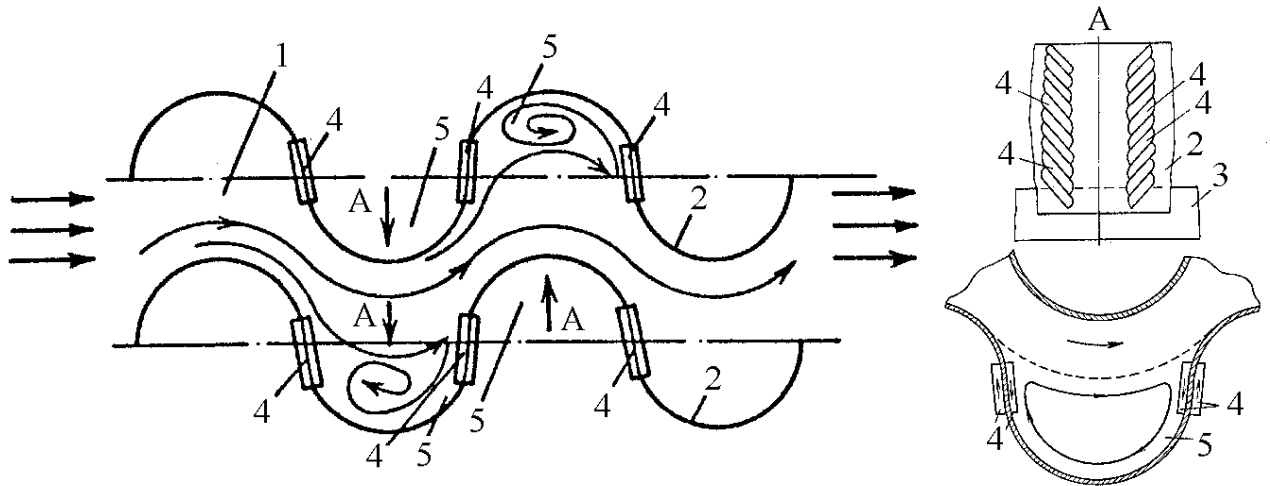


Рис. 1.15. Сепаратор [3]:

1 – сепараційний канал; 2 – хвиляподібні пластини; 3 – приймач рідини; 4 - гофровані смуги; 5 – западини.

У пропонованому краплеловлювачі [6] спрямоване відділення краплинної рідини проводиться в основному у спіральних рідинних пастках, ізольованих від газорідинного потоку, що рухається по криволінійному каналу (рис.1.16).

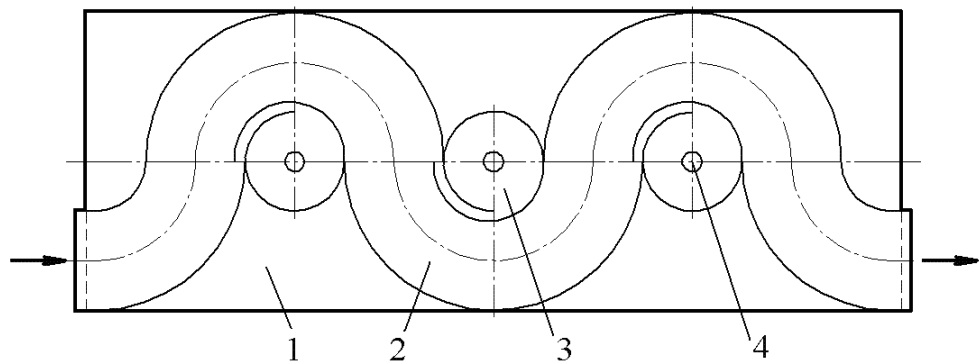


Рис. 1.16. Краплеловлювач [6]:

1 – корпус; 2 – лабіринтний канал; 3 – рідинні пастки; 4 зливний патрубок.

Це виключає зрив плівки рідини і вторинне унесення. Наявність одного розширеного каналу й збереження постійним перетину для проходу газів, рівного живому перетину патрубків входу й виходу, досягнуто зниження аеродинамічного опору пристрою.

Ефективність всіх розглянутих вище жалюзійних сепараторів прямо залежить від їх аеродинамічного опору. Чим більше жолобків-пасток, поворотів, куточків, тим ефективніше процес сепарації й тим вище опір апарату.

У зв'язку з вищесказаним всім, перерахованим конструкціям сепараційних пристроїв [1-8, 10, 11] притаманні загальні недоліки. Здійснення безпосереднього контакту газового потоку та краплин або плівки вловленої рідини, застосування додаткових конструктивних особливостей, утворюючих зворотні струми завихрення, що поряд з поліпшенням умов сепарації та відводу вловленої рідини, призводять до руйнування структури плівки рідини та унесення бризок, інтенсивність якого визначається швидкістю газового потоку. Вказані додаткові пристрої також являють собою місцеві опори. При цьому підвищується гідравлічний опір, стає неможливим досягнення високого ступеня очищення, знижується значення здатності вловлювання, ефективності та питомої продуктивності газосепаратора.

Традиційне сепараційне устаткування також неефективно працює в періоди залпових викидів, тому що в момент різкого підвищення швидкості потоку в зоні сепарації відбувається інтенсивне вихро- та хвилеутворення, за якого газовим потоком підхоплюється до 50% та більше вже відсепарованої рідини й захоплюється з апарату у вихідний патрубок [46]. Тому для надійного захисту основного технологічного обладнання компресорних станцій потрібна розробка спеціального сепараційного устаткування, розрахованого також з урахуванням процесів, що відбуваються за залпових викидів рідини в апарат.

1.2.2. Фільтри-сепаратори та тумановловлювачі

Очищення газів від конденсованих часток, внаслідок їх високої дисперсності, що часто змінюється за часом (при зміні температури та тиску), представляє собою більш складну проблему, ніж вловлювання туману, утвореного за механічних процесів.

В останні роки в промисловості для вловлювання туманів (0,3-10 мкм [48, 107]) та бризок все більше розповсюдження отримують сітчасті сепаратори (для вловлювання часток розмірами більш 5 мкм) та волокнисті фільтри (для

вловлювання часток розмірами менш 5 мкм), що працюють в режимі самоочищення та за менших швидкостей фільтрації [21-26, 75, 104-107]. Сітчасті краплеволовлювачі та волокнисті тумановловлювачі відрізняються високою ефективністю вловлювання, надійністю роботи, простотою конструкції та обслуговування, порівняно незначними капіталовкладеннями. Відмінною рисою пристроїв для вловлювання рідинних часток є їх коалесценція після торкання з фільтруючими елементами та утворення рідинної плівки або крупних краплин. Можливості застосування газоочисних апаратів фільтруючого типу значно розширюються у зв'язку з застосуванням нових синтетичних, полімерних, скляних та металевих волокон, пористих пластмас та металокераміки. Вибір типу тумано- або бризковловлювача, працюючого за механізмом фільтрації, залежить від дисперсійного складу та концентрації зважених часток рідкої фази, наявності в тумані твердих часток, необхідної ефективності та припустимого перепаду тиску на установці.

На відміну від низькошвидкісних волокнистих фільтрів (швидкість фільтрації менше 0,1 м/с [24, 26]), у яких осадження часток дисперсної фази відбувається головним чином за рахунок дифузії й ефекту зачеплення (торкання), у високошвидкісних (швидкість фільтрації 3...10 м/с [22, 25]), домінуючим механізмом осадження є інерційний. Волокнисті низькошвидкісні тумановловлювачі забезпечують високу ефективність очищення газу ($\eta=0,999$) від часток розміром менше 3 мкм і цілком уловлюють частки більшого розміру (рис.1.17), волокнисті шари формуються з волокон діаметром 7...50 мкм, товщина шару складає 50...150 мм, гідравлічний опір фільтрувальних елементів $\Delta P=200...1000$ Па [24, 26, 104-107]. Високошвидкісні тумановловлювачі мають менші розміри і забезпечують ефективність очищення $\eta=0,9...0,98$, при значенні гідравлічного опору фільтрувальних елементів $\Delta P=1500...2000$ Па, від туману з частками менше 3 мкм [22, 25, 104-107] (рис.1.18, 1.20).

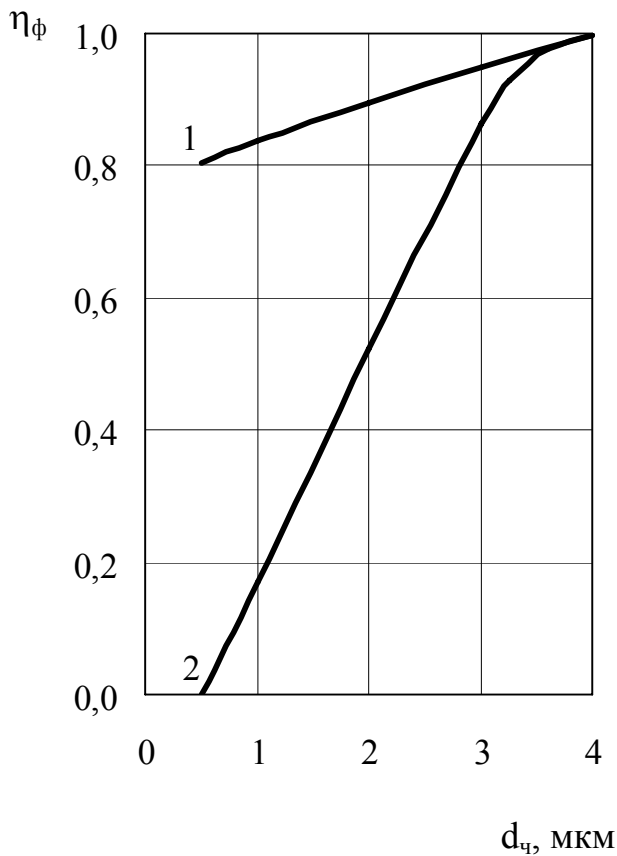


Рис. 1.17. Фракційна ефективність (за вагою) уловлювання низькошвидкісного фільтру за різної швидкості фільтрування [24]:
1 – $v_f=1$ см/с; 2 – $v_f=10$ см/с.

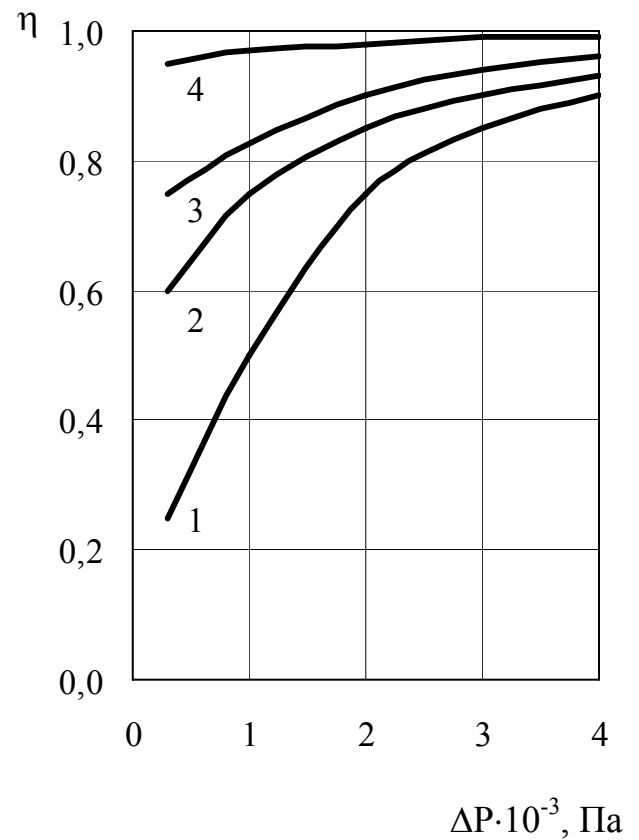


Рис. 1.18. Ефективність уловлювання високошвидкісного фільтру [21]:
1 – $d_m=0,60$ мкм; 2 – $d_m=1,22$ мкм;
3 – $d_m=1,50$ мкм; 4 – $d_m=1,88$ мкм.

За домінуючої ролі дифузійного механізму осадження рекомендовано проводити оцінку ефективності низькошвидкісних волокнистих тумановловлювачах за залежністю для коефіцієнту проскакування K_y [24]:

$$K_y = 1 - \eta = 0,284 \exp \left(-0,344 \frac{BD^{2/3} \varepsilon^{2/3}}{v_f^{2/3} d_b^{5/3}} \right), \quad (1.10)$$

де B – товщина фільтруючого шару, см; D – коефіцієнт дифузії часток (краплин) [104], $\text{см}^2/\text{с}$; ε – пористість фільтрувального матеріалу, $\text{м}^3/\text{м}^3$; d_b – діаметр волокон, см.

$$D = \frac{C_k K_B \Gamma}{3\pi \mu_f d_\phi}, \quad (1.11)$$

де C_k – поправка Кенінгема-Мілікена; $K_B=1,38 \cdot 10^{-23}$ Дж/К – постійна Больцмана; T – абсолютна температура, К.

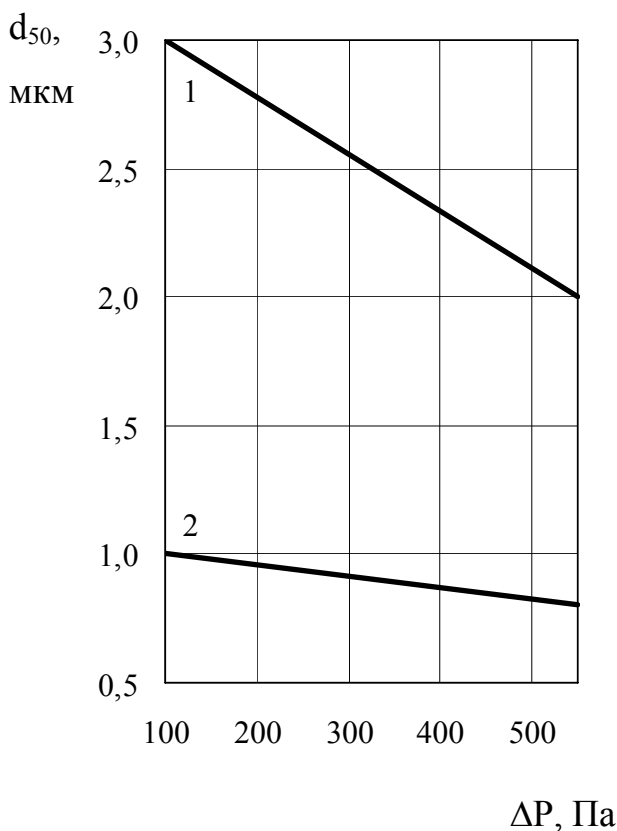


Рис. 1.19. Залежність значення d_{50} від ΔP для волокнистих фільтрів, працюючих у перехідному режимі (швидкість фільтрування $v_f=1-3$ м/с) [75]:

- 1 – перехідний режим ($v_f=1$ м/с);
2 – автомодельний режим ($v_f=3$ м/с).

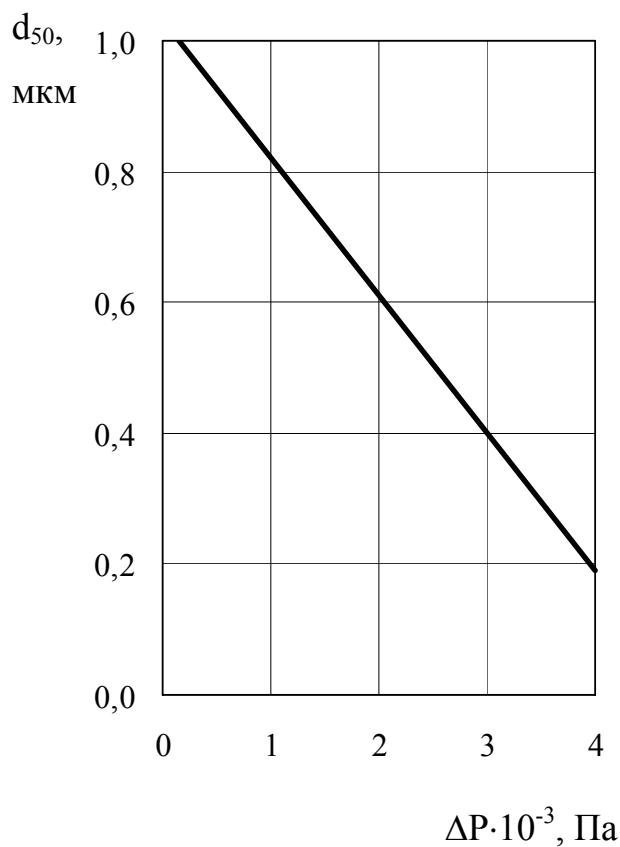


Рис. 1.20. Залежність значення d_{50} від ΔP для волокнистих високошвидкісних фільтрів з діаметром волокон 10 мкм [21, 22].

Для волокнистих тумановловлювачей, працюючих у перехідному режимі та високошвидкісних фільтрів відповідно [21, 22, 25, 75]:

$$d_{50}=3,335 \exp(-0,00091 \Delta P), \quad (1.12)$$

$$d_{50}=1,044 \exp(-4,28 \cdot 10^{-4} \Delta P), \quad (1.13)$$

де ΔP – гідравлічний опір волокнистого фільтру, Па.

$$\Delta P = \zeta \frac{v_r^2 \rho_r V \alpha}{\varepsilon^2 \pi d_b}, \quad (1.14)$$

де ζ – коефіцієнт гідравлічного опору; $\alpha=1-\varepsilon$ - щільність упакування волокон у об'ємі фільтру, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Нерівномірність властивостей фільтрів, працюючих в режимі самоочищення, тим більше, чим густіше фільтруючий шар та менше діаметр волокон. Зміна ефективності та опору шару відбувається внаслідок стовщення та злипання волокон, заповнення частини пор рідиною та збільшення істинної швидкості газів у шарі. Значна частина енергії газового потоку витрачається на продавлювання рідини у порах, розірвання рідинних плівок та підтримання частини пор у відкритому стані.

Доведено [107], що оптимальною є структура, що поєднує у визначеному співвідношенні грубі та тонкі волокна (рис.1.21). Грубі пружні волокна забезпечують рівномірний об'ємний розподіл тонких волокон, надають шару механічну міцність і стабільність, крім того, задовольняючи поступеневе протікання процесу сепарації (коагуляція, а потім безпосередньо сепарація).

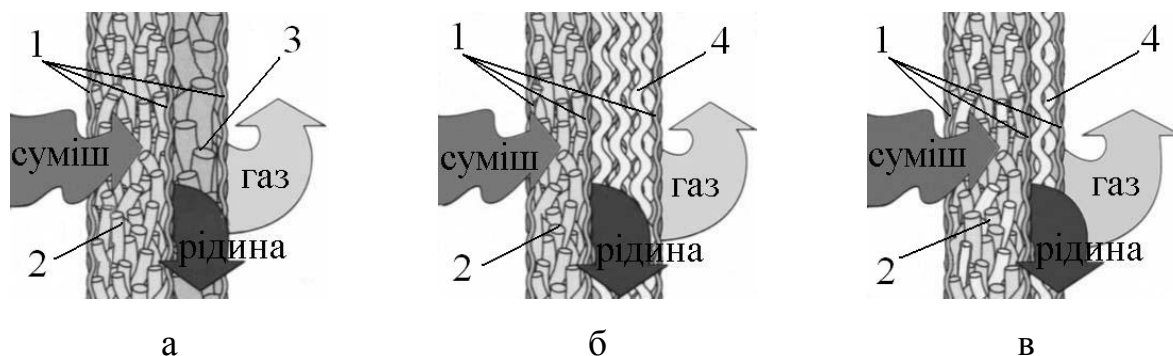


Рис. 1.21. Mist Eliminator [118]:

а – ES, FP, HE моделі; б – CS модель; в – СК модель;

1 – екрануюча сітка; 2 – коагулюючий шар полімерних волокон; 3 – волокнистий шар, перешкоджаючий вторинному унесенню; 4 – шар металевої сітки.

Проблеми вторинного унесення та виходу на режими захлинання вирішуються шляхом застосування дренажних жолобів, каналів та труб, по яких

здійснюється колективне відведення сепарованої рідини у зони пониженого тиску та швидкості, що практично виключає безпосередню взаємодію вловленої рідини та газового потоку, який рухаючись з високими швидкостями, зриває плівку рідини та знов подрібнює коагульовані краплі.

Ці принципи досить ефективно застосовані в конструкціях сітчастих відбійників краплевловлювачей (HI-FLO TowerGARD Mesh Pad) та волокнистих тумановловлювачах (HE, ES, FP, CS CK, HV, HP Mist Eliminators) сепараційного та масообмінного обладнання сірчано-кислотних виробництв (рис.1.22) [118, 122, 126]. З огляду на досягнуті значення ефективності сепарації, вважається доцільним поширення вказаних пристроїв та застосування їх в сучасних конструкціях нафтогазопромислового обладнання.

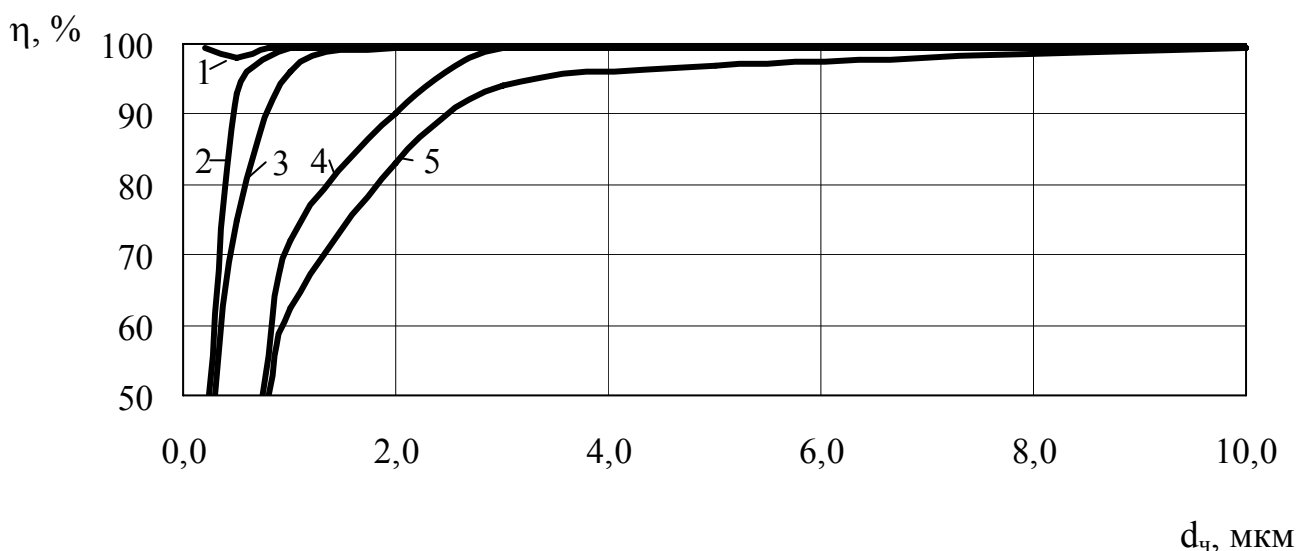


Рис. 1.22. Ефективність вловлювання сітчастих відбійників краплевловлювачей та волокнистих тумановловлювачей [118]:

1 – ES (Energy Saver), FP (Field Pack), HE (High Efficiency); 2 – CS-IIP (Cost Saver), HP (High Performance); 3 – CS-IP (Cost Saver), CK (Co-Knit), HV (High Velocity); 4 - HI-FLO TowerGARD Mesh Pad; 5 – Conventional Mesh Pad.

На ґрунті аналізу взаємодії потоків усередині сітчастого відбійника рекомендовано на нижній частині рамної конструкції відбійника встановлювати збірні лотки для крапель (рис.1.23).

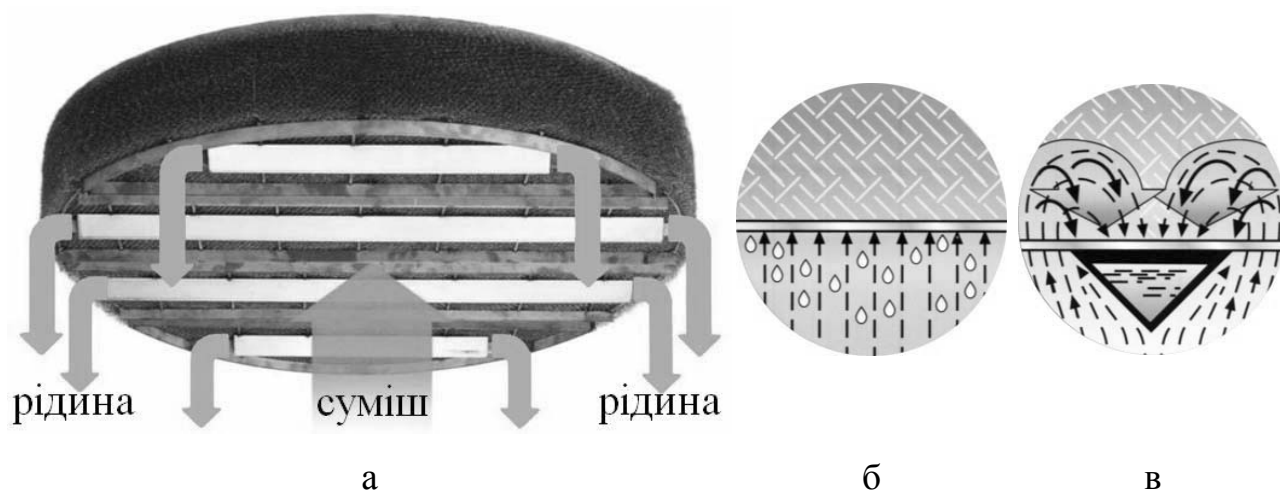


Рис. 1.23. HI-FLO TowerGARD Mesh Pad [125]:

а – сітчастий відбійник; б – краплинне протитечійне відведення сепарованої рідини; в – застосування куткових жолобів та Von Karman Roll-Vortex ефекту.

Куткові елементи утворюють за собою зворотні струми завихрення та області зниженого тиску, у які заволюються сепаровані краплі рідини (Von Karman Roll-Vortex ефект). Колективно рухаючись у плівковому режимі по жолобам дренажної системи до стінок посудини, де швидкість газового потоку значно менша, ніж в ядрі газового потоку, сепарована рідина уникає подрібнення та вторинного унесення швидкісним аеродинамічним напором.

Тобто в конструкції поєднано інерційний та фільтруючий сепараційні пристрої, хоча інерційний лише тільки у вигляді засобу запобігання вторинних процесів за сепарації, що не є бажаними та не дозволяють досягти високого ступеня розділення.

За високо інтенсивних гідродинамічних режимів руху потоків ця незначна доробка дозволяє істотно зменшити опір основного робочого потоку із зустрічним падаючим потоком укрупнених краплин (рис.1.24) та розкриває шлях до досягнення значно більших навантажень по сепарованій рідині (вихід на критичні режими роботи стає можливим за досягнення набагато інтенсивніших гідродинамічних режимів) та продуктивності по газовій суміші апарату (рис.1.25).

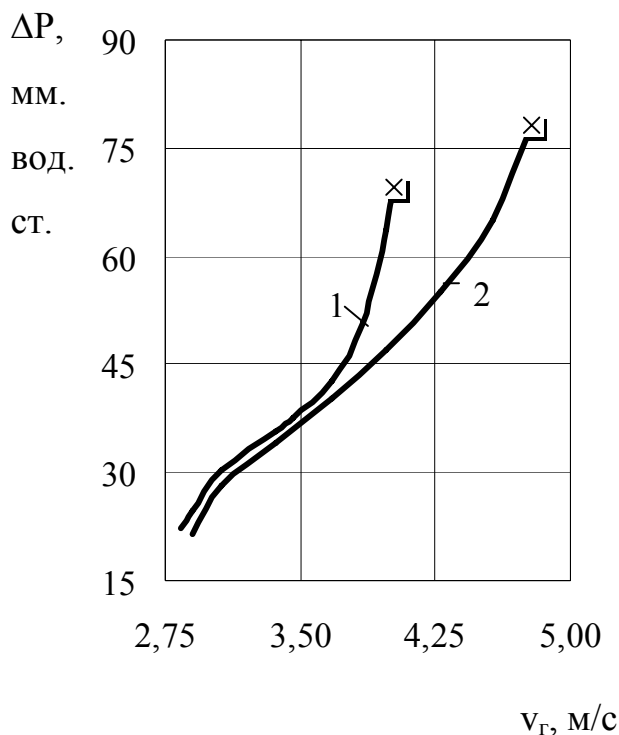


Рис. 1.24. Залежність гідравлічного опору від швидкості потоку [126]:
1 - Conventional Pad; 2 - HI-FLO;
× — критична крапка інверсії фаз (відповідає режиму захлинання).

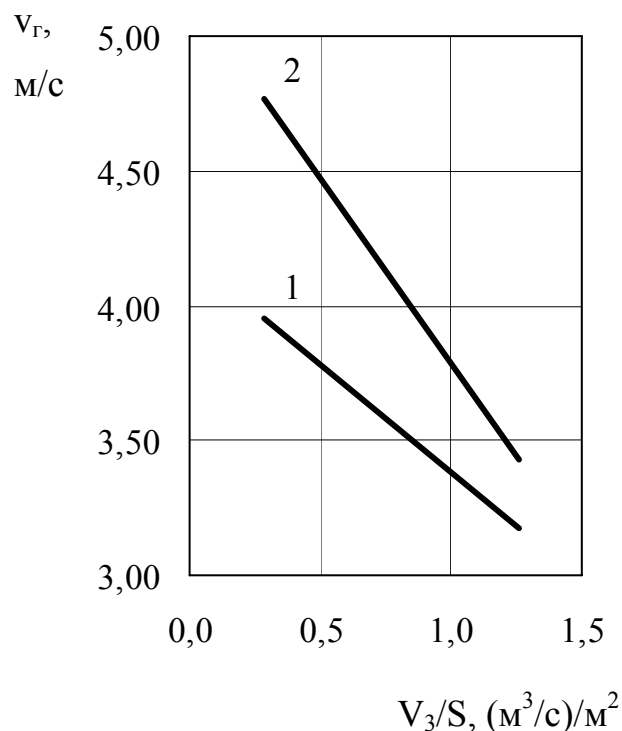


Рис. 1.25. Рідинне навантаження сітчастих відбійників [126]:
1 - Conventional Pad; 2 - HI-FLO.

Напрямок руху газового потоку по фільтруючих патронних елементах рекомендовано зсередини назовні циліндричної поверхні. Оскільки зовнішня бічна поверхня патрону більше внутрішньої, швидкість газового потоку там менше, ніж у внутрішній частині й, отже, зменшується ймовірність руйнування структури плівки та вторинного подрібнення краплин вологи з послідуочим унесенням їх з газовим потоком.

Але на сьогодні, фільтри-сепаратори, широко застосовувані на хімічних виробництвах, тільки починають набувати поширення у нафтогазовій галузі. Зокрема, розглядаючи останні роботи ДОО ЦКБН [39, 88], можна чітко виявити виділення у перспективний напрямок досліджень розробки конструкцій високоефективного сепараційного обладнання, в яких поступенево застосовано механізми розділення у полі відцентрових сил та за механізмами фільтрування.

Більшість з винайдених прогресивних способів та конструкцій, пройшовши випробування, вже виправдали покладені розробниками надії та проходять стадії промислового впровадження [30].

Пропоновані конструкції відрізняються високою ефективністю очищення від рідини у широкому діапазоні зміни продуктивності та тиску, мають понижений гідравлічний опір. Сепаратори обладнані ефективними вузлами входу, виконуючими функції попередньої сепарації рідини та вловлювання механічних домішок, коагуляторами дрібнодисперсного аерозолі та високоефективними відцентровими та фільтруючими сепараційними елементами (рис.1.26).

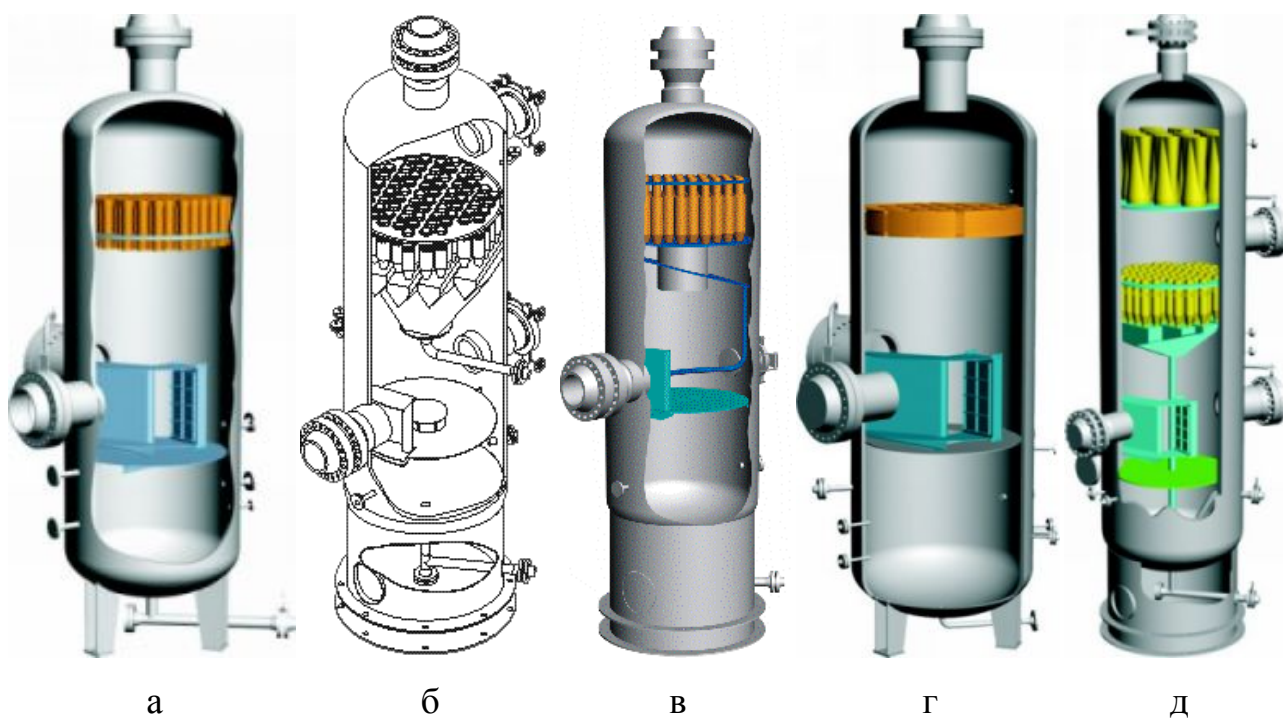


Рис. 1.26. Сепараційне обладнання ДООА ЦКБН [39, 88]:

а, б, в – газосепаратори з відцентровими елементами; г – газосепаратор сітчастий; д – газосепаратор з відцентровими та фільтруючими сепараційними елементами.

Вміст рідкої фази в газовому потоці на вході до сепараторів обмежується виходом обладнання на режими захлинання сепараційних елементів і припускається не більше 200 г/м^3 . Гідравлічний опір апаратів коливається від $0,015\text{--}0,030 \text{ МПа}$. Унесення несепарованої рідини не перевищує значення $0,015 \text{ г/м}^3$

[39, 88].

Всі вищенаведені газосепаратори з відцентровими, сітчастими, фільтруючими сепараційними елементами та конструкції краплевідбійних пристроїв з газосепараційними насадковими модулями [79, 80] поряд з гідними рисами мають загальні характерні недоліки: недосконалість форми контактних елементів, незадовільне очищення газів від краплинної рідини за лінійних швидкостей газових потоків більш 1 м/с, зростання перепаду тиску на насадці упродовж часу по мірі відкладання на її поверхні механічних домішок гідратів, парафінів та важких вуглеводнів, що обмежує область їх використання очисткою газів в основному від краплинної рідини.

З огляду на все вище наведене, неодноразово доведено актуальність та необхідність вирішення завдання створення способу вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку шляхом застосування інерційно-фільтруючого механізму процесу сепарації, удосконалення динаміки руху газорідного потоку, поліпшення умов відведення вловленої рідини (створення стабільного стікання вловленої рідини, запобігання вторинного унесення та виходу на режими захлинання). Все це забезпечить підвищення здатності вловлювання, можливість роботи у більш широкому діапазоні навантажень по газовій фазі та зниження гідравлічного опору і, отже, інтенсифікацію та підвищення питомої продуктивності й ефективності процесу сепарації високодисперсної краплинної рідини.

На сьогодні ці завдання вирішенні лише частково у конкретних конструкціях сепараційних пристроїв, які дуже далекі від досконалості та потребують обґрунтованої доробки. Всі дослідження зводяться тільки до дослідно-конструкторських розробок та фізичних експериментів на моделях, результати яких не завжди представляється можливим адекватно перенести на інші випадки. На спробу остаточного вирішення частки вказаних проблем на прикладі насадкових інерційно-фільтруючих сепараційних елементів і направлена дисертаційна робота.

1.3. Гідродинаміка газорідинних сепараторів

Теорія руху рідини (газів) базується на двох основних рівняннях гідродинаміки: рівняння нерозривності руху та динамічному рівнянні руху нестискаємої рідини (рівняння Нав'є – Стокса) [57, 86].

Рівняння нерозривності (суцільності) потоку ілюструє закон збереження енергії, згідно до якого зміна маси визначеного елементарного об'єму газів компенсується відповідною зміною його густини:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho_x v_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho_y v_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho_z v_z)}{\partial z} = 0, \quad (1.15)$$

де ρ – густина середовища (газів), кг/м^3 ; τ - тривалість, 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:

$$\begin{aligned} -\frac{\partial p_x}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} \right) &= \rho \left(\frac{\partial v_x}{\partial \tau} + v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z} \right); \\ -\frac{\partial p_y}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 v_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_y}{\partial z^2} \right) &= \rho \left(\frac{\partial v_y}{\partial \tau} + v_x \frac{\partial v_y}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_y}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_y}{\partial z} \right); \\ -\rho g - \frac{\partial p_z}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 v_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_z}{\partial z^2} \right) &= \rho \left(\frac{\partial v_z}{\partial \tau} + v_x \frac{\partial v_z}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_z}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_z}{\partial z} \right), \end{aligned} \quad (1.16)$$

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

Розв'язати систему рівнянь (1.15-1.16) у загальному вигляді досить важко. Наближене рішення можливо отримати у результаті подібного перетворення диференціальних рівнянь руху газового потоку з попереднім завданням крайових умов (граничних умов, що враховують взаємодію системи з зовнішнім середовищем, та початкових умов, що характеризують стан у початковий момент процесу) та послідуєного переходу до критеріальних рівнянь.

Надзвичайно складною є задача математичного опису руху двофазного потоку, що містить суцільну фазу (очищений газ) та дисперговані у ньому частки, по каналах сепараційних пристроїв. Але за виконання кількох умов явище можливо достатньо якісно описати, застосувавши модель двох швидкісного суцільного середовища [34, 52]. Більшість з досліджень обмежуються розгляданням одновимірних нестационарних та двовимірних стаціонарних течій [89]. Загальні рівняння течії двофазного потоку, з урахуванням відносного руху компоненту, отримано для течії без переходу фази одного компоненту до фази другого [97]. Визначено коефіцієнт взаємодії та рівняння енергії взаємно проникаючого руху двофазних потоків [13, 68]. Виведено з рівнянь переносу рівняння руху твердого дисперсоїду та газодисперсного потоку для малих об'ємних концентрацій дисперсоїду, та пізніше, побудовані загальні рівняння гідродинаміки та енергії в інтегральній формі та доведено їх до осереднених диференціальних рівнянь для течій будь-якої дисперсності [102]. Досить вдалі спроби розрахунку двофазної течії, з урахуванням полідисперсності вторинних краплин (конденсату) [14], представляють значний практичний інтерес.

Враховуючи, що звичайно об'ємна концентрація дисперсних часток у потоці незначна, то розглядається рух не взаємодіючих часток різних розмірів окремо, як у монодисперсному потоці [100]. Для визначення можливостей сепарації часток визначеного розміру з газового потоку необхідно розрахувати траєкторії їх руху по сепараційному каналу.

Диференціальне рівняння руху центру маси частки [100]:

$$(1 + \xi)m \frac{du}{dt} = \Sigma F, \quad (1.17)$$

де ξ – коефіцієнт приєднаної маси; m – маса частки, кг; u – вектор абсолютної швидкості частки, м/с; t – час, с; ΣF – сума векторів сил, діючих на частку, Н.

$$m = \pi d_m^3 \rho_f / 6, \quad (1.18)$$

де d_m – седиментаційний діаметр частки (діаметр кулі з такою ж густиною та швидкістю осадження, як у реальної частки несферичної форми), м.

Коефіцієнтом приєднаної маси враховується результуючу аеродинамічних сил, що залежать від прискорення частки. За потенційного безвідривного обтікання сферичної частки, без врахування стискальності середовища, ці сили враховуються шляхом гаданого збільшення маси частки на значення половини витиснутого нею газу:

$$\xi m = 0,5 \rho_r (m / \rho_{\text{ч}}); \quad \xi = 0,5 \rho_r / \rho_{\text{ч}}, \quad (1.19)$$

У реальних умовах, характерних для газорідинних сепараторів, відношення густини газу та дисперсних часток (механічних домішок або краплинної рідини) незначне. Виходячи з припущення найбільш значного впливу на частку сили аеродинамічного опору, порівняно зі усіма іншими (силою тяжіння; архімедовою силою; силою, діючою на частку при знаходженні її у нерівномірному полі тисків; силами аеродинамічної взаємодії між частками, їх взаємодії при зштовхуваннях, електростатичними силами; силою термофорезу, що виникає при просуванні часток у двофазному потоці з нерівномірністю температури газового середовища):

$$m \frac{du}{dt} = F_a, \quad (1.20)$$

де F_a – сила аеродинамічного опору руху частці у газовому потоці, Н.

Система диференціальних рівнянь руху частки в проекціях на нерухомі прямокутні вісі координат:

$$m \frac{du_x}{dt} = F_{ax}; \quad m \frac{du_y}{dt} = F_{ay}; \quad m \frac{du_z}{dt} = F_{az}. \quad (1.21)$$

Проекції сили аеродинамічного опору руху частці P_a , Н:

$$F_{ax} = -F_a \frac{w_x}{w}; \quad F_{ay} = -F_a \frac{w_y}{w}; \quad F_{az} = -F_a \frac{w_z}{w}, \quad (1.22)$$

де w – швидкість пересування частки відносно газового потоку, м/с.

$$w_x = u_x - v_x; \quad w_y = u_y - v_y; \quad w_z = u_z - v_z; \quad w = (w_x^2 + w_y^2 + w_z^2)^{1/2}. \quad (1.23)$$

Система диференціальних рівнянь руху частки в проекціях на вісі нерухомої циліндричної системи координат:

$$m \left(\frac{du_r}{dt} - \frac{u_\psi^2}{r} \right) = F_{ar}; \quad m \left(\frac{du_\psi}{dt} - \frac{u_\psi}{r} \right) = F_{a\psi}; \quad m \frac{du_z}{dt} = F_{az}, \quad (1.24)$$

де r – радіальна координата частки, м/с; u_r та u_ψ – радіальна та тангенціальна складні швидкості відповідно, м/с; F_{ar} та $F_{a\psi}$ – радіальна та тангенціальна складні сили відповідно, Н.

За досягнення часткою поверхні, що обмежує криволінійний сепараційний канал, можливе явище рикошету після удару частки об поверхню. При цьому різко змінюються складні швидкості частки (виникненням обертового руху частки та можливим руйнуванням структури зневажено).

У випадку, коли швидкість частки проектується на вісі прямокутної системи координат (рис.1.27, а), у мить зустрічі з поверхнею каналу частка має швидкість u_1 зі складними u_{1x} , u_{1y} в основній системі координат xOy та зі складними $u_{1\tau}$, u_{1n} , направленими відповідно повздовж дотичної τ та зовнішньої нормалі n до поверхні каналу у крапці зустрічі. Після удару дотична складна швидкості залишається незмінною (за умови припущення гладких поверхонь частки та каналу), а нормальна складна швидкості змінює напрямок на протилежний:

$$u_{2\tau} = u_{1\tau}; \quad u_{2n} = -k u_{1n}, \quad (1.25)$$

де k – коефіцієнт відновлення нормального імпульсу після удару (в залежності від матеріалу та умов зіткнення $k=0 \dots 1$) [100].

Виходячи з умови збереження дотичної складної швидкості, співвідношення між кутом падіння μ_1 та кутом відбиття μ_2 (протилежно направлені від нормалі до поверхні у крапці зустрічі):

$$\frac{\operatorname{tg} \mu_1}{\operatorname{tg} \mu_2} = \frac{u_{2n}}{u_{1n}} = -k, \quad (1.26)$$

за тієї ж умови швидкість частки після удару u_2 , м/с:

$$u_2 = u_1 \frac{\sin \mu_1}{\sin \mu_2} = u_1 \frac{\operatorname{tg} \mu_1 (1 + \operatorname{tg}^2 \mu_2)^{1/2}}{\operatorname{tg} \mu_2 (1 + \operatorname{tg}^2 \mu_1)^{1/2}} = u_1 \left(\frac{k^2 + \operatorname{tg}^2 \mu_2}{1 + \operatorname{tg}^2 \mu_1} \right)^{1/2}, \quad (1.27)$$

$$\text{де } u_1 = (u_{1x}^2 + u_{1y}^2)^{1/2}.$$

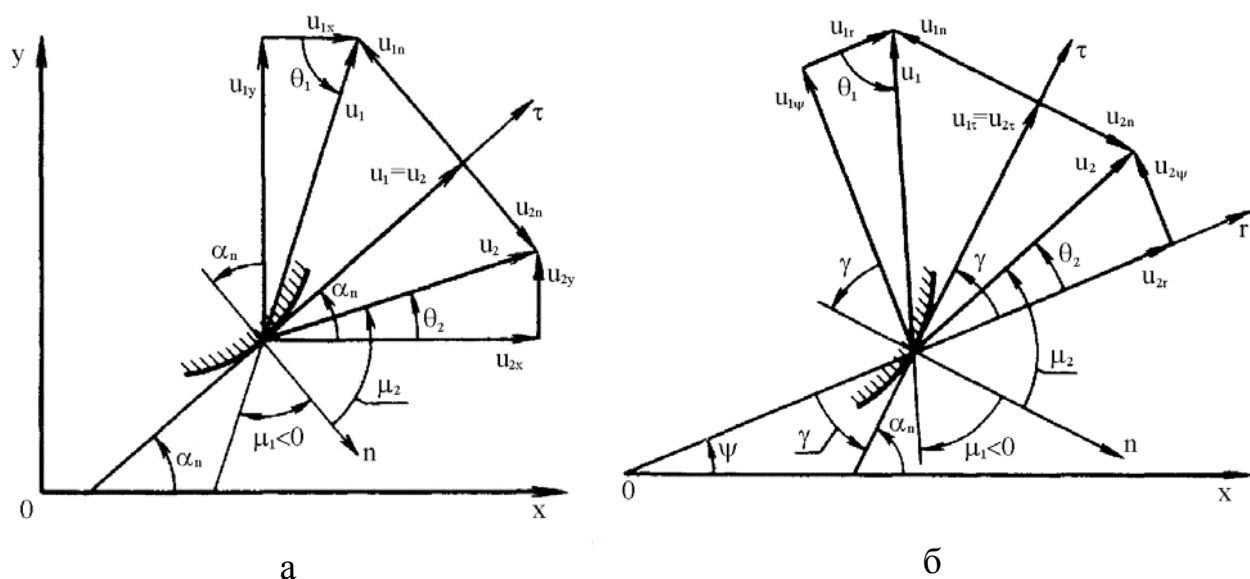


Рис. 1.27. Схема рикошету частки о поверхню сепараційного каналу:
а – у прямокутних координатах; б – у полярних координатах.

Кут падіння визначений з геометричного співвідношення (рис.1.27, а)
 $\mu_1 = -(\alpha_n + (\pi/2 - \theta_1))$, де $\theta_1 = \arctg(u_{1y}/u_{1x})$. Отже,

$$\operatorname{tg} \mu_1 = \frac{1 + \operatorname{tg} \alpha_n \cdot \operatorname{tg} \theta_1}{\operatorname{tg} \alpha_n - \operatorname{tg} \theta_1}.$$

Складні швидкості частки після удару u_{2x} , м/с, та u_{2y} , м/с:

$$u_{2x} = u_2 \cos \theta_2 = \frac{u_2}{(1 + \operatorname{tg}^2 \theta_2)^{1/2}}; \quad u_{2y} = u_{2x} \operatorname{tg} \theta_2. \quad (1.28)$$

Кут θ_2 визначений з геометричного співвідношення $\mu_2 = \pi/2 - (\alpha_n - \theta_2)$, отже
 $\theta_2 = -(\pi/2 - (\alpha_n + \mu_2))$. З урахуванням залежності (1.26),

$$\operatorname{tg} \theta_2 = \frac{\operatorname{tg} \alpha_n \cdot \operatorname{tg} \mu_1 + k}{\operatorname{tg} \mu_1 - k \operatorname{tg} \alpha_n}. \quad (1.29)$$

При застосуванні полярної системи координат швидкість частки після удару u_1 , м/с, розраховується за залежністю (1.27), у якій $u_1 = (u_{1r}^2 + u_{1\psi}^2)^{1/2}$.

Кут падіння $\mu_1 = -(\gamma + (\pi/2 - \theta_1)) = -((\alpha_n - \psi) + (\pi/2 - \theta_1))$, де $\theta_1 = \arctg(u_{1\psi}/u_{1r})$.

Складні швидкості частки після удару u_{2r} , м/с, та $u_{2\psi}$, м/с:

$$u_{2r} = \frac{u_2}{(1 + \operatorname{tg}^2 \theta_2)^{1/2}}; \quad u_{2\psi} = u_{2r} \operatorname{tg} \theta_2. \quad (1.30)$$

Кут θ_2 визначений з геометричного співвідношення

$\mu_2 = \pi/2 - (\gamma - \theta_2) = \pi/2 - (\alpha_n - \psi - \theta_2)$, $\theta_2 = -(\pi/2 - (\gamma + \mu_2)) = -(\pi/2 - (\alpha_n - \psi + \mu_2))$. Отже,

$$\operatorname{tg} \theta_2 = \frac{\operatorname{tg}(\alpha_n - \psi) \operatorname{tg} \mu_1 + k}{\operatorname{tg} \mu_1 - k \operatorname{tg}(\alpha_n - \psi)}. \quad (1.31)$$

Для виявлення впливу рикошету на роботу інерційних сепараційних пристроїв доцільно виконувати порівняльні розрахунки з припущенням $k=0$.

Гідравлічний опір при двофазному потоці можливо виразити перепадом тиску, що витрачається на проходження суцільної фази (газів) крізь дисперсну (рідину). Цей перепад буде визначатися не тільки опором, виникаючим при просуванні газової фази, але і напором, який необхідно надати газовому потоку, щоб компенсувати тертя рідинного потоку [109].

Гідравлічний опір ΔP , Па, руху двофазного потоку по апарату (ділянці газопроводу) [25, 104]:

$$\Delta P = \zeta_r \frac{v^2 \rho_r}{2\varphi^2} + \zeta_{\text{ч}} \frac{u^2 \rho_{\text{ч}}}{2(1-\varphi)^2}, \quad (1.32)$$

де ζ_r та $\zeta_{\text{ч}}$ – коефіцієнт гідравлічного опору для газового потоку та коефіцієнт гідравлічного опору, обумовлений наявністю в газовому потоці зважених часток (краплин) відповідно; φ – доля перетину апарату, зайнята газом.

Відношення гідравлічного опору двофазного потоку ΔP , Па, до гідравлічного опору газового потоку ΔP_r , Па, при проходженні ним перетину φ , може бути визначене як аналог кінетичної енергії рідинного та газового потоків у двофазній системі [104]:

$$\frac{\Delta P}{\Delta P_r} = 1 + \frac{\zeta_{\text{ч}}}{\zeta_r} \left(\frac{u}{v} \right)^2 \frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_r} \frac{\varphi^2}{(1-\varphi)^2}. \quad (1.33)$$

На ґрунті проведеного літературного огляду відзначається, що гідравлічний опір крапле- та тумановловлювачей, у більшості випадків, розраховується з використанням дослідно отриманих коефіцієнтів опору визначених конструк-

цій газосепараційних пристроїв, що можливо та виправдано лише за масового виготовлення промислових зразків обладнання. Відомі фізичні моделі гідродинамічних процесів сепарації двофазних газорідинних потоків за гравітаційно-інерційними та фільтруючими механізмами не мають досконалого математичного опису, рішення системи диференціальних рівнянь (1.15-1.16), у більшості випадків, зведено до умовної заміни критеріальними рівняннями, які не завжди адекватно відображають групу подібних явищ, тому стає проблематичним та сумнівним їх застосування для вирішення конкретних практично орієнтованих задач з розрахунку та проектування вказаних об'єктів. Сьогодні ці задачі постає можливим достатньо повно розв'язати з раніше недосяжними точністю та високою вірогідністю відповідності, застосовуючи сучасну обчислювальну техніку та способи комп'ютерного моделювання течій по трьохвимірних геометричних моделях, що яскраво доведено у дисертаційній роботі.

1.4. Висновки до першого розділу, постановка задачі досліджень

Незаперечними перевагами інерційних газосепараторів і краплєвловлювачей є надійність в роботі, значна питома продуктивність та ефективне уловлювання твердих часток та краплин рідини, в той же час, за низького гідравлічного опору. Але за досягнення високо інтенсивних гідродинамічних режимів руху газорідинного потоку по інерційних сепараційних елементах спостерігаються вторинні процеси (руйнування структури плівки вловленої рідини та бризкоунесення), наявність яких відразу ставить під сумнів всі їх переваги. Основний недолік інерційних краплєвловлювачів — придатність до ефективного уловлювання лише порівняно грубодисперсних краплин (розміром $2R \geq 10$ мкм) та можливість роботи з високими техніко-економічними показниками у вузькому діапазоні навантажень по газовій фазі. Застосування фільтр-сепараторів та тумановловлювачей надає можливість вловити високодисперсну фракцію двофазного потоку за рахунок застосування механізмів фільтрування, але при цьо-

му значно зростає гідравлічний опір сепараційних пристроїв, які задовільно працюють лише в режимі самоочищення від вловленої краплинної рідини. Наявність твердих часток у газовому потоці призводить до деструкції (механічного руйнування структури) фільтрувальних елементів.

З огляду на все вище наведене, впливає доцільність комплексного поєднання переваг інерційних краплевловлювачей та фільтруючих тумановловлювачей, у результаті взаємно виключаючи характерні для них недоліки.

Тому задачею даної роботи було запропонувати нові способи вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку, які б поєднували переваги інерційного та фільтруючого механізмів процесу сепарації, удосконалити динаміку руху газорідинного потоку, поліпшити умови відведення вловленої рідини (створення стабільного стікання вловленої рідини, запобігання вторинного унесення та виходу на режими захлинання). Нові пристрої для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку повинні мати удосконалену конструкцію робочого об'єму жалюзійного газосепаратора, з утворенням у межах криволінійних сепараційних каналів інерційної та фільтруючої сепараційних зон, та додатковим оснащенням дренажними каналами. У результаті стане досяжним підвищення здатності вловлювання, представиться можливим досить ефективно вловлювати з газорідинних потоків високодисперсні краплі рідини (розміром $2R \geq 5$ мкм) за незначного гідравлічного опору. Все це повинно забезпечити можливість роботи у більш широкому діапазоні навантажень по газовій фазі, і, отже, інтенсифікувати та підвищити питому продуктивність й ефективність процесу сепарації.

Використання наукових основ прогнозування поведінки двофазних потоків дозволяє створювати більш досконалі математичні моделі типових процесів промислової обробки нафти та газу. Без таких моделей неможливо будівництво систем автоматизованого проектування (САПР) та управління процесами промислової обробки, що є невід'ємною частиною науково-технічного прогресу у цій області газової промисловості.

Метою досліджень дисертаційної роботи є вивчення процесів форму-

вання криволінійних течій, зокрема у жалюзійних інерційно-фільтруючих газосепараторах, удосконалення методів розрахунку основних гідродинамічних характеристик, видача рекомендацій з раціонального проектування й вибору інерційно-фільтруючих крапле- та тумановловлювачей для очищення природного та нафтового попутного газів від рідини (конденсату, інгібітору гідратоутворення, води), обґрунтоване розрахунками прогнозування основних характеристик високоефективних інерційно-фільтруючих сепараторів (опору, фракційної й загальної ефективності відділення краплинної рідини та механічних домішок).

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

- вивчення умов та механізмів формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу;
- розробка фізичної моделі з подальшим математичним моделюванням газодинаміки руху газорідинного потоку за інерційною та фільтруючою секціями газосепаратора, а також відповідних механізмів розділення, що є основою теоретичних розрахунків опору пристрою та рівнянь прогнозування фракційної ефективності сепарації і загальної ефективності сепараторів у цілому;
- дослідження формування криволінійного газорідинного потоку жалюзійними пластинами, визначення поля швидкостей, гідравлічного опору та ефективності очищення газу від високодисперсної краплинної рідини в інерційно-фільтруючому газосепараторі;
- розробка інженерної методики конструктивного розрахунку інерційно-фільтруючого газосепараційного обладнання з надійним методом оцінки його ефективності;
- дослідно-промислова апробація та впровадження розробленого інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою в промисловий зразок нафтогазо-промислового обладнання.

Основні задачі досліджень розділу опубліковані в працях [35, 36, 96].

РОЗДІЛ 2
МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ГАЗОДИНАМІКИ РУХУ
ГАЗОРІДИННОГО ПОТОКУ ТА РОЗРАХУНОК
ЕФЕКТИВНОСТІ ЖАЛЮЗІЙНИХ ІНЕРЦІЙНО-
ФІЛЬТРУЮЧИХ СЕПАРАТОРІВ

2.1. Фізична модель формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу

Для математичного моделювання газодинаміки руху потоку природного газу та оцінки ефективності роботи жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараторів необхідно мати уявлення про розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток газоконденсатної суміші та середній розмір краплин, а також об'ємний вміст рідкої фази. Вказані параметри газоконденсатної суміші неможливо точно визначити, але представляється можливим провести їх якісну оцінку, якщо розглянути утворення краплин рідини за рахунок різних механізмів формування.

Краплі рідкої фази (конденсату) формуються у потоці, починаючи від пласту до самого входу у сепаратор. По мірі розробки родовища й руху газу від пласту до сепаратора тиск і температура безупинно змінюються, порушується термодинамічна рівновага всієї двофазної багатокомпонентної системи й відбувається процес масообміну між фазами (конденсація та випаровування). Конденсація призводить до утворення дрібних краплин, розмір яких змінюється за рахунок конденсаційного росту в умовах пересичення та коагуляції, а також подрібнення в турбулентному газовому потоці, які є основними механізмами формування краплі.

У результаті на вході сепаратора встановлюється деякий рівноважний розподіл крапель за розмірами $n(R)$, що має вигляд логарифмічно нормального розподілу, та характеризується об'ємним вмістом рідкої фази C_w , середнім радіусом крапель R_c та дисперсією розподілу σ_1^2 .

Таким чином, перед сепаратором можливо утворення краплин двох видів за рахунок різних механізмів формування, які слід розглянути, щоб оцінити вище згадані параметри газоконденсатної суміші, необхідні для подальших розрахунків ефективності сепараторів.

2.1.1. Механізми формування краплинної рідини за відсутності конденсації (подрібнення та коагуляція)

Основними механізмами формування крапель у турбулентному потоці газу за відсутності конденсації є процеси подрібнення та коагуляції, які відбуваються одночасно. Встановлений визначений розподіл крапель за розмірами має вид логарифмічно нормального розподілу [59, 62-65, 93, 96]:

$$n(R) = \frac{n_* R_1}{\sigma_1 R} \exp\left(-\frac{\ln^2(R/R_1)}{2\sigma_1^2}\right), \quad (2.1)$$

$$n_* = 3C_w \exp(-2,5\sigma_1^2) / 4\pi\sqrt{2\pi}R_c^4, \quad (2.2)$$

$$R_1 = R_c \exp(-0,5\sigma_1^2), \quad (2.3)$$

де R – радіус краплі, м; $n(R)$ – щільність імовірності випадкової величини R ; C_w – об'ємний вміст рідкої фази, $\text{м}^3/\text{м}^3$; R_c – середній радіус крапель, м; σ_1^2 – дисперсія розподілу.

Природний газ, що потрапляє на переробку, у своєму складі містить 1,6-5,0 $\text{г}/\text{м}^3$ стабільного конденсату, 100-500 г пароподібної вологи на 1000 м^3 газу та до 1,65 г на 100 м^3 сірководню [54]. На ґрунті визначеного закону розподілу краплин за розмірами відповідно до залежності (2.1) та з урахуванням вказаних якісних показників видобуваного газу побудовано функцію щільності розподілу дисперсного складу краплин у потоці природного газу (рис.2.1).

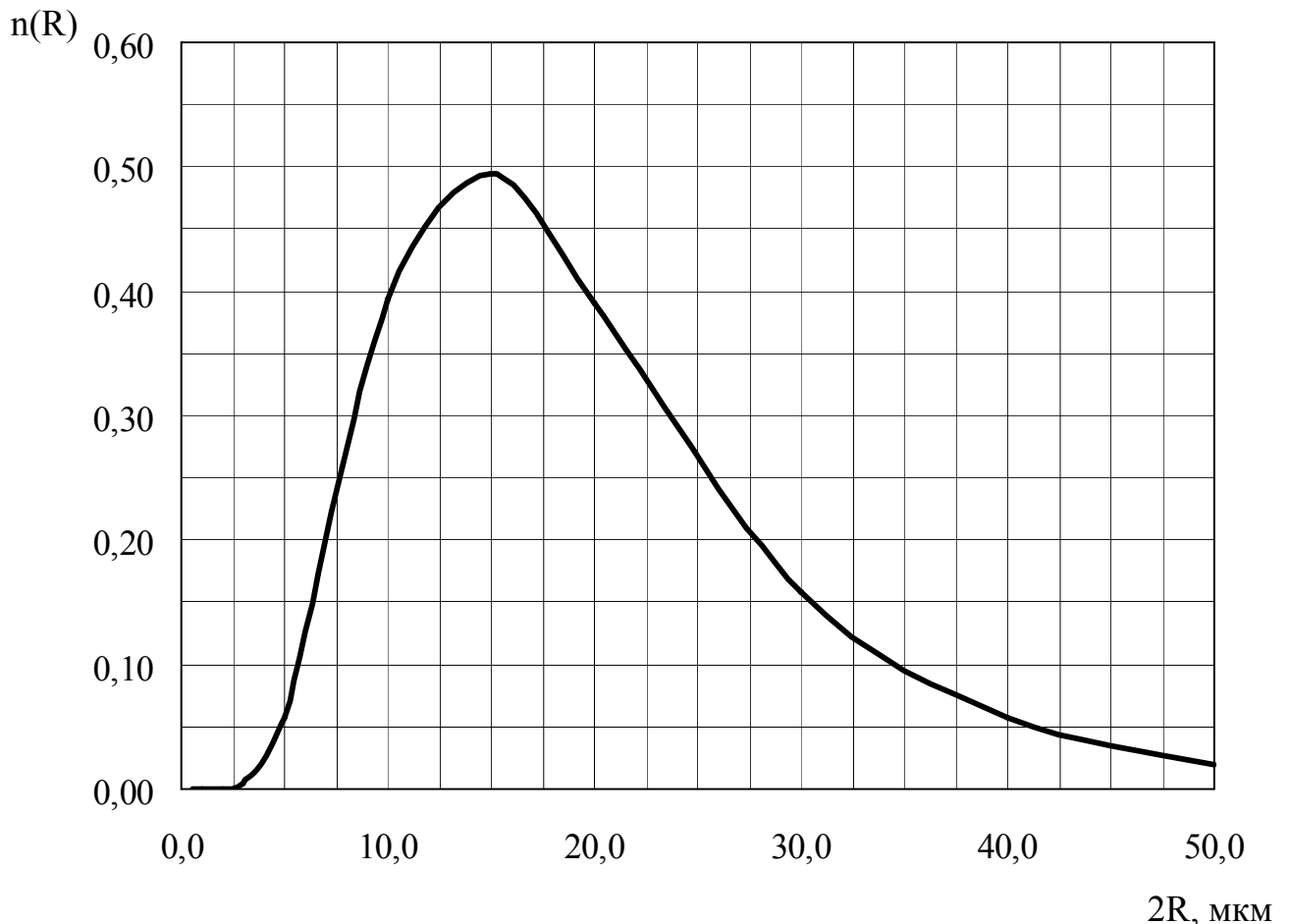


Рис. 2.1. Функція щільності розподілу дисперсного складу краплин конденсату та пароподібної вологи у потоці природного газу.

Відомо, що краплі в потоці газу подрібнюються, якщо їх радіус перевищує деякий критичний $R_{кр}$ [64]. Краплі радіусом менше критичного можуть тільки коагулювати. У дійсності ці процеси носять випадковий характер. Тому вірніше сказати, що ймовірність подрібнення краплі радіусом менше критичного мала й у якості середнього варто брати критичний радіус. Дійсно, якщо радіус краплі став більше критичного, то вона з більшою ймовірністю подрібниться, з утворенням високодисперсних краплин. Ці, так названі, дочірні краплі коагулюють або між собою, або з іншими краплями доти, поки їх розмір не досягне критичного. Тому сталий радіус крапель — критичний.

Подрібнення краплі в турбулентному потоці газу відбувається за рахунок інерційних ефектів, оскільки щільності краплі й навколишнього її газу значно відрізняються. Крапля густиною $\rho_{ч}$, зважена в турбулентному газовому

потоці густиною $\rho_r \ll \rho_q$, тільки частково захоплює краплю. При цьому газ обтікає частку зі швидкістю [91]:

$$w \approx \frac{1}{\sqrt{3}} \left(\frac{\rho_q}{\rho_r} \right)^{1/3} \left(\frac{\varepsilon_{\text{п}}}{\rho_r} \right)^{1/3} \left(\frac{V_q}{S_q} \right)^{1/3} \left(\frac{2}{\zeta_f} \right)^{1/3}, \quad (2.4)$$

де $\varepsilon_{\text{п}}$ – питома дисипація енергії, Дж/(м³·с); V_q – об'єм краплі, м³; S_q – поперечний перетин краплі, м²; ζ_f – коефіцієнт опору обтіканню частки газовим потоком.

Відповідний цій швидкості динамічний напір [91]:

$$Q = \frac{\zeta_f \rho_r}{2} \left(\frac{\rho_q}{\rho_r} \right)^{2/3} \left(\frac{\varepsilon_{\text{п}}}{\rho_r} \right)^{2/3} R^{2/3}. \quad (2.5)$$

Крім динамічного напору Q , обумовленого інерцією частки в газовому потоці, на краплю діє також динамічний напір, обумовлений зміною пульсаційної швидкості по довжині краплі:

$$Q_{\text{п}} = \zeta_f \frac{\rho_r (v_1^2 - v_2^2)}{2}, \quad (2.6)$$

де v_1 та v_2 – швидкості газу в крапках, віддалених на відстані $2R$ одна від одної, м/с.

Деформацію та подрібнення краплі викликають мілкомасштабні пульсації λ , оскільки крупномасштабні порівняно мало відрізняються на відстані порядку діаметру краплі.

Швидкість пульсації v_{λ} залежить від того, більше чи менше мілкомасштабні пульсації λ внутрішнього масштабу турбулентності λ_0 [104]:

$$\lambda_0 = \frac{d_3}{\text{Re}^{3/4}}, \quad (2.7)$$

де d_3 – діаметр трубопроводу, м; Re – число Рейнольдса.

Має сенс розглядання пульсацій $\lambda > \lambda_0$, для яких

$$v_{\lambda} = \left(\frac{\varepsilon_{\text{п}} \lambda}{\rho_r} \right)^{1/3}. \quad (2.8)$$

Припускаючи, що у рівнянні (2.8) $\lambda = 2R$ залежність (2.6) матиме вигляд:

$$Q_{\Pi} = 0,5 \zeta_f \rho_r (2 \varepsilon_{\Pi} R / \rho_r)^{2/3}, \quad (2.9)$$

Відношення динамічних напорів

$$\frac{Q}{Q_{\Pi}} \approx \left(\frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_r} \right)^{2/3} \gg 1. \quad (2.10)$$

Тому $Q \gg Q_{\Pi}$ та основний вплив в процес подрібнення краплі вносить динамічний напір.

Умова рівноваги краплі:

$$\frac{0,5 \rho_{\text{ч}}^{2/3} \varepsilon_{\Pi}^{2/3} R^{2/3}}{\rho_r^{2/3}} = \frac{2 \sigma_{\text{ж}}}{R}, \quad (2.11)$$

виходячи з якої, критичний радіус краплі $R_{\text{кр}}$:

$$R_{\text{кр}} = d_{\text{э}} \zeta_f^{-3/5} We^{-3/5} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{\text{ч}}} \right)^{2/5}, \quad (2.12)$$

де We – число Вебера.

$$We = \frac{\rho_r w^2 d_{\text{э}}}{\sigma_{\text{ж}}}, \quad (2.13)$$

2.1.2. Утворення краплинної рідини в процесі конденсації

За наявності до сепаратору пристроїв (дросель, теплообмінник, турбодетандер), що змінюють температуру та тиск газу, у потоці можливе зародження дрібних крапельок.

В основі механізму створення рідкої фази за дроселем, 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.

Над випуклою поверхнею, яку мають краплі рідини, тиск насиченої пари вище, ніж над плоскою, та збільшується зі зменшенням радіусу краплі. Тому необхідною умовою конденсації пари у об'ємі газу є наявність пересичення пари.

Процес гомогенної конденсації (утворення крапель відбувається у результаті конденсації пари на мимовільно створюючихся 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 призводить до збільшення температури суміші та вирівнювання парціальних тисків пари у поверхні крапель та на відстані від них. Це зменшує пересичення і в кінцевому рахунку призводить до призупинення утворення зародків. Швидкість процесу конденсації на поверхні краплі визначається дифузійною швидкістю 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 відрізнятись 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.

2.1.3. Коагуляція крапель у турбулентному потоці газу (інерційний механізм коагуляції та механізм турбулентної дифузії)

Вводячи розподіл крапель $n(V, t, P)$ за об'ємами V у момент часу t у кра-

пці P , зміст якого полягає в тому, що ndV — кількість крапель, об'єм яких обмежений інтервалом $(V, V+dV)$, рахункова N та об'ємна C_w концентрації краплин відповідно дорівнюють:

$$N = \int_0^{\infty} ndV, \quad (2.14)$$

$$C_w = \int_0^{\infty} VndV. \quad (2.15)$$

В основу коагуляції за інерційним механізмом полягає уявлення, що турбулентні пульсації не повністю заволікають частку. У результаті відносні швидкості, що здобуваються краплями за рахунок турбулентних пульсацій, залежать від маси крапель. Різниця пульсаційних швидкостей крапель різноманітного радіусу обумовлює їх зближення та підвищує вірогідність зіткнення. В основі коагуляції за механізмом турбулентної дифузії, полягає уявлення про повне збільшення часток турбулентними пульсаціями того масштабу, який відіграє основну роль у механізмі зближення часток. Оскільки частки хаотично рухаються під дією турбулентних пульсацій, то їх рух схожий з уявленням дифузії та може бути охарактеризований турбулентним коефіцієнтом дифузії.

Відомо, що $n(V, t, P)$ задовольняє кінетичному рівнянню [91]:

$$\begin{aligned} \frac{\partial n}{\partial t} + \vec{u} \nabla n + \frac{\partial}{\partial V} \left(n \frac{dV}{dt} \right) = & \frac{1}{2} \int_0^V K(W, V-W) n(W, t, P) n(V-W, t, P) dW - \\ & - n(V, t, P) \int_0^{\infty} K(V, W) n(W, t, P) dW + \int_V^{\infty} f(W, V) g(W) n(W, t, P) dW - \\ & - n(V, t, P) g(V) + i, \end{aligned} \quad (2.16)$$

де \vec{u} — швидкість краплі об'єму V , м/с; dV/dt — швидкість зміни об'єму крапель у процесі конденсації або випаровування; i — інтенсивність зародження нової фази за конденсації.

Входячі до рівняння (2.16) $f(V, W)$ мають зміст кількості краплин, утворених за подрібнення краплі об'єму V ; $g(V)$ — вірогідність подрібнення краплі об'єму V , а ядро коагуляції $K(W, V)$ визначається у результаті досліджень взаємодії краплин. Оскільки подібна взаємодія ускладнена впливом зовнішньо-

го середовища, характером взаємодії у ламінарному та турбулентному потоці, а також силовими полями (гравітацією, молекулярною взаємодією), то визначення ядра коагуляції являє самостійну задачу. Зрозуміло, що $K(W, V)$ пропорційно вірогідності зіткнення краплин об'ємом W та V . Перші два складники правої частини рівняння (2.16) обумовлені розподілом $n(V, t, P)$ за рахунок коагуляції, а наступні два — за рахунок подрібнення крапель.

Звичайно, процеси подрібнення та коагуляції краплин йдуть одночасно та залежать від режиму течії.

У ламінарному потоці коагуляція обумовлена зближенням краплин за рахунок різних швидкостей осадження та подальшої їх коалесценції. При цьому величина $K(W, V)$ пропорційна перетину захоплення краплею об'єму V крапель об'єму W . Подрібнення в ламінарному потоці може відбуватися за рахунок суттєвого градієнта швидкості, деформуючого краплю. За ламінарної течії газу значних градієнтів швидкості немає, тому подрібнення дрібних крапель у ламінарному потоці практично відсутнє.

У турбулентному потоці зближення крапель відбувається за рахунок хаотичних турбулентних пульсацій. У результаті, порівняно з ламінарним потоком, кількість зіткнень за одиницю часу збільшується. Будь-яке, навіть незначне перемішування потоку призводить до збільшення кількості зіткнень. Що стосується подрібнення, то у відповідності до формули (2.12) радіус крапель, що належать подрібненню, зворотно пропорційний швидкості потоку.

Під дією турбулентних пульсацій краплини наближаються на відстані, малі порівняно з їх розмірами, а потім відбувається остаточна коагуляція під дією молекулярних сил Ван-дер-Ваальсу. Крім молекулярних сил при наближенні часток, радіус яких менше внутрішнього масштабу турбулентності λ_0 , суттєві сили в'язкісного опору, оскільки пульсації $\lambda \leq \lambda_0$ мають в'язкий характер. Сила в'язкого опору збільшується зі зменшенням відстані між поверхнями наближучихся краплин. За рахунок різниці розмірів краплин швидкості їх руху будуть відрізнятися. Частки коагулюють якщо центр однієї частки, що рухається з деякою швидкістю відносно іншої, проходить крізь перетин захоплення, який яв-

ляє собою площу, перпендикулярну до осі руху частки. Інерційний механізм коагуляції справедливий для взаємодії часток, що значно відрізняються за розмірами.

Для краплин порівняних розмірів основним механізмом коагуляції є турбулентна дифузія. Під дією турбулентних пульсацій краплі здійснюють хаотичний рух. За наближення краплин на відстань менше λ_0 , на них діють сили притягання Ван-дер-Ваальсу, а також гідродинамічні сили опору середовища. У цьому випадку наближення відбувається за рахунок пульсацій $\lambda \leq \lambda_0$. Ці пульсації мають в'язкий характер, оскільки $Re_\lambda \leq 1$.

2.2. Математичне моделювання газодинаміки руху газорідного потоку по інерційній та фільтруючій секціях сепаратора

Доскональне математичне моделювання газодинаміки руху газорідного потоку можливе після уявлення фізичної моделі жалюзійного інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою [35, 36] (рис.2.2).

В жалюзійний пакет пристрою підводиться газорідний потік (газоконденсатна суміш, що містить високодисперсну краплинну рідину), який направляє в криволінійні сепараційні канали, утворені зовнішніми поверхнями подвійних гофрованих пластин. 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.

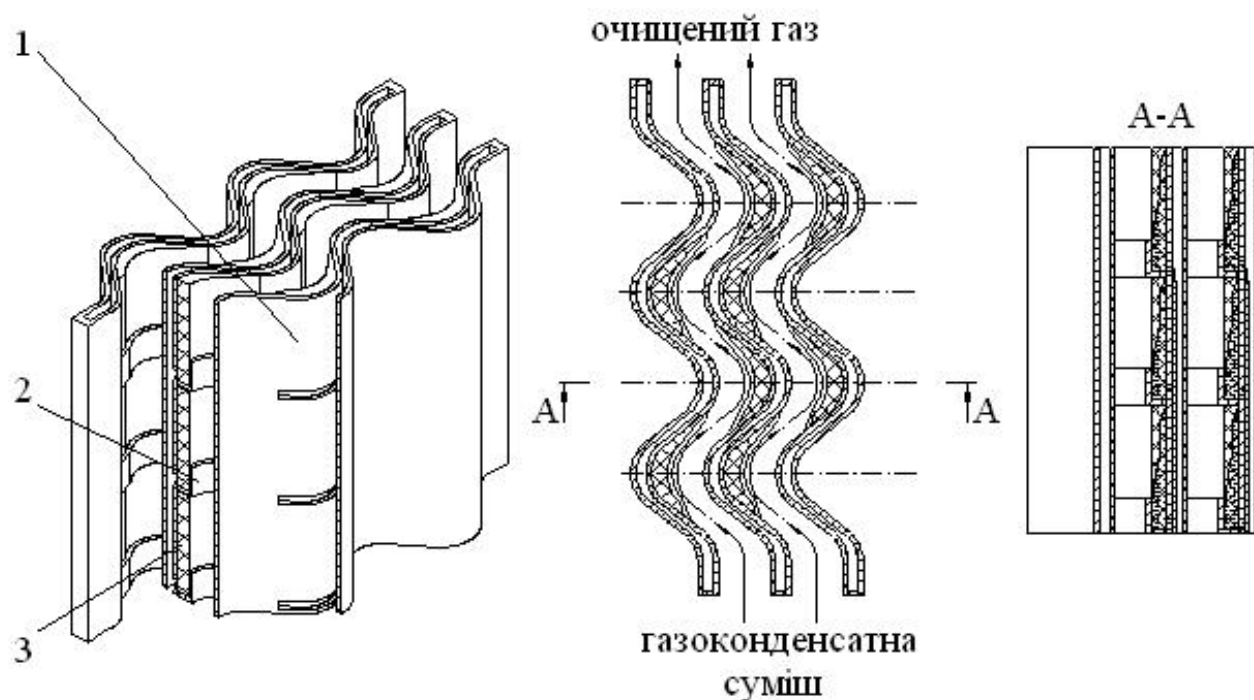


Рис. 2.2. Схема руху газорідинного потоку по жалюзійному інерційно-фільтруючому сепараційному пристрою [35, 36]:

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

Шар смуг із волокнистого матеріалу насичується вловленою рідиною, яка збирається у жолобах, направляється крізь горизонтальні 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, ізольовано 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.

Можливе також вертикальне розташування щілеподібних отворів у місцях западин подвійних гофрованих пластин, що надає деякі переваги, порівняно з наведеним вище: немає необхідності в збиральних жолобах, а відведення вловленої плівки рідини проводиться не поступенево з висотою, а безперервно.

Подальше математичне моделювання газодинаміки руху газорідинного потоку по інерційній та фільтруючій секціях сепараційного пристрою побудо-

вано з урахуванням прийнятих наступних припущень:

- робочий об'єм сепараційного каналу умовно розбитий на три зони (прямо- та криволінійні ділянки каналу, фільтруючий елемент), сепарація на яких здійснюється за різними механізмами;

- дисперсний склад газорідного потоку на вході в канал інерційно-фільтруючого пристрою підкоряється логарифмічно-нормальному закону розподілу.

2.2.1. Диференціальні рівняння руху краплин в газорідному потоці на прямо- та криволінійних ділянках сепараційного каналу

Математичне моделювання газодинаміки руху газорідного потоку по інерційній секції жалюзійного інерційно-фільтруючого сепаратора [35-36] доцільно провести окремо розглядаючи його на прямо- та криволінійних ділянках сепараційного каналу (рис.2.3).

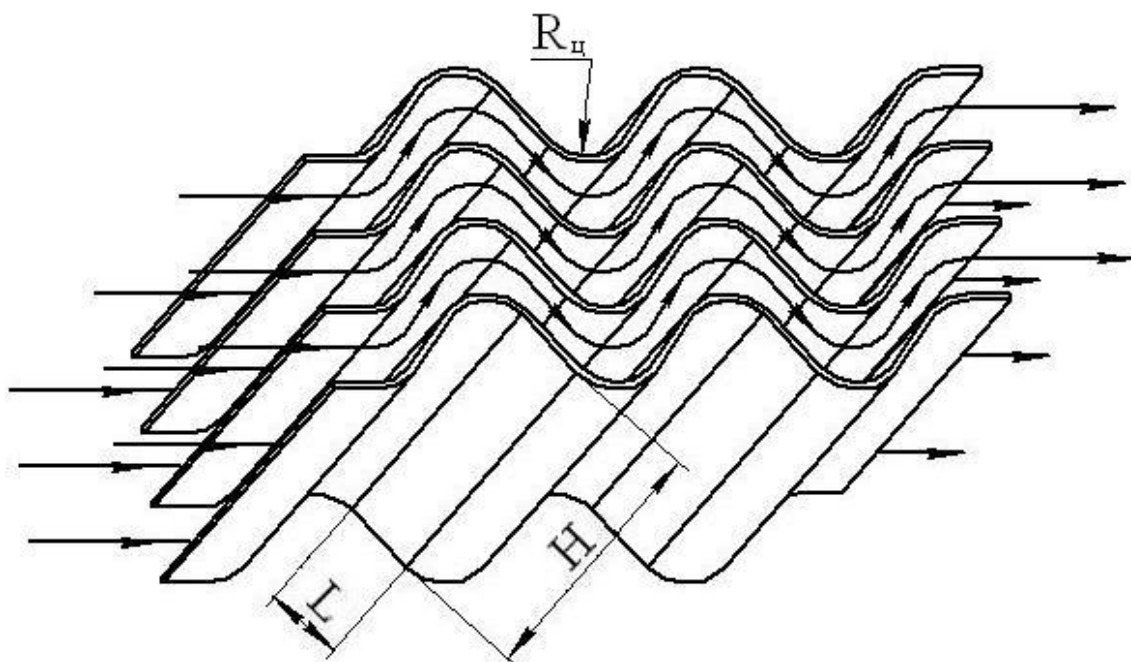


Рис. 2.3. Схема руху газорідного потоку в інерційній секції сепаратора по сепараційних каналах.

Розглядаючи газодинаміку руху газорідної суміші на прямолінійних ділянках (рис.2.4) довжиною L та висотою H прямокутного перетину криволі-

нійних сепараційних каналів жалюзійного інерційно-фільтруючого сепаратора, нехай на вході заданий розподіл крапель по розмірах $n_0(R)$. Зміст $n_0(R)$ полягає в тім, що величина $n_0(R)dR$ дорівнює числу крапель, радіус яких укладений в інтервалі $(R, R+dR)$.

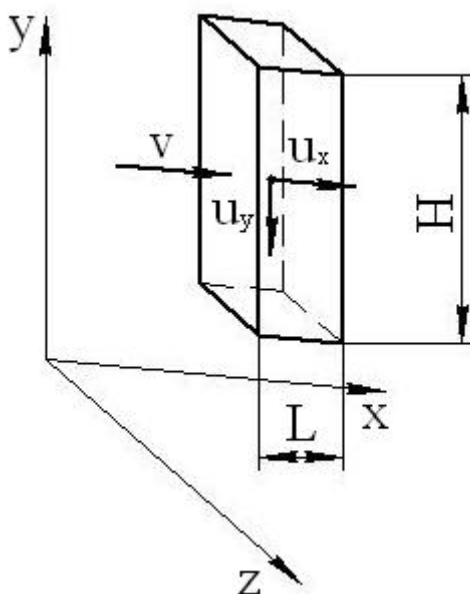


Рис. 2.4. Схема руху краплин в газорідинному потоці на прямолінійних ділянках сепараційного каналу.

Кількість крапель N_0 в одиниці об'єму газу та їх об'ємний вміст C_{w_0} , $\text{м}^3/\text{м}^3$, відповідно:

$$N_0 = \int_0^{\infty} n_0(R) dR, \quad (2.17)$$

$$C_{w_0} = \int_0^{\infty} V_{\text{ч}} n_0(R) dR, \quad (2.18)$$

де $V_{\text{ч}}$ – об'єм часток (краплин), м^3 .

$$V_{\text{ч}} = \frac{4}{3} \pi R^3. \quad (2.19)$$

Розглядаючи осадження крапель у сепараторі під дією гравітаційних сил, береться до уваги, що сила тяжіння F_T , Н , сферичної краплі, яку можна розглядати як тверду недеформовану сферу [20, 64, 91]:

$$F_T = 0,5\pi R^2 \rho_r w^2 f, \quad (2.20)$$

де ρ_r – густина газу, кг/м^3 ; w – швидкість руху краплі відносно газового потоку, м/с ; f – коефіцієнт, що залежить від числа Рейнольдса Re потоку газу, обтікаючого краплю.

$$f = \begin{cases} 24/Re, & Re < 2; \\ 18,5/Re^{0,5}, & 2 < Re < 500; \\ 0,44, & Re > 500, \end{cases} \quad (2.21)$$

де Re – число Рейнольдса [48].

$$Re = \frac{2Rw\rho_r}{\mu_r}, \quad (2.22)$$

де μ_r – динамічний коефіцієнт в'язкості газу, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Траєкторія руху краплі в системі координат (x, y) має вигляд [64, 91]:

$$\begin{aligned} \left(\frac{4\pi R^3 \rho_r}{3}\right) \frac{du_x}{dt} &= \frac{f\rho_r \pi R^2 |\vec{w}|(v - u_x)}{2}, \\ \left(\frac{4\pi R^3 \rho_r}{3}\right) \frac{du_y}{dt} &= \frac{4\pi R^3 \Delta\rho g}{3} - \frac{f\rho_r \pi R^2 |\vec{w}|u_y}{2}. \end{aligned} \quad (2.21)$$

де u_x, u_y – складові швидкості краплі, м/с .

$$\vec{w} = (v - u_x, u_y),$$

$$u_x = dx/dt \text{ та } u_y = dy/dt.$$

Розв'язуючи рівняння (2.21) за наступних умов ($x=0$, $dx/dt=v$, $y=y_0$, $dy/dt=0$ за $t=0$), отримується траєкторія руху крапель даного радіусу R , що знаходиться у входному перетині у крапці $y=y_0$. Перебираючи всі значення y_0 і R , та обравши з усіх траєкторій лише ту, що починається у крапці з координатами $(0, H)$ та закінчується у крапці $(L, 0)$, можна знайти мінімальний розмір крапель, що осаджуються у сепараторі.

У загальному випадку рівняння (2.21) слід розв'язувати чисельно. Розглядаючи випадок, коли рішення можна отримати у аналітичному вигляді, оцінюється ліва та права частини першого рівняння (2.21):

$$\frac{8R\rho_{\text{ч}}}{3f\rho_{\text{г}}T_{\text{с}}v} \frac{d(u_x/u)}{d(t/T_{\text{с}})} = \frac{\bar{w}}{v} \left(1 - \frac{u_x}{v}\right), \quad (2.22)$$

де $T_{\text{с}}$ – час перебування краплі у сепараторі.

$$T_{\text{с}} = L/v. \quad (2.23)$$

Позначаючи безрозмірний параметр у лівій частині рівняння (2.22) $\varepsilon = 8R\rho_{\text{ч}}/(3fL\rho_{\text{г}})$, оскільки $R/L \leq 10^{-5}$, $\rho_{\text{ч}}/\rho_{\text{г}} \approx 10^2$, $f \approx 1$, то $\varepsilon \leq 10^{-2}$, отже $u_x \approx v$. Таким чином, припущення $\varepsilon \ll 1$ означає, що інерцією крапель у прямолінійному каналі можна зневажити. При цьому $|\vec{w}| \approx u_y$ і друге рівняння (2.21) матиме вигляд:

$$\frac{1}{g} \frac{du_y}{dt} = \frac{\Delta\rho}{\rho_{\text{ч}}} - \frac{3f\rho_{\text{г}}u_y^2}{8Rg\rho_{\text{ч}}}. \quad (2.24)$$

Оскільки $du_y/dt \approx u_y^2/H$, то відношення інерційної сили до сили опору дорівнює:

$$\varepsilon_1 = \frac{1}{g} \frac{du_y}{dt} \bigg/ \left(\frac{3f\rho_{\text{г}}u_y^2}{8Rg\rho_{\text{ч}}} \right) \approx \varepsilon \frac{H}{L}. \quad (2.25)$$

При $\varepsilon \leq 10^{-2}$ та $H/L \approx 3$ маємо $\varepsilon_1 \leq 3 \cdot 10^{-2}$. Таким чином, при виконанні нерівностей $\varepsilon \ll 1$ та $\varepsilon_1 \ll 1$ у рівняннях (2.21) інерційними членами можна зневажити. При цьому з другого рівняння (2.21) швидкість осадження краплі радіусом R :

$$u_y^2 = \frac{8R\Delta\rho g}{3\rho_{\text{г}}f}. \quad (2.26)$$

Оскільки f залежить від u_y , то залежність (2.26) являє собою нелінійне рівняння для визначення u_y . Після аналізу залежності (2.26) стає зрозумілим, що f наступним чином виражається за допомогою критеріїв Рейнольдса Re та Архімеда Ar :

$$f = 4Ar/(3Re^2), \quad (2.27)$$

де Ar – критерій Архімеда [48].

$$Ar = \frac{8R^3 \rho_r^2 g \Delta \rho}{\rho_r \mu_r^2}. \quad (2.28)$$

Використовуючи співвідношення та рівняння, подібні вище наведеним (2.21) та (2.27), автори [91] отримали інтерполяційну залежність:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,575 Ar^{0,5}}. \quad (2.29)$$

З урахуванням (2.29) швидкість осадження краплі u_y , м/с, радіусом R :

$$u_y = \frac{\mu_r Ar}{2R \rho_r (18 + 0,575 Ar^{0,5})}. \quad (2.30)$$

Розглядаючи осадження краплі радіусом R , рівняння руху без урахування інерції мають вигляд:

$$\begin{aligned} dx/dt &= v; & dy/dt &= -u_y; \\ x(0) &= 0; & y(0) &= y_0, \end{aligned} \quad (2.31)$$

$$\text{звідки } y = y_0 - u_y x/v. \quad (2.32)$$

Рівняння для визначення мінімального радіуса крапель R_m , м, що встигають випасти з потоку на довжині L з висоти H , одержується з залежності (2.32), приймаючи $y_0 = H$, $x = L$, $y = 0$ та користуючись співвідношенням (2.30):

$$\frac{Ar}{18 + 0,575 Ar^{0,5}} = \frac{2RvH\rho_r}{L\mu_r}. \quad (2.33)$$

Позначаючи через R_{mc} , м, мінімальний радіус краплин за умови, що вони осаджуються зі стоксовою швидкістю:

$$R_{mc} = \left(\frac{9vH\mu_r}{2\Delta\rho gL} \right)^{0,5}, \quad (2.34)$$

та вводячи безрозмірний радіус $r_m = R_m/R_{mc}$ у рівняння (2.33):

$$r_m^2 = 1 + 0,279\beta^{1/4} r_m^{3/2}, \quad (2.35)$$

$$\beta = \frac{v^3 H^3 \rho_r^2}{\mu_r \Delta \rho g L^3}.$$

Розглядаючи рух газорідного потоку на криволінійних ділянках інер-

ційно-фільтруючого елементу (рис.2.5), моделюючи їх ділянкою циліндру радіусом $R_{ц}$ та довжиною $L_{ц}$, та припускаючи, що швидкість газу має дві складові: тангенціальну v_{φ} й радіальну v_r (осьова складова швидкості v_z мала порівняно з v_r та v_{φ} , і її впливом на процес осадження краплі на стінці жалюзі можна зневажити).

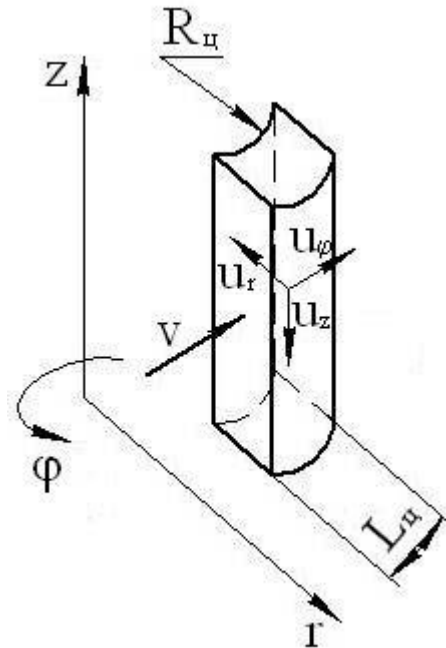


Рис. 2.5. Схема руху краплин в газорідинному потоці на криволінійних ділянках сепараційного каналу.

При русі щодо газу краплі зазнають опір відповідно до закону Стокса. Зроблені припущення дозволяють представити рівняння руху краплі у вигляді:

$$\begin{aligned} \frac{4}{3}\pi R^3 \rho_{ч} \frac{du_z}{dt} &= -\frac{4}{3}\pi R^3 \Delta \rho g - 6\pi \mu_r R (u_{\varphi} - v_{\varphi}), \\ \frac{4}{3}\pi R^3 \rho_{ч} \frac{du_r}{dt} &= -6\pi \mu_r R u_r + \frac{4}{3}\pi R^3 \rho_{ч} \frac{u_{\varphi}^2}{r}, \\ \frac{4}{3}\pi R^3 \rho_{ч} \left(\frac{du_{\varphi}}{dt} + \frac{u_r u_{\varphi}}{r} \right) &= -6\pi \mu_r R (u_{\varphi} - v_{\varphi}) \end{aligned} \quad (2.36)$$

де u_z , u_r та u_{φ} – відповідно поздовжня, радіальна й тангенціальна складові швидкості частки (краплі), м/с.

Траєкторії руху краплі на криволінійній ділянці сепараційного каналу інерційно-фільтруючого елемента, визначаючи з рівняння руху:

$$\begin{aligned} dz/dt &= v_{\phi} - u_{oc}; & dr/dt &= 2\rho_{\phi} R^2 v_{\phi}^2 / 9\mu_r r; \\ z(0) &= 0; & r(0) &= r_0; \\ u_{oc} &= 2\Delta\rho g R^2 / 9\mu_r, \end{aligned} \quad (2.37)$$

де u_{oc} – швидкість осадження краплі радіусом R , м/с.

2.2.2. Механізми осадження крапель на волокнах фільтруючого елемента (ефект зачеплення, інерційне зіткнення та Броунівський рух)

Розглядаючи рух газорідної суміші крізь фільтруючий елемент, урахується аналогія осадження крапель на волокнах осадженню крапель однакового розміру на струнах (циліндрах) діаметром d_B , що розташовані на відстані L_B . Механізм осадження крапель залежить від режиму течії (ламінарний чи турбулентний), а також від співвідношення радіусу краплі R до радіусу циліндра $R_B = 0,5d_B$ (рис.2.6).

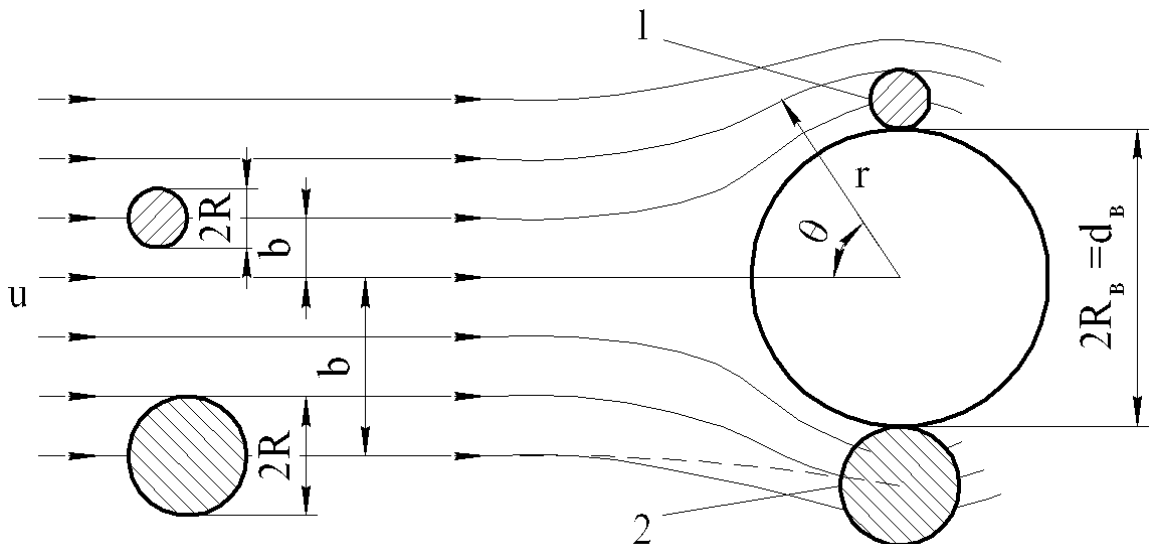


Рис. 2.6. Схема осадження краплин на волокнах фільтруючого елемента:

1 – крапля, осаджена за рахунок ефекту торкання (зачеплення); 2 – крапля, осаджена за рахунок інерційного зіткнення.

При обтіканні циліндра потоком траєкторії руху краплі відхиляються від лінії току завдяки інерції, та осаджуються на поверхні циліндра. Відхилення

тим більше, чим більше розмір крапель. Для порівняно великих крапель їх траєкторії близькі до прямих ліній. Коефіцієнт ефективності одного циліндра при захопленні великих крапель за рахунок інерційного зіткнення η_{St} :

$$\eta_{St} = (R_b + R)(0,5L_b + R_b), \quad (2.38)$$

де L_b – відстань, на якій знаходяться прилеглі циліндри, м.

З іншого боку, дуже маленькі краплі, інерція яких мала, рухаються за лініями струму газового потоку. У цьому випадку коефіцієнт ефективності захоплення таких крапель із урахуванням їх зачеплення η_R :

$$\eta_R = 2R / L_b. \quad (2.39)$$

При розгляданні осадження крапель однакового радіуса з потоку газу при поперечному обтіканні циліндра, та припущенні, що краплі досить малі, так що для визначення сили опору можна скористатися формулою Стокса, траєкторії руху краплі визначаються рівнянням:

$$\frac{4}{3} \pi R^3 \rho_{\text{ч}} \frac{d^2 \vec{r}}{dt^2} = 6\pi \mu_r R \left(\vec{u} - \frac{d\vec{r}}{dt} \right), \quad (2.40)$$

де \vec{r} – радіус-вектор краплі, м.

Розписуючи ці рівняння в проекціях,

$$\begin{aligned} \frac{d^2 r}{dt^2} &= r \left(\frac{d\theta}{dt} \right)^2 + \frac{9\mu_r \left(u_r - \frac{dr}{dt} \right)}{2R^2 \rho_{\text{ч}}}, \\ r \frac{d^2 \theta}{dt^2} &= -2 \left(\frac{dr}{dt} \right) \left(\frac{d\theta}{dt} \right) + \frac{9\mu_r \left(u_{\theta} - r \frac{d\theta}{dt} \right)}{2R^2 \rho_{\text{ч}}}. \end{aligned} \quad (2.41)$$

З введенням безрозмірних параметрів $x=r/R$; $\tau=tu/R$; критерію Стокса $St=4u\rho_{\text{ч}}R^2/9\mu_r d_b$; $v_r=u_r/u$; $v_{\theta}=u_{\theta}/u$, рівняння (2.41) матимуть вигляд:

$$\begin{aligned} \frac{d^2 x}{d\tau^2} &= x \left(\frac{d\theta}{d\tau} \right)^2 - St^{-1} \frac{dx}{d\tau} + St^{-1} v_r, \\ x \frac{d^2 \theta}{d\tau^2} &= -2 \left(\frac{dx}{d\tau} \right) \left(\frac{d\theta}{d\tau} \right) + St^{-1} x \frac{d\theta}{d\tau} - St^{-1} v_{\theta}. \end{aligned} \quad (2.42)$$

У праву частину системи рівнянь входить число Стокса St . Відомо [110],

що не при всіх значеннях St частки можуть досягати поверхні циліндру. Існує таке критичне значення St , що осадження на циліндрі можливо тільки при $St > St_k$. Для поля швидкостей, що відповідає потенційному обтіканню циліндра, наближене рішення рівняння дає $St_k = 0,0625$. У дійсності, при більших значеннях числа Рейнольдса на циліндрі є прикордонний шар, товщина якого $\delta \approx R_b / \sqrt{Re}$, та не є постійною, а збільшується від крапки застою вниз по потоку. Наявність прикордонного шару призводить до більш сильного, у порівнянні з його відсутністю, скривленню ліній струму поблизу поверхні циліндра. Як наслідок, траєкторії часток трохи відсунуться від поверхні циліндру. Це значить, що зменшиться кількість часток, що осаджуються на поверхні циліндру за одиницю часу. Зміну поля швидкостей з урахуванням прикордонного шару можна врахувати, якщо скористатися відомим рішенням рівняння Блазіуса [114]. Інтегруючи рівняння (2.42) при заданому початковому положенні краплі в набігаючому потоці, віддаленої від циліндру, можна знайти траєкторію її руху. Залежно від початкового положення всі траєкторії можуть бути розбиті на два класи: ті, що закінчуються на циліндрі й огинають циліндр. Траєкторія, поділяюча ці два класи, називається критичною. Вона відстоїть на відстані b від центральної лінії набігаючого потоку віддаленому від циліндру. Потік крапель на поверхні циліндра пропорційний b .

Враховуючи, що інерційно-фільтруючий пристрій дозволяє досить ефективно вловлювати з газорідних потоків краплі рідини розмірами $1 \geq 2R \geq 5$ мкм [93, 96], зрозуміло, що несуттєво розглядати захоплення часток за рахунок броунівської дифузії, яке стає помітним для часток розмірами $2R \leq 0,1$ мкм [104]. Найбільш важко вловлюваними є частки розмірами $0,3 \geq 2R \geq 1$ мкм [107], оскільки для них коефіцієнт дифузії незначний, а інерційний ефект ще не набуває визначного впливу.

2.2.3. Вторинні процеси, що супроводжують фільтрування (співосадження, капілярні явища, деструкція фільтрувальних елементів, вторинне унесення)

Вторинними процесами є явища, що викликають зміну значення ефективності та опору з часом. Стадія нестационарної фільтрації (характеризується структурними змінами фільтруючого середовища) в умовах експлуатації багатьох промислових об'єктів має визначне практичне значення внаслідок короткочасності стадії стаціонарної фільтрації. Внаслідок складності та багатобічності вторинних процесів стадія нестационарної фільтрації набагато гірше вивчена.

Вловлені тверді частки та краплі рідини розподіляються по волокнах нерівномірно. По мірі накопичування, знову потрапляючи починають осаджуватися на вже осаджених, з утворенням виступаючих у бік ланцюжків, які поступово розвиваються, перетворюючись у деревоподібні розгалуження та заповнюючи пори. Явище співосадження (кольматація) сприяє суттєвому зростанню ефективності фільтру, іноді за незначного збільшення опору. При цьому відбувається згладжування неоднорідностей у структурі фільтруючого шару, заповнення агрегатами часток найбільш великих пор.

Капілярні явища мають важливе значення за фільтрації туманів та являють собою складний процес, що включає: розтікання осівших краплин з послідовним злиттям їх у більш крупні краплі, або з утворенням плівки рідини на волокнах; накопичування рідини у місцях перехрестя волокон; капілярна конденсація пари води у місцях контакту вловлених часток з волокном, або однієї з одною; злипання сусідніх волокон внаслідок дії капілярних сил при змочуванні волокон, що призводить до зникання дрібних волокон у недостатньо жорстких фільтрах та утворення більш крупних проміжків та до підвищення неоднорідності структури шару.

Деструкція (руйнування) фільтру може бути викликана дією на волокна хімічно активних пар або рідин, набуханням або розчиненням волокон у різноманітних розчинах або органічних рідинах. Підвищення температури може викликати плавлення або спалах фільтруючих матеріалів.

Варто помітити, що збільшення швидкості потоку може привести до вторинного унесення крапель, пов'язаному зі зривом їх з поверхні волокон. Та-

ким чином, волокнистий фільтруючий елемент характеризується двома критичними швидкостями: перша обмежує розмір захоплюємих волокнами краплин та обумовлюється значенням St_k , друга відповідає початку вторинного унесення краплин за рахунок втрати стійкості плівки рідини, стікаючої по волокнах. Слід дослідити умови, за яких починається зрив крапель. За поперечного обтікання вертикальної циліндричної струни потоком газу зі зваженими в ньому краплями, останні осаджуються на волокні, з утворенням тонкого шару стікаючої вниз плівки рідини. Товщина шару збільшується по напрямку сили ваги. Набігаючим потоком плівка рідини заволікається до кормової частини струни. На деякій відстані від верхньої підстави струни товщина плівки досягає для заданої швидкості газу критичного значення, при якому її стійкість порушується. У результаті плівка зривається, і спостерігається вторинне унесення крапель.

Направляючи вісь x від верхньої підстави струни вниз по напрямку сили ваги, швидкість стікання рідини v_x , м/с, по поверхні струни можна оцінити, дорівнюючи силу ваги силі грузлого тертя:

$$v_x = \frac{\rho_q g h^2}{3\mu_q}, \quad (2.43)$$

де h – товщина плівки стікаючої рідини, м.

Для визначення зміни товщини плівки стікаючої рідини h по висоті, записуючи умову збереження витрати рідкої фази: витрата рідини крізь поперечний переріз стікаючої плівки дорівнює кількості рідини, що осаджується з потоку газу на поверхні до розглядаемого перетину:

$$2R_b h v_x = 2b u x C_w, \quad (2.44)$$

де C_w – об'ємний вміст рідини у набігаючому потоці, m^3/m^3 .

$$h = \left(\frac{3b\mu_q u C_w x}{R_b \rho_q g} \right)^{1/3}. \quad (2.45)$$

Для визначення критичної товщини плівки, при якій можливий зрив плівки, потрібно розглянути сили, що діють на неї при поперечному обтіканні струни потоком газу. З боку газу на плівку діє динамічний напір, під дією якого

плівка накопичується в кормовій частині струни. Сили грузлого тертя й поверхневого натягу перешкоджають зриву плівки. Зрив можливий, коли виконується нерівність:

$$0,5\rho_{\Gamma}u^2h \geq \sigma + \pi\mu_{\text{ч}}R_{\text{в}}u/2h. \quad (2.46)$$

Критична товщина плівки $h_{\text{кр}}$, м:

$$h_{\text{кр}} = \frac{\sigma}{\rho_{\Gamma}u^2} \left(1 + \left(1 + \frac{2\pi\rho_{\Gamma}R_{\text{в}}\mu_{\text{ч}}u^3}{\sigma^2} \right)^{1/2} \right). \quad (2.47)$$

Відстань $x_{\text{кр}}$, м, від верхньої підстави струни, на якій можливий зрив плівки набігаючим потоком:

$$x_{\text{кр}} = \frac{\rho_{\text{ч}}gR_{\text{в}}}{3\mu_{\text{ч}}uC_{\text{w}}b} \left(\frac{\sigma}{\rho_{\Gamma}u^2} \right)^3 \left(1 + \left(1 + \frac{2\pi\rho_{\Gamma}R_{\text{в}}\mu_{\text{ч}}u^3}{\sigma^2} \right)^{1/2} \right)^3. \quad (2.48)$$

Таким чином, для того, щоб при обтіканні волокна потоком газу було відсутнє вторинне унесення при заданих значеннях параметрів, що входять до правої частини рівняння (2.48), висота струни повинна бути менше $x_{\text{кр}}$.

Зі збільшенням швидкості потоку критична висота струни зменшується. Тому одного ряду струн не достатньо для ефективного видалення крапель з потоку. Збільшення кількості рядів струн призводить до того, що при швидкостях, більших критичної, наступні ряди вловлюють з потоку краплі, які не затрималися на попередніх рядах. Оскільки кожен ряд струн вловлює з потоку частину рідини, що призводить до зменшення об'ємного вмісту рідини у набігаючому потоці C_{w} й відповідного збільшення $x_{\text{кр}}$ для кожного наступного ряду струн, то варто очікувати збільшення критичної швидкості газу в фільтруючому елементі зі збільшенням кількості рядів струн.

Внутрішня структура волокнистого полотна характеризується хаотичним розташуванням пор по товщині фільтруючого елемента. Структуру волокнистого полотна можна характеризувати часткою вільного об'єму ε , $\text{м}^3/\text{м}^3$, товщиною фільтруючого елемента B , м, середнім розміром пор $L_{\text{в}}$, м, та діаметром волокон $d_{\text{в}}$, м.

Моделюючи шар волокнистого матеріалу N плоскими паралельними шарами сітки, відстань між якими h , м, питомий вільний об'єм ε , $\text{м}^3/\text{м}^3$, виражений через геометричні параметри сітки:

$$\varepsilon = L_B - \pi d_B^2 / 2L_B h, \quad (2.49)$$

можливо знайти питому поверхню a , $\text{м}^2/\text{м}^3$, а також h , м, та N :

$$a = \frac{4(1-\varepsilon)}{d_B}, \quad h = \frac{\pi d_B^2}{2L_B(1-\varepsilon)}, \quad N = \frac{2HL_B(1-\varepsilon)}{\pi d_B^2}. \quad (2.50)$$

Волокнисті насадки, також як і струнні, характеризуються критичною швидкістю або витратою, при якій починається вторинне унесення крапель з насадки. Механізм віднесення краплі при перевищенні швидкості критичного значення залежить від орієнтації насадки щодо сили ваги. При осадженні крапель на волокнах насадки рідина стікає вниз. Однак, можливість поперечного плину по горизонтальних складових приводить до того, що потік рідини, що стікає вниз, як би подвоюється. Це приводить до збільшення товщини стікаючої по вертикальних волокнах плівки в порівнянні зі струнами й до відповідного зменшення критичної швидкості. Картина зриву плівки у волокнистому матеріалі така ж, як й у струнної, але з удвічі більшим значенням об'ємного вмісту рідини в газовому потоці. Тому для визначення критичної швидкості можна користуватися наведеними вище залежностями.

Для оцінки критичної швидкості, при якій починається вторинне віднесення крапель з насадки, слід прийняти наступну модель. Сітчаста насадка являє собою пористе середовище. Газ у насадці рухається по мікроканалах, ефективний гідравлічний діаметр яких d_3 , м:

$$d_3 = \frac{4\varepsilon}{a} = \frac{\varepsilon d_B}{1-\varepsilon}. \quad (2.51)$$

Швидкість газу в мікроканалах дорівнює витраті газу, поділеній на сумарну площу перетину каналів S_k , м^2 :

$$S_k = \varepsilon S / \alpha_k, \quad (2.52)$$

де S – робоча площа насадки, м^2 ; α_k – коефіцієнт, що враховує кривизну

каналів.

$$\alpha_k = l/h. \quad (2.53)$$

Краплі, що зриваються з поверхні насадки, рухаються разом з газом по мікроканалах. У процесі руху вони дробляться. Оскільки d_s – маленька величина, то розмір крапель малий, і можна вважати, що вони осаджуються зі стоксовою швидкістю. Якщо швидкість висхідного газового потоку у фільтрувальному полотні перевершує швидкість осадження краплі в мікроканалах, то краплі, що зриваються з поверхні волокон, будуть уноситися з насадки. Дорівнюючи обидві швидкості, критична швидкість газу перед насадкою $u_{кр}$, м/с:

$$u_{кр} = \frac{0,0625\pi\epsilon d_B^2 \sigma^{6/19} \rho_r^{2/19}}{L_B^2 (1-\epsilon)\rho_q^{8/19}} \left(\frac{\Delta\rho g}{\mu_r}\right)^{7/19} \left(\frac{\epsilon d_B}{1-\epsilon}\right)^{8/19}. \quad (2.54)$$

2.3. Ефективність очищення газу від крапель рідини та твердих часток в жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараторах

2.3.1. Аналіз та оцінка сил, які діють на краплі (частки) в сепараторі

Для визначення можливостей сепарації краплин рідини та твердих часток з двофазного потоку, потрібно провести аналіз та оцінку діючих на них сил. Це є другим вихідним елементом при моделюванні руху краплин (часток) в інерційній секції жалюзійного сепаратора, після визначення траєкторій руху та розподілу швидкостей газового потоку (п.2.2.1).

Крапля, при русі в газовому потоці, відчуває опір з боку суцільної несучої фази. Найбільш просто аеродинамічний опір F_a , Н можливо описати при прямолінійному та рівномірному русі кулеподібної частки, тобто у випадку, коли можливо зробити припущення відсутності турбулентності потоку та присутністю у ньому конвекційних течій:

$$F_a = \zeta_f S_q \frac{u^2 \rho_r}{2} = \zeta_f \frac{\pi d_q^2 u^2 \rho_r}{8}, \quad (2.55)$$

де ζ_f – коефіцієнт аеродинамічного опору краплі (залежить від критерію Рейнольдса для краплі Re_q , який характеризує відношення сил інерції, що діють на краплю, до сил в'язкості); S_q – площа перетину краплі, перпендикулярно напрямку руху, m^2 .

$$Re_q = \frac{u d_q \rho_g}{\mu_g}. \quad (2.56)$$

По мірі наближення до поверхні перешкоди елементарні об'єми потоку відхиляються, огинаючи перешкоду. Зважені в газі краплі та частки починають самостійно рухатися зі швидкістю, що відрізняється від швидкості газу, тому що не можуть відразу набути швидкість потоку на криволінійних ділянках ліній току. В той час як інерційні сили намагаються зберегти прямолінійних рух краплин, огинаючий потік захоплює їх від поверхонь жалюзі. Результуюча траєкторія залежить від моменту інерції краплин у місцях скривлення ліній току та опору потоку їх пересуванню.

Раніше було з'ясовано, що при вивченні руху краплі рідини (твердої частки) основним є диференціальне рівняння руху її центру маси (1.17), яке у загальному випадку руху краплин під дією усіх сил матиме вигляд векторного рівняння:

$$m \frac{d\bar{u}}{dt} = \Sigma \bar{F} - \bar{F}_a, \quad (2.57)$$

де $\Sigma \bar{F}$ – векторна сума зовнішніх сил, що діють на краплю, H ; \bar{F}_a – результуюча сила аеродинамічного опору, що протидіє руху краплі відносно газу, H .

За припущення, що швидкість руху краплі (частки) порівняно зі швидкістю газового потоку незначна та рух її підкоряється закону Стокса, а також, з урахуванням поправки на ковзання для часток субмікронних (0,2...2,0 мкм) розмірів C_k , сила аеродинамічного опору F_a , H [107]:

$$\bar{F}_a = 3\pi\mu_g d_q (\bar{u} - \bar{v}) / C_k = 3\pi\mu_g d_q \bar{w} / C_k, \quad (2.58)$$

де C_k – поправка Кенінгема-Міллікена (враховує підвищення рухомості краплин (часток), розмір яких порівняний або менше середньої довжини віль-

ного пробігу газових молекул λ) [104, 107].

$$C_{\kappa} = 1 + \frac{2\lambda}{d_{\text{ч}}} \left(1,257 + 0,4e^{-1,1d_{\text{ч}}/(2\lambda)} \right), \quad (2.59)$$

$$\lambda = \frac{\mu_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}} \left(\frac{\pi M}{2R_{\text{г}} T} \right)^{0,5}, \quad (2.60)$$

де M – молекулярна маса газу, кг/кмоль; $R_{\text{г}}$ – універсальна газова постійна, Дж/(кмоль·град).

Параметр седиментаційного осадження G , який характеризує відношення сили тяжіння до опору середовища:

$$G = \frac{F_{\text{г}}}{F_{\text{а}}} = \frac{\pi d_{\text{ч}}^3 \rho_{\text{ч}} g}{6 \cdot 3\pi \mu_{\text{г}} d_{\text{ч}} v} = \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}} g}{18\mu_{\text{г}} v} = \frac{St}{Fr}, \quad (2.61)$$

де g – прискорення вільного падіння, м/с²; Fr – критерій Фруда, який характеризує вплив сили тяжіння на рух краплі.

$$Fr = \frac{v^2}{2R_{\text{ц}} g}. \quad (2.62)$$

Параметр інерційного осадження St , який характеризує відношення інерційної сили, що діє на краплю, до гідравлічної сили опору середовища:

$$St = \frac{d_{\text{ч}}^2 \rho_{\text{ч}} v}{18\mu_{\text{г}} R_{\text{ц}}}. \quad (2.63)$$

З виразу (2.61) зрозуміло, що ефективність осадження часток у гравітаційному полі у подібних геометричних системах залежить тільки від відношення швидкості осадження до швидкості потоку, зростає за умови його збільшення та знижується зі зростанням швидкості газового потоку.

За ламінарної течії потоку ефективність інерційного осадження не буде залежати від критерію Рейнольдса Re поки можливо зневажити існуванням прикордонного шару поблизу поверхонь жалюзей (в'язке обтікання). Зі збільшенням Re при переході до турбулентного руху потоку на поверхні жалюзей утворюється прикордонний шар, товщина якого зменшується по мірі зростання Re . При значеннях Re більше критичного (потенційне обтікання) лінії течії си-

льніше вигинаються та обволікають жалюзі на меншій відстані, внаслідок чого за того ж значення критерію Стоксу St ефективність осадження буде вище. Однак які б не були режими течії газу та геометрична форма перешкод, ефективність інерційного осадження зростає разом зі збільшенням числа St , тобто зі збільшенням швидкості руху потоку, розмірів та густини краплин (часток), та зменшенням радіусу криволінійних ділянок жалюзей.

2.3.2. Загальна характеристика процесу відділення крапель та ефективність очищення газу в сепараторах інерційно-фільтруючого типу

Переходячи до визначення коефіцієнта ефективності сепарації, припустимо, що на вхід інерційної секції сепаратора (рис.2.3) надходить суміш з заданим полідисперсним розподілом крапель по розмірах $n_0(R)$, середній радіус крапель R_c . Об'ємна C_{w_0} та рахункова N_0 концентрація крапель відповідно:

$$C_{w_0} = \frac{4}{3} \pi \int_0^{\infty} R^3 n_0(R) dR, \quad (2.64)$$

$$N_0 = \int_0^{\infty} n_0(R) dR. \quad (2.65)$$

За умови рівномірного розподілу краплин по висоті вхідного перетину інерційно-фільтруючого сепараційного елемента, об'єм рідкої фази на вході $C_{w_0} H$.

Нехай y_0 – висота у вхідному перетині, на якому перебуває крапля радіусом R . З усіх y_0 ($0 < y_0 < H$) слід обрати те значення, що забезпечує випадіння краплі з потоку на заданій довжині L (рис.2.4). Зрозуміло, що краплі радіусом $R \geq R_m$ на виході відсутні, тому на виході є тільки краплі радіусом $R < R_m$. Об'єм рідкої фази на виході з прямолінійної ділянки сепараційного каналу C_{w_1} , m^3 :

$$C_{w_1} = \int_0^{R_m} \int_{y_0}^H \frac{4}{3} \pi R^3 n_0(R) dR. \quad (2.66)$$

Коефіцієнт ефективності сепарації η :

$$\eta = 1 - \int_0^{R_m} \int_{y_0}^H \frac{4}{3C_{w_0}} \pi R^3 n_0(R) dR. \quad (2.67)$$

Залежність (2.67) справедлива й у випадку нерівномірного розподілу краплин по висоті вхідного перетину інерційно-фільтруючого сепараційного елементу.

З урахуванням логарифмічно-нормального закону розподілу краплин в газовому потоці, що потрапляє на вхід до сепаратора, відповідно до залежності (2.1):

$$\eta = \frac{\exp(-3\sigma_1^2)}{\sqrt{2\pi\sigma_1}} \int_0^{R_m} R^2 \left(1 - \frac{y_0}{H}\right) \exp\left(-\frac{\ln^2(R/R_1)}{2\sigma_1^2}\right) dR. \quad (2.68)$$

Вводячи наступні безрозмірні перемінні: $z = R/R_c$; $z_1 = R_1/R_c = \exp(-0,5\sigma_1^2)$; $\tau = T/T_c = zu_c/uH$; $u_c = 2g\Delta\rho R_c^2/9\mu_r$; $Ar_c = 8R_c^3\rho_r\Delta\rho g/\mu_r^2$; $z_m = R_m/R$, де T – час перебування суміші в елементі, с; T_c – час, за який крапля радіусу R_c , м, випадає із шару висотою H , м, якщо вона буде рухатися зі стоксовою швидкістю u_c , м/с.

$$\eta = 1 - \frac{\exp(-3\sigma_1^2)}{\sqrt{2\pi\sigma_1}} \int_0^{z_m} z^2 \left(1 - \frac{\tau z^2}{1 + 0,032 Ar_c^{1/2} z^{3/2}}\right) \cdot \exp\left(-\frac{\ln^2(z/z_1)}{2\sigma_1^2}\right) dz. \quad (2.69)$$

Наближене значення R_m , м, може бути отримане з рівняння (2.35):

$$R_m \approx R_{mc} \left(1 + \frac{0,28\beta^{1/4}}{2 + 0,42\beta^{1/4}}\right), \quad (2.70)$$

$$\text{при цьому } z_m \approx \left(1 + \frac{0,28\beta^{1/4}}{2 + 0,42\beta^{1/4}}\right) \tau^{-1/2}. \quad (2.71)$$

Таким чином, рівняння (2.69) являє собою залежність коефіцієнта ефективності сепарації інерційно-фільтруючого елемента від параметрів β , σ_1 , τ та Ar_c , що характеризують дисперсність потоку, геометричні розміри сепараційного елементу, а також гідродинамічні й фізичні параметри потоку.

Коефіцієнт ефективності сепарації на розглянутій криволінійній ділянці сепараційного каналу η (рис.2.5):

$$\eta = 1 - \frac{4\pi}{3C_{w01}} \int_0^{R_m} R^3 n_0(R) \frac{r_0^2}{R_c^2} dr, \quad (2.72)$$

де C_{w01} – об'ємний вміст крапель на вході до криволінійної ділянки сепараційного каналу, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $n_0(R)$ – розподіл крапель по радіусах.

$$C_{w01} = \int_0^{R_m} \frac{4}{3} \pi R^3 n_0(R) dR. \quad (2.73)$$

Обладнання сепаратора додатковою фільтруючою секцією підвищує його коефіцієнт ефективності. При цьому слід брати до уваги, що в області малих витрат газу коефіцієнт ефективності інерційної (осаджувальної) секції близький до одиниці та фільтруючий елемент підвищує його не суттєво.

При обтіканні волокон фільтруючого елемента газорідним потоком з дисперсною в ньому краплинною рідиною, одночасно можуть мати місце всі розглянуті вище механізми осадження (п.2.2.2). Загальна ефективність уловлювання повинна бути більше, ніж будь який парціальний коефіцієнт захоплення, але менше, ніж їх сума. Найкраще наближення досягається за припущення, що частки, не вловлені у результаті осадження за одним з механізмів, будуть осаджуватися під дією інших механізмів. У цьому випадку вираз для коефіцієнту загальної ефективності уловлювання η матиме вигляд:

$$\eta = 1 - (1 - \eta_D)(1 - \eta_R)(1 - \eta_{St}), \quad (2.74)$$

де η_D – коефіцієнт ефективності при захопленні крапель за рахунок дифузійного осадження (броуновської дифузії); η_R – коефіцієнт ефективності захоплення крапель за рахунок ефекту зачеплення; η_{St} – коефіцієнт ефективності при захопленні крапель за рахунок інерційного зіткнення.

Визначна роль при осадженні краплин на волокнах фільтруючого елемента інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою належить двом парціальним механізмам, тому й розрахунок величини загальної ефективності слід вести по інерційному осадженню та захопленню краплин за рахунок зачеплення, які є найбільш вірогідними у цьому випадку видами осадження. Захоплення краплин за рахунок броунівської дифузії матиме другорядну роль, що вже було

доведено в п.2.2.2, та в першому припущенні ним можна зневажити.

2.4. Висновки до другого розділу

1. Розроблено фізичну модель формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу, яка з урахуванням якісних показників природного газу, дозволяє оцінити функцію щільності розподілу дисперсного складу краплин конденсату та пароподібної вологи.
2. На основі проведеного аналізу механізмів формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу, отримано залежність для визначення середнього (критичного) розміру краплин дисперсної фази, утворених за рахунок подрібнення та коагуляції.
3. Розроблено математичну модель газодинаміки руху газорідного потоку по інерційній та фільтруючій секціях сепаратора, яка дозволяє визначити швидкість осадження та мінімальний розмір краплин, що вловлюються інерційною секцією сепараційного каналу; дозволяє розрахувати критичні швидкість газового потоку, товщину плівки стікаючої рідини та висоту зони фільтрування, при перевищенні значень яких стає неминучим вторинне унесення.
4. Встановлено залежність між коефіцієнтом ефективності сепарації та комплексом параметрів, що характеризують фракційний склад потоку, геометричні розміри інерційно-фільтруючих сепараційних елементів, а також гідродинамічні й фізичні параметри потоку.
5. Для моделювання процесу газосепарації у інерційно-фільтруючих сепараційних пристроях та перевірки адекватності розроблених моделей, необхідно встановити характер розподілу локальних швидкостей руху газового потоку по криволінійному каналу.
6. Доцільно провести дослідження залежності між опором та ефективністю сепарації, з'ясувати вплив на ці показники різних конструктивних та технологічних параметрів.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [62-65].

РОЗДІЛ 3

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ФОРМУВАННЯ ГАЗОРІДИННИХ ПОТОКІВ У ЖАЛЮЗІЙНИХ ІНЕРЦІЙНО- ФІЛЬТРУЮЧИХ КРАПЛЕ- ТА ТУМАНОВЛОВЛЮВАЧАХ

3.1. Задачі експериментальних досліджень

Задачі експериментальних досліджень полягають у встановленні впливу конструктивних особливостей інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроїв на процеси формування криволінійного газорідного потоку жалюзійними пластинами, дослідженні поля швидкостей у перетинах інерційних зон сепараційних каналів з метою виявлення зон пониженого тиску та вихроутворень для найбільш доцільного розташування зон фільтрування, дослідженні залежності між опором та ефективністю сепарації, з'ясуванні впливу на ці показники різних конструктивних (геометричні розміри) та технологічних (витрата та швидкість газового потоку) параметрів крапле- та тумановловлювачей.

Роботу експериментальних зразків інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроїв експериментально досліджено в лабораторних умовах кафедри „Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв” (ПОХНВ) Сумського державного університету (СумДУ).

3.2. Опис експериментальної установки, конструкцій та принципу роботи моделей жалюзійних інерційно-фільтруючих крапле- та тумановловлювачей

Для проведення експериментальних досліджень гідрогазодинаміки руху газової суміші з вмістом краплинної рідини, визначення опору й ефективності сепарації пропонованих конструкцій інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв розроблено експериментальну установку, схему якої наведено на рис.3.1.

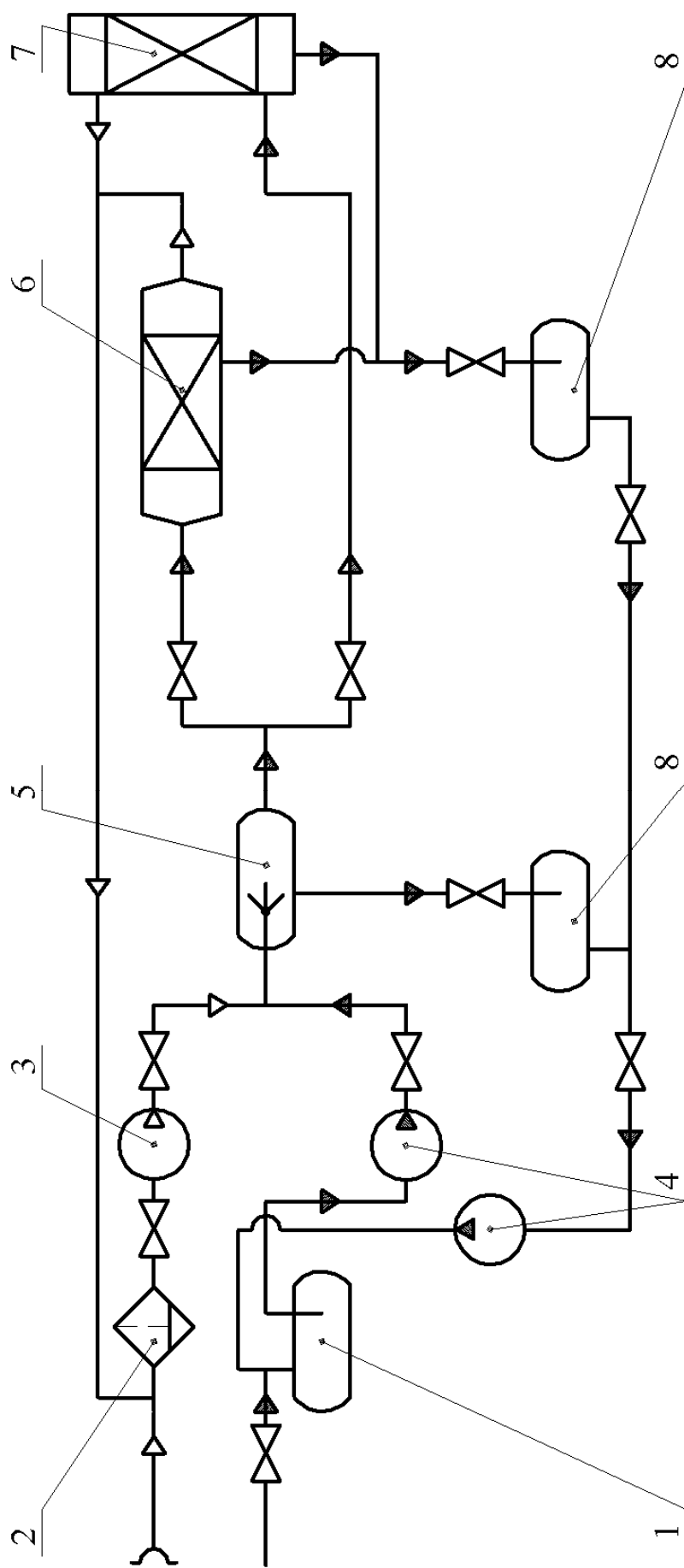


Рис. 3.1. Схема експериментальної установки для дослідження поля швидкостей і ефективності сепарації:

1 – вигратна ємність; 2 – фільтр; 3 – повітродувка; 4 – циркуляційний насос; 5 – форсуночна камера; 6 – інерційно-фільтруючий краплеловлювач; 7 – інерційно-фільтруючий тумановловлювач; 8 – прийомний бак.

Витратна ємність 1 заповнюється рідиною з системи водопостачання, звідки циркуляційним насосом 4 рідина закачується до форсуночної камери 5. Повітря з навколишнього середовища через забірник засмоктується за рахунок створюваного зрідження радіальним вентилятором високого тиску 3. Газовий потік, проходячи крізь фільтр 2, та безпосередньо за рахунок енергії, що надає вентилятор 3, потрапляючи до форсунки, що встановлена в форсуночній камері 5, здійснює у ній пневматичне диспергування рідини. У результаті формується деякий рівноважний розподіл зважених часток краплинної рідини у газовому потоці. Дренування плівкової рідини з нижньої частини форсуночної камери 5 здійснюється по дренажних трубопроводах до прийомного баку 8.

Газорідинний потік підводиться до досліджуваних інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроїв, де відбувається вловлювання краплинної рідини, диспергованої у газовому потоці, яка у вигляді плівки відводиться у систему дренування по трубопроводах до прийомного баку 8 та далі циркуляційним насосом 4 закачується у витратну ємність 1. Очищений газ з деяким вмістом рідини повертається до фільтру 2, та повторює замкнений цикл руху.

Підключення досліджуваних інерційно-фільтруючих краплевловлювача 6 та тумановловлювача 7 у схемі експериментальної установки виконано паралельно, що передбачає можливим здійснювати по чергове дослідження вказаних об'єктів.

Експериментальні моделі досліджуваних жалюзійних інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроїв представлені на рис.3.2-3.3 та мають нижче наведені характерні параметри:

– тип	краплевловлювач (рис.3.2)	тумановловлювач (рис.3.3)
– розміри жалюзійного пакету (довжина×ширина×висота), мм	1200×390×900	100×110×150
– кількість сепараційних каналів n	2	4
– ширина сепараційних каналів t, мм	100	10

– ширина дренажних каналів h , мм	10	7,8
– радіус гофр жалюзей $R_{ц}$, мм	70	7
– товщина стінки жалюзей $s_{ст}$, мм	1,0	0,6
– матеріал жалюзей	сталь листовая	сталева сітка
– тип фільтрувального матеріалу	волокнистий	волокнистий

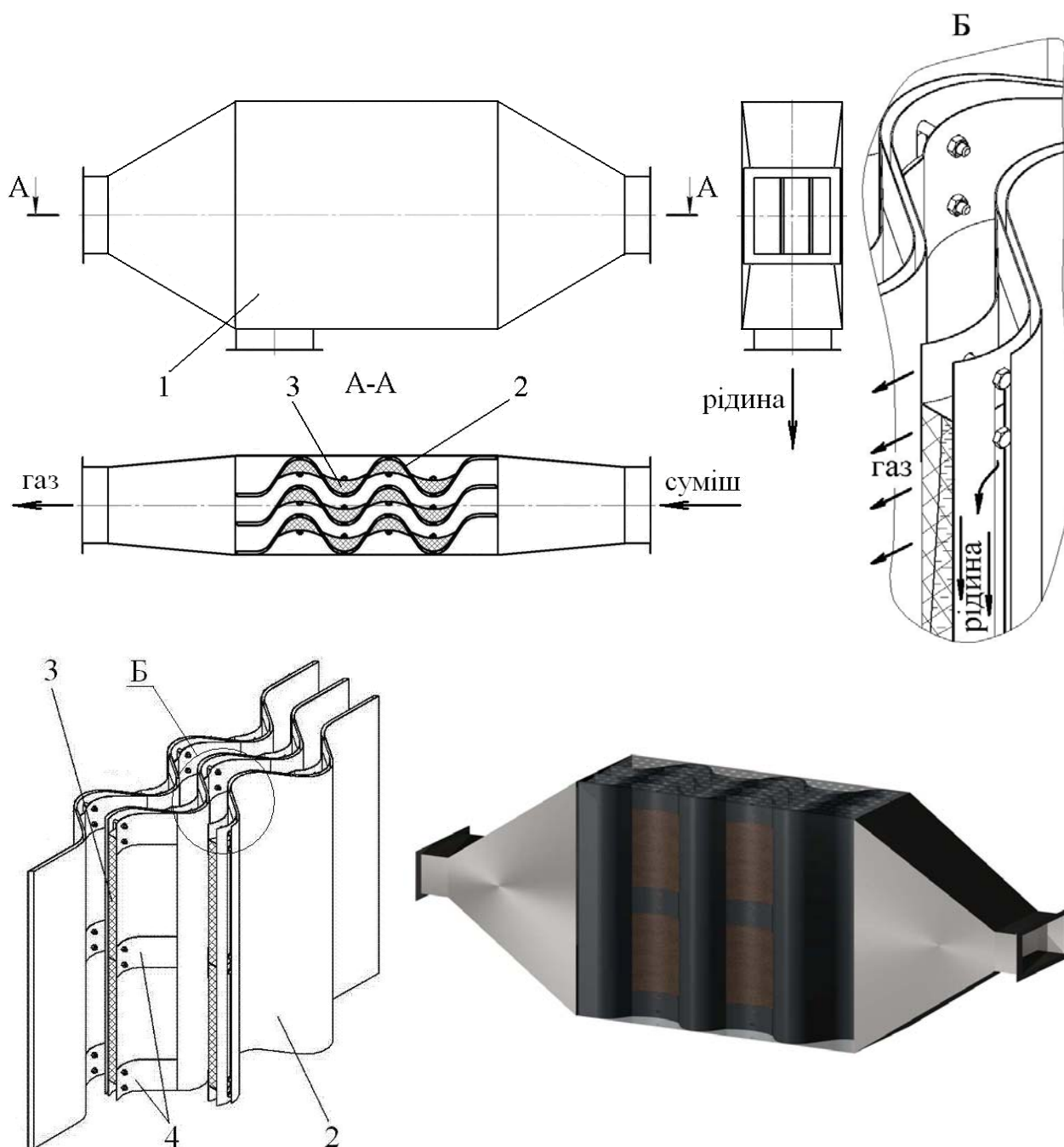


Рис. 3.2. Модель газосепаратора з жалюзійним інерційно-фільтруючим крапле-
вловлювачем:

1 – корпус; 2 – подвійні жалюзі; 3 – фільтруючий елемент; 4 - жолоби.

Виконані прозорими корпус краплевловлювача (органічне скло) та колонна тумановловлювача (термостійке скло) дозволяють проводити візуальні спостереження процесів сепарації, що відбуваються у моделях сепараційних пристроїв.

Принцип дії інерційно-фільтруючого краплевловлювача (рис.3.2) полягає в наступному: газорідинний потік, що містить дисперговану краплинну рідину, рівномірно розподіляючись завдяки дифузору корпусу 1, направляється в сепараційні канали жалюзійного пакету. При проходженні криволінійних каналів, під дією інерційних сил, траєкторія руху крапель відхиляється від скривленої лінії газового потоку, і направляється в шар смуг фільтруючого елемента 3, де краплі осаджуються на поверхні волокон.

Плівка вловленої рідини, сформована в шарі з волокнистого матеріалу, поступенево збирається у жолоби 4 для відсепарованої рідини. Далі вона направляється з сепараційних криволінійних каналів крізь щілинні отвори подвійних гофрованих пластин 2 до закритих для газового потоку криволінійних дренажних каналів, і відводиться по них уздовж внутрішніх поверхонь стінок пластин вниз в лоток. Цим запобігається вихід пристрою на режими захливання, виникнення вторинного унесення й створюються сприятливі умови для стабільного стікання вловленої рідини.

Всі переваги інерційних жалюзійних та насадкових структурованих сепараційних елементів найбільш доцільно поєднано в конструкції моделі інерційно-фільтруючого тумановловлювача (рис.3.3). 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 газорідинного 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 захоп-

лення 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.

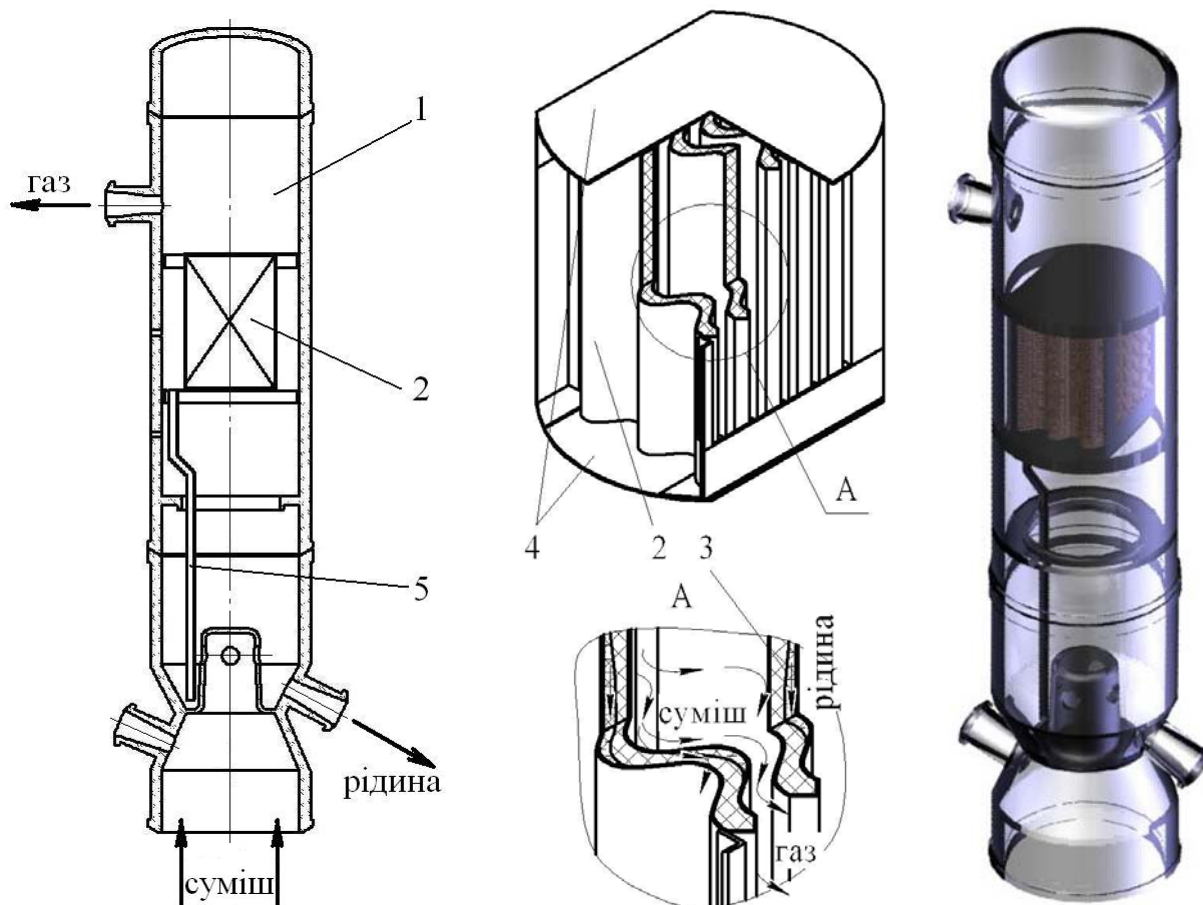


Рис. 3.3. Модель газосепаратора з жалюзійним інерційно-фільтруючим тумановловлювачем:

1 – колона; 2 – подвійні жалюзі; 3 – фільтруючий елемент; 4 – сегментні тарілки; 5 – дренажна трубка.

Фільтруючі елементи вказаних моделей інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв працюють в режимі самоочищення. По досягненню стаціонарного режиму опір, ефективність сепарації, кількість утримуваної рідини у фільтруючому шарі та стікаючої рідини з нього залишаються постійними з часом за незмінної швидкості фільтрування, при цьому кількість мігруючої рідини

дорівнює кількості рідини, що потрапляє в шар.

3.3. Методика проведення досліджень

Дослідження формування пливу однофазного потоку, з визначенням полів швидкостей у інерційних зонах криволінійних сепараційних каналів, проведено на моделі газосепаратора з жалюзійним інерційно-фільтруючим краплевлотлювачем (рис.3.2) у схемі експериментального стенду (рис.3.1).

Регулювання витрати повітря здійснюється зміною прохідного перетину шиберною засувкою, розташованою в схемі експериментальної установки після вентилятора високого тиску.

Для виміру витрати, газодинамічного опору газового потоку, повного й статичного тиску на вході й виході з сепараційних пристроїв передбачені спеціальні вузли зі спарених трубок повного й статичного тиску, введених до вісі газопроводів (трубки Піто-Прандтля), які з'єднано імпульсними трубками до мікроманометрів з нахиленою трубкою. У якості рідини в останніх використаний етиловий спирт (C_2H_5OH). Похибка вимірів повного й статичного тиску на вході й виході із сепараційних пристроїв повинна становити не більше ± 1 мм спиртового стовпчика.

Динамічний тиск (швидкісний напір) $p_{дин}$, Па, обчислюється за залежністю:

$$p_{дин} = p - p_{ст}, \quad (3.1)$$

де p – повний тиск, Па; $p_{ст}$ – статичний тиск, Па.

Швидкість руху газового потоку по газопроводах v , м/с, визначається з залежності [86]:

$$v = \sqrt{\frac{2(p - p_{ст})}{\rho_{г}}}, \quad (3.2)$$

де $\rho_{г}$ – густина газу (повітря $\rho_{г}=1,21$ кг/м³ при $T=293$ К, $p=101,3 \cdot 10^3$ Па), кг/м³; g – прискорення вільного падіння, м/с².

Витрата газу (повітря) Q , м³/с, на експериментальній установці:

$$Q = vS, \quad (3.3)$$

де v – середня швидкість газу, розрахована для перетину газопроводу, м/с; S – площа поперечного перетину газопроводу в крапці вимірювання, м².

Кришка сепараційної камери краплевловлювача виконана з щілинними отворами шириною 10 мм з кроком 40 мм у напрямку повздовж сепараційних каналів, у які вводиться кульовий 5-канальний аеродинамічний зонд (рис.3.4) для виміру швидкості газового потоку. У перпендикулярному напрямку зонд має змогу пересуватися повільно по направляючих ковзанах щілин з можливістю виміру координати. Отвори у кришці, що тимчасово не використовувані в експерименті, затикаються гумовими пробками. Аеродинамічний зонд імпульсними трубопроводами з'єднаний з мікроманометрами.

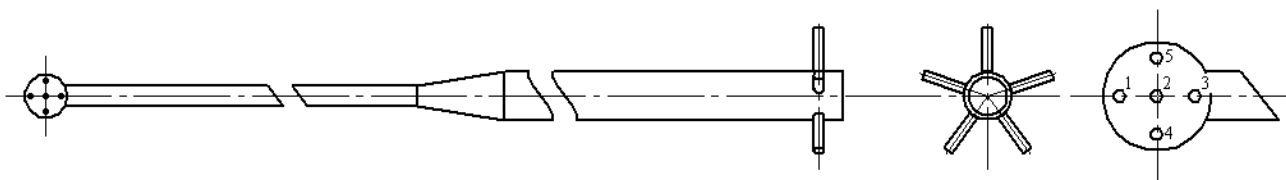


Рис. 3.4. Схема 5-канального аеродинамічного зонду з нумерацією отворів кульки.

Обертанням кульки навколо осі державки необхідно досягти такого його положення в просторі (кут φ), за якого тиск у крапках 4 та 5 буде однаковий. Зрозуміло, що у цьому випадку вектор швидкості газового потоку буде знаходитися у площині, що проходить крізь отвори 1-2-3. Тоді задача спрощується до визначення його значення та напрямку у цій площині, розташування якої визначається за лімбом.

Визначення напрямку (кута δ , утвореного вектором швидкості з віссю центрального отвору 2 у площині 1-2-3 отворів кульки зонду) та величини швидкості газового потоку v , м/с, а також тиску p , Па, в даній крапці простору сепараційного каналу представляється можливим за залежностями [86]:

$$\delta = f(K_\delta); \quad K_\delta = \frac{K_3 - K_1}{K_2 - K_4} = \frac{h_3 - h_1}{h_2 - h_4}; \quad (3.4)$$

$$v = \sqrt{\frac{2\rho_{\text{ж}}(h_2 - h_4)}{\rho_{\text{г}}(K_2 - K_4)}}; \quad (3.5)$$

$$p = p_{\text{ст}} - p_{\text{атм}} = \rho_{\text{ж}} \left(h_2 - K_2 \frac{h_2 - h_4}{K_2 - K_4} \right), \quad (3.6)$$

де $p_{\text{атм}}$ – атмосферний тиск, Па; $\rho_{\text{ж}}$ – густина рідини в мікроманометрі ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ $\rho_{\text{ж}}=790$ кг/м³ за умов проведення експериментальних досліджень в лабораторних умовах $T=293$ К, $p=101,3 \cdot 10^3$ Па), кг/м³; h_i – висоти стовпчиків рідини у трубках відповідних мікроманометрів, м; K_i – тарировочні коефіцієнти, що визначаються при таруванні зонду на спеціальній установці з відомими напрямком і значенням швидкості та тиску з побудуванням тарировочних залежностей $K_i=f(\delta)$.

При значних кутах δ для визначення швидкості v , м/с, можливо також користуватися залежністю:

$$v = \sqrt{\frac{2\rho_{\text{ж}}(h_3 - h_1)}{\rho_{\text{г}}(K_3 - K_1)}}. \quad (3.7)$$

За наявності розходжень значень, розрахованих за залежностями (3.5) та (3.7), не перевищуючих 2-3%, швидкість слід розраховувати як середньо арифметичну згаданих.

Якщо початок координат розташувати так, що вісь y буде направлена повздовж вісі державки, вісь z — перпендикулярно площині перетину досліджень, а x — перпендикулярно площині yz , то визначення проекцій вектора швидкості на ці вісі координат проводиться за залежностями:

$$\begin{cases} v_x = v \cos \delta \sin \varphi; \\ v_y = v \sin \delta; \\ v_z = v \cos \delta \cos \varphi \end{cases}. \quad (3.8)$$

Отримати достатньо високий ступінь диспергування рідини у газовому потоці стало можливим, використовуючи пневматичні форсунки. Розрахунок дисперсності краплин, що утворюються у пневматичних форсунках низького тиску зовнішнім змішуванням газу з рідиною, проводиться за залежністю [104]:

$$\frac{d_{\text{ч}}}{d_{\text{ф}}} = A \left(\frac{\rho_{\text{г}} w_{\text{ф}} d_{\text{ф}}}{\sigma_{\text{ж}}} \right)^{-0,45}, \quad (3.9)$$

де $d_{\text{ф}}$ – діаметр сопла пневматичної форсунки, м; A – коефіцієнт, що залежить від конструкції форсунки ($A=0,75-1,2$); $w_{\text{ф}}$ – відносна швидкість газу та рідини у місці їх торкання, практично дорівнює швидкості газового потоку, м/с.

На ґрунті раніше визначеної функції розподілу краплин за розмірами згідно залежності (2.1) та побудованої функції щільності розподілу дисперсного складу краплин у газовому потоці (рис.2.1) проведено розрахунок фракційного складу дисперсних часток у газовому потоці (у межах розмірів краплин $2R_{\text{м}}=1,0 \text{ мкм} \leq 2R \leq 2R_{\text{кр}}=40 \text{ мкм}$, які оцінено за залежностями (2.70) та (2.12)), який було покладено в основу конструювання пневматичних форсунок. Встановлені до форсуночної камери, вони повинні забезпечити потрібний ступінь диспергування зі співвідношенням по навантаженням рідинної та газової фаз $L/G=0,05-0,20$ у діапазоні витрат газового потоку $Q=0,015-0,540 \text{ м}^3/\text{с}$. Для цього у форсуночну камеру встановлено одну форсунку (з діаметром отвору для витікання рідини $d_{\text{ф}}=0,001 \text{ м}$ та площею кільцевого перетину для проходження розпилюючого повітря $S_{\text{ф}}=6,73 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2$) по вісі потоку та три форсунки ($d_{\text{ф}}=0,004 \text{ м}$ та $S_{\text{ф}}=1,31 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2$) рівномірно розташовані по перетину форсуночної камери, з якої сформований двофазний потік потрапляє в сепаратор.

Рідина до витратної ємності експериментальної установки подається з водопровідної мережі. Для вимірювання витрати води використовується ротаметр РС-5, встановлений на трубопроводі після циркуляційного насосу. Регулювання витрати проводиться за допомогою засувки. За рекомендаціями [104], рідина подається до пневматичних форсунок насосом під тиском $p \leq 4,0 \cdot 10^5 \text{ Па}$.

Дослідження ефективності сепарації краплин рідини з газового потоку на експериментальній установці (рис.3.1) проводяться при вказаних вище різних навантаженнях по газу та співвідношенні рідинної та газової фаз.

Регулювання висоти розташування збиральних (дренуючих) жолобів на подвійних жалюзях краплевловлювача передбачено конструктивно. Це дозво-

лить розширити умови роботи сепараційного пристрою на значно ширший діапазон навантажень по газовій фазі, уникнути подрібнення плівки вловленої рідини та унесення вторинно диспергованих краплин.

Ефективність уловлювання краплинної рідини в інерційно-фільтруючому сепараційному елементі визначається виміром її обсягу в прийомному баку, що оснащений мірним склом для визначення рівня наповнення. Після закриття вентилів та за умови вимкнених повітродувки 3 та циркуляційних насосів проводиться вимір кількості рідини у витратній ємності, прийомних баках, й порівнюються з показаннями до експерименту. Витрата рідини, що потрапила до апарату, розраховується за зміною рівня у витратній ємності. Кількість рідини, вловленої сепараційним пристроєм, відповідає кількості дренаваної рідини, що потрапила у прийомний бак.

Похибка виміру об'єму рідини за допомогою мірного скла з точністю ± 1 мм, для обичайки баків діаметром 0,25 м становить $5 \cdot 10^{-5}$ м³.

Ефективність сепарації η визначається за залежністю (1.1).

3.4. Узагальнення результатів експериментальних досліджень

В основу фізичного моделювання покладено методи теорії подібності. У дослідях на моделі змінено (порівняно з промисловими умовами) масштаб установки, робочі речовини (природний газ – конденсат замінено системою повітря – вода) та термодинамічні параметри проведення процесу, але фізичну суть вивчаємого в моделі процесу збережено у відповідності до моделюємого процесу. Геометрична подібність дотримується рівністю констант та інваріант геометричної подібності. Також мається на увазі, що обов'язково додержується подібність руху відповідних часток та їх траєкторій у натурі та в моделі. Слід окремо звернути увагу на обов'язкову гідродинамічну подібність, що характеризується чисельно рівними критеріями подібності, які розглянуто у п.2.3.1.

3.4.1. Формування криволінійного газорідного потоку жалюзійними пластинами

Експериментальне моделювання формування криволінійного руху газового потоку гофрованими пластинами жалюзійного пакету та вивчення полів швидкостей течії газового потоку по інерційній зоні сепараційного каналу проводилося на масштабній моделі жалюзійного інерційного сепараційного пристрою промислового газосепаратора.

Конструктивні геометричні розміри сепараційного каналу: ширина $t=100$ мм, радіус гофр жалюзей $R_{ц}=70$ мм, повний крок виконання гофр $s=350$ мм, кут обертання прямолінійними ділянками жалюзей газового потоку відносно його первинного напрямку руху на вході в жалюзійний пакет (кут атаки) $\alpha=56^{\circ}$.

Після проведення серії дослідів (витрата газового потоку $Q=0,027; 0,090; 0,270$ м³/с, відповідно критерій Рейнольдса $Re=4000; 13500; 40500$), результати експериментальних досліджень полів швидкостей течії газового потоку по інерційній зоні сепараційного каналу та результати розрахунків значень локальних швидкостей відображено графічно лініями рівних швидкостей $|\vec{v}|=\text{const}$ (ізотаксами) (рис.3.5). Охоплені експериментом області перехідного та турбулентного гідродинамічних режимів руху газового потоку мають подібний характер розподілу швидкостей.

У перехідному режимі газовий потік в'язко безвідривно обтікає, обгинаючи виступи та западини, практично точно повторюючи геометричну конфігурацію криволінійного сепараційного каналу (рис.3.5, а). 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.

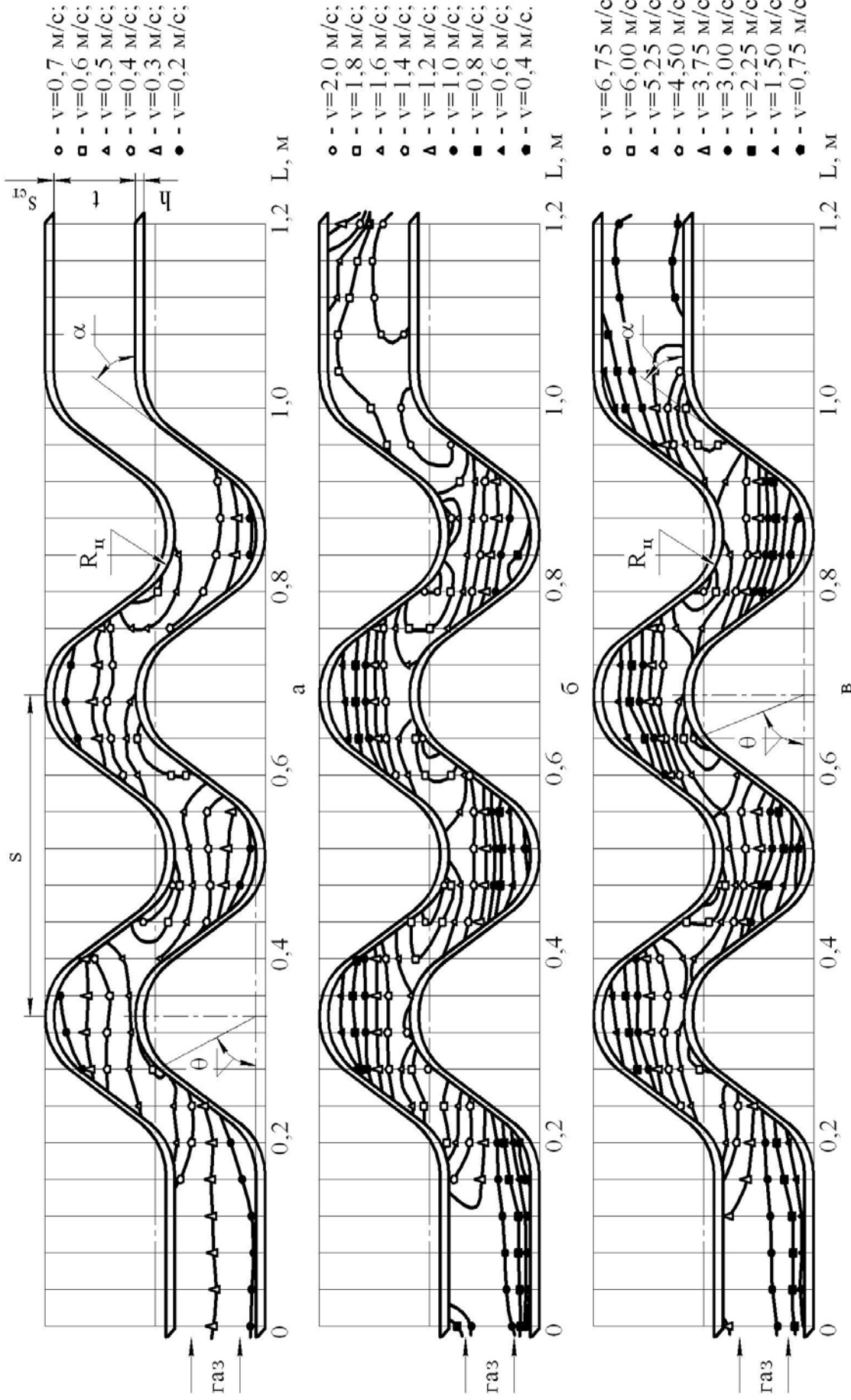


Рис. 3.5. Розподіл локальних швидкостей руху газового потоку по криволінійному каналу ($2300 \leq Re \leq 100000$):
 а – $Q=0,027$ м³/с; б – $Q=0,090$ м³/с; в – $Q=0,270$ м³/с.

Для більш високо інтенсивних гідродинамічних режимів стає характерним потенційне обтікання виступаючих криволінійних ділянок жалюзей (рис.3.5, б, в). Локальні швидкості в основній течії на прямолінійних ділянках практично вирівнюються за значеннями. У області западин криволінійних ділянок помітною стає межа низько швидкісних зон та відповідно незначних швидкісних напорів з утворенням зон пониженого тиску. Дослідження розвинутої турбулентної течії потоку (рис.3.5, в) виявляє збільшення більш ніж у два рази локальних швидкостей газового потоку поблизу виступаючих криволінійних ділянок стінок каналу при $\theta=70^\circ$.

Після розглядання та аналізу розподілу локальних швидкостей руху газового потоку по криволінійному сепараційному каналу, представляється можливим чітко виявити геометричні зони доцільного розташування фільтруючих елементів у місцях западин у притул до стінок жалюзей, де локальні швидкості досягають мінімальних, та з іншого боку, обмежені ізотаксами зі значеннями швидкості, що дорівнюють швидкості газового потоку на вході у криволінійний канал, та значеннями кута $\theta=60^\circ-110^\circ$ (рис.3.6).

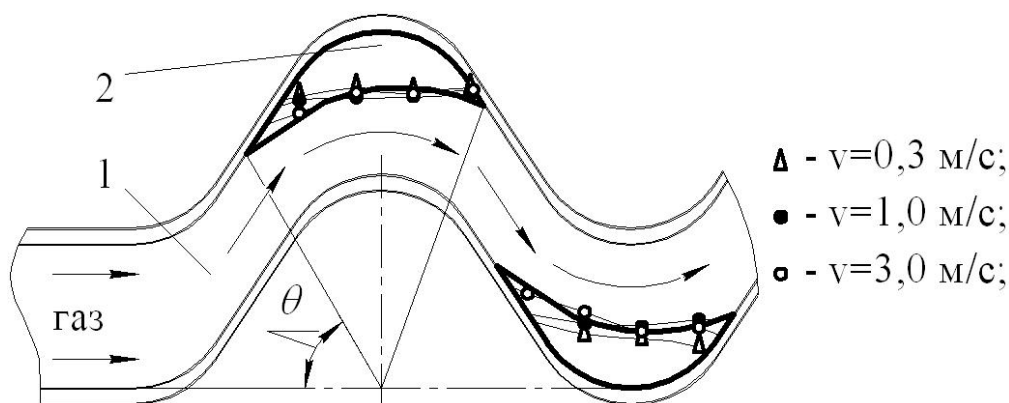


Рис. 3.6. Геометричні зони розташування фільтруючих елементів у криволінійному сепараційному каналі жалюзійного інерційно-фільтруючого газосепаратора ($Re \geq 10000$):

1 – інерційна зона; 2 – фільтруюча зона.

Вище викладені дослідження поля швидкостей та тиску підштовхнули

до розробки та проектування моделі інерційно фільтруючого тумановловлювача (рис.3.3). Швидкісного напору у надвітреній зоні виступу сепараційного каналу виявляється достатньо для створення перепаду тисків (рушійної сили) по обидві сторони подвійної жалюзі з боку різних каналів для просування крізь сіткові жалюзі та не товстий шар фільтруючого матеріалу між каналами. Крім того, на цій ділянці подвійної жалюзі з боку іншого каналу знаходиться саме зона пониженого тиску (застійна зона), або зона вихроутворень, в залежності від інтенсивності гідродинамічного режиму руху суцільної несучої фази по сепараційних каналах.

Тому, за можливості, доцільними також були б дослідження умов обтікання газовим потоком криволінійних сіткових подвійних стінок жалюзійного інерційно-фільтруючого тумановловлювача, що характеризуються значеннями коефіцієнту тиску c_p [57. 86]:

$$c_p = \frac{p - p_{ст}}{\frac{\rho_{г} v^2}{2}}. \quad (3.10)$$

Але масштабна модель інерційно-фільтруючого тумановловлювача не представляє можливим здійснити аеродинамічне зондування, подібне проведеному для інерційно-фільтруючого краплєвловлювача.

3.4.2. Гідравлічний опір інерційно-фільтруючих газосепараторів

Літературним оглядом зазначено, що гідравлічний опір руху двофазного потоку визначається як сума окремих складових опор, обумовленого рухом газового потоку та наявністю в ньому зважених часток (краплин), та в другу чергу складений різними механізмами сепарації (інерційним та фільтруючим). Практичне застосування розрахункових залежностей (1.32), (1.5) та (1.12) обмежується експериментально отриманими коефіцієнтами опор окремих конструкцій та гідродинамічних режимів руху. Тому є сумніви щодо адекватності поширення їх значень, та застосування при проектуванні нових конструкцій високоефективних сепараційних пристроїв.

Експериментальне дослідження гідравлічного опор руху газорідного

потоків крізь жалюзійний пакет інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою проведено на масштабних моделях інерційно-фільтруючих краплевловлювача (рис.3.7, 3.8) та тумановловлювача (рис.3.9, 3.10) у схемі експериментальної установки (рис.3.1).

Визначним режимним параметром інерційно-фільтруючих газосепараторів є значення середньої витратної швидкості газу у сепараційному каналі. Гідрравлічний опір інерційно-фільтруючого краплевловлювача ΔP , Па:

$$\Delta P = \Delta P_{\Gamma} + \Delta P_{\text{ч}} = \zeta_{\Gamma} \frac{v^2 \rho_{\Gamma}}{2} + \zeta_{\text{ч}} \frac{v^2 \rho_{\text{ж}}}{2} \frac{L}{G}. \quad (3.11)$$

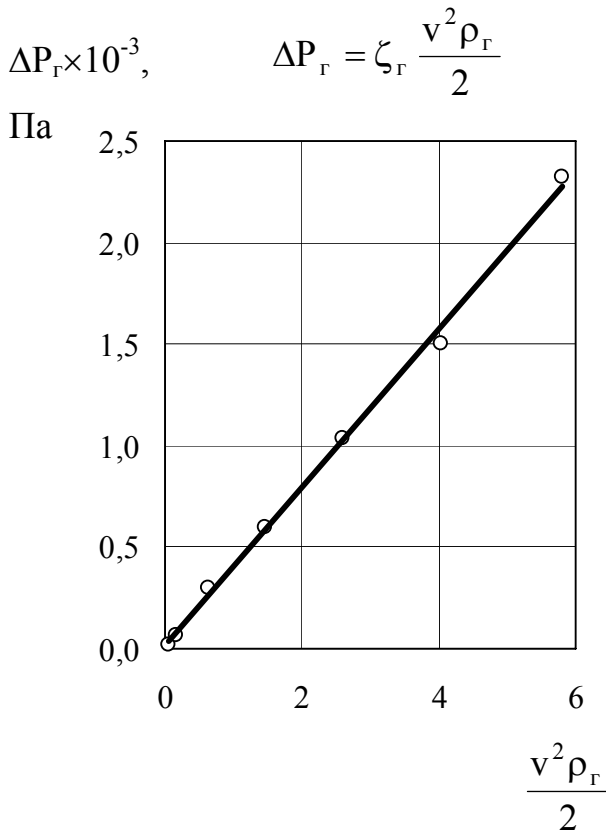


Рис. 3.7. Гідрравлічний опір ΔP_{Γ} «сухої» жалюзійної секції інерційно-фільтруючого краплевловлювача

$$(2300 \leq Re = \frac{d_{\text{э}} v_{\Gamma} \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} \leq 100000).$$

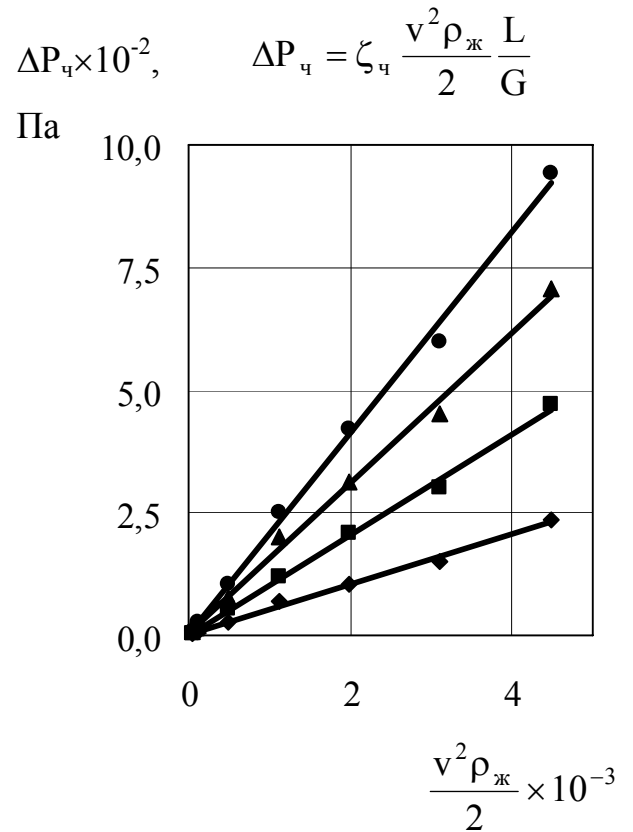


Рис. 3.8. Залежність гідрравлічного опору $\Delta P_{\text{ч}}$ від питомої витрати вловлюваної рідини (L/G):

- ◆ - $L/G=0,05$; ■ - $L/G=0,10$;
- ▲ - $L/G=0,15$; ● - $L/G=0,20$.

Після узагальнення експериментальних даних (рис.3.7, 3.8) визначено коефіцієнти гідрравлічного опору $\zeta_{\Gamma}=389$ та $\zeta_{\text{ч}}=1,02$ (вірогідність апроксимації

$R^2=0,994-0,997$).

Найбільш суттєвий гідравлічний опір руху двофазного потоку складає фільтруюча секція інерційно-фільтруючого тумановловлювача ΔP , Па:

$$\Delta P = \Delta P_{\Gamma} + \Delta P_{\Psi} = \zeta_{\Gamma} \frac{v_{\Gamma}^2 \rho_{\Gamma} h \alpha}{\varepsilon^2 \pi d_B} + \zeta_{\Psi} \frac{v_{\Gamma}^2 h}{\varepsilon^2 d_B} \frac{L}{G}. \quad (3.12)$$

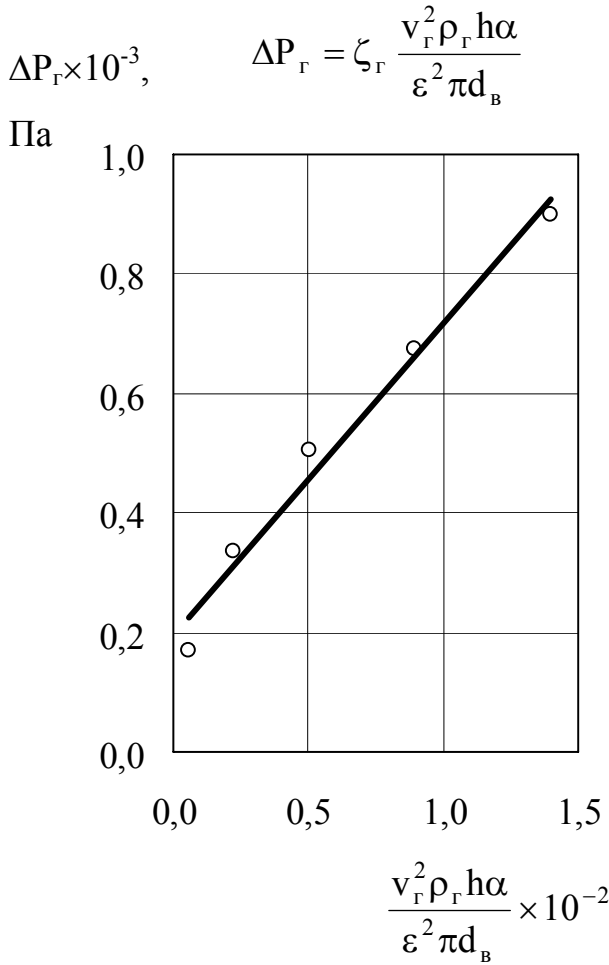


Рис. 3.9. Гідравлічний опір ΔP_{Γ} «сухої» фільтруючої секції інерційно-фільтруючого тумановловлювача ($Re = \frac{d_B v_{\Gamma} \rho_{\Gamma}}{\mu_{\Gamma}} > 5$).

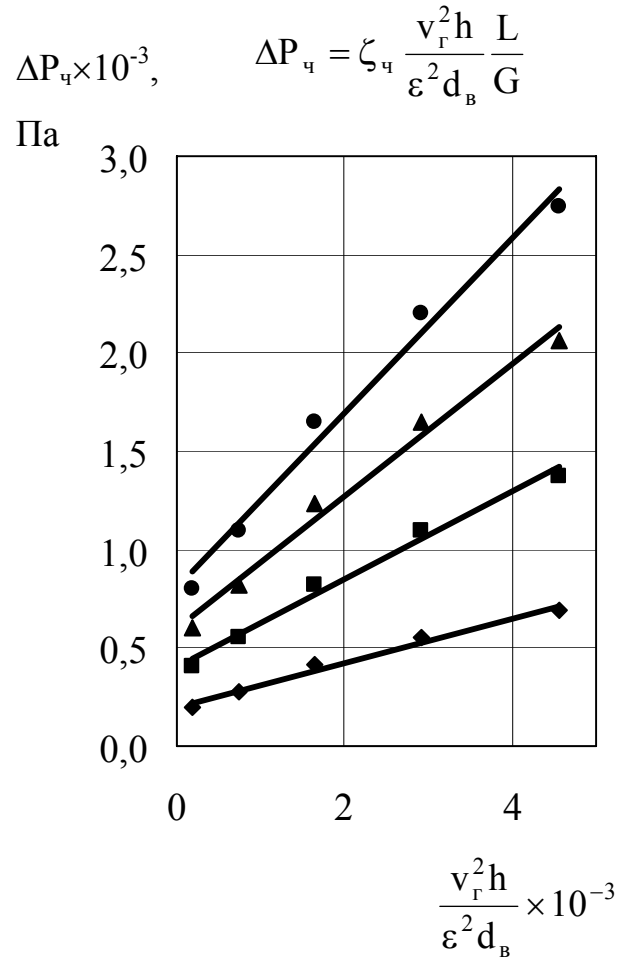


Рис. 3.10. Залежність гідравлічного опору ΔP_{Ψ} від питомої витрати вловлюваної рідини (L/G):
 ◆ - $L/G=0,05$; ■ - $L/G=0,10$;
 ▲ - $L/G=0,15$; ● - $L/G=0,20$.

Після узагальнення експериментальних даних (рис.3.9, 3.10) визначено коефіцієнти гідравлічного опору $\zeta_{\Gamma}=5,22$ та $\zeta_{\Psi}=2,23$ (вірогідність апроксимації

$R^2=0,979-0,985$).

У результаті проведених експериментальних досліджень гідравлічного опору зволожених інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, з урахуванням утримуваної рідини у фільтрувальних шарах, виявлено, що при вмісті рідини на вході до сепараційної секції $C_w \leq 200$ г/м³ гідравлічний опір зволожених контактних сепараційних елементів, зокрема інерційно-фільтруючого краплевлловлювача, у 1,5-2,5 рази вище значень опору однофазному газовому потоку. Для зменшення опору інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв доцільно застосувати аеродинамічно раціональне профілювання геометричної конфігурації сепараційного каналу. Аеродинамічно спрофільовані, встановлені у місцях западин хвилеподібних жалюзей інерційно-фільтруючого краплевлловлювача фільтруючі елементи (рис.3.6), зменшують гідравлічний опір пристрою та вплив на його значення наявності краплинної рідини у газовому потоці. В той же час, схожі рішення недоцільно застосовувати у конструкції інерційно-фільтруючого тумановловлювача. Перепад тиску по обидва боки подвійної жалюзі у місцях надвітренної зони виступів та западин суміжних каналів відповідно, є рушійною силою процесу фільтрування. Значення перепаду тиску повинно бути достатнім, щоб забезпечити підсмоктування двофазного потоку з сепараційного каналу та подальше просування крізь шар фільтруючого елементу.

3.4.3. Ефективність очищення газу від високодисперсної краплинної рідини в газосепараторі

Для підтвердження адекватності отриманих при математичному моделюванні залежностей (підрозд.2.3), що загально описують процес відділення крапель та ефективність очищення газу в сепараторах інерційно-фільтруючого типу, проведено експериментальні дослідження залежності загальної ефективності очищення газу при різних навантаженнях по газу та співвідношенні рідинної та газової фаз в моделях інерційно-фільтруючого крапле- та тумановловлювача.

За рекомендаціями [21, 25], отримання розрахункової залежності ефективності вловлювання зважених високодисперсних часток (краплин) проведено

з застосуванням методу фізичної аналогії. У якості аналога запропоновано використовувати значення гідродинамічного опору, обумовленого рухом газового потоку крізь модель сепараційного пристрою. Подібна фізична аналогія, безумовно, виправдана, тому що тертя, що визначає значення гідравлічного опору, та осадження зважених часток за рахунок інерційних сил на поверхнях осадження (жалюзей та волокон фільтруючого шару), викликані одним й тим же процесом руху газового потоку по сепараційних секціях.

Таким чином, отримані експериментально значення ефективності вловлювання η інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроїв, представлено графічно в залежності від гідравлічного опору ΔP (рис.3.11, 3.12).

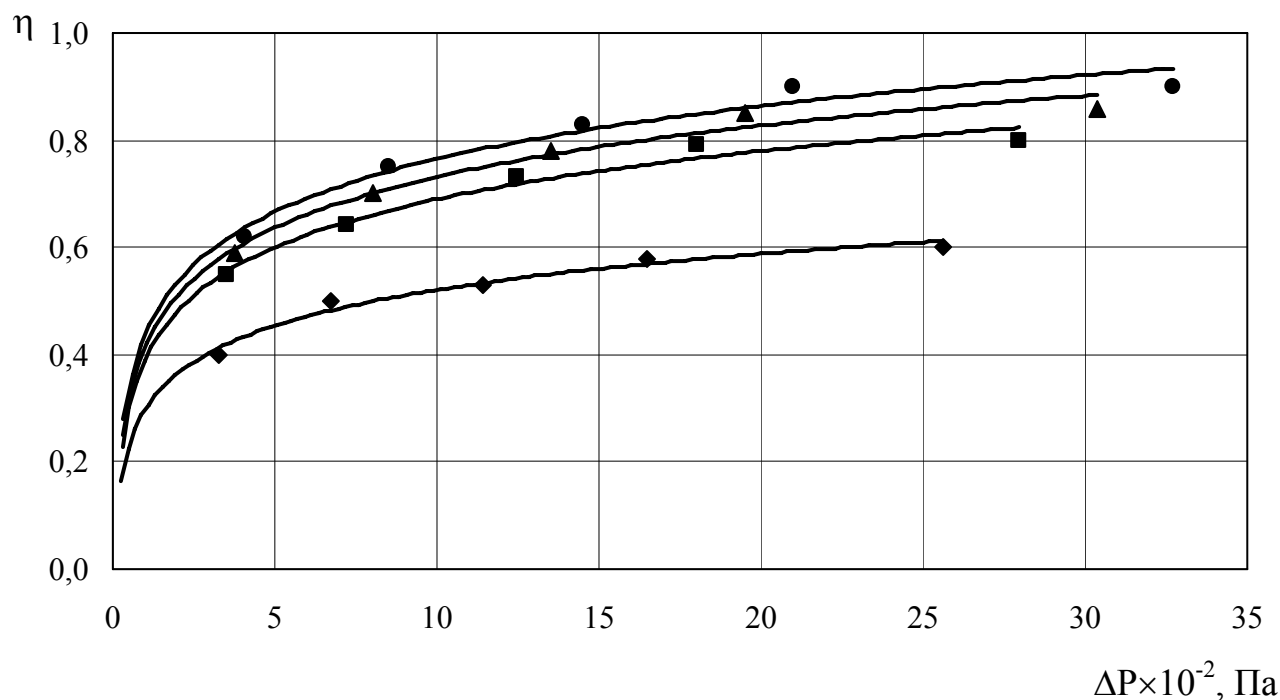


Рис. 3.11. Залежність ефективності вловлювання η від гідравлічного опору ΔP інерційно-фільтруючого краплєвловлювача:

◆ - $L/G=0,05$; ■ - $L/G=0,10$; ▲ - $L/G=0,15$; ● - $L/G=0,20$.

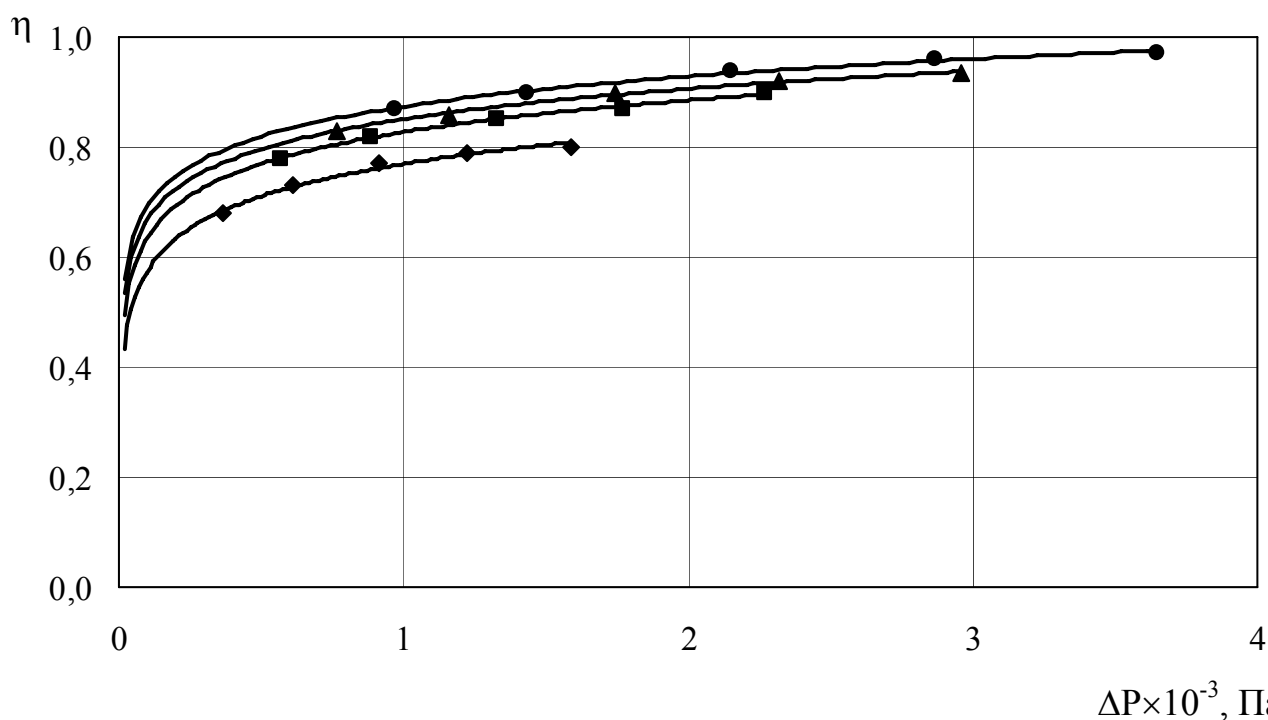


Рис. 3.12. Залежність ефективності вловлювання η від гідравлічного опору ΔP інерційно-фільтруючого тумановловлювача:

◆ - $L/G=0,05$; ■ - $L/G=0,10$; ▲ - $L/G=0,15$; ● - $L/G=0,20$.

Після обробки результатів експериментальних досліджень отримано залежності ефективності вловлювання η від гідравлічного опору ΔP , Па, інерційно-фільтруючого крапле- та тумановловлювача відповідно:

$$\eta = 0,142 \times \ln(\Delta P \times 10^2), \quad (3.13)$$

$$\eta = 0,079 \times \ln(\Delta P \times 10^3), \quad (3.14)$$

Залежності дійсні інтервали швидкостей газового потоку $v=0,3-5,0$ м/с та вмісті рідини на вході до сепараційного пристрою $C_w \leq 200$ г/м³, коефіцієнт кореляції складає $R^2=0,956$ та $R^2=0,988$ відповідно.

Наведені данні свідчать, що ефективність вловлювання високодисперсних часток (краплин) інерційно-фільтруючими газосепараційними пристроями, незначним чином залежить від вологовмісту газового потоку. Висока ефективність очищення газу від краплинної рідини ($\eta=0,80-0,97$) стає досяжною при швидкостях газового потоку $v \geq 1,0$ м/с. Тому доведено припущення, що домінуючим є інерційний механізм осадження.

3.5. Висновки до третього розділу

1. Встановлено характер розподілу локальних швидкостей руху газового потоку по криволінійному сепараційному каналу у області перехідного та турбулентного гідродинамічних режимів руху газового потоку ($2300 \leq Re \leq 100000$).
2. При розвинутій турбулентній течії потоку ($Re \geq 10000$), виявлено збільшення більш ніж у два рази локальних швидкостей газового потоку поблизу виступаючих криволінійних ділянок стінок сепараційного каналу (при $\theta = 70^\circ$), що є зонами потенційного диспергування плівки вловленої рідини та вторинного бризкоунесення.
3. Визначено геометричні зони доцільного розташування фільтруючих елементів у місцях западин у притул до стінок жалюзей інерційно-фільтруючого краплевловлювача, де локальні швидкості сягають мінімальних, з іншого боку обмежені ізотаксами зі значеннями швидкості, що дорівнюють швидкості газового потоку на вході у криволінійний канал, та значеннями кута $\theta = 60^\circ - 110^\circ$.
4. Розрахункові залежності, отримані у результаті експериментальних досліджень гідравлічного опору та ефективності сепарації моделей інерційно-фільтруючих крапле- та тумановловлювача, можуть бути поширені на клас нових конструкцій високоефективних сепараційних пристроїв.
5. Адекватність поширення отриманих розрахункових залежностей для визначення гідравлічного опору та ефективності вловлювання інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроїв обмежується областю перехідного та турбулентного гідродинамічних режимів руху газового потоку ($v = 0,3 - 5,0$ м/с) та початковим вологовмістом $C_w \leq 200$ г/м³.
6. Відзначено, що висока ефективність очищення газу від краплинної рідини ($\eta = 0,80 - 0,97$) стає досяжною при швидкостях газового потоку $v \geq 1,0$ м/с.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [35, 93, 59, 96].

РОЗДІЛ 4

КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПЛИВУ ПОТОКУ ПРИРОДНОГО ГАЗУ ПО 3D МОДЕЛЯХ ГАЗОСЕПАРАЦІЙНИХ ЕЛЕМЕНТІВ

4.1. Створення 3D геометричних моделей газосепараційних пристроїв за допомогою САПР та CAD-систем

Сучасні обчислювальні машини набули достатньої потужності процесорної техніки для вирішення недосяжних раніше швидкостей обчислень та кількості одночасно вирішуваних операцій. Облаштовані потужними тривимірними графічними прискорювачами, вони розкривають двері у віртуальний світ проектування та моделювання. Це відразу сприяло з'явленню систем автоматизованого проектування (САПР та CAD), які вже добре себе зарекомендували та успішно виконують свої функції у спеціальних конструкторських бюро проектних організацій. Програмні комплекси та продукти моделювання гідродинамічних, теплообмінних, масообмінних та хімічних процесів поки що набули поширення у вузьких колах науковців та деяких наукових інститутів. Комп'ютерне моделювання в найближчий час у повній мірі замінить 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.

Завдання досліджень — моделювання трьохвимірних течій двофазного газового потоку з високодисперсною у ньому краплинною рідиною по газосепараційних елементах з метою візуалізації цих течій методами комп'ютерної графіки.

3D (трьохвимірні) геометричні моделі захищених патентами України (№ 60782 А, № 69701 А) конструкцій інерційно-фільтруючих газосепараційних

пристроїв [35, 36] створені за допомогою системи тривимірного твердотільного моделювання КОМПАС-3D V8 (<http://www.ascon.ru/>) (рис.4.1), після чого за допомогою програмного продукту COSMOS FlowWorks 2006 Pre-Release (<http://www.cosmosm.com/>) CAD-системи SolidWorks 2006 (<http://www.solidworks.com/>) [120], а також комплексів FlowVision 2.2 (<http://www.flowvision.ru>) [123] та Fluent FloWizard 2.1.8 (<http://www.fluent.com>), проведено моделювання пливу двофазного потоку природного газу в створеній геометричній конфігурації розрахункової області сепараційного каналу.

FlowVision заснований на кінцево-об'ємному методі розв'язування рівнянь гідродинаміки й використовує прямокутну адаптивну сітку з локальним подрібненням. Для апроксимації криволінійної геометрії з підвищеною точністю використовується технологія підсіткової щільності геометрії. Ця технологія дозволяє імпортувати геометрію із систем САПР і обмінюватися інформацією із системами кінцево-елементного аналізу. Використання цієї технології дозволило вирішити проблему автоматичної генерації сітки — щоб згенерувати сітку, досить задати всього лише кілька параметрів, після чого сітка автоматично генерується для розрахункової області, що має геометрію будь-якого ступеня складності.

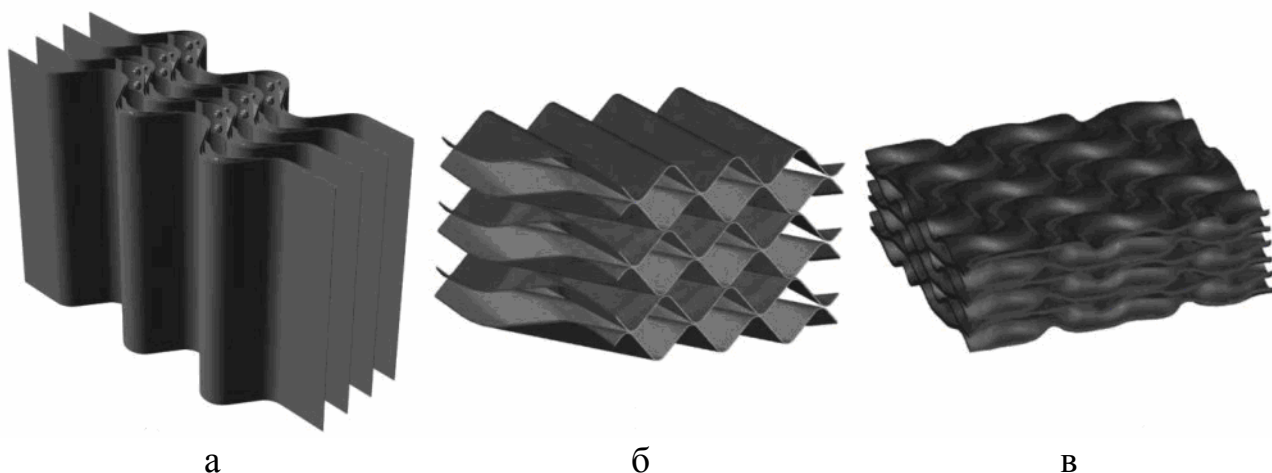


Рис. 4.1. 3D геометричні моделі сепараційних та масообмінних елементів: а — жалюзійний інерційно-фільтруючий сепараційний, б, в — насадкові сітчасті сепараційні та масообмінні.

4.2. Завдання математичної моделі та граничних умов розрахункової області сепараційного каналу

Для завдання моделі для даної підобласті необхідно вибрати модель зі списку й позначити, які рівняння цієї моделі необхідно розрахувати.

COSMOS FlowWorks, FlowVision та Fluent FloWizard призначені для розрахунку різних типів руху газу (до-, транс- і надзвукові течії).

Залежно від типу руху обрано так звану модель, тобто набір рівнянь, якими описується рух газу. Істотно дозвуковий рух газового потоку описується обраною математичною моделлю Incompressible fluid (Нестискаема рідина) з Particles (Частки), призначеною для моделювання двохфазної течії газу (рідини) з частками за значних (турбулентних) чисел Рейнольдса й при малій зміні густини. Завдання вирішувалось для розвиненої турбулентної течії, у якому вирішуються тільки рівняння Нав'є-Стокса для нестискаємої рідини та рівняння переносу для турбулентної енергії і дисипації.

Рівняння Нав'є-Стокса:

$$\frac{\partial v}{\partial t} + \nabla(v \otimes v) = -\frac{\Delta p}{\rho} + \frac{1}{\rho} \nabla \left((\mu + \mu_t) (\nabla v + (\nabla v)^T) \right) + S, \quad (4.1)$$

$$\nabla v = 0, \quad (4.2)$$

де v – вектор відносної швидкості, м/с; t – час, с; p – відносний тиск, Па; ρ – густина, кг/м³; μ та μ_t – динамічна та турбулентна в'язкість, кг/(м·с); T – відносна температура, К; S – джерело.

$$\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon} f_\mu, \quad (4.3)$$

де k – турбулентна енергія, м²/с; ε – швидкість дисипації турбулентної енергії, м²/с³.

$$S = \left(1 - \frac{\rho_{\text{hyd}}}{\rho} \right) g + B + \frac{R}{\rho}, \quad (4.4)$$

де ρ_{hyd} – гідростатична густина, кг/м³; g – вектор сили ваги, м/с²; B – сили обертання (Коріоліса та відцентрова) у системі координат, що обертається,

м/с^2 ; R – сили ізотропного та (або) анізотропного фільтру опору, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}^2)$.

Рівняння енергії:

$$\frac{\partial h}{\partial t} + \nabla(vh) = \frac{1}{\rho} \nabla \left(\left(\frac{\lambda}{C_p} + \frac{\mu_t}{Pr_t} \right) \nabla h \right) + \frac{Q}{\rho}, \quad (4.5)$$

де h – ентальпія, $\text{м}^2/\text{с}^2$; λ – коефіцієнт теплопровідності, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; C_p – питома теплоємність, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; Pr_t – турбулентне число Прандтля; Q – джерело тепла анізотропного фільтру опору, $\text{Вт}/\text{м}^3$.

Модель турбулентної нестискаємої рідини заснована на k - ε моделі турбулентності:

$$\frac{\partial k}{\partial t} + \nabla(vk) = \frac{1}{\rho} \nabla \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k \right) + \frac{G}{\rho} - (\varepsilon - \varepsilon_{ini}), \quad (4.6)$$

$$\frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \nabla(v\varepsilon) = \frac{1}{\rho} \nabla \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right) + \frac{\varepsilon}{k} \left(C_1 \frac{G}{\rho} - C_2 f_1 (\varepsilon - \varepsilon_{ini}) \right), \quad (4.7)$$

де ε_{ini} – початкове значення турбулентної дисипації, $\text{м}^2/\text{с}^3$; $\sigma_k=1$, $\sigma_\varepsilon=1$, $C_\mu=0,09$, $C_1=1,44$, $C_2=1,92$ – значення параметрів k - ε моделі.

Рівняння конвективно-дифузійного переносу:

$$\frac{\partial C_m}{\partial t} + \nabla(vC_m) = \frac{1}{\rho} \nabla \left(\left(\frac{\mu}{Sc} + \frac{\mu_t}{Sc_t} \right) \nabla C_m \right), \quad (4.8)$$

де C_m – масова концентрація; Sc (Sc_t) – число (турбулентне) Шмідта.

Рівняння нерозривності для несучої фази:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \vec{\nabla}(\rho v) = Q_{mass}, \quad (4.9)$$

де Q_{mass} – джерело маси за рахунок часток, $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$.

Рівняння збереження маси для речовини, що є парою речовини часток:

$$\frac{\partial(\rho Y_1)}{\partial t} + \vec{\nabla}(\rho v Y_1) = \vec{\nabla} \left(\left(\rho D_1 + \frac{\mu_t}{Sc_t} \right) \vec{\nabla} Y_1 \right) + Q_{mass}, \quad (4.10)$$

де Y_1 – масова концентрація речовини, що є парою речовини часток; D_1 – коефіцієнт дифузії масової концентрації, $\text{м}^2/\text{с}$.

Турбулентні числа Шмідта та Прандтля покладаються рівними одиниці:

$$Sc_t = \frac{\mu_t}{\rho D_t} = 1 \text{ та } Pr_t = \frac{\mu_t C_p}{\lambda_t} = 1. \quad (4.11)$$

Рівняння збереження імпульсу для несучої фази:

$$\frac{\partial(\rho v)}{\partial t} + \vec{\nabla}(\rho v \otimes v) = -\vec{\nabla}p + \vec{\nabla}\tau + \rho g + \bar{Q}_{\text{mom}}, \quad (4.12)$$

де Q_{mom} – джерело імпульсу за рахунок часток (об'ємна сила опору діюча на несучу фазу збоку часток), H/m^3 .

Рівняння збереження енергії для несучої фази:

$$\frac{\partial(\rho h T)}{\partial t} + \vec{\nabla}(\rho v h T) = \vec{\nabla} \left(- \left(- \left(\frac{\lambda}{C_p} + \frac{\mu_t}{Pr_t} \right) \vec{\nabla} h T \right) \right) + Q_{\text{enth}}, \quad (4.13)$$

де Q_{enth} – джерело енергії за рахунок часток, $\text{Вт}/\text{m}^3$.

Динаміка часток (particles):

$$\frac{dx_{\text{ч}}}{dt} = v_{\text{ч}}, \quad (4.14)$$

$$\frac{dv_{\text{ч}}}{dt} = \frac{\pi d_{\text{ч}}^2}{8m} \zeta_f \rho |w| w + g \left(1 - \frac{\rho}{\rho_{\text{ч}}} \right) - \frac{\vec{\nabla} p}{\rho_{\text{ч}}}, \quad (4.15)$$

де $x_{\text{ч}}$ – положення частки (вектор), м; $d_{\text{ч}}$ – діаметр частки, м; m – маса частки, кг; ζ_f – коефіцієнт опору; w – швидкість частки відносно несучої фази, м/с.

Процес завдання граничних умов розбитий на два етапи. На першому етапі необхідно описати граничні умови, вибираючи зі списків тип та підтип граничної умови й указуючи параметри, коли це необхідно. На другому - встановити описані граничні умови на певних поверхнях (рис.4.2).

Завдання параметрів методів розрахунку та фізичних параметрів здійснюється вводом у папках Physical Parameters (Фізичні параметри) та Method Parameters (Параметри методу). При створенні нового варіанту автоматично вводяться параметри, більшість яких уже мають оптимальні значення. У папці Physical Parameters (Фізичні параметри) здійснюється також вибір властивостей речовин, які перебувають в обраній підобласті (Природний газ (ПГ)). Існує як можливість завдання всіх властивостей вручну (у тому числі й за допомогою

рівнянь або зовнішніх функцій), так і завантаживши їх з бази даних речовин.

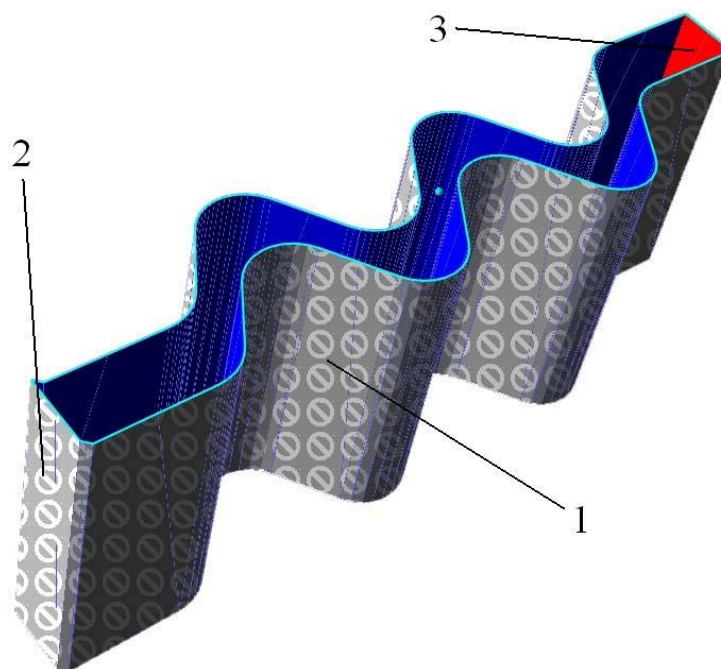


Рис. 4.2. Завдання граничних умов на поверхнях сепараційного каналу жалюзійного інерційно-фільтруючого газосепараційного пристрою:

1 – гранична умова стінки з логарифмічним профілем швидкості біля стінки (Wall (Стінка)); 2 – гранична умова входу з нормальною швидкістю $v=1,0; 3,0$ м/с (Inlet (Вхід)); 3 – гранична умова вільного виходу з нульовим тиском $p=0$ (Outlet (Вихід)).

Завдання початкової розрахункової сітки здійснено з урахуванням, що FlowVision використовує локально адаптивну розрахункову сітку. Спочатку створено початкову розрахункову сітку (рівномірна сітка $30 \times 15 \times 10$ осередків), а потім вказано критерії подрібнення сітки, відповідно до яких розбито осередку початкової сітки до потрібного ступеня (рис.4.3). Завдання початкової сітки досягається за допомогою спеціального редактора, що дозволяє не тільки швидко створити нерівномірну розрахункову сітку, але й зменшити осередку в необхідних місцях. Можливо задати три критерії адаптації розрахункової сітки: адаптація по граничній умові, адаптація по фільтру та автоматична адаптація по розрахунковим змінним, їхнім величинам і градієнтам. Кожний із критеріїв мо-

жна використати кілька разів з різними пріоритетами або ступенями подрібнення.

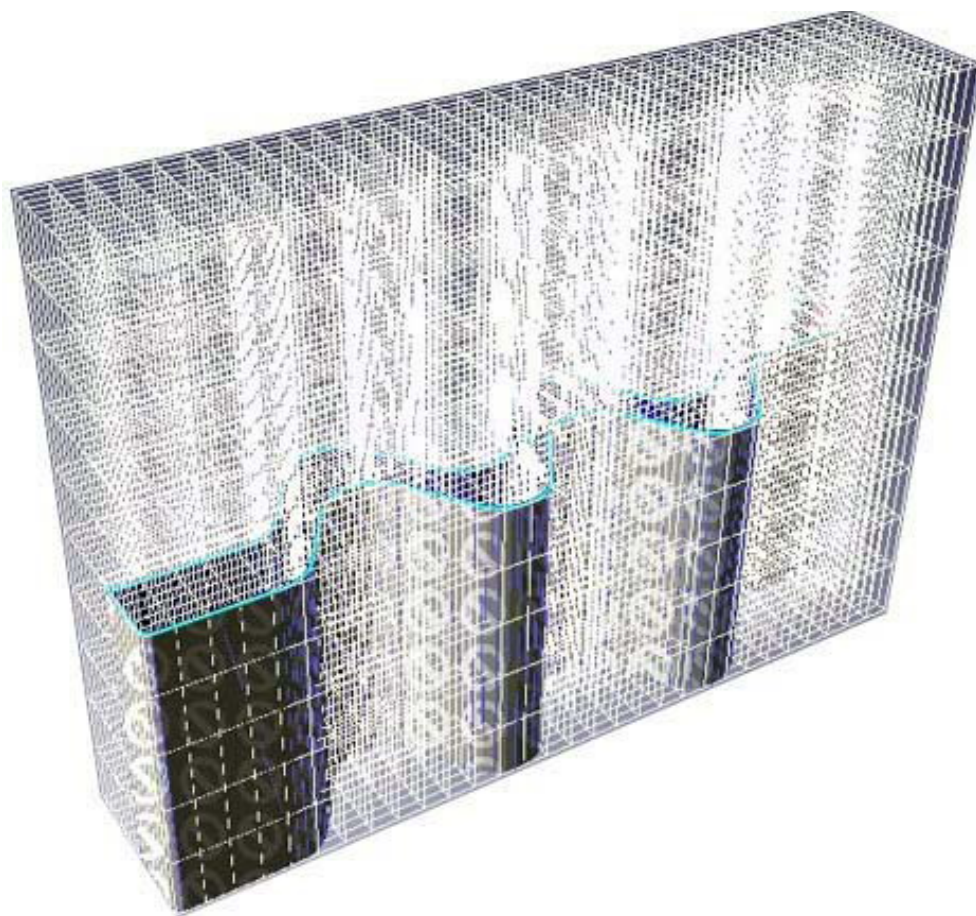


Рис. 4.3. Розрахункова область сепараційного каналу жалюзійного інерційно-фільтруючого газосепараційного пристрою.

Крок за часом обчислювального алгоритму задається явним числом Куранта, а також, якщо обрано неявний алгоритм розрахунку, неявним числом Куранта або фіксованою величиною кроку. При виборі кроку за часом варто виходити в першу чергу з того, які математичні моделі використовуються в даному завданні. Для моделі Incompressible Fluid (Нестискаема рідина) крок за часом можна задати менше або рівним 0,1 пролітного часу. Пролітним часом називається той час, що буде потрібно частці, випущеній із входу в розрахункову область, щоб досягти виходу розрахункової області. Розмір області в напрямку пливу потоку вздовж сепараційного каналу дорівнює 1 м, швидкість газового потоку на вході в канал 1,0 та 3,0 м/с, у такий спосіб пролітний час дорівнює

1,0 та 0,33 сек й крок покладено рівним 0,10 та 0,033 сек.

4.3. Візуалізація результатів розрахунку та моделювань пливу двофазного потоку природного газу в створеній геометричній конфігурації розрахункової області

Візуалізацію результатів розрахунку здійснено за допомогою постпроцесора. Аналіз може вироблятися як у процесі розрахунку, так і після його закінчення. Постпроцесор надає великий вибір методів візуалізації скалярних і векторних змінних на різних геометричних об'єктах, а також дозволяє зберігати дані у файл для обробки іншими засобами.

Змодельовані трьохвимірні течії потоку природного газу з високодисперсною у ньому краплинною рідиною по криволінійному сепараційному каналу жалюзійного газосепаратора візуалізовано методами комп'ютерної графіки у вигляді шарів перетину повздож руху потоку з заливками за значеннями тиску, модуля швидкості, ізоліній складових швидкості, а також анімаційного зображення спалахів траєкторій руху часток потоку по об'єму зазначених об'єктів (рис.4.4-4.8).

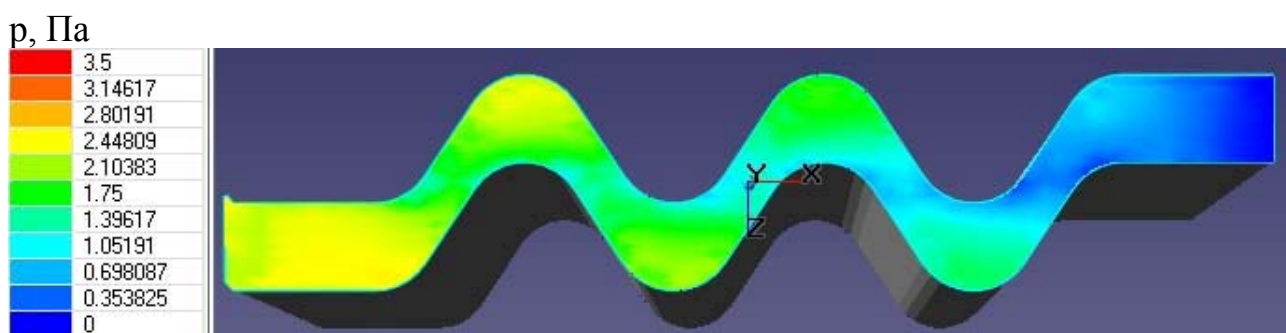
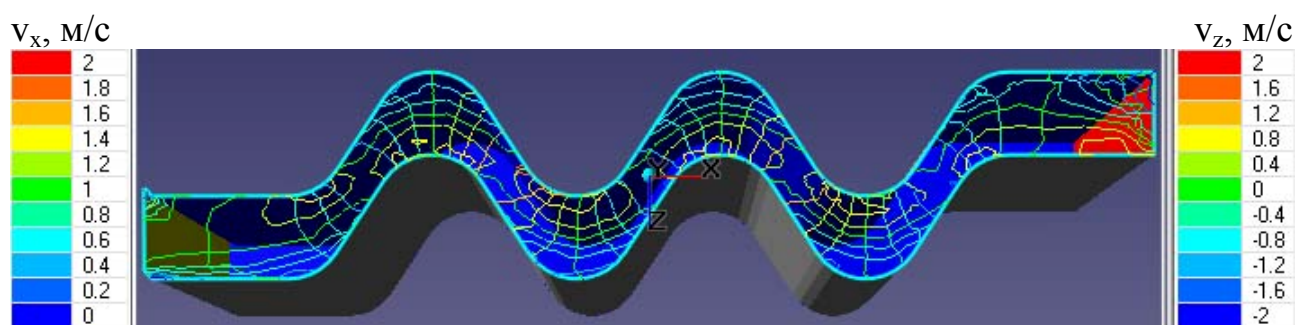


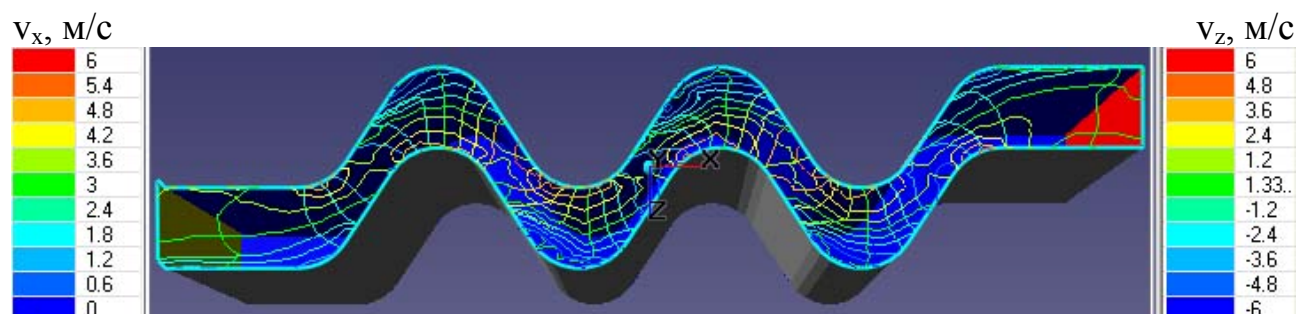
Рис. 4.4. Заливка за значенням динамічного тиску p , Па, створюваного рухом потоку природного газу по криволінійному сепараційному каналу жалюзійного газосепаратора.

Обробку проведених розрахунків значень складових v_x , v_y та v_z локальних швидкостей руху потоку природного газу по криволінійному сепараційно-

му каналу виконано графічно поєднанням вузлів розрахункової сітки досліджуваної геометричної конфігурації розрахункової області каналу з однаковими значеннями вказаних параметрів у лінії рівних швидкостей (ізолінії). Значення складової v_y локальних швидкостей для руху чистого газового потоку без дисперсних інерційних часток незначне, тому відображення його не є суттєвим, та за деяких наближень припустимо розглядати рух газового потоку у горизонтальній площині. Ізолінії утворюють сітку, яка по своїй структурі відповідає отриманій раніше при фізичному моделюванні (рис.3.5).



а



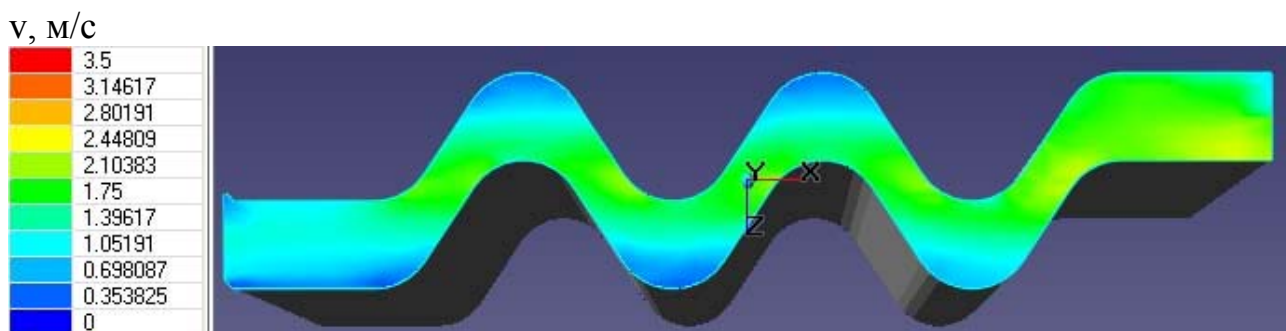
б

Рис. 4.5. Ізолінії складових v_x , м/с, та v_z , м/с, локальних швидкостей руху потоку природного газу по криволінійному сепараційному каналу жалюзійного газосепаратора при різних швидкостях ядра потоку на вході:

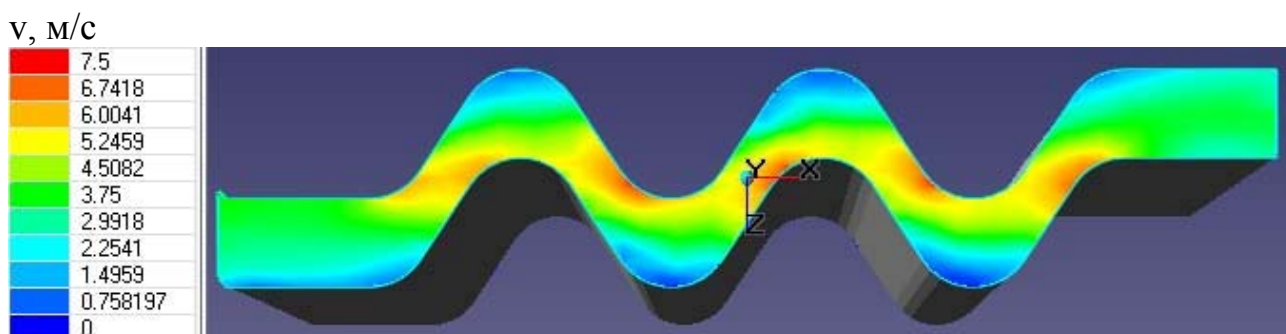
а – $v=1,0$ м/с; б – $v=3,0$ м/с.

Аналізуючи графічно відображені значення гідродинамічних параметрів потоку (рис.4.4-4.6) можна також чітко визначити геометрію зон пониженого тиску та вихроутворень у місцях западин стінок сепараційного каналу, що було

вже зазначено раніше під час експериментальних досліджень фізичних моделей сепараційних пристроїв (підрозд.3.4). У вказаних областях найбільш доцільно розмістити фільтруючий елемент для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку за рахунок уникнення зворотних течій, вихроутворень та звичайно поліпшення умов відведення вловленої рідини.



а



б

Рис. 4.6. Заливки за значеннями модуля локальних швидкостей v , м/с, руху потоку природного газу по криволінійному сепараційному каналу жалюзійного газосепаратора при різних швидкостях ядра потоку на вході:

а – $v=1,0$ м/с; б – $v=3,0$ м/с.

Обтікання криволінійних виступів жалюзійних стінок за інтенсивних гідродинамічних режимів руху газового потоку (рис.4.6, б) супроводжується різким стрибком значень локальних швидкостей біля стінки каналу з надвітренного боку. На цих ділянках потенційне обтікання газовим потоком відбувається на мінімальній відстані від стінок з швидкостями значно більшими критичної, що визначена залежністю (1.4).

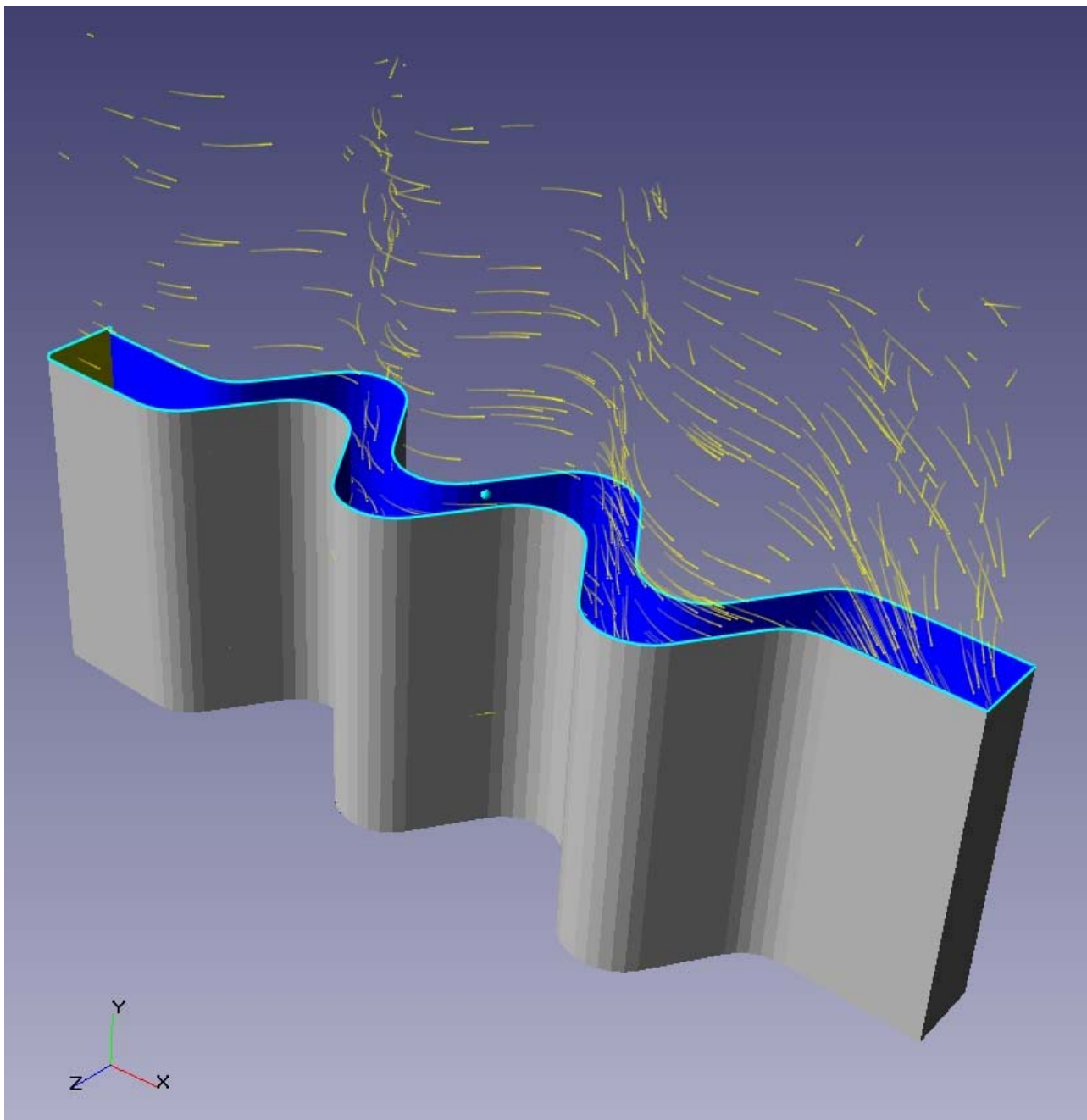


Рис. 4.7. Анімаційне зображення траєкторій руху часток трьохвимірної течії потоку природного газу по криволінійному сепараційному каналу жалюзійного газосепаратора

За відсутності встановлених у місцях западин фільтруючих шарів, плівка вловленої рідини продовжує рухатися по мірі стікання також и вздовж сепараційного каналу по поверхням жалюзей. У цьому випадку стає неможливим уникнути руйнування структури плівки та вторинного унесення. Кінетичної енергії

газового потоку на вказаних ділянках стає достатньо для диспергування плівки рідини та захоплення утворених краплин з наступним унесенням з сепараційного каналу. Як результат, суттєве підвищення гідравлічного опору та значне зниження ефективності сепарації.

Візуалізація траєкторій руху конденсованих краплин у потоці природного газу виявила цікаву особливість інерційної секції криволінійного сепараційного каналу. На краплі, зважені у газовому потоці, діє у вертикальній площині сила тяжіння та у горизонтальній інерційні сили. За значних концентрацій дисперсної фази у несучій фазі ($L/G \leq 1,0$), припущення щодо руху газового потоку у горизонтальній площині вже не є можливим. Підкреслено, що нахил векторів локальних швидкостей двофазного потоку у вертикальній площині стає все істотніше по мірі просування криволінійними ділянками, на прямих же залишається практично незмінним (рис.4.7, 4.8). З урахуванням наведених спостережень, вважається доцільним встановити на виході криволінійного сепараційного каналу грати плоских профілів, які додатково сепаруватимуть захоплювані та вторинно дисперговані газовим потоком краплі за рахунок зміни напрямку газових струменів.

Побудована ізоповерхня за нульовим значенням тиску з анімаційним зображенням траєкторій руху конденсованих краплин трьохвимірної течії потоку природного газу по криволінійному сепараційному каналу (рис.4.8) наочно відображає межі зон пониженого тиску, які є кордонами між плівкою вловленої рідини, що стікає у шарі фільтруючого елемента, та газорідного потоку, що рухається по інерційній зоні сепараційного каналу. У відповідності до розташування цих зон та ступеня насичення горизонтального перетину фільтрувальний елемент секціонується по висоті дренажними жолобами, встановлюваними на визначеній за залежністю (2.48) висоті з метою поступеневого відведення вловленої рідини до дренажних каналів, що запобігає виходу пристрою на режими захливання. Комети траєкторій руху конденсованих краплин підкрашено у відповідності до значень швидкостей їх руху, одночасно надаючи уявлення про поле швидкостей у трьохвимірному просторі.

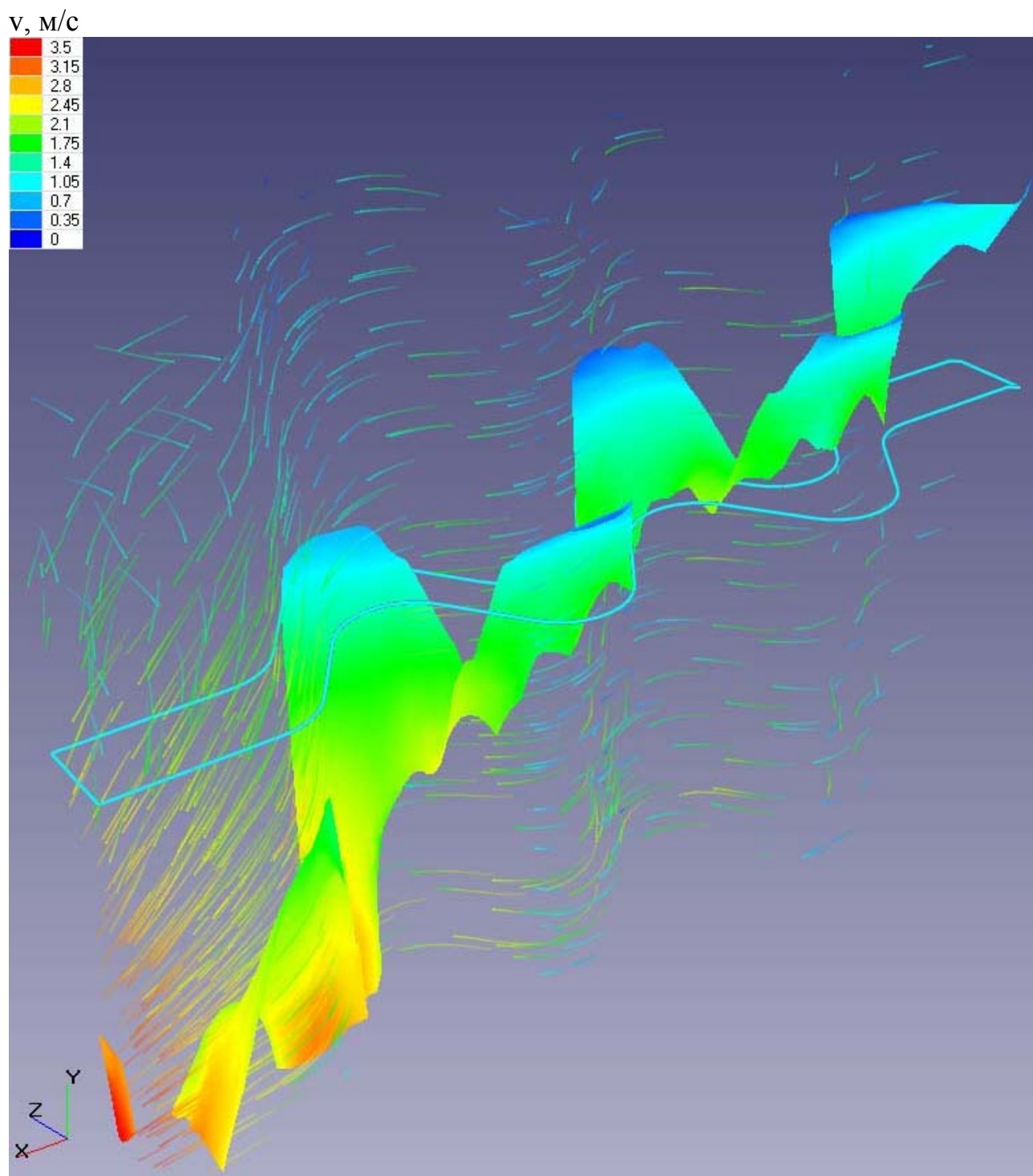


Рис. 4.8. Ізоповхня за нульовим значенням тиску з анімаційним зображенням траєкторій руху конденсованих краплин трьохвимірної течії потоку природного газу по криволінійному сепараційному каналу жалюзійного газосепаратора

Також суттєву увагу привертають дослідження у напрямку моделювання трьохвимірних течій двофазного потоку в 3D геометричних моделях насадко-

вих сітчастих сепараційних та масообмінних елементів по каналах складної конфігурації з перехресними потоками (рис.4.9).

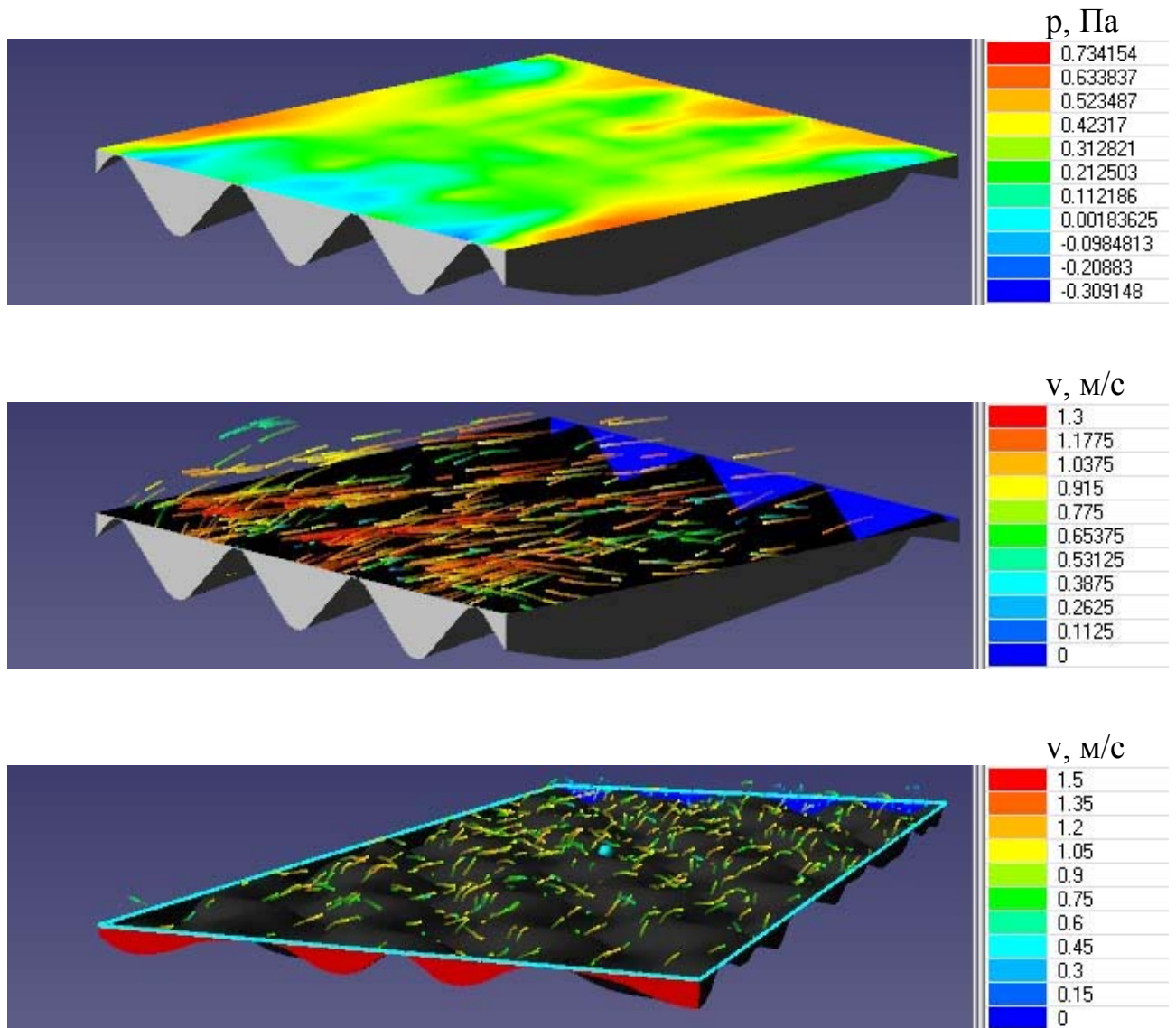


Рис. 4.9. Візуалізація результатів моделювання трьохвимірних течій потоку природного газу по каналах складної конфігурації 3D геометричних моделей насадкових сітчастих сепараційних та масообмінних елементів.

При цьому досягнуто найбільш ефективний перерозподіл потоків в тарілчастих ступенях сітчастих газосепараторів, а також сепараційних ступенях масообмінних колон.

4.4. Висновки до четвертого розділу

1. Комп'ютерним моделюванням трьохвимірних течій двофазного газового потоку з високодисперсною у ньому краплинною рідиною, підтверджено характер розподілу складових локальних швидкостей руху потоку природного газу по криволінійному сепараційному каналу, що досліджено експериментально на модельних зразках.
2. Візуалізація результатів моделювання трьохвимірних течій дозволяє визначити значення гідродинамічних параметрів потоку, геометрію зон пониженого тиску та вихроутворень у сепараційному каналі. Чітко визначено місце доцільного розташування, геометрію та розміри фільтруючого елемента.
3. За значних концентрацій дисперсних часток у несучій фазі виявлено характерний нахил векторів локальних швидкостей двофазного потоку у вертикальній площині, що стає все істотніше по мірі просування газового потоку криволінійними ділянками сепараційного каналу.
4. Ізоповерхнею за нульовим значенням тиску наочно відображено поверхню розділу фаз плівки вловленої рідини, що стікає у шарі фільтруючого елемента, та газорідинного потоку, що рухається по інерційній зоні криволінійного сепараційного каналу.
5. Для розробки методики розрахунку параметрів процесу у інерційно-фільтруючих сепараторах та інженерної методики розрахунку інерційно-фільтруючих сепараторів в умовах сепарації високодисперсної краплинної рідини з потоку природного газу, необхідно провести порівняльний аналіз розрахунково-теоретичних залежностей, отриманих при математичному моделюванні, результатів експериментальних досліджень та комп'ютерних моделювань.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [60, 61, 95].

РОЗДІЛ 5
ПРОМИСЛОВІ ВИПРОБУВАННЯ ДОСЛІДНО-
ПРОМИСЛОВИХ ЗРАЗКІВ. ВПРОВАДЖЕННЯ
ВИСОКОЕФЕКТИВНИХ КОНСТРУКЦІЙ ГАЗОСЕПАРАТОРІВ
НА ОБ'ЄКТАХ НАФТОГАЗОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

5.1. Ефективність інерційно-фільтруючих тумановловлювачів

Загальну схему розділення в інерційно-фільтруючому тумановловлювачі можна уявити наступним чином. На вхід тумановловлювача потрапляє газорідний потік з визначеним (відповідно до залежності (2.1) та рис. 2.1) розподілом краплин за розмірами $n_0(R)$ (рис.5.1). На прямолінійних ділянках сепараційних каналів, що характеризується мінімальним радіусом краплин R_m (значення визначається за залежністю (2.34)), вловлюються всі краплі з $R > R_m$ (ділянка праворуч пунктирної лінії обмежена лінією розподілу $0R$). На криволінійних ділянках сепараційних 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 $0R_m$). Газорідний потік, що пройшов інерційний об'єм сепараційних каналів, потрапляє крізь сітчасті стінки подвійних жалюзей до фільтруючого елемента. У шарі фільтруючого матеріалу, яким обладнані подвійні стінки криволінійних сепараційних каналів, від розподілу крапель відтинається додаткова частина (ділянка обмежена лінією розподілу $0R_{m1}$), що являє собою високодисперсну складову суміші. Крім того, застосуванням подвійних гофрованих пластин, досягається стабільне відведення вловлюваної рідини у вигляді плівки із шару фільтруючого матеріалу, по мірі його насичення, завдяки чому виключається можливість виходу пристрою на режими захливання та вторинного унесення. На виході з сепаратора залишається незначна частина розподілу краплин з $0 < R < R_{m1}$, причому введення мінімального радіуса краплі R_{m1} , що визначається типом фільтруючого елемента, у даний момент є умовним.

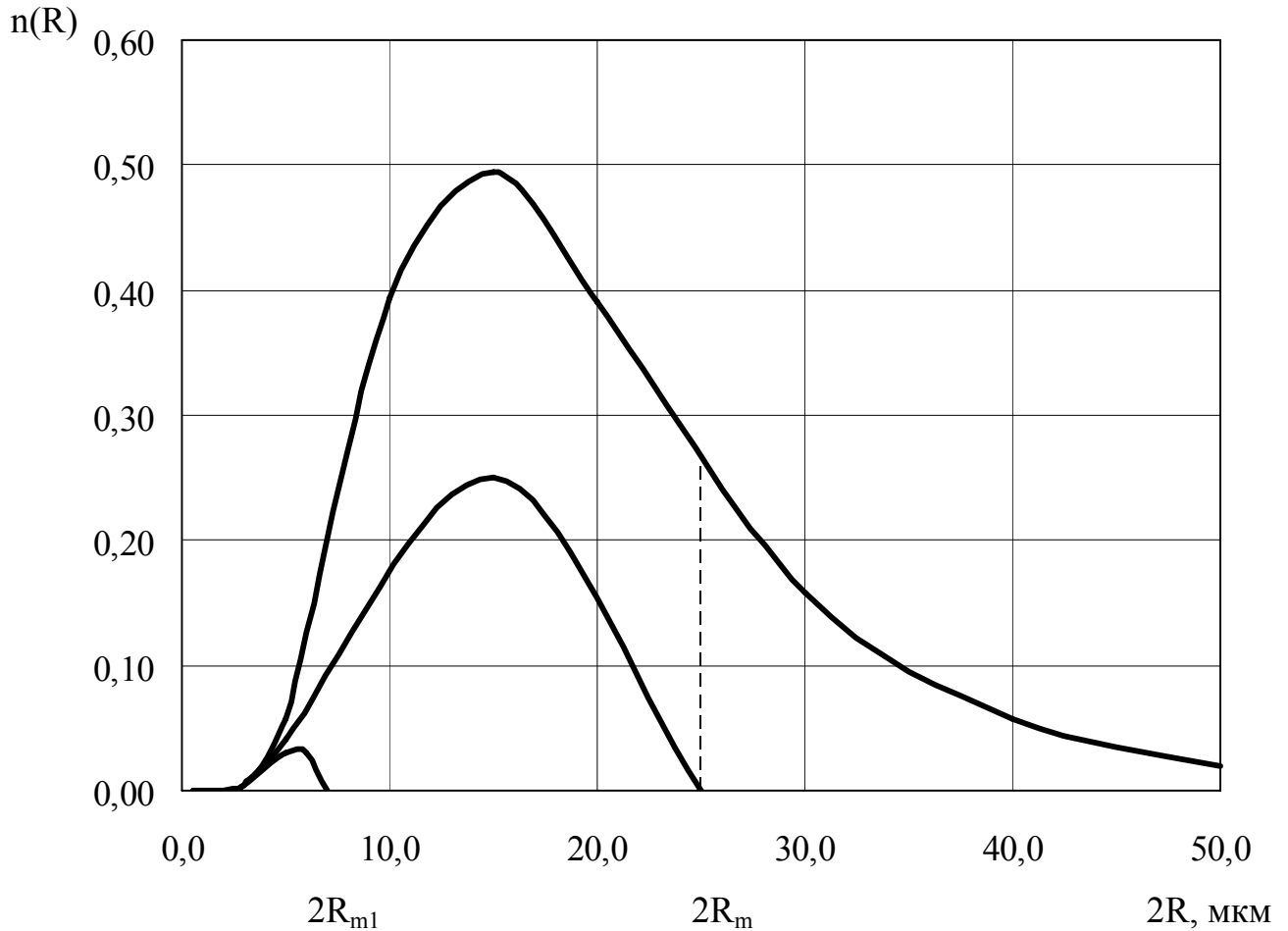


Рис. 5.1. Розподіл за розмірами краплин конденсату та пароподібної вологи у потоці природного газу, що вловлюються інерційно-фільтруючим тумановловлювачем.

Коефіцієнт ефективності жалюзійного інерційно-фільтруючого тумановловлювача η :

$$\eta = \eta_1 + \eta_2(1 - \eta_1), \quad (5.1)$$

де η_1, η_2 – коефіцієнти ефективності інерційної та фільтруючої секцій тумановловлювача відповідно.

Сумарний коефіцієнт захоплення $\eta_{2\Sigma}$, що враховує всі механізми осадження на одиничному волокні фільтруючого елемента [93]:

$$\eta_{2\Sigma} = 1,3\text{Pe}^{-2/3} + 0,7\eta_R^2 + 0,075\text{St}^{1,2}, \quad (5.2)$$

де Pe – критерій Пекле.

$$Re = \frac{d_B v}{D\varepsilon} \quad (5.3)$$

Коефіцієнт проскакування K_y : з основного закону вловлювання однорідного фільтру:

$$\lg K_y = 2 - \frac{0,86\alpha V \eta_{2\Sigma}}{\pi(1-\alpha)R_B} \quad (5.4)$$

де α - щільність упакування волокон матеріалу фільтруючого елемента (відносна щільність), $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Результати розрахунку фракційної ефективності інерційно-фільтруючого тумановловлювача, що працює у високошвидкісних гідродинамічних режимах, наведено у табл.5.1:

Таблиця 5.1

Розрахунок фракційної ефективності

$v, \text{м/с}$	Re	$2R \times 10^{-6}, \text{м}$	η_R	$Pe \times 10^4$	$St \times 10^{-3}$	$\eta_{2\Sigma} \times 10^{-3}$
0,15	18,7	0,3	0,006	3,28	0,15	1,25
		0,6	0,012	6,52	0,60	0,88
		1,0	0,020	10,87	1,66	0,86
		3,0	0,060	32,61	14,90	3,27
		5,0	0,100	53,57	41,53	8,83
0,20	24,9	0,3	0,006	4,37	0,20	1,04
		0,6	0,012	8,70	0,80	0,75
		1,0	0,020	14,49	2,21	0,78
		3,0	0,060	43,48	19,93	3,42
		5,0	0,100	71,43	55,37	9,48
0,25	31,1	0,3	0,006	5,46	0,25	0,90
		0,6	0,012	10,87	1,00	0,67
		1,0	0,020	18,12	2,77	0,73
		3,0	0,060	54,35	24,92	3,60
		5,0	0,100	89,29	69,21	10,17
0,30	37,4	0,3	0,006	6,55	0,30	0,80
		0,6	0,012	13,04	1,20	0,61
		1,0	0,020	21,74	3,32	0,70
		3,0	0,060	65,22	29,90	3,80
		5,0	0,100	107,14	83,05	10,91

Аналіз значень проскакування крізь інерційно-фільтруючий тумановловлювач, обладнаного фільтрувальним елементом з поліпропіленових волокон

($d_B=50$ мкм), в залежності від розміру вловлюваних краплин при різній швидкості потоку (рис.5.2), чітко виявляє наявність максимально проникаючих часток, що визначає селективність тумановловлювача. Висхідна ділянка кривої в лівій частині відповідає області домінуючого значення дифузійного осадження, а спадаюча до часток, що все більш інтенсивно осаджуються в результаті прояву ефектів зачеплення та інерції.

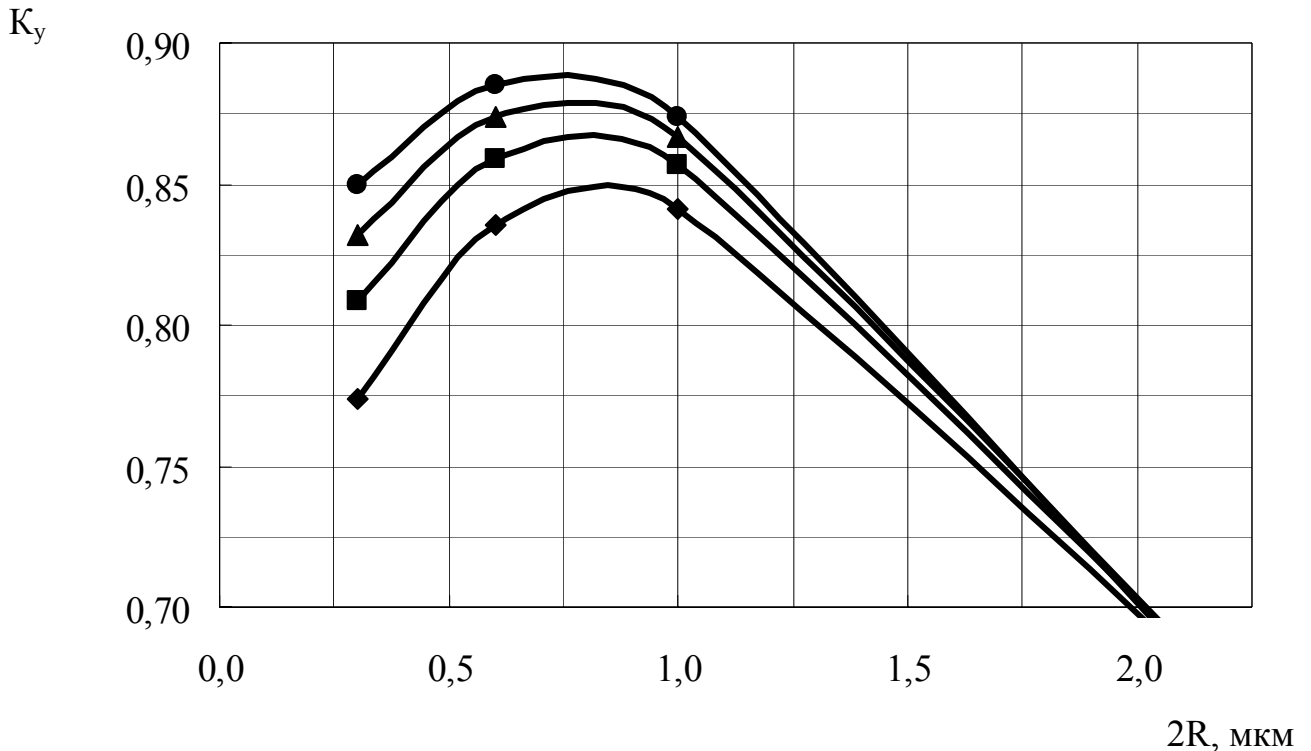


Рис. 5.2. Залежність коефіцієнту проскакування K_y від розміру вловлюваних краплин $2R$ при швидкості газového потоку v , м/с:

◆ - $v=0,15$ м/с; ■ - $v=0,20$ м/с; ▲ - $v=0,25$ м/с; ● - $v=0,30$ м/с.

Отримані розрахункові та експериментальні дані узагальнено у вигляді залежності діаметра часток d_{50} , мкм, що вловлюються при заданому гідродинамічному режимі роботи інерційно-фільтруючого тумановловлювача з ефективністю $\eta=0,5$ від гідравлічного опору ΔP , Па, що виникає при просуванні газového потоку зі зваженими краплями крізь фільтруючий елемент інерційно-фільтруючого тумановловлювача (рис.5.3):

$$d_{50}=3,41 \exp(-0,5 \cdot 10^{-3} \Delta P). \quad (5.5)$$

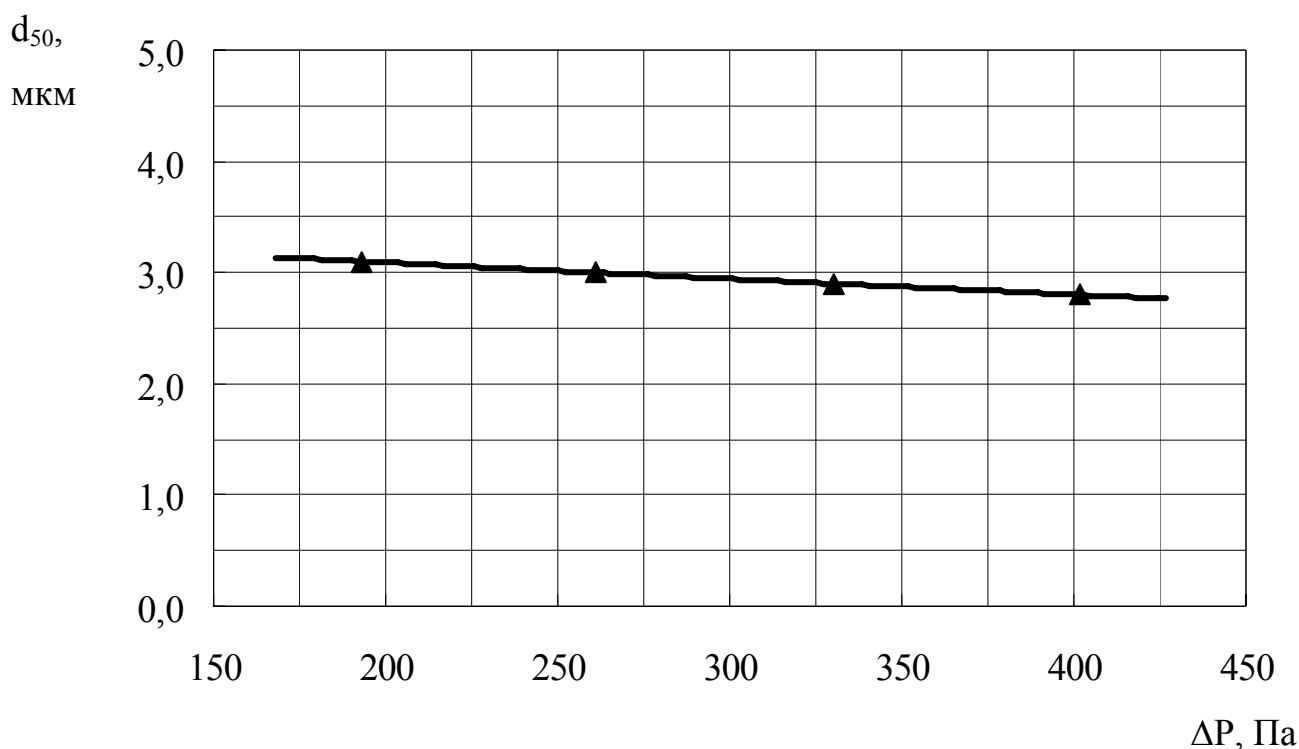


Рис. 5.3. Залежність діаметра часток d_{50} , мкм, що вловлюються з ефективністю $\eta=0,5$ від гідравлічного опору ΔP , Па, інерційно-фільтруючого тумановловлювача.

Залежність (5.5) може бути використана для розрахунку ефективності вловлювання високодисперсної краплинної рідини газосепаратором з високошвидкісним ($Re > 5$) інерційно-фільтруючим тумановловлювачем (при $Re > 5$) і дисперсному складі аерозолі на вході в сепаратор, що підкоряється логарифмічно-нормальному закону. Адекватність запропонованого методу розрахунку підтверджена експериментальними лабораторними дослідженнями й промисловими випробуваннями при сепарації з нафтових попутних і природних газів вологи у вигляді конденсаційного туману.

5.2. Інженерна методика розрахунку інерційно-фільтруючих газосепараторів

На підставі аналізу розрахунково-теоретичних залежностей, отриманих при математичному моделюванні газодинаміки руху газорідного потоку по

інерційній та фільтруючій секціях жалюзійного сепаратора, експериментальному дослідженні стендових моделей жалюзійних інерційно-фільтруючих крапле- та тумановловлювачів та комп'ютерному моделюванні течії потоку природного газу по віртуальних моделях газосепараційних елементів, відпрацьовані методи розрахунку параметрів процесу сепарації та основних режимних і конструктивних параметрів інерційно-фільтруючого газосепараційного обладнання.

Потрібна площа прохідного перетину жалюзійного пакету S , m^2 , визначається з заданої продуктивності газосепаратора по газу Q , $m^3/добу$:

$$Q=8,64 \cdot 10^4 v_{\Gamma} \varphi S \frac{p T_0}{z p_0 T}, \quad (5.6)$$

де v_{Γ} – припустима швидкість газу у насадковому інерційно-фільтруючому сепараційному елементі, м/с; φ – відносна площа живого перетину насадки (для інерційно-фільтруючого краплевловлювача $\varphi=0,9$, тумановловлювача — $\varphi=0,98$), m^2/m^2 ; p та T – робочі тиск та температура у сепараторі відповідно (тиск та температура у нормальних умовах $p_0=1,01 \cdot 10^5$ Па, $T_0=273$ К); z – коефіцієнт стиснення газу в умовах сепарації.

$$v_{\Gamma} = A \sqrt{\frac{\rho_{\text{ч}} - \rho_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}}}, \quad (5.7)$$

де A – безрозмірний критерій, визначається заданим значенням кількості вологи, що уноситься газовим потоком (коефіцієнтом унесення) (відповідно до табл.5.2); $\rho_{\text{ч}}$ та ρ_{Γ} – густина дисперсних часток (конденсату) та суцільного середовища (природного газу), $кг/м^3$.

Таблиця 5.2

Значення безрозмірного критерію A

Ступінь сепарації газу	Питоме унесення рідини C_w , $г/м^3$	Тип інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою	
		краплевловлювач	тумановловлювач
високий	<0,020	0,136	0,501
середній	6,000	0,272	0,544
низький	>40,000	0,408	0,680

$$S=ntH, \quad (5.8)$$

де n – кількість сепараційних каналів; t – ширина сепараційного каналу (крок установки подвійних жалюзей), м; H – висота сепараційної секції (висота подвійних жалюзей), м.

Потрібна довжина криволінійного сепараційного каналу L , м, краплевловлювача та тумановловлювача відповідно:

$$L = \frac{e^{\frac{\eta}{0,142}} \cdot 10^{-2}}{(77,8\rho_r + 0,204\rho_w C_w) \frac{v_r^2}{2}}, \quad (5.9)$$

$$L = \frac{e^{\frac{\eta}{0,079}} \cdot 10^{-3}}{\left(1,044 \frac{\rho_r \alpha}{\pi} + 0,446 C_w\right) \frac{v_r^2 h}{\varepsilon^2 d_b}}, \quad (5.10)$$

де η - задана ефективність сепарації; ζ_r та ζ_w - коефіцієнти гідравлічного опору; h – товщина плівки вловленої рідини, що стікає в шарі фільтруючого елементу, м; ε – пористість волокнистого матеріалу фільтруючого елементу, м³/м³; d_b – діаметр волокон, м.

Гідравлічний опір інерційно-фільтруючого краплевловлювача ΔP_k , Па, та тумановловлювача ΔP_t , Па, відповідно:

$$\Delta P_k = (\zeta_r \rho_r + \zeta_w \rho_w C_w) \frac{v_r^2}{2}, \quad (5.11)$$

$$\Delta P_t = \left(\zeta_r \frac{\rho_r \alpha}{\pi} + \zeta_w C_w \right) \frac{v_r^2 h}{\varepsilon^2 d_b}. \quad (5.12)$$

де ζ_r та ζ_w - коефіцієнти гідравлічного опору.

За залежностями, наведеними у підрозд.2.1 та 5.1, складено алгоритм та програму розрахунку на ЕОМ з оцінки ефективності роботи інерційно-фільтруючого тумановловлювача та визначення розмірів максимально проникаючих частинок дисперсної фази (додаток А).

У співавторстві винайдено нові способи сепарації та нові конструкції інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, які захищено деклараційними патентами України (№60782 А, №69701 А, МПК 7 В01D45/04) [35, 36].

Суть винаходів: газорідний потік, що містить високодисперсну крапл-

линну рідину, направляють в криволінійні сепараційні канали, при проходженні яких, під дією інерційних сил, траєкторію руху краплин рідини відхиляють від скривленої лінії струму газового потоку, що обгинає криволінійні поверхні стінок каналів гофрованих пластин жалюзійного пакету, і направляють в шари смуг із волокнистого матеріалу. Плівку вловленої рідини, сформовану у шарі із волокнистого матеріалу, направляють з криволінійних сепараційних каналів крізь щілеподібні отвори подвійних гофрованих пластин до закритих для газового потоку криволінійних дренажних каналів та відводять по ним вздовж внутрішніх поверхонь стінок пластин вниз, ізольовано від перехресного газового потоку, який рухається по криволінійному сепараційному каналу.

Способи реалізуються в пристроях, що містять жалюзійний пакет подвійних гофрованих пластин, обладнаних смугами із волокнистого матеріалу (фільтруючий сепараційний об'єм), з утворенням зовнішніми поверхнями пластин криволінійних сепараційних каналів (інерційний сепараційний об'єм), а внутрішніми поверхнями пластин криволінійних дренажних каналів, закритих для газового потоку. Поверхні ділянок западин подвійних гофрованих пластин виконані з щілеподібними отворами.

5.3. Застосування отриманих даних у промисловій практиці, розробка та впровадження високоефективних конструкцій газосепараторів на об'єктах нафтогазової промисловості

У 2001-2003 рр., під час виконання госпдоговірних науково-дослідних робіт за темою „Удосконалення обладнання установки осушування газу” (замовник ВАТ «Укрнафта»), пройшли промислові випробування та впроваджено на підприємствах ВАТ «Укрнафта» газосепаратори конструкції СумДУ, які дозволили суттєво підвищити якість товарного газу, знизити температуру точки роси, зберегти цінну сировину, яку можна передавати на переробку та отримувати додаткові прибутки, економити діетиленгліколь (ДЕГ). У цей самий період проведено дослідження умов роботи блока осушування газу (БОГ) на Качанівсько-

му газопереробному заводі (КГПЗ), Глинсько-Розбишівському виробництві та Анастасівській газліфтній компресорній станції (АГЛКС), що входять до складу ВАТ «Укрнафта». Розроблено та впроваджено у виробництво конструктивні та технологічні рішення щодо підвищення ефективності роботи БОГ.

Промислові випробування дослідно-промислових зразків інерційно-фільтруючих газосепараційних пристроїв проведено у рамках науково-дослідних робіт ВАТ «Укрнафта» за темою „Удосконалення обладнання вузла сепарації товарного газу”. У застосовуваних у технологічній схемі IV ступеня стискання дотискувальної компресорної станції (ДКС) (рис.5.4) гравітаційно-інерційних жалюзійних газосепараторах С-2/1-3 проведено заміну вертикальних жалюзійних відбійників на інерційно-фільтруючий краплевловлювач (рис.5.5). Розроблено конструкторську документацію по вдосконаленню сітчастих газосепараторів Глинсько-Розбишівського виробництва.

У 2003 р. запропоновано співробітництво в проведенні спільних науково-технічних досліджень та впровадженні сумісних конструкторсько-технологічних розробок, направлених на реконструкцію Глібовської установки комплексної підготовки газу (УКПГ) ДАТ «Чорноморнафтогаз» національної акціонерної компанії «Нафтогаз України».

Промислові випробування дослідно-промислових зразків інерційно-фільтруючих газосепараторів здійснено на ДКС IV ст. ст. Качанівського ГПЗ (рис.5.4). Компримований у циліндрах ГМК5-7 газ під тиском 20,0...45,0 кгс/см² з температурою до +97 °С надходить у нагнітальний колектор IV-го ступеня стискання, й, далі, по трубопроводу подається в масловіддільники МС-2/1-3. Після відділення масла газ проходить холодильники Х-2/1-4, де охолоджується водою оборотного циклу до температури +5...+40 °С і надходить у сепаратори С-2/1-3 для відділення від рідини. Після сепараторів газ направляється в газопровід «Качанівський ГПЗ – Бельск – Суми». Масло з МС-2/1-3 приділяється в продувну ємність (сепаратор) Е-4. Конденсат з С-2/1-3 відводиться у монжус МН-2. Рідина із МН-2 і Е-4 дренується в факельну ємність Е-1Ф і, далі, у нафтопастку УКПН НГДУ.

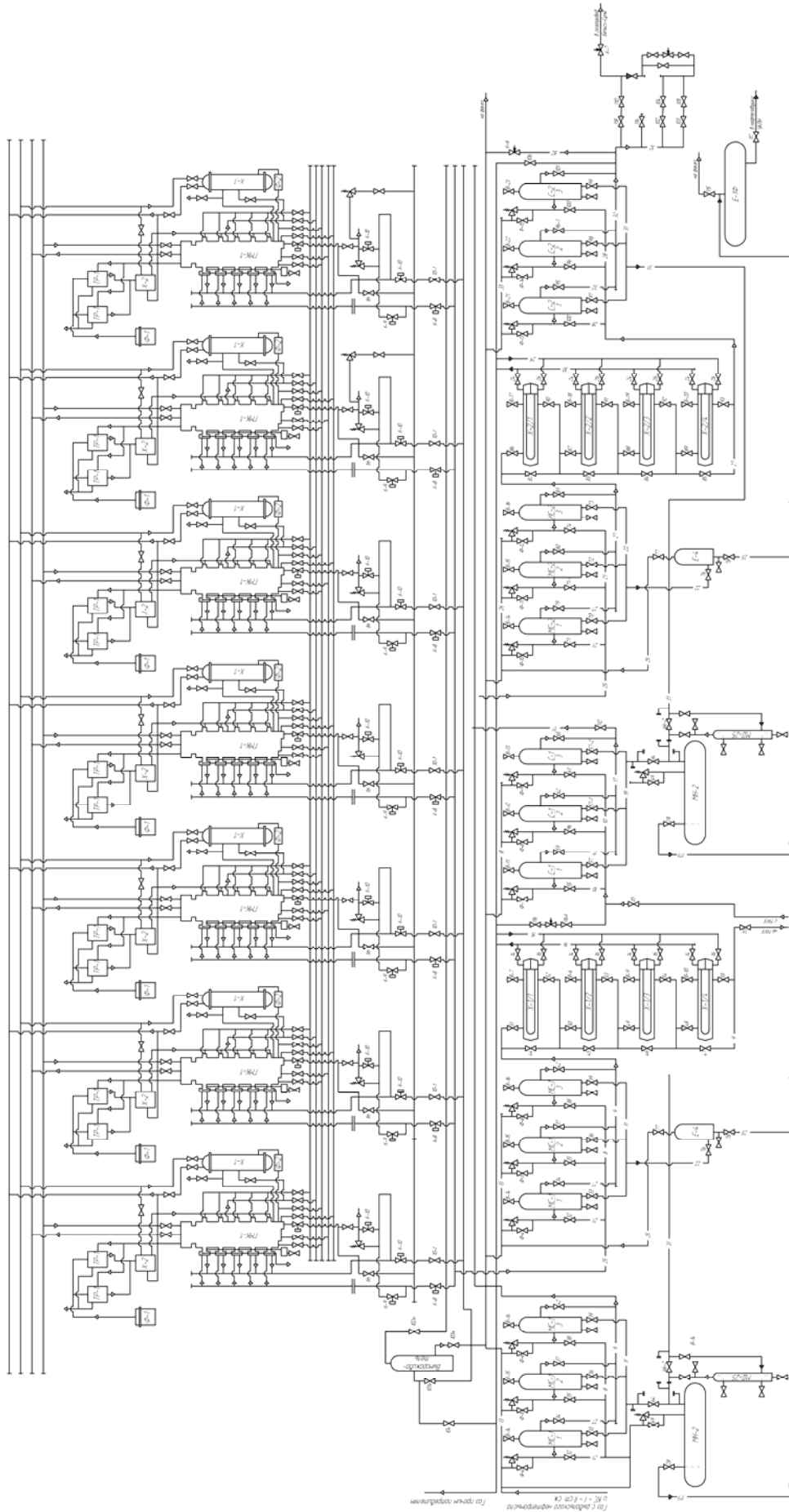


Рис. 5.4. ВАТ „Укрнафта” Качанівський ГПЗ. ДКС IV ст. ст.

Заміри вологовмісту товарного газу проводяться на лінії після сепараторів С-2/1-3. Заміри кількості конденсату, що відводиться із сепараторів для порівняльної оцінки питомої продуктивності й ефективності сепарації високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку інерційного й інерційно-фільтруючого газосепараторів, проводиться за допомогою розробленої конструкції мірника-дегазатора МД-25. Потік конденсату від сепараторів рухається по дренажній лінії 31 до мірника-дегазатора МД-25. Дегазований конденсат наповнює посудину, а газ відводиться з мірника-дегазатора у факельну лінію й далі в монжус МН-2. З монжуса конденсат направляється по трубопроводу 171 у ємність Е-1Ф.

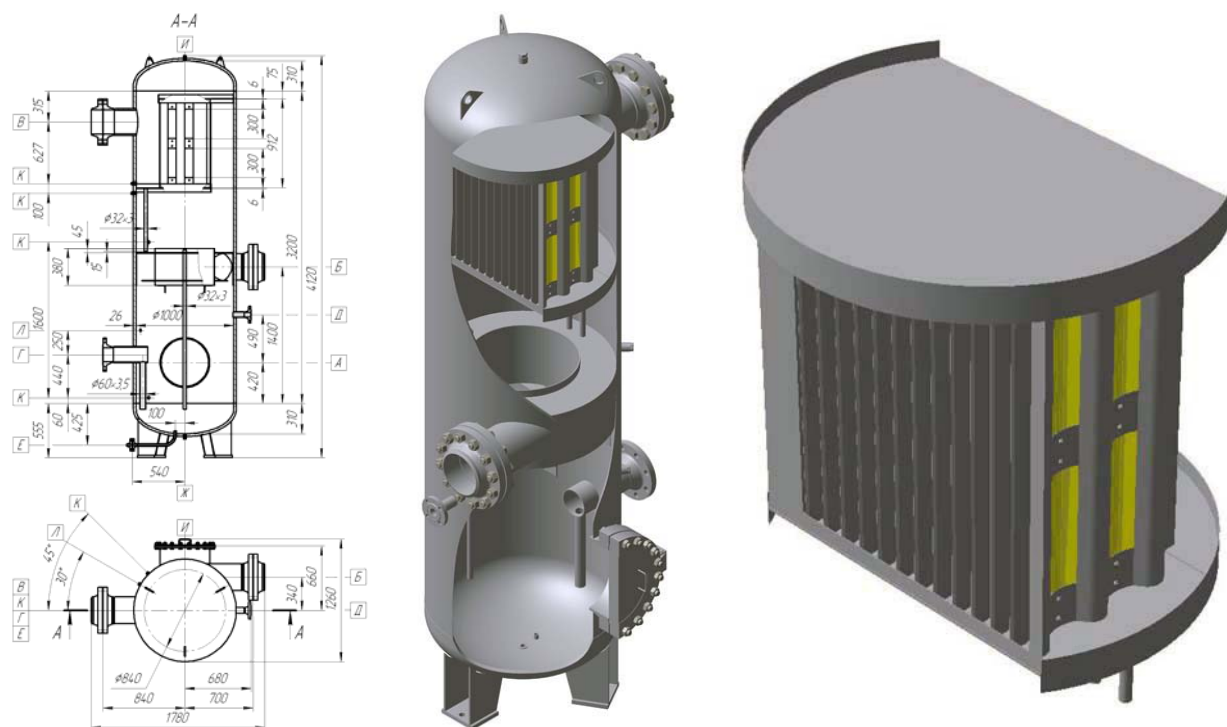


Рис. 5.5. Модернізований гравітаційно-інерційний жалюзійний газосепаратор ГСВИ 64-1000 з інерційно-фільтруючим краплевловлювачем

Проведені дослідження сепараторів С-2/1-3 в однакових технологічних режимах (продуктивність по газу $V=17468 \text{ нм}^3/\text{год}$, температура газу $t=21 \text{ }^\circ\text{C}$, тиск $p=36 \text{ кгс/см}^2$) дозволили провести порівняльну оцінку показників ефективності. Отримані в процесі проведення експерименту виміри хіміко-аналітичною лабораторією Качанівського ГПЗ представлено в табл.5.3, на рис.5.6 та у додатку Б.

Таблиця 5.3

Порівняльна оцінка роботи газосепараторів С-2/1-3

Показник	Стандартний сепаратор С-2/1,3	Модернізований сепаратор С-2/2
Гідравлічний опір, Па	420	415
Температура точки роси, °С: - по переносному приладу (заміри в колекторі після сепараторів)	-3,3	1,7
- по приладу на щиті «ТОРОС» (заміри в магістральному трубопроводі товарного газу)	10,0	8,0

Авторський нагляд за роботою дослідно-промислових зразків, протягом тривалого терміну експлуатації, не виявив підвищення значення гідравлічного опору інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв. Проведений зовнішній огляд фільтрувальних елементів не визначив помітних змін структури або забруднень фільтруючого елементу.

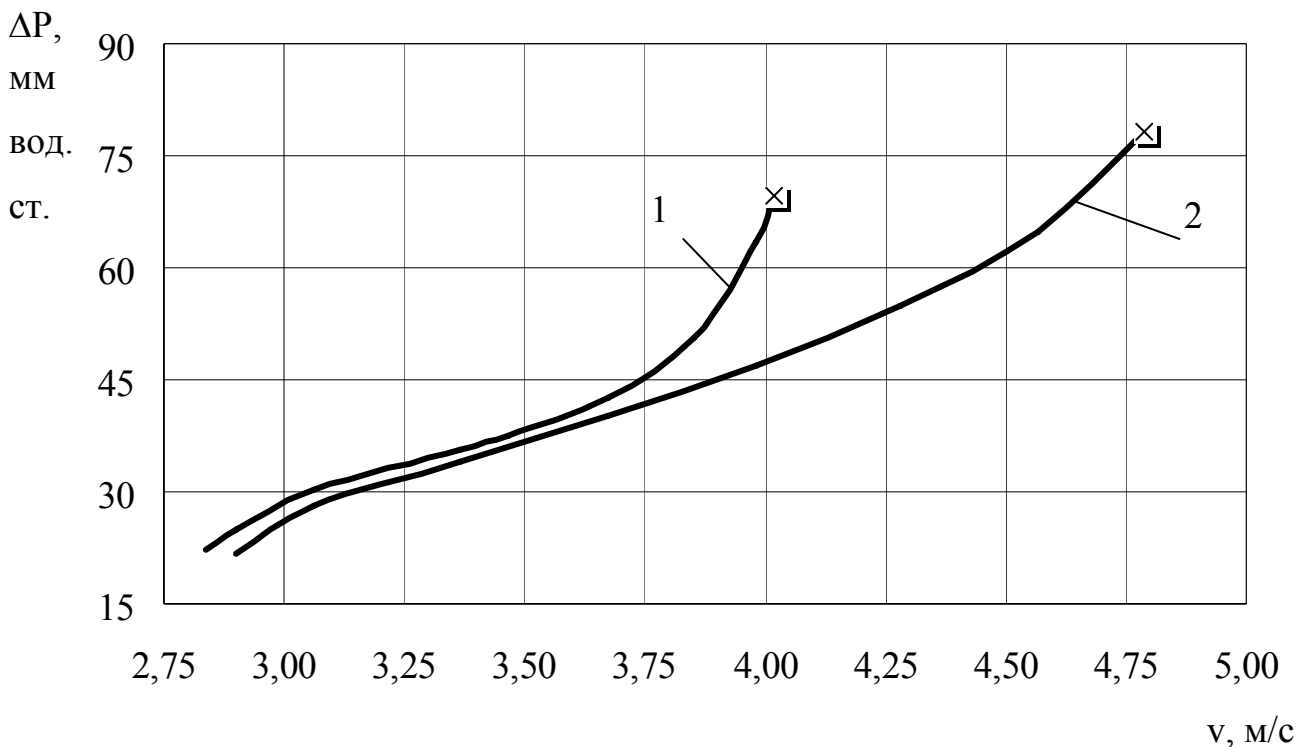


Рис. 5.6. Залежність гідравлічного опору від швидкості газового потоку:

1 – гравітаційно-інерційний сепаратор; 2 – інерційно-фільтруючий краплеловлювач; × – критична крапка інверсії фаз (відповідає режиму захлинання)

Проведена порівняльна оцінка традиційних та модернізованих газосепараторів, які працювали в однакових технологічних режимах, підтвердила доцільність застосування оригінальних сепараційних та контактних елементів. Досягнуто зниження температури крапки роси газу на 4-5 $^{\circ}\text{C}$, стало можливим досягнення більш високо інтенсивних гідродинамічних режимів руху двофазного потоку без виходу на критичні режими роботи, за яких починається вторинне унесення з сепараційних поверхонь та захлинання фільтруючих шарів (рис.5.6).

Забезпечено підвищення здатності вловлювання за рахунок запобігання вторинного унесення та створення стабільного стоку вловленої рідини, що припускає можливим тепер досягти більш високого значення ефективності сепарації високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку, порівняно з гравітаційно-інерційними сепараційними пристроями (рис.5.7).

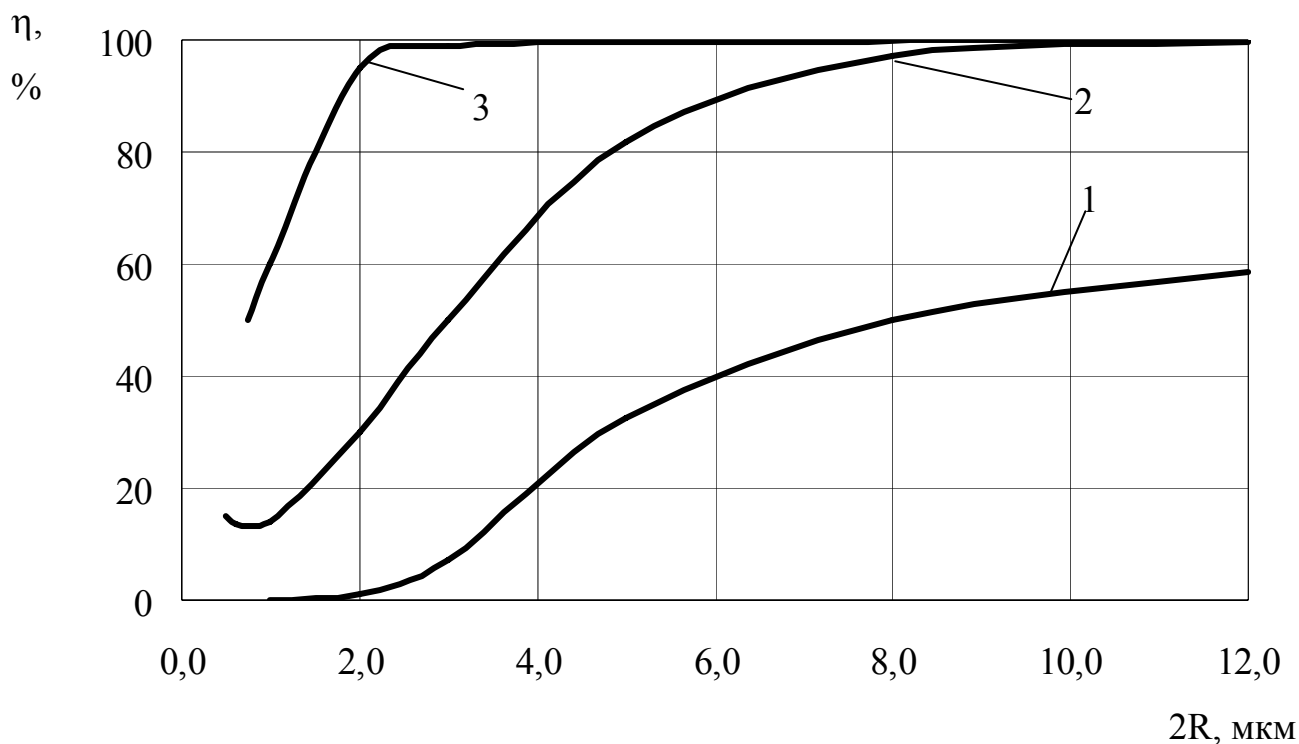


Рис. 5.7. Ефективність вловлювання газосепаратора, обладнаного:

1 – гравітаційно-інерційним жалюзійним відбійником; 2 – інерційно-фільтруючим краплевловлювачем; 3 – інерційно-фільтруючим тумановловлювачем;

5.4. Висновки до п'ятого розділу

1. Проведено порівняльний аналіз розрахунково-теоретичних залежностей, отриманих при математичному моделюванні, результатів експериментальних досліджень та комп'ютерних моделювань.
2. Розроблено методику розрахунку параметрів процесу у інерційно-фільтруючих сепараторах та інженерну методику розрахунку інерційно-фільтруючих сепараторів в умовах сепарації високодисперсної краплинної рідини з потоку природного газу
3. Розроблено алгоритм та програму розрахунку на ЕОМ з оцінки ефективності роботи інерційно-фільтруючого тумановловлювача та визначення розмірів максимально проникаючих часток дисперсної фази.
4. Запропоновано нові способи сепарації та нові конструкції інерційно-фільтруючих сепараторів, що дозволяють значно підвищити ступінь очищення газового продукту, та захищені деклараційними патентами України.
5. Наведено результати промислових випробувань дослідно-промислових зразків газосепараторів, надано рекомендації щодо розробки та впровадження високоефективних конструкцій газосепараторів на об'єктах нафтогазової промисловості.

Основні наукові результати розділу опубліковані в працях [35, 36, 59, 66, 93-96].

ВИСНОВКИ

1. На підставі аналізу процесів сепарації мікрокраплинної вологи у газово-му середовищі виявлено недоліки існуючих газосепараційних пристроїв та визначено перспективні напрямки організації руху газокраплинного потоку, що поєднує кращі переваги інерційних та фільтруючих способів сепарації з метою покращення якості газового потоку.
2. Розроблено математичну модель розрахунку гідродинамічних та сепараційних показників інерційно-фільтруючих сепараторів, в якій враховано часткове проходження газокраплинного потоку крізь фільтруючий шар у кожному інерційному елементі сепаратора, що розміщені послідовно.
3. Експериментально досліджено розподіл швидкостей руху газового потоку у модельних зразках інерційно-фільтруючих крапле- та тумановловлювачів, проведено порівняння отриманих результатів з теоретичними розрахунками та отримано гідравлічні та сепараційні характеристики як модельних, так і промислових зразків інерційно-фільтруючих сепараторів.
4. Проведено комп'ютерне моделювання руху газового потоку у каналах інерційно-фільтруючих сепараторів, що дало змогу визначити місце розміщення та розміри фільтруючого елемента.
5. Розроблено методику розрахунку параметрів процесу у інерційно-фільтруючих сепараторах та інженерну методику розрахунку інерційно-фільтруючих сепараторів в умовах сепарації високодисперсної краплинної рідини з потоку природного газу.
6. Запропоновано нові способи сепарації та нові конструкції інерційно-фільтруючих сепараторів, які захищені деклараційними патентами України, що дозволяють значно підвищити ступінь очищення газового продукту.
7. Проведено впровадження нових інерційно-фільтруючих сепараторів у промислове виробництво, результати якого довели високу ефективність пропонованого обладнання.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

- 1 А.с. №1005838 СССР, МКИ В01D45/00. Инерционный пылеуловитель / В.Я.Мулин. — №3275736/23-26; Заявлено 24.02.1981; Опубл. 23.03.1983, Бюл. №11.
- 2 А.с. №1111797 СССР, МКИ В01D45/04. Сепаратор / Г.А.Малышев, И.Л.Абрамович. — №3597773/23-26; Заявлено 06.04.1983; Опубл. 07.09.1984, Бюл. №33.
- 3 А.с. №1604419 СССР, МКИ В01D45/04. Сепаратор / И.Ф.Юхно, И.В.Соин, С.И.Юхно и Е.И.Выстороп. — №4454217/23-26; Заявлено 04.07.1988; Опубл. 07.11.1990, Бюл. №41.
- 4 А.с. №1607890 СССР, МКИ В01D45/08. Газожидкостный сепаратор / А.И.Лифарь, А.В.Макеев. — №42892778/31; Заявлено 18.06.1987; Опубл. 23.11.1989, Бюл. №43.
- 5 А.с. №1634300 СССР, МКИ В01D45/06. Газожидкостный сепаратор / Ю.В.Зайцев, Э.Г.Синайский, В.А.Щелкунов, Д.И.Шевелев, Ю.А.Кашицкий, Г.К.Зиберт и В.А.Толстов. — №4663005/26; Заявлено 16.03.1989; Опубл. 15.03.1991, Бюл. №10.
- 6 А.с. №1680271 СССР, МКИ В01D45/06. Каплеуловитель / А.И.Лифарь. — №4682677/26; Заявлено 19.04.1989; Опубл. 30.09.1991, Бюл. №36.
- 7 А.с. №1785724 СССР, МКИ В01D45/08. Пылежидкостный отделитель / А.И.Лифарь. — №4863342/26; Заявлено 03.09.1990; Опубл. 07.01.1993, Бюл. №1.
- 8 А.с. №1792725 СССР, МКИ В01D45/06. Сепаратор капельной жидкости / А.И.Лифарь. — №4837301/26; Заявлено 11.06.1990; Опубл. 07.02.1993, Бюл. №5.
- 9 А.с. №182108 СССР, МПК В01D1/02. Массообменный аппарат для взаимодействия газа с жидкостью / И.М.Плехов, А.И.Ершов. — №910034/23-26; Заявлено 06.07.1964; Опубл. 25.05.1966, Бюл. №11.
- 10 А.с. №237102 СССР, МПК В01D3/05. Центробежный сепаратор /

- А.И.Ершов, И.М.Плехов, И.Р.Ковенский, В.В.Пименов, Н.В.Дременко, А.Н.Савельев, А.И.Бершевиц, В.К.Цветков, О.М.Романов и А.С.Семенов. — №1151626/23-5; Заявлено 24.04.1967; Опубл. 12.02.1969, Бюл. №8.
- 11 А.с. №997746 СССР, МКИ В01D45/00. Сепаратор / Г.М.Яковлев, И.И.Гавриленкова. — №3301215/23-26; Заявлено 31.03.1981; Опубл. 23.02.1983, Бюл. №7.
- 12 Абрамович Г.Н. Прикладная газовая динамика. — М.: Наука, 1976.
- 13 Акилов Ж.А., Гурбанов Р.С., Файзуллаев Д.Ф. К вопросу определения коэффициента взаимодействия при взаимопроникающем движении двухфазных сред // Доклады Академии Наук УзССР. — 1965. — №12. — с. 8-12.
- 14 Бабуха Г.Л., Шрайбер А.А., Подвысоцкий А.М. Методика расчета двухфазного течения с учетом полидисперсности вторичных капель // Вопросы технической теплофизики. — 1973. — №4. — с. 7-11.
- 15 Балабеков О.С., Балтабаев Л.Ш. Очистка газов в химической промышленности. Процессы и аппараты. — М.: Химия, 1991, — 256 с.
- 16 Бекиров Т.М. Первичная переработка природных и нефтяных газов. — М.: Недра, 1987. — 256 с.
- 17 Бекиров Т.М. Промысловая и заводская обработка природных и нефтяных газов. — М.: Недра, 1980. — 283 с.
- 18 Белевицкий А.М. Проектирование газоочистительных сооружений. — Л.: Химия, 1990. — 288 с.
- 19 Берлин М.А., Гореченков В.Г., Волков Н.П. Переработка нефтяного и природного газа. — М.: Химия, 1981. — 472 с.
- 20 Биргер М.И., Вальдберг А.Ю., Мягков Б.И. Справочник по пыле- и золоулавливанию. — М.: Энергоатомиздат, 1983. — 312 с.
- 21 Вальдберг А.Ю., Крайнов Н.В., Савенков Н.В., Савицкая Н.М. Расчет эффективности высокоскоростных волокнистых фильтров / Теоретические основы химической технологии. — 1994. — Том 28, №2. — с. 164-

- 166.
- 22 Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А. Расчет эффективности высокоскоростных волокнистых фильтров // Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 1999. — №4. — с. 32-34.
- 23 Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А., Каменщиков И.Г. Образование туманов и каплеулавливание в системах очистки газов. — М.: ОАО "НИИОГАЗ", 2003. — 256 с.
- 24 Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А., Каменщиков И.Г. Эффективность улавливания капель тумана в волокнистых фильтрах при малых скоростях фильтрации / Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 1999. — №1. — с. 40-42.
- 25 Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А., Огурцов А.В. Метод расчета высокоскоростных туманоуловителей / Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 2002. — №7. — с. 45-46.
- 26 Вальдберг А.Ю., Огурцов А.В., Казначеева Т.О. Расчет эффективности низкоскоростных волокнистых туманоуловителей / Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 2004. — №8. — с. 35-36.
- 27 ВАТ "Укрнафта". — Київ, 2004. — <http://www.ukrnafta.kiev.ua/>
- 28 Врагов А.П. Процессы и оборудование газоразделительных установок. — Сумы: Университетская книга, 2005. — 272 с., ил.
- 29 ГАО "Черноморнефтегаз". — Симферополь, 2004. — <http://www.gas.crimea.ua>
- 30 Гибкин В.И., Зиберт Г.К., Акчурин Р.Х., Кононов А.В. Улучшение работы абсорбера осушки газа // Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 2001. — №10. — с. 10-12.
- 31 Гордон Г.М., Пейсахов И.Л. Пылеулавливание и очистка газов в цветной металлургии. — М.: Металлургия, 1977. — 456 с.
- 32 Гуревич Г.Р., Брусиловский А.И. Справочное пособие по расчету фазового состояния и свойств газоконденсатных смесей. — М.: недра, 1984.
- 33 Двухфазные моно- и полидисперсные течения газа с частицами / Под

- ред. Л.Е.Стернина. — М.: Машиностроение, 1980. — 172 с.
- 34 Дейч М.Е., Салтанов Г.А., Сивобород В.А., Симановский Г.П. Численное решение неоднородных смешанных задач газодинамики двухфазных сред // Труды Московского энергетического института. — 1976. — Вып. 306. — с. 9-20.
- 35 Декл. 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.
- 36 Декл. 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.
- 37 Диаров Р.К., Овчинников А.А., Николаев Н.А. Устройства для сепарации и равномерного распределения многофазных потоков по технологическим аппаратам подготовки нефти. Обзорная информация. — М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. — 25 с.
- 38 Динков В.А., Гриценко А.И., Васильев Ю.Н., Мужиливский П.М. Повышение эффективности использования газа на компрессорных станциях. — М.: Недра, 1981. — 296 с.
- 39 ДОО Центральное Конструкторское Бюро Нефтеаппаратуры. — Москва, 2005. — <http://www.ckbn.ru/>.
- 40 Дрокін В., Козій В., Наконечний Я. Нормування вологовмісту природних газів / Стандартизація Сертифікація Якість. — 2003. — №4. — с. 29-32.
- 41 Ершов А.И. Разработка, исследование и применение элементных ступеней контакта с взаимодействием фаз в закрученном прямотоке: Дис... докт. техн. наук: 05.17.08. — Л., 1975. — 304 с.

- 42 Ершов А.И., Плехов И.М., Бершевец А.И. Новые конструкции сепараторов для очистки промышленных газов. Обзорная информация. — Минск, БелНИИТИ, 1973. — 35 с.
- 43 Ескенди́ров М.З. Коагуляция и осаждение туманов в прямоточном аппарате с регулярным расположением турбулизирующих элементов: Автореф. дис... канд. техн. наук: 05.17.08. — Чимкент, 1991. — 17 с.
- 44 Жданова Н.В., Халиф А.Л. Осушка природных газов. — М.: Недра, 1975. — 189 с.
- 45 Идельчик И.Е. Аэрогидродинамика технологических аппаратов. — М.: Машиностроение, 1975. — 558 с.
- 46 Калашников О.М. Особливості газодинаміки та ефективність прямоточних краплевловлювачів компресорних станцій: Дис... канд. техн. наук: 05.05.15. — Суми, 2003. — 176 с.
- 47 Каратаев Ю.П., Гвоздев Б.П., Гриценко А.И., Саркисян Л.М. Подготовка газа к транспорту. — М.: Недра, 1973. — 440 с.
- 48 Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. — 11-е изд., стереотип., дораб. Перепеч. — М.: Альянс, 2005. — 784 с.
- 49 Кирш В.А. Моделирование аэрозольных волокнистых фильтров при накоплении частиц: Автореф. дис... канд. техн. наук. — М., 2001. — 20 с.
- 50 Косенков В.Н. Разделение газожидкостных потоков в центробежных сепарационных аппаратах: Дис... канд. техн. наук: 05.17.08. — Баку, 1988. — 173 с.
- 51 Коузов Г.М., Мальгин А.Д., Скрябин Г.М. Очистка от пыли газов и воздух в химической промышленности. — Л.: Химия, 1982. — 256 с.
- 52 Крайко А.Н., Стернин Л.Е. К теории течений двускоростной сплошной среды с твердыми или жидкими частицами / Прикладная математика и механика. — 1965. — Том 29, №3. — с. 418-429.
- 53 Кузнецов А.А., Судаков Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справочное пособие. — М.: Химия, 1983. — 224 с.

- 54 Купавых А.Б. Совершенствование вихревых сепараторов для промышленной подготовки нефтяных газов: Автореф. дис... канд. техн. наук: 05.02.13. — Уфа, 2004. — 23 с.
- 55 Лебедюк Г.К., Вальдберг А.Ю., Громова М.П., Приходько В.П. Каплеуловители и их применение в газоочистке. Обзорная информация. — М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1974. — 63 с.
- 56 Левич В.Г. Физико-химическая гидродинамика. — М.: Физматгиз, 1959.
- 57 Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: Наука, 1970. — 904 с.
- 58 Лукин В.Д., Курочкин М.И. Очистка вентиляционных выбросов в химической промышленности. — Л.: Химия, 1980. — 232 с.
- 59 Ляпощенко О.О., Склабінський В.І. Високоєфективне інерційно-фільтруюче газосепараційне обладнання у нафтогазовій промисловості // Проблеми економії енергії: Збірник матеріалів IV Міжнародної науково-практичної конференції. — Львів, 2003. — с. 106-107.
- 60 Ляпощенко О.О., Склабінський В.І. Комп'ютерне моделювання пливу потоку природного газу по 3D моделях газосепараційних елементів // Технологія 2005. Збірник тез доповідей VIII Всеукраїнської науково-практичної конференції студентів, аспірантів та молодих вчених. — Сєверодонецьк, 2005. — с.41-42
- 61 Ляпощенко О.О., Склабінський В.І. Комп'ютерне моделювання трьохвимірних течій потоку природного газу по 3D моделях високоєфективних газосепараційних елементів // Матеріали науково-технічної конференції преподавателей, сотрудников, аспирантов и студентов инженерного факультета. — Сумы: Изд-во СумГУ, 2005. — Вып. 7. — с. 30.
- 62 Ляпощенко О.О., Склабінський В.І. Механізми формування високодисперсної краплинної рідини у потоці природного газу // Дисперсные системы. Тезисы докладов XXI научной конференции стран СНГ. — Одесса, 2004. — с. 203-204.
- 63 Ляпощенко О.О., Склабінський В.І. Механізми формування високодис-

- першої краплинної рідини у потоці природного газу // Сборник "Физика аэродисперсных систем". — 2005. — с. 7-15.
- 64 Ляпощенко О.О., Склабінський В.І. Підвищення ефективності сепараційного устаткування компресорних установок нафтогазової промисловості // Вісник Сумського державного університету. — 2005. — №1(73). — с. 58-68.
- 65 Ляпощенко О.О., Склабінський В.І. Підвищення ефективності сепараційного устаткування компресорних установок нафтогазової промисловості // Компрессорная техника и пневматика в XXI веке. Труды XIII Международной научно-технической конференции по компрессоростроению. — Сумы, 2004. — с. 267-277.
- 66 Ляпощенко О.О., Склабінський В.І. Порівняння експлуатаційних показників інерційних та фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу // Материали научно-технической конференции преподавателей, сотрудников, аспирантов и студентов инженерного факультета. — Сумы: Изд-во СумГУ, 2003. — Вып. 4. — с. 150-151.
- 67 Марков В.А., Перминов Е.В., Шишло Б.М. Исследование устройства для отделения взвешенных частиц от газового потока // Химическое и нефтяное машиностроение. — 1993. — №1. — с. 25-28.
- 68 Марон В.И., Медведев В.А. К выводу уравнений энергии взаимопроникающих движений газовых сред // Вестник Московского университета. — 1963. — №1. — с. 43-45.
- 69 Меркулов А.П. Управление движением жидкости. — Новосибирск: Наука, 1981. — 174 с.
- 70 Мильштейн Л.М. О критериях дифференцированной оценки сепарационных устройств // Переработка нефти и газов. — 1977. — №2. — с. 77-81.
- 71 Мильштейн Л.М., Бойко С.И., Запорожец Е.П. Нефтегазопромысловая сепарационная техника: Справочное пособие. — М.: Недра, 1991. — 236 с.

- 72 Монтаж оборудования компрессорных станций магистральных газопроводов: Справочное пособие / Под ред. Аберков А.С., Ильин Л.В. — М.: Недра, 1989. — 155 с.
- 73 Мошкин А.А. Научно-технические основы и разработка аппаратов улавливания высокодисперсной жидкой фазы (туманоуловителей): Автореф. дис... докт. техн. наук. — Воронеж, 2001.
- 74 Мошкин А.А., Вальдберг А.Ю., Каменщиков И.Г. Волокнистые туманобрызгоуловители // Научные и технические аспекты охраны окружающей среды. — М.: ВИНТИ, 2000. — №1. — с. 25-65.
- 75 Огурцов А.В., Вальдберг А.Ю., Гришина С.Н. Расчет эффективности волокнистых туманоуловителей, работающих в переходном режиме // Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 2003. — №4. — с. 35-36.
- 76 ОСТ 26-02-645-72. Газосепараторы центробежные регулируемые, жалюзийные и сетчатые. Типы, конструкция, основные размеры и технические требования. — Взамен Н963-63, Н573-65; Введ. 01.01.1975. — М.: Изд-во стандартов, 1974. — 74 с.
- 77 Пат. №157627 Польша, МКИ В01D45/16. Каплеуловитель / Przyb Henrik, Lazar Zdzistlaw. — Заявлено 19.01.1989; Оpubл. 30.06.1992.
- 78 Пат. №157832 Польша, МКИ В04С5/00. Устройство для очистки газа / Switka Krzisztof, Ciszek Tadeusz. — Заявлено 20.03.1989; Оpubл. 31.07.1992.
- 79 Пат. №2038119 РФ, МКИ В01D45/08. Каплеотбойное устройство / М.Ш.Саттаров, В.С.Ермилов, И.Х.Вагапов, В.Д.Борисов, В.А.Крюков, А.И.Гриценко, В.М.Муров, Р.Р.Ахсанов. — №5061780/26; Заявлено 09.09.1992; Оpubл. 27.06.1995, Бюл. №18.
- 80 Пат. №2038120 РФ, МКИ В01D45/08. Устройство для отбоя капель жидкости из газовых потоков / М.Ш.Саттаров, С.В.Калиниченко, В.И.Мурин, И.Х.Вагапов. — №92015758/26; Заявлено 30.12.1992; Оpubл. 27.06.1995, Бюл. №18.
- 81 Пат. №2062139 РФ, МКИ В01D45/08. Газожидкостный сепаратор /

- О.И.Квасенков, О.И.Андропова. — №93044232/26; Заявлено 09.09.1993; Оpubл. 20.06.1996; Бюл №17.
- 82 Пат. №2096069 РФ, МКИ В01D45/04. Устройство для очистки газа / Е.П. Запорожец, Б.С. Полей, Г.К. Зиберт. — №96115804/25; Заявлено 30.07.1996; Оpubл. 20.11.1997, Бюл №32.
- 83 Пат. №4971613 США, МКИ В01D45/00. Vane extractor with extended drain / Valliant Charler B.; Peerless Manufacturing Co. — №382249; Заявлено 19.07.1989; Оpubл. 20.11.1990, НКИ 55/440.
- 84 Пирумов А.И. Аэродинамические основы инерционной сепарации. — М.: Госстройиздат, 1961. — 124 с.
- 85 Пляцук Л.Д. Принципы расчета и конструирования прямоточных массо-обменных аппаратов с регулярной подвижной насадкой: Автореф. дис... докт. техн. наук: 05.17.08. — М., 1991. — 37 с.
- 86 Повх И.Л. Техническая гидромеханика. — 2-е изд., перераб. и доп. — Л.: Машиностроение, 1976. — 504 с.
- 87 Протоdjяконов И.О. Чесноков Ю.Г. Гидромеханические основы процессов химической технологии. — Л.: Химия, 1987. — 360 с.
- 88 Продукция ДОО "ЦКБН" / ОАО "Газпром". — М., 2005. — <http://www.gazprom.ru/>.
- 89 Рахматулин Х.А. Основы газодинамики взаимнопроникающих движений сжимаемых сред / Прикладная математика и механика. — 1956. — Том XX, №2. — с. 184-195.
- 90 Самойлович Г.С. Газодинамика: Учебник для студентов вузов, обучающихся по специальности «Турбостроение». — М.: Машиностроение, 1990. — 384 с.
- 91 Синайский Э.Г. Разделение двухфазных многокомпонентных смесей в нефтегазопромысловом оборудовании. — М.: Недра, 1990.— 272 с., ил.
- 92 Склабинский В.И., Ляпощенко А.А., Жерноклеева М.В. Применение инерционно-фильтрующих элементов для повышения эффективности сепарационного оборудования нефтегазовой промышленности // Мате-

- риалы научно-технической конференции преподавателей, сотрудников, аспирантов и студентов инженерного факультета. — Сумы: Изд-во СумГУ, 2004. — Вып. 4. — с. 107.
- 93 Склабинский В.И., Стороженко В.Я., Смирнов В.А., Ляпощенко А.А. Анализ технологической схемы и работы оборудования установки осушки природного газа и узла сепарации // Экотехнологии и ресурсосбережение. — 2003. — №6. — с. 70-75.
- 94 Склабинський В.І., Ляпощенко О.О. Газосепараційне та масообмінне обладнання нафтогазопереробних та хімічних виробництв. Промислові випробування дослідно-промислових зразків // Хімічна промисловість України. — 2005. — №6(71). — с. 24-27.
- 95 Склабинський В.І., Ляпощенко О.О. Дослідження високоефективного інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання компресорних установок нафтогазової промисловості // 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.
- 96 Склабинський В.І., Ляпощенко О.О. Підвищення ступеня утилізації побіжного нафтового та природного газів шляхом застосування високо-ефективного газосепараційного устаткування // Вісник Сумського державного університету. — 2004. — №2(61). — с. 65-69.
- 97 Слезкин Н.А. Дифференциальные уравнения движения пульпы / Доклады Академии Наук СССР. — 1952. — Том LXXXVI, №2. — с. 235-237.
- 98 Справочник по пыле- и золоулавливанию / Под общ. ред. А.А. Русанова. — 2-е изд. перераб. и доп. — М. : Энергоатомиздат, 1983. — 312 с., ил.
- 99 Справочник процессов переработки газов '2002 // Нефтегазовые технологии. — 2002. — №5. — с.135-137.
- 100 Степанов Г.Ю., Зицер И.М. Инерционные воздухоочистители. — М.: Машиностроение, 1986. — 182 с.
- 101 Страус В. Промышленная очистка газов. — М.: Химия, 1981.— 616 с.

- 102 Телетов С.Г. Вопросы гидродинамики двухфазных смесей // Вестник Московского университета. — 1958. — №2. — с. 15-27.
- 103 Толстов В.А. Создание сепарационных устройств для технологических установок промышленной подготовки газа: Дис... канд. техн. наук: 05.04.07. — Баку, 1987. — 190 с.
- 104 Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Очистка газов мокрыми фильтрами. — М.: Химия, 1972. — 248 с.
- 105 Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Подготовка промышленных газов к очистке. — М.: Химия, 1975. — 216 с.
- 106 Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю., Мягков Б.И., Решидов И.К. Очистка промышленных газов от пыли. — М.: Химия, 1981. — 392 с.
- 107 Ужов В.Н., Мягков Б.И. Очистка промышленных газов фильтрами. — М.: Химия, 1970. — 320 с.
- 108 Ушаков С.Г., Зверев Н.И. Инерционная сепарация пыли. — М.: Энергия, 1974. — 168 с.
- 109 Фокин Б.С., Боришанский В.М., Андреевский А.А., Быков Г.С. Сопоставление потерь давления на трение при движении двухфазного потока в вертикальном и горизонтальном каналах // Достижения в области исследования теплообмена и гидравлики двухфазных потоков в элементах энергооборудования. — Л.: Наука, 1973. — с. 7-11.
- 110 Фукс Н.А. Механика аэрозолей. — М.: Изд-во АН СССР, 1955. — 351 с.
- 111 Чепкасов В.М. Методика расчета и промышленное внедрение прямоочных вихревых сепараторов применительно к подготовке нефтяного попутного газа: Автореф. дис... канд. техн. наук: 05.17.08. — Казань, 1989. — 21 с.
- 112 Черняков А.Л. Гидродинамика волокнистых сред и ее применение в теории фильтрации: Автореф. дис... докт. техн. наук. — М., 2001. — 27 с.
- 113 Шавкин Н.К. Очистка природного газа на магистральных газопроводах. — Л.: Недра, 1973. — 92 с.
- 114 Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. — М.: Наука, 1969.

- 115 Щукин В.К. Теплообмен и гидродинамика внутренних потоков в полях массовых сил. — М.: Машиностроение, 1980. — 240 с.
- 116 Якуба А.Р. Гидродинамика и эффективность пылеуловителей с закрученными потоками в процессах химической технологии красителей, пигментов и вспомогательных веществ: Дис... докт. техн. наук. — Сумы, 1996. — 378 с.
- 117 Якуба А.Р., Калашников А.Н. Анализ и оценка сил, действующих на частицы в сепараторах с закрученными потоками // Вестник Сумского государственного университета. — 1998. — №2(10), — с. 41-45.
- 118 Brink Mist Eliminators for Sulfuric Acid Plants / Monsanto Enviro-Chem Systems, Inc. — 1998.
- 119 Burkholtz A. Mist Elimination / Air Pollution Control. Pt IV / Ed. G.M.Bragg, W.Strauss. — N.Y.: Wiley-Intersci. Publ., 1981. — P.187.
- 120 COSMOSFloWorks / SolidWorks Corporation COSMOS Analysis Products (Fluid Flow Simulation Software). — 2005. — <http://www.solidworks.com/pages/services/COSMOS/>.
- 121 D.W. Stanton and C.J. Ruthland, Multi-Dimensional Modeling of Thin Liquid Films and Spray-Wall Interactions Resulting From Impinging Sprays, Int. J. of Heat and Mass Transfer, vol. 41, pp. 3037-3054, 1998
- 122 ENVIRO-CHEM SYSTEMS a Monsanto Company. — Missouri, 2000. — <http://www.enviro-chem.com/>.
- 123 FlowVision / ООО ТЕСИС (Современный программный комплекс от компании ТЕСИС моделирует трехмерные стационарные и нестационарные течения жидкости и газа). — М., 2005. — <http://www.flowvision.ru/>.
- 124 Franci P.E. New glycol regenerator adaptable to offshore use // World oil. — 1993. — July.
- 125 Franci P.F., Clarke J.W. Emission free, high purity TEG regenerator // 1994 GRI Glycol Dehydrator / Gas Processing Air Toxic Conference, — San Antonio, 1994.

- 126 HI-FLO Ultra High Capacity Brink Mesh Pad / Monsanto Enviro-Chem Systems, Inc. — 1998.
- 127 R. Schmehl, H. Rosskamp, M. Willmann, and S. Witting, CFD Analysis of Spray Propagation and Evaporation Including Wall Film Formation and Spray/Film Interaction, *Int. J. of Heat and Fluid Flow*, vol. 20, pp. 520-529, 1999
- 128 Rigail C. Solving Aromatic and CO₂ emissions with the Drizo gas/glycol dehydration process // GPA Europe Meeting. — 2001. — February 23rd.
- 129 Smith R.S., Humphrey S.E. High purity glycol design parameters and operating experience // 45th Laurance Reid Gas Conditioning Conference. — 1995.

ДОДАТОК А

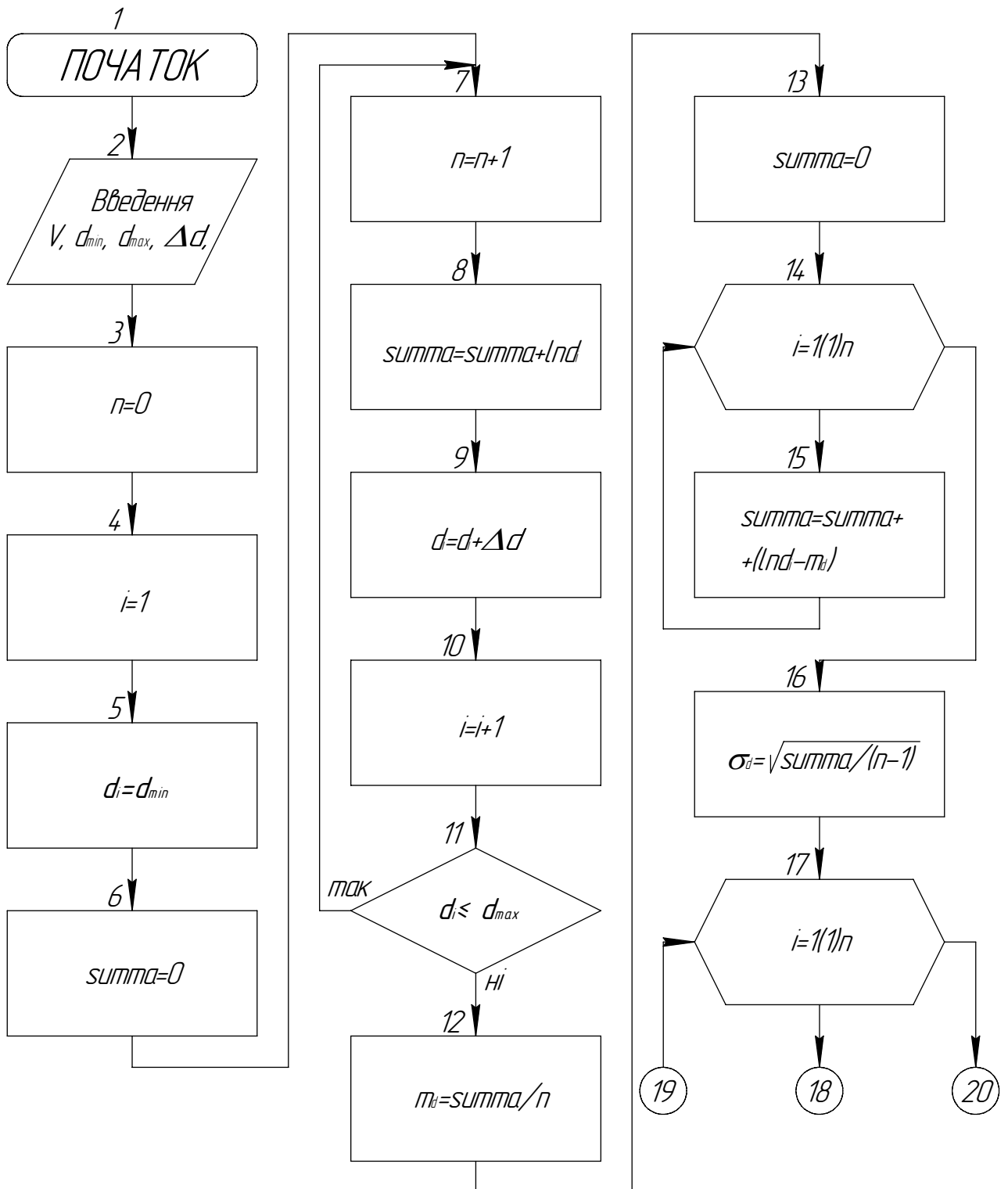


Рис. А.1. Блок-схема розрахунку по оцінці ефективності роботи інерційно-фільтруючого тумановловлювача, та визначенню розмірів максимально проникаючих частинок дисперсної фази (фрагмент 1)

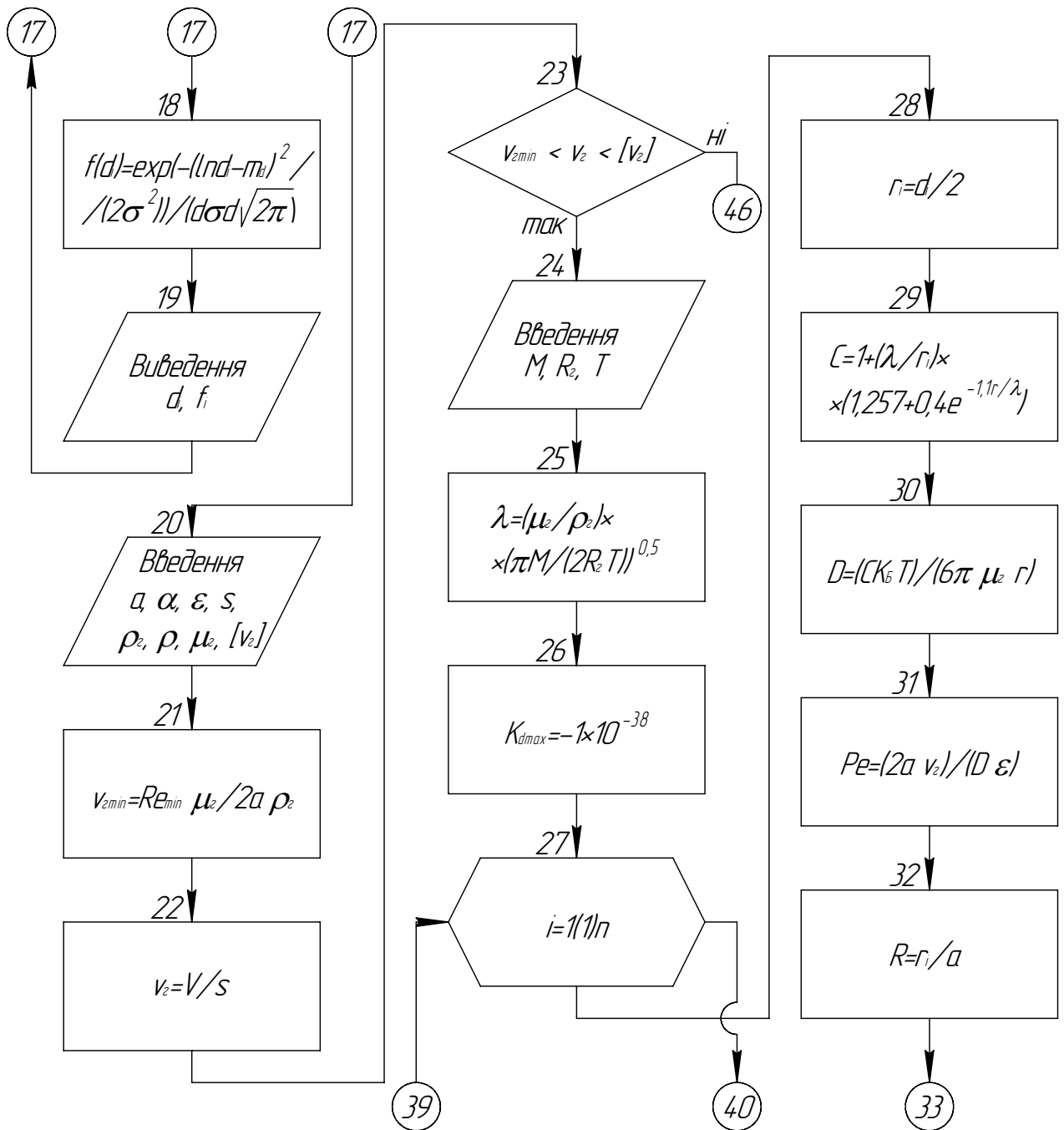


Рис. А.2. Блок-схема розрахунку по оцінці ефективності роботи інерційно-фільтруючого тумановловлювача, та визначенню розмірів максимально проникаючих частинок дисперсної фази (фрагмент 2)

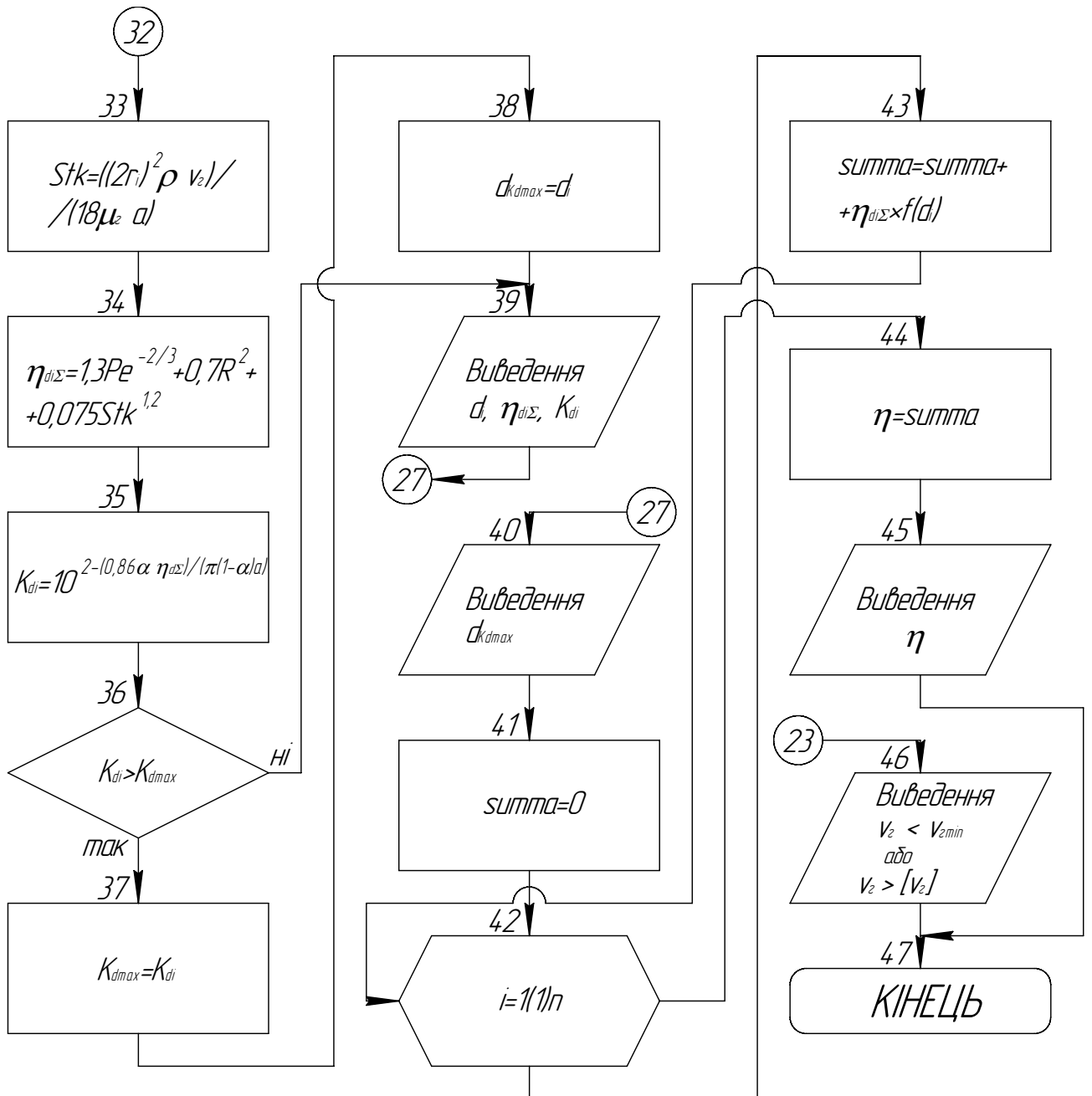


Рис. А.3. Блок-схема розрахунку по оцінці ефективності роботи інерційно-фільтруючого тумановловлювача, та визначенню розмірів максимально проникаючих частинок дисперсної фази (фрагмент 3)

Ідентифікатори до програми розрахунку по оцінці ефективності роботи інерційно-фільтруючого тумановловлювача, та визначенню розмірів максимально проникаючих частинок дисперсної фази, складеної на мові програмування TurboPascal 7.0, наведені у табл.А.1.

Таблиця А.1

Таблиця символічних імен

Вихідні позначення	Символічні імена	Пояснення	Вихідні позначення	Символічні імена	Пояснення
V	V	об'ємна витрата газового потоку в робочих умовах, м ³ /с	V _{Гmin}	vgmin	мінімальна швидкість газового потоку, м/с
d _{min}	dmin	мінімальний розмір частинок дисперсної фази, м	v _Г	vg	швидкість газового потоку, м/с
d _{max}	dmax	максимальний розмір частинок дисперсної фази, м	[v _Г]	vgmax	критична швидкість газового потоку, м/с
Δd	deltad	крок розрахунку розмірів частинок, м	M	M	мольна маса, кг/кмоль
i	i	лічильник	R _Г	Rg	газова постійна, Дж/(кмоль·К)
n	n	лічильник	T	T	абсолютна температура, К
d _i	dk[i]	розмір часток дисперсної фази, м	λ	lambda	середня довжина вільного пробігу молекул, м
m _d	md	математичне очікування випадкової величини d	r _i	rk[i]	радіус часток, м
σ _d	sigmad	середнє квадратичне відхилення випадкової величини d	C	C	поправка Кенингема-Міллікена
f(d _i)	fd[i]	щільність вірогідності випадкової величини d	K _Б	Kb	постійна Больцмана
a	a	радіус волокон фільтрувального матеріалу, м	D	D	коефіцієнт дифузії частинок (краплин)
α	alfa	щільність упакування волокон (відносна щільність), м ³ /м ³	Pe	Pe	критерій Пекле
ε	epsilon	пористість фільтрувального матеріалу, м ³ /м ³	R	R	параметр, що характеризує осадження за механізмом зачеплення
s	s	площа прохідного перетину тумановловлювача, м ²	Stk	Stk	критерій Стокса
ρ	ro	густина краплин конденсату, кг/м ³	η _{dΣ}	etafrakc	сумарний коефіцієнт захоплення (фракційна ефективність вловлювання), враховуючий всі механізми осадження на одиничному волокні
ρ _Г	rog	густина природного газу, кг/м ³	K _{di}	Kd[i]	коефіцієнт проскакування
μ _Г	myug	динамічна в'язкість газового потоку, Па·с	K _{dmax}	Kdmax	максимальний коефіцієнт проскакування
η	eta	загальна ефективність вловлювання частинок	d _{Kdmax}	dkmax	розмір максимально проникаючих частинок, м

Текст програми розрахунку по оцінці ефективності роботи інерційно-фільтруючого тумановловлювача, та визначенню розмірів максимально проникаючих частинок дисперсної фази, складеної на мові програмування

TurboPascal 7.0:

```

Program separator;
Const
  Kb=1.38E-23;
Var
  v,dmax,dmin,deltad,vg,vgmax,vgmin,md:real;
  a,alfa,epsilon,s,sigmad,summa:real;
  ro,rog,myug,M,Rg,T,lambdа,C,D:real;
  Pe,R,Stk,Kdmax,dkmax,eta:real;
  n,i:integer;
  dk,rk,fd,etafracс,kd:array[1..20] of real;
BEGIN
  writeln('Объемный расход газового потока в
    рабочих условиях, м3/с');
  read(v);
  writeln('Дисперсный состав тумана
    (минимальный, максимальный размер капель,
    шаг), м');
  read(dmin,dmax,deltad);
  n:=0;
  i:=1;
  dk[i]:=dmin;
  summa:=0;
  while dk[i]<=dmax do
    begin
      n:=n+1;
      summa:=summa+ln(dk[i]);
      dk[i]:=dk[i]+deltad;
      i:=i+1;
    end;
  md:=summa/n;
  summa:=0;
  for i:=1 to n do
    summa:=summa+sqr(ln(dk[i])-md);
    sigmad:=sqr(summa/(n-1));
    writeln('Фракционный состав тумана:');
    writeln('размер частицы, м      плотность
      распределения частиц');
    for i:=1 to n do
      begin
        fd[i]:=exp(-(sqr(ln(dk[i])-
          md)/(2*sqr(sigmad))))/
          (dk[i]*sigmad*sqr(2*pi)));
        writeln('      ',dk[i],'      ',fd[i]);
      end;
    writeln('Радиус волокон фильтровального
      материала, м');
    read(a);
    writeln('Плотность упаковки волокон
      (относительная плотность), м3/м3');
    read(alfa);
    writeln('Пористость фильтрующего элемента,
      м3/м3');
  
```

```

read(epsilon);
writeln('Площадь проходного сечения
  туманоуловителя, м2');
read(s);
writeln('плотность природного газа, кг/м3');
read(rog);
writeln('Плотность капель конденсата,
  кг/м3');
read(ro);
writeln('Динамическая вязкость газового
  потока, Пас');
readln(myug);
writeln('Гранично допустимое значение
  скорости газового потока, м/с');
read(vgmax);
vgmin:=(5*myug/(2*a*rog));
vg:=v/s;
if (vg>vgmin) and (vg<vgmax) then
begin
  writeln('Мольная масса природного газа,
    кг/кмоль');
  read(M);
  writeln('Газовая постоянная, Дж/(кгК)');
  read(Rg);
  writeln('Абсолютная температура, К');
  read(T);
  lambda:=(myug/rog)*sqrt((pi*M/
    (2*Rg*T)));
  Kdmax:=-1E38;
  writeln('Фракционная эффективность:');
  for i:=1 to n do
  begin
    rk[i]:=dk[i]/2;
    C:=1+(lambda/rk[i])*(1.257+
      0.4*1/exp((-1.1*rk[i])/lambda));
    D:=(C*Kb*T)/(6*pi*myug*rk[i]);
    Pe:=(2*a*vg)/(D*epsilon);
    R:=rk[i]/a;
    Stk:=(sqr(2*r)*ro*vg)/(18*myug*a);
    etafrakc[i]:=1.3*1/(exp(2/3*
      ln(Pe)))+0.7*R*R+
      0.075*exp(1.2*ln(Stk));
    Kd[i]:=exp((2-(0.86*alfa*
      etafrakc[i]))/(pi*(1-
      alfa)*a))*ln(10));
    if Kd[i]>Kdmax then
    begin
      Kdmax:=Kd[i];
      dkmax:=dk[i];
    end;
    writeln('диаметр капли, м
      фракционная эффективность
      коэффициент проскока');
    writeln(' ',dk[i], ' ',
      etafrakc[i], ' ',Kd[i]);
  end;
  writeln('Размер максимально проникающих
    частиц',dkmax,'м');
  summa:=0;
  for i:=1 to n do

```

```

        summa:=summa+(etafrakc[i]*fd[i]);
        eta:=summa;
        writeln('Общая эффективность улавливания
                частиц инерционно-фильтрующим
                туманоуловителем',eta:6:3);
    end
    else
        writeln('Скорость газового потока выходит за
                пределы допустимой');
END.

```

Результати роботи складеної програми розрахунку по оцінці ефективності роботи інерційно-фільтруючого тумановловлювача, та визначенню розмірів максимально проникаючих частинок дисперсної фази, які відображаються на екрані під час її виконання, наведено нижче:

Объемный расход газового потока в рабочих условиях, м³/с

0.2

Дисперсный состав тумана (минимальный, максимальный размер капель, шаг), м

0.0000003

0.000005

0.0000003

Фракционный состав тумана:

размер частицы, м плотность распределения частиц

3E-7 0.0001041545

6E-7 0.0024698905

9E-7 0,0094410299

1.2E-6 0,0197068416

1.5E-6 0,0310712233

1.8E-6 0,042032008

2.1E-6 0,0518523627

2.4E-6 0,0602900741

2.7E-6 0,0673640972

3.0E-6 0,0732097609

3.3E-6 0,0780005294

3.6E-6 0,081909644

3.9E-6 0,08509353

4.2E-6 0,087686356

4.5E-6 0,0897999194

4.8E-6 0,091525805

Радиус волокон фильтровального материала, м

0.000025

Плотность упаковки волокон (относительная плотность), м³/м³

0.075

Пористость фильтрующего элемента, м³/м³

0.925

Площадь проходного сечения туманоуловителя, м²

0.81

Плотность природного газа, кг/м³

24.5

Плотность капель конденсата, кг/м³

1000

Динамическая вязкость газового потока, Пас

0.000009833

Гранично допустимое значение скорости газового потока, м/с

2.5

Мольная масса природного газа, кг/кмоль

18.5

Газовая постоянная, Дж/(кгК)

519

Абсолютная температура, К

293

Фракционная эффективность:

диаметр капли, м	фракционная эффективность	коэффициент проско- ка
------------------	---------------------------	---------------------------

3E-7	0,000897918	0,832223528
------	-------------	-------------

6E-7	0,000658105	0,874061668
------	-------------	-------------

9E-7	0,000664475	0,872923665
------	-------------	-------------

1.2E-6	0,00078943	0,850896599
--------	------------	-------------

1.5E-6	0,001000851	0,814885714
--------	-------------	-------------

1.8E-6	0,000907336	0,997912963
--------	-------------	-------------

2.1E-6	0,001234921	0,997160529
--------	-------------	-------------

2.4E-6	0,001612913	0,996293018
--------	-------------	-------------

2.7E-6	0,002041302	0,995310756
--------	-------------	-------------

3.0E-6	0,002520097	0,994214066
--------	-------------	-------------

3.3E-6	0,003049291	0,993003339
--------	-------------	-------------

3.6E-6	0,003628885	0,991678996
--------	-------------	-------------

3.9E-6	0,004258882	0,990241488
--------	-------------	-------------

4.2E-6	0,004939276	0,988691326
--------	-------------	-------------

4.5E-6	0,005670073	0,987029033
--------	-------------	-------------

4.8E-6	0,006451269	0,985255188
--------	-------------	-------------

Размер максимально проникающих частиц 1.8E-6 м

Общая эффективность улавливания частиц инерционно-фильтрующим туманоуловителем 0,991

Вимірювальна хіміко-аналітична лабораторія Качанівського ГПЗ
 Дата реєстрації атестату акредитації - 3 березня 2000 року. Реєстраційний номер 10-2000. Строк дії атестату акредитації - до 3 березня 2003 року.

Аналізи газу з розрахунком потенційного вмісту цільових компонентів
 (сировини та готової продукції)

21.02.2003р.

Найменування газу	Компонентний склад газу, % об.										Густина відн.	Вміст важких вуглеводнів, г/м ³				Сума важ. вуглев. г/м	
	O ₂	N ₂	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₅ H ₁₂	n-C ₅ H ₁₂		С ₆ Н _{14+в}	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂		C ₆ H _{14+в}
До сепаратора С 2/3	0,15	1,64	1,41	86,87	7,14	2,34	0,12	0,20	0,04	0,04	0,05	0,642	45,94	8,28	2,57	1,92	58,71
Після сепаратора С 2/3	0,16	1,66	1,56	86,75	7,12	2,32	0,12	0,20	0,04	0,03	0,04	0,643	45,55	8,28	2,25	1,54	57,62
Після сепаратора С 2/2	0,19	1,76	1,54	86,95	7,09	2,08	0,09	0,18	0,04	0,03	0,05	0,640	40,84	6,99	2,25	1,92	51,99

Точка роси по волозі при 36 атм.

Вихід С 2/1-3 1,70

Вихід С 2/2 -3,30

Вхід С 2/3 1,75

Начальник

лабораторії

В.О.Махітка



ДОДАТОК Б

ДОДАТОК В

«УЗГОДЖЕНО»
 Проректор
 з наукової роботи

 «20» червня 2003 р.



«ЗАТВЕРДЖУЮ»
 Директор
 ВАТ «УКРНАФТА»
 Качанівського ГПЗ

 «23» червня 2003 р.



АКТ

про впровадження матеріалів дисертації на здобуття наукового ступеня
 кандидата технічних наук О.О.Ляпощенко.

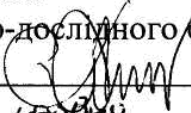
Даним актом посвідчується, що наукові результати та технологічні рекомендації, отримані в дисертаційній роботі О.О.Ляпощенко «Гідродинаміка інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу», впроваджені під час виконуваних госпдоговірних робіт кафедрою «Процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ)» Сумського державного університету згідно тематичного плану науково-дослідних робіт ВАТ «УКРНАФТА» за розробкою «Удосконалення обладнання вузла сепарації товарного газу».

Зокрема результати експериментальних досліджень на лабораторній установці оснащеній інерційно-фільтруючими сепараційними пристроями, проведені промислові дослідження випробуваного вискоефективного сепараційного устаткування, представляють високу науково-практичну цінність в плані технічного переоснащення існуючого сепараційного обладнання газопереробних виробництв.

Здобувач приймав участь на всіх стадіях науково-дослідних та дослідно-конструкторських робіт по виготовленню й авторському нагляду за виготовленням та експлуатацією газосепараційного устаткування у якості відповідального виконавця. Розроблені автором конструкції вискоефективних інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв та технологічні рекомендації по забезпеченню підвищення здатності вловлювання є оригінальним техніко-технологічним вирішенням проблем інтенсифікації та підвищення питомої продуктивності й ефективності процесу сепарації вискодисперсної краплинної рідини з потоку природного газу в масштабах промисловості.


Начальник
 науково-дослідного сектору СумДУ

 «20» червня 2003 р.



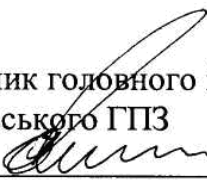
Завідуючий кафедрою ПОХНВ

 «20» червня 2003 р.




Заступник головного інженера
 Качанівського ГПЗ

 «23» червня 2003 р.



Головний механік

 «23» червня 2003 р.



ДОДАТОК Г

«УЗГОДЖЕНО»
 Директор
 наукової роботи СумДУ
 В.А.Хворост
 20 червня 2003 р.



«ЗАТВЕРДЖУЮ»
 Директор
 ВАТ «УКРНАФТА»
 Качанівського газопереробного
 заводу
 В.А.Шевченко
 23 червня 2003 р.



АКТ

**про впровадження фільтруючих сепараційних пристроїв
 в газосепаратори дотискувальної компресорної станції (ДКС)
 IV ступеня стискування.**

Цей акт складений в тому, що в гравітаційно-інерційному газосепараторі, призначеному для відділення рідини від потоку природного газу, з метою підвищення здатності вловлювання, і, як наслідок, забезпечення інтенсифікації та підвищення питомої продуктивності й ефективності процесу сепарації високодисперсної краплинної рідини, встановлено фільтруючий сепараційний пристрій замість жалюзійних відбійників, застосовуваних раніше. Конструкція фільтруючого сепараційного пристрою розроблена кафедрою «Процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв (ПОХНВ)» Сумського державного університету у рамках виконуваних госпдоговірних робіт з Качанівським ГПЗ за темою №82.05.05.01-02/625-р «Удосконалення обладнання установки осушування газу».

Проведені промислові дослідження випробовуваних у сепараційному пристрої фільтруючих елементів з поліпропіленового голкопробивного полотна довели підвищення на ступінь значення ефективності сепарації і, отже, доцільність застосування інерційно-фільтруючого сепараційного устаткування, що дозволяє вивільнити вологу у вигляді конденсаційного туману. Співробітником кафедри ПОХНВ О.О.Ляпощенко розроблена проектно-конструкторська документація на виготовлення, виконаний авторський нагляд за виготовленням та експлуатацією сепараційного обладнання.

Впровадження фільтруючих сепараційних пристроїв в газосепаратори надає можливість уловлювання з потоку природного газу конденсату, який містить коштовні вуглеводневі компоненти, що представляє перспективи його подальшої переробки і, отже, підвищення ступеня використання енергоресурсів.

Начальник
 науково-дослідного сектору СумДУ
 В.А.Осіпов
 20 червня 2003 р.

Заступник головного інженера
 Качанівського ГПЗ
 С.Б.Шелест
 23 червня 2003 р.

Завідуючий кафедрою ПОХНВ
 В.І.Склабінський
 20 червня 2003 р.

Головний механік
 А.А.Глущенко
 23 червня 2003 р.