

СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
імені ВОЛОДИМИРА ДАЛЯ

Факультет інженерії

Кафедра Машинобудування та прикладної механіки

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА
до магістерської роботи

освітньо-кваліфікаційного рівня *магістр*

спеціальності *133 галузеве машинобудування*

на тему «Удосконалення конструкції камери змішування пневматичної сушарки
для конвективного сушіння зернистих матеріалів»

Виконав: студент групи МДМ-20

Попов Д.С.
(прізвище, та ініціали)

(підпис)

Керівник Сергієнко О.В.
(прізвище та ініціали)

(підпис)

Завідувач кафедри Соколов В.І.
(прізвище та ініціали)

(підпис)

Сєвєродонецьк – 2021

РЕФЕРАТ

Магістерська робота за темою «Удосконалення конструкції камери змішування пневматичної сушарки для конвективного сушіння зернистих матеріалів»: 90 с., 6 табл., 15 рис., 64 джерела.

ПНЕВМАТИЧНА СУШАРКА, КОНВЕКТИВНЕ СУШІННЯ, КАМЕРА ЗМІШУВАННЯ, ЗЕРНИСТІ МАТЕРІАЛИ, КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ, ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ.

Об'єкт дослідження – процес проектування камери змішування пневматичної сушарки для конвективного сушіння зернистих матеріалів.

Предмет дослідження – камера змішування пневматичної сушарки для конвективного сушіння зернистих матеріалів.

Мета магістерської роботи полягає в розробці конструкції камери змішування пневматичної сушарки з можливістю гідродинамічного режиму введення струменів теплоносія, що виключає налипання частинок хлористого калію на внутрішні поверхні апарату.

Методи дослідження – теоретичні дослідження проведені з використанням фізичного та математичного моделювання, теорії ймовірностей і математичної статистики, методів обчислювальної математики та методів вирішення винахідницьких завдань. Достовірність результатів визначена на основі комп'ютерних та експериментальних досліджень на комп'ютерних моделях і лабораторних установках із застосуванням статистичних методів обробки даних.

У першому розділі проведено дослідження питання конвективного сушіння зернистих матеріалів, в тому числі підходи щодо вирішення проблеми налипання хлористого калію в пневматичних сушарках.

У другому розділі проведено математичне моделювання камери змішування пневматичної сушарки.

У третьому розділі виконано дослідження гідродинаміки взаємодії радіальних струй зі східними потоками газу і газової суміші.

В останньому розділі розглянуто вимоги охорони праці та техніки безпеки при проведенні науково-дослідних робіт.

ЗМІСТ

| | Стор. |
|--|-------|
| СКОРОЧЕННЯ ТА УМОВНІ ПОЗНАКИ..... | 5 |
| ВСТУП..... | 7 |
| 1 СТАН ПИТАННЯ І ПОСТАНОВКА ЗАВДАНЬ ДОСЛІДЖЕНЬ..... | 9 |
| 1.1 Основні структурно-механічні характеристики зернистих матеріалів..... | 9 |
| 1.2 Аналіз роботи існуючих апаратів для конвективного сушіння хлористого калію..... | 15 |
| 1.3 Вирішення проблеми налипання хлористого калію в пневматичних сушарках..... | 25 |
| 1.4 Мета та завдання дослідження..... | 28 |
| 2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ КАМЕРИ ЗМІШУВАННЯ ПНЕВМАТИЧНОЇ СУШАРКИ..... | 30 |
| 2.1 Взаємодія струменів з однофазним поперечним потоком | 30 |
| 2.2 Взаємодія струменів із двофазним поперечним потоком..... | 41 |
| 2.3 Моделювання засобами обчислювальної гідродинаміки..... | 42 |
| 2.4 Конструктивне оформлення камер змішування газів і теплоносія.. | 43 |
| 3 ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ ВЗАЄМОДІЇ РАДІАЛЬНИХ СТРУЙ ЗІ СХІДНИМИ ПОТОКАМИ ГАЗУ І ГАЗОВОЇ СУМІШІ..... | 54 |
| 3.1 Методика обробки результатів експериментів..... | 54 |
| 3.2 Дослідження взаємодії зустрічних тандемних струменів із поперечним потоком газу в плоскому каналі..... | 57 |
| 3.3 Дослідження взаємодії радіальних струменів з аксіальним потоком газу в циліндричному каналі..... | 60 |
| 3.4 CFD-моделювання змішування радіальних струменів з аксіальним потоком газу..... | 67 |
| 4 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ ПРИ ПРОВЕДЕННІ НАУКОВО-ДОСЛІДНИХ РОБІТ..... | 70 |
| ВИСНОВКИ..... | 75 |

| | |
|--|----|
| ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ..... | 77 |
| ДОДАТКИ..... | 83 |
| Додаток А. Контурні епюри температур потоку в циліндричній пневмотрубі..... | 84 |
| Додаток Б. CFD-моделювання руху частинок матеріалу в циліндричній пневмотрубі..... | 85 |
| Додаток В. Контурні епюри температур потоку в конічній пневмотрубі | 86 |
| Додаток Г. CFD-моделювання руху частинок матеріалу в конічній пневмотрубі..... | 87 |
| Додаток Д. Контурні епюри температур потоку та моделювання руху частинок матеріалу в конічній пневмотрубі..... | 88 |
| Додаток Ж. Контурні епюри швидкостей при змішуванні ізотермічних потоків..... | 89 |
| Додаток З. Контурні епюри статичних тисків при змішуванні ізотермічних потоків..... | 90 |

СКОРОЧЕННЯ ТА УМОВНІ ПОЗНАКИ

- БС – барабанна сушарка;
 КШ – киплячий шар;
 ПС – пневматична сушарка;
 ТС – труба-сушарка;
 ЗТШ - зважено-транспортований шар;
 ОСП – одиничний струмінь у поперечному потоці;
 РСП - ряд струменів поперек поперечного потоку;
 ЗСП - зустрічні ряди струменів у поперечному потоці;
 СУП - ряд струменів уздовж поперечного потоку;
 КОП - кругове однорядне розташування струменів у поперечному потоці;
 КБП - кругове багаторядне розташування струменів у поперечному потоці;
 КСІ – хлористий калій.
 C – коефіцієнт глибини проникнення потоку;
 c – питома теплоємність, Дж/кг;
 D – діаметр апарата, м;
 d – діаметр частинок (середній), м;
 d_{\max}, d_{\min} – максимальний і мінімальний діаметри частинок, м;
 d_s, d_v – діаметр кулі, еквівалентної частинці по поверхні та за об'ємом, м;
 $d_{\text{отв}}$ – діаметр отвору, м;
 d_c – середній розмір осередку сита (середній розмір фракції), мм;
 F – площа, м²;
 f, f_1 – геометричний та динамічний коефіцієнти форми частинок;
 f – безрозмірна температура;
 G – масова витрата, кг/с;
 g – прискорення вільного падіння, м/с²;
 H – висота, м;

ВСТУП

Сушіння широко застосовується в хімічній промисловості. Воно використовується або на початковому етапі виробництва - під час підготовки вихідної сировини, або на завершальному - при отриманні готової продукції. Велика кількість матеріалів, що підлягають висушуванню, і їх специфічні властивості визначають різні способи сушіння і різноманіття конструкцій сушильних апаратів.

У багатотоннажних виробництвах мінеральної сировини найбільшого поширення набула конвективна сушка. До таких виробництв належить і виробництво хлористого калію (KCl) – основного виду калійних добрив, як в нашій країні, так і за кордоном. Враховуючи велику продуктивність сушарок для KCl, що досягає 100-150 т/год і більше, а також підвищену схильність матеріалу до налипання, вирішальне значення для забезпечення надійності виробництва має стабільна робота сушильних апаратів.

Налипання KCl на робочі поверхні сушарок призводить до зниження продуктивності обладнання та збільшення витрати палива, а зупинки для механічного чищення пов'язані з тривалими простоями та застосуванням важкої ручної праці. Проблема налипання найбільш гостро проявляється у пневматичних трубах-сушарках, що стримує ширше поширення цих найпростіших і досить надійних апаратів калійної промисловості.

Раніше проблему налипання в трубах-сушарках намагалися вирішити шляхом часткового вдосконалення окремих вузлів, не торкаючись принципових основ їхньої роботи. Незважаючи на певний позитивний ефект, ці заходи не дозволили повною мірою усунути цей недолік.

Однією з основних причин становища, що склалося, на нашу думку, є несприятливі гідродинамічні умови в зоні змішування матеріалу, що висушується, і гарячого теплоносія. У цій зоні на розгінній ділянці руху частинок випаровується більша частина вологи, і саме тут спостерігається максимальний ефект налипання. Іншим важливим фактором є слабка вивченість адгезійно-когезійних властивостей технічного KCl в умовах сушіння.

Подолання зазначених труднощів можливе за рахунок введення в потік газів радіальних струменів теплоносія, що перешкоджають контакту частинок, що висушуються, з внутрішніми стінками пневмотруби, а також підтримки певних температурних умов, що враховують адгезійні властивості КСІ при взаємодії з матеріалом стінок.

У зв'язку з цим тема магістерської дисертації, яка направлена на удосконалення конструкції камери змішування пневматичної сушарки для конвективного сушіння зернистих матеріалів є актуальною.

1 СТАН ПИТАННЯ, МЕТА ТА ЗАВДАННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ

1.1 Основні структурно-механічні характеристики зернистих матеріалів

До структурно-механічних характеристик зернистих матеріалів відносяться розмір та форма частинок, а також їх адгезійно-когезійні властивості. Ці характеристики впливають на вибір гідродинамічного режиму сушіння та визначають вимоги до конструкції сушильного апарату [47, с. 41]. Також однією з найважливіших характеристик у системах газів є дисперсність, яка визначається питомою поверхнею (відношенням загальної площі міжфазної поверхні до обсягу дисперсної фази). Якщо частинки мають однаковий розмір, такий матеріал називають монодисперсним, а матеріал, що складається з частинок різного розміру, є полідисперсним. Більшість сипких середовищ - це полідисперсні матеріали, що складаються з частинок неправильної форми.

Як визначальний геометричний розмір для твердої частинки неправильної форми використовують діаметр кулі d_s , еквівалентної частці по поверхні (S_T), або діаметр кулі d_v , еквівалентної частки за об'ємом (V_T):

$$d_s = d_v \cdot f^{0.5} \quad (1.1)$$

$$d_v = \sqrt[3]{6V_T / \pi} \quad (1.2)$$

Відхилення форми частинок від сферичної характеризують коефіцієнтом форми – геометричним f , визначається як відношення поверхні частинки до поверхні еквівалентної їй за об'ємом кулі ($S_{ш}$), або динамічним f_1 , що визначається як відношення коефіцієнтів гідродинамічного опору частки і кулі, еквівалентної їй за об'ємом [9, с. 44]:

$$f = (S_T / S_{ш})_{V_T = idem} \quad (1.3)$$

$$f_1 = (\xi_T / \xi_{ш})_{Re = idem} \quad (1.4)$$

Для ізометричних частинок коефіцієнт форми може бути знайдений за (1.3). Для частинок неправильної форми значення $f > 1$ його визначають експериментально. Дослідні дані для різних матеріалів широко представлені у літературі [3, с. 58; 9, с. 49; 33, с. 51; 34, с. 25; 43, с. 19]. Узагальнено частинки неправильної форми різних матеріалів можна охарактеризувати:

$f \leq 1,2$ - округлі, окатані, без різких виступів;

$1,2 < f \leq 1,5$ - гострозернисті, шорсткі і довгасті;

$f > 1,5$ - неізометричні, дуже шорсткі.

Між геометричним та динамічним коефіцієнтами форми та критерієм Рейнольдса існує залежність типу $f_1 = f(f, Re)$. У перехідній області обтікання частинок потоком f_1 збільшується зі зростанням Re тим значніше, чим більше f [9, с. 46]. В інтервалі Re від 0,2 до $2 \cdot 10^3$ відома формула [43, с. 21]:

$$f_1 = f^{0,9} \cdot Re^{0,15\sqrt{f-1}}. \quad (1.5)$$

Для реальних полідисперсних матеріалів зазвичай заданий гранулометричний склад, який визначається, наприклад, методом ситового аналізу. У цьому випадку, щоб визначити еквівалентний діаметр (d_s), необхідно знати характер його зв'язку із середнім розміром осередку сита. Наприклад, для частинок флотаційного КСІ залежність між середнім арифметичним значенням розмірів прохідного та непрохідного отворів сит та коефіцієнтом форми виражається формулою [58]:

$$f = 1,317d_c^{0,11}. \quad (1.6)$$

Зі збільшенням розміру частинок коефіцієнт форми КСІ зростає, і для фракції частинок розміром від 0,2 до 1 мм, яка становить основну частку технічного продукту, він знаходиться в діапазоні 1,1-1,317.

І.Є. Тимофєєв [58, с. 113] знайшов залежність між масою частинки (m_t , мг) і середнім розміром комірки сита (d_c , мм):

$$m_T = 1,2d_c^{2,91}. \quad (1.7)$$

Якщо (1.7) підставити в (1.2) з урахуванням щільності сухого КСІ, що дорівнює 1,989 мг/мм³, то отримаємо d_v в мм:

$$d_v = 1,048d_c^{0,97}. \quad (1.8)$$

Підставивши (1.6) і (1.8) у (1.3), знайдемо:

$$d_s = 1,203d_c^{1,025}. \quad (1.9)$$

Співвідношення (1.9) дозволяє розрахувати еквівалентний діаметр (d_s , мм) фракції із середнім розміром квадратної комірки сита (d_c , мм) для частинок КСІ в діапазоні розмірів від 0,2 до 1 мм.

В інженерній практиці зазвичай оперують усередненими параметрами, умовно замінюючи полідисперсну монодисперсною системою, поверхня якої дорівнює поверхні реальної суміші [33, с. 53]. Характеризують таку систему середнім діаметром d , що враховує масову частку частинок кожної фракції (x_i).

$$d = 1 / \sum_{i=1}^n (x_i / d_i) \quad (1.10)$$

При описі процесу сушіння в псевдозрідженому шарі та в режимі пневмотранспорту така заміна є цілком виправданою. Це пов'язано з тим, що псевдозріджений шар полідисперсного матеріалу поводить себе як монодисперсний щодо розмірів фракцій $d_{\max}/d_{\min} < 5-10$ [59, с. 28], а за даними М.В. Ликова [30, с. 128], при висхідному пневмотранспорті полідисперсного матеріалу значної сепарації фракцій у потоці немає. Також відомі й інші способи вираження середнього діаметра частинок полідисперсної системи, які

застосовують у різних умовах [13; 43; 45; 54; 94].

Адгезія істотно впливає на конструктивне оформлення сушарок для зернистих матеріалів. Загалом під адгезією розуміють злипання поверхонь двох різнорідних конденсованих речовин. Вона є наслідком прагнення їх до мимовільного зменшення поверхневої енергії Гіббса. Речовини зі значними адгезійними властивостями, налипаючи на робочі поверхні апаратів, здатні порушити їхню стійку роботу.

Аутогезія частинок також може бути серйозною перешкодою, тому що в результаті укрупнення частинок змінюється гідродинамічний режим та умови сушіння в апараті. Аутогезійне зчеплення частинок визначається двома термінами: агрегація та агломерація [94, с. 47]. Агрегація пов'язана зі слабкою оборотною аутогезією частинок під дією сил Ван-дер-Ваальса або електростатичних сил частинок малого розміру, що домінують. Агломерація характеризується більш або менш незворотним з'єднанням частинок у місці контакту, викликаним сплавленням, дифузією, хімічною реакцією, кристалізацією, дією сполучних речовин або злиттям рідинної плівки.

Адгезію кількісно оцінюють за кількістю адгезії (відношення числа частинок, що залишилися на поверхні, до початкового їх числа при даній силі відриву) або за питомим прилипанням [27, с. 22]. Різні методи експериментального визначення сил адгезії представлені у роботі А.Д. Зимона [119].

Для характеристики адгезійно-когезійних властивостей матеріалу Б.С. Сажин запровадив ранг адгезійно-когезійного коефіцієнта K_{a-k} , який визначається як функція ступеня рухливості матеріалу (по Р.Л. Зенкову) та кута внутрішнього тертя (η) [47, с. 44]:

$$2 / K_{a-k} = 1 + 2\eta^2 - 2\eta\sqrt{1+\eta}. \quad (1.11)$$

Висушувані матеріали розділені Б.С. Сажиним на три розряди в міру збільшення адгезійно-когезійних властивостей: до першого віднесено матеріали зі значенням K_{a-k} до 1, до другого – до 3, а до третього – до 5.

Коректність такої класифікації викликає у нас сумнів через кілька причин. По-перше, характер залежності (1.11) екстремальний і має максимум $K_{a-k} = 15$ при $\eta = 0,83$, а в діапазоні величин η від 0,38 до 1,27, в якому знаходиться більшість зернистих матеріалів [11, с. 221; 28, с. 33], $K_{a-k} > 5$. Таким чином, практично всі матеріали повинні мати значні адгезійно-когезійні властивості, що не відповідає дійсності. Виникнення внутрішнього тертя в сипких тілах пов'язане з тим, що одні частинки впроваджуються в поглиблення між сусідніми частинками і зачіплюються одна за одну, при цьому на поверхні контакту між ними виникають сили тертя ковзання та прилипання [28, с. 29]. Зі збільшенням η у сипучих тілах опір зсуву зростає, отже, адгезійно-когезійні властивості матеріалів повинні підвищуватися, а не змінюватися екстремально.

Подруге, адгезійно-когезійні властивості зернистих матеріалів, виражені як функція коефіцієнта внутрішнього тертя, лише опосередковано пов'язані з такими факторами, як щільність укладання частинок, їх форма, розміри, однорідність, характер поверхні та вологість. Зміна як одного з цих факторів, так і їх комбінації, як зазначає D. Mills [101, с. 605], може суттєво змінити властивості матеріалу. G.E. Klinzing [94, с. 43] наголошує також на необхідності врахування впливу температури на адгезійно-когезійні властивості частинок.

У роботі [27] для КСІ встановлено значення розмірів частинок, при яких коефіцієнт внутрішнього тертя має мінімум, тобто матеріал повинен мати найменші адгезійно-когезійні властивості. При збільшенні розміру частинок КСІ від 0,1 до 0,7 мм зменшується від 0,45 до мінімального значення $\approx 0,35$. Подальше збільшення розмірів частинок до 1,35 мм призводить до зростання коефіцієнта внутрішнього тертя до 0,4. Крім того, коефіцієнт внутрішнього тертя для матеріалів, однорідних за гранулометричним складом, менший, ніж для полідисперсних [28, с. 31].

Також у роботі [27] для різних матеріалів зазначена залежність між вологістю і коефіцієнтом внутрішнього тертя. Для КСІ із середнім діаметром частинок $d = 0,155$ мм [формула (1.10)] зі збільшенням вологості від 0 до 0,1-0,18% коефіцієнт внутрішнього тертя зменшується, досягаючи найменшого значення $\eta \approx 0,35$, за рахунок впливу «змащувальної» дії рідини. У міру подальшого збільшення вмісту вологи матеріалу коефіцієнт внутрішнього тертя зростає, так як капілярно-адсорбційні сили зв'язку призводять до зростання когезійного зчеплення частинок. Наприклад, для частинок галургійного КСІ с $d = 0,39$ мм при вологості 2,2 % значення $\eta = 0,76$ [11, с. 225]. При подальшому зволоженні матеріалу слід очікувати збільшення сили когезійного зчеплення частинок до утворення суцільної рідинної плівки на поверхні.

Адгезія зернистих матеріалів значно залежить від великої кількості частинок. Розмір частинок 50-100 мкм служить своєрідною межею, на якій відбувається відчутна зміна адгезійно-когезійних характеристик [101, с. 605]. Наприклад, максимальна липкість дрібнодисперсних вугільних матеріалів (частки розміром менше 50 мкм) становить 140-180 кН/м², а для великодисперсних продуктів липкість не перевищує 2-3 кН/м² [62, с. 14; 63, с. 62].

Вплив форми частинок на їхню адгезію обумовлено зміною площі контакту частинок з поверхнею. Наприклад, щодо адгезії частинок розміром до 30 мкм М.А. Felicetti із співавторами [70, с. 9] встановили, що зі збільшенням розміру частинок та зменшенням коефіцієнта форми сила адгезії зростає. У той же час для частинок із середнім діаметром 260 мкм [94, с. 41] сили адгезії зростають із збільшенням коефіцієнта форми, тобто мінімум адгезійних сил великодисперсних матеріалів спостерігається для сферичних та ізометричних тіл, а максимум – для тіл голчастої та пластинчастої форм.

Адгезійно-когезійні характеристики КСІ суттєво змінюються із зміною температури. В.А. Філіппов [62, с. 14] показує, що у ненагрітої металевій поверхні зі зниженням вологості КСІ від 30 до 8,5 % його липкість зменшується, причому при вологості понад 10-11 % вона залишається незмінною (≈ 1 кН/м²).

На нашудумку, це пов'язано з переходом від адгезійного механізму розриву до когезионного – через рідинні плівки у зоні контакту фаз.

При нагріванні металевої поверхні мінімальні показники липкості спостерігаються за нормальної температури 50 °С, а максимальні – за нормальної температури 80 °С. При подальшому нагріванні липкість знижується і за нормальної температури 200 °С повністю зникає [62, з. 13].

Ці дані мають дуже обмежений характер, оскільки не вказуються параметри металевої поверхні (марка матеріалу та шорсткість), не наведена методика вимірювань, а також відсутнє пояснення такої зміни адгезійних властивостей КСІ.

А.Д. Зімон [119, с. 93] показав зв'язок між числом адгезії та шорсткістю поверхні субстрату. Найменшою адгезією характеризується поверхня з мікроскопічними нерівностями проти розмірів частинок. Для полірованої поверхні та поверхні з макроскопічними нерівностями адгезія вища через більшу площу контакту.

Аутогезійні характеристики КСІ істотно змінюються з часом. При тривалому зберіганні КСІ має тенденцію до злиття, що спричинено перерозподілом частинок дрібних фракцій між великими. Це призводить до того, що площа контакту між частинками збільшується, і аутогезійне зчеплення з-поміж них зростає, у результаті частинки утворюють суцільну масу (агломерат) [119, з. 386]. При цьому злежування КСІ викликане не лише його високою гігроскопічністю, а й розміром частинок. Наприклад, при розмірі частинок менше 0,1 мм схильність до злежування КСІ різко зростає, але якщо розмір частинок перевищує 0,7 мм, матеріал практично не злежується [119, с. 389].

1.2 Аналіз роботи існуючих апаратів для конвективного сушіння хлористого калію

Широкий спектр одержуваних у промисловості матеріалів зумовив різноманіття конструкцій апаратів, що застосовуються для їхнього сушіння.

Проблема вибору оптимального режиму сушіння та раціональної конструкції сушильного апарату особливо гостро стоїть у багатотоннажних виробництвах, що характеризуються значною витратою енергії. Режим сушіння конкретного матеріалу пов'язаний з його специфічними властивостями, які накладають ряд обмежень на допустимі температури теплоносія та матеріалу, спосіб, гідродинаміку та час їхньої взаємодії. Наприклад, при сушінні КСІ потрібно видалити лише вільну вологу і вологу макрокапілярів (фізико-механічну), але матеріал при цьому схильний до комкування та налипання на робочі поверхні апаратів.

У виробництві мінеральної сировини найбільшого поширення набули апарати для конвективного сушіння топковими газами: барабанні сушарки, пневматичні труби-сушарки та сушарки з псевдозрідженим (киплячим) шаром [25, с. 434; 46, с. 169; 62, с. 23]. Барабанні сушарки (БС) використовуються для сушіння калійних добрив, починаючи з 1954 року, сушарки киплячого шару (КС) – з 1962 року, а пневматичні труби-сушарки (ТС) – з 1964 року [24, с. 69; 58, с. 10].

БС є циліндричним барабаном, до якого кріпляться бандажі, встановлені на опорні ролики. З торців до барабана примикають топка та розвантажувальна камера. Барабан розташований під кутом до горизонту до 6° (у бік розвантаження) і обертається з частотою 1-8 об/хв за допомогою електродвигуна, що передає обертання через зубчастий вінець на корпусі. У середині БС обладнана приймально-гвинтовою насадкою, на яку подається матеріал, що висушується, і основною насадкою, що розташована вздовж майже всієї довжини барабана, і служить для рівномірного розподілу матеріалу по перерізу. Для великих шматків і матеріалів, що налипають, застосовують лопатеву систему насадки, для сипучих матеріалів - розподільну, для пилоутворюючих матеріалів - перевалочну з закритими осередками [66, с. 257].

Гази і матеріал найчастіше рухаються прямострумом, що допомагає уникнути перегріву матеріалу, тому що в цьому випадку найбільш гарячі гази (з температурою 700 - 900 °С) стикаються з матеріалом, що має найбільшу

вологість. Це поряд з можливістю сушити матеріали, що містять шматки розміром до 250 мм, і матеріали, що не мають сипких властивостей, є головною перевагою БС.

До недоліків БС слід віднести досить великі габарити та масу, підвищені втрати тепла (як через корпус, так і з відпрацьованим теплоносієм), а також значну кількість матеріалу, що постійно перебуває у сушарці під час роботи (до 25% робочого об'єму). Найсерйознішим недоліком у роботі БС є налипання вологого матеріалу на внутрішні пристрої сушильного барабана, що суттєво знижує ефективність їх роботи [62, с. 46]. З метою зменшення налипання грудок і липких матеріалів в сушильних барабанах застосовують різні конструкції ланцюгових наважок, за допомогою яких руйнуються грудки і видаляються відкладення зі стінок барабана. Для цієї ж мети зовнішня обшивка барабана може забезпечуватись спеціальними ударними молотками, які при обертанні барабана періодично відходять від корпусу і ударяють по ньому [30, с. 187; 62, с. 60].

БС характеризуються порівняно низькою питомою продуктивністю [напряга об'єму по випареній волозі не перевищує 50 - 60 кг/(м³•год)] і значним коливанням вмісту вологи вмісту готового продукту, який, до того ж схильний до подрібнення в барабані. Нині застосування цих апаратів у калійній промисловості поступово скорочується.

Перелічені недоліки послужили передумовою розробки способу сушіння калійних солей в киплячому шарі. Результатом досліджень, започаткованих Ю.Я. Кагановичем із співробітниками у Всесоюзному науково-дослідному інституті галургії (ВНДІГ), стало введення в експлуатацію установок КС для сушіння КСІ на Калуському (1962 р.) та Березниківському (1964 р.) калійних комбінатах [24, с. 55]. У ході експлуатації цих апаратів, а також сушарок на інших підприємствах були встановлені оптимальні параметри технологічного процесу при сушінні КСІ у киплячому шарі: температура теплоносія перед шаром, з точки зору економічності процесу сушіння, підтримується в межах 650 - 750 °С, температура в шарі 130 ± 10 °С, робоча швидкість газу шарі 4-5 м/с [23, с. 128; 24, с. 109; 36, с. 81; 46, с. 183; 58, с. 36].

Апарати КС для сушіння КСІ являють собою односекційні установки круглого або прямокутного перерізів, забезпечені газорозподільною решіткою, яка служить для утримання шару матеріала, що висушується, і рівномірного розподілу топкових газів у шарі. Вологий матеріал подається в сушарку за допомогою живильника, розташованого над поверхнею шару, висушений продукт виводиться через розвантажувальний пристрій на рівні решітки з боку протилежного завантаження. Апарати прямокутного і квадратного перерізів, що застосовуються для організації спрямованого руху потоку матеріалу, що висушується, характеризуються більшою ймовірністю утворення застійних зон, ніж круглі. Апарати системи Fluo-Solids (Dorr Oliver Co, США) та Flissbett (Andritz Group, Австрія) мають постійний по висоті поперечний переріз, що дозволяє поєднати процеси сушіння та сепарації полідисперсних матеріалів. В апаратах конструкції ВНДІГу, розроблених для підприємств «Уралкалій», та в сушарках конструкції «Білорускалій» поперечний переріз над шаром розширюється по висоті, завдяки чому винесення дрібних фракцій знижено [46, с. 133; 53, с. 332].

Продуктивність сушарок КС значно перевищує продуктивність БС. Наприклад, при сушінні КСІ у сушарках КС напруга об'єму по випареній волозі в окремих апаратах перевищує 200 кг/(м³•год) [46]. Основні переваги методу сушіння в киплячому шарі – низький гідравлічний опір при високорозвиненій поверхні контакту фаз, інтенсивне вирівнювання температури та високі коефіцієнти зовнішньої тепловіддачі [59, с. 207].

Перевагами сушарок КС при сушінні КСІ також є деяка агломерація частинок і, як наслідок, зменшення частки дрібних фракцій у висушеному продукті (вміст фракції –0,1 мм знижується приблизно в 2 рази). Однак агломерація при сушінні в киплячому шарі характерна не для всіх матеріалів, наприклад, сушіння хлориду натрію супроводжується його подрібненням [24, с. 71].

Автори роботи [46] зазначають, що переваги установок киплячого шару можуть бути реалізовані лише при проведенні процесу в умовах автоматичного

регулювання у вузькому оптимальному режимі (гідродинамічному та температурному). Відхилення від нього призводить до завищення витрати палива, заплавлення отворів та деформації газорозподільних ґрат. Для сушарок КС також характерна неоднорідність сушіння, коли недосушений матеріал через інтенсивне перемішування в шарі може потрапити в потік продукту, що вивантажується з апарату. З іншого боку, при сушінні в киплячому шарі неминучий перегрів матеріалу, що викликає необхідність встановлення додаткового обладнання для охолодження продукту перед складуванням. Недоліком сушарок КС також є значна ерозія внутрішніх поверхонь апарату.

Одним із найбільш істотних недоліків сушарок КС при сушінні КСІ є комкування матеріалу. Воно проявляється в утворенні всередині апарату великих грудок, що спіклися, а також у налипанні матеріалу на газорозподільні ґрати і стінки сушарки. Це призводить до порушення стабільної роботи апарату та вимушених зупинок тривалістю до декількох діб для повного охолодження та очищення внутрішньої поверхні.

У калійній промисловості ці проблеми спостерігаються досить часто. Основною причиною налипання КСІ при сушінні в апаратах всіх типів є зростання вологості матеріалу, що надходить на сушіння, вище 8-10% через періодичні коливання технологічного режиму на попередніх стадіях флотаційного збагачення калійної сировини [50].

Про високу чутливість сушарок КС до збільшення вологості КСІ, що надходить на сушку, говорить той факт, що закордонні виробники сушильного обладнання, наприклад Andritz, обмежують максимальну вологість КСІ на вході в апарат значенням 4 % [74].

Для запобігання перегріву при сушінні термочутливих матеріалів у КС доводиться застосовувати теплоносій зі зниженою температурою. Тоді для підвищення ефективності процесу можна вводити в зону сушіння додаткову кількість тепла шляхом використання поверхонь, що обігріваються, розміщених безпосередньо в киплячому шарі [34, с. 124].

Однак цей спосіб може бути неефективним при сушінні матеріалів, схильних до комкування та налипання на внутрішні поверхні апарата у вологому стані. Для таких матеріалів використовують сушарки з різними механічними спонукателями, які сприяють досягненню стійкого гідродинамічного режиму в апараті, наприклад, сушарки віброкиплячого або віброаерокиплячого шару, апарати з мішалками та іншими пристроями [47, с. 156]. У цьому випадку потрібна істотно менша витрата газу, який використовується тільки як теплоносії. Однак область застосування таких сушарок, як правило, обмежена мало-і середньотоннажними виробництвами.

Поряд із сушарками КС та БС у багатотоннажних хімічних виробництвах широко використовуються ТС. Їх застосування переважно для полідисперсних матеріалів, нормальне псевдозрідження яких утруднене [34, с. 129]. Найпростіша ТС складається з прямолінійного вертикального відрізка труби постійного перерізу, вузла завантаження матеріалу та розвантажувального апарату (циклон або сепараційна осадова камера). Сушіння в ній відбувається в режимі пневмотранспорту, і час перебування матеріалу в апараті не перевищує кількох секунд. Це зумовлює застосування таких сушарок для видалення, переважно, поверхневої вологи. Використання в ТС прямого матеріалу та сушильного агента дозволяє застосовувати високотемпературний теплоносії, при цьому основна частина вологи випаровується вже на початковій ділянці труби заввишки кілька метрів від місця подачі матеріалу, де рушійна сила процесу максимальна. У такому режимі температура теплоносія швидко знижується, що дозволяє використовувати ТС для сушіння термочутливих матеріалів. Загальна довжина ТС для різних матеріалів змінюється в досить широких межах, а довжина робочої ділянки може змінюватись від 1,5 до 25 м.

Порівняння техніко-економічних показників роботи ТС та сушарок КС [62, с. 264] дозволяє зробити висновок, що ТС є найбільш економічними апаратами, які мають найменші капітальні та експлуатаційні витрати. Мінімізація експлуатаційних витрат у ТС досягається за рахунок застосування максимально

можливої температури сушильного агента та максимальних температурних напорів у сушарці [33, с. 185].

Впровадження ТС для сушіння КСІ почалося в Березниках в 1964 р. практично одночасно з використанням сушарок КС. Перевага ТС перед сушаркою КС полягає у простоті конструкції та обслуговування, меншій металоємності та роботі топки під розрідженням. Недолік ТС проявляється у збільшенні частки дрібних фракцій у сухому продукті, що пояснюється виникненням у частках термічних напруг при взаємодії вологої солі з високотемпературними газами у зоні завантаження [10; 46; 58], а також стикання частинок одна з одною і стінками апарату. Тим не менш, це не критичний недолік, оскільки в даний час основна кількість калійних добрив після сушіння гранулюється.

Головним недоліком у роботі ТС є налипання КСІ у зоні завантаження та в осаджувальній камері [46, с. 181]. Для усунення налипання ТС підлягають регулярним зупинкам для чищення внутрішньої поверхні механічним шляхом, а також шляхом обстукування зовнішньої поверхні на ділянках, найбільш схильних до налипання. Процедура чищення пов'язана із застосуванням важкої ручної праці, вона проводиться 1 раз на 4 години протягом 10 – 15 хвилин [21]. На цей період при збереженні подачі теплоносія зупиняють завантаження матеріалу, що висушується, в апарат. В результаті чищення відкладення матеріалу на внутрішній поверхні апарату руйнуються, і грудки матеріалу видаляються через камеру провалу в нижній частині пневмотруби для подальшого подрібнення.

Одним із варіантів зменшення налипання матеріалу може бути локальне підвищення швидкості газу на ділянці подачі матеріалу. Наприклад, у роботі [4] запропоновано в основі живильника встановлювати діафрагму, а закидувач матеріалу доповнювати перехідником, спрямованим вгору під кутом до осі труби 30 - 45°. Це, на думку авторів, забезпечує спрямований рух матеріалу, що закидається, що виключає його налипання на протилежну стінку труби. Про застосування такого прийому при сушінні КСІ відомостей немає. Однак

закидники, що використовуються в ТС для сушіння КСІ, налаштовуються аналогічним чином, тобто так, щоб запобігти прямому попаданню частинок на протилежну стінку труби. Проте це не усуває проблему налипання.

Напруга об'єму випареної вологи в промислових ТС змінюється в широких межах – від 100 до 1200 кг/(м³•год), збільшуючись зі зростанням початкової температури теплоносія і підвищенням його швидкості [62, с. 87]. Для зменшення питомої витрати палива температура паливних газів на вході в сушарку може досягати 900 °С [36; 48]. Однак у трубах-сушарках ПАТ «Уралкалій» температура теплоносія не перевищує температури плавлення КСІ (776 °С) та становить 600 – 750 °С [46].

Початкова вологість КСІ при сушінні в ТС дорівнює 4 - 8%, кінцева - обчислюється частками відсотка, причому найбільше зниження вологості матеріалу спостерігається в ТС вже на відстані приблизно 3 - 4 м від місця завантаження [58, с. 44; 62, с. 101]. Це пояснюється високою рушійною силою на цій ділянці, а також тим, що процес сушіння КСІ протікає в основному в першому періоді, в якому з матеріалу випаровується 80% всієї вологи [58]. Остання обставина істотно впливає на зміну температури частинок КСІ по висоті ТС у процесі сушіння. Зокрема для розрахунку кінетики сушіння І.Є. Тимофєєвим знайдено зв'язок між вмістом вологи і температурою КСІ [58]:

$$t_{\text{м}} = 48,39 + 1,19\omega_{\text{с}}^{-0,55} \quad (1.12)$$

У перші секунди знаходження матеріалу в ТС температура часток різко підвищується від 20 до 55 °С. Надалі інтенсивність випаровування вологи превалює над зміною температури матеріалу, і сушіння протікає при практично постійній температурі частинок – близько 60 °С. Після закінчення першого періоду сушіння (у межах 4 м від місця завантаження) починається поступове зростання температури матеріалу при порівняно малій зміні вмісту вологи.

Продуктивність ТС для сушіння КСІ зазвичай не перевищує 100 т/год, однак це не граничне значення, оскільки продуктивність сушарки залежить від габаритних розмірів апарату і витрати теплоносія. Наприклад, НДХіммаш розробив ТС діаметром 1200 мм для сушіння КСІ продуктивністю 200 т/год по сухому продукту [48, с. 12]. Її відмінною особливістю є подача матеріалу двома живильниками, розташованими на діаметрально протилежних сторонах труби, і охолодження продукту в камері сепарації за рахунок змішування з вологим матеріалом. Температура висушеного продукту становить 60 °С, залишкова вологість – 1 %. Відомостей про застосування установки в калійній промисловості не знайдено, проте слід зазначити, що апарат має типові недоліки ТС, описані раніше, а висушений продукт характеризується надмірно високою вологістю.

Високі техніко-економічні показники ТС можуть бути досягнуті при використанні активного гідродинамічного режиму в сушарці за рахунок створення нестационарних умов взаємодії фаз [48]. Для цього ТС конструюють змінного по висоті діаметра (наприклад, з розширювачами), з використанням ефектів закручування потоків або фонтанування. Але для речовин, схильних до налипання, використання таких прийомів важке через можливе відкладення частинок на робочих поверхнях сушарки та поступового зниження прохідного перерізу пневмотруби.

Застосування аерофонтанних вставок в ТС дозволяє збільшити час перебування великих фракцій матеріалу в сушарці, а режим їх роботи наближається до режиму аерофонтанних сушарок, що використовуються для матеріалів, швидкість витання яких різко змінюється в процесі сушіння. У них матеріал, що сушиться, вводиться знизу разом з потоком газу в робочий простір сушарки, що представляє собою усічений конус, звернений широкою основою догори. Швидкість газу в конусі падає настільки, що матеріал випадає з потоку, стікає до вхідного отвору, де знову підхоплюється потоком. Матеріал, перебуваючи в напівзваженому стані, продовжує циркуляцію в конусі до тих пір, поки частинки в результаті випаровування вологи не зробляться досить легкими,

і не будуть винесені газом у вихідний отвір, що розташований зверху. Однак якщо швидкість витання частинок змінюється слабо, висушений продукт може мати нерівномірну вологість [60, с. 144]. Порівнянню ефективності роботи КС і МС присвячена робота [67], в якій була встановлена залежність між гідродинамічними та тепловими параметрами процесу сушіння. В результаті спільного аналізу рівнянь матеріального та теплового балансів отримано наступне рівняння:

$$t_1 = \frac{\mu_T}{A} + t_2 = \frac{1}{A} \cdot \frac{(1 - \varepsilon) \cdot v_T \cdot \rho_T}{v_T \cdot \rho_T} + t_2, \quad (1.13)$$

де коефіцієнт $A = (c_T + x_1 \cdot c_{\text{пар}}) / [\omega_1 \cdot (r_{\text{пар}} + t_2 \cdot c_{\text{пар}} - \Delta)]$.

Рівняння (1.13) показує, що для забезпечення тих самих показників процесу необхідна початкова температура сушильного агента буде мати менші значення зі збільшенням відносної швидкості руху частинок і газу, а також зростанням порізності зваженого шару. Тому, з точки зору теплових навантажень, більш ефективними сушильними апаратами слід вважати такі сушарки, як ТС, які працюють з невеликими масовими концентраціями твердої фази при будь-яких навантаженнях сухого продукту.

До принципово нових апаратів для сушіння КСІ відноситься сушарка з зважено-транспортним шаром (ЗТШ), в якій завдяки поєднанню гідродинамічних режимів пневмотранспорту та киплячого шару, може досягатися поєднання переваг цих способів сушіння [39]. Сушарка з ЗТШ містить вертикальну сушильну камеру з відношенням висоти до діаметра не більше 3 - 4, забезпечену в основі газорозподільною решіткою, на яку подається вологий матеріал, а під яку – теплоносій. У робочому просторі сушильної камери вологий матеріал зріджується теплоносієм, рівномірно розподіленим по всьому перерізу камери за допомогою ґрат, і у вигляді ЗТШ піднімається в сепараційну камеру, де відбувається поділ висушеного продукту і газу, що видаляється в систему очищення.

Відмінною особливістю сушіння ЗТШ є ведення процесу при фіктивній швидкості газу в сушильній камері в діапазоні 0,75 - 1,1 від швидкості витання частинок матеріалу найбільшого розміру. Це значно перевищує швидкості теплоносія, що використовуються у традиційних сушарках КС, але нижчі, ніж у ТС. Порізність ЗТШ у сушильній камері знаходиться в діапазоні від 0,75 до 0,95, що вище, ніж у сушарках КС, але не досягається в ТС.

Використання режиму ЗТШ дозволяє, в порівнянні з КС, інтенсифікувати процес сушіння і знизити ймовірність налипання вологого матеріалу на газорозподільну решітку та стінки апарата (за рахунок збільшення швидкості газу), а в порівнянні з ТС зменшити висоту апарату і скоротити термічне подрібнення матеріалу.

1.3 Вирішення проблеми налипання хлористого калію в пневматичних сушарках

Як було показано раніше, налипання КСІ на стінки сушильних апаратів різних типів викликане як адгезійно-когезійними властивостями матеріалу, що висушується, так і характером сушіння в умовах контакту з нагрітою поверхнею. У процесі сушіння КСІ в ТС температури теплоносія та стінок апарату швидко знижуються. З цієї причини налипання вологого матеріалу на стінках найбільше інтенсивно відбувається на початковій (розгінній) ділянці пневмотруби. Цьому сприяє також те, що швидкість частинок матеріалу є найменшою. Зокрема, обстеження сушарок на Третньому Березниківському калійному виробничому рудоуправлінні ПАТ «Уралкалій» [49] показало, що в ТС з діаметром труби 1,1 м температура стінок знижується від ≈ 300 °С на рівні живильника до 130 - 200 °С (в залежності від продуктивності апарату) вже на відстані трохи більше 1 м від місця подачі матеріалу. Температура стін на вищерозташованій ділянці наближається до температури відпрацьованого теплоносія. При цьому інтенсивному налипанню схильна саме ділянка пневмотруби, розташована на відстані 1 - 2,5 м від місця подачі матеріалу, де сушіння протікає найбільш активно. Стінки даної ділянки зміцнюють сталевими листами, оскільки вони

підлягають періодичному механічному чищенню обстукуванням. Імовірність налипання на вищерозташованих ділянках ТС різко знижується.

Таким чином, концепція вирішення проблеми налипання КСІ може бути заснована як на зміні температурного режиму робочих поверхонь активної зони сушильного апарату, так і на реорганізації структури потоків теплоносія та матеріалу, що висушується.

Для реалізації цієї концепції нами розроблено пневматичну сушарку (ПС) нової конструкції [37]. Вона складається з трьох послідовно встановлених вертикальних секцій, що працюють у температурних і гідродинамічних режимах, що відрізняються один від одного температурними та гідродинамічними режимами.

Нижня секція, з'єднана з нагнітальним вентилятором повітря і живильником вологого матеріалу, служить для формування висхідного потоку газів, що подається в зону сушіння. Ця частина апарату працює за температури навколишнього середовища.

Середня секція, що є основною робочою зоною сушарки, виконана у вигляді двох концентричних обечайок, внутрішня з яких має отвори, а зовнішня є суцільною. У простір між обечайками з топки подаються гарячі топкові гази, які через отвори у внутрішній обечайці у вигляді безлічі радіальних струменів проникають в робочу зону апарату (камеру змішування) і відтісняють потік газової суміші від внутрішніх стінок. При цьому температура стінок камери змішування перевищує 200 °С.

Поєднання цих двох факторів дозволяє практично повністю запобігти налипанню вологих частинок. Для цієї ж мети діаметр нижньої секції може бути меншим за діаметр середньої. Завдяки цьому потік газів, що вводиться в камеру змішування аксіально, відокремлений від стінок радіальним потоком гарячого теплоносія, що рухається від периферії до центру.

Нижня та середня секції розділені вставкою з теплоізоляційного матеріалу, що дозволяє запобігти поширенню тепла з нагрітої середньої секції в нижню. Завдяки цьому виключається нагрівання стін нижньої секції, що також сприяє запобіганню налипання на них вологого матеріалу. Крім того, з'являється

можливість використовувати для виготовлення нижньої секції неметалеві гідрофобні конструкційні матеріали, не схильні до налипання, або виконувати покриття внутрішніх стінок такими матеріалами [51].

Верхня секція служить для досушування частинок у режимі пневмотранспорту та відділення готового продукту від відпрацьованого теплоносія.

При розрахунку конвективних сушарок необхідну кількість теплоносія визначають на підставі балансових рівнянь, виходячи з необхідної продуктивності по матеріалу, що висушується. За обчисленим значенням витрати газу в залежності від швидкості руху потоку в апараті знаходять габарити сушарки, тобто діаметр секцій пневмотруби залежить від співвідношення витрат газових потоків, що подаються в нижню та середню секції апарату. У місці з'єднання нижньої та середньої секцій приведена до перерізу середньої секції швидкість газу різко падає, але в камері змішування у міру введення теплоносія вона поступово зростає. В результаті, на виході із середньої секції швидкість газового потоку повинна бути не нижчою, ніж у нижній секції, щоб запобігти випаданню частинок матеріалу з потоку.

Введення теплоносія через отвори всередину камери змішування має забезпечувати стійкий радіальний потік газу від периферії до вісі апарату. Характер витікання газу з отворів залежить, переважно, від співвідношення між статичним і динамічним тиском всередині газорозподільника. Чим більший статичний тиск у газорозподільнику порівняно з динамічним, тим менший кут відхилення струменя від радіального напрямку (α_c).

Якщо перетин газорозподільника залишити постійним, то динамічний тиск у напрямку потоку зменшуватиметься в міру закінчення газу, а статичний тиск зміниться на величину різниці між зменшенням динамічної складової та втрат тиску. Коли зниження динамічного тиску в газорозподільнику перевищує втрати тиску на тертя та місцеві опори, статичний тиск у газорозподільнику та кут закінчення струменя зростають.

Для ПС така ситуація може викликати закручування потоку газової суміші в камері змішування, коли струмені газу, що витікають з отворів, утворюють

потік, що настає на внутрішню стінку камери змішування. Цей потік, захоплюючи частинки матеріалу, може призвести до їх контакту зі стінками.

Щоб запобігти цьому небажаному ефекту, статичний тиск усередині газорозподільника повинен залишатися постійним, а динамічний – поступово збільшуватися для компенсації втрат тиску. З цією метою газорозподільник виконується у вигляді равликopodobного колектора [38].

Для усунення налипання солі на внутрішній поверхні апарату промислові труби-сушарки підлягають чищенню тривалістю 10-15 хв із періодичністю 6 разів на добу. Протягом цього часу матеріал, що висушується, в апарат не подається. Таким чином, час роботи сушарки вхолосту становить від $(6-10 \text{ хв} - 100\%) / 1440 \text{ хв} = 4,2\%$ до $(6-15 \text{ хв} - 100\%) / 1440 \text{ хв} = 6,3\%$ на добу. Усунення проблеми налипання матеріалу на внутрішні поверхні пневматичних сушарок дозволить шляхом виключення періодичного чищення апарату не тільки скоротити кількість використовуваної ручної праці, але й збільшити тривалість циклу роботи зупинки роботи від 4 год до 7 діб. Розрахунковий економічний ефект за рахунок зменшення витрати палива становитиме 4,2-6,3 %.

1.4 Мета і завдання досліджень

Адгезійно-когезійні властивості КСІ істотно різняться в умовах взаємодії з нагрітою та ненагрітою поверхнею. Найбільший вплив на липкість КСІ має поєднання двох факторів: вологості та температури.

Застосовувані нині сушарки для КСІ дуже чутливі до підвищення початкової вологості матеріалу і працюють у невиконаному, з погляду адгезії, технологічному режимі. В результаті проблема налипання КСІ на робочі поверхні сушарок є актуальною для всіх типів апаратів. Найбільш гостро ця проблема проявляється у першому періоді сушіння, коли вологість матеріалу максимальна.

У зв'язку з цим *мета роботи* полягає в розробці конструкції камери змішування пневматичної сушарки з можливістю гідродинамічного режиму введення струменів теплоносія, що виключає налипання частинок хлористого калію на внутрішні поверхні апарату.

Для досягнення поставленої мети вирішувалися такі наукові, технологічні та інженерні завдання:

- вивчення характеру розподілу частинок матеріалу у висхідному потоці газів при змішуванні з радіальними газовими струменями;

- дослідження гідравлічних характеристик циліндричного каналу при круговому багаторядному введенні радіальних газових струменів у висхідний аксіальний потік газу;

- виявлення основних технологічних факторів і конструктивних параметрів, що впливають на характер взаємодії змішуваних потоків;

- проведення експериментального дослідження гідродинаміки взаємодії радіальних струй зі східними потоками газу і газової суміші, яке дозволить визначити основні параметри камери змішування пневматичної сушарки.

2 МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ КАМЕРИ ЗМІШУВАННЯ ПНЕВМАТИЧНОЇ СУШАРКИ

2.1 Взаємодія струменів з однофазним поперечним потоком

Взаємодія струменів теплоносія з потоком газової суміші в камері змішування ПС пов'язана з теорією струменя в поперечному потоці, яка почала розроблятися ще в середині ХХ ст. Різні сторони цієї теорії стосовно одиничного струменя і системи струменів оглядово представлені в роботах [1; 29; 93]. Ранні дослідження у цьому напрямі стосувалися, переважно, розгляду структури та форми струменів у поперечному потоці, і навіть прогнозування їх траєкторій з допомогою емпіричних моделей [1; 2; 18; 19]. Поступово для прогнозування поширення струменів та обчислення їх осьових характеристик почали застосовувати інтегральні моделі [68; 77; 78; 79; 115]. Надалі, з розвитком числових моделей, тематика досліджень змістилася у сферу оптимізації процесів змішування струменів стосовно різних галузей промисловості: змішувачі, газопальникові пристрої, газотурбінні двигуни, системи скидання стічних вод та ін [80; 81; 97; 118].

Вихрові структури, що виникають при витіканні струменя в поперечний потік, а також причини їх виникнення вивчені досить добре [29; 75; 110; 114]. До таких структур належать:

1) пара протилежно обертових вихорів (counter-rotating vortex pair), які виникають у ближньому полі струменя і, протікаючи уздовж її траєкторії, домінують в області течії далеко вниз за течією потоку; вони є одним із основних факторів, що впливають на інтенсивність перемішування;

2) кільцеподібні вихори шару зсуву (jet shear-layer vortices), що виникають на початковій ділянці струменя;

3) підковоподібні вихори (horseshoe vortices), що формуються в прикордонному шарі поблизу стінки і поширюються вниз за течією потоку;

4) слідові вихори (wake vortices), що вертикально орієнтовані і розповсюджуються в сліді струменя.

Характер взаємодії струменів з поперечним потоком визначається способом їх змішування:

- 1) одиничний струмінь у поперечному потоці (ОСП);
- 2) ряд струменів поперек поперечного потоку (РСП);
- 3) зустрічні ряди струменів у поперечному потоці (ЗСП);
- 4) ряд струменів уздовж поперечного потоку (СУП) - розташування тандемом;
- 5) кругове однорядне розташування струменів у поперечному потоці (КОП);
- 6) кругове багаторядне розташування струменів у поперечному потоці (КБП).

Зазначені схеми введення струменів представлені на рис. 2.1.

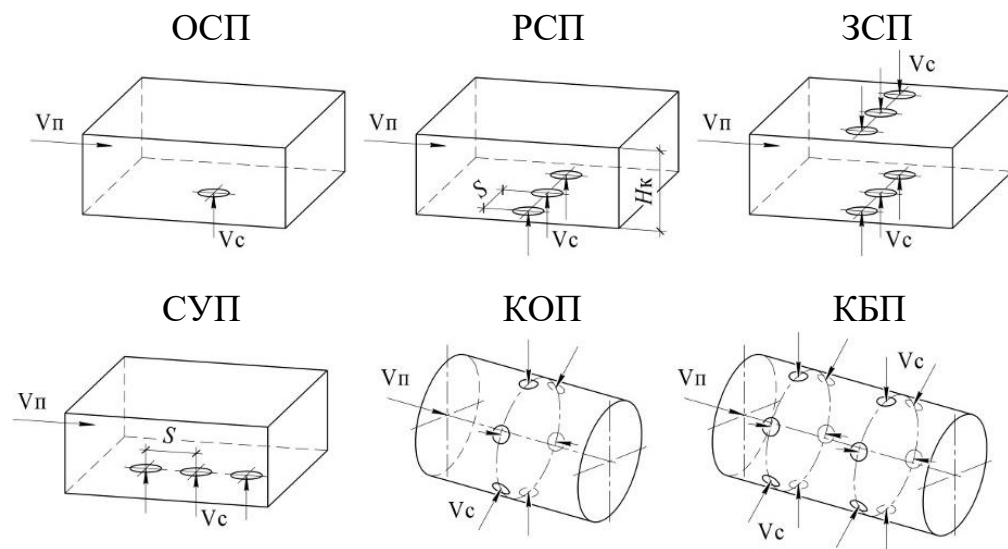


Рисунок 2.1 – Схеми введення струменів у поперечний потік

Основні закономірності при змішуванні струменів із поперечним потоком в залежності від способу введення описані нижче.

Поодинокий струмінь у поперечному потоці (ОСП)

Внаслідок експериментального вивчення взаємодії струменів з поперечним потоком Ю.В. Іванов [18; 19] встановив вплив гідродинамічного параметра q та основних конструктивних параметрів (розміру та форми

струменів у гирлі, а також кута їх атаки) на розвиток струменів у поперечному потоці:

- 1) форма струменів у гирлі суттєво не впливає на аеродинаміку струменя, значення має лише еквівалентний діаметр отвору обраної форми;
- 2) найбільшу далекобійність мають струмені з кутом атаки 90° ;
- 3) траєкторія вісі струменя у поперечному потоці не залежить від температури при використанні в описі результатів гідродинамічного параметра q .

$$q = \left(\rho_c \cdot v_c^2 \right) / \left(\rho_{\Pi} \cdot v_{\Pi}^2 \right). \quad (2.1)$$

Пізніше J.D. Holdeman [80; 81] показав, що структура течії та ефективність змішування практично не залежать від зміни відношення щільностей (а значить і температур) струменя та поперечного потоку при постійному q . Для вісі круглого струменя, що розвивається в безмежному поперечному потоці, з кутом атаки в діапазоні від 45 до 135° і q в інтервалі від $12,5$ до 690 Ю.В. Іванов рекомендує рівняння [19, с. 152]:

$$ay / d_{\text{отв}} = 195q^{-1.3} \cdot (ax / d_{\text{отв}})^3 + (ax / d_{\text{отв}}) \cdot \text{ctg}\alpha, \quad (2.2)$$

де a – коефіцієнт структури струменя, що характеризує його турбулентність, і прийнятий $0,06 - 0,08$ залежно від якості виготовлення сопла;

$y/d_{\text{отв}}, x/d_{\text{отв}}$ – відносні координати вісі струменя в поперечному потоці (вісь y збігається з напрямком поперечного потоку).

Г.С. Шандоров [1, с. 583] для вісі круглого струменя з кутом атаки α від 45 до 90° при $2 \leq q \leq 22$ наводить схоже емпіричне рівняння:

$$y / d_{\text{отв}} = q^{-1} \cdot (x / d_{\text{отв}})^{2.55} + (x / d_{\text{отв}}) \cdot (1 + q^{-1}) \cdot \text{ctg}\alpha. \quad (2.3)$$

Лінія вісі струменя за рівнянням (2.3) розташована вище за лінію вісі за рівнянням (2.2) при всіх значеннях α і q для загального інтервалу значень при $x/d_{\text{отв}} = 1 - 5$. При $\alpha = 45^\circ$ розбіжність не перевищує 13 %. При $\alpha = 90^\circ$ на початковій ділянці розбіжність сягає 55-60 %, збільшуючись із зростанням q .

Г.М. Абрамович [1, с. 592] отримав аналітичні рішення для вісі круглого та плоского струменів у безмежному поперечному потоці. Наближене рівняння вісі круглого струменя при $\alpha = 90^\circ$ має вигляд:

$$x/d_{\text{отв}} = 14,4\sqrt{q/c} \cdot \log \left[1 + (0,1y/d_{\text{отв}}) \cdot \left(1 + \sqrt{1 + 20d_{\text{отв}}/y} \right) \right]. \quad (2.4)$$

Теоретична крива, що відповідає рівнянню (2.4), якщо значення коефіцієнта опору при обтіканні струменя $c = 3$ розташовується близько до даних Г.С. Шандорова, хоча зі збільшенням розбіжність q зростає.

S. Murrpidi і K. Mahesh [104] на основі експериментальних даних різних авторів встановили, що траєкторія струменя в поперечному потоці схильна до впливу двох факторів: товщини прикордонного шару і профілю швидкості струменя. Вони дійшли очевидного висновку: струмінь з більшою осьовою швидкістю при витіканні в поперечний потік з меншою товщиною прикордонного шару має велику глибину проникнення при однаковому значенні q .

Швидкість струменя в поперечному потоці швидко падає, причому зміна швидкості вздовж вісі струменя відбувається тим інтенсивніше, чим менше відношення швидкості струменя в гирлі до швидкості потоку (q). У роботі [118] для опису розвитку струменів у поперечному потоці використовується відстань l_m , на якій швидкість струменя стає приблизно рівною швидкості поперечного потоку:

$$l_m = 0,5\sqrt{\pi} \cdot d_{\text{отв}} \cdot q. \quad (2.5)$$

У межах цієї довжини струмінь практично не схильний до впливу поперечного потоку, що зносить, а за межами – значно нахилиється.

Ряд струменів поперек поперечного потоку (РСП)

Ю.В. Іванов [18; 19] встановив, що глибина проникнення струменів у поперечний потік тим менше, чим менше відносний крок між отворами для введення струменів.

В роботі [102] А.К. Моавад та Н. Rajaratnam наводять дані експериментальних досліджень РСП, проведених з водою у каналі прямокутного перерізу. Вони підтвердили висновки Ю.В. Іванова у тому, що, у порівнянні з траєкторією ОСП, траєкторія середньої лінії РСП розташована нижче, і запропонували описувати їх у діапазоні $s/d_{отв}$ від 8 до 16 рівнянням:

$$x / d_{отв} = 1,14 (y / d_{отв})^{0,25} \cdot g^{0,75}. \quad (2.6)$$

Ю.В. Іванов [18; 19] для розрахунку відносної глибини проникнення ряду струменів у потік, тобто відносної відстані по нормалі від площини гирла до вісі струменя, що прийняла напрямок поперечного потоку, при куті атаки $\alpha = 90^\circ$ запропонував формулу:

$$h / d_{отв} = k_s \sqrt{q} / \eta_{см}. \quad (2.7)$$

де $\eta_{см} = (G_{п} + G_c) / G_{п}$ – коефіцієнт, що характеризує відношення сумарного і потоку, що набігає (вводиться, починаючи з другого ряду струменів).

Для кожного ряду струменів зі своїм значенням відносного кроку $s/d_{отв}$ на основі дослідних даних встановлено своє значення k_s . При $s/d_{отв} = \infty$ (відповідає одиничному струменю) $k_s = 2,2$; при $s/d_{отв} = 16$ значення $k_s = 1,9$; при $s/d_{отв} = 8$ значення $k_s = 1,7$; при $s/d_{отв} = 4$ значення $k_s = 1,6$.

Рівняння (2.7) показує, що глибина проникнення струменів у поперечний потік тим більше, що більше q . У міру збільшення відносного кроку між струменями глибина їх проникнення у поперечний потік збільшується.

J.D. Holdeman із співавторами [81; 82; 85; 86, с. 13; 87, с. 12; 89, с. 7] на основі експериментальних даних пов'язали крок розташування отворів у ряді s з

гідродинамічним параметром q . Вони дійшли такого висновку: для цього q існує такий крок отворів s/H_k , для якого змішування відбувається найбільш ефективно незалежно від діаметра отворів (і навпаки, для даного s/H_k існує таке значення q , при якому змішування відбувається найефективніше). Цей висновок описується рівнянням:

$$C = (s / H_k) \sqrt{q}. \quad (2.8)$$

Величина C характеризує більшою мірою глибину проникнення струменів, ніж ступінь перемішування потоку, але оптимальне значення зазвичай відповідає найкращому змішуванню [89]. Для випадку РСП найкраще змішування досягається при $C = 2,5$, що відповідає проникненню струменів до протилежної стінки каналу на глибину H_k . Якщо $C \approx 1,25$, то спостерігається недостатнє проникнення струменів (under-penetration), а при $C \approx 5$ – надмірне проникнення струменів (over-penetration).

Слід зазначити, що оптимальні умови змішування пов'язані в першу чергу з відстанню від місця закінчення і можуть змінюватися зі зміною геометрії каналу, форми отворів, початкових умов, відношення масових витрат струменя та поперечного потоку, а також інших факторів.

Зустрічні ряди струменів у поперечному потоці (ЗСП)

Взаємодія двох спрямованих назустріч один одному струменів еквівалентна взаємодії струменя з протилежною стінкою каналу [98, с. 128]. Це означає, що результати досліджень РСП можуть бути застосовані до ЗСП, коли площа симетрії між двома зустрічними рядами струменів відповідає положенню протилежної стінки каналу з одним рядом струменів. Експериментальне порівняння РСП та ЗСП виконано у роботі [82]. Авторами встановлено, що для однієї і тієї ж величини q оптимальне значення s/H_k для РСП вдвічі більше, ніж для ЗСП з розташуванням отворів один навпроти одного, і в два рази менше, ніж для ЗСП з шаховим розташуванням. Крок розташування як круглих, так і щілинних отворів пов'язаний із оптимальними умовами

змішування рівнянням (2.8). При розташуванні отворів один навпроти одного $C \approx 1,25$, а при шаховому розташуванні $C \approx 5$ [82; 100].

У роботі [85] виявлено, що при розташуванні отворів один проти одного змішування протікає більш ефективно в порівнянні з шаховим розташуванням. Шахове розташування отворів може бути ефективнішим лише на відстанях, що перевищують $1,5H_k$ від місця введення струменів, і при значеннях $q > 64$. У роботі [89] також показано, що при оптимальному розташуванні отворів один навпроти одного змішування протікає значно швидше порівняно з оптимальним шаховим розташуванням, і з оптимальним РСП.

У роботі [100] виконано порівняння круглих і щілинних отворів у різних орієнтаціях (стосовно напрямку поперечного потоку) і розташуваннях: шаховому і один навпроти одного. Встановлено, що ступінь перемішування для щілин та круглих отворів при $s/N_k > 0,5$ еквівалентна, але структура перебігу різна. Серед щілинних отворів, орієнтованих під 45° до напрямку поперечного потоку, найбільше ефективне змішування досягається при їх розташуванні один навпроти одного з поворотом в один бік [90].

F. Vazdidi Tehrani та H. Feizollahi [69] розробили числову модель для визначення глибини проникнення та характеристик змішування ЗСП. У роботі наочно показано, що глибина проникнення струменів у поперечний потік зменшується із зменшенням кроку між отворами. Однак знижується і ймовірність проскоку газу в зазорах між суміжними струменями. Важливою особливістю витікання газу з отворів, що близько розташовуються, як встановили автори роботи [85] (у діапазоні зміни відносного кроку струменів $s/d_{oms} = 1,12 - 1,7$), є відсутність відмінностей у характеристиках змішування.

Ряд струменів уздовж поперечного потоку (СУП)

При тандемному введенні струменів у поперечний потік за рахунок створюваного першим струменем ефекту укриття (sheltering effect), струмені, які у ряд слідом за нею, взаємодіють із слабшою течією. Вони менш нахилені порівняно з першою, а їх траєкторії однакові. Експериментальні дослідження [118] показали, що чим менше відносний крок між струменями, тим значніше

зменшується ефективна швидкість поперечного потоку, що набігає на них. Для наступних за першим струменів, розташованих з відносними кроками $s/d_{ome} = 2 - 15$, в області відношення швидкостей струменя і потоку $\vartheta = 4 - 15$ зменшення швидкості поперечного потоку в зазорах між струменями може становити від 30 до 70%. Крім того, у зазорах між струменями відбувається зміна напрямку течії – поперечний потік захоплюється у напрямку течії струменів. Складний характер течії у цій області ускладнює достовірний опис поля швидкостей з допомогою методів чисельного моделювання [97].

У. Хіао зі співавторами [117] при порівнянні поширення одиничного та тандемних струменів у поперечному потоці при однаковому значенні ϑ відзначили цікаву особливість: траєкторія першого струменя тандему розташована нижче за траєкторію одиничного струменя. Це викликано тим, що потік газу в зазорі між першим і другим струменями тандему захоплюється обома струменями, викликаючи більше значне падіння тиску, ніж у випадку ОСП.

У роботі [109] показано як кут атаки тандемних струменів впливає на взаємодію струменів один з одним і з поперечним потоком. А. Radhouane із співавторами отримали цілком передбачувані висновки про те, що збільшення кута атаки струменів від 30 до 90° призводить до збільшення інтенсивності перемішування, і, навпаки, при зменшенні кута атаки струменів вони швидше нахиляються і згасають. Продовжуючи вивчення СУП, у роботі [108] А. Радхуан зі співавторами розглянули вплив температури струменів на їх взаємодію з поперечним потоком. Вони встановили, що чим вище температурний градієнт струменів, тим глибше вони проникають у поперечний потік, і тим швидше вирівнюється структура потоку.

Кругове однорядне розташування струменів у поперечному потоці (КОП)

Відносний крок отворів при їх круговому розташуванні може бути обраний, виходячи з принципу рівномірного розподілу струменів (без їх передчасного злиття) у поперечному потоці [2; 18; 19]. Однак у цьому випадку немає гарантії, що обрана схема розташування отворів буде найбільш

ефективною з точки зору однорідної суміші на мінімальній відстані від місця введення струменів. Для усунення цього недоліку J.D. Holdeman запропонував інший підхід до організації змішування струменів у циліндричних каналах, пов'язаний із забезпеченням оптимальних умов змішування. Він показав, що кількість отворів істотно впливає на змішування та розподіл компонентів у потоці [88]. Число отворів, що відповідає оптимальній глибині проникнення струменів при заданому q , розраховується за формулою [83; 84; 107]:

$$n = \pi \sqrt{2q} / C, \quad (2.9)$$

де коефіцієнт $C = 2,5$.

Якщо щільність струменів та поперечного потоку однакова, то отримаємо:

$$n \approx 1,78 \sqrt{q} = 1,78q. \quad (2.10)$$

Робота змішувача у режимі недостатнього чи надмірного проникнення струменів пов'язані з отриманням менш однорідної суміші. У першому випадку струменя не взаємодіють з основним потоком газу в центральній області апарату, у другому може відбуватися проскок основного потоку вздовж стінок.

За даними M.S. Hatch [95, с. 12], зіткнення струменів у центральній області апарату призводить до погіршення змішування. З іншого боку, в роботі [96] показано, що висока однорідність суміші може бути досягнута на невеликій відстані від місця введення струменів (в межах одного діаметра апарату) за умови їх сильної взаємодії, тобто при відношенні глибини проникнення струменів до діаметру апарату $h/D \geq 1$. Це відбувається за рахунок інтенсифікації процесу змішування після зіткнення струменів у центральній області апарату.

Глибина проникнення струменів у поперечний потік при їхньому круговому однорядному розташуванні може бути знайдена за емпіричною формулою [98, с. 126]:

$$h = 1,25d_{\text{отв}} \cdot \sqrt{q} \cdot G_{\text{II}} / (G_{\text{с}} + G_{\text{II}}). \quad (2.11)$$

За рахунок ефекту блокування (blockage effect), що викликається струменями, тобто локального підвищення швидкості основного потоку, ця глибина менша, ніж глибина проникнення одиничного струменя в поперечний потік [98, с. 125]:

$$h = 1,15d_{\text{отв}} \cdot \sqrt{q} \cdot \sin \alpha. \quad (2.12)$$

А. Strzelecki зі співавторами [114] вивчали цей ефект експериментально. Вони встановили, що зі зростанням відношення швидкостей струменя та потоку (ϑ) нахил струменів у поперечному потоці збільшується, що призводить до розширення струменів переважно у напрямку стінки каналу.

V. Jermakian зі співавторами [92] встановили, що підвищення тиску в потоці до 6 атм. не впливає на глибину проникнення струменів та якість змішування.

А. Nirmolo [105; 106] показав, що параметр q істотно залежить від числа отворів, тому для визначення глибини проникнення струменів він використовував наведений гідродинамічний параметр q/n^2 . Зі зростанням q/n^2 глибина проникнення струменів у поперечний потік (h/R) збільшується незалежно від діаметра апарату. Крім того, залежність h/R від q/n^2 при змішуванні реагуючих та нереагуючих потоків описується однією кривою. Найкраще змішування досягається при $q/n^2 = 0,3$ і характеризується глибиною проникнення струменів у поперечний потік $h/R = 0,6$; це відповідає коефіцієнту $C = 2,5$ у рівнянні (2.9). Також поліпшення змішування можна досягти збільшенням числа отворів, проте при їх великій кількості якість змішування перестає залежати від q/n^2 і залишається постійним при $q/n^2 \geq 0,3$.

Подібні дані щодо досягнення оптимальних характеристик змішування в залежності від глибини проникнення струменів в реагуючий поперечний потік

($h/R = 0,5$) і нереагуючий потік ($h/R = 0,5 - 0,65$) отримані в роботах [99] та [84] відповідно.

Кругове багаторядне розташування струменів у поперечному потоці (КБП)

Система кругового дворядного введення струменів у поперечний потік розглянута А. Nirmolo у роботі [105] порівняно з КОП. Порівняння виконано для шахового та тандемного розташування отворів у рядах при різній частці повітря, що подається через перший та другий ряди отворів. При тандемному розташуванні отворів ефективність змішування вища, ніж при шаховому. Система дворядного тандемного введення струменів забезпечує покращення характеристик змішування порівняно з КОП у разі створення надмірного або недостатнього проникнення струменів другого ряду в поперечний потік. Це відповідає частці повітря, що подається через другий ряд отворів, що дорівнює 0,25 або 0,75.

І.Є. Ідельчик [20, с. 76] наводить дані про гідравлічний опір циліндричної труби постійного перерізу із введенням частини газового потоку через бічні стінки. Коефіцієнт гідравлічного опору перфорованої ділянки труби довжиною L при рівномірному припливі та турбулентній течії у трубопроводі може бути знайдений за допомогою виразу:

$$\zeta = \frac{\Delta p}{0,5\rho \cdot v_{\text{ВЫХ}}^2} = \frac{1,5\varepsilon \cdot L \cdot \alpha_0 \cdot (1 - 0,5\alpha_0)}{(F_{\text{ОТВ}} / F_{\text{ВЫХ}}) \cdot D_{\text{ВЫХ}}}, \quad (2.13)$$

де коефіцієнт $\alpha_0 = 1 - v_{\text{П}} / v_{\text{ВЫХ}}$.

Після перетворень формули (2.13) отримаємо:

$$\zeta = \frac{\Delta p}{0,5\rho \cdot v_{\text{ВЫХ}}^2} = \frac{3}{16} \cdot \frac{D_{\text{ВЫХ}}}{D_{\text{ВЫХ}} + t_{\text{СТ}}} \cdot \left(1 - \left(\frac{v_{\text{П}}}{v_{\text{ВЫХ}}} \right)^2 \right), \quad (2.14)$$

де $t_{\text{СТ}}$ - товщина стінки труби.

З формули (2.14) випливає, що втрати тиску на ділянці перфорованої труби повністю визначаються різницею квадратів швидкостей потоку до і після цієї ділянки.

2.2 Взаємодія струменів із двофазним поперечним потоком

У порівнянні з однофазним потоком, кількість робіт, присвячених вивченню взаємодії струменів з двофазним поперечним потоком (несучим тверду фазу), набагато менше. Комплексний розгляд такої взаємодії становить значні труднощі, і відомі роботи в цій галузі торкаються лише окремих аспектів проблеми. Однією із складнощів є концентраційні флуктуації твердих частинок у потоці. Більшість моделей, що описують рух частинок у потоці, засновано на припущенні про випадковий і рівномірний їх розподіл, що не відповідає дійсності.

У турбулентних потоках частинки перерозподіляються з області з високою інтенсивністю швидкісних пульсацій в область низької турбулентності. Завдяки інерції частки не слідуєть за турбулентними вихорами, вони можуть накопичуватися та циркулювати в окремих областях потоку [113], тобто розподілятися у ньому у вигляді своєрідних хмар (агрегатів). Частинки різного розміру мають різну схильність до агрегування. Зі збільшенням розмірів частинок їх сприйнятливність до турбулентних пульсацій та схильність до агрегування знижується. Локалізація частинок в турбулентному потоці залежить від числа Стокса (St) [71; 72], що характеризує інерційність частинок і дорівнює відношенню аеродинамічного часу реакції частки до певного тимчасового масштабу, наприклад, колмогоровського. Найбільше сильно агрегування частинок проявляється в потоці при $St = 1$.

Таким чином, при розгляді двофазного потоку потрібно враховувати, що концентрація частинок збільшується в області з низьким завихренням, що відповідає межі вихорів, і зменшується в області з високим завихренням, що відповідає центрам вихорів [116].

Глибина проникнення струменя у поперечний потік, що несе тверду фазу, менше, ніж за відсутності частинок у потоці. Така ситуація викликана втратою імпульсу струменя за рахунок прискорення твердих частинок. Це враховується напівемпіричною моделлю, розробленою М. Indenbirken із співавторами [91] для оцінки глибини проникнення струменя в поперечний потік із низькою концентрацією частинок.

У роботі [76] експериментально вивчалася можливість створення за допомогою струменя газового бар'єру на шляху твердих частинок у поперечному горизонтальному потоці. Автори показали, що розмір частинок і відповідно інерція, яку вони мають, суттєво впливають на розподіл частинок у потоці. Найдрібніші частинки здатні огинати струмінь, не взаємодіючи з ним, тоді як великі частинки можуть проходити крізь струмінь. Залежно від швидкісних характеристик струменя та поперечного потоку частинки певного розміру можуть бути ефективно затримані, що проявляється у виникненні з підвітряного боку струменя зони з низькою концентрацією частинок. Однак принципів вибору швидкості струменя для створення газового бар'єру, залежно від розміру частинок, автори не наводять.

2.3 Моделювання засобами обчислювальної гідродинаміки

З представленого огляду видно, що взаємодія одиничного струменя або ряду струменів з поперечним потоком вивчена досить повно, тоді як системи кругового багаторядного введення струменів в одно- і двофазний потік практично не досліджені. Щоб заповнити цей недолік та отримати попередні дані для розробки камери змішування ПС, можна використовувати засоби обчислювальної гідродинаміки (CFD).

CFD дозволяють вивчати широкий ряд явищ, пов'язаних з прогнозуванням течії, а також тепло- та масообміном у потоці рідини або газу, шляхом розв'язання математичних рівнянь, що описують ці явища, використовуючи чисельний алгоритм. До найпоширеніших пакетів обчислювальної

гідродинаміки можна віднести такі програмні продукти, як FLUENT, ANSYS, PHOENIX, а також SolidWorks Flow Simulation.

Додаток для автоматизованого проектування SolidWorks, оснащений модулем Flow Simulation, дозволяє вирішувати рівняння Нав'є-Стокса, які формалізовані у вигляді законів збереження маси, енергії та імпульсу. При цьому враховується природа потоку, режим течії, а також емпіричні залежності, що пов'язують щільність, в'язкість та теплопровідність потоку з його температурою. Для вирішення конкретного завдання необхідно задати геометрію течії, а також початкові та граничні умови. При цьому точність рішення безпосередньо пов'язані з параметрами обчислювальної сітки – що більше кількість осередків, то вище точність. Flow Simulation дозволяє не тільки генерувати обчислювальну сітку автоматично, але й вручну оптимізувати її, пристосовуючи до елементів розв'язуваного завдання, щоб краще їх вирішити [73].

Для прогнозування траєкторії частинок у двофазному потоці Flow Simulation використовує рівняння (1.20), в якому коефіцієнт гідродинамічного опору визначається за напівемпіричною формулою:

$$\xi_{\text{ш}} = 24 / Re + 4,12 / \left(1 + 0,03Re + 0,48\sqrt{Re}\right) + 0,38. \quad (2.15)$$

Частки розглядаються як сферичні, їх маса стала, а обертання не враховується [73].

2.4 Конструктивне оформлення камер змішування газів і теплоносія

У розробленій ПС [37; 38] внутрішня обичайка середньої секції може бути виконана циліндричною або у вигляді конуса, що розширюється догори, діаметр нижньої основи якого дорівнює діаметру нижньої секції, а діаметр верхнього - діаметру верхньої секції. Така форма середньої секції не дозволить утворитися відкладенню частинок на ділянці з'єднання нижньої та середньої секцій у разі непередбаченого припинення подачі газу в апарат.

Щоб вивчити вплив форми камери змішування і розташування в ній отворів для введення струменів на неоднорідність суміші, що утворюється в пневмотрубі, ступінь нагрівання частинок матеріалу і інтенсивність їх контакту зі стінками пневмотруби, було виконано моделювання процесу змішування неізотермічних потоків засобами Flow Simulation при однакових вихідних даних:

- продуктивність сушарки по вологому продукту $G_m = 400$ кг/год;
- матеріал, що висушується – КСІ фракції $(-0,4+0,2)$ мм;
- Початкова вологість матеріалу 5,5%; кінцева – 0,2%.

На основі рішення рівнянь матеріального та теплового балансів з урахуванням діаметра нижньої ($D_{вх} = 58$ мм) та середньої ($D_{вих} = 100$ мм) секцій пневмотруби (співвідношення $F_{вх}/F_{вих} = 0,336$), а також коефіцієнта запасу швидкості $\psi = 2,4$ отримані розрахункові параметри потоків, що змішуються:

- Витрата теплоносія $V = 369$ м³/год;
- Початкова температура теплоносія $t_c = 730$ °С;
- Витрата повітря в нижній секції $V_{вх} = 60,3$ м³/год (швидкість аксіального потоку на вході в камеру змішування $v_{вх} = 6,3$ м/с);
- Температура повітря $t_n = 25$ °С.

Рівноважна температура суміші t_{eq} становила 500 °С.

Відношення сумарної площі бічних отворів камери змішування до площі поперечного перерізу вихідного каналу $F_{отв}/F_{вих}$ приймалося рівним 0,3. Таким чином, швидкість струменів v_c складала 43,5 м/с. Моделювали три типи камер змішування, що відрізняються схемою введення струменів теплоносія в поперечний потік:

- 1) циліндрична камера із введенням теплоносія за схемою КМП (рис. 2.2а);
- 2) конічна камера із введенням теплоносія за схемою КМП (рис. 2.2 б);
- 3) конічна камера із введенням теплоносія за комбінованою схемою КМП + КОП (рис. 2.2 в).

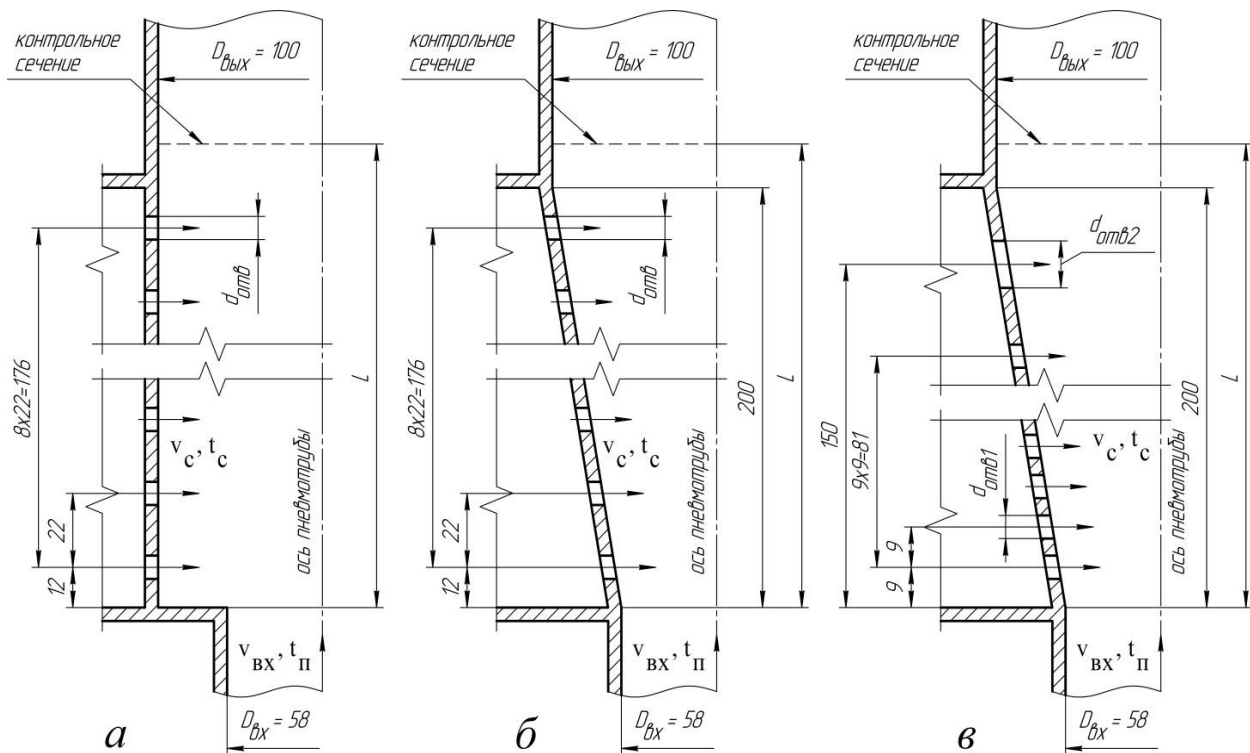


Рисунок 2.2 - Схема камер змішування, що моделюються

Для кожної з цих типів камер змішування моделювалося кілька варіантів пневмотруб з різним числом та діаметром отворів (табл. 2.1).

Таблиця 2.1 - Характеристики камер змішування, що моделюються

| Позначення камери змішування | Форма Пневмотруби | Кількість отворів по колу | Кількість рядів отворів | Загальна кількість отворів | Діаметр отвору, мм |
|------------------------------|-------------------|---------------------------|-------------------------|----------------------------|--------------------|
| Ц-5 | циліндрична | 5 | 9 | 45 | 8,2 |
| Ц-7 | | 7 | | 63 | 6,9 |
| Ц-8 | | 8 | | 72 | 6,4 |
| Ц-10 | | 10 | | 90 | 5,8 |
| Ц-12 | | 12 | | 108 | 5,3 |
| Ц-15 | | 15 | | 135 | 4,7 |
| К-7 | конічна | 7 | 9 | 63 | 6,9 |
| К-10 | | 10 | | 90 | 5,8 |
| К-15 | | 15 | | 135 | 4,7 |
| К2-7 | конічна | 24 | 10 | 240 | 2,5 |
| К2-10 | | 7 | 1 | 7 | 14,6 |
| | | 24 | 10 | 240 | 2,5 |
| | | 10 | 1 | 10 | 12,2 |

Порівняння результатів проводили за критерієм неоднорідності суміші перерізу пневмотруби на заданій відстані від початку середньої секції ($L/D_{вих}$), яке дорівнювало 2; 2,6; 3,2 та 4.

Для оцінки ступеня перемішування потоку в конкретній точці пневмотруби використовували безрозмірну температуру [107]:

$$f = (t_{jk} - t_c) / (t_n - t_c), \quad (2.16)$$

де індекси j і k вказують на радіальну та окружну координату точки відповідно ($j = 1...20, k = 1...100$).

Величина f може набувати значень від 0 до 1, де 0 відповідає початковим параметрам струменя, а 1 – параметрам поперечного потоку. Для повністю перемішаного потоку безрозмірна рівноважна температура дорівнює:

$$f_{eq} = (t_{eq} - t_c) / (t_n - t_c) = 0,326. \quad (2.17)$$

Неоднорідність суміші оцінювали за середньоквадратичним відхиленням безрозмірної температури за площею поперечного перерізу пневмотруби:

$$U = \sqrt{\frac{1}{F} \sum_{jk} F_{jk} \left(\frac{t_{jk} - t_{eq}}{t_n - t_c} \right)^2} = \sqrt{\frac{1}{F} \sum_{jk} F_{jk} (f - f_{eq})^2}. \quad (2.18)$$

Значення $U = 0$ відповідає однорідній суміші, тому найбільш ефективним, з погляду перемішування потоків у пневмотрубі, буде апарат з найменшим значенням U в заданому перерізі. Також для порівняння камер змішування використовували статистичні дані про нагрівання частинок KCl фракцій 0,2 і 0,4 мм (з ймовірністю $p = 0,95$) та інтенсивності контакту їх зі стінками, отримані при CFD-моделюванні руху частинок у двофазному потоці.

Гідравлічний опір Δp перфорованої ділянки пневмотруби оцінювали як різницю повних тисків потоку між двома перерізами: $L/D_{вих} = -0,35$ (мінус вказує на те, що перетин розташовувався нижче середньої секції) і $L/D_{вих} = 2,6$.

Циліндрична камера змішування із введенням теплоносія за схемою КМП

Як і слід було очікувати, при змішуванні аксіального потоку з радіальними струменями теплоносія неоднорідність суміші, що утворюється, істотно залежить від числа отворів по колу пневмотруби. Зі збільшенням числа отворів окружна відстань між ними зменшується, що викликає передчасне злиття струменів та зменшення глибини їхнього проникнення в аксіальний потік. В результаті ефективність змішування знижується (рис. 2.3).

По мірі просування суміші пневмотруби до виходу її неоднорідність поступово зменшується, що вказує на вирівнювання температури в потоці.

Графік показує, що найбільш однорідна суміш за даних умов у циліндричній камері змішування отримана при числі отворів по колу, що дорівнює 7. Це число добре узгоджується з формулою (2.9), розрахунок за якою дає значення $n = 6,7$.

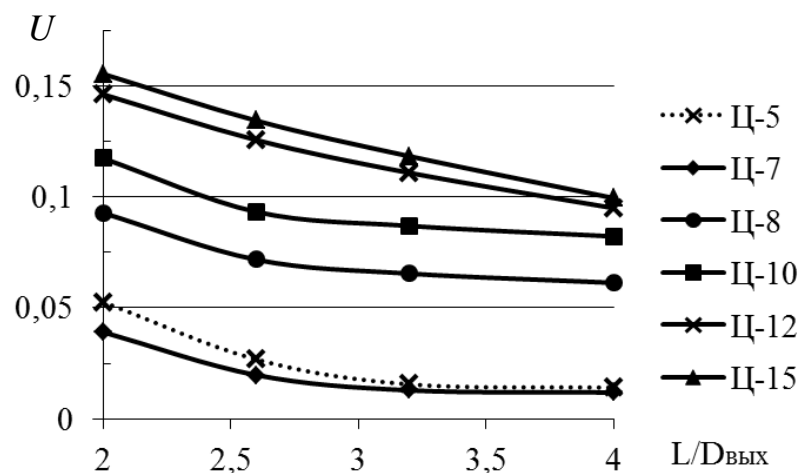


Рисунок 2.3 - Зміна неоднорідності суміші в циліндричній пневмотрубі

При збільшенні числа отворів по колу пневмотруби від семи до восьми неоднорідність суміші по всіх перерізах ($L/D_{вих}$) різко зростає. Зіставлення

контурних епюр температур (Додаток А) з даними по неоднорідності суміші в циліндричній пневмотрубі (рис. 2.3) показує, що якщо неоднорідність суміші (U) перевищує 0,05, що відповідає числу отворів по колу пневмотруби більше семи, то в осьовій області потоку значення температури стає меншою, ніж на периферії. Така ситуація призводить до деякого зниження інтенсивності нагріву та сушіння матеріалу. Разом з тим, однорідність суміші є єдиним чинником, визначальним ефективність ПС. Як зазначалося раніше, для виключення можливості налипання частинок КСІ при сушінні потрібно запобігти їх контакту зі стінками пневмотруби, тому цей фактор також повинен братися до уваги при виборі схеми введення струменів теплоносія в потік газозважування.

Результати CFD-моделювання руху частинок КСІ розміром 0,2 мм і 0,4 мм (Додаток Б) свідчать про те, що витікання струменів призводить до деякого закручування потоку газової суміші. В результаті частки починають рухатися висхідною спіралі, що створює умови для їх контакту зі стінками. Цей ефект викликаний нахилом струменів у напрямку перебігу газу в газорозподільнику і залежить від величини співвідношення між статичним та динамічним напором у ньому. Зі збільшенням кількості отворів (при відповідному зменшенні їх діаметра) інтенсивність обертання газів слабшає, оскільки, як буде показано далі [див. рівняння (2.33), (2.41), (2.47)], в цьому випадку скорочується час взаємодії частинок зі струменями, і відповідно зменшується відстань відтіснення частинок від стінок.

При числі отворів по колу пневмотруби в діапазоні 5 - 8 відстань між ними досить велика, тому недосушені частинки, що відтісняються струменями на периферію, можуть потрапляти в зазори між струменями і контактувати зі стінками пневмотруби. При розміщенні 10 отворів контакт частинок зі стінками спостерігається на відстані $L/D_{вих} > 3$. Причому взаємодіють зі стінками, переважно вже висохлі частки фракції 0,2 мм. При 12 та 15 отворах контакт частинок зі стінками практично не відбувається. Основні результати CFD-моделювання поміщені у табл. 2.2.

Таблиця 2.2 – Результати CFD-моделювання змішування неізотермічних потоків у циліндричній камері змішування

| Камера змішування | U в перерізі $L/D_{\text{вих}} = 4$ | Δp , Па | $p_{\text{гр}}$, Па | Середня температура частинок КСІ (°С) в перерізі $L/D_{\text{вих}} = 4$ для фракції: | | Доля частинок (%), контактуючих зі стін- ками камери змішува- ння / пневмотруби в цілому для фракції: | |
|----------------------|--|--------------------|-------------------------|---|------------|---|--------|
| | | | | 0,2 мм | 0,4 мм | 0,2 мм | 0,4 мм |
| Ц-5 | 0,0140 | 80 | 736 | 348,6±10,8 | 193,3±5,7 | 30/90 | 0/81 |
| Ц-7 | 0,0118 | 82 | 754 | 340,5±11,1 | 182,0±3,6 | 9/88 | 0/64 |
| Ц-8 | 0,0613 | 86 | 757 | 315,4±18,9 | 169,5±10,3 | 8/72 | 0/25 |
| Ц-10 | 0,0823 | 86 | 770 | 290,8±25,6 | 159,0±12,3 | 1/52 | 0/2 |
| Ц-12 | 0,0950 | 83 | 768 | 270,7±22,6 | 148,1±12,4 | 0/4 | 0/0 |
| Ц-15 | 0,0996 | 82 | 791 | 249,3±21,8 | 138,9±9,9 | 0/0 | 0/0 |

З таблиці 2.2 видно, що гідравлічний опір Δp циліндричної пневмотруби залишається практично постійним. Таким чином, можна зробити важливий висновок про те, що для постійного значення $F_{\text{ом}}/F_{\text{вих}}$ витрати тиску в апараті не залежать від зміни кроку розміщення отворів та їх діаметра.

При збільшенні числа отворів по колу пневмотруби від п'яти до 15 необхідний надлишковий тиск у газорозподільнику ($p_{\text{гр}}$), необхідне для введення струменів теплоносія в аксіальний потік підвищується, але не більше ніж на 7,5%. Разом з тим значення середньої температури частинок у перерізі $L/D_{\text{вих}} = 4$ знижуються приблизно на 28 %, хоча нагрівання частинок до таких температур, безумовно, відповідає досягненню матеріалом заданої кінцевої вологості. Якщо розрахувати температуру частинок шляхом вирішення рівнянь матеріального та теплового балансів з урахуванням припущення, що кількість теплоти, передана від теплоносія до частинок (табл. 2.2), витрачається не тільки на нагрівання матеріалу, а й на випаровування 5,5 % вологи, то отримаємо розрахункові значення середньої температури частинок (табл. 2.3).

Дані про інтенсивність нагрівання та сушіння частинок зернистого матеріалу, представлені в табл. 2.2 і 2.3, свідчать про високу ефективність ПС,

оскільки при сушінні КСІ необхідна залишкова вологість, що дорівнює 0,1%, досягається при температурі матеріалу, що дорівнює 105 °С [58; 74].

Таблиця 2.3 - Результати розрахунку температури частинок КСІ при сушінні в ПС

| Камера змішування | Розрахункова температура частинок КСІ (°С) для фракції: | |
|-------------------|---|--------|
| | 0,2 мм | 0,4 мм |
| Ц-5 | 268,3 | 155,7 |
| Ц-7 | 262,6 | 147,1 |
| Ц-8 | 244,9 | 137,6 |
| Ц-10 | 227,4 | 129,5 |
| Ц-12 | 212,9 | 121,1 |
| Ц-15 | 197,4 | 114,0 |

Порівняння камер змішування при спільному обліку неоднорідності суміші, інтенсивності контакту частинок зі стінками і ступеня їх нагріву дозволяє зробити висновок, що для прийнятих вихідних даних найкращою є камера змішування Ц-12.

Конічна камера змішування із введенням теплоносія за схемою КМП

Для конічної, як і для циліндричної пневмотруби, зі збільшенням числа отворів неоднорідність суміші підвищується. Найбільш однорідна суміш отримана в конічній камері змішування з сімома отворами по колу (рис. 2.4).

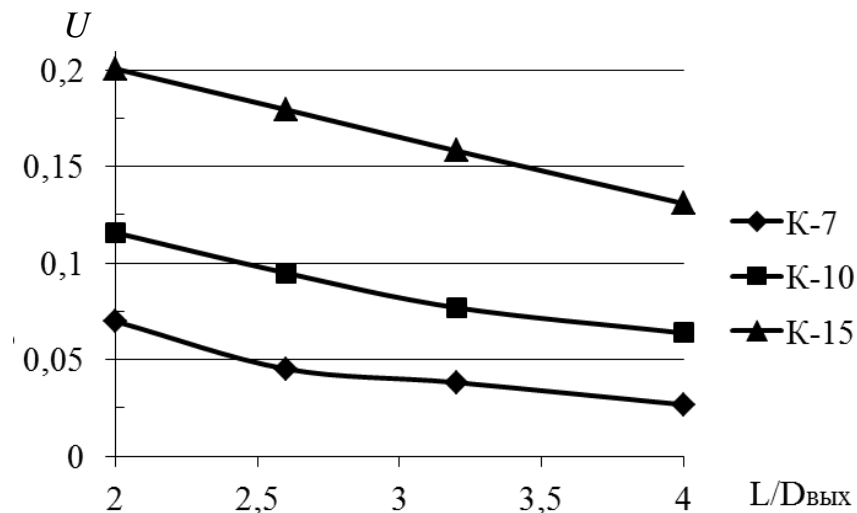


Рисунок 2.4 - Зміна неоднорідності суміші в конічній пневмотрубі

При порівнянні циліндричної та конічної камер змішування можна зробити висновок, що, з точки зору інтенсивності перемішування, при семи і 15 отворах по колу пневмотруби циліндрична форма камери ефективніша, оскільки в ній досягається менша неоднорідність суміші. При 10 отворах – навпаки, ефективніша конічна форма камери змішування. Це наочно підтверджується зіставленням контурних епюр температур у циліндричній (Додаток А) та конічній (Додаток В) пневмотрубі. З точки зору інтенсивності нагрівання частинок твердої фази та ймовірності їх контакту зі стінками пневмотруби, конічна камера змішування з рівномірним розташуванням отворів не набагато поступається циліндричній. Результати CFD-моделювання руху частинок КСІ розміром 0,2 мм і 0,4 мм у конічній пневмотрубі (Додаток Г) показують, що для пневмотруби з 15 отворами по колу контакт частинок зі стінками практично не спостерігається. Однак у цьому випадку потік характеризується найбільшою неоднорідністю, і, як наслідок, нагрівання часток відбувається найменш інтенсивно (див. табл. 2.4).

Таблиця 2.4 – Результати CFD-моделювання процесу змішування неізотермічних потоків у конічній камері змішування

| Камера змішування | U в перерізі $L/D_{\text{вих}} = 4$ | Δp , Па | $p_{\text{гр}}$, Па | Середня температура частинок КСІ (°С) в перерізі $L/D_{\text{вих}} = 4$ для фракції: | | Доля частинок (%), контактуючих зі стінками камери змішування / пневмотруби в цілому для фракції: | |
|----------------------|--|--------------------|-------------------------|---|------------|--|--------|
| | | | | 0,2 мм | 0,4 мм | 0,2 мм | 0,4 мм |
| К-7 | 0,0267 | 130 | 788 | 314,4±12,5 | 173,0±6,5 | 14/85 | 1/54 |
| К-10 | 0,0638 | 154 | 800 | 286,7±23,1 | 160,9±11,0 | 9/46 | 0/12 |
| К-15 | 0,1309 | 179 | 853 | 233,3±33,4 | 149,8±18,6 | 0/5 | 0/0 |

Дані табл. 2.4 показують, що гідравлічний опір конічної камери змішування зі збільшенням кількості отворів по колу зростає. Воно вище, ніж опір циліндричної камери з рівним числом отворів у 1,6-2,2 рази. Це пояснюється тим, що у циліндричній пневмотрубі струменя, перебуваючи в укритті раптового розширення, взаємодіють із слабким поперечним потоком. У конічній

пневмотрубі струмені впроваджуються у висхідний поперечний потік, що розширюється, тому взаємодія відбувається активніше.

Конічна камера змішування із введенням теплоносія за комбінованою схемою

При використанні в конічній камері змішування комбінованої схеми введення теплоносія (КМП + КОП) на початковій ділянці пневмотруби у висхідний потік газової суміші за схемою КМП вводяться струмені теплоносія, розташовані з відносним невеликим кроком. Це дозволяє відтіснити частинки твердої фази від стінок і запобігти їх попаданню в зазори між струменями. Потім за схемою КОП вводяться струмені теплоносія, розташовані так, щоб забезпечити інтенсивну взаємодію з потоком газів і досягти оптимальних характеристик змішування.

Застосування комбінованої схеми введення теплоносія (КМП + КОП) дозволяє, порівняно зі схемою КМП, не лише зменшити неоднорідність суміші (пор. рис. 2.4 та 2.5), а й практично повністю виключити контакт частинок зі стінками пневмотруби (див. Додаток Д).

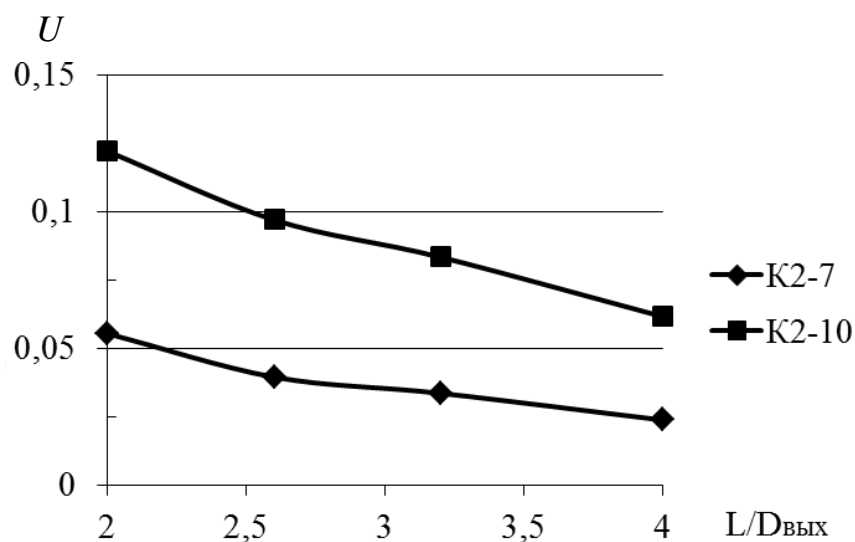


Рисунок 2.5 - Зміна неоднорідності суміші в конічній пневмотрубі з комбінованою схемою введення теплоносія (КМП + КОП)

Іншою перевагою комбінованої схеми введення теплоносія є досягнення високої інтенсивності нагрівання частинок матеріалу (табл. 2.5). Однак, при такій схемі введення гідравлічний опір вище приблизно в 2 рази, ніж опір

циліндричної камери, а необхідний надлишковий тиск у газорозподільнику більше приблизно на 25%.

Таблиця 2.5 – Результати CFD-моделювання процесу змішування неізотермічних потоків у конічній камері змішування з комбінованою схемою введення теплоносія

| Камера змішування | U в перерізі $L/D_{\text{вих}}=4$ | Δp , Па | $p_{\text{гр}}$, Па | Середня температура частинок КСІ (°С) в перерізі $L/D_{\text{вих}} = 4$ для фракції: | | Доля частинок (%), контактуючих зі стінками камери змішування / пневмотруби в цілому для фракції: | |
|----------------------|--|--------------------|-------------------------|---|------------|---|--------|
| | | | | 0,2 мм | 0,4 мм | 0,2 мм | 0,4 мм |
| К2-7 | 0,0237 | 168 | 963 | 282,5±21,5 | 168,8±12,4 | 0/7 | 0/2 |
| К2-10 | 0,0616 | 178 | 954 | 261,5±25,7 | 159,6±15,2 | 0/2 | 0/1 |

Таким чином, циліндрична форма пневмотруби є кращою як з точки зору найменшого гідравлічного опору і необхідного тиску газорозподільника, так і досягнення найбільшої інтенсивності нагрівання частинок.

3 ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ ВЗАЄМОДІЇ РАДІАЛЬНИХ СТРУЙ ЗІ СХІДНИМИ ПОТОКАМИ ГАЗУ І ГАЗОВОЇ СУМІШІ

3.1 Методика обробки результатів експериментів

Гідравлічний опір є однією з найважливіших характеристик, які необхідні для проектування традиційних пневматичних сушарок, а також нових сушильних апаратів [37; 38], що використовують принцип струминного введення теплоносія. CFD-моделювання показало, що при однаковому «живому» перерізі газорозподільника ($F_{отв}/F_{вих}$) опір циліндричної пневмотруби залишається практично постійним, незалежно від кроку розміщення отворів. З метою підтвердження цього ефекту, а також для встановлення ступеня впливу основних технологічних факторів та конструктивних параметрів апарата на величину його гідравлічного опору було проведено експериментальне дослідження.

Для цього було спроектовано дві установки. У першій з них, виконаній у вигляді плоскої моделі змішувача (рис. 3.1), вивчали взаємодію зустрічних тандемних струменів із висхідним (поперечним) потоком газу. Друга установка являла собою тривимірну модель змішувача у вигляді циліндричного каналу з раптовим розширенням. Вона дозволяла здійснювати експерименти щодо введення радіальних струменів у висхідні аксіальні потоки газу (рисунок 3.4) та газової суміші (рис. 3.11).

У ході експериментів основна увага приділялася швидкості струменів та швидкості аксіального потоку, а також двом конструктивним параметрам апарату:

1) відношенню площ поперечних перерізів вхідного та вихідного каналів $F_{вх}/F_{вих}$;

2) відношенню сумарної площі бічних отворів до площі поперечного перерізу вихідного каналу $F_{отв}/F_{вих}$.

Математичну модель досліджуваного процесу складали в результаті проведення багатфакторного експерименту у вигляді:

$$y = y' \pm \Delta = f(x_1, x_2, \dots, x_n) \pm \Delta. \quad (3.1)$$

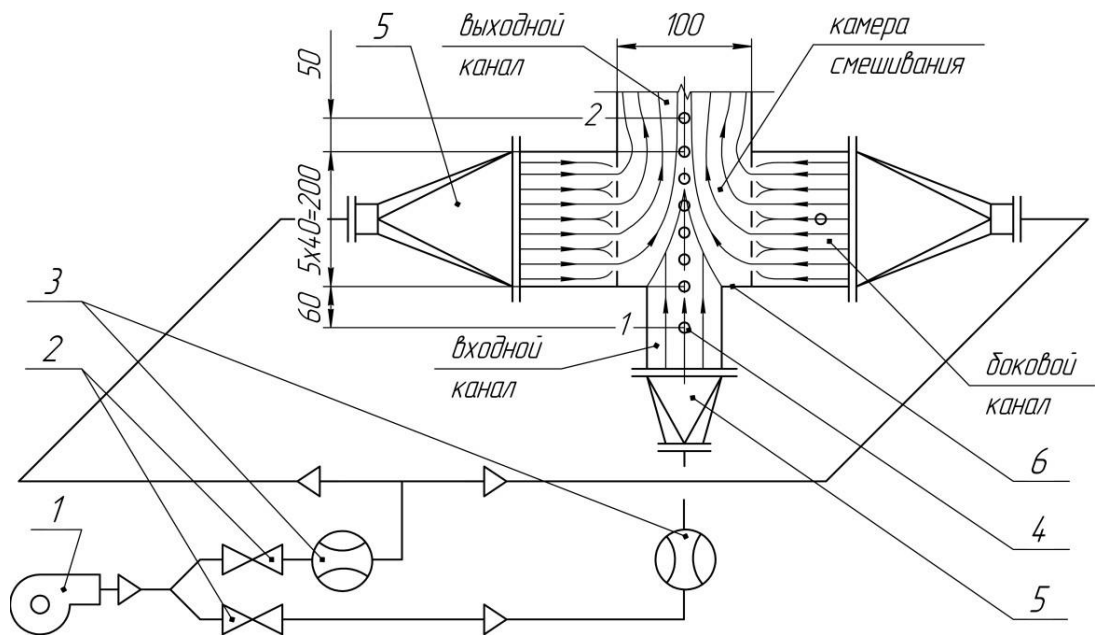


Рисунок 3.1 – Схема експериментальної установки:

1 – повітродувка; 2 – регулююча арматура; 3 – вихровий витратомір; 4 – патрубок-приймач статичного тиску; 5 – перехід; 6 – змішувач

Оскільки помилки вимірів факторів x_i не можуть бути відокремлені від помилок результативної ознаки y , то умовно приймали, що значення x_i визначалися без похибки, а всю випадкову похибку відносили до величини y . Різниця між величиною y даної експериментальної точки і величиною y' , знайденої за математичною моделлю досліджуваного явища (при одних і тих же значеннях незалежних змінних x_i), вважали випадковими похибками вихідних експериментальних даних, тобто $\Delta_i = y_i - y'_i$ [35].

Складання математичної моделі виконували за допомогою методу найменших квадратів шляхом мінімізації суми квадратів різниць між експериментальними і розрахунковими значеннями. Рішення про те, які змінні використовувати при описі експериментальних даних в апроксимуючій залежності, приймалося на основі порівняння приватних коефіцієнтів множинної кореляції цих факторів. При складанні рівняння враховувалися лише чинники з найбільшими частковими коефіцієнтами множинної кореляції. Це дозволяло

суттєво спростити вид апроксимуючої залежності без відчутної шкоди її точності.

Для перевірки відповідності математичної моделі експериментальним даним використовувалися два контрольні параметри [65, с. 317]:

1) середня помилка апроксимації (абсолютне середнє значення відносної похибки відхилення розрахункових значень від експериментальних):

$$\delta = \frac{1}{n} \cdot \sum_{i=1}^n \frac{|y_i - y'_i|}{y_i}; \quad (3.2)$$

2) індекс множинної кореляції, що характеризує тісноту зв'язку аналізованого набору факторів з досліджуваною ознакою:

$$R = \sqrt{1 - \frac{\sum_{i=1}^n (y_i - y'_i)^2}{\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y}_i)^2}}. \quad (3.3)$$

При виборі апроксимуючої залежності середня помилка апроксимації δ повинна бути мінімальною, а індекс множинної кореляції R повинен бути максимально близьким до одиниці.

Оцінку надійності отриманої апроксимуючої залежності проводили за допомогою F-критерію Фішера [12, с. 129]:

$$F = \frac{R^2}{1 - R^2} \cdot \frac{n - m - 1}{m}. \quad (3.4)$$

Знайдене значення F-критерію порівнювалося з табличним значенням за 5-відсоткового рівня значущості ($F_{0,05}$). Висновок статистичної значимості рівняння робився за умови $F > F_{0,05}$.

3.2 Дослідження взаємодії зустрічних тандемних струменів із поперечним потоком газу в плоскому каналі

Гідравлічні властивості змішувачів при взаємодії струменів з поперечним потоком розглянуті в літературі зовсім недостатньо. З метою отримання попередніх даних, а також для відпрацювання методики вимірювань та вибору вимірювальних приладів для проектованої пілотної установки ПС на першому етапі експерименти проводили на спрощеній плоскій моделі змішувача (рис. 3.1).

Змішувач 6 включав камеру змішування, два бічних, а також вхідний і вихідний канали товщиною 8,6 мм. Знизу до камери змішування по черзі приєднували вхідні канали різної ширини. За рахунок цього була можливість зміни площі перерізу вхідного каналу ($F_{вх}$) при постійному перерізі вихідного каналу ($F_{вих}$). Експерименти проводили при чотирьох відношеннях площ $F_{вх}/F_{вих}$, рівних 0,45; 0,58; 0,80 та 1,00.

Тандемні струмені через отвори в бічних стінках камери змішування вводилися в поперечний потік, який надходив через вхідний канал.

Отвори в бічних стінках мали діаметр $d_{омв} = 2$ мм і виконані під кутом 90° до основного потоку. Отвори розташовувалися в ряд з відносним кроком $s/d_{омв} = 5,9$ (по 17 отворів з обох сторін) або $s/d_{омв} = 2,95$ (по 33 отвори з обох сторін). Це відповідало відношенням площ $F_{омв}/F_{вих}$, рівним 0,124 та 0,241.

В ході експерименту [111] вивчали характер зміни тиску в плоскому каналі прямокутного перерізу з раптовим розширенням при двосторонньому введенні тандемних струменів у поперечний потік газу.

Порядок роботи був наступний. Атмосферне повітря з температурою $25 \pm 0,5$ °С подається повітродувкою 1, за допомогою регулюючої арматури 2 розподіляли в необхідних співвідношеннях між вхідним і бічними каналами змішувача. Витрати газових потоків вимірювали вихоровими витратомірами 3, показання яких реєструвалися вторинним приладом РМТ 59 НВП «ЕЛЕМЕР». Похибка вимірів не перевищувала $\pm 1\%$.

Після досягнення встановленого режиму патрубки-приймачі статичного тиску у вхідному і вихідному каналах з'єднували зі штуцерами диференціального цифрового манометра ДМЦ-01М, межа абсолютної похибки, що допускається, у

діапазоні вимірів не перевищувала ± 4 Па. Потім співвідношення газових потоків змінювали і після виходу змішувача на новий режим знову проводили вимірювання перепаду статичного тиску.

Швидкість струменів v_c , приведена до сумарної площі отворів ($F_{отв}$), змінювалася в діапазоні від 9 до 38 м/с, а швидкість газового потоку у вхідному каналі $v_{вх}$ – від 5 до 19 м/с.

У змішувачах з $F_{отв}/F_{вх} = 0,241$ при $F_{вх}/F_{вх} = 0,8$ і $1,0$ оцінювалося надлишковий тиск у бічних каналах, а також характер зміни тиску в напрямку поперечного потоку. Для цього після досягнення встановленого режиму один із штуцерів диференціального манометра послідовно з'єднували з кожним із патрубків-приймачів статичного тиску, встановлених у стінці вздовж вертикальної вісі камери змішування, а також у стінці бічного каналу (другий штуцер був з'єднаний з атмосферою).

Для плоского змішувача прямокутного перерізу фактичний гідравлічний опір між точками 1 та 2 розраховували за рівнянням Бернуллі:

$$\Delta p = \Delta p_{г}^{ст} + 0,5(\rho_{вх} \cdot v_{вх}^2 - \rho_{вых} \cdot v_{вых}^2) + (\rho_{вх} \cdot g \cdot H_{вх} - \rho_{вых} \cdot g \cdot H_{вых}). \quad (3.5)$$

В результаті обробки даних 165 дослідів отримано рівняння для визначення перепаду повного тиску висхідного газового потоку при двосторонньому введенні в нього тандемних струменів газу:

$$\Delta p = 0,42(\rho_{вх} \cdot v_{вх}^2) + 1,59(\rho_c \cdot v_c^2) \cdot (F_{отв} / F_{вых})^{1,67}. \quad (3.6)$$

Для рівняння (3.6) $\delta = 10,16$ %; $R = 0,9673$; $F = 754 > F_{0,05} = 2,2$.

Параметри, що входять до рівняння, змінювалися в таких межах:

$v_c = 9 - 38$ м/с, $v_{вх} = 5 - 19$ м/с, $F_{отв}/F_{вых} = 0,124 - 0,241$.

З аналізу рівняння (3.6) випливає, що в плоскому змішувачі при $F_{отв}/F_{вх} < 0,45$ частка гідравлічного опору, обумовлена швидкістю газу у вхідному каналі,

переважає частку опору, викликану швидкістю струменів, при однакових швидкісних напорах. Вплив параметра $F_{вх}/F_{вих}$ на гідравлічні втрати можна знехтувати.

У камеру змішування газ надходить за рахунок надмірного статичного тиску в бічних каналах (газорозподільниках) $p_{гр}$. У змішувачах з $F_{вх}/F_{вих} = 0,8$ та $1,0$ при $F_{отв}/F_{вих} = 0,241$ цей тиск зростає лінійно зі збільшенням обох швидкостей v_c і $v_{вх}$, причому вплив швидкісного напору струменів виражений набагато сильніше, ніж швидкісного напору газу у вхідному каналі (рис. 3.2).

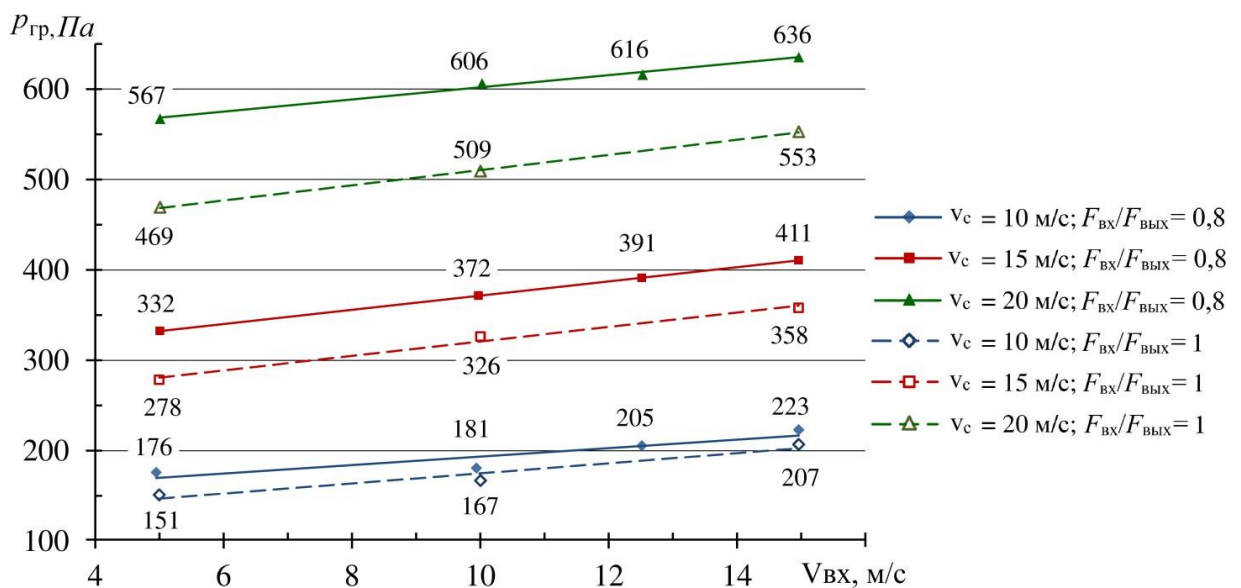


Рисунок 3.2 - Залежність надлишкового статичного тиску в бічних каналах ($p_{гр}$) від швидкостей v_c і $v_{вх}$ в плоскому змішувачі, $F_{отв}/F_{вих} = 0,241$ при $F_{вх}/F_{вих} = 0,8$ і $1,0$

Для введення струменів з однаковою наведеною швидкістю v_c при $F_{вх}/F_{вих} = 0,8$ потрібно створення більшого тиску, ніж при $F_{вх}/F_{вих} = 1,0$, незважаючи на меншу витрату газу. Ймовірно, це пов'язано з тим, що в змішувачі з $F_{вх}/F_{вих} = 0,8$ рахунок раптового розширення каналу струменя мають велику глибину проникнення в поперечний потік, що викликає великі втрати тиску, а відповідно вимагає створення більшого надлишкового тиску в газорозподільнику.

По висоті камери змішування тиск розподілено нерівномірно (рис. 3.3). На початковій ділянці статичний тиск потоку незначно змінюється. Різке падіння

статичного та повного тисків починається в камері змішування на висоті приблизно рівної ширині вхідного каналу.

У вихідному каналі утворюється розрідження, величина якого збільшується зі збільшенням швидкості потоку у вхідному каналі. Підвищення швидкостей $v_{вх}$ та v_c викликає збільшення статичного тиску по всій висоті камери змішування.

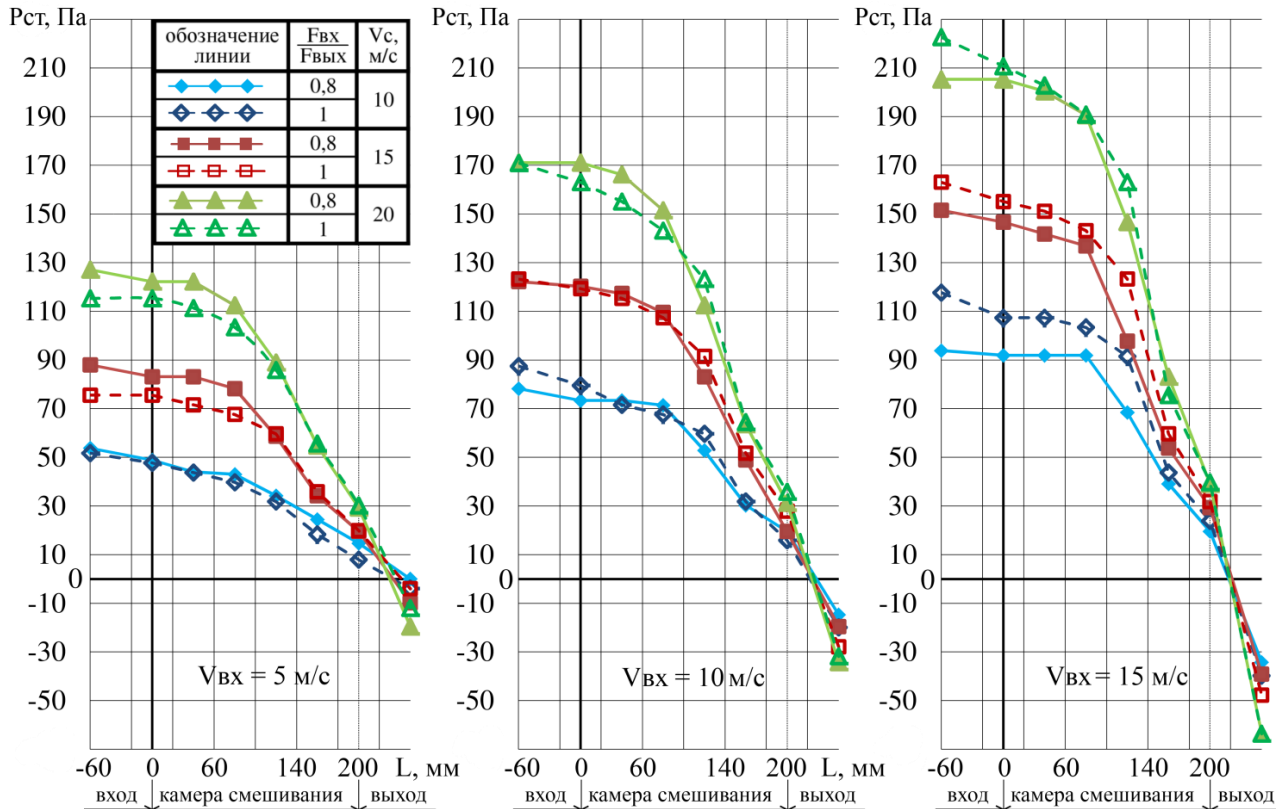


Рисунок 3.3 – Зміна статичного тиску за довжиною L плоского змішувача

з $F_{отв}/F_{вых} = 0,241$ при $F_{вх}/F_{вых} = 0,8$ і $1,0$

3.3 Дослідження взаємодії радіальних струменів з аксіальним потоком газу в циліндричному каналі

На цьому етапі досліди проводили на установці, яка включала циліндричну камеру змішування, знімний вхідний і стаціонарний вихідний канали, а також газорозподільник (рис. 3.4). Знизу до камери змішування, що має діаметр $D_{вих} = 100$ мм, була можливість почергового приєднання знімних вхідних каналів різних діаметрів (36,4 мм, 58 мм і 67 мм), що дозволяло змінювати площу

перерізу вхідного каналу ($F_{вх}$) за збереження постійного перерізу вихідного каналу ($F_{вих}$).

У стінках камери змішування товщиною 4 мм були виконані отвори діаметром $d_{отв} = 2$ мм. Відношення $F_{отв}/F_{вих}$ у дослідах змінювалося залежно від числа отворів та відстані s між ними (лінійного $\hat{s} = s/d_{отв}$ та окружного $\hat{s} = s/d_{отв}$).

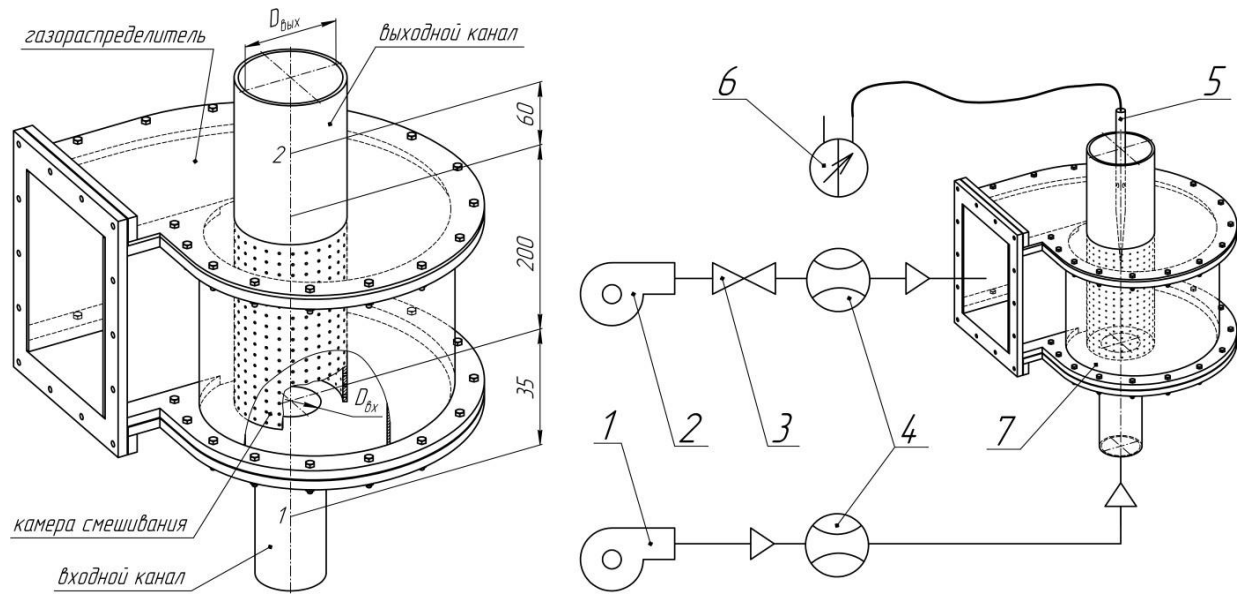


Рисунок 3.4 - Схема експериментальної установки:

1 – повітродувка; 2 – вентилятор; 3 – регулююча арматура; 4 – вихровий витратомір; 5 – приймач статичного тиску; 6 – диференціальний манометр;
7 – змішувач

В ході експериментів [112] вивчалися вплив швидкостей висхідного потоку у вхідному каналі ($v_{вх}$) і струменів (v_c), а також вплив конструктивних параметрів апарату ($F_{вх}/F_{вих}$ і $F_{отв}/F_{вих}$) на його гідравлічні характеристики.

Усього було проведено 12 серій дослідів, що відповідають 12 типорозмірам змішувачів, основні геометричні характеристики яких представлені в табл. 3.1.

Досліди проводили в такий спосіб. Атмосферне повітря з температурою 20 ± 5 °C вводили у змішувач двома потоками: у газорозподільник – відцентровим вентилятором, а у вхідний канал – повітродувкою BL 230-490 MSH Techno, оснащеної для регулювання витрати векторним перетворювачем частоти струму Овен ПЛВ. Витрати газових потоків вимірювали витратомірами ЕМІС-Вихор

200 з похибкою не більше $\pm 1 \%$. Тиск контролювали приладом testo 435-3 з похибкою трохи більше ± 2 Па. За результат кожного вимірювання тиску приймали середнє значення, отримане приладом при автоматичному усередненні часу показань протягом 15...20 с (при частоті вимірювання 2 с^{-1}).

Таблиця 3.1 - Геометричні характеристики експериментальної установки

| Параметр | Типорозмір апарату | | | | | | | | | | | |
|---------------------------------|--------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
| $F_{\text{вх}}/F_{\text{вих}}$ | 0,132 | 0,336 | 0,449 | 0,132 | 0,336 | 0,449 | 0,132 | 0,336 | 0,449 | 0,132 | 0,336 | 0,449 |
| $F_{\text{отв}}/F_{\text{вих}}$ | 0,686 | | | 0,354 | | | 0,343 | | | 0,177 | | |
| \acute{s} | 2,94 | | | 5,88 | | | 2,94 | | | 5,88 | | |
| \hat{s} | 3,02 | | | 3,02 | | | 6,04 | | | 6,04 | | |

Швидкість струменів, приведена до сумарної площі отворів (v_c), варіювали в діапазоні від 5 до 20 м/с, а швидкість аксіального потоку ($v_{\text{вх}}$) – у межах від 5 до 15 м/с.

Після подачі в змішувач необхідних витрат повітря і досягнення режиму роботи вимірювали надлишковий статичний тиск всередині газорозподільника. Потім за допомогою занурювального приймача статичного тиску, підключеного до приладу testo 435-3, вимірювали статичний тиск потоку в камері змішування. Трубка приймача діаметром 6 мм встановлювалася по вісі пневмотруби на заданій висоті з кроком 20 мм за допомогою координатного пристрою. Для контролю показань, отриманих за допомогою занурювального приймача статичного тиску, у стінках вхідного та вихідного каналів (див. рис. 3.4 – точки 1 і 2) було встановлено стаціонарні патрубків-приймачі статичного тиску. Рівність значень тисків, отриманих при вимірюванні занурювальним та стаціонарними приймачами статичного тиску у відповідних точках, свідчило про надійність використовуваної методики вимірювань.

Для змішувача у вигляді циліндричного каналу з раптовим розширенням (рис. 3.4) при введенні радіальних газових струменів в аксіальний потік газу на основі експериментальних даних розраховували перепад повного тиску за

рівнянням (3.5). Втрати тиску між точками 1 і 2 описуються залежністю, аналогічною до рівняння (3.6):

$$\Delta p_{\Gamma} = 0,32(\rho_{\text{вх}} \cdot v_{\text{вх}}^2) + 0,62(\rho_{\text{с}} \cdot v_{\text{с}}^2) \cdot (F_{\text{отв}} / F_{\text{вых}})^{1,68}. \quad (3.7)$$

Для рівняння (3.7) $\delta = 10,26 \%$; $R = 0,9814$; $F = 814 > F_{0,05} = 2,3$.

Аналіз рівняння (3.7) показує, що в циліндричному каналі, як і в каналі прямокутного перерізу, гідравлічний опір залежить від швидкісних напорів висхідного аксіального потоку та струменів. При цьому зміна діаметра вхідного каналу (відношення $F_{\text{вх}}/F_{\text{вих}}$) практично не впливає на перепад повного тиску в апараті. Частина гідравлічного опору, пов'язана з рухом аксіального потоку, залишається практично постійною, а інша частина, викликана швидкісним напором струменів, зростає зі збільшенням площі «живого» перерізу газорозподільника. При $F_{\text{отв}}/F_{\text{вих}} < 0,68$ частка гідравлічного опору, обумовлена швидкістю аксіального потоку, переважає над часткою опору, викликаною швидкістю струменів, при однакових швидкісних напорах.

Збільшення відношення $F_{\text{отв}}/F_{\text{вих}}$ призводить до значного зростання втрат тиску при однаковій швидкості струменів. Це спричинено підвищенням витрати газу, що проходить через камеру змішування, особливо зі зростанням швидкості струменів.

Маючи практично однаковий «живий» переріз, змішувачі з $F_{\text{отв}}/F_{\text{вих}} = 0,354$ і $F_{\text{отв}}/F_{\text{вих}} = 0,343$ відрізнялися значенням окружного (δ) та лінійного (δ') кроків розміщення отворів по поверхні камери змішування (у першому випадку 17 кільцевих рядів по 52 отвори, у другому – 33 кільцеві ряди по 26 отворів). Експерименти показали, що зміна відносного кроку при збереженні відношення $F_{\text{отв}}/F_{\text{вих}}$ не істотно впливає на втрати тиску в камері змішування.

У порівнянні з відомою формулою (2.14) рівняння (3.7) значно краще описує зміну гідравлічного опору змішувача. Обчислення втрат тиску як суми втрат напору на тертя за довжиною з втратами напору на подолання місцевих опорів при раптовому розширенні каналу та при введенні струменів [згідно

залежності (2.14)] не дає належної збіжності результатів розрахунку з дослідними даними (рис. 3.5). По мірі збільшення швидкості газу на виході ці розбіжності зростають додатково.

Графіки зміни статичного тиску зростання по висоті пневмотруби між точками 1 і 2 при $F_{отв}/F_{вих} = 0,686$ представлені на рис. 3.6. Характер кривих, отриманих за інших відношень $F_{отв}/F_{вих}$, зберігається.

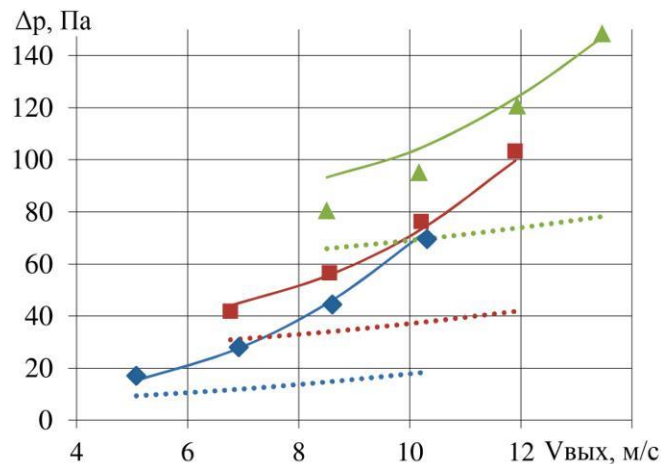


Рисунок 3.5 – Залежність втрат тиску від швидкості газу на виході з камери змішування з $F_{вх}/F_{вих} = 0,336$ і $F_{отв}/F_{вих} = 0,686$ при швидкості $v_{вх}$ в експерименті: 5 м/с (); 10 м/с (); 15 м/с () та при розрахунку по формулі (3.7) (—) і формулі (2.14) (·····)

На початковій ділянці камери змішування статичний тиск залишається практично постійним або трохи підвищується, досягаючи максимуму, після чого монотонно знижується. Деформація кривих свідчить про те, що зі збільшенням швидкості v_c перепад статичного тиску в змішувачі зростає. Така ситуація спостерігається в камері змішування за всіх вивчених значень швидкості $v_{вх}$ (у тому числі при $v_{вх} = 0$).

З підвищенням швидкості $v_{вх}$ статичний тиск у камері змішування збільшується, і максимум на графіку стає все більш помітним. Це свідчить про існування тенденції зниження тиску у вхідному каналі. Найбільш виразно це простежується у змішувачі з відношенням $F_{вх}/F_{вих} = 0,132$, для якого при підвищенні $v_{вх}$ режим роботи стає критичним, особливо в області низьких

швидкостей струменів. Це проявляється в падінні тиску по всій висоті камери змішування, причому при $F_{отв}/F_{вих} = 0,177 - 0,354$ у точці 1 статичний тиск стає навіть негативним, а на виході з камери змішування, навпаки, зростає (рис. 3.7).

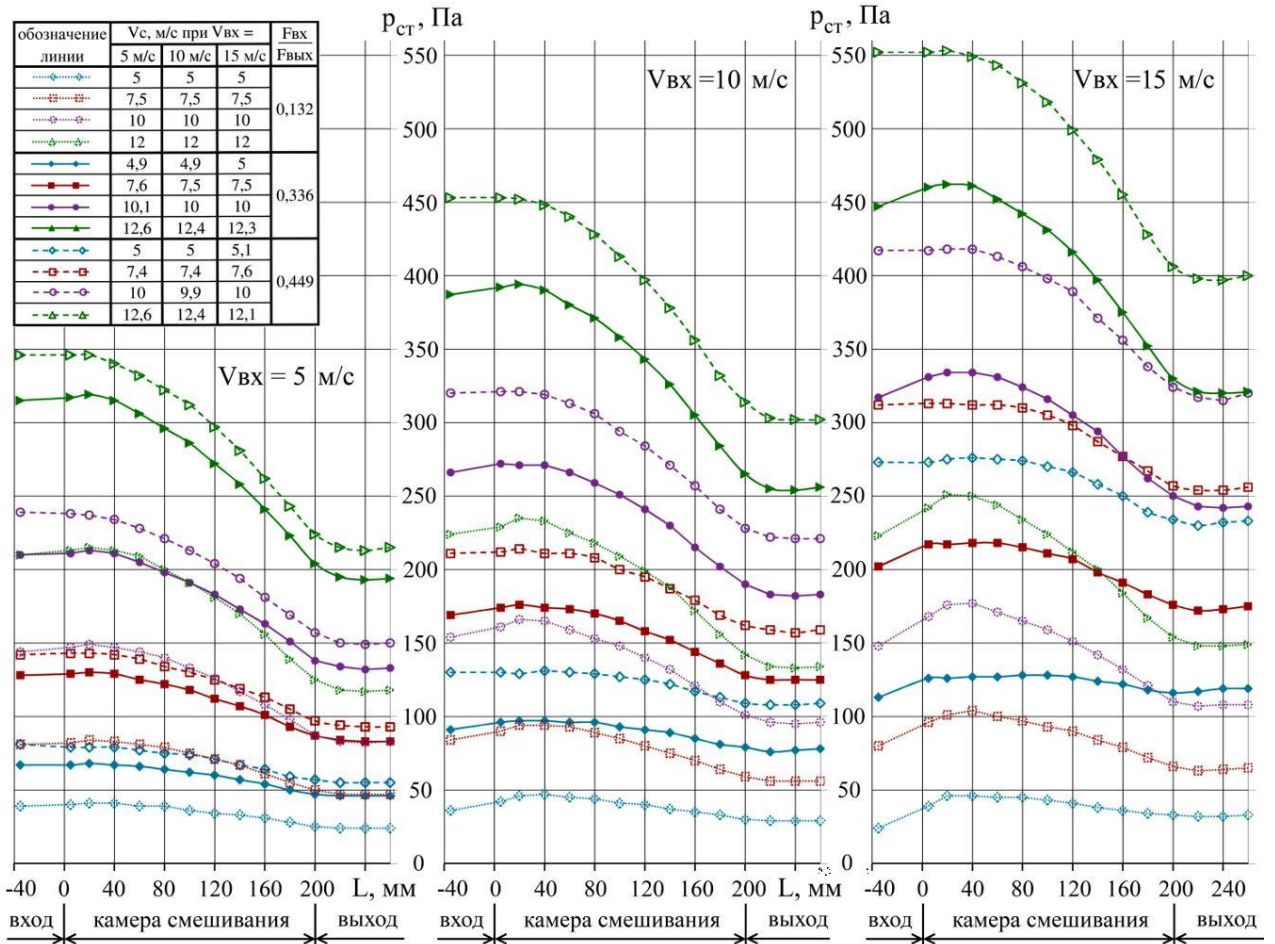


Рисунок 3.6 – Зміна статичного тиску за довжиною L пневмотруби

апарату з $F_{отв}/F_{вих} = 0,686$

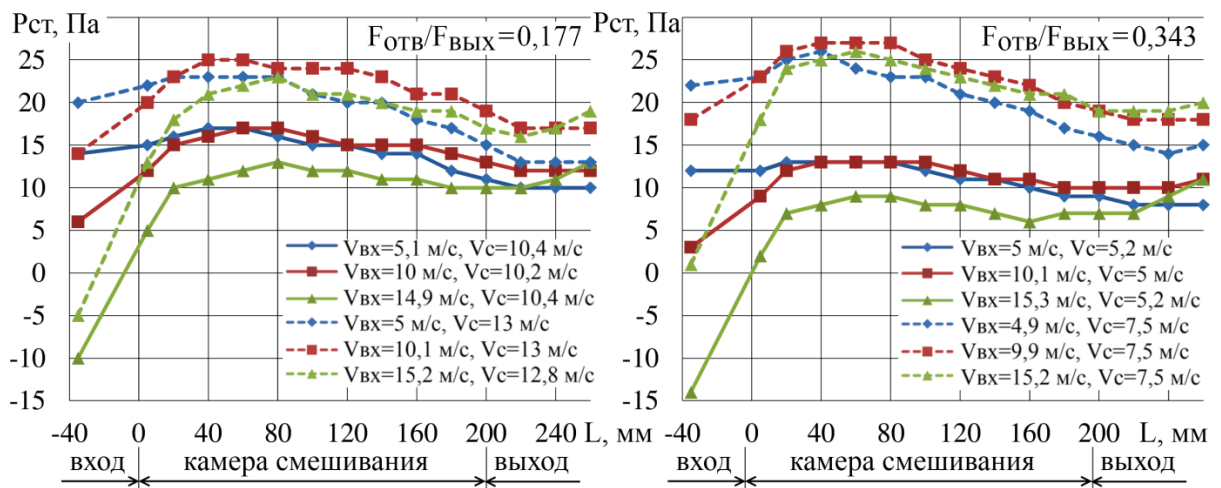


Рисунок 3.7 – Зміна статичного тиску за довжиною L пневмотруби

апарату з $F_{вх}/F_{вих} = 0,132$

Стабільна робота вентилятора у цьому режимі порушується. Введення газу через газорозподільник, судячи з показань витратоміра, набуває пульсаційний характер. Коливання витрати, ймовірно, пов'язані зі зміною тиску вентилятора через перерозподіл тисків при змішуванні потоків.

Тенденція до зниження тиску у вхідному каналі з підвищенням швидкості $v_{вх}$ пов'язана з тим, що в результаті раптового розширення швидкість потоку у вихідному каналі різко падає, призводячи до значних втрат швидкісного напору, які можуть перевищити статичний тиск у вихідному каналі. Це робить цей режим непридатним для роботи ПС, оскільки зниження швидкості у вихідному каналі може викликати випадання частинок матеріалу, що висушується, з газового потоку. З підвищенням швидкості v_c або відношення $F_{отв}/F_{вих}$ витрата газу, а відповідно і швидкість потоку у вихідному каналі зростають, і режим роботи змішувача стабілізується. Надмірний статичний тиск усередині газорозподільника, необхідний для введення струменів у камеру змішування, зростає зі збільшенням їхньої швидкості (рис. 3.8).

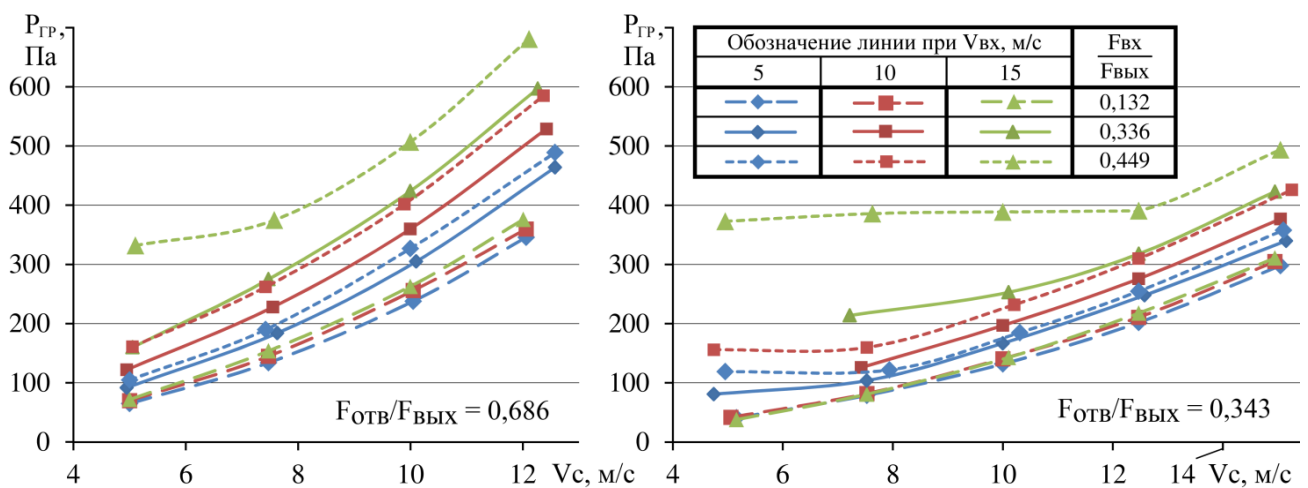


Рисунок 3.8 - Залежності надмірного статичного тиску всередині газорозподільника ($p_{гр}$) від швидкості струменів (v_c) при різних значеннях $v_{вх}$ і $F_{отв}/F_{вих}$

Для змішувачів з $F_{вх}/F_{вих} = 0,132$ при всіх значеннях $F_{отв}/F_{вих}$ зі зміною швидкості $v_{вх}$ тиск $p_{гр}$ практично не змінюється. Це вказує на слабку взаємодію аксіального потоку з радіальними струменями. Принаймні збільшення $F_{вх}/F_{вих}$ ця

взаємодія посилюється, що свідчить практично паралельне зміщення кривих в область більш високих тисків. Зі збільшенням відношення $F_{вх}/F_{вих}$ до 0,449 необхідний тиск у газорозподільнику підвищується настільки, що в області $v_c < v_{вх}$ він вже практично не залежить від швидкості струменів.

Необхідний надлишковий статичний тиск усередині газорозподільника можна обчислити за рівнянням:

$$P_{гр} = 2,66(\rho_{вх} \cdot v_{вх}^2) \cdot [(F_{вх} / F_{ввих})^{1,15} - 0,1] + 3,62(\rho_c \cdot v_c^2) \cdot [(F_{отв} / F_{ввих})^{2,1} + 0,22]. \quad (3.8)$$

Для рівняння (3.8) $\delta = 7,98 \%$; $R = 0,9848$; $F = 1688 > F_{0,05} = 2,66$.

Параметри, що входять до рівняння, змінювалися в наступних межах: $v_c = 5 \dots 20$ м/с, $v_{вх} = 5 \dots 15$ м/с, $F_{отв}/F_{ввих} = 0,177 \dots 0,686$, $F_{вх}/F_{ввих} = 0,132 \dots 0,449$.

3.4 CFD-моделювання змішування радіальних струменів з аксіальним потоком газу

Для підвищення надійності отриманих експериментальних даних взаємодії радіальних газових струменів з аксіальним потоком газу було виконано моделювання процесу змішування ізотермічних потоків засобами Flow Simulation.

Обчислювальна сітка була оптимізована вручну і налічувала понад 400 000 клітинок. Початкові та граничні умови при моделюванні відповідали умовам проведення реального експерименту в апараті з $F_{отв}/F_{вих} = 0,686$ та $F_{вх}/F_{вих} = 0,336$, а саме:

- температура потоків, що змішуються 25 °С;
- атмосферний тиск 761,5 мм рт. ст.;
- швидкість струменів $v_c = 10$ м/с;
- швидкість аксіального потоку $v_{вх}$ приймалася рівною 5, 10 і 15 м/с.

В результаті моделювання отримані дані про значення швидкостей у кожній точці апарата (див. Додаток Ж).

Аналізуючи характер розподілу швидкостей по висоті пневмотруби апарату, можна бачити, що аксіальний потік газу формує у центральній частині пневмотруби область підвищених швидкостей. Цю область, обмежену приблизно половиною діаметра пневмотруби, можна умовно назвати ядром потоку (рис. 3.9).

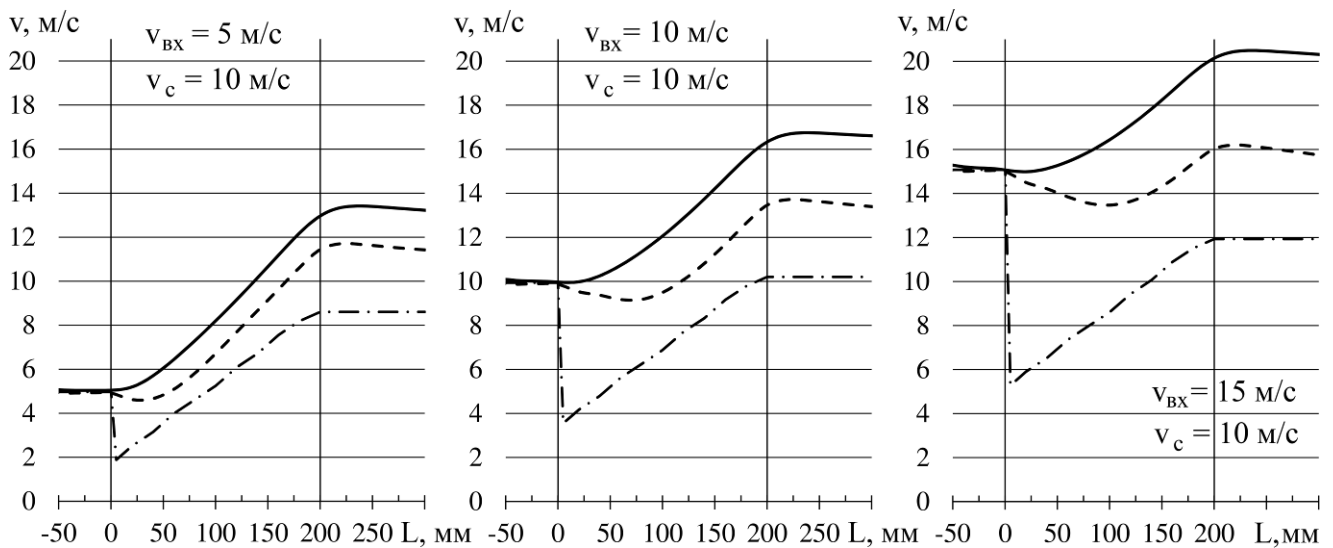


Рисунок 3.9 - Зміна швидкості потоку по довжині пневмотруби, $F_{отв}/F_{вих} = 0,686$ и $F_{вх}/F_{вих} = 0,336$: (—) осьова швидкість; (- - -) швидкість на межі ядра; (- · - ·) середня швидкість

Через збільшення діаметра пневмотруби у місці з'єднання нижньої та середньої секцій середня за перерізом швидкість потоку різко падає. У той же час, осьова швидкість в камері змішування, навпаки, збільшується. Швидкість у прикордонному шарі (на межі ядра) висхідного аксіального потоку спочатку трохи знижується, а потім починає зростати.

Скориговані за фактичним тиском у вихідному каналі графіки зміни надлишкового статичного тиску по висоті пневмотруби, отримані при CFD-моделюванні, разом з експериментальними даними представлені на рис. 3.10.

Вони показують, що CFD-модель досить точно описує характер зміни надлишкового статичного тиску у камері змішування. Розбіжності між дослідними даними та значеннями тиску, отриманими при моделюванні, не перевищують 7%.

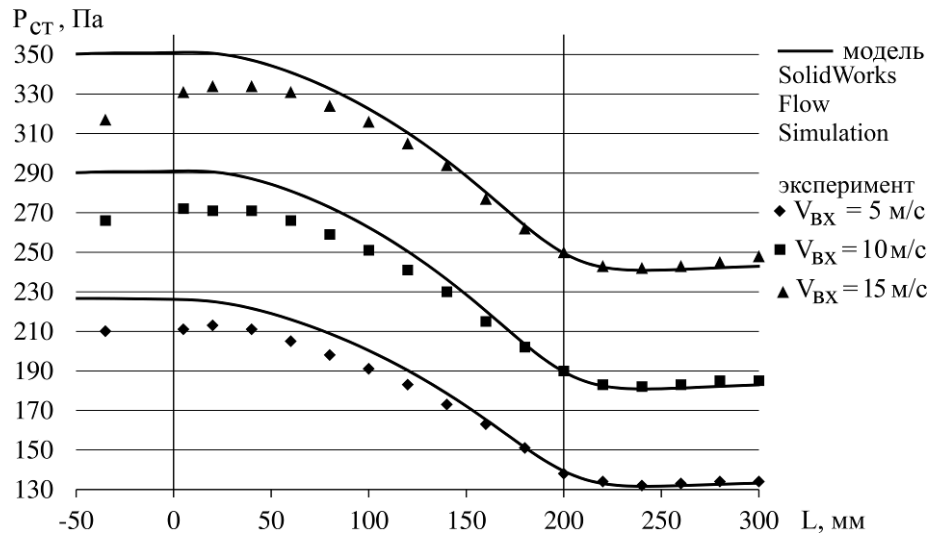


Рисунок 3.10 – Моделювання зміни статичного тиску по довжині L пневмотруби апарату $F_{отв}/F_{вих} = 0,686$ і $F_{вх}/F_{вих} = 0,336$; $v_c = 10$ м/с

Експериментально виявлена тенденція до зниження тиску у вхідному каналі зі збільшенням швидкості аксіального потоку при CFD-моделюванні виражена не так помітно (див. Додаток 3).

Ймовірно, це пояснюється тим, що довжина вхідного каналу експериментальної установки перевищувала довжину вхідного каналу моделі. Таким чином, значення перепаду статичного тиску (між точками 1 і 2) виявилось дещо завищеним щодо дослідних даних. Це стосується і гідравлічного опору.

Порівнюючи отримане значення з результатами CFD-моделювання, можна бачити, що при змішуванні неізотермічних потоків гідравлічний опір CFD-моделювання є завищеним щодо розрахункових даних приблизно на 16%. Обмеженням CFD-моделювання у програмі Flow Simulation є і те, що вона дозволяє оцінити опір апарату у присутності частинок твердої фази в потоці. Тому дослідження проводили дослідним шляхом.

4 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ ПРИ ПРОВЕДЕННІ НАУКОВО-ДОСЛІДНИХ РОБІТ

До роботи з електроприладами допускаються особи, що проходили інструктажі, навчання і перевірку знань по питаннях охорони праці і що мають групу по електробезпеці не нижче 2.

Студенти, що беруть участь в НДРС, допускаються до виконання робіт лише в присутності і під безпосереднім керівництвом викладача, ведучого НДРС.

Забороняється працювати в лабораторії в нетверезому стані, вживати алкогольні напої, наркотичні і токсичні речовини під час роботи і після закінчення роботи на території інституту.

Спецодяг і інші засоби індивідуального захисту повинні зберігатися в спеціально відведеному місці. Забороняється перебувати в лабораторії у верхньому одязі і класти одяг на випробувальні установки, прилади і устаткування.

При роботі в лабораторії необхідно дотримувати правила особистої гігієни. Забороняється приймати їжу на робочому місці.

У лабораторії має бути аптечка для надання першої допомоги при порізі, опіку і інших нещасних випадках.

Для гасіння можливих займань і пожеж лабораторія має бути оснащена необхідними засобами пожежогасіння (вогнегасник, ящик з піском).

Вимоги безпеки перед початком роботи

Перед початком роботи мають бути перевірені з'єднання устаткування з контуром захисного заземлення, справність електроприладів, інструменту, автоматичних вимикачів, розеток, вилок, освітлення, а також наявність первинних засобів пожежогасіння.

Заземлюючі контакти розеток мають бути надійно з'єднані з контуром захисного заземлення.

Перед початком роботи переконатися в тому, що всі електроприлади, використовувані в експерименті, правильно підключені і надійно заземлені.

При експлуатації електроприладів необхідно керуватися правилами, викладеними в технічному паспорті.

При виявленні несправностей електроприладів, стендів, захисного заземлення повідомити про це науковому керівникові лабораторії, або зав. лабораторією.

Вимоги безпеки під час виконання робіт

Дозволяється працювати тільки із справними електроприладами.

При роботі з електроприладами можливі випадки ураження людей електричним струмом. Причинами цього можуть бути:

- одночасний дотик руками або металевим предметом до корпусу електроприладів і оголених проводів;
- робота з несправними електроприладами;
- порушення правил користування електроприладами.

Забороняється працювати з електроприладами і вимірювальними приладами при знятому кожусі.

Забороняється висмикувати штепсельні роз'єми, вилки і фішки, узявшись за провід. Відключення виконувати тільки узявшись за вилку або фішку щоб уникнути короткого замикання і можливого при цьому нещасного випадку (опіку).

Забороняється працювати з електроприладами у вогкому одязі, вогкими руками, перекривати вентиляційні отвори, якщо вони є на приладах.

Куріння в лабораторії заборонене.

Забороняється залишати без спостереження, ремонтувати і переносити включені в мережу електроприлади.

Забороняється підключати декілька споживачів електроенергії до однієї штепсельної розетки.

Забороняється заміна згорілих запобіжників «жучками». Необхідно застосовувати запобіжники заводського виготовлення, що калібруються.

Забороняється захарашувати підступи до електричних пристроїв (шафам, автоматичним вимикачам, розеткам), а також відкривати їх.

При раптовому припиненні подачі електроенергії всі вимикачі і рубильники мають бути негайно вимкнені.

Не допускається залишати неізольованими оголені проводи, перевантажувати електромережу, користуватися розбитими вилками, розетками і вимикачами.

Електроприлади мають бути розташовані на відстані не менше 1 м від нагрівальних приладів і не повинні піддаватися дії прямих сонячних променів.

Робоче місце утримувати в сухому і чистому стані, не допускати запиленої електроприладів, вимірювальних приладів, стендів.

Забороняється виконувати очистку від пилу і бруду включених в мережу 220V електроприладів, вимірювальних приладів, стендів.

При виявленні несправностей електроприладів, вимірювальних приладів, стендів, за відсутності їх заземлення, а також при появі іскріння або характерного запаху перегрітої ізоляції, негайно знеструмити їх. Повідомити про це науковому керівникові лабораторії або його заступникові.

Приступати до роботи дозволяється тільки після усунення відмічених несправностей електроприладів, вимірювальних приладів і стендів.

При проведенні профілактичних і ремонтних робіт дозволяється використовувати ізопропиловий або етиловий спирт.

Дозволяється зберігати запас легкозаймистих рідин, що не перевищує 0,5 літра. Зберігання запасу дозволяється в тарі, що не згоряє, зі щільно закритою кришкою

Вимоги безпеки після закінчення роботи

Після закінчення роботи вимкнути електроприлади, вимірювальні прилади, стенди.

Вимкнути всі автоматичні вимикачі, відключити використовувані подовжувачі мережі 220 V.

Привести в порядок робоче місце, прибравши пил, що з'явилися, і сміття..

При відході з приміщення лабораторії необхідно вимкнути всі споживачі електроенергії.

При виявлених під час роботи і після закінчення роботи несправностях і неполадках електроприладів повідомити наукового керівника лабораторії або його заступника.

Вимоги безпеки в аварійних ситуаціях

При роботі з електроприладами і вимірювальними приладами в лабораторії можливі наступні аварійні ситуації:

- загоряння горючих матеріалів;
- ураження електричним струмом.

Джерелами спалаху в лабораторії можуть бути вузли приладів, пристроїв електроживлення, електропаяльники, де внаслідок різних порушень перегріваються електронні компоненти схем, проводи, утворюються електричні іскри і дуги, здатні викликати загоряння горючих матеріалів.

Співробітники і викладачі, що користуються електроприладами в лабораторії, зобов'язані знати розташування засобів пожежогасіння і уміти ними користуватися.

При пожежі:

- негайно знеструмити всі електроприлади загальним автоматичним вимикачем;
- негайно евакуювати в безпечне місце людей що були ушкоджені;
- повідомити за телефоном 101 в пожежну команду;
- видалити в безпечне місце неушкоджені електроприлади;
- приступити до гасіння пожежі первинними засобами пожежогасіння;
- повідомити керівництво інституту про те, що сталося;
- електроприлади гасити вуглекислотними вогнегасниками, порошковими вогнегасниками або сухим піском;
- гасити електроприлади і дроти водою забороняється.

В разі ураження електричним струмом слід негайно знеструмити електроприлади і викликати швидку допомогу по телефону 103. Співробітники, що працюють в лабораторії, зобов'язані знати заходи надання першої допомоги людині яка була ушкоджена електричним струмом і уміти надати її при необхідності.

Негайно повідомити про нещасний випадок керівництво лабораторії, декана факультету.

Заходи по зниженню шуму від вібрації

Шум багатьох машин, механізмів і агрегатів можна понизити, закривши їх звукоізолюючими кожухами. Кожух може закривати машини повністю або її невелику галасливу частку. Застосування кожухів може вирішити завдання зниження шуму з найменшими витратами в порівнянні з іншими методами.

При облицюванні внутрішніх поверхонь кожуха звукопоглинальним матеріалом ефективність звукоізоляції кожуха збільшується.

При оцінці акустичної ефективності стінок кожуха необхідно враховувати, що обгороджування, що мають кривизну або циліндрову форму володіють на 5 – 10 дБ більшою звукоізоляцією на низьких частотах, чим плоскі тієї ж товщини, і тому циліндрові кожухи ефективніші, ніж прямокутні.

У зв'язку з вище сказаним для зниження шуму вібростенда пропонується зробити кожух, який зміг би накрити весь вібростенд разом з модельним апаратом. Для спостереження, відбору проб і обслуговування пропонуємо на кожусі зробити два люки. Для збільшення ефективності на внутрішню поверхню кожуха завтовшки 1 – 1 мм має бути нанесена мастика ВД 17 – 59 завтовшки 6 – 7 мм.

ВИСНОВКИ

В результаті досліджень отримані наступні результати:

В ході виконання магістерської дисертації було досліджено питання конвективного сушіння зернистих матеріалів. Встановлено, що адгезійно-когезійні властивості КСІ істотно різняться в умовах взаємодії з нагрітою та ненагрітою поверхнею. Найбільший вплив на липкість КСІ має поєднання двох факторів: вологості та температури.

Застосовувані нині сушарки для КСІ дуже чутливі до підвищення початкової вологості матеріалу і працюють у невідповідному, з погляду адгезії, технологічному режимі. В результаті проблема налипання КСІ на робочі поверхні сушарок є актуальною для всіх типів апаратів. Найбільш гостро ця проблема проявляється у першому періоді сушіння, коли вологість матеріалу максимальна.

З точки зору теплових навантажень, більш ефективними сушильними апаратами є сушарки, що працюють з невеликими масовими концентраціями матеріалу при будь-яких навантаженнях готового продукту, такі як ТС. Гідравлічний опір сушарок КС, обумовлений опором ґрат та шару, перевищує опір ТС, що складається, в основному, із втрат тиску на тертя та підтримання матеріалу у зваженому стані.

Одним із найбільш перспективних варіантів усунення проблеми налипання КСІ у пневматичних сушарках є зміна температурного режиму робочих поверхонь та реорганізація руху потоків в апараті. Ця реорганізація полягає у введенні радіальних газових струменів теплоносія у висхідний потік газів і відтіснення частинок матеріалу від внутрішніх стін апарату. Температурний режим робочих поверхонь сушарки повинен відповідати мінімальній адгезійній активності КСІ.

Також в роботі проведено математичне моделювання камери змішування пневматичної сушарки. При цьому виявлено, що зміна відносного кроку розміщення отворів по поверхні пневмотруби (при $F_{отв}/F_{вих} = const$) істотно впливає на неоднорідність суміші, що утворюється. Гідравлічний опір циліндричної пневмотруби при зміні числа отворів по колу або їх діаметра при

$F_{out}/F_{in} = \text{const}$ зберігається практично постійним. У конічній пневмотрубі зі збільшенням числа отворів по колу при $F_{out}/F_{in} = \text{const}$ гідравлічний опір та надлишковий тиск у газорозподільнику суттєво підвищуються. Комбінована схема введення струменів теплоносія у висхідний потік газової суміші дозволяє забезпечити високу інтенсивність нагрівання частинок матеріалу і запобігти їх контакту зі стінками пневмотруби, але характеризується найбільшим тиском у газорозподільнику та гідравлічним опором. Циліндрична форма пневмотруби є найкращою, з точки зору мінімізації гідравлічного опору і необхідного тиску в газорозподільнику, а також забезпечення високої інтенсивності нагрівання частинок. Крім того, ефект відтіснення частинок від стінок зі збільшенням температури струменя за інших рівних умов слабшає.

У третьому розділі виконано експериментальне дослідження гідродинаміки взаємодії радіальних струй зі східними потоками газу і газової суміші, що дозволить визначити основні параметри камери змішування пневматичної сушарки.

Результати, отримані при виконанні магістерської роботи мають велику практичну значимість і можуть бути використані при проектуванні камери змішування пневматичної сушарки для конвективного сушіння зернистих матеріалів.

ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАННЯ

1. Абрамович, Г.Н. Теория турбулентных струй / Г.Н. Абрамович / Репринтное воспроизведение издания 1960 г. М.: ЭКОЛИТ, 2011. 720 с.
2. Ахмедов, Р.Б. Дутьевые газогорелочные устройства / Р.Б. Ахмедов. М.: Недра, 1970. 264 с.
3. Аэров, М.Э. Аппараты со стационарным зернистым слоем: Гидравлические и тепловые основы работы / М.Э. Аэров, О.М. Тодес, Д.А. Наринский. - Л.: Химия, 1979. 176 с.
4. А. с. 488049 СССР, М. кл. F26B 17/10. Пневмотруба для сушки комкующихся дисперсных материалов [текст] / В.П. Николаенко [и др.]. - № 1998420/24-6; заявл. 21.02.74; опубл. 15.10.76. Бюл. № 38.
5. Борисов, Г.С. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Г.С. Борисов, В.П. Брыков, Ю.И. Дытнерский и др. Под ред. Ю.И. Дытнерского, 2-е изд., перераб. и дополн. М.: Химия, 1991. 496 с.
6. Бусройд, Р. Течение газа со взвешенными частицами / Р. Бусройд. М.: Мир, 1975. 380 с.
7. Воронин, Ю.Б. Пневмотранспорт измельчённой древесины (Основы расчета и проектирования) / Ю.Б. Воронин. М.: Лесная промышленность, 1977. 208 с.
8. Гельперин, Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Н.И. Гельперин. М.: Химия, 1981. В двух книгах. 812 с.
9. Горбис, З.Р. Теплообмен дисперсных сквозных потоков / З.Р. Горбис. М.-Л.: Энергия, 1964. 296 с.
10. Донат, Е.В. Расчет и конструирование пневматической сушилки: Учебное пособие / Е.В. Донат, В.В. Двинанинов. Харьков: ХПИ, 1982. 48 с.
11. Горюшинский, И.В. Емкости для сыпучих грузов в транспортно-грузовых системах: Учебное пособие / И.В. Горюшинский, И.И. Кононов, В.В. Денисов и др. Под общей редакцией И.В. Горюшинского. Самара: СамГАПС, 2003. 232с.

12. Елисеева, И.И. Эконометрика / И.И. Елисеева, С.В. Курышева, Т.В. Костеева и др. Под ред. И.И. Елисеевой. М.: Финансы и статистика, 2003. 344 с.
13. Заборсин, А.Ф. Пневмотранспорт сахара в пищевой промышленности / А.Ф. Заборсин, Т.К. Васильева. М.: Пищевая промышленность, 1979. 280 с.
14. Зайдель, А.Н. Элементарные оценки ошибок измерений / А.Н. Зайдель. Л.: Наука, 1968. 98 с.
15. Зайцев, И.Д. Машинный расчет физико-химических параметров неорганических веществ / И.Д. Зайцев, А.Ф. Зозуля, Г.Г. Асеев. М.: Химия, 1983. 256 с.
16. Зимон, А.Д. Адгезия жидкости и смачивание / А.Д. Зимон. М.: Химия, 1974. 416 с.
17. Зимон, А.Д. Что такое адгезия / А.Д. Зимон. М.: Наука, 1983. 176 с.
18. Иванов Ю.В. Газогорелочные устройства / Ю.В. Иванов. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Недра, 1972. - 376 с.
19. Иванов, Ю.В. Основы расчета и проектирования газовых горелок / Ю.В. Иванов. М.: Гостоптехиздат, 1963. 360 с.
20. Идельчик, И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям / Под ред. М.О. Штейнберга. 3-е изд., перераб. и доп. М.: Машиностроение, 1992. 672 с.
21. Инструкция по рабочему месту и охране труда аппаратчика сушки сушильно-грануляционного отделения сальвинитовой обогатительной фабрики БКПРУ-3 дирекции по производству. РИ 7.5.0-0305-3464/15-03. - Березники: ОАО «Уралкалий», 2015. 45 с.
22. Иоффе, И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии: Учебник для техникумов / И.Л. Иоффе. Л.: Химия, 1991. 352 с.
23. Каганович, Ю.Я. Промышленное обезвоживание в кипящем слое / Ю.Я. Каганович. Л.: Химия, 1990. 144 с.
24. Каганович, Ю.Я., Промышленные установки для сушки в кипящем слое / Ю.Я. Каганович, А.Г. Злобинский. Л.: Химия, 1970. 176 с.

25. Кармазин, В.И. Процессы и машины для обогащения полезных ископаемых / В.И.Кармазин, Е.Е.Серго, А.П.Жендринский и др. М.: Недра, 1974. 560 с.
26. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов / А.Г. Касаткин. 10-е изд., стереотипное, доработанное. Перепеч. с изд. 1973 г. М.: ООО ТИД «Альянс», 2004. 753 с.
27. Классен П.В. Основы техники гранулирования (Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии) / П.В. Классен, И.Г. Гришаев. М.: Химия, 1982. 272 с.
28. Клейн, Г.К. Строительная механика сыпучих тел / Г.К. Клейн. - изд. 2-е, перераб. и доп. М.: Стройиздат, 1977. 256 с.
29. Козлов, В.В. Круглая струя в поперечном сдвиговом потоке (обзор) / В.В. Козлов, Г.Р. Грек, М.В. Литвиненко и др. // Вестник НГУ. Серия: Физика. 2010. Том 5, выпуск 1. С. 9-28.
30. Лыков, М.В. Сушка в химической промышленности / М.В. Лыков. - М.: Химия, 1970. 130 с.
31. Матур, К. Фонтанирующий слой / К. Матур, Э. Эпстайн. Л.: Химия, 1978. 288 с.
32. Матусевич, Л.Н. Кристаллизация из растворов в химической промышленности / Л.Н. Матусевич. М.: Химия, 1968. 304 с.
33. Муштаев, В.И. Сушка дисперсных материалов / В.И. Муштаев, В.М. Ульянов. М.: Химия, 1988. 352 с.
34. Муштаев, В.И. Сушка в условиях пневмотранспорта / В.И. Муштаев, В.М. Ульянов, А.С. Тимонин. М.: Химия, 1984. 232 с.
35. Новицкий, П.В. Оценка погрешностей результатов измерений / П.В. Новицкий, И.А. Зограф. 2-е изд. перераб. и доп. Л.: Энергоатомиздат, 1991. 304 с.
36. Основное оборудование калийных обогатительных фабрик (Конструкции и расчёт). Пермь: ППИ, 1980. 107 с.
37. Пирумов, А.И. Обеспыливание воздуха / А.И. Пирумов. М.: Стройиздат, 1974. 207 с.

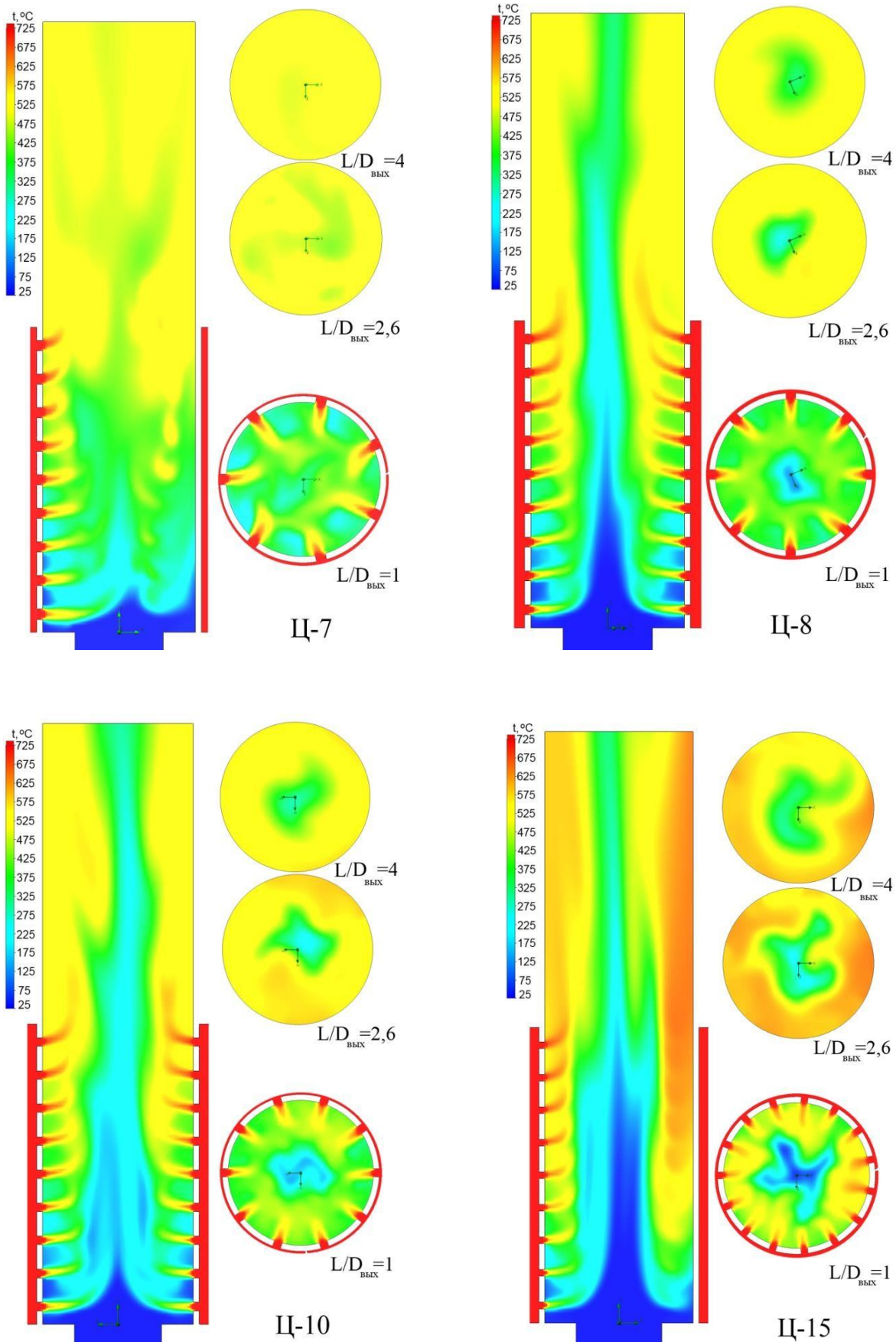
38. Плановский, А.Н. Процессы и аппараты химической технологии / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган. - М.: Госхимиздат, 1962. 841 с.
39. Протоdjяконов, И.О. Гидромеханика псевдооживенного слоя / И.О. Протоdjяконов, Ю.Г. Чесноков. Л.: Химия, 1982. 264 с.
40. Разумов, И.М. Пневмо- и гидротранспорт в химической промышленности / И.М. Разумов. М.: Химия, 1979. 248 с.
41. Разумов, И.М. Псевдооживение и пневмотранспорт сыпучих материалов / И.М. Разумов. М.: Химия, 1972. 240 с.
42. Расчеты аппаратов кипящего слоя: Справочник / Под ред. И.П. Мухленова, Б.С. Сажина, В.Ф. Фролова. Л.: Химия, 1986. 352 с.
43. Романков, П.Г. Сушка во взвешенном состоянии / П.Г. Романков, Н.Б. Рашковская. Л.: Химия, 1979. 272 с.
44. Сажин, Б.С. Основы техники сушки / Б.С. Сажин. М.: Химия, 1984. 320 с.
45. Сажин, Б.С. Типовые сушилки со взвешенным слоем материала. Обзорная информация / Б.С. Сажин, Е.А. Чувпило. Под ред. д-ра техн. наук Б.С. Сажина. ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1975. 71 с.
46. Селиверстов, А.А. К вопросу о налипании материала на рабочие поверхности пневматических сушилок / А.А. Селиверстов, И.Е. Тимофеев, С.Х. Загидуллин // Научно-технический вестник Поволжья. 2013. № 2. С. 208-211.
47. Селиверстов, А.А. Новые конвективные сушилки для многотоннажных производств / А.А. Селиверстов, И.Е. Тимофеев, С.Х. Загидуллин // Вестник ПНИПУ. Химическая технология и биотехнология. 2014. № 3. С. 67-75.
48. Селиверстов, А.А. Совершенствование техники сушки применительно к пневматическим сушилкам / А.А. Селиверстов, И.Е. Тимофеев, С.Х. Загидуллин // Вестник ПНИПУ. Химическая технология и биотехнология. 2013. № 2. С. 5-12.
49. Селиверстов, А.А. Моделирование траектории частиц в восходящем потоке газа при взаимодействии с поперечной струей / А.А. Селиверстов, С.Х. Загидуллин // Химическая технология. 2015. № 9. С. 564-569.

50. Систер, В.Г. Экология и техника сушки дисперсных материалов / В.Г. Систер, В.И. Муштаев, А.С. Тимонин. Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 1999. 670 с.
51. Соу, С. Гидродинамика многофазных систем / С. Соу. М.: Мир, 1971. 536 с.
52. Страус, В. Промышленная очистка газов / В.Страус. М.: Химия, 1981. 616 с.
53. Талиев, В.Н. Аэродинамика вентиляции: учеб. пособие для вузов / В.Н. Талиев. М.: Стройиздат, 1979. 295 с.
54. Таубер, Б.А. Внутризаводской транспорт / Б.А. Таубер, Р.Е. Калитеевский, Е.К. Громцев. Под. ред. проф. Б.А. Таубера. М.: Лесная промышленность, 1978. 239 с.
55. Тимофеев, И.Е. Особенности процесса сушки хлорида калия в пневматической трубе сушилке: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / Тимофеев Иван Егорович. Пермь, 2008. 162 с.
56. Тодес, О.М. Аппараты с кипящим зернистым слоем: Гидравлические и тепловые основы работы / О.М.Тодес, О.Б.Цитович. Л.: Химия, 1981. 296 с.
57. Федоров, И.М. Теория и расчёт процесса сушки во взвешенном состоянии / Под ред. Н.М. Михайлова. М.: Госэнергоиздат, 1955. 176 с.
58. Физико-химические свойства галургических растворов и солей. Хлориды натрия, калия и магния. Справочник. СПб: Химия, 1997. 512 с.
59. Филиппов, В.А. Конструкция, расчет и эксплуатация устройств и оборудования для сушки минерального сырья / В.А. Филиппов. М.: Недра, 1979. 309 с.
60. Филиппов, В.А. Технология сушки и термоаэроклассификации углей / В.А. Филиппов. М.: Недра, 1987. 287 с.
61. Фролов, В.Ф. Моделирование сушки дисперсных материалов / В.Ф. Фролов Л.: Химия, 1987. 208 с.
62. Холоднов, В.А. Математическое моделирование и оптимизация химико-технологических процессов: Практическое руководство / В.А. Холоднов, В.П. Дьяконов, Е.Н. Иванова, Л.С. Кирьянова. СПб.: АНО НПО "Профессионал", 2003. 480 с.

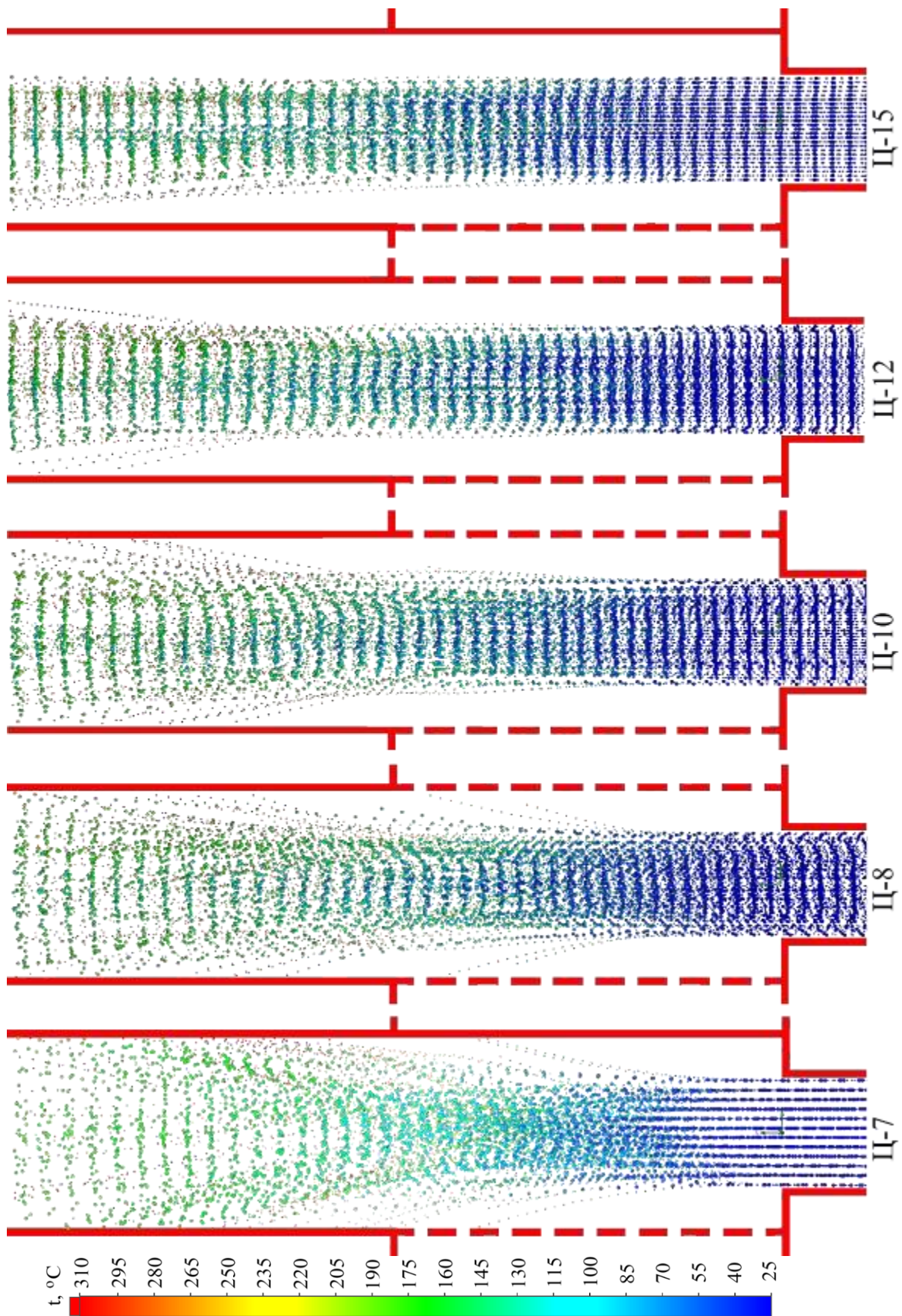
63. Чернобыльский, И.И. Машины и аппараты химических производств / И.И. Чернобыльский, А.Г. Бондарь, Б.А. Гаевский и др. Под ред. д-ра техн. наук, проф. И.И. Чернобыльского. Изд. 3-е, перераб. и доп. М.: Машиностроение, 1974. 456 с.
64. Шестаков, Е.А. К вопросу выбора сушильного аппарата при производстве хлорида калия / Е.А. Шестаков, И.Е. Тимофеев, С.А. Шестаков, А.А. Селиверстов // Вестник Казанского технологического университета 2013. Т. 16. № 15. С. 121-122.

ДОДАТКИ

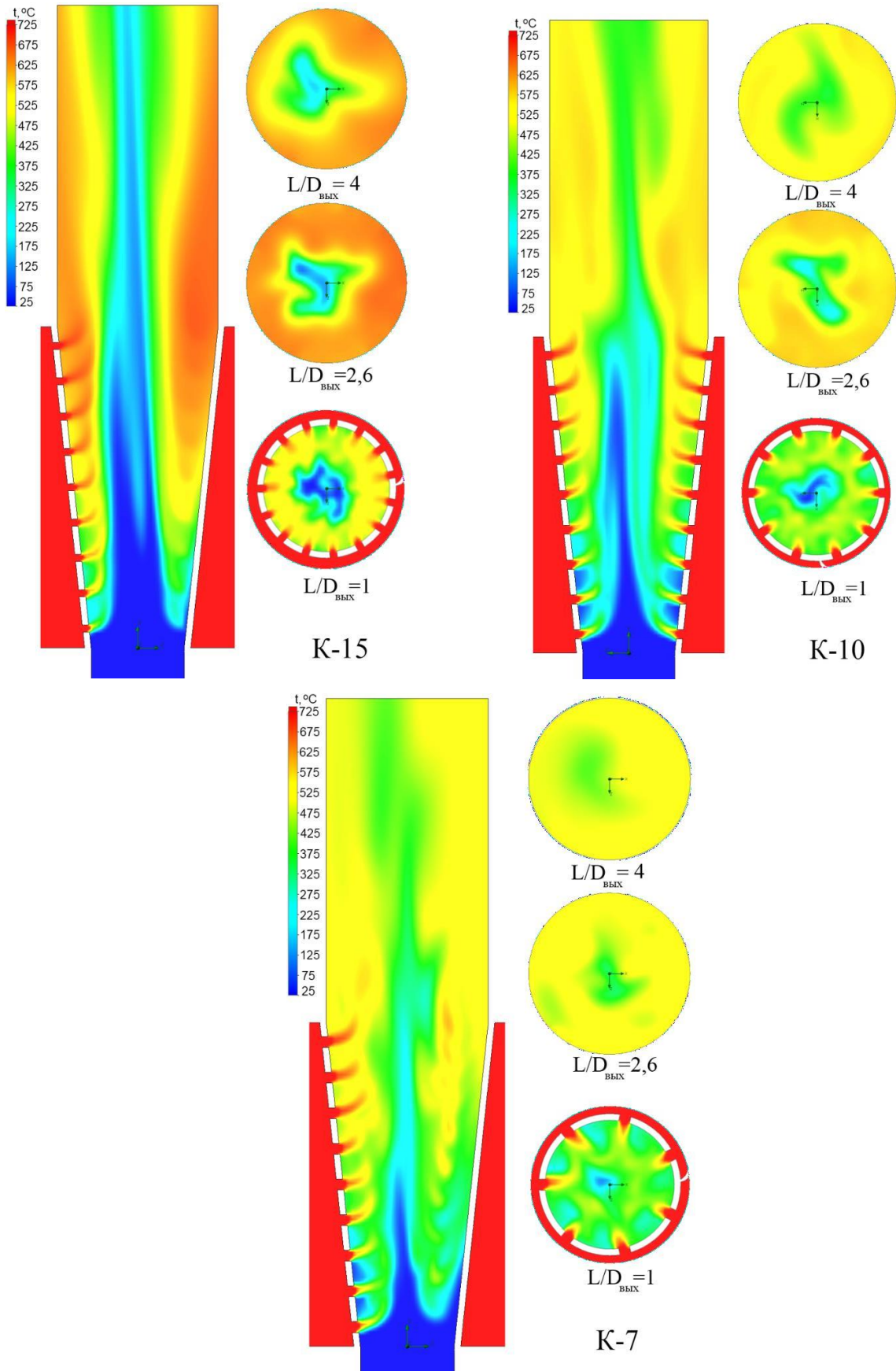
Контурні епюри температур потоку в циліндричній пневмотрубі



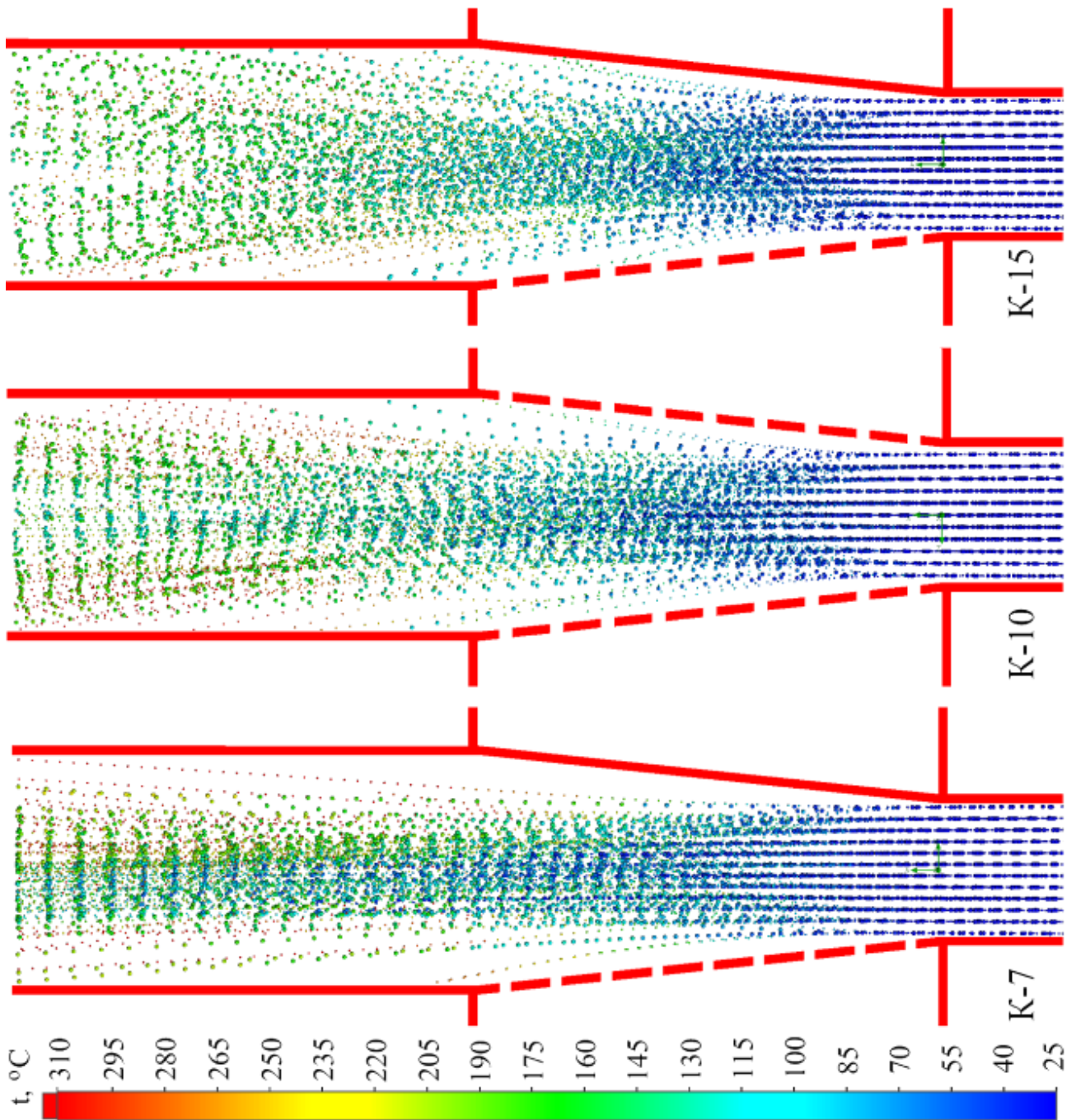
CFD-моделивання руху частинок матеріалу в циліндричній пневмотрубі



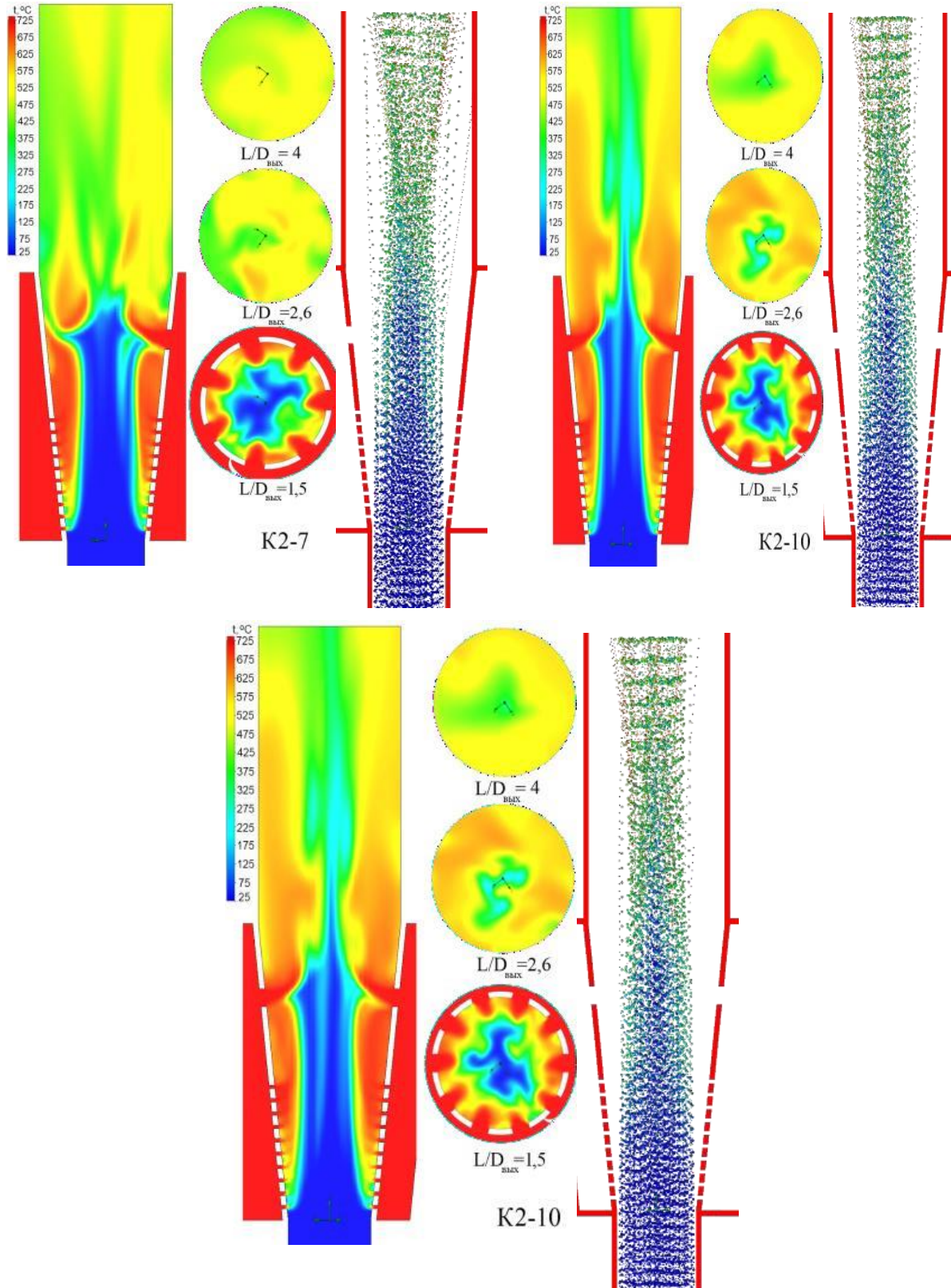
Контурні епюри температур потоку в конічній пневмотрубі



CFD-моделювання руху частинок матеріалу в конічній пневмотрубі

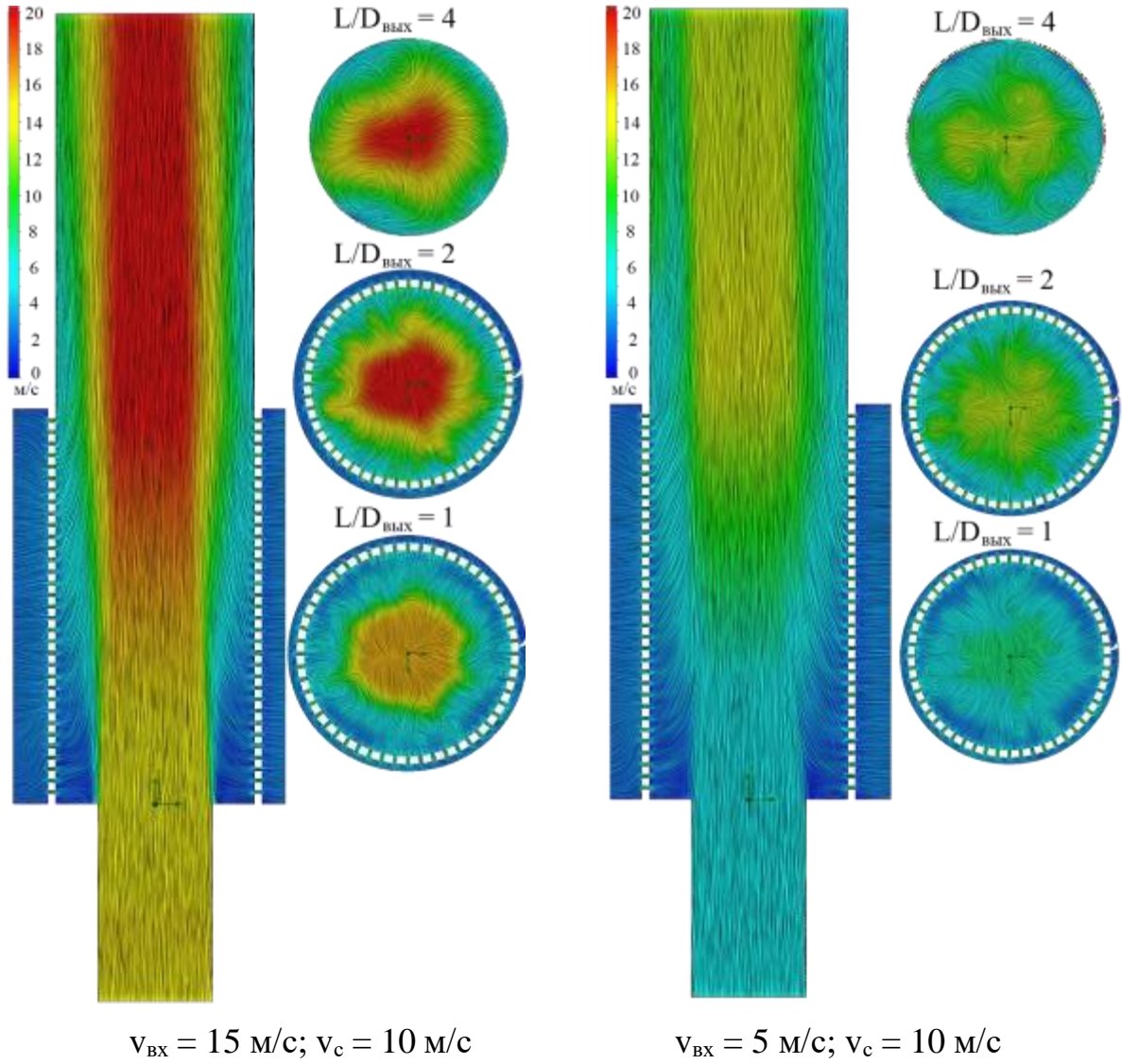


Контурні епюри температур потоку та моделювання руху частинок
матеріалу в конічній пневмотрубі



Контурні епюри швидкостей при змішуванні ізотермічних потоків

$$(F_{\text{отв}}/F_{\text{вих}} = 0,686, F_{\text{вх}}/F_{\text{вих}} = 0,336)$$



**Контурні епюри статичних тисків при змішуванні ізотермічних
потоків ($F_{отв}/F_{вих} = 0,686$, $F_{вх}/F_{вих} = 0,336$)**

